



UNIVERSIDAD NACIONAL
de MAR DEL PLATA
.....

DISEÑO DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN DE BIOMASA A PARTIR DE CÁSCARA DE MANÍ

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA



BUYO, MACARENA
CARABELOS, GUADALUPE
GÓMEZ, MELINA
PÉREZ D'AMICO, CONSTANZA

DICIEMBRE 2019





RINFI se desarrolla en forma conjunta entre el INTEMA y la Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.

Tiene como objetivo recopilar, organizar, gestionar, difundir y preservar documentos digitales en Ingeniería, Ciencia y Tecnología de Materiales y Ciencias Afines.

A través del Acceso Abierto, se pretende aumentar la visibilidad y el impacto de los resultados de la investigación, asumiendo las políticas y cumpliendo con los protocolos y estándares internacionales para la interoperabilidad entre repositorios



Esta obra está bajo una [Licencia Creative Commons Atribución-
NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/).

*Diseño de una planta de gasificación
de biomasa a partir de cáscara de
maní*

Autores:

Buyo, Macarena
Carabelos, Guadalupe
Gómez, Melina
Pérez D'Amico, Constanza

Docentes:

Castañer, Julieta
García de la Mata, Manuel
Marcovic, Norma
Soulé, Ezequiel

Índice

<i>Capítulo 1: Estudio preliminar</i>	10
1. Introducción	11
2. Biomasa	12
2.1 Definición	12
2.2 Tipos de Biomasa	14
2.2.1 Biomasa lignocelulósica	14
2.2.2 Cultivos y hortalizas	15
2.2.3 Desechos	15
3. Gas de síntesis	17
3.1 ¿Qué es el gas de síntesis? Usos y aplicaciones de productos y subproductos	17
3.1.1. Aplicaciones para síntesis química	17
3.1.2 Aplicaciones térmicas	17
3.1.3 Aplicaciones energéticas	17
3.2 Syngas en el mundo	18
3.2.1 Historia del syngas	18
3.2.2 Gas de síntesis en la actualidad	18
3.3 Syngas en Argentina	20
3.4 Ventajas y desventajas de la gasificación de biomasa	22
4. Proceso de obtención del gas de síntesis	23
4.1 Tratamiento previo	23
4.2 Química del proceso	24
4.3 Tipos de agentes gasificantes	25
4.4 Tipo de gasificadores	26
4.4.1 Gasificadores de lecho fijo	27
4.4.2 Gasificadores de lecho fluidizado	29
4.4.3 Gasificación por plasma	33
4.5 Comparación de gasificadores	33
4. Tratamiento posterior: limpieza y acondicionamiento	35
5. Generación de electricidad a partir del syngas	36
5.1 Motogenerador	36
5.2 Turbina de gas	36
5.3 Ciclo combinado (GICC)	36
5.4 Comparación de motor frente a turbina	36

5.5 Comparación de motor frente a ciclo combinado	37
6. Caso de estudio. Justificación del proyecto	38
7. Diagrama de bloques	41
8. Marco legal	41
9. Conclusión	43
10. Bibliografía	44
<i>Capítulo 2: Análisis de la reacción química</i>	46
1. Introducción	47
2. Modelado de fenómenos de gasificación	49
2.1 Modelado termodinámico	50
2.2 Modelado cinético	51
2.3 Clasificación de los modelos de gasificación	52
2.3.1 Modelos Cero-Dimensionales	52
2.3.2 Modelos unidimensionales	52
2.3.3 Modelos multidimensionales - Modelos CFD	52
3. Modelos de interés	53
3.1 Wang y Kinoshita	53
3.2 Sharma	54
3.3 Giltrap	54
4. Ajuste del modelo	58
4.1 Condiciones iniciales del modelo	58
4.2 Cálculo de constantes de equilibrio, calores de formación y calores específicos	62
4.3 Validación del modelo	63
4.4 Análisis de sensibilidad	68
5. Parámetros finales	71
5.1 Biomasa	71
5.2 Aire	71
5.3 Condiciones de operación: temperatura y presión	72
6. Conclusión	73
7. Bibliografía	74
<i>Capítulo 3: Diseño del reactor</i>	75
1. Introducción	76
2. Configuración del reactor Downdraft	76
3. Dimensionamiento del gasificador Downdraft	79
3.1 Escalado	79

3.2 Propuesta de diseño	81
4. Diseño Mecánico-estructural	84
4.1 Material del reactor y aislación	84
4.2 Espesor del material del reactor	88
4.3 Espesor del material aislante	89
4.4 Partes fundamentales del gasificador	94
4.4.1 Camisa de acero inoxidable	94
4.4.2 Campana	94
4.4.3 Inyectores de aire	94
4.4.4 Puerto de cenizas	95
4.4.5 Módulo de alimentación de sólidos	95
5. Sistema de control	96
5.1 Instrumentos para la medición	96
5.1.1 Medidores de Presión	96
5.1.2 Medidores de caudal de materia prima	96
5.1.3 Medidores de temperatura	96
5.1.4 Medidores de caudales de aire y syngas	98
5.2 Control	98
5.2.1 Controles de nivel de combustible	98
5.2.2 Controles de presión	98
5.2.3 Controles de temperatura	99
5.2.4 Controles de aire	99
5.2.5 Controles de syngas	100
5.2.6 Sistema de control propuesto	100
6. Puesta en marcha	101
7. Conclusión	102
8. Anexo 1	102
9. Bibliografía	105
<i>Capítulo 4: Balances globales de la planta</i>	107
1. Introducción	108
2. Pretratamiento	108
2.1 Tamaño de la partícula	108
2.2 Humedad de la biomasa	108
3. Proceso de gasificación	109
3.1 Dimensiones del gasificador y condiciones de operación	109

3.2 Productos	109
3.3 Contaminantes del gas	110
3.3.1 Char y cenizas	110
3.3.2 Tar	110
3.3.3. Óxidos de azufre	111
3.3.4 Óxidos de nitrógeno	112
4. Marco legal para los contaminantes	112
5. Requerimientos para motor de combustión interna	113
6. Limpieza y acondicionamiento del gas	113
6.1 Eliminación de char y cenizas	114
6.1.1 Ciclón	114
6.2 Filtro de tela	115
6.3 Eliminación de tar	116
6.3.1 Intercambiador de calor	116
6.4 Eliminación de SO ₂	116
6.4.1 Depurador por vía seca	117
6.5 Eliminación de agua condensada	118
6.5.1 Filtros demister (Desnebulizador)	118
6.6 Eliminación NO _x	119
6.6.1 Reducción mediante reacción química catalítica selectiva (SCR)	119
7. Balances de masa por etapas	120
7.1 Balance de masa para el gasificador	120
7.2 Cantidades de óxidos de azufre y nitrógeno generadas	121
8. Diagrama de flujo	123
9. Conclusión	126
10. Bibliografía	127
<i>Capítulo 5: Diseño del sistema de purificación</i>	129
1. Introducción	130
2. Principales contaminantes	130
2.1 Dióxido de azufre (SO ₂)	130
2.2 Óxidos de nitrógeno (NO _x)	131
2.3 Partículas en suspensión (PM)	131
3. Equipos	132
3.1 Ciclón	132
3.1.1 Diseño de ciclones	138

3.1.2 Cálculo de la eficiencia del ciclón	142
3.1.3 Salida del ciclón	145
3.2 Filtro granular	146
3.3 Depurador por vía seca de SO ₂ SDA	147
3.3.1 Química del depurador seco	150
3.3.2 Volumen del Depurador	151
3.3.3 Preparación de la lechada de cal	151
3.4 Filtro Electrostático	156
3.5 Filtro tipo Demister	157
4. Conclusión	158
5. Anexo: Sistema de reducción Selectiva Catalítica: SCR	158
6. Bibliografía	172
<i>Capítulo 6: Equipos auxiliares e integración energética</i>	174
1. Introducción	175
2. Transporte de sólidos	175
2.1 Partes principales	176
2.2 Cálculo de la potencia del elevador	178
2.3 Ventajas y desventajas	179
3. Tipos de tuberías	179
3.1 Syngas	179
3.2 Cañerías de servicios	184
3.2.1 Agua	184
3.2.2 Aire	184
4. Cálculo de temperaturas y presiones a lo largo de la cañería	184
4.1 Diagrama de Flujo de la Planta	184
4.2 Diseño de la red de intercambio de calor	187
4.3 Pérdidas de calor en cañerías	189
4.4 Intercambiador de calor	196
4.5 Cálculo de la torre de enfriamiento	198
4.6 Temperatura de entrada al motor	205
4.6.1 Diseño del intercambiador de tubos y coraza	206
4.7 Pérdidas de carga por equipo	207
4.7.1 Ciclón	208
4.7.2 Soplador en la línea de syngas	209
4.7.3 Filtro granular	211

4.7.4 Depurador en seco	212
4.7.5 Filtro electroestático	212
4.7.6 Demister	213
4.6.7 Soplador de aire a la entrada del gasificador	213
5. Elección del motogenerador	215
6. Potencias eléctricas consumidas	216
6.1 Filtro electrostático	216
6.2 Potencia consumida por equipo	217
7. Conclusión	217
8. Bibliografía	218
<i>Capítulo 7: Evaluación económica</i>	220
1.Introducción	221
2. Estimación del costo de inversión (CapEx)	221
2.1 Equipamiento	222
2.1.1 Silos de almacenamiento	223
2.1.2 Elevador de cangilones	223
2.1.3 Gasificador	224
2.1.4 Sopladores	224
2.1.5 Quemador	224
2.1.6 Ciclón	224
2.1.7 Tanques almacenamiento tar, char y cenizas	225
2.1.8 Intercambiadores de calor	225
2.1.9 Filtro Granular	225
2.1.10 Torre de enfriamiento	226
2.1.11 Bombas de agua	226
2.1.12 Aislante para cañería	226
2.1.13 Columna de intercambio iónico	226
2.1.14 Tanque de almacenamiento de agua blanda para lechada	227
2.1.15 Apagador	227
2.1.16 Depurador de vía seca	227
2.1.17 Bomba de desplazamiento positivo para lechada	227
2.1.18 Filtro electrostático	228
2.1.19 Tanque de almacenamiento de $\text{CaSO}_3 \cdot 12 \text{H}_2\text{O}$	228
2.1.20 Desnebulizador	228
2.1.21 Moto-generador	228

2.2. Estimación de Inversión Fija	230
2.2.1 Inversión directa	230
2.2.2 Inversión indirecta	232
2.3 Terreno	233
2.4 Capital de trabajo e inversión total	234
3. Estimación del costo de operación (OpEx)	235
3.1. Costos variables	236
3.2. Costos fijos	240
3.3 Costos de operación totales	242
4. Rentabilidad	243
4.1 Ingresos por ventas	243
4.2 Cuadro de fuentes y uso de fondos	243
4.3 Valor presente	244
4.4 Tasa interna de retorno	245
4.5 Tiempo de repago	246
4.6 Análisis de rentabilidad	246
4.6.1 Punto de equilibrio	246
4.6.2 Análisis de sensibilidad	247
5. Cronograma	248
6. Conclusión	249
7. Bibliografía	250
<i>Capítulo 8: Planta de recuperación de CO₂</i>	252
1. Introducción	253
2. Usos del CO ₂	253
2.1 CO ₂ gas	253
2.2 CO ₂ líquido	253
2.3 CO ₂ sólido	254
3. Métodos de captura de CO ₂	255
3.1 Adsorción Física en sólidos	255
3.2 Absorción con reacción reversible	255
3.3 Absorción física en líquidos	255
3.4 Métodos criogénicos	255
3.5 Separación de membranas selectivas	255
4. Sistema elegido: Proceso de absorción de CO ₂ con reacción reversible	256
4.1 Enfriamiento	259

4.2 Absorción química	259
4.2.1 Alcanoaminas para la captura de CO ₂	259
4.2.2 Selección del equipo de contacto	261
4.2.4 Diseño	262
4.3 Regeneración	265
4.3.1 Diseño de la columna de regeneración	265
4.3.2 Intercambiador de calor entre equipos	268
5. Acondicionamiento del CO ₂ para su comercialización	269
5.1 Compresión	270
5.2 Enfriamiento auxiliar	270
5.3 Tratamiento y secado del gas	271
5.4 Licuefacción del gas	272
5.5 Almacenamiento	273
6. Venta de CO ₂	274
7. Conclusión	274
8. Bibliografía	276
Conclusión general	277

Capítulo 1

Estudio preliminar

1. Introducción

Las alteraciones en el clima debidas al aumento de temperatura causadas por el efecto invernadero representan un riesgo para la humanidad y otras especies. Las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) de actividades antropogénicas, como la quema de combustibles fósiles para la generación de energía, son las principales contribuyentes al cambio climático. Esto requiere un cambio de fuentes de energía convencionales a renovables.

En los últimos años se está hablando fuertemente sobre la crisis energética asociada al aumento sostenido del consumo de energía a nivel mundial, principalmente por parte de las economías emergentes, y el agotamiento de las fuentes generadoras convencionales. Se pronostica que para el año 2030, el consumo será un 25 % superior al actual, siguiendo la tendencia de la última década (ver Figura 1.1).

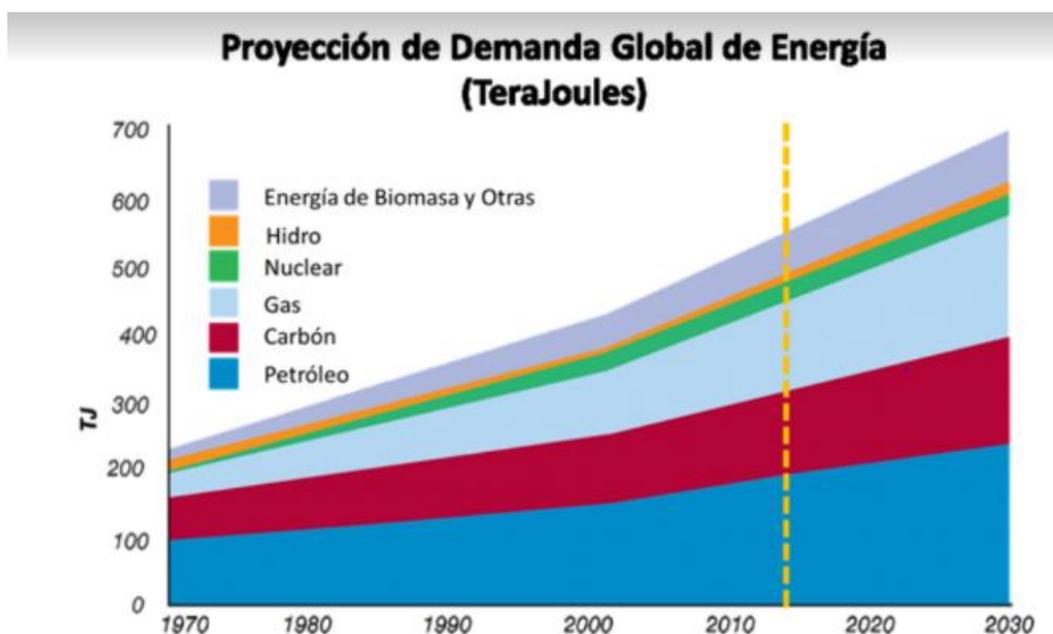


Figura 1.1: Historial del consumo energético mundial y proyecciones.^[1]

Del gráfico de la Figura 1.1, se deduce que cerca del 88% del consumo mundial tiene su origen en fuentes no renovables: 35% lo representa el petróleo, el carbón mineral ocupa un 20% aproximadamente, el gas natural genera un 25% de la energía y el 8% restante lo aportan las plantas de energía nuclear. La diferencia, un 12%, está repartido entre energía hidráulica, biomasa y otras fuentes renovables como la eólica, solar, geotérmica y mareomotriz.^[1]

Al examinar transversalmente el panorama energético de Argentina, se desprende una consideración fundamental. Ésta se encuentra en la composición de su oferta, la cual se encuentra signada por la concentración de los energéticos fósiles –petróleo y gas natural– que al año 2015 representaban el 89% de la misma. Este valor supera la tasa mundial, estimada en el 80% y la regional, calculada en el 71%.

Tomando como referencia el contexto sudamericano, Argentina es el primer consumidor de gas natural, con 42.8 millones de toneladas de equivalente de petróleo (Mtoe), superando incluso a Brasil, con 36.8 Mtoe. En cuanto a las energías renovables, se observa que han logrado márgenes de crecimiento, por ejemplo, la hidráulica, la solar o la eólica, entre otras, aunque siguen siendo poco significativas dentro del colectivo energético (véase Tabla 1.1).^[2]

Tabla 1.1: Evolución de la producción de energías primarias^[2]

<i>Energías primarias</i>	<i>Años</i>						
	<i>(Producción en miles de Tep)*</i>	1970	1980	1990	2000	2010	2015
Energía hidráulica		0.56	3.9	3.8	4.7	4.6	4.8
Energía nuclear		s/d	2	4.4	s/d	s/d	s/d
Gas natural		22.2	27.8	39	52.7	52.1	51.5
Petróleo		68.4	61	48.9	38.5	38.2	37.5
Carbón mineral		1.2	0.54	0.31	0.05	0.04	0.02
Leña		3.4	1.5	1	0.94	1	1.2
Bagozo		1.1	1.6	0.86	1.1	1	1
Aceites vegetales		s/d	s/d	s/d	1.3	2.1	2.2
Alcoholes vegetales		s/d	s/d	s/d	0.01	0.08	0.5
Energía eólica		s/d	s/d	s/d	0.1	0.1	0.2
Energía solar		s/d	s/d	s/d	s/d	s/d	0.001
Otras primarias		2.9	1.4	1.4	0.3	0.4	0.4

(*) Porcentajes obtenidos con base en los valores expresados. Sin datos (s/d).

Fuente: elaboración propia según datos del Ministerio de Energía y Minería de Argentina.

2. Biomasa

2.1 Definición

Por biomasa se entiende todo compuesto orgánico originado en un proceso biológico, de manera espontánea o provocada, y que es utilizable como fuente de energía. Bajo esta definición, entonces, se pueden encontrar materia vegetal y animal, ya sea de origen natural, industrial o domiciliario. A diferencia de los combustibles fósiles, la biomasa no lleva millones de años en desarrollarse.

Es considerada un combustible renovable y a su vez un combustible neutral respecto al carbono. Esto es porque cada año una vasta cantidad de biomasa crece a través de la fotosíntesis absorbiendo CO₂ de la atmósfera. Cuando se quema, libera ese CO₂ que las

plantas habían absorbido por lo que no se le está agregando CO₂ al planeta. De toda esa cantidad de biomasa, solo el 5% pueden ser potencialmente fuentes de energía. De todas formas, estas cantidades serían suficientes para proveer con el 26% de energía que el mundo consume.

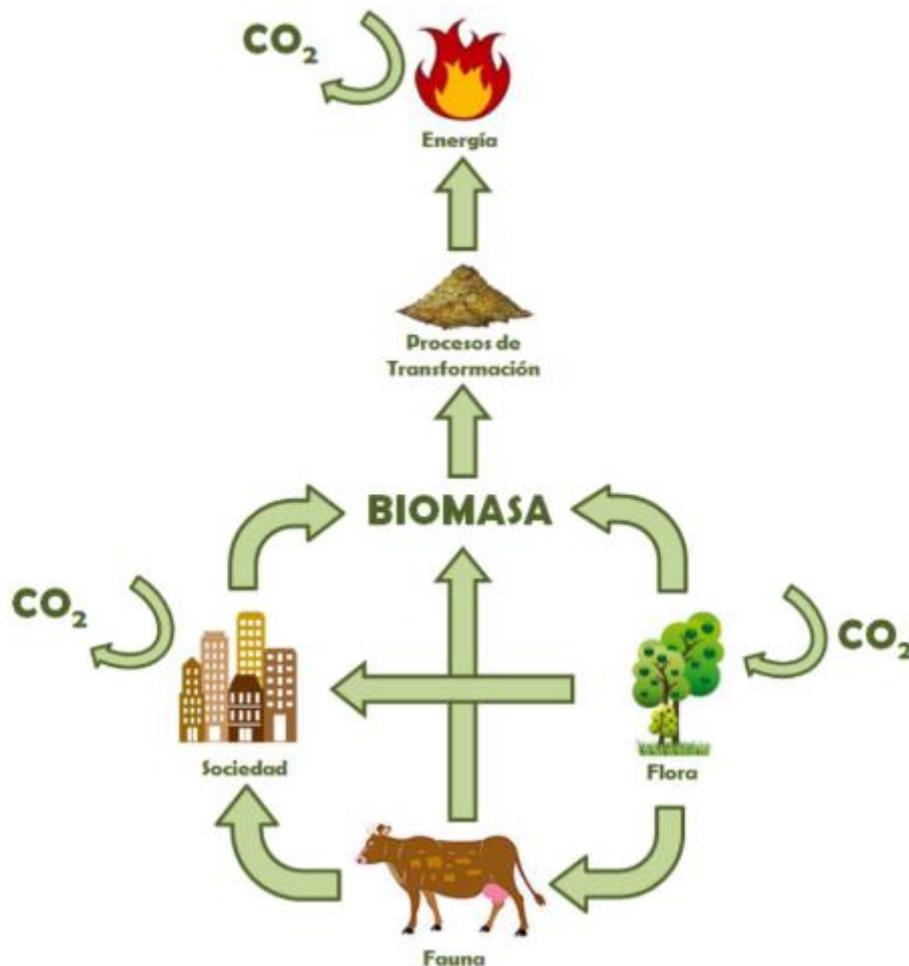


Figura 1.2: Esquema del origen y uso de la biomasa. ^[1]

En la Figura 1.2 se muestra el ciclo de carbono de la biomasa como fuente energética. La principal característica de la biomasa es su renovabilidad que viene dada por la simplicidad de las condiciones de formación y el corto plazo que toma en comparación a los combustibles fósiles. Además, la biomasa tiene una ventaja sobre otras fuentes renovables, ya que depende menos de la ubicación y del clima, es fácilmente almacenable y transportable y está disponible en abundancia. ^[1]

Las áreas rurales en las naciones subdesarrolladas dependen de la biomasa para actividades esenciales como cocinar y calentar. Además, la biomasa de desechos está, a menudo, más disponible y puede ser tan útil como un combustible de bajo costo. Esto la hace viable y prometedora como fuente de energía. Los países desarrollados también se están centrando en la biomasa como una opción de energía sostenible, ya que es abundante y tiene un menor impacto ambiental en comparación con los combustibles fósiles ^[3]

2.2 Tipos de Biomasa

La biomasa proviene de varias fuentes como se muestra en la Tabla 1.2.

Tabla 1.2: Fuentes de biomasa^[4]

Virgen	Biomasa terrestre	Biomasa forestal Pastos Cultivos
	Biomasa acuática	Algas Plantas acuáticas
Desechos	Desechos municipales	Desechos municipales sólidos Biosólidos Aguas residuales Gas de vertedero
	Desechos sólidos de agricultura	Ganado y estiércol Residuo agrícola
	Residuos forestales	Cortezas, hojas, residuos del suelo
	Desechos industriales	Madera de demolición, aserrín Residuos de aceite o grasa

2.2.1 Biomasa lignocelulósica

Una parte importante de la biomasa es la lignocelulosa, por lo que este tipo se describe en detalle. El material lignocelulósico es la parte fibrosa y sin almidón de los materiales vegetales. La celulosa, la hemicelulosa y la lignina son sus tres componentes principales. A diferencia de los carbohidratos o el almidón, la lignocelulosa no es fácilmente digerible por los seres humanos. Además no es parte de la cadena alimentaria humana, y por lo tanto su uso para biogás o bioaceite no amenazan el suministro de alimentos del mundo.

El tronco y las hojas de las plantas del árbol forman el grupo más grande de biomasa. Estos se clasifican como lignocelulósicos, sus constituyentes dominantes son celulosa, hemicelulosa y lignina.

Existe un creciente interés en el cultivo de plantas exclusivamente para la producción de energía. Por lo general tienen un corto período de crecimiento y altos rendimientos, y requieren poco o ningún fertilizante, por lo que proporcionan un rápido retorno de la inversión. Dichos cultivos energéticos están densamente plantados.

2.2.2 Cultivos y hortalizas

Mientras que el cuerpo de una planta o árbol (tronco, ramas, hojas, etc.) es lignocelulósico, la fruta (cereal, verdura) es una fuente de carbohidratos, almidón y azúcar. Algunas plantas como la canola también proporcionan grasa. Debido a que sirven como alimento humano, el uso de cultivos o vegetales para la producción de productos químicos y la energía debe ser pensado cuidadosamente ya que podría afectar los suministros de alimentos.

En comparación con los compuestos lignocelulósicos, los carbohidratos son más fáciles de disolver, por lo que es relativamente fácil derivar combustibles líquidos de ellos a través de la fermentación u otros procesos. Por esta razón, la mayoría de las plantas comerciales de etanol utilizan cultivos como materia prima. Hay dos tipos de biomasa de cultivos: (1) los cultivos agrícolas cosechados para la producción de alimentos y (2) los cultivos energéticos para producción de energía.

2.2.3 Desechos

Por un lado se encuentran los residuos sólidos urbanos, por el otro, los desechos de actividades agrícolas.

Los residuos urbanos son biomasa secundaria, ya que se derivan de la biomasa primaria (árboles, verduras, carne) durante diferentes etapas de su producción o uso. Los residuos sólidos municipales (RSU) son una fuente importante de biomasa residual, y gran parte de ellos provienen de fuentes renovables como restos de comida, recortes de césped, hojas y papeles. Los componentes no renovables de los RSU como plásticos, vidrio y metales no se consideran biomasa. Los lodos de aguas residuales que contienen excrementos humanos, grasa y desechos de alimentos son una importante fuente de biomasa. Otro desperdicio es el aserrín, producido en los aserraderos durante la producción de madera.

Desechos agrícolas como bagazo, residuos de caña de azúcar, cáscara y paja de arroz, cáscara de coco y cáscara de maní son opciones prometedoras como materia prima para gasificación. Su contenido calórico varía de 12 a 16 MJ/kg (base seca), con un contenido de cenizas de hasta el 20%. Sin embargo, la pulverización es necesaria antes de su uso como materia prima para mejorar su densidad aparente y reducir el costo de transporte.

En general, para la gasificación se emplean residuos de baja humedad para evitar la pérdida de energía en el secado; debido a esto la biomasa leñosa y las plantas herbáceas con bajo contenido de humedad son las dos opciones principales. Los porcentajes de humedad se encuentran en la Tabla 1.3.

Tabla 1.3: Contenido de humedad en biomosas.

Tipos de biomasa	% de humedad (en base húmeda)
Jacinto de agua	95.3
Estiércol de ganado lechero	88.0
Paja de arroz	50.0-80.0
Desperdicio de alimentos	70.0
Tallos de maíz	40.0-60.0
Sauce	60.0
Corteza de madera	30.0-60.0
Bagazo	45.0-50.0
Álamo	45.0
Aserrín	25.0-55.0
Paja de trigo	8.0-20.0
Césped	13.0-15.0
Gránulos RDF	25.0-35.0
Cáscara de arroz	7.0-10.0
Miscanthus	11.5
Pino danés	8.0
Abeto	6.5

Toda la biomasa contiene celulosa, hemicelulosa y lignina en porcentajes variables, junto con un componente inorgánico que es la fuente de cenizas (la Tabla 1.4 muestra las composiciones respectivas de algunas biomosas comúnmente gasificadas). Su composición relativa de lignocelulosa desempeña un papel importante en la descomposición y conversión de energía durante la gasificación. La variación de estos constituyentes en las materias primas produce productos con diferentes valores caloríficos. En general, cuanto mayor sea el contenido de celulosa y hemicelulosa, mayor será el volumen de productos gaseosos formados. Esto hace que la selección de una materia prima apropiada para los productos deseados sea una consideración vital.

Tabla 1.4: Composición de algunos tipos de biomasa.

Tipos de biomasa	Celulosa (%)	Hemicelulosa (%)	Lignina (%)	Otros (%)
Madera blanda	41	24	28	7
Madera dura	39	35	20	7
Paja de trigo	40	28	17	15
Paja de arroz	30	25	12	33
Bagazo	38	39	20	3
Madera de roble	34.5	18.6	28	-
Madera de pino	42.1	17.7	25	-
Madera de abedul	35.7	25.1	19.3	-
Madera de abeto	41.1	20.9	28	-
Cáscara de semilla de girasol	26.7	18.4	27	-
Cáscara de coco	24.2	24.7	34.9	-
Cáscara de almendra	24.7	27	27.2	-
Basura de aves de corral	27	17.8	11.3	20
Planta de hoja caduca	42	25	21.5	11.5
Planta de coníferas	42	26	30	2
Planta de sauce	50	19	25	6
Planta de alerce	26	27	35	12

3. Gas de síntesis

3.1 ¿Qué es el gas de síntesis? Usos y aplicaciones de productos y subproductos

El gas de síntesis o syngas es un combustible gaseoso obtenido a partir de sustancias ricas en carbono sometidas a un proceso químico a alta temperatura que contiene cantidades variables de monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂).

El syngas es una fuente vital de combustibles y productos químicos benignos para el medio ambiente. Además, es un combustible adecuado para la producción de electricidad y con él también se pueden fabricar gasolina, diésel y otros productos químicos.

3.1.1. Aplicaciones para síntesis química

Una variedad de productos químicos y combustibles pueden obtenerse directamente del gas de síntesis, como los hidrocarburos, metanol, alcoholes, hidrógeno y el metano, los cuales son accesibles por diferentes vías. Además, se puede obtener un rango adicional de combustibles y productos químicos a través del metanol, produciendo combustibles de hidrocarburos, olefinas y compuestos oxigenados como éteres, ácido acético y anhídrido acético.^[5]

3.1.2 Aplicaciones térmicas

El gas productor también se puede quemar directamente al aire libre y, por lo tanto, se puede usar para cocinar, hervir agua, producir vapor y secar alimentos y otros materiales.

- Secador: el gas caliente después de la combustión se puede mezclar con la cantidad adecuada de aire secundario para bajar su temperatura al nivel deseado para su uso en secadores en las industrias.
- Hornos: donde se requieren temperaturas de 800–950 ° C.
- Calderas: el gas se puede usar como combustible en calderas para producir vapor o agua caliente.^[6]

3.1.3 Aplicaciones energéticas

El gas productor se puede usar para generar potencia motriz para operar motores de combustible dual (que funcionan con una mezcla de gas y diesel, con reemplazo de gas de hasta el 85% del diesel) o motores que funcionan solo con gas productor (100% diesel reemplazado). En general, la eficiencia eléctrica del combustible de la gasificación es mucho mayor que la de la combustión directa: la eficiencia de conversión de la gasificación es del 35% al 45%, mientras que la de la combustión realizada en calderas es solo del 10% al 20%. La electricidad generada se puede alimentar a la red o se puede utilizar para operaciones

agrícolas, irrigación, refrigeración o almacenamiento en frío, y otras aplicaciones comerciales e industriales.^{[6][3]}

3.2 Syngas en el mundo

3.2.1 Historia del syngas

Uno de los primeros gasificadores en utilizar carbón para producir gas de síntesis para aplicaciones térmicas y eléctricas fue en Londres en la década de 1850. Sin embargo, la tecnología de la gasificación avanzó lentamente en los siguientes 100 años, pero en las últimas décadas ha habido un aumento importante en el nivel de sofisticación, tipos de aplicación y tipos de gasificadores a lo largo del mundo. Hoy en día, cientos de gasificadores con capacidades que van del rango de pocos kilowatts a 500 megawatts generan syngas a partir de diferentes tipos de combustibles para la producción de electricidad, calor, químicos y combustibles sintéticos.

Cerca del 99% del gas sintético producido en el mundo para el año 2015 provenía de combustibles fósiles incluyendo el carbón, petróleo y coque de petróleo. La biomasa presenta desafíos importantes en cuanto a la gasificación, como son su baja densidad energética, inconsistencia en características químicas y físicas, dificultades en pre-tratamiento y la indeseada producción de alquitrán¹ en el gas de síntesis. Sin embargo, la gasificación de biomasa ha estado creciendo a ritmo acelerado en los últimos años y al día de hoy hay varias plantas rentables a escala industrial que llegan a procesar más de 500 toneladas por día de biomasa.^[7]

Un ejemplo de gasificación en el mundo es el que se dio en India, donde se ha visto un despliegue importante en lugares como Karnataka, en el cual se han construido dos gasificadores de 500 kW. Uno de los proyectos exitosos que emplea un sistema de generación de energía basado en gasificación de biomasa descentralizada es el que se da en la aldea india no electrificada llamada Hosahalli y esto refleja enfáticamente la naturaleza prometedora de los sistemas de gasificación. La energía obtenida de este sistema se empleó para iluminación, suministro de agua potable a través de tuberías, suministro de agua de riego y molienda de harina.

En Europa hay numerosas plantas donde se gasifica la biomasa y se genera energía eléctrica y térmica, desde pequeña a gran escala. Estas plantas están en desarrollo continuo debido a los altos precios de energía en el viejo continente y políticas de reducción de gases con efecto invernadero.

3.2.2 Gas de síntesis en la actualidad

La tecnología IGCC (gasificación integrada en ciclo combinado) permite el uso de combustibles sólidos, como el carbón, coque de petróleo o biomasa en una central con la eficiencia propia de los ciclos combinados. Para ello, el combustible es gasificado con el

¹ Alquitrán: sustancia líquida de origen orgánico, aceitosa, viscosa, densa y de olor característico. Está compuesta de carbono e hidrógeno. También se lo conoce como tar.

oxígeno producido en una Unidad de Separación de Aire (ASU), y el gas sintético producido es enfriado, y limpiado exhaustivamente de partículas sólidas y contaminantes para su combustión en la turbina de gas de un ciclo combinado. Para entender el estado actual de la tecnología IGCC es importante tener una visión global de los proyectos existentes que la utilizan y de aquellos que aún están en desarrollo. Actualmente son seis las grandes centrales de generación eléctrica que operan comercialmente con esta tecnología. En la Tabla 1.5 se resume información clave sobre cada proyecto, como su combustible, capacidad, eficiencia, entre otras características.

Tabla 1.5: Información acerca de plantas gasificadoras de biomasa a nivel mundial. [8]

Nombre	Polk Power Station	Willem-Alexander Power Plant	Puertollano Power Plant	Nakoso Power Station	Vresova Power Plant	Negishi Power Station	Wabash River Power Station
Operador	Tampa Electric	N. V. NUON Energy	ELCOGAS	Clean Coal Power R&D / Joban Joint Power Company	SUAS	Nippon Petroleum Refining Co.	sgSolutions / Duke Energy
Ubicación	Polk County, Florida, EEUU	Buggenum, Países Bajos	Puertollano, España	Iwaki City, Japón	Vresova, República Checa	Yokohama, Japón	Vigo County, Indiana, EEUU
Inicio de operación demostrativa	1996	1994	no aplica	2007	no aplica	no aplica	1995
Inicio de operación comercial	2001	1998	1998	2013	1996	2003	1999
Potencia instalada neta (MW)	250	253	298	250	400	342	262
Eficiencia térmica (respecto al PCS)	37,5	41,4	41,5	40,5	n.d.	46	39,7
Combustible	Bituminoso / petcoke	bituminoso / biomasa (madera 30%)	Bituminoso / petcoke	Bituminoso / Sub bituminoso	Lignita	Asfalto	Bituminoso / petcoke
Turbina de gas	GE MS7001FA	Siemens V94.2	Siemens V94.2	Mitsubishi M 701 DA	EGT Frame 9E (9171 E)	Mitsubishi M 701F	GE MS7001FA
Gasificador	GE Energy / Chevron Texaco	Shell	Prenflo	Experimental (soplado por aire)	Lurgi & FE	GE Energy / Chevron Texaco	Conoco Philips
Recuperador de azufre	Planta de H2SO4	Planta Claus	Planta Claus	Recuperador de Gypsum	Planta de H2SO4	Lurgi Oxyclaus	Planta Claus
Recuperación de azufre (%)	98	99	99	[SOx]=1 ppm	n.d.	99,8	99

A continuación, se detallan algunos de los proyectos:

Polk Power Station

Este fue un proyecto apoyado por el Departamento de Energía (DOE) de los EEUU. La central consiste en una unidad IGCC original de 250 MW, sumada a 2 unidades de 180 MW y 2 de 160 MW. Las últimas cuatro unidades fueron agregadas después a la central. El agua utilizada en la unidad 1 es reciclada completamente, minimizando la toma y descarga de agua. Las emisiones de NO_x son minimizadas inyectando nitrógeno al syngas desde la Unidad de Separación de Aire. La gasificación del carbón se realiza mediante soplado de oxígeno y el combustible es alimentado en forma de lodo viscoso. Este sistema puede gasificar 2.200 toneladas de carbón bituminoso o coque de petróleo al día. El sistema de remoción de azufre produce un ácido sulfúrico de alta pureza, que tiene un importante lugar en el mercado de fosfatos en Florida. El resto de los circuitos de vapor, syngas y carbón son los mismos que una central IGCC “convencional”, para maximizar la eficiencia del circuito.

Willem-Alexander Power Plant

En Buggenum se construyó la primera planta IGCC para objetivos comerciales. Utilizó un gasificador Shell que soplaba oxígeno y recibía carbón pulverizado seco o madera seca, hasta un máximo de 30% en peso de humedad. Podía procesar hasta 2.000 toneladas de

combustible al día y ha sido la única planta IGCC de gran escala en utilizar biomasa. Para reducir las emisiones de NO_x se saturaba el syngas con agua y se le inyectaba nitrógeno desde la ASU. El agua era tratada y reciclada en la misma central, por lo que no existía toma y descarga del refrigerante.

La evaluación general de la planta ha sido buena, dado que sus niveles de emisiones de NO_x, SO₂, material particulado y metales pesados han sido menores incluso que muchas centrales que operan con gas natural. Además, llegaron a operar con factores de planta del 80%, de los mejores que se observan en esta joven industria. El cierre de esta planta se produjo en abril del 2013, ocasionado por los bajos precios de la energía eléctrica en Países Bajos y a los altos costos de operación de esta pequeña central.

Nakoso Power Station

La central de Nakoso es un proyecto de Clean Coal Power R&D, iniciativa conjunta de Mitsubishi Heavy Industries (MHI), el Ministerio de Economía japonés y otras compañías. Es una planta que provee energía a la red, pero en un principio fue experimental ya que buscó acumular experiencia de operación y utilizar nuevas tecnologías. Utiliza un gasificador experimental Mitsubishi por soplado de aire y es alimentado por carbón pulverizado seco, hasta 1.700 toneladas por día. Se ha operado con distintas variedades de carbón, con buenos resultados, como son carbones bituminosos de Colombia, Canadá o China, y con sub-bituminosos de Indonesia y EE. UU, los que pueden incluso contener humedad. La ASU es pequeña y está integrada en el gasificador, provee de nitrógeno para el transporte del carbón y de oxígeno para enriquecer el aire del soplado. Esta ASU utiliza aproximadamente el 3% de la potencia bruta producida por la central, mientras que en plantas con gasificadores por soplado de oxígeno, las ASU consumen el 10%. La planta utiliza agua de mar como refrigerante.

Es notorio que el proyecto haya funcionado tan bien y haya cumplido con sus metas establecidas en cuanto a emisiones, producción de energía y potencia, eficiencia y tiempo de partida. Más aún, cumplió con su objetivo de horas de operación en un año a pesar de haber sufrido el terremoto y maremoto de Tohoku a solo un mes de comenzar sus operaciones. Se acumularon 5.013 horas en su primer año en línea, para un factor de planta de 57%, a pesar de estar paralizada por 6 meses mientras se restauraba la funcionalidad después de la catástrofe natural. En marzo del 2013 cesó la fase de demostración a cargo de Clean Coal Power, después de cinco años y medio de exitosa operación. Se traspasó la central a la empresa Joban Joint Power Company, la cual opera desde junio del mismo año, de manera comercial en su carga máxima.^[8]

3.3 Syngas en Argentina

A diferencia de otros países, Argentina aún no ha desarrollado ampliamente el tratamiento de biomasa para producción de syngas a través de su gasificación. Sin embargo, se encuentran plantas de biomasa destinadas a otros fines.

Según estadísticas del Comité de Biomasa de la Cámara Argentina de Energías Renovables (Cader) indican que Argentina posee entre 60 y 80 plantas de biomasa, de las cuales 20 son grandes instalaciones. Estas plantas son básicamente de tratamiento de residuos sólidos

urbanos o componentes orgánicos, así como también mini biodigestores o mini lagunas cubiertas para consumo domiciliario. ^[9]

En el 2018, se desarrolló un proyecto en conjunto entre el aserradero Canale, de Jesús María en Córdoba y la empresa Bioenergía con el fin de desarrollar una planta de generación eléctrica a partir de gasificación de biomasa con tecnología innovadora y de mejor rendimiento que la tradicional caldera.

La planta, que produce 400 KW y costó unos US\$600.000 de inversión total, comenzó a producir a fines de abril del 2018 y su principal beneficio es que reduce los costos ambientales. El aserradero reutiliza unas 14 toneladas diarias de residuos y genera energía para autoconsumo. La nueva tecnología de la planta prototipo de Jesús María trabaja con un gasificador con una temperatura de alrededor de 800 °C, que genera un gas que se filtra y es el combustible de un motor a explosión. ^[10]

En Presidencia De la Plaza, Chaco, en 2012 se puso en marcha una planta gasificadora de biomasa, surgida de un convenio entre el INTI y el municipio local. El objetivo es resolver el problema de la contaminación en la zona, producto de la quema a cielo abierto de residuos foresto-industriales. Esta planta gasificadora trabaja en conjunto con una fábrica de pellets de aserrín y buscan aprovechar una forma diferente de utilizar los desechos de la industria maderera para transformarlos en energía renovable.

En su proceso de gasificación, la biomasa se transforma en gas pobre que a través de un proceso de filtración se transforma en un gas limpio para alimentar un motor a explosión interna. El generador eléctrico es de 380 volts y 250 kVA. De esa forma, la potencia generada permite abastecer al 60% del parque industrial de Presidencia de la Plaza, favoreciendo la generación eléctrica distribuida y la utilización de residuos de la industria forestal.

El destino de esta energía es, en principio, actuar de manera sinérgica con la Planta Demostrativa para la fabricación de pellets de aserrín, logrando de esta forma que el proyecto sea sustentable, ya que se encarga de producir la energía eléctrica necesaria para abastecer a toda la Planta. ^[11]

En Córdoba, la firma Emerald Resources, del sector de los hidrocarburos, se asoció con Maglione y Hnos., una compañía agroalimentaria de Las Junturas, con el fin de instalar una planta generadora de energía eléctrica a partir de cáscara de maní. Ésta, produce la energía mediante el proceso de gasificación de la biomasa y se estima la puesta en marcha de la misma para el próximo mes de julio. Estiman producir 1 MW por cada 40 toneladas de cáscara de maní y esperan procesar 9000 toneladas al año. ^[12]

Prodeman es una empresa maniseras en Córdoba que además genera energía eléctrica sustentable. Se puso en marcha en 2017 una planta de generación de energía eléctrica a base de cáscara de maní. La usina cuenta con una turbina de vapor de 10 megavatios (MW) de potencia. La empresa usa el 10% de la energía para su funcionamiento; el 25%, para el proceso de industrialización del maní y el 65% restante se incorpora a la red nacional de electricidad. Esa cantidad permite abastecer a unos 8000 hogares al año. Para este proceso,

la cáscara de maní se acopia en celdas y desde allí se traslada a una caldera donde se quema y se transforma en energía potencial de vapor de agua, que se traslada a la turbina de vapor donde se convierte en energía mecánica de rotación. Con el acople al generador, se termina transformando en energía eléctrica.

Si bien aseguran que todavía falta un marco legislativo y de financiamiento para el sector, los proyectos para la producción de biomasa siguen en crecimiento y permitirán una mayor generación de energía limpia en nuestro país.

3.4 Ventajas y desventajas de la gasificación de biomasa

La gasificación es una tecnología clave para utilizar los residuos de biomasa, pero presenta muchos tipos de riesgos potenciales que tienen un impacto significativo en la sociedad y en el medio ambiente en general. Uno de los principales problemas es la emisión potencial de partículas de diámetros aerodinámicos entre 10 y 2.5 micrones (PM10 a PM2.5), CO, SO_x, NO_x y compuestos orgánicos volátiles. Estos contaminantes pueden interactuar con los humanos a través de la inhalación, la ingestión y el contacto dérmico y, por lo tanto, representan una grave amenaza para su salud.

Por otro lado, la combustión de biomasa también puede emitir mezclas complejas de partículas (PM2.5), material semi-volátil y gases. La materia orgánica particulada en PM2.5 abarca desde alcanos, compuestos aromáticos hasta ácidos carboxílicos. Estos contaminantes son de naturaleza cancerígena y pueden inducir tumores potencialmente fatales. Sus tasas de descarga son muy altas en comparación con la gasificación eficiente de la biomasa. Por lo tanto, en lo que respecta a las emisiones nocivas, la gasificación de la biomasa e incluso la combustión de combustibles fósiles son generalmente mejores que la combustión de la biomasa si esta última no mitiga la contaminación, especialmente SO_x y NO_x. En consecuencia, se prefiere la gasificación para la utilización de biomasa debido a las emisiones muy bajas después de una unidad eficiente de limpieza y acondicionamiento de gas.

Como desventaja, la gasificación es un sistema que tiene un riesgo inherente de vulnerabilidad a incendios y explosiones, especialmente porque los gasificadores funcionan a alta temperatura y presión. Esta probabilidad aumenta significativamente cuando el H₂ es el producto deseado. Éste es altamente inflamable y, por lo tanto, requiere una gran precaución. Además, las cenizas y los alquitranes son elementos que tienen un potencial notable de contaminación ambiental. Los flujos de residuos formados requieren un sistema de eliminación adecuado a ser implementado para que cumpla con todas las directrices legislativas.

Las emisiones directas de GEI, el uso de fertilizantes y el cambio indirecto del uso de la tierra, junto con el impacto adverso sobre la biodiversidad, constituyen la principal amenaza para el despliegue a gran escala del crecimiento de biomasa para la generación de biocombustibles o syngas. Los problemas de preservación del suelo y la utilización del agua son otros factores que se oponen al uso de los biocombustibles. Si bien la gasificación tiene algunos impactos sociales y ambientales adversos, pueden minimizarse a través de implementaciones tecnológicas y políticas apropiadas.

La principal motivación detrás de la gasificación de la biomasa es explotar una gran variedad de materiales de desecho como materia prima, para aumentar la eficiencia de los recursos y reducir el cambio climático adverso a través de la mitigación del CO₂.

La idea de gasificar los recursos de biomasa en áreas remotas o escasamente pobladas para proporcionar calor y electricidad es una de las que ha recibido una atención sustancial durante muchos años, aunque el progreso ha sido lento. Se ha demostrado la viabilidad técnica y operativa de los sistemas de gasificación de biomasa en las zonas rurales de los países en desarrollo. Entre todas las tecnologías de generación de energía renovable, la generación de energía descentralizada a través de la gasificación de biomasa ofrece un gran potencial para satisfacer las necesidades de energía rural. Las razones son su madurez tecnológica, disponibilidad en diferentes escalas de capacidad, factibilidad de operación en diferentes momentos del día/año, factibilidad económica, conservación de la biodiversidad y por último ayuda para la mitigación del cambio climático. Los gasificadores han demostrado ser más económicos para la generación de electricidad que, por ejemplo, la importación de combustibles diesel a comunidades remotas. La tecnología de gasificación se considera un método vital para enfrentar la pobreza energética y ofrece la posibilidad de evitar la contaminación asociada con la eliminación de desechos agrícolas.

Por otro lado, la producción independiente de biocombustible mejora directamente la seguridad energética de un país. La gasificación de biomasa también brinda la oportunidad de proporcionar trabajos adicionales en investigación y desarrollo e ingeniería.

Otra ventaja a tener en cuenta es que las cenizas generadas en este proceso, por lo general, pueden ser mezcladas con cemento o concreto, lo que puede disminuir el consumo del mismo y aligerar la carga en los vertederos.^[3]

4. Proceso de obtención del gas de síntesis

La gasificación es un proceso donde ocurre una transformación termoquímica en la cual un sustrato carbonoso es transformado en un gas combustible de bajo poder calorífico, a través de una serie de reacciones que ocurren a una temperatura determinada en presencia de un agente gasificante (aire, oxígeno y/o vapor de agua). En la gasificación, a diferencia de la combustión, se presenta un exceso de combustible sólido lo que provoca una combustión incompleta aumentando la generación de gases combustibles como el monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H₂), trazas de metano (CH₄) y alquitranes. Esta transformación termoquímica, según las temperaturas de operación en un gasificador puede generar gas manufacturado con distintas composiciones.

4.1 Tratamiento previo

La biomasa generalmente se trata previamente de manera mecánica, mediante molienda, y térmicamente, en caso de necesitar secar la misma.

Dado que el gasificador de biomasa necesita combustible seco y de tamaño uniforme para un funcionamiento suave y sin problemas, y que la mayoría de los sistemas de gasificación

están diseñados para biomasa leñosa o para biomasa pulverizada suelta, a continuación se informan valores útiles acerca de estas dos cuestiones:

Biomasa leñosa:

- Piezas de menos de 5 a 10 cm (2 a 4 pulgadas) en cualquier dimensión, según el diseño
- Densidad a granel de madera: menos de 250–300 kg/m³

Biomasa suelta:

- Biomasa pulverizada, según diseño.
- Contenido de humedad de hasta 15% –25%, según el diseño del gasificador.
- Se prefiere contenido de ceniza por debajo del 5%, con un límite máximo del 20%.
- La densidad aparente de biomasa suelta es inferior a 150 kg / m³.^[6]

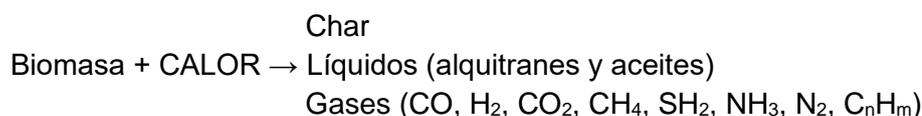
Un dato importante a tener en cuenta es el siguiente: la humedad por debajo del 15% en peso es un requisito previo para el almacenamiento a largo plazo de la biomasa sin degradación biológica, que generalmente se logra con el secado al aire.

4.2 Química del proceso

En el proceso de gasificación se producen simultáneamente un gran número de reacciones químicas en serie y en paralelo, pudiéndose distinguir tres etapas fundamentales:

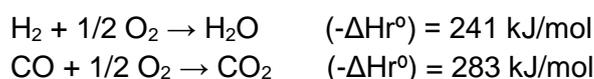
i. Pirólisis

Tras el secado y calentamiento, en el que se desprenden volátiles, se produce la pirólisis o descomposición térmica, que es el proceso de producción de líquidos, residuo carbonoso (char²) y una mezcla gaseosa rica en H₂ mediante la transformación de la biomasa en un entorno deficiente en O₂.



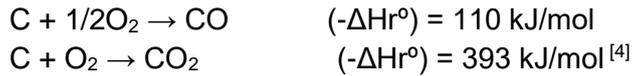
ii. Combustión

Los gases originados se queman, consumiéndose la mayor parte del oxígeno alimentado al gasificador. Las reacciones son exotérmicas y desprenden el calor necesario para producir las reacciones de gasificación.



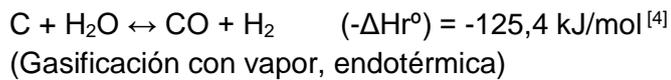
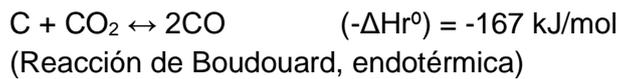
A su vez, el residuo carbonoso (char) reacciona parcialmente con el oxígeno no consumido, hasta que éste se agota.

² Char: residuo carbonoso formado principalmente por carbono (alrededor de un 85%) y por hidrógeno y oxígeno.

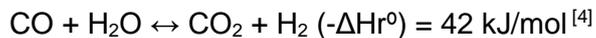


iii. Gasificación

Una vez consumido todo el oxígeno, se producen las reacciones entre los gases de combustión (CO_2 y H_2O) y el char, generando H_2 y CO . Las reacciones de gasificación tienen lugar como consecuencia de que se alimenta únicamente entre 1/3 y 1/5 del oxígeno estequiométrico requerido para la combustión total. Para que ocurran estas reacciones se necesita, además, gran cantidad de calor. Este calor es obtenido de la combustión previa de una parte del carbón gasificado.



La relación en que se van a encontrar el CO y el H_2 , principales componentes del gas final, está determinada por la reacción de equilibrio agua-gas:



La composición final del gas de síntesis depende de las condiciones de presión y temperatura, que a su vez dependen de los diferentes equilibrios que se establecen según el combustible y los agentes gasificadores (aire, oxígeno o vapor de agua) empleados.

A elevadas temperaturas disminuyen las concentraciones de H_2O y CO_2 , mientras que aumentan las de H_2 y CO . En cambio, al aumentar en gran medida la presión, disminuyen las concentraciones de H_2 y CO y aumenta la de H_2O , y apenas varía la de CO_2 . Además, en los procesos a baja temperatura se producen cantidades apreciables de especies como CH_4 , alquitranes, aceites y fenoles.^[8]

4.3 Tipos de agentes gasificantes

Los agentes gasificantes reaccionan con carbono sólido e hidrocarburos más pesados para convertirlos en gases de bajo peso molecular como CO y H_2 . Los principales agentes gasificantes utilizados para la gasificación son:

- Oxígeno puro
- Aire
- Vapor de agua

El oxígeno es un agente gasificante habitual, aunque se usa principalmente para el paso de la combustión. Puede suministrarse a un gasificador en forma pura o a través de aire. El poder calorífico y la composición del gas producido en un gasificador son fuertes funciones de la naturaleza y cantidad del agente gasificante utilizado.

Si se usa oxígeno como agente gasificante sus productos incluyen CO para bajas cantidades de oxígeno y CO₂ para altas cantidades de oxígeno. Cuando la cantidad de oxígeno excede cierta cantidad (estequiométrica), el proceso pasa de la gasificación a la combustión, y el producto es “gas de combustión” en lugar de “gas combustible”.

Si se usa aire en lugar de oxígeno, el nitrógeno diluye en gran medida el producto.

Si se usa vapor como agente de gasificación, el gas producto contiene más hidrógeno por unidad de carbono, lo que resulta en una mayor relación H / C. Algunos de los productos intermedios como el CO y el H₂ también ayudan a gasificar el carbono sólido. En el caso de utilizar este agente, se requiere la adición de oxígeno, o aire en su defecto, para que ocurran las reacciones de oxidación que proveen el calor para la gasificación.

En la Tabla 1.6 se puede ver cómo difieren las composiciones del gas de síntesis dependiendo del agente gasificante utilizado.

Tabla 1.6: Composición del gas obtenido en función del gasificante empleado. [14]

Agente gasificante	Composición del gas obtenido (% en volumen)						Uso
	H ₂	CO	CO ₂	CH ₄	N ₂	C ₂	
Aire	16	20	12	2	50	-	Combustible
Oxígeno	32	48	15	2	3	-	Combustible Gas de síntesis
Vapor de agua	50	20	22	6	-	2	Combustible Gas de síntesis

En la Tabla 1.7, podemos ver que la gasificación con oxígeno produce el gas de síntesis con el mayor poder calorífico seguido de la gasificación por vapor y por último utilizando aire.

Tabla 1.7: Poder calorífico del gas producido en función del agente gasificante empleado. [4]

Heating Values for Product Gas Based on Gasifying Medium	
Medium	Heating Value (MJ/Nm ³)
Air	4–7
Steam	10–18
Oxygen	12–28

4.4 Tipo de gasificadores

En los gasificadores ocurre la transformación termoquímica de interés de la biomasa en el gas de síntesis. Hay diferentes tipos de gasificadores, entre ellos se incluyen los de lecho fijo

(updraft, downdraft y crossdraft) y lecho fluidizado (burbujeante, circulante, flujo arrastrado y duales). Por otro lado, se encuentran los gasificadores por plasma.

4.4.1 Gasificadores de lecho fijo

En este tipo de gasificadores, las partículas de combustible están dispuestas como lecho fijo y no son movidas por el flujo de gas. La alimentación en la mayoría de los reactores se coloca por encima del lecho de combustible, mientras que el residuo carbonoso (char) y la ceniza se extraen de la parte inferior de éste. Las cuatro etapas del proceso de gasificación se llevan a cabo en zonas de secado, pirólisis, oxidación y reducción distinguibles. El combustible de biomasa se mueve desde la parte superior a la parte inferior del lecho de combustible que resulta en tiempos de residencia relativamente largos. Un diseño especial de los gasificadores de lecho fijo comprende una alimentación de combustible por debajo de la capa de combustible. Dependiendo de la dirección del flujo de gas de producto respecto a la dirección del transporte de combustible los gasificadores de lecho fijo, se clasifican en gasificadores de flujo a contracorriente (Updraft), co-corriente (Downdraft) o tiro cruzado (Crossdraft).

Gasificador Updraft

Este tipo de gasificador tiene bien definidas las zonas de combustión parcial, reducción y pirólisis. El aire u otro agente oxidante es admitido por la parte baja del gasificador y éste circula en contracorriente. El gas combustible es entregado por la parte superior a temperaturas relativamente bajas. Pues, el calor sensible del gas es utilizado para precalentar y secar el combustible; con ello, se logran altas eficiencias. Las desventajas que acusa este sistema de gasificación, son el alto contenido de alquitrán del gas producido y la capacidad marginal que tiene en su carga, y por ende, la imposibilidad de generación de gas continuo que redundaría en dificultades para la utilización en motores de combustión interna.

Es considerado el gasificador de más simple configuración. Es adecuado para combustibles con un alto contenido de humedad, pero produce una gran cantidad de alquitrán y productos de la pirólisis en el gas de síntesis. Consecuentemente, esta configuración es útil cuando el gas producido se utiliza para entregar su calor directamente sin necesidad de post tratamientos como limpieza y quita de alquitrán. A su vez tiene una eficiencia relativamente alta en cuanto a la conversión del carbono y se utiliza para pequeñas y grandes escalas. ^[16]

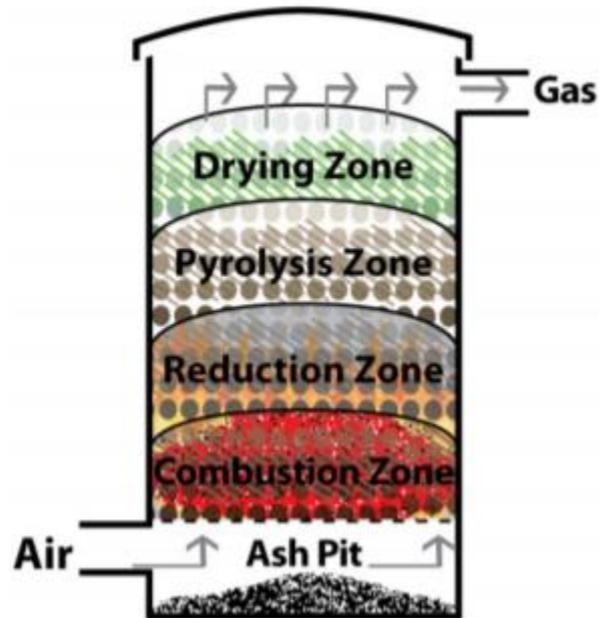


Figura 1.3: Esquema de un gasificador Updraft ^[16]

Gasificador Downdraft

En este gasificador el oxidante y el combustible fluyen a co-corriente en el lecho fijo, aunque el combustible se mueve más lentamente que el oxidante. Hay dos configuraciones, el oxidante puede ingresar con el combustible desde el extremo superior del gasificador o puede ingresar en la parte intermedia para lograr un mejor control de las altas temperaturas en la zona de oxidación. Esta última opción es la más frecuente y es la que se muestra en la Figura 1.4.

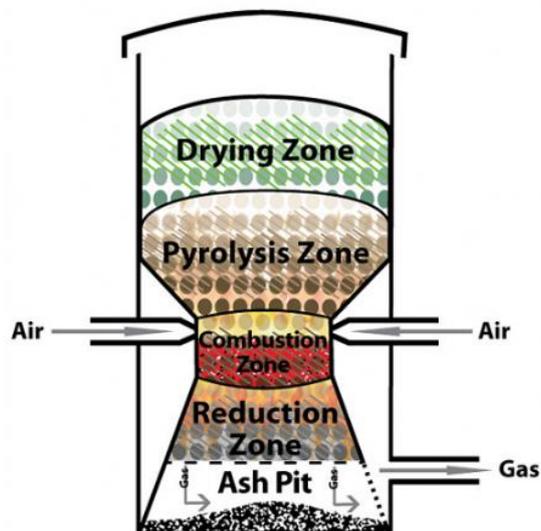


Figura 1.4: Esquema de un gasificador Downdraft. ^[16]

Las dificultades que se tienen que afrontar en esta configuración son el alto contenido de cenizas y humedad en el gas producido. Por otra parte, requiere de un tiempo prolongado de

encendido que puede estar en un rango de 20 a 30 minutos. En general este tipo de configuración es más aceptable para aplicaciones en motores de combustión interna y turbinas de gas. Este gasificador es de fácil construcción y operación.

El gas producido sale cerca de la parte inferior del gasificador luego de la zona de reducción. Se requiere una humedad del combustible menor al 30%, más exigente que en el caso del updraft. Se caracterizan por generar un gas relativamente limpio de alquitranes y con una conversión de carbono elevada. ^[16]

Gasificador Crossdraft

La gasificación de tiro cruzado es uno de los tipos más simples de gasificación. El reactor es muy parecido al gasificador de corriente ascendente en el sentido de que el combustible ingresará desde la parte superior y las reacciones termoquímicas se producirán progresivamente a medida que este combustible descienda al reactor. La diferencia crucial con el tipo updraft es que el aire ingresará al gasificador desde un lado del reactor, en lugar de ingresar por la parte superior o inferior. El tiempo de arranque de este reactor es relativamente corto y se pueden alcanzar altas temperaturas. La gasificación de tiro cruzado no se ve muy a menudo en los procesos comerciales, principalmente porque otros métodos de gasificación ofrecen más flexibilidad con respecto a los tipos de combustible. Este tipo de gasificación no es apto para combustibles que generan un alto contenido de alquitrán. ^[21]

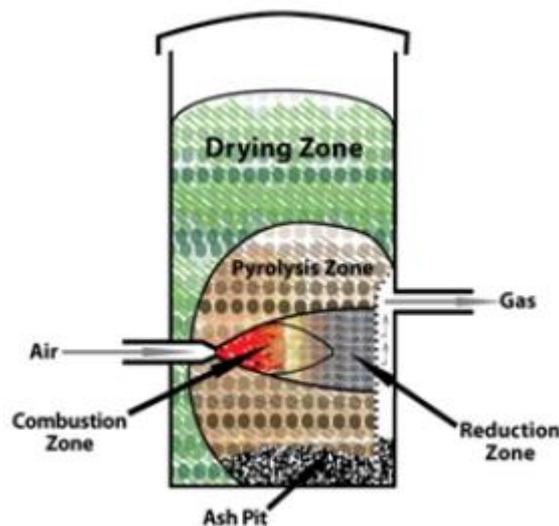


Figura 1.5: Esquema de un gasificador Crossdraft. ^[21]

4.4.2 Gasificadores de lecho fluidizado

Este tipo de gasificadores contienen un lecho de partículas pequeñas de material inorgánico, generalmente arena o de cerámica. Este lecho es fluidizado soplando el oxidante a altas temperaturas desde el fondo del gasificador. Las partículas individuales son levantadas por arrastre aerodinámico y quedan suspendidas o dispersas en la corriente gaseosa a velocidades para la cual la fuerza de arrastre iguala o excede el peso de la partícula. Cuando

se fluidiza, el lecho actúa más como un líquido y al alcanzar la temperatura deseada, se inyecta la biomasa y comienza la gasificación.

Las ventajas de los lechos fluidizados incluyen:

- Mayor capacidad específica volumétrica por su buen mezclado, transferencia de calor y tasa de reacción.
- Flexibilidad en la biomasa: se puede utilizar biomasa con grandes rangos de humedad
- La producción de alquitrán es menor que en el caso del Updraft pero no es tan bajo como en los downdraft correctamente operados.

En general son más complejos que los gasificadores de lecho fijo y requieren más precisión en el control del combustible y oxidante. [16]

Lecho fluidizado burbujeante (BFB por sus siglas en inglés)

Se caracterizan por desarrollar una velocidad de oxidante baja y es por ello que el gas producido sale con menos partículas arrastradas. Se concentra el material del lecho en una zona del gasificador. En su sección superior se tiene un diámetro mayor y una velocidad del gas inferior lo que hace que no se logren suspender las partículas del lecho, y que caigan a la zona del mismo. El diseño es simple pero tiene una menor capacidad y una distribución de temperatura menos uniforme que en el caso del lecho fluidizado circulante. [16]

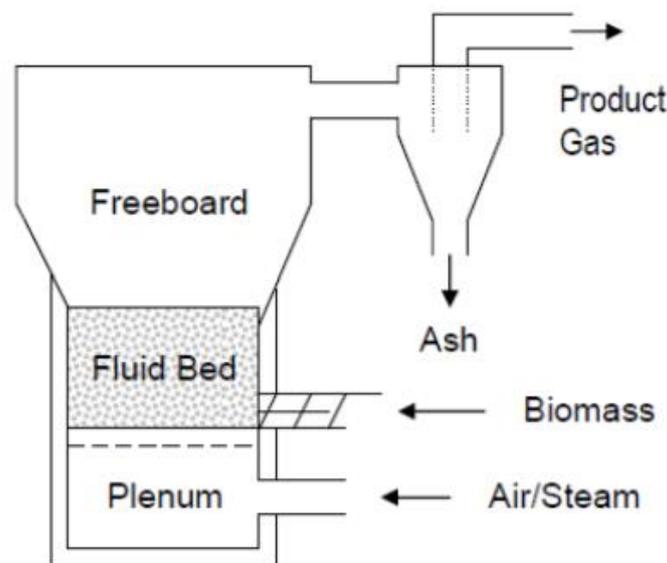


Figura 1.6: Esquema de un gasificador lecho fluidizado burbujeante. [16]

Lecho fluidizado circulante

Utiliza mayores velocidades de oxidante, pero ofrece una mayor conversión y eficiencia. A diferencia del gasificador anterior, el diámetro del reactor permanece constante lo que permite que las partículas del lecho y biomasa queden suspendidas. El material del lecho fluye hacia arriba con el oxidante y es llevado a un ciclón que separa las partículas de la corriente gaseosa para ser recirculadas en la parte baja del lecho. Idealmente, las partículas del

combustible son lo suficientemente chicas para completar la reacción antes de ser llevadas al ciclón, pero en la práctica las partículas grandes son recirculadas con las partículas del lecho hasta que sean pequeñas y livianas y logren salir del ciclón con el gas producido. ^[16]

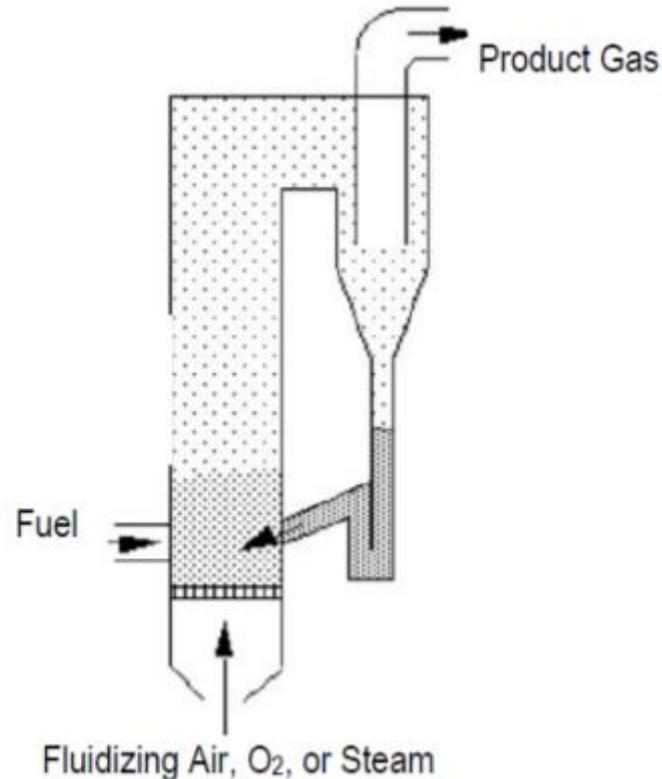


Figura 1.7: Esquema de un gasificador lecho fluidizado circulante. ^[16]

Gasificador de flujo arrastrado

Tiene altas velocidades de gas y gran rendimiento. Consecuentemente, el tiempo de residencia es corto lo que requiere que la materia prima esté particionada en pequeñas partículas. En estos sistemas generalmente se utiliza oxígeno. Debido a las altas temperaturas se funde la ceniza y requiere un enfriamiento del reactor. La materia prima se convierte esencialmente en H₂, CO, CO₂ y H₂O, y pocos o nulos restos de alquitrán. Son útiles para gran escala. Se usa en la industria del petróleo para convertir residuos del petróleo en energía. ^[16]

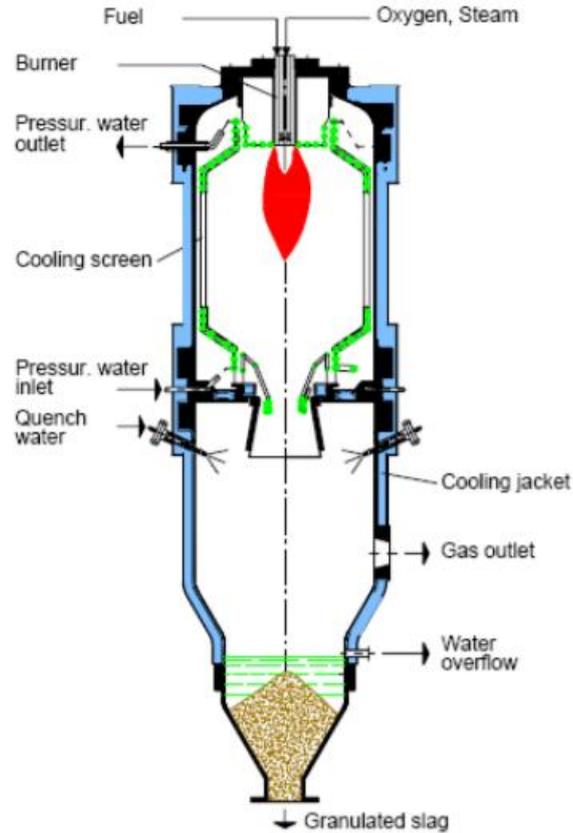


Figura 1.8: Esquema de un gasificador lecho flujo arrastrado. [16]

Gasificadores indirectos duales

Consiste en un lecho fluidizado dual donde circula el material del lecho (arena) de un lado a otro. La combustión ocurre en uno de los reactores y el calor es transferido con la arena caliente al moverse al reactor de gasificación. La arena fría y la ceniza vuelven a la cámara de combustión para recalentarse. [16]

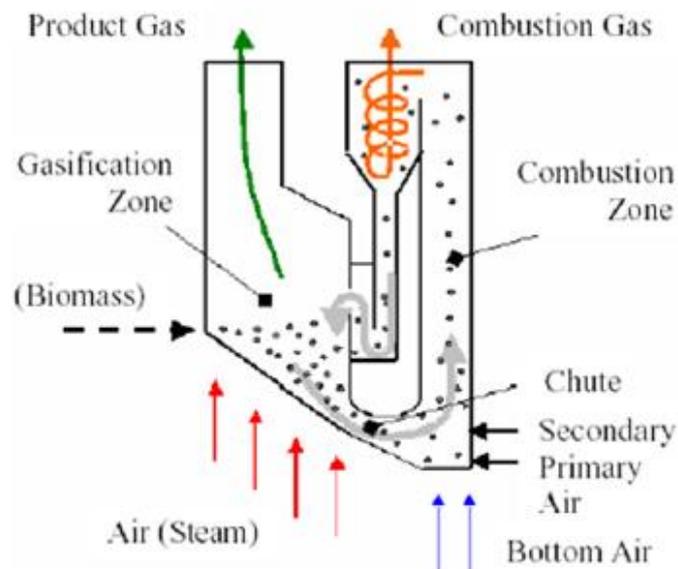


Figura 1.9: Gasificador indirecto dual [16]

4.4.3 Gasificación por plasma

El plasma es la ionización de un flujo gaseoso, eléctricamente neutro, por medio de un campo electromagnético. Es un gas ionizado que contiene partículas eléctricamente cargadas (electrones e iones), neutras (átomos, moléculas y fotones), y átomos excitados. Conduce la electricidad y es sensible a los campos magnéticos. Las antorchas de plasma consiguen concentrar mucha energía en una zona reducida por medio de la ionización con arco eléctrico de un gas (generalmente aire). La temperatura que se alcanza es de 2000 a 4000 °C por lo que se consigue vitrificar las cenizas y eliminar completamente la fracción orgánica.

Un reactor con antorcha de plasma consiste en un recipiente en ausencia de oxígeno donde la altísima temperatura producida permite romper los enlaces moleculares, formando un gas de síntesis y una lava fundida que al enfriar se transforma en un producto vítreo inerte. Por tanto, este tipo de reactor transforma los residuos en un material vitrificado más algunos metales (corriente sólida), y un gas combustible con vapor de agua (corriente gaseosa), compuesto principalmente por H₂, CO, N, Cl y S. Siendo la reducción en peso y en volumen superior al 90%. El gas de síntesis generado contiene polvo (partículas) y otros elementos indeseables por lo que debe someterse a un proceso de limpieza para que pueda ser apto su aprovechamiento energético. La limpieza del gas consiste en la eliminación de partículas, separación de azufre y mercurio y eliminación de metales pesados.

La principal ventaja de este gasificador es la obtención de un gas de síntesis con alto poder calorífico. Los inconvenientes son los siguientes: las elevadas temperaturas dañan los refractarios, el funcionamiento del plasma es muy sensible a las alteraciones del voltaje, los costos de instalación y de explotación son relativamente caros y se produce falta de isoterma.

[15]

4.5 Comparación de gasificadores

Según una encuesta realizada en el año 2000 a plantas gasificadoras de biomasa en países europeos, Estados Unidos y Canadá se encontró que la mayor parte de los gasificadores que se utilizan son del tipo downdraft, como se ve en la Figura 1.10. [4]

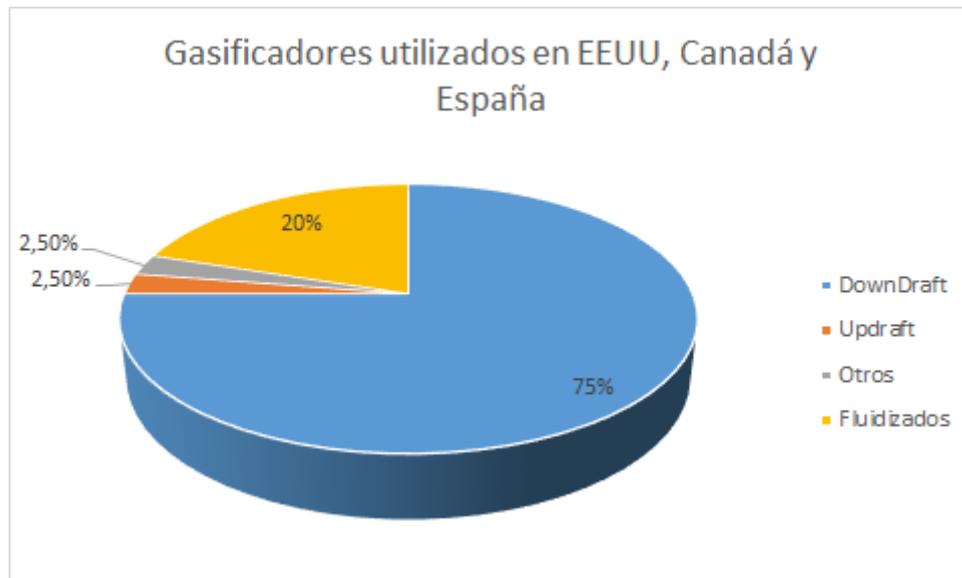


Figura 1.10: Tipos de gasificadores más utilizados en distintos países.

Un factor importante a tener en cuenta es la producción de alquitranes a lo largo del proceso de gasificación, ya que deben ser extraídos del syngas producido y representan un costo elevado en el post tratamiento. En la Tabla 1.8 se muestran las cantidades de alquitrán producidas por m^3 normal de syngas para cada tipo de gasificador.

Tabla 1.8: Contenido de alquitrán según tipo de gasificador. ^[16]

	Lecho fijo		Lecho fluidizado		
	Updraft	Downdraft	Burbujeante	Circulante	Arrastrado
Contenido de alquitrán medio (g/Nm^3)	50	1	12	8	10

Los gasificadores más convencionales son los de tipo lecho fijo y entre ellos se puede encontrar los Updraft, Downdraft y Crossdraft. En la Tabla 1.9 se resumen las principales ventajas y desventajas de cada uno de ellos.

Tabla 1.9: Ventajas y desventajas de gasificadores de lecho fijo. ^[22]

Tipo de gasificador	Ventajas	Desventajas
Updraft	<ul style="list-style-type: none"> • Pequeña caída de presión • Buena eficiencia térmica • Baja tendencia a formar escoria 	<ul style="list-style-type: none"> • Syngas con alto contenido de tar • Elevado tiempo de arranque • Capacidad pobre de reacción con elevada carga de gas
Downdraft	<ul style="list-style-type: none"> • Adaptación flexible a la carga • Baja producción de char y tar 	<ul style="list-style-type: none"> • Elevadas alturas • No apto para combustibles de pequeñas partículas
Crossdraft	<ul style="list-style-type: none"> • Pequeñas alturas • Respuesta muy rápida a la carga • Producción de syngas flexible 	<ul style="list-style-type: none"> • Alta sensibilidad a la formación de escoria • Altas pérdidas de carga

4. Tratamiento posterior: limpieza y acondicionamiento

El gas de síntesis producido por gasificación contiene impurezas, según el tipo de materia prima y la tecnología de conversión aplicada. Los contaminantes orgánicos típicos son componentes volátiles y formadores de alquitrán, como BTX (benceno, tolueno y xilenos) y partículas de carbón. Las impurezas son aquellas que contienen nitrógeno, azufre y cloro inorgánico como amoníaco (NH_3), cianuro de hidrógeno (HCN), sulfuro de hidrógeno (H_2S), sulfuro de carbonilo (COS) y cloruro de hidrógeno (HCl), así como metales volátiles (Na y K), polvo y hollín. Las moléculas orgánicas más grandes y condensables, resumidas como alquitranes, que se producen en procesos de gasificación a baja temperatura reducen el rendimiento del gas de síntesis y pueden causar ensuciamiento del equipo corriente abajo, sobre la superficie de cañerías, los poros de los filtros y los materiales absorbentes. Otros contaminantes son corrosivos o envenenan los catalizadores en las siguientes etapas de síntesis aguas abajo.

Los componentes del alquitrán y el BTX se pueden eliminar mediante craqueo térmico o catalítico o mediante lavado con un medio a base de aceite seguido de un reciclo al gasificador. Las otras impurezas mencionadas se pueden eliminar mediante tecnologías estándar de limpieza de gases húmedos. Al utilizar líquidos absorbentes como metanol o aminas refrigeradas, el CO_2 y los compuestos de azufre se eliminan sucesivamente en fracciones separadas. En la limpieza avanzada "en seco" con gas caliente, los contaminantes residuales se eliminan con materiales químicos sólidos a temperaturas elevadas de hasta 800°C .

La reducción de la temperatura del gas debido a la limpieza seguida por el acondicionamiento disminuye la rentabilidad general de la planta, aunque la etapa de enfriamiento de gas de síntesis genera vapor de alta calidad que puede ser de utilidad en otras partes del proceso.

Además, si la separación de alquitrán no es muy efectiva, la calidad y el rendimiento del gas se verán perjudicados, lo que lo hace inadecuado para aplicaciones donde son esenciales altos niveles de pureza. Por lo tanto, el acondicionamiento del gas precedido por la limpieza a temperaturas elevadas es necesaria para garantizar una alta eficiencia en aplicaciones industriales.^[5]

Dependiendo de la aplicación final del syngas, se requieren diferentes grados de limpieza y acondicionamiento.

5. Generación de electricidad a partir del syngas

A partir del syngas obtenido se puede generar energía eléctrica a través de diferentes tecnologías.

5.1 Motogenerador

Consiste en la combustión en motores alternativos modificados del gas obtenido en la gasificación de la biomasa convenientemente acondicionado (limpio y enfriado). La obtención de energía eléctrica se produce gracias a los alternadores acoplados a los motores.

5.2 Turbina de gas

Es un proceso similar al anterior, pero en este caso se utiliza una turbina de gas modificada según las características del gas obtenido.

5.3 Ciclo combinado (GICC)

En el proceso con ciclo combinado se genera electricidad en dos etapas. En la primera, una turbina de gas conectada a un alternador se encarga de una producción eléctrica a partir del gas del gasificador. En la segunda se aprovechan los gases de escape de la misma turbina para generar vapor con una caldera, que posteriormente pasará a través de una turbina de vapor con un alternador acoplado.

5.4 Comparación de motor frente a turbina

Para comparar las dos opciones se toman como valores de referencia la eficiencia eléctrica conseguida con motores y turbinas y el costo específico según el Instituto catalán de energía.

En el caso de los motores alternativos, la eficiencia eléctrica oscila entre el 33% y el 38% dependiendo de la potencia y de la calidad del gas obtenido. Para las turbinas esta eficiencia oscila entre un 25% (para potencias en torno a los 5 MWe) y el 42% para grandes turbinas (mayores a 25 MWe).

El costo específico de cada uno de estos sistemas para generar electricidad oscila entre los 180 y 390 €/kWe en el caso de los motores, y de 300 a 360 €/kWe en el caso de las turbinas. Los costos de mantenimiento son bastante semejantes, entre 0,0045 y 0,006 €/kWh

producido para los motores y de 0,0036 a 0,006 €/kWh para las turbinas, aunque se ha de destacar que en el caso de las turbinas a gas la exigencia con relación a las condiciones del gas de alimentación (concentración de alquitranes) es mucho más elevada que en el caso de los motores alternativos, y encarece estos costos de mantenimiento si estas condiciones no son las adecuadas. [25]

5.5 Comparación de motor frente a ciclo combinado

Para comparar las dos opciones se toman como valores de referencia la eficiencia eléctrica global de la planta conseguida con motores a gas y con ciclo combinado y el costo específico total de la planta que supone cada una de estas alternativas.

Observando la Figura 1.11, que muestra la eficiencia eléctrica en función de la potencia de la planta, se puede ver que la eficiencia eléctrica que presenta la alternativa de GICC, para potencias grandes (superiores a 10 MWe), netamente superior a la que presenta el uso de motores a gas. Cuanto mayor es esta potencia, mayor es la diferencia entre las dos curvas. Además, para potencias pequeñas (en torno a los 5 MWe), las eficiencias eléctricas son bastante parecidas en los dos casos, siendo incluso más alto el rendimiento eléctrico de los motores a gas cuando la potencia es inferior a este valor. [25]

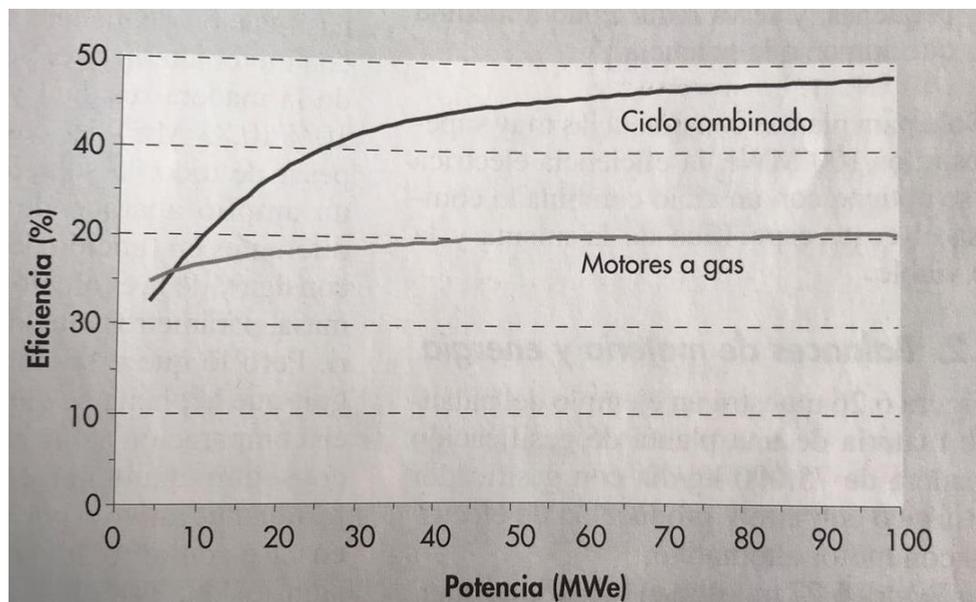


Figura 1.11: Eficiencia eléctrica global de motor a gas y ciclo combinado. [25]

La evolución del costo específico en función de la potencia generada por la planta se puede ver en la Figura 1.12, y a partir de ésta se puede afirmar que el costo específico que supone una planta de gasificación con ciclo combinado es siempre superior al caso de una planta con motores a gas. La diferencia es mayor cuando se trata de potencias pequeñas y se va reduciendo a medida que aumenta la potencia. Sólo para plantas con potencias muy superiores a los 100 MWe la eficiencia eléctrica que se obtiene con un ciclo combinado compensa el costo específico de la misma y la hace viable. [25]

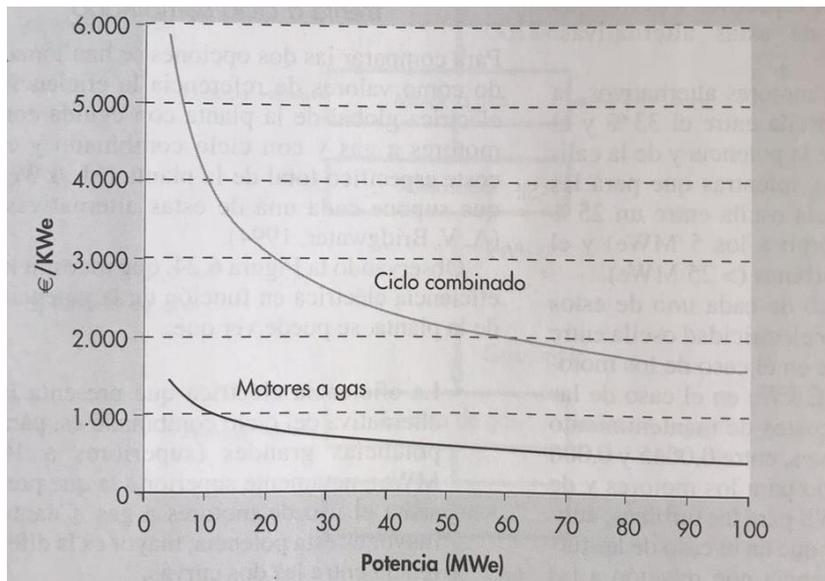


Figura 1.12: Costo específico total de la planta. ^[25]

6. Caso de estudio. Justificación del proyecto

Siendo la actividad agropecuaria una de las principales bases de la economía de nuestro país, surge el interés por dotar de valor agregado a algunos de los residuos que genera este sector productivo.

Uno de los motivos por lo cual se propuso el uso de cáscara de maní como materia prima es la gran producción de maní y derivados de éste que se tiene en el país. La cáscara de maní representa alrededor del 25% de lo cosechado. Según un relevo hecho en 2018, la producción mundial de maní se encuentra liderada por China con el 40% del total, y le siguen: India (16%), Nigeria (7%), Estados Unidos (6%), Sudán (3%), Myanmar (3%), Argentina (3%), Indonesia (3%) y Senegal (3%). Argentina ocupa el puesto N° 7 del ranking mundial con una participación del 3%. Los principales exportadores mundiales de maní crudo con piel y otros maníes crudos son India (31%), Estados Unidos (27%), Argentina (15%), China (6%), Brasil (5%), Myanmar (4%) y Senegal (4%). Mientras que para preparaciones de maní: Argentina (38%), China (28%), Estados Unidos (11%). La producción de maní en Argentina se concentra en las provincias de Córdoba (88%), San Luis (5%) y La Pampa (3%), y en menor proporción en Buenos Aires, Salta, Santa Fe y Jujuy (ver Figura 1.13). ^[24]

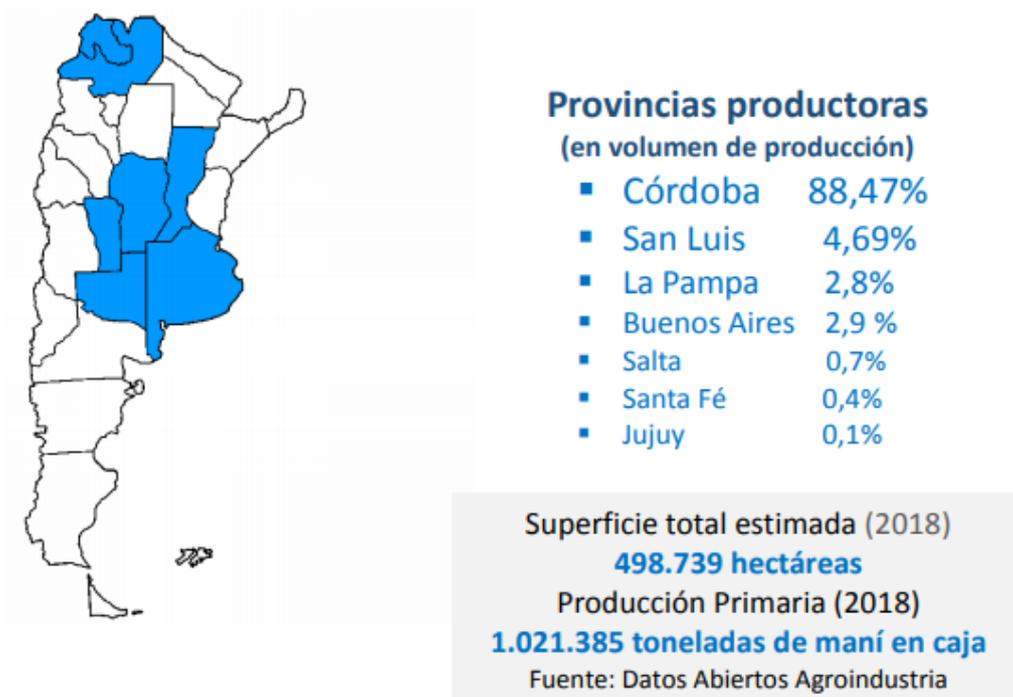


Figura 1.13. Distribución de la producción de maní en Argentina. [24]

Actualmente, el residuo de cáscara de maní resulta un verdadero inconveniente para la industria manisera por el extraordinario volumen que ocupa y los problemas asociados al acopio en silos derivados del peligro de autoignición generado por sus características fisicoquímicas. Es por esto que algunas de las grandes empresas maniseras utilizan este residuo para quemarlo en calderas y así generar vapor de agua que se utiliza para producir energía eléctrica a través de turbinas.

A su vez, se decidió la utilización de cáscara de maní basándose en el hecho de que su porcentaje de humedad es bajo, por lo que resulta innecesario un proceso de deshumidificación de la misma. En la Tabla 1.10 se puede ver que el porcentaje de humedad en peso es de 11.41% el cual se encuentra dentro de los límites permitidos para este proceso.

Tabla 1.10. Composición de la cáscara de maní. [23]

Proximate analysis (ar, wt.%)		Ultimate analysis (ar, wt.%)	
Moisture	11.41	Carbon	44.34
Ash	5.96	Hydrogen	6.35
Volatile organic content	65.65	Nitrogen	0.79
Fixed carbon	17.34	Sulfur	0.29
LHV, (MJ/Kg)	17.47	Oxygen	45.47
		Other ^a	2.76
Bulk density (kg/m ³)	60		

^a Other by difference.

Por otro lado, es importante destacar la capacidad calorífica de la cáscara de maní siendo ésta de 3700 kcal/kg, valor que, comparado con el de otras biomásas, es de los más altos (ver Tabla 1.11).

Tabla 1.11. Comparación del calor específico de distintas biomásas. ^[13]

Maíz Macho	3.900	kCal/kg
Chala de Maíz	3.770	kCal/kg
Chip de madera	4.000	kCal/kg
Aserrín	4.000	kCal/kg
Aserrín húmedo	1.800	kCal/kg
Cáscara de maní	3.700	kCal/kg
Cáscara de girasol	3.900	kCal/kg
Cáscara de arroz	2.300	kCal/kg

Se propone entonces gasificar la cáscara de maní para producir gas de síntesis, el cual se utilizará para generar energía eléctrica a través de un motogenerador. Esta opción es más eficiente en cuanto a la energía producida y a su vez es más amigable con el medio ambiente ya que emite menos gases contaminantes, respecto a la quema de dicha biomasa en calderas. Se estima que la producción de energía eléctrica a partir de gasificación de biomasa incrementa el rendimiento un 30% respecto de la combustión. ^[26] A su vez se cuentan con otras ventajas como que el volumen de gases producidos en la gasificación es mucho menor y la concentración de contaminantes también lo es, por lo que los sistemas de depuración son más pequeños y actúan de forma más eficiente. ^[25]

El proyecto consiste entonces, en radicar la planta de gasificación de biomasa en la provincia de Córdoba para poder utilizar la cáscara de maní como materia prima para gasificar y luego generar energía eléctrica a través del gas de síntesis obtenido.

A fin de disminuir costos de transporte y aumentar la eficiencia del proceso, se busca proponer a las empresas maniseras ubicar la planta de gasificación de biomasa contigua a la planta de producción de maní logrando así, una reducción en los costos totales y una disminución del impacto medioambiental que produce la industria manisera. De esta manera a través del gas de síntesis generado se podrá proveer a las mismas de energía eléctrica.

Se eligió aire como agente oxidante por ser mucho menos costoso que el oxígeno puro y el vapor de agua. Si bien el syngas obtenido es el de menor poder calorífico, el aire es el oxidante más habitual según bibliografía, por lo que se estima que el aumento en poder calorífico no compensa el gasto inicial en la inversión del agente gasificante.

Con respecto al tipo de gasificador utilizado, se optó por uno del tipo Downdraft donde el oxidante y la biomasa fluyen a co-corriente. Para la implementación del mismo se requiere una materia prima con una humedad baja, preferentemente menor al 30%, lo cual es viable con la biomasa elegida cuyo contenido de agua es del 11% en peso. Se eligió este gasificador debido a que el gas de síntesis obtenido es de alta calidad ya que se obtiene un gas con bajo contenido de alquitrán. Además, es de fácil construcción y operación, resultando en una disminución de costos respecto a otros tipos.

En cuanto a la capacidad de la planta se propone procesar 9000 ton/año de cáscara de maní, que con la planta trabajando de forma continua, equivale a una producción diaria de

aproximadamente 25 toneladas. La capacidad propuesta se basó en en datos de una planta ya existente en la misma provincia de similares características y porte.

Por último, se decidió generar energía eléctrica a partir del syngas a través de un motogenerador. Como se explicó anteriormente, para el caso de estudio los motores son más eficientes que las turbinas o ciclo combinado. Además, los requerimientos de limpieza son menores haciendo que los costos también se reduzcan.

7. Diagrama de bloques

A partir de lo ya comentado respecto al proceso en cuestión, se plantea un diagrama preliminar de la planta. En la Figura 1.14 se muestra el diagrama de bloques con los principales equipos y corrientes del proceso.

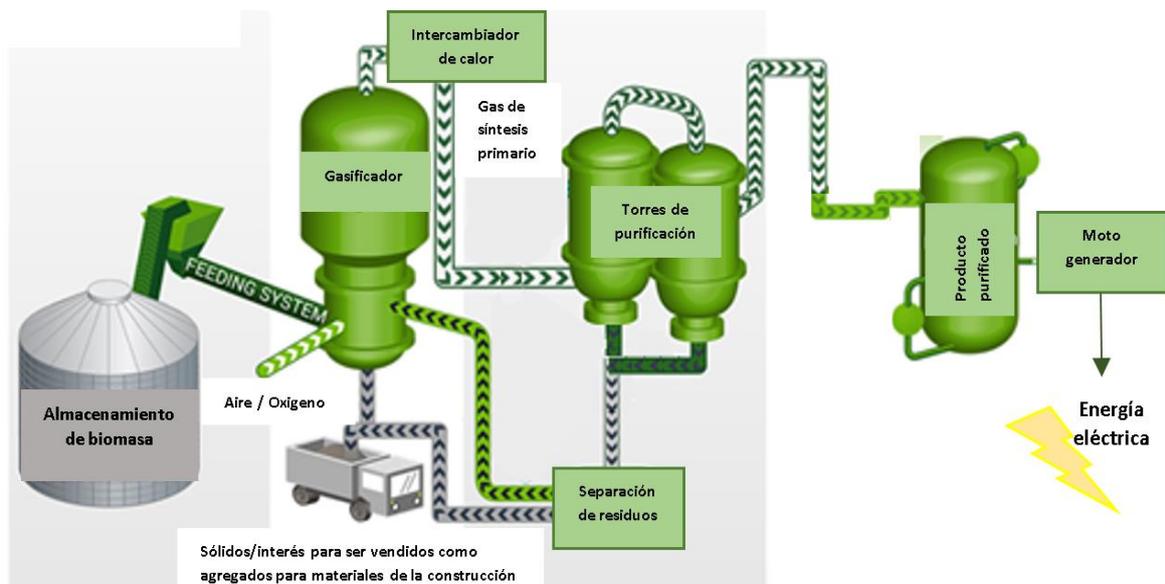


Figura 1.14: Diagrama de bloques del proceso.

8. Marco legal

En octubre de 2015 se sancionó la Ley 27.191 'Régimen de Fomento Nacional para el uso de Fuentes Renovables de Energía destinada a la Producción de Energía Eléctrica. Modificación' que introdujo un nuevo marco legal para las denominadas energías renovables, modificando la Ley 26.190 vigente desde 2006. Esta ley fue reglamentada en marzo del 2016, mediante el Decreto 531/16.

Las fuentes renovables de energía reconocidas en este nuevo régimen son la energía eólica, solar térmica, solar fotovoltaica, geotérmica, mareomotriz, biomasa, gases de vertedero, gases de planta de depuración, entre otras.

A partir de esta ley se establecieron importantes beneficios para invertir en la generación y producción de fuentes renovables, con el objetivo de alcanzar que el 8% de la matriz energética del país fuera proveniente de estas fuentes para fines de 2017 y para llegar en forma gradual al 20% a finales del 2025. A fin de lograr este ambicioso plan, los denominados grandes usuarios (aquellos con una demanda igual o mayor a 300 kW) debieron alcanzar también un consumo de 8% del total en energías renovables hacia fines de 2017, y alcanzar gradualmente un 20% a finales de 2025. Pudiendo optar por autogenerar o comprar el suministro de energía renovable directamente al generador o a una distribuidora. De no cumplir con esta obligación, los grandes usuarios serán pasibles de importantes multas.

Además, se establecen una serie de beneficios fiscales, los cuales se detallan a continuación:

- Impuesto al Valor Agregado e Impuesto a las Ganancias: consiste en la devolución anticipada del IVA que se hará efectivo luego de transcurrido como mínimo un período fiscal.
- Compensación de quebrantos con ganancias: el período para la compensación de los quebrantos se extiende a diez años.
- Impuesto a la Ganancia Mínima Presunta: los bienes afectados a toda actividad promovida por esta ley no formarán parte de la base de imposición del Impuesto a la Ganancia Mínima Presunta.
- Dedución de la carga financiera del pasivo financiero: consiste en que podrán deducirse de las pérdidas de la sociedad los intereses y las diferencias de cambio originados por la financiación del proyecto que promueve la ley.
- Exención del impuesto sobre la distribución de dividendos o utilidades: los dividendos distribuidos por las sociedades titulares de los proyectos de inversión no quedarán abarcados por el Impuesto a las Ganancias a una alícuota del 10 % (no obstante, cabe aclarar que el impuesto a los dividendos quedó derogado para todas las empresas por la denominada ley de sinceramiento fiscal).
- Certificado fiscal: aquellos que en sus proyectos de inversión acrediten de manera fehaciente un 60% de integración de componente nacional en las instalaciones electromecánicas tendrán derecho a percibir un certificado fiscal para ser aplicado al pago de impuestos nacionales.

También se considera importante destacar la creación del Fondo para el Desarrollo de Energías Renovables (FODER), a través del Decreto 471/2017. Se trata de un fondo fiduciario público con el objeto de financiar proyectos, emitir valores, invertir en compañías de energía renovables, entre otros. El FODER está constituido con fondos provenientes del Tesoro Nacional y por cargos específicos.^{[18][19]}

Por otro lado, es relevante mencionar que cada año se realiza el Programa RenovAr donde se apunta a sumar al desarrollo de los proyectos renovables el capital de actores no tradicionales del sector y obtener una ventaja económica para el sistema, gracias al ahorro en pérdidas por transporte y distribución de energía eléctrica y al desplazamiento de generación forzada con combustible alternativo. Al mismo tiempo, se produce una ventaja técnica eléctrica por la mejora general de calidad en líneas débiles. Dicho programa también establece el precio de la energía eléctrica dependiendo de su fuente, en este caso es de 0,141 US\$/kWh.

En el transcurso del año corriente, los proyectos adjudicados firmaron un contrato de abastecimiento de energía eléctrica (PPA) con la Compañía Administradora del Mercado Mayorista Eléctrico S.A. (CAMMESA), del mismo modo que en las rondas anteriores, pero en esta oportunidad el acuerdo de adhesión al Fondo Fiduciario para el Desarrollo de Energías Renovables (FODER) garantizó tres meses de facturación para los proyectos contratados. ^[20]

9. Conclusión

La biomasa es una importante reserva de energía no convencional. Su independencia topográfica y su disponibilidad amplia la convierten en una opción prometedora sobre otras fuentes renovables como el almacenamiento solar, eólico o hidroeléctrico. Las tecnologías de bioenergía, como la gasificación, pueden utilizar una gran variedad de tipos de biomasa para producir energía eléctrica e hidrógeno, entre otros productos.

Se requiere una profunda comprensión y conocimiento del proceso junto con los enfoques alternativos para la gasificación para la optimización y los avances de una manera rentable.

Argentina hoy en día no cuenta con grandes desarrollos en cuanto a la gasificación de biomasa, aunque existen varios proyectos que están intentando revertir la situación. Es importante destacar que Argentina cuenta con grandes cantidades de biomasa, como son los desechos del sector agrícola, que pueden ser aprovechados para generar energía eléctrica de una manera sustentable y poder cumplir las metas propuestas dentro del marco legislativo.

Al ser nuestro país uno de los principales productores de maní a nivel global se decidió utilizar como materia prima para realizar este proyecto de gasificación de biomasa la cáscara de maní. La gran disponibilidad de dicha materia prima en la provincia de Córdoba y su bajo contenido de humedad hacen que la cáscara de maní sea apta para lograr su gasificación y a partir del gas de síntesis generar energía eléctrica que provea a la planta productora de maní y sus alrededores. Además, se enfatiza el hecho de que esta materia prima hoy en día está siendo desaprovechada en la mayoría de los casos al ser quemada en calderas lo que tampoco es favorable al medio ambiente. En cuanto a su capacidad, se decidió que la planta va a procesar 9000 toneladas de cáscara de maní al año.

10. Bibliografía

- [1] Castello Belmar A. (2014) *Diseño de un reactor continuo para gasificación de biomasa*. Universidad de Chile, Santiago de Chile.
- [2] Ceppi N. (2017). Política energética argentina: un balance del período 2003-2015. *Revista Problemas del Desarrollo*, 192 (49), 42-43.
- [3] Singh Sikarwar, V., Zhao, M., Clough, P., Yao, J., Zhong, X., Zaki Memon, M., Shah, N., Anthonyf, E. y Fennell, P. (2016) *Energy & Environmental Science*. *Royal Society of Chemistry*, 9 (10), 2927–3304.
- [4] Basu, P, (2010) *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*, Burlington, Estados Unidos, Editorial Elsevier.
- [5] Dahmen N., Henrich E., y Henrich T. (2016). *Synthesis Gas Biorefinery*. *Adv Biochem Eng Biotechnol*, 106, 217-245.
- [6] Biomass Gasification, <http://campus.fi.mdp.edu.ar>, TFIQ, Bibliografía específica, Gasificación de Biomasa
- [7] Whitty K, Shanin E, Owen S, (2015) *Biomass Gasification in the United States, Country Report for IEA Bioenergy Task 33*, 1-2
- [8] Maluenda B., Fraissinet P. (2014). *Nuevas Tecnologías de Generación Termoeléctrica*. Pontificia Universidad Católica de Chile, Chile.
- [9] Enel Argentina. Crece la biomasa en Argentina, URL: <https://www.enel.com.ar/es/Historias/a201802-biomasa-en-argentina-con-80-plantas.html>
- [10] SA LA NACION. (2018) Córdoba: generarán energía eléctrica con la gasificación de biomasa, URL: <https://www.lanacion.com.ar/economia/campo/cordoba-generaran-energia-electrica-con-la-gasificacion-de-biomasa-nid2101190>
- [11] Defonline (2012) Se puso en marcha en Chaco una planta gasificadora de biomasa, URL: <http://defonline.com.ar/se-puso-en-marcha-en-chaco-una-planta-gasificadora-de-biomasa/>
- [12] Vía Renovable. (2018) Con una planta de biomasa, Emerald Resources desembarca en Las Junturas, URL: <http://viarenovable.com/una-planta-biomasa-emeral-resources-desembarca-las-junturas/>
- [13] Ministerio de Agricultura, Ganadería y Pesca y Ministerio de Planificación Federal, Inversión Pública y Servicios, Presidencia de la Nación (2013), *Tecnologías disponibles para la generación de energía a partir de biomasa*. URL: http://www.probiomasa.gob.ar/_pdf/Beljansky_Tecnologias_generacion_energia_biomasa.pdf

- [14] Sanchez Bastardo, N (2014). *Obtención de gas de síntesis a partir de biomasa utilizando catalizadores de níquel* (Tesis de Grado en Ingeniería Química). Universidad de Valladolid, Escuela de Ingeniería Industriales, Valladolid, España
- [15] Sánchez López I. (2014). *Análisis comparativo de las tecnologías de valorización de residuos basadas en la gasificación*. Universidad Jaime I de Castelló, Castelló (España).
- [16] California Biomass Collaborative, University of California, Davis (2015) Biomass Gasification- DRAFT. *Public interest Energy Research Program*, 2-9
- [17] Fermanelli, C.S.; Saux, C.; Pierella, L.B., Revalorización de la cáscara de maní: implementación de un sistema pirolítico para generar productos químicos de interés, *CITeQ (Centro de Investigación y Tecnología Química), CONICET UTN-FRC*, 1-2
- [18] LLerena & Asociados abogados, URL:<http://www.llerena.com.ar/incentivos-para-invertir-en-energias-renovables/>
- [19] ENERGÍA ELÉCTRICA Ley 27191 Ley 26190. Régimen de Fomento Nacional para el uso de Fuentes Renovables de Energía destinada a la Producción de Energía Eléctrica. Modificación. Infoleg, Información legislativa. Ministerio de Justicia y derechos humanos. URL: <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/250000-254999/253626/norma.htm>
- [20] Ministerio de Hacienda. URL: <http://www.Argentina.gob.ar>
- [21] Biofuels Academy 2019, *Crossdraft gasification* URL: <http://biofuelsacademy.org/index.html%3Fp=504.html>
- [22] Rajvanshi, A. (1986) "Biomass Gasification". En Goswami, Y. *Alternative Energy in Agriculture* (pgs. 83-102). Maharashtra: CRC Press.
- [23] Jurarat Nisamaneenate, Duangduen Atong, Panchaluck Sornkade, Viboon Sricharoenchaikul (2014) *Fuel gas production from peanut shell waste using a modular downdraft gasifier with the thermal integrated unit* *Renewable Energy* (2014) 1-6
- [24] Secretaría de Alimentos y Bioeconomía. Dirección Nacional de Alimentos y Bebidas. Dirección de Cadenas Alimentarias (2018). *Cadena de Maní-Resumen*. Ministerio de Producción y Trabajo. Presidencia de la Nación.
- [25] Castells, X. (2005), *Tratamiento y valorización energética de residuos*, Barcelona, España, Editorial Diaz de Santos.
- [26] Cabello Domínguez, A. *Planta piloto de gasificación de biomasa*, Trabajo de fin de estudios de la E.T.S.I URL: <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20097/fichero/CAP%C3%8DTULOS%252FC-2.+GASIFICACI%C3%93N+DE+BIOMASA.pdf>

Capítulo 2

Análisis de la reacción química

1. Introducción

Como se explicó en el Capítulo 1, la gasificación es la conversión de la materia prima sólida a un combustible gaseoso que puede ser quemado para liberar energía o utilizado para la producción de otros químicos. Mientras que la gasificación empaca la energía en uniones químicas en el gas producido, la combustión rompe dichas uniones para liberar la energía.

Un proceso típico de gasificación de biomasa incluye los siguientes pasos:

- Secado
- Pirólisis
- Oxidación
- Reducción (gasificación)

Generalmente son modelados en serie, aunque no hay un estricto límite entre cada paso dentro del gasificador. La biomasa al ingresar primero se calienta y se seca para luego sufrir una degradación térmica o pirólisis. Los productos de la pirólisis reaccionan para dar el producto final: gas de síntesis. La energía térmica necesaria para el secado, pirólisis y reacciones endotérmicas proviene de ciertas reacciones exotérmicas de combustión.

Secado

Dado que la humedad en la materia prima absorbe energía para evaporarse, un menor contenido de humedad permite temperaturas más altas en un gasificador y, por lo tanto, es mejor para el proceso de gasificación. La ausencia completa de humedad tampoco es deseable en la gasificación, ya que la presencia de humedad mejora la relación H-C y, por lo tanto, produce un gas de mayor valor calorífico. En la gasificación de biomasa, el 10-15% de humedad generalmente se considera deseable. En los casos de exceder el contenido de humedad deseable, se recomienda el secado previo de la biomasa antes del ingreso al gasificador.^[1]

En el caso de estudio, como la biomasa utilizada contiene un porcentaje de humedad de 11,41% no se requiere secar antes de introducirla al gasificador. El secado necesario ocurre cuando la misma ingresa al reactor que trabaja en forma continua y a una elevada temperatura y recibe calor desde la zona caliente, por lo que este proceso se puede considerar instantáneo. A partir de los 100°C, el agua contenida en la biomasa se remueve, continuando el secado hasta que se alcanza una temperatura de aproximadamente 200°C.

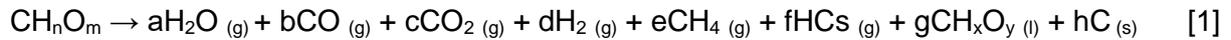
Pirólisis

La pirólisis es un fenómeno complejo que conduce a numerosos productos que varían mucho con la materia prima utilizada, las velocidades de calentamiento y las temperaturas alcanzadas.

Precede a la gasificación e involucra la ruptura térmica de las largas moléculas de hidrocarburos de biomasa en moléculas de gas más pequeñas, sin el agregado de un agente externo. Uno de los productos importantes de la pirólisis es el tar, formado a través de la

condensación de vapores producidos en el proceso. Como se trata de un líquido pegajoso que implica un gran inconveniente mecánico y operacional, el gasificador elegido es de tipo downdraft que permite producir un gas con bajo contenido de tar lo cual es adecuado para luego introducirlo en motores para la generación eléctrica.

Se puede describir mediante la siguiente reacción química:



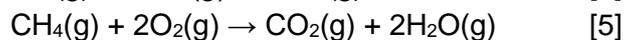
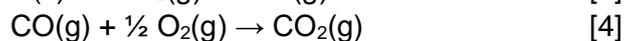
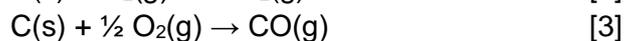
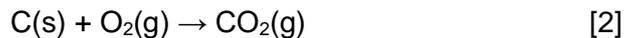
Donde $\text{CH}_x\text{O}_y_{(l)}$ representa los alquitranes y $\text{C}_{(s)}$ el char. Dichos productos se analizan en el Capítulo 4.

Oxidación

La oxidación proporciona la fuente de calentamiento requerida para las reacciones de pirólisis, reducción y secado en la mayoría de los sistemas de gasificación. El calor liberado por las reacciones exotérmicas que ocurren en esta zona se transfiere a las otras zonas endotérmicas a través de mecanismos de transferencia de calor.

El gasificador posee la zona de combustión en la región más cercana a la entrada del oxidante y, por lo tanto, la región inferior a ésta actúa como la región de gasificación una vez que se ha consumido todo el oxígeno (dado que el suministro de oxígeno a dichos reactores es sólo una fracción del oxígeno estequiométrico requerido para la oxidación completa del combustible sólido).^[1]

Las reacciones de mayor importancia involucradas en esta etapa son las siguientes^[2]:



En el caso de estudio, debido a que el agente gasificante es aire, se evaluará en los capítulos siguientes si el calor provisto por las reacciones de oxidación alcanzará para llevar a cabo las reacciones de reducción, pirólisis y secado, o será necesario además sumar una fuente externa de energía.

Gasificación

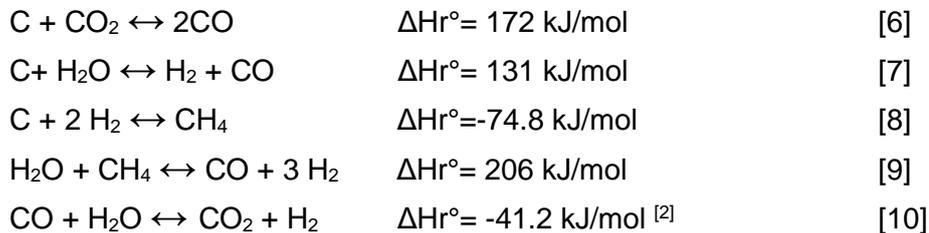
Luego de la pirólisis ocurre la gasificación, siendo la del char la más importante. El char producido en la pirólisis no es necesariamente puro carbono, sino que puede contener cantidades de oxígeno o hidrógeno, aunque los modelos cinéticos asumen que es 100% carbono.

El char de la biomasa en general es más porosa y reactiva que el coque. Su porosidad está dentro del rango de 40 a 50% mientras que la del carbón se encuentra entre 2 y 18%. A su

vez, los poros del char de la biomasa son mucho más grandes (20-30 μm) que los provenientes del carbón (5 Å).^[2]

Esta es la etapa controlante de todo el proceso ya que posee la velocidad más lenta.

Las reacciones que ocurren en esta etapa son las siguientes:



Cada etapa está representada en la Figura 2.1 donde se observa el rango de temperaturas en el que ocurre cada una.^[2]

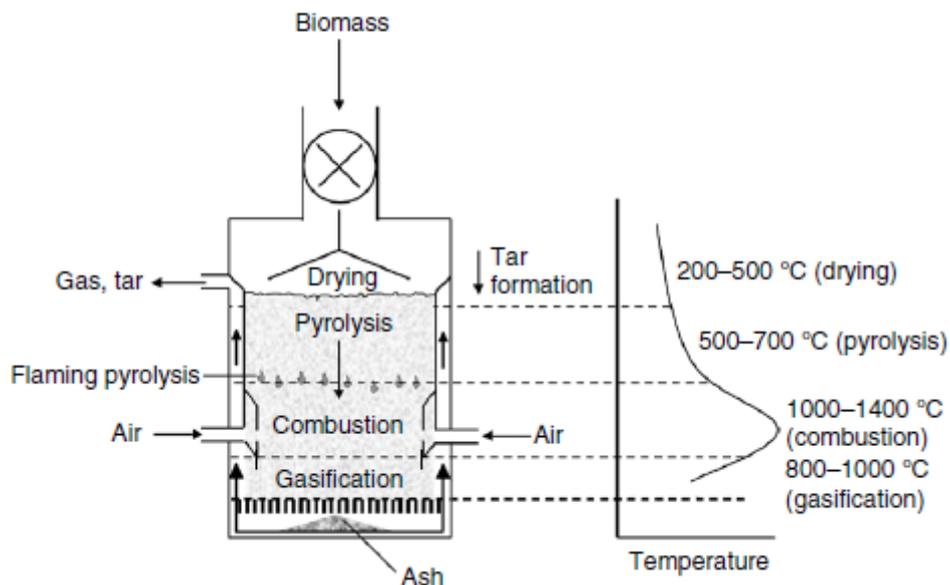


Figura 2.1: Diagrama de un gasificador downdraft con su perfil de temperatura.

2. Modelado de fenómenos de gasificación

Cualquier sistema debe modelarse de modo que sus relaciones de entrada-salida puedan obtenerse incluso antes de que se construya un sistema real, de modo que el diseño pueda optimizarse para la operación. El modelado del sistema de gasificación requiere un estudio de la termodinámica y la cinética de reacción subyacente a este proceso.

2.1 Modelado termodinámico

La termodinámica tiene la característica especial de poder describir un proceso y predecir su resultado casi sin considerar los detalles del sistema en el que ocurre el proceso. Esta característica de la termodinámica es de gran valor para modelar fenómenos y predecir sus resultados incluso antes de emprender el diseño conceptual de un sistema. Una vez que el sistema se instala y se pone en marcha, las leyes termodinámicas ayudan a identificar los puntos óptimos de operación del sistema en los que su rendimiento es el más deseable. Por lo tanto, el análisis termodinámico de un sistema es una herramienta poderosa en la etapa de diseño y operación. Las leyes primarias que rigen el proceso son la ley de conservación de masas, la primera ley de la termodinámica y la segunda ley.

Para comprender la gasificación, es necesario conocer la composición de la materia prima en forma de una fórmula molecular. También es necesario saber el contenido de humedad, materia volátil, ceniza y carbón residual del combustible en condiciones normales de combustión. Por lo tanto, a través de la ley de conservación de la masa se proporcionan algunas ecuaciones básicas que deben satisfacerse siempre.

Por otro lado, la primera ley de la termodinámica establece que todo el proceso de gasificación debe satisfacer las leyes de conservación de energía, al igual que cada fenómeno básico que constituye la gasificación (secado, pirólisis, oxidación, reducción). Dado que la mayoría de estos fenómenos básicos son mecanismos de reacciones químicas extremadamente complejos, la primera ley para estos fenómenos involucraría las entalpías básicas de formación de todas las especies consideradas en las reacciones. Por lo tanto, a menudo, estos fenómenos se modelan mediante un conjunto reducido de reacciones representativas.

La dirección favorecida de una reacción se decide por su espontaneidad, que es el dominio de la segunda ley de la termodinámica. Dada la temperatura, la presión y las especies participantes, esta ley permite determinar el estado final de una reacción en la cual el sistema iría al equilibrio termodinámico, dado el tiempo adecuado para que se establezca dicho equilibrio. Así, la composición de especies en equilibrio daría el producto final de la gasificación en un modelo termodinámico.

En resumen, el modelo termodinámico de un sistema de gasificación necesita como entrada los siguientes ítems:

- i) Composición elemental y calores estándar de formación de los componentes de la materia prima.
- ii) Datos estándar de entalpía y entropía junto con la dependencia de la temperatura para todas las especies de sustancias involucradas.

Usa las ecuaciones de:

- a) Balance elemental de las especies involucradas (C, H, O, N, S) y conservación de masa, incluida la de la ceniza.

- b) La primera ley de la termodinámica correspondiente a los diversos procesos que tiene en cuenta las entalpías de formación de las corrientes constituyentes y la adición/resta de calor sensible y latente en los diversos procesos.
- c) Las condiciones de equilibrio, ya sea en forma de constantes de equilibrio de las reacciones constituyentes en función de la temperatura, o en la forma de funciones de Gibbs de las corrientes constituyentes.

El modelo es capaz de predecir:

1. Composición del gas.
2. Proporciones requeridas de materia prima y agente gasificante.
3. Los efectos de diversas condiciones termodinámicas de funcionamiento, como la presión, la temperatura y la relación de materias primas/agente oxidante, sobre la composición del gas.
4. Eficiencia global del proceso de conversión en diferentes condiciones de operación.
5. Condiciones óptimas de operación, basadas en las predicciones anteriores.

Sin embargo, el tiempo de residencia de las especies que reaccionan en el sistema no es infinitamente largo y las predicciones obtenidas de un modelo termodinámico son generalmente los rendimientos máximos alcanzables del producto deseado de un sistema de reacción, sin tener en cuenta que pueden darse a tiempos muy elevados. Dado que un modelo termodinámico no tiene en cuenta los detalles del sistema de gasificación y el tiempo de residencia de los reactivos en el sistema, las predicciones del modelo termodinámico están restringidas en la aplicación práctica.

2.2 Modelado cinético

Para tener en cuenta el tiempo finito disponible para las reacciones, es necesario un modelo cinético, que considere el progreso de una reacción como ocurre en el reactor, teniendo en cuenta la geometría y el flujo de fluido y, por lo tanto, el tiempo de residencia.

En un gasificador de lecho fijo, como el caso de estudio, los tamaños de partículas son más grandes y, por lo tanto, el tiempo necesario para los fenómenos de difusión de calor y masa son significativos, siendo estos procesos los determinantes para el requisito de tiempo de residencia dentro del gasificador. A medida que las partículas se mueven hacia la zona de reducción, sus tamaños disminuyen debido a que se consumen por las reacciones en superficie. Así, en un sistema de gasificación de lecho fijo, la duración de las zonas de secado, pirólisis, oxidación y reducción reflejan las velocidades a las que se producen estas reacciones. Siendo las reacciones de oxidación, pirólisis y secado las más rápidas y, por ende, la de reducción la más lenta.

Además de la clasificación en termodinámico o cinético, los modelos de gasificación también se establecen en función de la forma en que modelan la variación espacial de los fenómenos en un reactor como se explica a continuación.

2.3 Clasificación de los modelos de gasificación

En función de cómo un modelo de gasificación trata la distribución espacial de los fenómenos en un reactor, se los podría clasificar como modelos de cero dimensiones, unidimensionales o multidimensionales. De hecho, dado que en muchos sistemas de gasificación los fenómenos predominantes en diferentes partes del gasificador pueden ser de secado, pirólisis, oxidación o reducción, también es posible usar un modelo termodinámico o cinético para cada fenómeno en diferentes partes del reactor.

2.3.1 Modelos Cero-Dimensionales

Estos son los modelos más rudimentarios de gasificación. Consideran el gasificador completo como un volumen de control único y aplican la conservación de la masa y la energía y las ecuaciones de equilibrio termodinámico para determinar la composición del producto y la temperatura al final de la gasificación. A menudo, los fenómenos de secado y pirólisis no se modelan y las ecuaciones de oxidación-reducción se resuelven para el equilibrio. Dichos modelos son buenos como una primera estimación de la composición del producto de un gasificador y son adecuados cuando las reacciones son razonablemente rápidas, de modo que el tiempo de residencia es adecuado para asumir el equilibrio. Estos modelos también se conocen como modelos de reacción de gasificación bien agitados.

2.3.2 Modelos unidimensionales

En muchos tipos de sistemas de gasificación, se pueden identificar diferentes regiones geométricas donde predominan distintos fenómenos. Por ejemplo, la región inmediatamente posterior a la entrada del oxidante es la zona de oxidación, donde predominan este tipo de reacciones, tanto que los otros fenómenos que ocurren allí podrían ignorarse o tratarse con menos importancia. En un sistema de gasificación downdraft, la zona superior es la zona de secado; le sigue la pirólisis, la reducción o gasificación y finalmente la oxidación. En tales casos, el reactor podría dividirse en volúmenes de control en la dirección de flujo y cada volumen de control podría modelar los diversos fenómenos utilizando diferentes enfoques dependiendo de la temperatura y la composición de los gases y sólidos en el volumen de control. El flujo de un volumen de control a otro también se modela adecuadamente. Luego, el modelo de gasificador consiste en una secuencia unidimensional de volúmenes de control y se calcula la variación de un volumen de control a otro.

2.3.3 Modelos multidimensionales - Modelos CFD

Estos permiten resolver la variación espacial de las diversas cantidades, como la temperatura, la presión y la composición, y también tienen en cuenta los fenómenos de flujo de los sólidos y gases utilizando las ecuaciones de momento respectivas, además de las otras ecuaciones constitutivas termodinámicas y cinéticas que rigen las gasificaciones.^[1]

3. Modelos de interés

3.1 Wang y Kinoshita

Es el modelo principal y en el que se basan otros investigadores para realizar sus propios modelos. Wang y Kinoshita propusieron que la biomasa sufre una serie de conversiones térmicas: secado, pirólisis, combustión y reducción, donde cada proceso ocurre en diferentes zonas del reactor.

La biomasa ya secada ingresa a la zona de altas temperaturas donde es convertida en char y volátiles. La combustión ocurre cuando los volátiles reaccionan con el oxidante. Esta zona combinada de pirólisis y combustión es dominada por reacciones exotérmicas (por las reacciones de oxidación), donde la biomasa es convertida en char, CO₂ y H₂O. También se asume que los volátiles son craqueados en metano. Tanto la pirólisis, secado y oxidación se asumen que ocurren mucho más rápido que las reacciones de la zona de gasificación. Wang y Kinoshita combinan las reacciones que ocurren en estas tres zonas en una sola reacción global que se presenta a continuación.



Donde CH_αO_β es la fórmula química de la biomasa que se obtiene a partir de su caracterización, γ, z, w y x_i son los moles de los respectivos componentes.

Estos productos luego ingresan a la zona de reducción donde dominan las reacciones endotérmicas y la energía térmica generada por los procesos anteriores se transforma en energía química contenida en especies del gas combustible como H₂ y CO. Las concentraciones de los productos finales de la zona de secado-pirólisis-combustión son las condiciones iniciales de los reactivos en la zona de reducción. Además, para Wang y Kinoshita, las concentraciones iniciales de H₂ y CO son cero y la cantidad de N₂ permanece constante por tratarse de un inerte.

En la zona de reducción, Wang y Kinoshita proponen un rango de temperaturas entre 700 y 900°C, donde la transferencia de masa y la difusión en los poros es mucho mayor a la velocidad de reacción química, por ende, el mecanismo controlante es la cinética de la reacción.

Los investigadores propusieron 4 de las 5 reacciones ya mencionadas:



Decidieron descartar la reacción [10] ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$) ya que descubrieron que para biomasa con contenido de humedad menor al 20%, el modelo no era sensible a la constante aparente de dicha reacción.

Wang y Kinoshita plantean además ecuaciones cinéticas que tienen en cuenta constantes de equilibrio, de adsorción, densidad del char, número de moles de sitios activos por unidad de área superficial del char, diámetro inicial de las esferas de char, presiones parciales y el total de los sitios activos.^[3] Sin embargo, no proponen un balance de energía ya que toman constante la temperatura en la zona de reducción, ni tampoco tienen en cuenta caídas de presión a lo largo del gasificador ni cambios en la velocidad.

3.2 Sharma

Otro modelo termodinámico es el de Sharma, que tiene en cuenta un balance de energía y por ende, obtiene una dependencia con la temperatura, sin embargo el análisis cinético es mucho más reducido. Si bien se basa en el modelo de Wang y Kinoshita, con algunas modificaciones, no presenta ecuaciones en función del tiempo sino, sólo se obtienen cantidades molares de cada especie cuando alcanzan el equilibrio.^[4]

3.3 Giltrap

Por otro lado, el modelo de Giltrap, se basa en el modelo de Wang y Kinoshita ya que utiliza las mismas reacciones pero agrega la variación de temperatura a través de un balance de energía, la variación de presión a través de la ecuación de Ergun y la variación de velocidad. Es por esto que se decidió modelar a partir de esta propuesta.

Se comienza el modelo en la parte superior de la región de reducción donde se asume que todo el oxígeno del aire de entrada se convirtió a CO_2 y todos los productos de pirólisis fueron craqueados en forma total, obteniéndose entonces las mismas reacciones que Wang y Kinoshita.

Se asume que siempre hay un suministro abundante de carbono del combustible, por lo que las especies químicas que deben rastrearse son CO_2 , CO , CH_4 , H_2O y H_2 y el N_2 desde el aire de entrada. Aunque el N_2 no participa en ninguna de las reacciones consideradas, el mismo diluye el gas del producto final.

Se considera que todas las velocidades de reacción tienen una dependencia con la temperatura del tipo Arrhenius y son proporcionales a la diferencia entre la relación de reactivo/ producto y la correspondiente relación de equilibrio. Así se obtuvo:

$$r_1 = A_1 \cdot \exp\left(\frac{-E_1}{RT}\right) \cdot (P_{\text{CO}_2} - P_{\text{CO}}^2/K_1) \quad (1)$$

$$r_2 = A_2 \cdot \exp\left(\frac{-E_2}{RT}\right) \cdot (P_{\text{H}_2\text{O}} - P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}/K_2) \quad (2)$$

$$r_3 = A_3 \cdot \exp\left(\frac{-E_3}{RT}\right) \cdot (P_{\text{H}_2}^2 - P_{\text{CH}_4}/K_3) \quad (3)$$

$$r_4 = A_4 \cdot \exp\left(\frac{-E_4}{RT}\right) \cdot (P_{\text{CH}_4} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}} - P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}^2/K_4) \quad (4)$$

Donde A_i es el factor de frecuencia para la reacción i , E_i es la energía de activación para la reacción i en J/mol, R es la constante de los gases en J/K.mol, T es la temperatura en Kelvin, P_j es la presión parcial de la especie gaseosa j en pascales y K_i es la constante de equilibrio de la reacción i .^[5]

Los valores de las energías de activación para estas reacciones se tomaron de Wang y Kinoshita, ver Tabla 2.1. Sin embargo, se incorporaron varios factores en las constantes pre-multiplicadoras como el tamaño de la partícula de carbón y el número de sitios de carbón activo, que fueron considerados por separado por Wang y Kinoshita. Entonces, para calcular los factores de frecuencia, se multiplican los valores encontrados por Wang y Kinoshita por un factor de reactividad del char (CRF), que representa la reactividad relativa de diferentes tipos de char. Es decir, se usa $A_i = A_i' \times \text{CRF}$, donde A_i' es el valor encontrado por Wang y Kinoshita que se muestran en la Tabla 2.1.^[3]

Tabla 2.1: Valores del factor pre exponencial (A_i') y energía de activación hallados por Wang y Kinoshita.

Reaction i	A_i' (1/s)	E_{ai} (KJ/mol)	R value (%)
1	3.616×10^1	77.39	99.8
2	1.517×10^4	121.62	99.9
3	4.189×10^{-3}	19.21	99.1
4	7.301×10^{-2}	36.15	96.2

La posición inicial en este modelo es la parte superior de la región de reducción y el final de la zona de oxidación. Los gases que provienen de la zona de oxidación son una mezcla de gas pirolizado, CO_2 y N_2 inerte. La proporción exacta de cada uno de estos componentes depende de la velocidad del aire que fluye hacia el gasificador en relación con las velocidades de combustión, pirólisis y reacciones de craqueo. En lugar de calcular esto, directamente Giltrap introdujo una variable 'fracción de pirólisis' (fp), que puede variar de 0 (sin productos de pirólisis) a 1 (solo productos de pirólisis).

El aire que fluye hacia el gasificador es una mezcla de N_2 y O_2 . Se supone que todo el O_2 de la entrada de aire había sido consumido por reacciones de combustión con el carbón, mientras que el N_2 permanece inerte. Además, este modelo supone que los productos de pirólisis se craquean en cantidades equivalentes de CO , CH_4 y H_2O para una biomasa típica.

Para superar la caída de presión ofrecida por el lecho, la presión de operación debe estar por encima de la presión atmosférica. El valor se debe averiguar tomando en cuenta la caída de presión en el lecho y verificando que la presión en la salida se mantenga por encima de la atmosférica.^[11]

Factor de reactividad del char (CRF)

En la zona de reducción ocurren reacciones endotérmicas y por ende la temperatura disminuye a medida que aumenta el grado de avance de las reacciones. En la zona de gasificación este grado depende de la reactividad del char que se representa a través del

CRF. Dicho valor depende del grado de conversión, el número de sitios activos del char y el tamaño de las partículas. A medida que el char avanza en la zona de reducción y ocurren las reacciones char-gas, el grado de conversión del char aumenta, el tamaño decrece y la porosidad aumenta, por lo que los gases tienen más sitios activos donde reaccionar y aumenta el grado de avance de las reacciones.

Para mayores valores de CRF, decae más bruscamente la temperatura en la zona de reducción y las reacciones se completan más rápidamente. Como resultado de esto, las composiciones predichas por el modelo cambian sólo en la longitud inicial de la zona de reducción. Esto lleva a que el CRF debe ser incrementado a lo largo de la longitud de la zona de gasificación. El incremento cuantitativo del valor del CRF depende del tipo de biomasa y sus características físicas^[11].

Giltrap ha asumido que el CRF permanece constante en todo el lecho a pesar de que varía a lo largo de la zona de gasificación. Por lo tanto, el CRF utilizado en este análisis debe considerarse como un CRF “efectivo”.

Balances de masa y energía

Se asume un lecho de gasificación cilíndrico de área de sección transversal A con una variación radial insignificante en las propiedades tanto del lecho como del gas. La distancia axial es z . Se supone que los gases se comportan idealmente. Luego se consideran secciones delgadas de espesor Δz . Para cada especie química en el gas, el cambio en la tasa de flujo molar a través de Δz debe ser igual a la tasa neta de creación de especies por reacciones químicas dentro del volumen. Por lo tanto, para Δz pequeño se tiene:

$$n_x(z) \cdot A \cdot v(z) = n_x(z + \Delta z) \cdot A \cdot v(z + \Delta z) + R_x \cdot A \cdot \Delta z \quad (5)$$

Donde n_x es la densidad molar de la especie x en mol/m^3 , v es la velocidad superficial del gas en m/s , y R_x es la tasa neta de formación de la especie x por reacciones químicas en $\text{mol/m}^3 \cdot \text{s}$.

La ecuación (5) se puede utilizar para generar expresiones para las concentraciones molares de cada una de las seis especies gaseosas consideradas (CO_2 , CO , H_2O , H_2 , CH_4 , N_2). De manera similar, la densidad molar total de todos los gases, n , se puede expresar como la suma de las densidades molares de cada uno de los seis gases componentes. La Tabla 2.2 muestra las tasas netas de formación de cada especie de gas en términos de las tasas de reacción de las Reacciones 1-4.

Reorganizando la ecuación (5) y tomando el límite cuando Δz tiende a 0 se obtiene:

$$d(n_x \cdot v)/dz = R_x \quad (6)$$

o

$$dn_x/dz = \frac{1}{v} \cdot (R_x - n_x \cdot dv/dz) \quad (7)$$

Tabla 2.2: Velocidades de reacción de las diferentes especies gaseosas.

Species	R_x ($\text{mol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{s}^{-1}$)
N_2	0
CO_2	$-r_1$
CO	$2r_1 + r_2 + r_4$
CH_4	$r_3 - r_4$
H_2O	$-r_2 - r_4$
H_2	$r_2 - 2r_3 + 3r_4$
Total number of gas molecules	$r_1 + r_2 - r_3 + 2r_4$

De manera similar, para la operación en estado estacionario, cualquier cambio en el caudal de energía a lo largo de la distancia Δz debe ser igual a la tasa de energía liberada por las reacciones dentro del volumen menos la tasa de trabajo realizado por el gas. Esto desprecia los cambios en la energía cinética y gravitacional potencial del gas, que son relativamente insignificantes. La energía térmica de N moles de la especie de gas x es $N \cdot c_x \cdot T$ donde c_x es la capacidad calorífica molar del gas x en J/K mol y T la temperatura en K . Para una reacción química, el cambio de entalpía ΔH en J/mol representa el cambio en la energía química interna del sistema debido a la reacción. Por lo tanto, la tasa de energía liberada debido a las reacciones químicas es $-\sum_i r_i \cdot \Delta H_i$ donde i abarca todas las reacciones consideradas.

Así, del balance energético se obtuvo la siguiente relación:

$$v_{z+\Delta z} \cdot A \cdot \left(\sum_x n_x \cdot c_x \cdot T \right)_{z+\Delta z} - v_z \cdot A \cdot \left(\sum_x n_x \cdot c_x \cdot T \right)_z = - \sum_i r_i \cdot \Delta H_i \cdot A \cdot \Delta z - \Delta(P \cdot A \cdot v) \quad (8)$$

Donde P es la presión total (en Pa), el subíndice x abarca todas las especies químicas y el subíndice i abarca todas las reacciones químicas consideradas.

Dividiendo por $A \cdot \Delta z$ y tomando el límite cuando $\Delta z \rightarrow 0$ resulta:

$$d(v \cdot \sum_x n_x \cdot c_x \cdot T) / dz = - \sum_i r_i \cdot \Delta H_i - d(P \cdot v) / dz \quad (9)$$

Reordenando se tiene:

$$dT / dz = \frac{1}{v \cdot \sum_x n_x \cdot c_x} \cdot \left(- \sum_i r_i \cdot \Delta H_i - v \cdot dP / dz - P \cdot dv / dz - \sum_x R_x \cdot c_x \cdot T \right) \quad (10)$$

Con las ecuaciones (7) y (10) se tiene un total de siete ecuaciones diferenciales cuando se consideran las seis especies gaseosas. Sin embargo, el estado del gasificador en cualquier punto dado se describe por la concentración de cada especie de gas, la temperatura, la velocidad superficial del gas y la presión total. Así que para completar el sistema de ecuaciones diferenciales se necesitan expresiones para dP/dz y dv/dz .

Se sabe que el gradiente de presión, dP/dz , depende de la velocidad superficial del gas. La siguiente fórmula empírica relaciona el gradiente de presión de un fluido que fluye a través de un lecho de partículas sólidas con las propiedades físicas del lecho y el fluido (Ergun, 1952):

$$-dP/dz = \frac{150 \cdot \mu \cdot (1-\varepsilon)^2}{D_p^2 \cdot \varepsilon^3} \cdot v + \frac{1,75 \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon)}{D_p \cdot \varepsilon^3} \cdot v^2 \quad (11)$$

Donde μ es la viscosidad del fluido, ε es la fracción vacía del lecho, D_p es el diámetro promedio de la partícula en el lecho y ρ es la densidad másica del fluido, todo en unidades SI.

Para obtener una expresión para dv/dz se considera la ley de los gases ideales:

$$P = n \cdot R \cdot T \quad (12)$$

Donde n es la concentración molar de todas las especies gaseosas en mol/m³, P es la presión total en Pa, R es la constante de los gases en Pa.m³/K.mol, y T es la temperatura en Kelvin.

Diferenciando a ambos lados respecto de z se tiene:

$$dP/dz = \frac{dn}{dz} \cdot R \cdot T + n \cdot R \cdot \frac{dT}{dz} \quad (13)$$

Se puede encontrar una expresión para dn/dz sumando las expresiones para dn_x/dz de la ecuación (7) para cada especie gaseosa x . Esto da expresiones para dn/dz y dT/dz que dependen de dv/dz . Sustituyendo las ecuaciones (7) y (10) en (13) y reorganizando:

$$\frac{dv}{dz} = \frac{1}{\sum_x n_x \cdot c_x + n \cdot R} \left(\frac{\sum_x n_x \cdot c_x \cdot \sum_x R_x}{n} - \frac{\sum_i r_i \cdot \Delta H_i}{T} - \frac{dP}{dz} \left(\frac{v}{T} + \frac{v \cdot \sum_x n_x \cdot c_x}{P} \right) - \sum_x R_x \cdot c_x \right) \quad (14)$$

Esto da un conjunto de nueve ecuaciones diferenciales ordinarias de primer orden acopladas en las variables del sistema n_x , (donde x considera las seis especies gaseosas diferentes consideradas), P , v y T , que pueden resolverse utilizando Mathcad con el método numérico de Runge-Kutta.^[3]

4. Ajuste del modelo

4.1 Condiciones iniciales del modelo

Como ya se explicó anteriormente, la posición inicial del modelo es en el comienzo de la zona de reducción. Este es el punto donde el oxígeno proveniente del aire que ingresa se consumió completamente en las reacciones de oxidación. También se asume que todas las reacciones de pirólisis y craqueo ya se completaron para este punto, y por ende no siguen ocurriendo durante la gasificación.

El aire que ingresa al gasificador es una mezcla de O₂ y N₂. Se asume que todo el O₂ que ingresa en el aire se consume a través de las reacciones de combustión con el char para dar CO₂ (C + O₂ → CO₂), mientras que el N₂ permanece inerte.

Se asume que de la pirólisis se obtienen CO, CH₄ y H₂O y que se tienen en igual proporción a partir de un balance atómico de la biomasa.^[5]

Para obtener la fórmula química de la biomasa y poder obtener las condiciones iniciales se partió de las composiciones dadas por la Tabla 2.3.

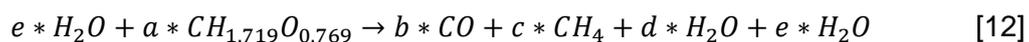
Tabla 2.3: Composición de la cáscara de maní ^[7]

Proximate analysis (ar, wt.%)		Ultimate analysis (ar, wt.%)	
Moisture	11.41	Carbon	44.34
Ash	5.96	Hydrogen	6.35
Volatile organic content	65.65	Nitrogen	0.79
Fixed carbon	17.34	Sulfur	0.29
LHV, (MJ/Kg)	17.47	Oxygen	45.47
		Other ^a	2.76
Bulk density (kg/m ³)	60		

^a Other by difference.

A partir de dicha información se calcularon la cantidad de oxígeno e hidrógeno por cada carbono para obtener: CH_{1.719}O_{0.769} por lo que se tiene α=1,719 y β=0,769. Dicha fórmula química permite obtener un peso molecular de 26,023 g/mol.

Como ya se mencionó anteriormente, para obtener los productos de la pirólisis se asume que la biomasa fue craqueada en cantidades equivalentes de CO, CH₄ y H₂O; además se tiene en cuenta la humedad adicional que proviene de la biomasa. Por ende, si se parte de la fórmula de la biomasa seca y libre de azufre y nitrógeno se tiene, por mol de gas de pirólisis:^[5]



Se plantea un sistema de ecuaciones de forma de obtener los coeficientes estequiométricos, a partir del balanceo de la reacción:

$$\begin{aligned} a &= b + c \\ a * 1.719 &= 4 * c + 2 * d \\ 0.769 * a &= b + d \\ b + c + d + e &= 1(1 \text{ mol de gas de pirólisis}) \\ a * 0.2 &= e \end{aligned}$$

La relación de e con a, se calculó a partir del dato de humedad del 11.41% en peso (ver Tabla 2.3) y mediante pesos moleculares se obtuvo la relación molar entre biomasa y agua.

Se obtienen así los siguientes valores:

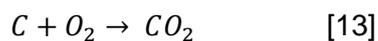
$$a = 0.75; b = 0.478; c = 0.273; d = 0.099; e = 0.15$$

A partir de los coeficientes calculados se consiguen los flujos másicos de cada componente (CO, H₂O y CH₄).

El gas en la cima del gasificador proviene de dos fuentes: el aire que ingresa (agente de gasificación) y los productos de la pirólisis. La proporción exacta de cada componente depende de la velocidad del aire que ingresa al gasificador en relación con las velocidades de combustión, pirólisis y craqueo. Como ya se mencionó, en lugar de realizar el cálculo, Giltrap propone una variable llamada 'fracción de pirólisis' (fp), que puede variar de 0, donde no hay productos de pirólisis, hasta 1, donde sólo hay productos de pirólisis. El factor de pirólisis es la fracción efectiva del gas inicial que proviene de la pirólisis y reacciones de craqueo. El valor de fp dependerá de la proporción de materia volátil en la biomasa, la velocidad a la cual ingresa el aire al sistema y la cinética de las reacciones de pirólisis, craqueo y combustión.

Giltrap propone examinar el efecto del fp en los valores de salida del modelo. El aire que ingresa al gasificador es 79% N₂ en volumen y no se produce ni participa en ninguna reacción. Por lo que la concentración de nitrógeno puede ser usada para inferir el fp. En los gasificadores downdraft que utilizan aire, el 50% volumétrico del gas producido está compuesto por gas nitrógeno. Entonces, se buscará ajustar el modelo a través de un valor de fp para obtener un porcentaje de N₂ a la salida cercano al 50%^[5]. Una vez obtenidos los flujos máxicos de cada compuesto, se pasan a moles mediante sus pesos moleculares. A estos flujos se los multiplican por el factor de pirólisis (fp) que mejor ajuste experimentalmente.

La concentración inicial de oxígeno no depende solo de la cantidad presente en la biomasa, sino también del aire ingresante como agente oxidante. Para calcular el flujo inicial de aire, se fija el parámetro ER. El ER se define como la relación entre el aire utilizado sobre la cantidad de aire que se debería utilizar para una combustión completa con condiciones estequiométricas. Para una combustión completa se tiene:



Cada 12 kg de carbono y 32 kg de oxígeno, se obtiene un mol de dióxido de carbono. Se tienen entonces 32/12 kg de oxígeno por kg de carbono.



Cada 4 kg de hidrógeno y 32 kg de oxígeno, se obtiene un mol de agua. Se tienen entonces 32/4 kg de oxígeno por kg de hidrógeno.

La cantidad de oxígeno se calcula de la siguiente manera:

$$O_2 \text{ estequiométrico} = 32/12 * C + 32/4 * H - O$$

Donde el O₂ estequiométrico resulta en unidades de kg O₂/h.

Se sabe además que el 21% molar del aire es oxígeno y el 79% nitrógeno. Entonces,

$$\text{moles aire estequiométrico} = \frac{100}{21} * \text{moles } O_2 \text{ estequiométricos}$$

Se multiplica el aire estequiométrico por el factor ER y se obtiene así un flujo molar inicial de aire, de N_2 y de O_2 . Se considera que todo el nitrógeno presente es del aire. [2]

Para la concentración inicial de CO_2 se supone un flujo molar igual al de O_2 , ya que según Giltrap, se supone que todo el oxígeno del aire se consume en la combustión con el char para formar dióxido de carbono. [5]

Una vez obtenidos los flujos molares, se obtienen las concentraciones iniciales de cada compuesto mediante gases ideales:

$$C_i = P_i/R * T \quad (15)$$

Donde C_i y P_i son la concentración y la presión inicial del componente i , R la constante de gases ideales y T la temperatura a la entrada de la gasificación.

Para calcular la presión de cada compuesto, se calculan las fracciones molares según:

$$x_i = F_i / \sum_{i=1}^n F_i \quad (16)$$

Donde n es la cantidad de compuestos y x_i y F_i la fracción molar y el flujo molar del compuesto i respectivamente.

Resultando,

$$P_i = x_i * P_{total} \quad (17)$$

Donde P_{total} es la presión total inicial.

El modelo necesita además de una condición inicial de velocidad, para ello se calcula un caudal volumétrico mediante gases ideales:

$$Q = (\sum_{i=1}^n F_i * R * T) / P_{total} \quad (18)$$

Entonces, se calcula la velocidad inicial según:

$$v = Q/At \quad (19)$$

Donde At es el área transversal de la zona de gasificación, y conociendo el diámetro (D) en esta zona, se obtiene a partir de:

$$At = \pi/4 * D^2 \quad (20)$$

4.2 Cálculo de constantes de equilibrio, calores de formación y calores específicos

El modelo de Giltrap utiliza constantes de equilibrio y calores de formación para cada reacción. Dichos parámetros dependen de la temperatura, por lo tanto, se halló una relación de constantes de equilibrio y calores de formación en función de la temperatura.

La constante de equilibrio es función de la temperatura según:

$$-RT \ln(K) = \Delta G^\circ \quad (21)$$

$$\frac{d(\ln(K))}{dt} = \frac{\Delta H^\circ}{R T^2} \quad (22)$$

Integrando la ecuación anterior se obtiene

$$\ln(K) = \int \frac{\Delta H^\circ}{R T^2} dt + I \quad (23)$$

ΔH° puede ser expresado como:

$$\frac{\Delta H^\circ}{R} = \frac{J}{R} + (\Delta A) T + \frac{(\Delta B)}{2} T^2 + \frac{(\Delta C)}{3} T^3 - \frac{(\Delta D)}{T} \quad (24)$$

Por lo tanto, sustituyendo (24) en (23):

$$\ln(K) = -\frac{J}{RT} + (\Delta A) \ln(T) + \frac{(\Delta B)}{2} T + \frac{(\Delta C)}{6} T^2 + \frac{(\Delta D)}{2T^2} + I \quad (25)$$

Por otro lado, la dependencia de ΔG° con la temperatura puede ser analizada como:

$$\Delta G^\circ = -J + (\Delta A) \ln(T) + \frac{(\Delta B)}{2} T + \frac{(\Delta C)}{6} T^2 + \frac{(\Delta D)}{2T^2} + I \quad (26)$$

Los valores de ΔH° y ΔG° para cada reacción pueden ser obtenidos a partir de la Tabla 2.4 y de la Tabla 2.5 respectivamente. A su vez, los valores de ΔA , ΔB , ΔC y ΔD son obtenidos para cada reacción utilizando la Tabla 2.6.

Los valores de J e I son calculados a través de las ecuaciones (24) y (26) respectivamente, a una temperatura de 298,15 K (valores estándar).

La ecuación de ΔH como función de la temperatura se obtiene de (24) donde la temperatura queda en forma genérica (no se le especifica ningún valor).

La ecuación de K_p como función de la temperatura finalmente se obtiene a través de la Ecuación 25.^[8]

Tabla 2.4: Calor de formación a 298,15 K [8]

Chemical Species	Phase	$\Delta H^\circ_{f,298}$
Water	g	-241818
Water	l	-285830
Carbon dioxide	g	-393509
Carbon monoxide	g	-110525
Methane	g	-74520
Hydrogen	g	0
Oxygen	g	0
Nitrogen	g	0

Tabla 2.5: Funciones de formación de Gibbs a 298.15 K [8]

Chemical Species	Phase	$\Delta G^\circ_{f,298}$
Water	g	-228572
Water	l	-237129
Carbon dioxide	g	-394359
Carbon monoxide	g	-137169
Methane	g	-50460
Hydrogen	g	0
Oxygen	g	0
Nitrogen	g	0

Tabla 2.6: Constantes A, B, C y D para cada compuesto [8]

Chemical Species	T_{max}	A	$10^3 B$	$10^6 C$	$10^{-5} D$
Methane	1500	1.702	9.081	-2.164	-
Hydrogen	3000	3.249	0.422	-	0.083
Carbon monoxide	2500	3.376	0.557	-	-0.031
Carbon dioxide	2000	5.457	1.047	-	-1.157
Nitrogen	2000	3.280	0.593	-	0.040
Water	2000	3.470	1.450	-	0.121
Carbon	2000	1.771	0.771	-	-0.867

Por último, para obtener los Cp de cada compuesto se refirió al NIST (Instituto Nacional de Estándares y Tecnología de Estados Unidos) donde se hallaron las expresiones correspondientes en función de la temperatura para el nitrógeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono, metano, agua e hidrógeno. [9]

4.3 Validación del modelo

Luego de haber elegido Giltrap como modelo, el objetivo siguiente fue corroborar que dicho modelo era aplicable al caso de interés, es decir gasificación de cáscara de maní. Para ello, se realizó una búsqueda bibliográfica con el fin de hallar papers donde se detallan los resultados de experimentos utilizando cáscara de maní como biomasa en un proceso de gasificación. Se encontró un trabajo realizado por Nisamaneenate, Atong, Sornkade y Sricharoenchaikul pertenecientes al Departamento de Ingeniería Ambiental de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de Chulalongkorn, Bangkok, Tailandia y al Centro de Tecnología Nacional de Metales y Materiales de Tailandia. El trabajo llevado a cabo trata de la producción de syngas a partir de cáscara de maní utilizando un gasificador downdraft de forma continua. Se tienen los resultados de la composición del gas de síntesis para un caudal de biomasa de 3 kg/h utilizando un ER de 0,12 que corresponde a un flujo de aire de 1.62 m³/h. Se informa un rango de temperatura en la zona de reducción de 673-773 K. En cuanto a los detalles constructivos del gasificador, tiene un diámetro en la zona de oxidación de 203 mm, un diámetro en la zona de gasificación de 77 mm y una altura en dicha zona de 200 mm. [7]

En el trabajo se exponen los resultados como porcentajes de C convertido en CO, CO₂ y CH₄ y de H convertido en H₂ y CH₄:

Tabla 2.7: Resultados experimentales [7]

Carbon conversion (%)			Hydrogen conversion (%)	
CO	CO ₂	CH ₄	H ₂	CH ₄
25.69	38.66	6.54	27.37	15.52

A partir de la información de la Tabla 2.7 para una biomasa de 3 kg/h se calculan los siguientes flujos molares experimentales a la salida del gasificador:

H₂: 0,005983 mol/s
 CO₂: 0,002682 mol/s
 CO: 0,002801 mol/s
 CH₄: 0,001672 mol/s

Para realizar el ajuste del modelo, se utilizó el sistema de ecuaciones descrito por el mismo, el cual incluye una ecuación diferencial para la concentración molar de cada especie, una para la temperatura, una para la presión y una para la velocidad. Se resolvió mediante el método de Runge-Kutta. Las concentraciones iniciales se calcularon mediante el método detallado anteriormente, y para las condiciones iniciales de temperatura, velocidad y presión se utilizaron las mismas que en el experimento (ver Tabla 2.8).

Tabla 2.8: Condiciones iniciales.

Concentración N ₂	7,863 mol/m ³
Concentración CO ₂	2,090 mol/m ³
Concentración CO	3,304 mol/m ³
Concentración CH ₄	1,887 mol/m ³
Concentración H ₂ O	1,724 mol/m ³
Concentración H ₂	0 mol/m ³
Temperatura	723 K
Presión	101325 Pa
Velocidad	0,369 m/s

Para poder resolver el método se requieren definir algunos parámetros previamente como son el diámetro de partícula, densidad y viscosidad de fluido, porosidad del lecho y el CRF. Para el diámetro de partícula se midieron varias cáscaras de maní, de forma de obtener un promedio entre los valores típicos, resultando en un diámetro de 20 mm. Este valor se encuentra acorde a la información encontrada en bibliografía que para un gasificador downdraft el rango de tamaño de partícula que se propone es de 5-100 mm. [2]

Para la temperatura inicial se tomó el valor medio del rango dado experimentalmente, resultando en 723 K.

Según la herramienta Unisim, para las condiciones y composiciones iniciales dadas, se tiene una viscosidad de $3,089 \cdot 10^{-2}$ cP.

Para la porosidad del lecho se estableció un valor de $0.4^{[10]}$ el cual corresponde a la porosidad de la partícula, pero se asumió que ambas porosidades iban a ser similares por tanto este valor corresponde también a la porosidad del lecho.

La densidad del aire se calculó punto a punto según gases ideales, mediante la siguiente expresión:

$$\rho = \frac{y \cdot P}{R \cdot T} * PM \quad (27)$$

Donde P es la presión total que varía punto a punto, y representa la fracción molar de aire que varía al cambiar las composiciones de todos los compuestos, R es la constante de gases ideales, T la temperatura que es variable también y PM el peso molecular del aire.

Para obtener un fp adecuado se lo varió entre 0 y 1, y se tuvo en cuenta el criterio explicado anteriormente (que el gas nitrógeno debe representar alrededor del 50% del gas de salida), se probaron valores y se obtuvo que para un fp de 0.3 se cumple lo enunciado, como se muestra en la Tabla 2.9.

Tabla 2.9: Porcentajes volumétricos de salida para el modelo utilizando un fp de 0.3

	N ₂	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ O	CH ₄
% del gas de salida	51.6	8.5	19	10.9	4.5	5.5

El CRF efectivo se toma como un parámetro de ajuste. Se comenzó con un valor de CRF de 1000 aunque se fue variando para encontrar el que mejor ajustaba a los datos experimentales. Se halló que a mayores valores de CRF, los flujos obtenidos de CO y CO₂ se asemejaban más a los experimentales, mientras que para el CH₄ y el H₂ no se observó gran variación, resultando un CRF de 100000 el más adecuado para el ajuste del modelo.

En la Tabla 2.10 se muestran los resultados del modelo y del experimento.

Tabla 2.10: Comparación de datos experimentales con resultados del modelo.

	CO ₂	CO	CH ₄	H ₂
Experimento [mol/s]	$2.682 \cdot 10^{-3}$	$2.801 \cdot 10^{-3}$	$1.672 \cdot 10^{-3}$	$5.983 \cdot 10^{-3}$
Modelo [mol/s]	$5.576 \cdot 10^{-3}$	$2.008 \cdot 10^{-3}$	$1.196 \cdot 10^{-3}$	$4.393 \cdot 10^{-3}$

De la Tabla 2.10 se puede observar que se obtuvieron valores similares a los experimentales, todos del mismo orden, entonces se concluye que el modelo de Giltrap ajusta correctamente a nuestro caso de estudio.

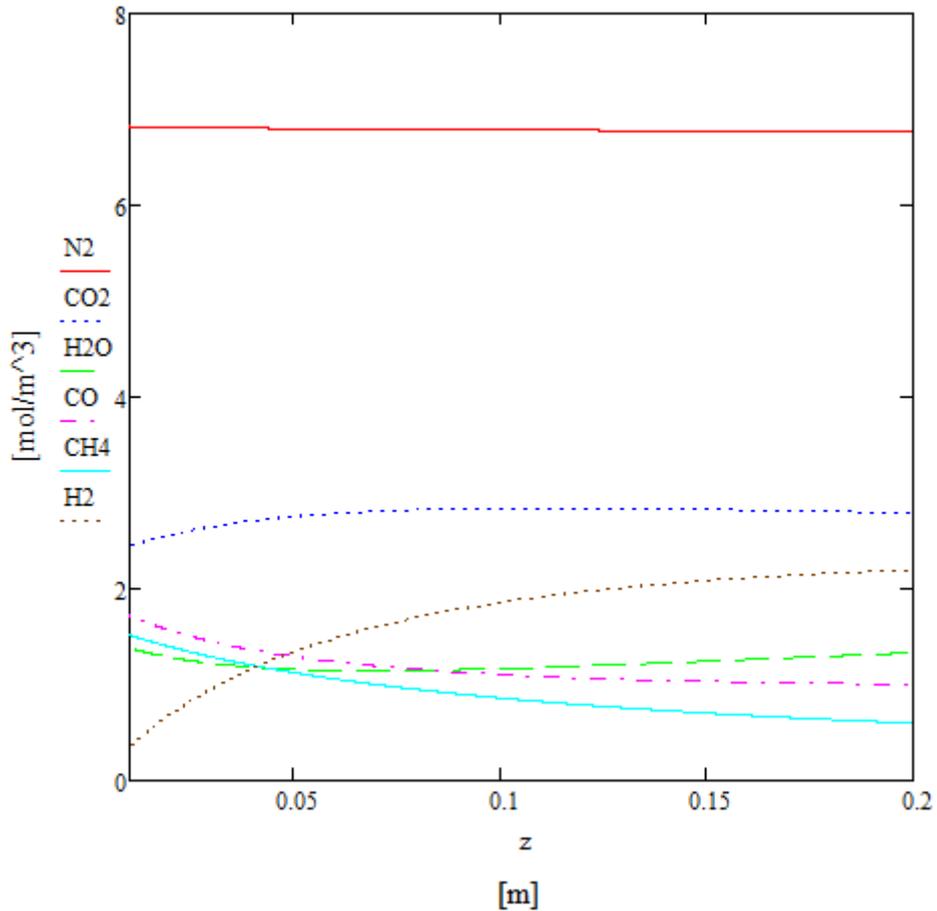


Figura 2.2. Perfiles de concentración de los compuestos en el reactor.

En la Figura 2.2, se muestran los perfiles de concentración para cada compuesto. Al tratarse de reacciones reversibles, resulta significativo poder observar los perfiles ya que no son de fácil predicción. Se confirma que el nitrógeno permanece constante debido a que se trata de un inerte, mientras que los demás compuestos varían más su concentración a longitudes pequeñas.

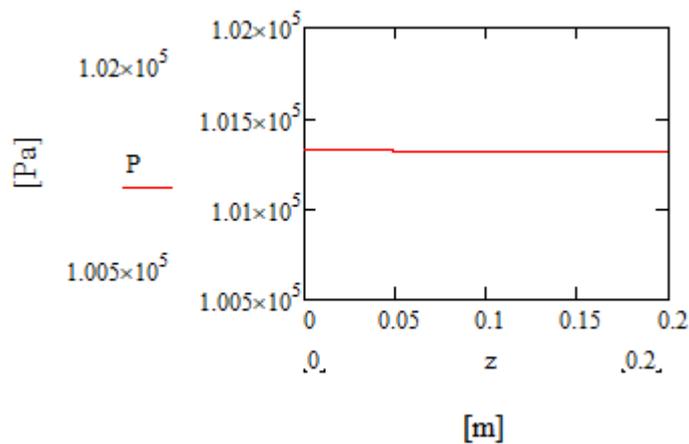


Figura 2.3: Perfil de presión en el reactor.

De la Figura 2.3, se deduce que la presión permanece casi constante a lo largo del reactor, por lo que se podría considerar constante y esto no incluiría errores significativos en los cálculos.

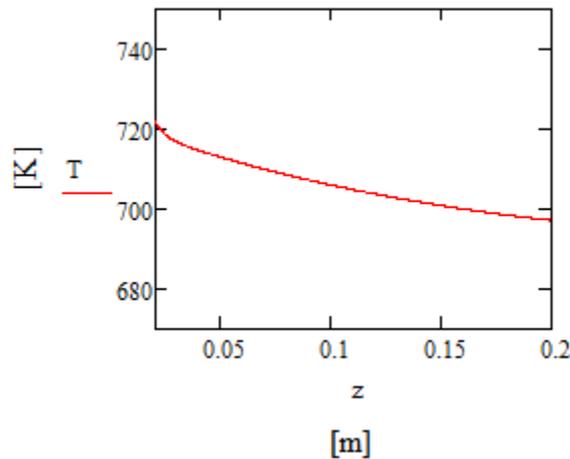


Figura 2.4: Perfil de temperatura en el reactor.

Se puede ver en la Figura 2.4 que la temperatura disminuye a medida que aumenta la longitud del reactor y esto se debe a que las reacciones son endotérmicas. En el caso del experimento, se trabaja a una temperatura baja y ésta varía poco a lo largo del reactor. No necesariamente se mantendrá casi constante para otras temperaturas de operación, ya que cambia la fuerza impulsora. A mayores temperaturas de trabajo, las reacciones se ven más favorecidas y pueden observarse mayores deltas de temperatura. En la Figura 2.5, se observa la caída de temperatura para una T de entrada mayor, y como era de esperarse se aprecia un mayor delta.

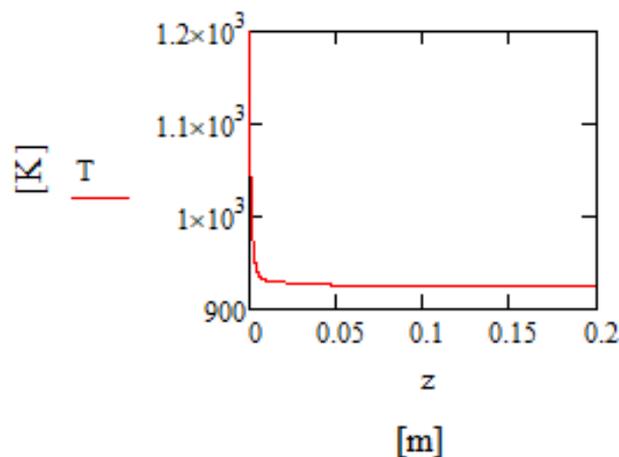


Figura 2.5: Perfil de temperatura en el reactor para una temperatura inicial de 1200 K.

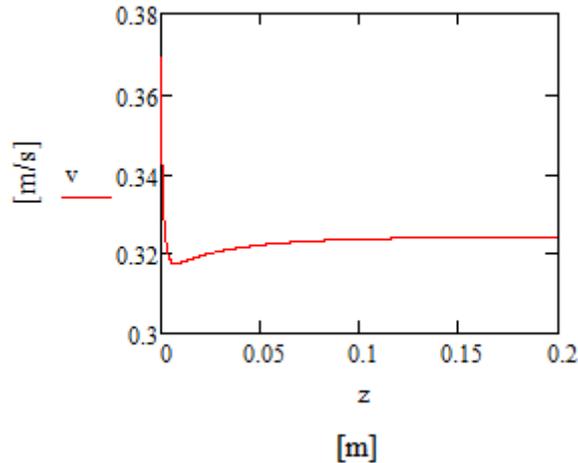


Figura 2.6: Perfil de velocidad en el reactor.

Para la velocidad, se puede ver en la Figura 2.6 que hay poca variación, si bien al principio se produce una caída luego se mantiene en un valor constante cercano a la inicial. Si se observa la ecuación 14, la variación de velocidad tiene varios aportes por lo que es difícil predecirla, sabiendo que la contribución de la variación de presión será insignificante se concluye que la caída se debe al término negativo del aporte de las velocidades de reacción y al de las velocidades de cada compuesto. Entonces, resulta lógico que la mayor variabilidad de la velocidad se dé a longitudes pequeñas que es donde se observan variaciones de concentración de las especies (ver Figura 2.2).

4.4 Análisis de sensibilidad

Una vez verificado el modelo, se procede a analizar la sensibilidad del mismo. Para ello se define una selectividad como el cociente entre los productos deseados y los no deseados a la salida del reactor. Como el objetivo final es generar energía a partir de un motor de combustión interna, los compuestos de interés serán aquellos sufran reacciones de oxidación. Por lo tanto, se tendrán como productos deseados a CH_4 , CO y H_2 y como no deseados a CO_2 y H_2O .

$$Se = (F_{CO} + F_{H_2} + F_{CH_4}) / (F_{CO_2} + F_{H_2O}) \quad (28)$$

Además, se tiene en cuenta la producción al analizar los flujos de salida de los compuestos deseados.

- Variación en la temperatura inicial:

Se sabe a priori, que una temperatura mayor favorecerá la selectividad del proceso, debido a la cinética de las reacciones, que son reversibles y tres de ellas endotérmicas. Al aumentar la misma, se obtuvieron los siguientes resultados (ver Tabla 2.11)

Tabla 2.11: Valores de selectividad para las distintas temperaturas iniciales.

T_0 [K]	723	1000	1200	1400
Selectividad	0,791	1,503	2,508	3,896
Flujo CO [mol/s]	$2,008 \cdot 10^{-3}$	$4,370 \cdot 10^{-3}$	$6,400 \cdot 10^{-3}$	$8,594 \cdot 10^{-3}$
Flujo H ₂ [mol/s]	$4,393 \cdot 10^{-3}$	$6,000 \cdot 10^{-3}$	$6,800 \cdot 10^{-3}$	$7,495 \cdot 10^{-3}$
Flujo CH ₄ [mol/s]	$1,196 \cdot 10^{-3}$	$1,175 \cdot 10^{-3}$	$1,146 \cdot 10^{-3}$	$1,121 \cdot 10^{-3}$

Como era de esperarse, a mayores temperaturas iniciales, se obtuvieron mayores selectividades y conversiones, ya que se favorecen las velocidades de reacción. Entonces, es conveniente operar el reactor a la máxima temperatura posible, es decir, la temperatura de trabajo más alta que no provoque daños materiales ni descomposiciones de las especies. Además, se deben tener en cuenta, los costos involucrados para calentar los corrientes.

- Variación de la longitud del gasificador:

Al tratarse de varias reacciones ocurriendo a la vez, se debe obtener la longitud del reactor óptima con la cual se tiene la mayor selectividad posible, es decir, mayor relación de productos deseados sobre los no deseados.

Tabla 2.12: Valores de selectividad para las distintas longitudes de reactor.

L [m]	0,1	0,2	0,3	0,4
Selectividad	0,745	0,778	0,787	0,791
Flujo CO [mol/s]	$2,200 \cdot 10^{-3}$	$2,008 \cdot 10^{-3}$	$1,986 \cdot 10^{-3}$	$1,992 \cdot 10^{-3}$
Flujo H ₂ [mol/s]	$3,698 \cdot 10^{-3}$	$4,393 \cdot 10^{-3}$	$4,587 \cdot 10^{-3}$	$4,654 \cdot 10^{-3}$
Flujo CH ₄ [mol/s]	$1,271 \cdot 10^{-3}$	$1,196 \cdot 10^{-3}$	$1,153 \cdot 10^{-3}$	$1,116 \cdot 10^{-3}$

Como se puede ver en la Tabla 2.12, la variación de la longitud del reactor no produjo grandes cambios en la selectividad. Es de esperarse que, a mayores longitudes, se obtengan conversiones más altas ya que se tiene un mayor tiempo de residencia. Sin embargo, los perfiles de concentración varían mucho a la entrada y luego se mantienen casi constantes, entonces no se justifica un aumento en la longitud del reactor, lo que involucraría costos más elevados. Se concluye que la longitud original de 0,2 m es óptima en el caso experimental.

- Variación de presión inicial:

Al aumentar la presión total, se incrementan las velocidades de reacción debido al uso de presiones parciales mayores de los compuestos y hay un aumento en el tiempo de residencia porque hay una reducción en el caudal volumétrico.^[3] Como ya se vio anteriormente, un cambio en el tiempo de residencia tiene poco efecto en la selectividad, mientras que un aumento de las presiones parciales puede producir o no un incremento de la selectividad ya que las reacciones son todas reversibles, pudiendo favorecer tanto la formación de productos deseados como no deseados.

Tabla 2.13: Valores de selectividad para las distintas presiones iniciales.

Presión inicial [Pa]	101325	202650	303975	607950
Selectividad	0,791	0,791	0,791	0,791
Flujo CO [mol/s]	$2,008 \cdot 10^{-3}$	$2,013 \cdot 10^{-3}$	$2,007 \cdot 10^{-3}$	$2,025 \cdot 10^{-3}$
Flujo H ₂ [mol/s]	$4,393 \cdot 10^{-3}$	$4,402 \cdot 10^{-3}$	$4,392 \cdot 10^{-3}$	$4,422 \cdot 10^{-3}$
Flujo CH ₄ [mol/s]	$1,196 \cdot 10^{-3}$	$1,195 \cdot 10^{-3}$	$1,197 \cdot 10^{-3}$	$1,194 \cdot 10^{-3}$

Se puede ver en la Tabla 2.13 que, al variar la presión inicial, no se producen cambios en la selectividad, y los cambios en los flujos obtenidos son pequeños. Entonces, se propone trabajar a una presión cercana a la atmosférica de forma de evitar costos innecesarios. Si bien la presión no varía según lo obtenido por el modelo, se elige operar a una presión inicial apenas mayor que la atmosférica, de forma de que ante una posible disminución de la misma no se tengan inconvenientes con los flujos a la salida.

- Cambio en el flujo de aire:

Se analiza la selectividad obtenida para otros valores de ER, que inducen a otras concentraciones iniciales ya que cambia el flujo de aire usado.

Tabla 2.14: Valores de selectividad para los distintos ER utilizados.

ER	0,1	0,25	0,35	0,45
Selectividad	0,873	0,458	0,375	0,238
Flujo CO [mol/s]	$1,968 \cdot 10^{-3}$	$2,399 \cdot 10^{-3}$	$2,546 \cdot 10^{-3}$	$2,849 \cdot 10^{-3}$
Flujo H ₂ [mol/s]	$4,564 \cdot 10^{-3}$	$2,932 \cdot 10^{-3}$	$2,43 \cdot 10^{-3}$	$2,849 \cdot 10^{-3}$
Flujo CH ₄ [mol/s]	$1,175 \cdot 10^{-3}$	$1,255 \cdot 10^{-3}$	$1,732 \cdot 10^{-3}$	$1,940 \cdot 10^{-3}$

Como se puede observar en la Tabla 2.14, a menores valores de ER se obtienen mayores selectividades, es decir que una menor cantidad de aire favorece el proceso. Por ende, se opta por operar a una relación ER baja. A mayores ER, las cantidades de C, H₂, y CO disminuyen mientras que el flujo de CO₂ aumenta debido al incremento de oxígeno en los reactivos. El valor normal de ER se encuentra entre 0,20 y 0,40. Con valores menores de ER (ER<0,2), la gasificación es incompleta ya que el char no logra ser totalmente convertido a gas generando un exceso del mismo y a su vez hay una mayor producción de tar, y un valor calorífico del gas menor. Con valores superiores de ER (ER>0,4), se tiene una excesiva formación de productos de combustión completa debido a una mayor presencia de oxígeno, dando flujos más grandes de CO₂ y H₂O a expensas de los productos deseados como CO y H₂. Esto causa una disminución en el valor energético del gas. ^[5]

- Variación del diámetro de partícula

El diámetro de partícula se encuentra únicamente en el término de la variación de presión y como ya se demostró anteriormente la presión no cambia significativamente a lo largo de la reacción. Por lo tanto, tener diferentes diámetros de partículas no va a afectar el desempeño de la reacción ni la selectividad.

5. Parámetros finales

5.1 Biomasa

La capacidad de producción de la planta se definió en 9000 toneladas de cáscara de maní al año. Sin embargo, para el diseño de equipos se debe utilizar la capacidad de diseño que tiene en cuenta paradas de planta para mantenimiento, ya sean previstas o no, desvíos en el proceso, fallas en equipos, factores externos, entre otros. Para calcular esta capacidad, se requiere calcular la efectividad general del proceso que va a estar dada por la disponibilidad, porcentaje de producto conforme y performance. Para la disponibilidad se tiene un valor de referencia de 95%, el porcentaje de producto conforme se toma en un valor de 99% y para performance 85%. Por ende, se obtiene una efectividad general del proceso del 80%.

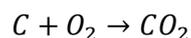
Por lo tanto, la capacidad de diseño será $\frac{9000 \text{ ton/año}}{0.80} = 11250 \text{ ton/año}$, lo que representa 1,28 ton/h y éste es el valor que se utilizará para el diseño de equipos y para realizar los balances de masa correspondientes.

5.2 Aire

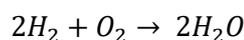
Al analizar la incidencia del ER en los resultados del modelo, se explicó que el valor normal de ER se encuentra entre 0,20 y 0,40 y qué consecuencias trae utilizar valores de ER mayores o menores a dichos límites. Es por ello que se decide utilizar un valor de ER de 0,3 ^[5].

Para calcular el flujo de aire necesario se debe calcular el aire estequiométrico necesario para el flujo de biomasa a tratar y luego es afectado por el valor de ER elegido. Se procede de la forma descrita anteriormente, pero teniendo en cuenta ahora la existencia de nitrógeno y azufre en la biomasa que también sufren sus respectivas oxidaciones. Si bien para los cálculos del modelo no fueron tenidas en cuenta, dado que el modelo de Giltrap no las considera, lo correcto es considerarlas para poder calcular la cantidad total de aire requerida y así poder contemplar la formación de dichos óxidos que al ser sustancias contaminantes es muy importante conocer sus cantidades formadas.

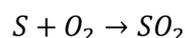
Entonces, se tiene:



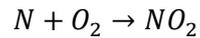
Cada 12 kg de carbono y 32 kg de oxígeno, se obtiene un mol de dióxido de carbono. Se tienen entonces 32/12 kg de oxígeno por kg de carbono.



Cada 4 kg de hidrógeno y 32 kg de oxígeno, se obtiene un mol de agua. Se tienen entonces 32/4 kg de oxígeno por kg de hidrógeno.



Cada 32 kg de azufre y 32 kg de oxígeno, se obtiene un mol de dióxido de azufre. Se tiene entonces 1 kg de oxígeno por kg de azufre.



Cada 14 kg de nitrógeno y 32 kg de oxígeno, se obtiene un mol de dióxido de nitrógeno y cada 14 kg de nitrógeno y 16 kg de oxígeno, se obtiene un mol de monóxido de nitrógeno. Se asume además que la mitad de nitrógeno proveniente de la biomasa generará al oxidarse dióxido de nitrógeno y la otra mitad monóxido de nitrógeno.

Por lo tanto, la cantidad de oxígeno a emplear será de:

$$O_2 \text{ estequiométrico} = 32/12 * C + 32/4 * H + S + 32/14 * N + 16/14 * N - O$$

Donde el O₂ estequiométrico resulta en unidades de kg O₂/h.

Se sabe además que el 21% molar del aire es oxígeno y el 79% nitrógeno. Entonces,

$$\text{moles aire estequiométrico} = \frac{100}{21} * \text{moles } O_2 \text{ estequiométricos}$$

Se multiplica el aire estequiométrico por el factor ER y se obtiene así un flujo inicial de aire. Para un ER de 0,3 se deberán ingresar:

$$\text{Flujo másico de aire} = 2025,87 \frac{kg}{h}$$

5.3 Condiciones de operación: temperatura y presión

Según el análisis de sensibilidad realizado anteriormente, se proponen las siguientes condiciones de operación a la entrada de la zona de reducción:

Tabla 2.15: Condiciones de operación.

	Entrada
Temperatura (K)	1200
Presión absoluta (Pa)	121590

Se decide operar con una presión de entrada levemente superior a la presión atmosférica para que dadas las caídas de presión dentro del gasificador no se tengan presiones menores a la atmosférica.

6. Conclusión

En primera instancia, se eligió el modelo de Giltrap ya que presenta ventajas sobre los otros modelos analizados, debido a que considera la variación de temperatura a través de un balance de energía, el cambio de presión a través de la ecuación de Ergun y la variación de velocidad. Sin embargo, se obtuvo poca variación de presión y velocidad. A su vez, presenta las ecuaciones de velocidad que permiten el análisis cinético del sistema de reacciones.

Se debía verificar que dicho modelo sea apropiado para el caso de interés, es decir, utilizando cáscara de maní y aire como agente gasificante. Se comprobó que el modelo Giltrap logra predecir las composiciones del gas producido a partir de dicha biomasa ya que se obtuvieron concentraciones de salida similares a las experimentales. A su vez, se realizó un análisis de sensibilidad paramétrica, cambiando las variables más relevantes y analizando cómo repercuten en el cálculo de la selectividad.

Por último, se decidieron las condiciones de operación óptimas para el caso real de estudio para luego proceder en capítulos posteriores al diseño completo de gasificador y equipos.

7. Bibliografía

- [1] Ravi, M. R. y Kohli, S. (2018). Thermodynamics and Kinetics of Gasification. *Coal and Biomass Gasification, Energy, Environment, and Sustainability*, 30 (1) 37-62.
- [2] Basu, P, (2010) *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*, Burlington, Estados Unidos, Editorial Elsevier.
- [3] Wang, Y. y Kinoshita, C. (1993). Kinetic model of biomass gasification. *Solar Ener* 51(1):19–25
- [4] Sharma, A. (2007). Equilibrium modeling of global reduction reactions for a downdraft (biomass) gasifier. *Energy Conversion and Management* 49: 832-842
- [5] Giltrap, D., McKibbin, R. y Barnes, G. (2003). A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier. *Solar Ener* 74 (1):85–91
- [6] Hayati Olgun, Sibel Ozdogan, Guzide Yinesor (2010) Results with a bench scale downdraft biomass gasifier for agricultural and forestry residues. *Biomass and bioenergy* 35 (2011) 572-580
- [7] Jurarat Nisamaneenate, Duangduen Atong, Panchaluck Sornkade, Viboon Sricharoenchaikul (2014) *Fuel gas production from peanut shell waste using a modular downdraft gasifier with the thermal integrated unit* Renewable Energy (2014) 1-6
- [8] Venkata Ramanan, M., Lakshmanan, E., Sethumadhavan, R. y Renganarayanan, S. (2008). Performance prediction and validation of equilibrium modeling for gasification of cashew nut shell char. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 25 (03), 585 - 601.
- [9] Nist: National Institute of Standards and Technology, U.S Department of Commerce. URL: <https://www.nist.gov/>
- [10] M. Sánchez, A. Bravo y M. Soriano (2014). Obtención de carbón activado a partir de cascarilla de cacahuete. Programa Educativo de Procesos Alimentarios; Universidad Tecnológica de Izúcar de Matamoros, México, Izúcar de Matamoros.
- [11] B. V. Babu, P. N. Sheth, “Modeling and Simulation of Reduction Zone of Downdraft Biomass Gasifier: Effect of Char Reactivity Factor”, *Energy Conversion and Management*, 47 (2006) 2602-2611.

Capítulo 3

Diseño del reactor

1. Introducción

Este capítulo se centrará en el diseño y dimensionamiento del gasificador elegido. Se decidirá su material, espesor y aislante. También será necesaria la implementación de instrumentos de medición para la instalación de un sistema de control.

Otro aspecto a discutir será la puesta en marcha, que es la manera en que se lleva a cabo el arranque del equipo de gasificación hasta la estabilización del mismo obteniendo de manera continua gas pobre.

2. Configuración del reactor Downdraft

Como se detalló en el Capítulo 1, existen varios tipos de gasificadores que se clasifican en reactores de lecho fijo o de lecho fluidizado. En nuestro caso, se usa un reactor de lecho fijo tipo Downdraft.

Para la implementación del gasificador Downdraft se requiere una biomasa con una humedad baja, no más del 30%, lo cual es viable con la cáscara de maní ya que su contenido de agua es del 11.41% en peso. Se optó por este gasificador debido a que el gas de síntesis obtenido sale con bajo contenido de alquitrán. Además, es de fácil construcción y operación, resultando en una disminución de costos respecto a otros tipos.

Tal como se explicó anteriormente, el oxidante y el combustible fluyen a co-corriente en el lecho fijo, aunque el combustible se mueve más lentamente que el oxidante. Hay dos configuraciones, el oxidante puede ingresar con el combustible desde el extremo superior del gasificador o puede ingresar en la parte intermedia para lograr un mejor control de las altas temperaturas en la zona de oxidación. Esta última opción es la más frecuente y es la que se muestra en la Figura 3.1.

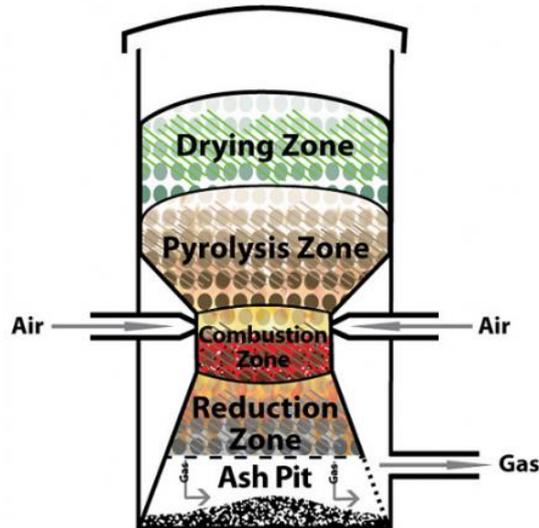


Figura 3.1: Esquema de un gasificador Downdraft.

En la Figura 3.1 se pueden observar cuatro zonas claramente diferenciadas, aunque es sólo de manera ilustrativa ya que en la práctica no están delimitadas de una manera tan estricta. La primera zona recibe la materia prima desde el tope y allí ocurre el secado. La segunda zona (pirólisis) recibe el calor de la tercera (oxidación) principalmente por conducción térmica. A temperaturas mayores a 350°C ocurre la pirólisis, formando gases no condensables (CO, H₂, CH₄, CO₂ y H₂O), vapores de alquitrán, que sí son condensables y char. Esta zona recibe muy poco aire desde abajo. Gran cantidad del char y tar formado se quema en la siguiente zona donde se genera el calor para la pirólisis y las reacciones de gasificación endotérmicas subsecuentes. A medida que atraviesa la zona de gasificación, la temperatura del gas se reduce, debido a las reacciones endotérmicas, pero permanece sobre 700°C.

El aire ingresa por las boquillas, ubicadas en el perímetro del gasificador, y fluye hacia el interior encontrándose con los productos de la pirólisis, dando lugar a una zona de combustión de altas temperaturas. Luego el gas desciende a la zona de gasificación. El gas producido sale cerca de la parte inferior del gasificador luego de la zona de reducción y las cenizas producidas abandonan el reactor, cayendo en el fondo.

El tipo de gasificador elegido se caracteriza por generar un gas relativamente limpio de alquitranes y con una conversión de carbono elevada. La temperatura de salida es alta, debido a que el gas atraviesa la zona de oxidación antes de salir del reactor.

El tiempo de encendido necesario para llevar a la temperatura de operación es cerca de 20 a 30 minutos sin embargo este tiempo es más corto comparado al requerido en un gasificador Updraft.

Otra clasificación posible dentro de los Downdraft es si cuentan o no con la garganta. En los gasificadores Downdraft sin garganta no hay una constricción por lo que sus paredes son verticales, como se ve en la Figura 3.2 y se destaca que la ausencia de garganta evita la canalización.

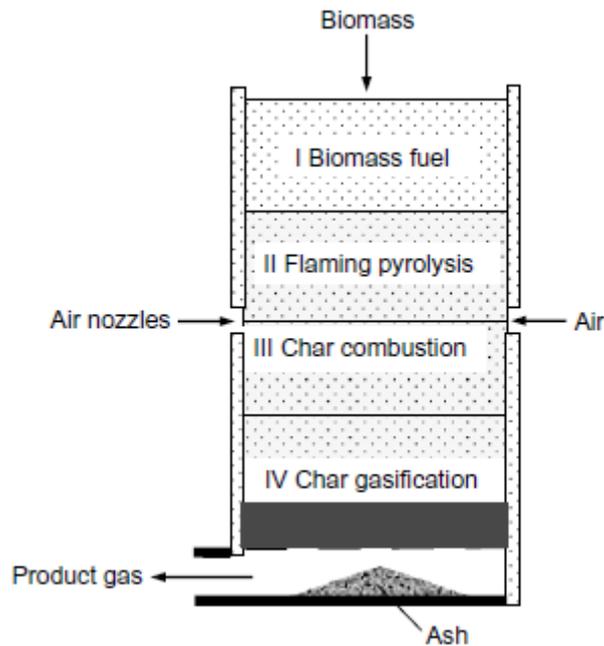


Figura 3.2: Gasificador Downdraft sin garganta.

Los gasificadores con garganta tienen una contracción del diámetro a cierta altura del gasificador y luego se expande como se muestra en la Figura 3.2.

El propósito de esto es para que la zona de oxidación se encuentre en la parte más angosta de la garganta y fuerce todo el gas de la pirólisis a pasar a través de este angosto paso. El aire es introducido justo sobre la contracción. El movimiento de todos los productos de la pirólisis atravesando esta zona angosta y caliente resulta en una distribución uniforme de temperatura y permite que casi todo el alquitrán sea craqueado.

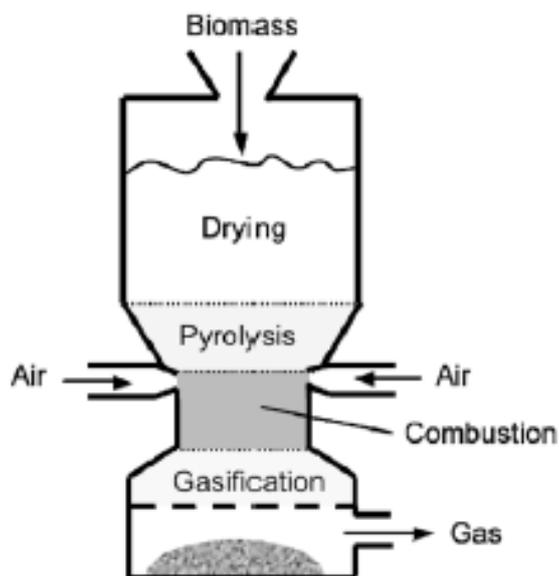


Figura 3.3: Gasificador con garganta.

Esta última es la configuración elegida y con la que se va a diseñar el reactor, es decir con garganta, debido a las ventajas presentadas.

3. Dimensionamiento del gasificador Downdraft

3.1 Escalado

El escalado es el método de diseño más antiguo que existe y consiste en el desarrollo de una secuencia de trabajos experimentales en los que el sistema se somete a estudios en aparatos de dimensiones cada vez mayores. Cuando en dos etapas sucesivas se reproducen resultados satisfactorios, se considera que se puede proceder al diseño del equipo a escala industrial sin mayores riesgos, siempre que el cambio de escala se encuentre dentro de los límites tolerables. El problema del escalado está en encontrar precisamente, el factor que involucra la razón de las dimensiones lineales del modelo y el prototipo. Para proceder al diseño por escalado, es de suma importancia que el cambio de escala sea el mayor posible, ya que el costo de los experimentos es directamente proporcional al tamaño de los aparatos. Sin embargo, el factor de escala a utilizar depende en gran medida de la naturaleza del sistema y del conocimiento que se tenga del mismo ^[19].

La teoría de los modelos se aplica cuando no se tiene solución analítica ni numérica. Como desventajas se pierde información puntual al trasladarla de un sistema a otro de distinto tamaño.

Para desarrollar el escalado de equipos es necesario tener en cuenta principios de similitud, estos pueden considerarse como:

- Similitud geométrica.
- Similitud mecánica y cinemática.
- Similitud térmica.
- Similitud química ^[1]

Se dice que existe similitud entre modelo y prototipo cuando conociendo una variable en el modelo se puede calcular el valor de esa misma en el prototipo utilizando una ecuación lineal y homogénea.

En principio, la similitud geométrica es fácil de ejecutar, simplemente porque se basa en un modelo al cual se le conoce su forma y geometría, parámetros que en el prototipo deben ser similares, especialmente si la razón de escalado es grande. La similitud geométrica es la primera que debe tenerse en cuenta y requiere que los sistemas tengan la misma forma. Un punto en el primer cuerpo está dado por las coordenadas x,y,z, mientras que en el segundo cuerpo un punto correspondiente está dado por las coordenadas X,Y,Z. Si existe similitud geométrica, ambos grupos de coordenadas están relacionados por la ecuación:

$$\frac{X}{x} = \frac{Y}{y} = \frac{Z}{z} = L$$

Donde la relación de escalamiento lineal L es constante. Estos dos puntos y todos los demás pares de coordenadas espaciales que están relacionados en términos de L son conocidos como puntos correspondientes. Con esto se define que dos cuerpos son geoméricamente similares cuando para todo punto en el primer cuerpo existe un punto en el segundo.

El concepto de similitud geométrica se ilustra en la Figura 3.4.

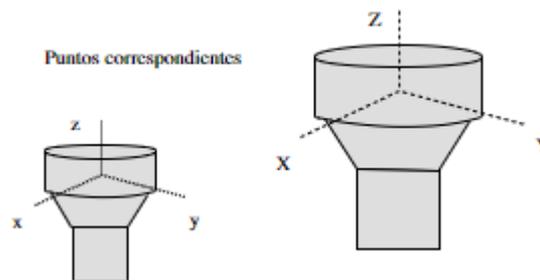


Figura 3.4: Similitud geométrica.

Las similitudes mecánica, térmica o química entre sistemas con similitud geométrica pueden especificarse en términos de criterios que son relaciones intrínsecas de medidas, fuerzas o velocidades de transferencia dentro de cada sistema. ^[19]

En nuestro caso, el criterio de similitud a emplear es el número adimensional de Reynolds. Se elige el número de Reynolds ya que se cuenta con datos geométricos y de velocidad del modelo y resulta útil para escalar al prototipo. Para que exista similitud de comportamiento se deben tener Reynolds iguales entre modelo y prototipo:

$$Re_{\text{modelo}} = Re_{\text{prototipo}}$$

$$\frac{\rho \cdot v_m \cdot D_m}{\mu} = \frac{\rho \cdot v_p \cdot D_p}{\mu}$$

Donde ρ es la densidad del fluido, μ la viscosidad, v_m la velocidad del fluido en el modelo, v_p en el prototipo, D_m el diámetro del reactor modelo y D_p el del prototipo.

Las propiedades del fluido se cancelan, resultando:

$$\frac{D_p}{D_m} = \frac{v_m}{v_p}$$

$$L = 1/V$$

Donde L es el factor de similitud geométrico y V es el factor de similitud dinámica.

Se realizaron los cálculos de escalado según lo explicado anteriormente que se muestran en el Anexo 1. Sin embargo, como los resultados obtenidos no fueron los esperados y no son representativos de la realidad se procedió a realizar el diseño a través de la propuesta mencionada a continuación.

3.2 Propuesta de diseño

Para la etapa de dimensionamiento se ocupará el método heurístico presentado en el documento *Handbook of downdraft gasifier*, el cual se basa en propiciar el paso de los gases y las cenizas que se van formando dentro del equipo.^[3] Este método permite encontrar las dimensiones del cuerpo interno del reactor a partir del flujo másico de materia prima. La denominación de las variables se hará en base al esquema presentado en la Figura 3.5.^[2]

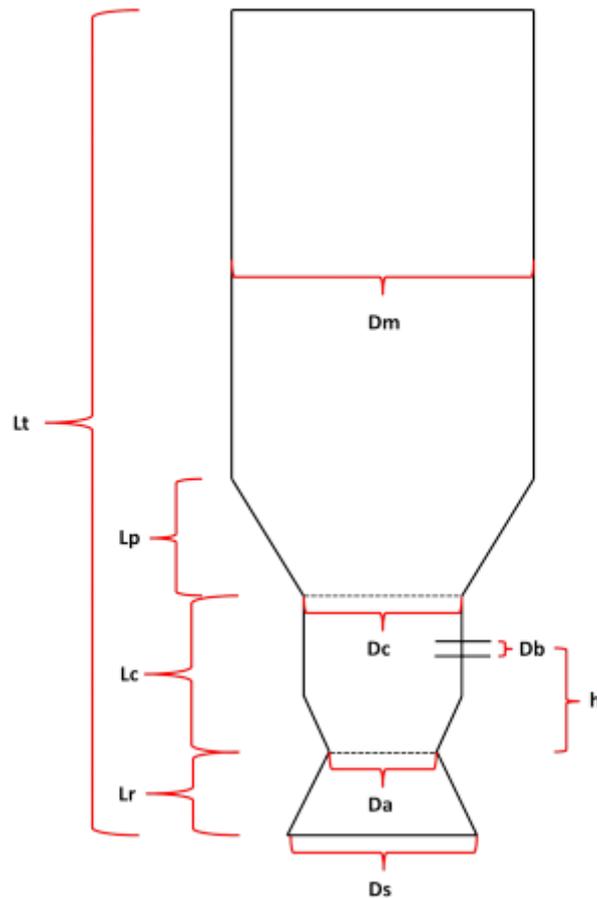


Figura 3.5: Esquema para el dimensionamiento del reactor downdraft.

Se utilizará la nomenclatura presentada en la Figura 3.5 para definir las variables del reactor Downdraft en continuo. Cabe destacar que el autor plantea que el máximo flujo que este equipo es capaz de soportar es de 350 kg/h. La razón es que el flujo de aire que se requiere no es capaz de llegar al centro del equipo efectivamente, por tanto, comienzan a haber fallas operacionales y no idealidades dentro del reactor. Esto ocurría en los primeros gasificadores tipo Downdraft, pero se halló que actualmente existen este tipo de reactores para mayores caudales (ver Figura 3.6), por lo que esta aclaración se desestima. Se cuenta con información en cuanto a compañías que actualmente operan con gasificadores de tal caudal, como la empresa indú Ankur^[23] y la empresa cordobesa Emerald Resources.

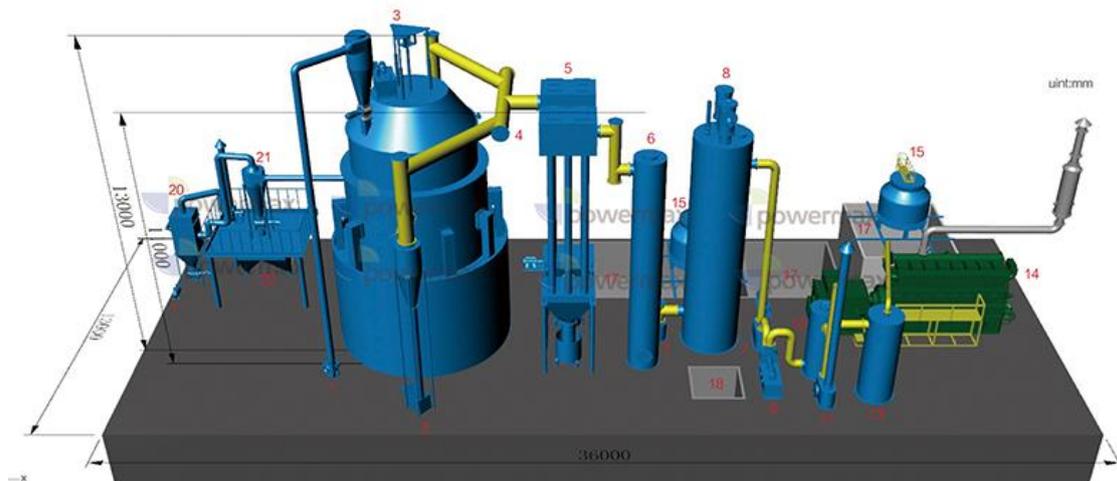


Figura 3.6: Esquema de una planta de gasificación

Un factor importante utilizado para elegir las dimensiones de cualquier gasificador es la velocidad superficial V_s del gas calculada en la parte más estrecha de la zona de gasificación. Aunque las unidades de V_s son longitud/tiempo, se debe pensar en la velocidad superficial como la producción de gas expresada en términos de volumen de gas/tiempo*área de sección transversal ($m^3/m^2 \cdot s$). Se denomina velocidad superficial ya que las velocidades reales serán entre tres y seis veces más altas debido a la presencia de carbón y a las altas temperaturas que existen en la garganta. Un término estrechamente relacionado es la carga máxima del hogar, h_l , expresada en volumen de gas/área de hogar*hora. Este término permite comparar el rendimiento de una amplia variedad de gasificadores.

Según bibliografía^[3], el valor de la carga máxima del hogar (h_l) para un gasificador Downdraft es aproximadamente $0,9 \text{ Nm}^3/h \cdot \text{cm}^2$. En otras palabras, se producen $0,9 \text{ Nm}^3$ de gas por cada centímetro cuadrado de área de sección transversal en la constricción. Esto corresponde a una velocidad de gas superficial de $2,5 \text{ m/s}$ calculada a NTP (condiciones normales de presión y temperatura) a partir del diámetro de la garganta e ignorando la presencia de combustible. Esto corresponde a una tasa de producción de gas específica de 9000 m^3 de gas por metro cuadrado de área de sección transversal por hora. El conocimiento de la carga máxima del hogar permite calcular el tamaño del hogar necesario para varios motores o quemadores

Se espera que el valor h_l oscile entre $0,4 \text{ Nm}^3/h \cdot \text{cm}^2$ y $0,9 \text{ Nm}^3/h \cdot \text{cm}^2$, según la materia prima utilizada. Con esto, ya se puede encontrar el primer parámetro del equipo, el diámetro de angostamiento D_a , mediante la siguiente fórmula:

$$0,4 \leq \frac{F_{gp}}{\pi \cdot (D_a/2)^2} \leq 0,9$$

Donde F_{gp} es el flujo volumétrico normal de gas pobre en Nm^3/h , el cual se obtiene a partir del flujo másico y la densidad.^[2] Como el modelo cinético precisa de las dimensiones del reactor para estimar la salida del syngas, no se tienen aún datos de la composición del mismo como para poder obtener la densidad. Por lo tanto, se sugiere estimar el valor de F_{gp} como 2,3 veces el flujo másico a tratar. Esto porque, a 1000°C , la relación entre el volumen de gas pobre producido y masa cargada es (aproximadamente) ese valor considerando flujos

normales, utilizando la composición más típica de producto. Con el valor de Da ya se pueden obtener las dimensiones D_c (diámetro de combustión), D_s (diámetro de succión) y D_m (diámetro mayor) mediante las siguientes relaciones:

$$1,8 \leq \frac{D_c}{D_a} \leq 2,1$$

$$2,0 \leq \frac{D_s}{D_a} \leq 2,6$$

$$3,4 \leq \frac{D_m}{D_a} \leq 7,7$$

Un último valor dependiente de Da es la distancia h entre la contracción y el ingreso del aire, la cual está optimizada de modo de asegurar las reacciones de combustión antes de llegar a la zona de gasificación. Se estima:

$$0,7 \leq \frac{h}{D_a} \leq 1,2$$

Con lo anterior quedan definidos todos los diámetros del equipo. Ahora, la altura de cada sección del equipo depende también de la altura de la zona de reducción (L_r), la cual se obtiene de la fórmula:

$$0,65 \leq \frac{2 * L_r}{D_a + D_s} \leq 1$$

Los valores del largo de combustión (L_c), largo total (L_t) y el largo de pendiente (L_p) se obtienen de las siguientes relaciones:

$$1,4 \leq \frac{L_c}{L_r} \leq 1,6$$

$$0,2 \leq \frac{L_r + L_c}{L_t} \leq 0,35$$

$$L_p = L_t - L_c - L_r^{[2]}$$

En la Tabla 3.1 se muestran los resultados.

Tabla 3.1: Dimensiones del gasificador.

F_{gp} [m ³ /h]	2944	h [cm]	72,14
Da [cm]	75,94	L_r [cm]	103,37
D_s [cm]	174,66	L_t [cm]	939,75
D_c [cm]	148,08	L_c [cm]	155,06
D_m [cm]	421,46	L_p [cm]	681,32

4. Diseño Mecánico-estructural

4.1 Material del reactor y aislación

Considerando los valores de temperatura a los cuales se lleva a cabo el proceso y las características de resistencia a la corrosión que debe reunir el material de las partes que están en contacto con la biomasa o el gas producido, se procede a seleccionar un material que cumpla con el requerimiento específico del proceso.

Materiales

- Acero inoxidable AISI 304: El acero inoxidable Tipo 304 es el más utilizado de los aceros inoxidables austénicos (cromo/níquel). En la condición de recocido, es fundamentalmente no magnético y se torna magnético al trabajarse en frío. Estas aleaciones representan una excelente combinación de resistencia a la corrosión y facilidad de fabricación. Los Tipos 304 y 304L proporcionan resistencia a la corrosión en una amplia variedad de condiciones de oxidación y reducción moderadas, agua fresca y aplicaciones no marinas.
- Acero Inoxidable Tipo 316: es un excelente material para su uso con la mayoría de los sistemas orgánicos. Las sales halógenas pueden causar graves picaduras en todos los aceros inoxidables. Los cloruros pueden causar corrosión bajo tensión, pero muchas otras soluciones salinas pueden ser manejadas en recipientes de acero inoxidable, especialmente sales neutras o alcalinas. A temperaturas y presiones moderadas, el T316SS se puede utilizar con la mayoría de los gases comerciales.
- Aleación 20: La Aleación 20 es un grado enriquecido de acero inoxidable, diseñado específicamente para usarse con ácido sulfúrico diluido (hasta 30 por ciento en peso) a temperaturas elevadas. También se puede utilizar para sistemas de ácido nítrico y fosfórico.
- Aleación 400: La Aleación 400 es una aleación compuesta esencialmente de dos tercios de níquel y un tercio de cobre. Para muchas aplicaciones ofrece casi la misma resistencia a la corrosión que el níquel, pero con presiones y temperaturas máximas de trabajo más altas y a un menor costo, debido a maquinabilidad grandemente mejorada.

La Aleación 400 se utiliza ampliamente para soluciones cáusticas, ya que no está sujeta a corrosión agrietamiento en la mayoría de las aplicaciones. Las sales de cloruro no causan corrosión bajo tensión en la aleación 400. También es un material excelente para los sistemas de flúor, fluoruro de hidrógeno y ácido fluorhídrico. La Aleación 400 ofrece cierta resistencia a los ácidos clorhídrico y sulfúrico a temperaturas y concentraciones moderadas, pero rara vez es el material de elección para estos ácidos. Como es de esperar por su alto contenido de cobre, la Aleación 400 es rápidamente atacada por sistemas de ácido nítrico y amoníaco.

- Aleación 600: Aleación 600 es una aleación alta en níquel ofreciendo una excelente resistencia a los cáusticos y cloruros a temperaturas y presiones altas cuando los compuestos de azufre están presentes. En ambientes cáusticos la Aleación 600 es insuperable. También se elige a menudo por su alta resistencia a temperaturas elevadas. Si bien puede ser recomendado para una amplia gama de condiciones

corrosivas, su costo a menudo limita su uso a sólo aquellas aplicaciones en las que son requeridas sus características excepcionales.

- Aleación B-2/B-3: es una aleación rica en níquel y molibdeno, que ha sido desarrollada principalmente para resistir los ambientes ácidos de reducción, particularmente clorhídrico, sulfúrico y fosfórico. Su resistencia a estos ácidos en las formas puras es insuperable, pero la presencia de iones oxidantes y férricos en cantidades tan bajas como 50 ppm puede degradar drásticamente la resistencia de esta aleación.
- Aleación C-276: es una aleación níquel cromo-molibdeno que tiene quizás la más amplia resistencia general a la corrosión de todas las aleaciones de uso común. Se desarrolló inicialmente para su uso con cloro húmedo, pero también ofrece una excelente resistencia a los oxidantes fuertes, como cloruro cúprico y férrico, y para una variedad de compuestos de cloro y materiales contaminados con cloro. Debido a su amplia resistencia química, la Aleación C-276 es la segunda aleación más popular, después de T316SS, para los recipientes utilizados en trabajos de investigación y desarrollo.
- Aleación C-276: es una aleación níquel cromo-molibdeno que tiene quizás la más amplia resistencia general a la corrosión de todas las aleaciones de uso común. Se desarrolló inicialmente para su uso con cloro húmedo, pero también ofrece una excelente resistencia a los oxidantes fuertes, como cloruro cúprico y férrico, y para una variedad de compuestos de cloro y materiales contaminados con cloro. Debido a su amplia resistencia química, la Aleación C-276 es la segunda aleación más popular, después de T316SS, para los recipientes utilizados en trabajos de investigación y desarrollo.
- Níquel 200: es una de las denominaciones de níquel comercialmente puro. Ofrece lo último en resistencia a la corrosión en ambientes cáusticos calientes, pero sus aplicaciones están severamente restringidas debido a su pobre maquinabilidad y los consiguientes altos costos de fabricación.
- Titanio: El titanio es un material excelente para su uso con agentes oxidantes, tales como ácido nítrico, agua regia y otros ácidos mixtos. También ofrece muy buena resistencia a los iones cloruro. Ácidos reductores, tales como sulfúrico y clorhídrico, que tienen tasas de corrosión inaceptablemente altas en su forma pura pueden tener en titanio reducido sus tasas de corrosión en niveles aceptables si cantidades relativamente pequeñas de iones oxidantes, como ácido cúprico, férrico, níquel o incluso nítrico están presentes para actuar como inhibidores de corrosión.
- Circonio: ofrece excelente resistencia a los ácidos clorhídrico y sulfúrico sin embargo, al igual que la aleación B-2/B-3, los iones oxidantes como el férrico, cúprico y fluoruros deben evitarse. El Circonio también ofrece una buena resistencia a los ácidos fosfórico y nítrico, y a soluciones alcalinas. Están disponibles dos grados diferentes: El Grado 702 que contiene hafnio es el grado comercial estándar que ofrece la mejor resistencia a los agentes más corrosivos, El Grado 705 contiene pequeñas cantidades de hafnio y colombio que aumentan sus características de resistencia y permiten trabajar con presiones máximas más altas de trabajo en un recipiente. El Grado 702 por lo general ofrece mejor resistencia a la corrosión que el Grado 705. El Grado 702 es también más ampliamente disponible en las reservas comerciales de materias primas.^[24]

Se establece entonces que el material apropiado para la fabricación del reactor es acero inoxidable AISI 304. Por lo encontrado en bibliografía, tiene una excelente resistencia a la

corrosión y oxidación. Sin embargo, debido a que el gasificador diseñado puede alcanzar los 1200 K, el acero inoxidable AISI 304 puede presentar precipitación de carburos de cromo. Por lo tanto, se resuelve emplear un acero inoxidable con bajo contenido de carbono como es el AISI 304L para la pared interior. Según bibliografía consultada, el contenido de carbón del acero AISI 304 es de 0.08% mientras que el del acero AISI 304L es de 0.03%.^{[5][6][7]}

Este es la aleación de hierro con un contenido de cromo $\geq 10,5\%$ y de carbono $\leq 1,2\%$, necesario para asegurar una capa protectora superficial autorregenerable (capa pasiva), la cual proporciona la resistencia a la corrosión. Los aceros inoxidables están divididos en diferentes grupos: ferríticos, martensíticos³ y austeníticos⁴, siendo los de este último grupo los más utilizados por la amplia variedad de propiedades que tienen, siendo el más común de ellos el tipo 304. A partir de éste se obtienen los diferentes tipos de aceros austeníticos, por medio de la adición o reducción de elementos. Específicamente el material a emplear debe tener características de resistencias a las altas temperaturas y corrosión, para obtener materiales con estas propiedades se adiciona Cr y Ni al acero inoxidable tipo 304. Estos materiales presentan buena resistencia a la corrosión y oxidación a altas temperaturas de servicio del orden de hasta 1200°C^[4].

En lo que respecta a la estructura del reactor, este está formado por dos paredes metálicas (pared interior y pared exterior), donde el aislante se encuentra entre la pared interior y exterior. La pared interior del reactor es la más crítica, porque está en contacto directo con las reacciones termoquímicas del proceso de gasificación.

Tabla 3.2: Propiedades físicas y térmicas del acero AISI 304 L^[8]

Dureza	Resistencia a la tracción [psi]	Densidad [kg/m ³]	Conductividad térmica [W/m.K]
123-138	31200	8000	16,2 (100°C) - 21,5 (500°C)

Por otro lado, la pared exterior no está sometida a condiciones severas, es colocada como resistencia a la transferencia de calor y como soporte del aislante térmico. Se resuelve entonces emplear acero galvanizado para la pared exterior, por su resistencia a la corrosión y por la disponibilidad de espesores que existen comercialmente. Además, se caracteriza por:

- Duración excepcional.
- Protección integral de las piezas (interior y exteriormente).
- Triple Protección:
 - Barrera física: El recubrimiento posee mayor dureza y resistencia que cualquier otro tipo de recubrimiento.
 - Protección electroquímica: Con el paso del tiempo se forma una fina capa de óxido de zinc que actúa como aislante del galvanizado.

³ Martensíticos: Acero inoxidable aleado principalmente con cromo.

⁴ Austeníticos: Acero que se obtiene adicionando elementos formadores de austenita, tales como níquel, manganeso y nitrógeno.

- Autocurado: Ante raspaduras superficiales, se produce un taponamiento por reacción química de la superficie dañada.
- No necesita mantenimiento.
- Fácil de pintar.^[9]

A continuación, en la Tabla 3.3 se detallan las propiedades térmicas del acero galvanizado utilizado.

Tabla 3.3: Propiedades térmicas del acero galvanizado ^[20]

Material	Densidad [kg/m ³]	Calor específico [J/(kg.K)]	Conductividad térmica [W/(m.K)]	Difusividad térmica [m ² /s>(*10 ⁻⁶)
Acero galvanizado	7850	460	47-58	13,01-16,06

El material aislante a emplear es fibra cerámica en versión de manta o colcha por su buen comportamiento a altas temperaturas. La manta de fibra cerámica es muy conveniente, pues posee la misma resistencia al calor que un ladrillo refractario, pero con una gran flexibilidad y ligereza. Además, se caracteriza por:

- Estar disponibles en diversas combinaciones de dimensiones y densidades
- Baja conductividad térmica y energía térmica almacenada
- Elevada resistencia a los choques térmicos y ataques químicos
- Buenas características acústicas y de protección contra-fuego
- Alta flexibilidad, facilitando cortes e instalación ^[10]

La manta es producida a partir de sílice y alúmina de alto grado de pureza. Resultando fibras refractarias totalmente inorgánicas, densificadas y entrelazadas para garantizar buena resistencia mecánica a la manipulación durante la instalación.

El tipo de manta cerámica a utilizar es la 1260 STD la cual cuenta con las propiedades mencionadas en la Tabla 3.4 y su composición se puede observar en la Tabla 3.5.

Tabla 3.4: Propiedades de la manta cerámica 1260 STD ^[11]

Tipo	Temperatura de servicio [°C]	Densidad disponible [kg/m ³]	Conductividad térmica [W/m.K]
1260 STD	1050	64-160	0,12 (600 °C) - 0,20 (800°C)

Tabla 3.5: Composición química de la manta cerámica 1260 STD ^[11]

Al ₂ O ₃ [%]	Al ₂ O ₃ + SiO ₂ [%]	Fe ₂ O ₃ [%]	Na ₂ O + K ₂ O [%]	CaCl + MgO [%]
45-46	≥ 98	≤ 0,8	≤ 0,3	≤ 0,3

4.2 Espesor del material del reactor

La configuración de la pared interna del reactor, para los cálculos correspondientes al espesor del metal, puede asumirse como un cilindro vertical sometido a presión interna de diámetro 4,21 m (Dm). Al tomar este diámetro, es decir, el más grande que presenta el gasificador, se asumió un criterio conservador y, por ende, se calculará el espesor de metal máximo que permita un buen desempeño del mismo en todas las zonas del equipo.

Para efectuar el cálculo del espesor requerido en un recipiente cilíndrico vertical sometido a presión interna se usa la expresión recomendada por ASME ^{[12][13]}:

$$t = \frac{P.R}{S.E - 0,6.P}$$

Donde:

- t es el espesor de la pared [m]
- P es la presión interna de diseño [Pa]
- R es el radio interno del cilindro [m]
- S es el esfuerzo a tensión del material [Pa]
- E es la eficiencia de la soldadura

Cabe aclarar que la ecuación anterior está teniendo en cuenta implícitamente la temperatura de trabajo del gasificador para el cálculo del espesor del metal, debido a que se cuenta con valores del esfuerzo a tensión del material y eficiencia de la soldadura aptos para ese rango.

La mayor presión dentro del gasificador se encuentra a la entrada del mismo y se sabe que es de 1,2 atm, el esfuerzo para el material seleccionado es 31200 psi (215.116 MPa) (Ver Tabla 3.2) y el radio interno es 2,11 m. Como la pared interior será una plancha rolada, la soldadura será una unión simple por un solo lado sin solera de respaldo con una eficiencia de 0,6. ^[14]

$$t = \frac{113484 \text{ Pa} \cdot 2,11 \text{ m}}{215,116 \cdot 10^6 \text{ Pa} \cdot 0,6 - 0,6 \cdot 113484 \text{ Pa}} = 0,00186 \text{ m} = 1,86 \text{ mm}$$

Adicionalmente se considera el margen de pérdida de masa debida a corrosión como 1 mm, se tiene entonces que el espesor mínimo es de 2,86 mm para la pared interna. Finalmente,

se resuelve emplear un espesor de 3 mm para la pared interior. Por otro lado, el espesor de la pared exterior también será de 3 mm. [4]

4.3 Espesor del material aislante

Para los cálculos correspondientes al espesor del material aislante se prevé realizarlos en la parte más crítica del gasificador, es decir, en la zona de reducción. Por simplicidad en los cálculos, se asume como configuración un cilindro vertical de diámetro 0,76 m (D_a) y 1,03 largo m (L_r). El diámetro usado es el de la garganta, donde comienza la reducción y por ende se encuentran las mayores temperaturas, de forma de tomar el caso más conservador, ya que es donde mayores temperaturas se tienen y mayor espesor de aislante se requerirá. El largo L_r corresponde a la altura de dicha zona.

Para determinar el espesor del material aislante es necesario hacer el análisis de la transferencia de calor del sistema hacia el exterior. Según el balance de energía utilizado en el Capítulo 2 en base al modelo propuesto por Giltrap, se tiene un reactor adiabático donde el calor producido por las reacciones exotérmicas de oxidación provee la energía necesaria para las reacciones endotérmicas de reducción. Es por ello que se propone utilizar un aislante para minimizar las pérdidas de calor de forma tal que la mayor parte del calor generado sea utilizado para las reacciones endotérmicas y no se pierda hacia los alrededores.

En la Figura 3.7 se muestra un esquema de la transferencia de calor asumiendo un flujo radial de calor.

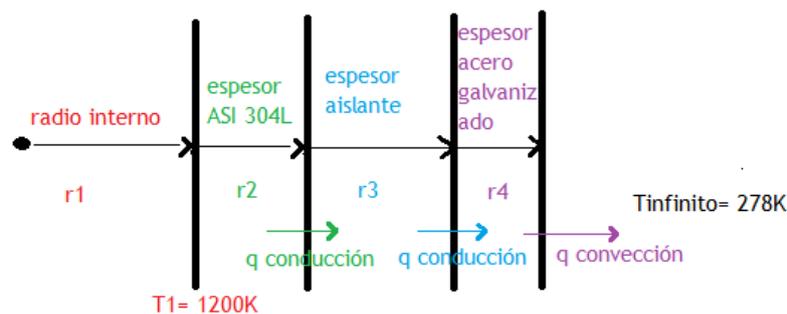


Figura 3.7: Transferencia de calor unidireccional desde el interior del gasificador hacia los alrededores

Donde:

- r_1 es el radio interno de la pared metálica interior del gasificador [m].
- r_2 es el radio externo de la pared metálica interior del gasificador [m].
- r_3 es el radio externo del material aislante [m].
- r_4 es el radio externo de la pared metálica exterior del gasificador [m].
- T_1 es la temperatura de la pared interior del gasificador [K]
- T_{∞} es la temperatura ambiente [K]

Como se mencionó anteriormente, se asume que la transferencia de calor se da principalmente de forma radial y además se asume que el proceso es en estado estacionario, las conductividades son constantes y no hay generación de calor. Esto último se establece tomando el peor caso posible que es aquel en el que la temperatura de la pared interior es la máxima posible (1200 K) y se mantiene constante.

Por Ley de Fourier, se sabe que el calor de conducción está dado por la siguiente expresión:

$$\frac{Q_{cond}}{A} = -k \frac{dT}{dr} \rightarrow \int_{r_1}^{r_2} \frac{Q_{cond}}{A} dr = - \int_{r_1}^{r_2} k dT \rightarrow Q_{cond} = 2 \pi L k \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}$$

Por ley de Newton, el calor transferido por convección está dado por la siguiente expresión:

$$\frac{Q_{conv}}{A} = h (T_S - T_\infty)$$

Y aplicando el concepto de resistencia térmica que establece que,

$$Q_{cond} = \frac{T_1 - T_2}{R}$$

se determina que para el calor transferido por conducción y por convección en un cilindro la resistencia térmica estará dada por:

$$R_{cond} = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \pi L k}$$

$$R_{conv} = \frac{1}{h 2 \pi L r}$$

Por lo tanto, la resistencia total a la transferencia de calor del gasificador hacia los alrededores será la siguiente.

$$R_{Total} = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \pi L k_{M1}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \pi L k_A} + \frac{\ln\left(\frac{r_4}{r_3}\right)}{2 \pi L k_{M2}} + \frac{1}{h 2 \pi L r_4}$$

Donde:

- L es la longitud de la zona de gasificación [m]
- k_{M1} es la conductividad térmica de la pared metálica interior del gasificador $\left[\frac{W}{m^\circ C}\right]$
- k_A es la conductividad térmica del material aislante $\left[\frac{W}{m^\circ C}\right]$
- k_{M2} es la conductividad térmica de la pared metálica exterior del gasificador $\left[\frac{W}{m^\circ C}\right]$

- h es el coeficiente pelicular de transferencia de calor del aire $\left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \right]$

Para la temperatura del aire exterior se asume, tomando criterio conservador, la temperatura mínima en invierno que se da en la provincia de Córdoba:

$$T_\infty = 5^\circ C = 278 K$$

El criterio conservador mencionado anteriormente tiene en cuenta la menor temperatura posible que garantiza la mayor fuerza impulsora de transferencia de calor, referida al término de ΔT de la ecuación de calor, y así se diseñará para el peor caso posible (flujo máximo de calor).

Por lo tanto, la expresión de R_{Total} queda dependiente únicamente del valor del radio del aislante (r_3) ya que es el valor que se quiere conocer:

$$R_{Total}(r_3) = \frac{\ln\left(\frac{0.383 \text{ m}}{0.38 \text{ m}}\right)}{2 \pi 1.03 \text{ m } k_{M1}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{0.383 \text{ m}}\right)}{2 \pi 1.03 \text{ m } k_A} + \frac{\ln\left(\frac{r_3 + 0.003 \text{ m}}{r_3}\right)}{2 \pi 1.03 \text{ m } k_{M2}} + \frac{1}{h 2 \pi 1.03 \text{ m } (r_3 + 0.003 \text{ m})}$$

$$Q_{Total}(r_3) = \frac{T_1 - T_\infty}{R_{Total}(r_3)}$$

En lo que respecta al h del aire, su cálculo se realizará estableciendo que sólo existe convección natural en los exteriores del gasificador, por lo tanto se utilizará una correlación acorde a esta circunstancia.

Considerando las correlaciones empíricas del número promedio de Nusselt para la convección natural sobre superficies, se utiliza la configuración geométrica de un cilindro vertical que, asegurando un $D \geq \frac{35 Lcr}{Gr^{0.25}}$, permite la utilización de las correlaciones para la configuración de placa vertical^[15]:

$$Nu = \left(0.825 + \frac{0.387 Ra^{1/6}}{\left(1 + \left(\frac{0.492}{Pr} \right)^{9/16} \right)^{8/27}} \right)^2$$

Donde:

- $Ra = Gr Pr = \frac{g \beta (T_s - T_\infty) Lcr^3}{\nu^2} Pr$
- $\beta = \frac{1}{T_f}$ con unidades en $[1/K]$
- $T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2}$

- g = aceleración gravitacional [m/s^2]
- T_s = temperatura de la superficie [K]
- L_{cr} = longitud característica de la configuración geométrica [m]
- ν = viscosidad cinemática del fluido [m^2/s]
- Pr = número de Prandtl
- T_f = temperatura de película [K]

Aplicando la correlación antes nombrada se comienza estableciendo que la longitud característica en este caso estará dada por la altura del cilindro vertical, de modo tal como se mencionó antes, por criterio conservador no será el gasificador entero sino más bien un cilindro que representa solo la parte crítica del gasificador, es decir, la zona de reducción. Por lo tanto, $L_{cr} = L_r = 1,03$ m.

En cuanto a la temperatura de superficie de la pared metálica exterior del gasificador (T_s) en la zona de reducción, se considerará a ésta como una constante con un valor arbitrariamente elegido. El valor de T_s será de $40^\circ C$, el cual, a nuestro criterio, es una estimación aceptable ya que asegura una pérdida de calor relativamente baja desde el gasificador hacia los alrededores, no tan baja como para considerar una operación adiabática pero tampoco tan alta como para que al tacto quemé.

Otra consideración que establece la correlación elegida es que las propiedades del aire sean evaluadas a la temperatura de película:

$$T_f = \frac{40^\circ C + 5^\circ C}{2} = 22,5^\circ C$$

Por lo tanto, para esta temperatura y presión de 1 atm, de bibliografía ^[15] se obtiene:

$$Pr = 0,73025$$

$$\nu = 15,385 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{s}$$

$$k = 25,325 \cdot 10^{-3} \frac{W}{m \cdot K}$$

Resolviendo:

$$Nu = 189,226$$

$$Nu = \frac{h L_c}{k} \rightarrow h = 4,636 \frac{W}{m \cdot ^\circ C}$$

Como se mencionó anteriormente, para que la correlación utilizada tenga validez debe verificarse que:

$$D \geq \frac{35 L_c}{Gr^{0.25}} \rightarrow 0,76 m \geq 0.133 m \rightarrow \textit{Verificado}$$

Teniendo en cuenta la expresión de Q_{Total} y la T_s supuesta se analizará a continuación el radio crítico del aislante para luego poder tomar una decisión en cuanto al espesor del mismo que finalmente se usará.

El aislamiento adicional agregado a un tubo cilíndrico incrementa la resistencia a la conducción, pero disminuye la resistencia a la convección de la superficie debido al aumento del área exterior. La transferencia de calor del tubo puede aumentar o disminuir, dependiendo de cuál sea el efecto que domine. [15]

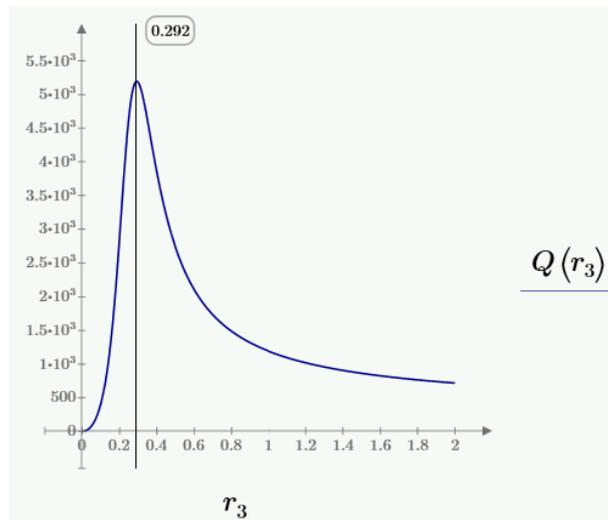


Figura 3.8: Flujo de calor total vs radio del aislante.

Como se observa en la Figura 3.8 existe un pico máximo de flujo de calor que corresponde con el radio crítico de aislante:

$$r_c = 0,292 \text{ m}$$

Para la elección del espesor del aislante y estableciendo que:

$$r_3 = e_{Aislante} + r_2 \geq r_c$$

Se calculará el mismo de modo iterativo, con la ecuación del flujo de calor total que asegure una $T_s = 40^\circ\text{C}$:

$$Q_{Total}(r_2 + e_{Aislante}) = h(T_s - T_\infty) 2\pi L (r_2 + e_{Aislante} + 0,002 \text{ m})$$

$$e_{Aislante} = 0,684 \text{ m}$$

De este modo el flujo total a los alrededores será de:

$$Q_{Total} = 1127 \text{ W}$$

Si bien como se mencionó anteriormente, el modelo de Giltrap considera un reactor adiabático se demostrará en capítulos posteriores que este calor perdido no afecta de manera significativa a la cinética y a las composiciones del syngas.

4.4 Partes fundamentales del gasificador

4.4.1 Camisa de acero inoxidable

La camisa de acero inoxidable recubre todo el reactor, diseñada con sus respectivos agujeros para la colocación de los puertos de ceniza, el agitador, entrada de termocuplas y salida de gas.

4.4.2 Campana

Fabricado en acero inoxidable, es una reducción donde están colocados los inyectores de aire en la zona de combustión.

La campana es el corazón del gasificador ya que controla la velocidad del flujo y por lo tanto el tiempo de residencia de los gases que pasan a través de la zona de combustión y reducción.

4.4.3 Inyectores de aire

La disposición de los inyectores es en forma de tubo en J, el cual recibe el aire y lo ingresa precalentado directamente al centro de la campana en la zona de combustión. Este diseño de inyectores aumenta la eficiencia del gasificador ya que recupera calor del gas de síntesis producido y precalienta el aire para llevarlo a un punto de autoinflamación en la zona de combustión con los gases alquitranados. La medida de la boquilla de los inyectores es de $\frac{1}{4}$ de pulgada.

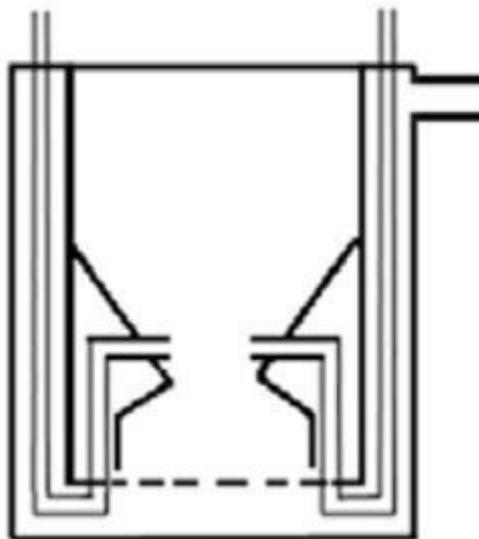


Figura 3.9: Inyector de aire tipo J con precalentamiento del aire

4.4.4 Puerto de cenizas

Para que el carbón de la biomasa sufra el craqueo en superficie existe una lámina de acero perforada apoyada en la camisa interna de acero inoxidable, la cual tiene un sistema de vibración acoplado a un sistema de control que permite retirar parte de la ceniza acumulada. Si los fragmentos y residuos de la gasificación no son agitados, tapan la cama de carbones impidiendo el correcto flujo.

El puerto de cenizas colocado en la parte inferior del gasificador permite la salida de la ceniza que fue retirada por la malla vibratoria. Este puerto consta además de una compuerta hermética acoplada al mismo sistema de control de la malla vibratoria que permite el paso de la ceniza pero impide que se escape gas de síntesis por el mismo.^[16]

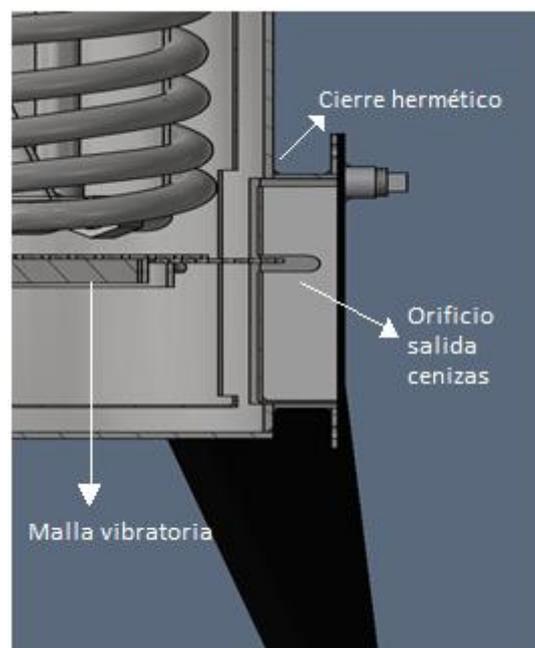


Figura 3.10: Puerto de cenizas

4.4.5 Módulo de alimentación de sólidos

El sistema de alimentación de sólidos es el encargado de dosificar el combustible sólido al reactor. El dispositivo debe permitir realizar cargas de combustible mientras la planta está en operación. Adicionalmente el sistema debe estar presurizado para evitar el retroceso del gas producto desde el reactor.

Se detallará en el Capítulo 6 el sistema elegido para alimentar el reactor.

5. Sistema de control

En primer lugar, se establecieron las variables críticas que requieren un sistema de medición y control. Estas son: presión, temperatura, caudal de materia prima, caudal de aire y caudal de syngas. Se eligieron debido a que cualquier cambio en ellas puede provocar consecuencias significativas.

5.1 Instrumentos para la medición

5.1.1 Medidores de Presión

En trabajos experimentales, habitualmente se pueden medir las caídas de presión a través del lecho, los medidores de flujo de orificio, los componentes del sistema de limpieza, y de cualquier componente propenso a la obstrucción. La presión total con respecto a la atmosférica puede ser medida únicamente a la salida del gasificador, a la salida del sistema de limpieza y, si el gasificador opera por encima de la presión atmosférica, a la entrada de aire.

Las presiones dentro del gasificador estarán cerca de la presión atmosférica y generalmente se medirán en centímetros (pulgadas) de columna de agua. Las caídas de presión y las presiones diferenciales se pueden medir con un manómetro de tubo en U lleno de líquido coloreado. Para mediciones más sensibles se pueden utilizar manómetros de tubo inclinado.

Los medidores de presión diferencial de tipo diafragma proporcionan una lectura de la presión diferencial. Están disponibles en precisiones de escala total del 2% y los rangos de escala completa de 0,25 a 150 pulgadas de agua. Estos medidores son resistentes y pueden usarse en todas las posiciones. Para presiones no diferenciales que excedan unas pocas libras por pulgada cuadrada, se deben usar los medidores conocidos como Bourdon.^[3]

5.1.2 Medidores de caudal de materia prima

Si se calibra el cambio de peso entre niveles, el registro del número de ciclos de alimentación permite estimar el consumo de biomasa. Una técnica más precisa implica un medio de pesaje que se inserta a lo largo del tren de alimentación para medir la cantidad de alimentación entregada al gasificador.

5.1.3 Medidores de temperatura

Las bajas temperaturas (hasta 300°C) pueden indicarse visualmente con termómetros de mercurio o termómetros de cuadrante bimetálicos. Las termocuplas tipo K se encuentran comúnmente en aplicaciones como la fundición y hornos trabajando a temperaturas menores a los 1300 °C. Este tipo de termocuplas se caracterizan por tener un cable de aleación níquel – cromo y el otro de níquel – aluminio. Trabajan en procesos con rangos de temperatura entre los - 180 °C y los 1372 °C y emite voltaje máximo de 54.8 mV. Los termopares con vaina

siempre deben usarse en conexión con las aplicaciones del gas productor, ya que las aleaciones de termopares reaccionarán con los gases reductores calientes, H_2 y CO , cambiando la calibración de voltaje de salida. Los termopares se usan ampliamente en la industria para mediciones de temperatura y están disponibles en varias fuentes.

La temperatura es importante pues permite identificar las diferentes etapas del proceso, además de indicar si el equipo funciona correctamente. En el caso que las temperaturas de operación estén fuera del rango ideal reportado, el poder calorífico y la composición del gas pobre también estarán fuera del rango ideal.

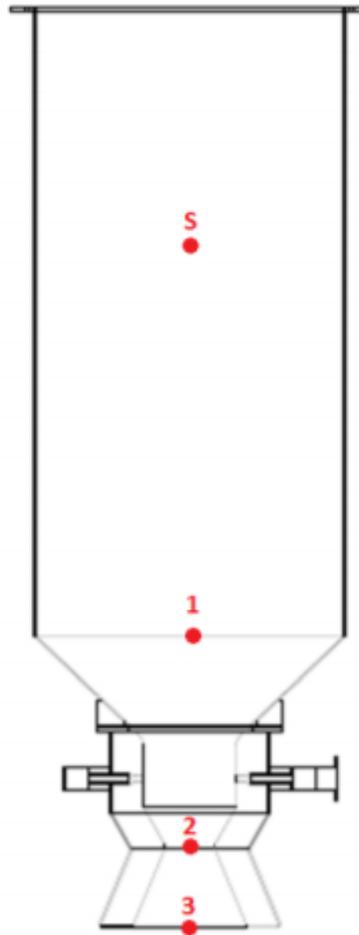


Figura 3.11: Ubicación de las termocuplas en el gasificador.

En la Figura 3.11 se observan las ubicaciones de las termocuplas: una antes de la zona de combustión (punto 1), una después de la zona de combustión (punto 2) y una a la salida del cuerpo interno (punto 3). Además, existe una termocupla en la zona superior, que permite seguir el comportamiento a lo alto del reactor.

5.1.4 Medidores de caudales de aire y syngas

Flujo de gas por presión diferencial

El flujo de gas puede medirse mediante varios métodos que producen una señal de presión diferencial. Los tubos Pitot, los medidores de orificio, los medidores Venturi y los medidores de restricción de flujo se basan en la medición de la caída de presión producida por el flujo de gas transversal o a través del dispositivo.

Medidores de desplazamiento positivo

El medidor de desplazamiento positivo de gas seco es un estándar de volumen de gas primario. Mide el flujo total acumulado de un gas y es muy preciso en una amplia gama de flujos. Es relativamente económico debido a su uso en la industria del gas. Numerosas partes móviles están expuestas al gas, por lo que el gas debe estar limpio y seco.

5.2 Control

5.2.1 Controles de nivel de combustible

Si un gasificador continúa funcionando después de que se haya consumido la biomasa, existe el peligro de dañar la región de alta temperatura del gasificador debido a las temperaturas extraordinariamente altas generadas durante la gasificación y combustión. A su vez, puede ocurrir que se acumule biomasa dentro del gasificador porque falle la operación del reactor, por ejemplo, no esté ingresando aire y no ocurran las reacciones, por lo que este sistema también actuaría en casos de excesos de biomasa.

Los controles de nivel deben instalarse en las distintas tolvas de combustible y en el propio gasificador para advertir cuándo se está obteniendo un nivel de biomasa fuera del esperado.

Una serie de indicadores de nivel están disponibles en el mercado para indicar el nivel de sólidos y líquidos en contenedores. Estos funcionan sobre la base de señales de luz o sonido, la presión de la pared del recipiente, la resistencia a la vibración o rotación y la absorción de radiación. La idoneidad depende de la vulnerabilidad a la falla de la obstrucción o el atasco del dispositivo. Después de la instalación, el control debe probarse repetidamente para asegurarse de que esté funcionando, ya que estos dispositivos suelen atascarse.

Como se decidió trabajar con un caudal de cáscara de maní de 1280 kg/h, el sistema de control debería actuar en caso que se tenga una desviación del 10% (mayor o menor).

5.2.2 Controles de presión

Si bien el gasificador se encuentra operando a presiones levemente mayores a la atmosférica puede ocurrir que una falla de los controles de caudales de aire o materia prima provoque un aumento de alguno de ellos provocando aumentos de presión dentro del reactor debido a una

acumulación excesiva de gases dentro del mismo. Esto puede desencadenar en problemas en cañerías y material del reactor que no soporten esas presiones.

Se encuentran disponibles interruptores electromecánicos simples que detectan la presión absoluta o diferencial. Estos interruptores proporcionan la señal de encendido/apagado.

Se necesitan transductores de presión diferencial o presión especial para producir señales eléctricas analógicas para un controlador analógico programable, una consola de control o adquisición de datos.

A su vez, se podría contar con una válvula de alivio que desvíe el syngas hacia un quemador en caso de ser necesario disminuir la presión.

Como se desea trabajar a una presión de 1,2 atm a la entrada de la zona de reducción, se deberá actuar cuando esta supere las 5 atm.

5.2.3 Controles de temperatura

El reactor se opera a altas temperaturas por lo que un aumento por encima de las previstas puede ocasionar problemas en el material del reactor y su aislante. Una de las razones por las cuales se puede tener temperaturas por encima de las debidas puede ser el ingreso excesivo de aire. Esto conlleva a tener mayores reacciones de oxidación que al ser exotérmicas liberan calor y aumentan la temperatura afectando negativamente la composición del gas pobre y puede generar daños en el equipo y alrededores. Esto puede deberse a una falla en el sistema de control del ingreso de aire.

A su vez, si las temperaturas son menores a las necesarias para la correcta operación del reactor, se pueden tener problemas en la calidad del syngas y menores conversiones a las previstas. Si bien esto no tiene como consecuencia problemas de seguridad también se debe contemplar que el sistema de control actúe en casos de bajas temperaturas.

Los interruptores y controladores de termistor, bimetálico y termopar activan el cierre de un interruptor en respuesta a condiciones de alta o baja temperatura para tomar medidas correctivas o dar señales de advertencia. Además, los termopares y los termistores generan señales eléctricas analógicas, que pueden ser utilizadas por controladores proporcionales adecuados. ^[3]

Se propone que el sistema de control actúe cuando la temperatura en la entrada de la zona de gasificación supere los 1400 K o esté por debajo de los 1000 K.

5.2.4 Controles de aire

Tener un sistema de control para el caudal de aire es necesario debido a que un valor por encima del establecido llevaría a que aumente la temperatura debido a que se tiene más oxígeno para las reacciones de oxidación, como se mencionó anteriormente. A su vez, que haya menos aire del necesario llevaría a una deficiente gasificación, con un syngas de salida

con valores por debajo de los esperados y como caso extremo se podría tener incluso una acumulación de biomasa dentro del reactor.

Como se debe mantener siempre una relación adecuada entre la biomasa y el aire se propone un control por relación.

5.2.5 Controles de syngas

Se requiere un sistema de control para el caudal y composición del syngas para poder detectar ciertas anomalías dentro del reactor. Si bien todos los controles antes mencionados deberían actuar antes que el del syngas, se decide implementarlo por razones de seguridad. Es decir, cualquier perturbación en el caudal del syngas o su composición es consecuencia de alguna de las desviaciones antes mencionadas de las variables a controlar.

5.2.6 Sistema de control propuesto

En la Figura 3.12 se muestra el sistema de control propuesto para el gasificador.

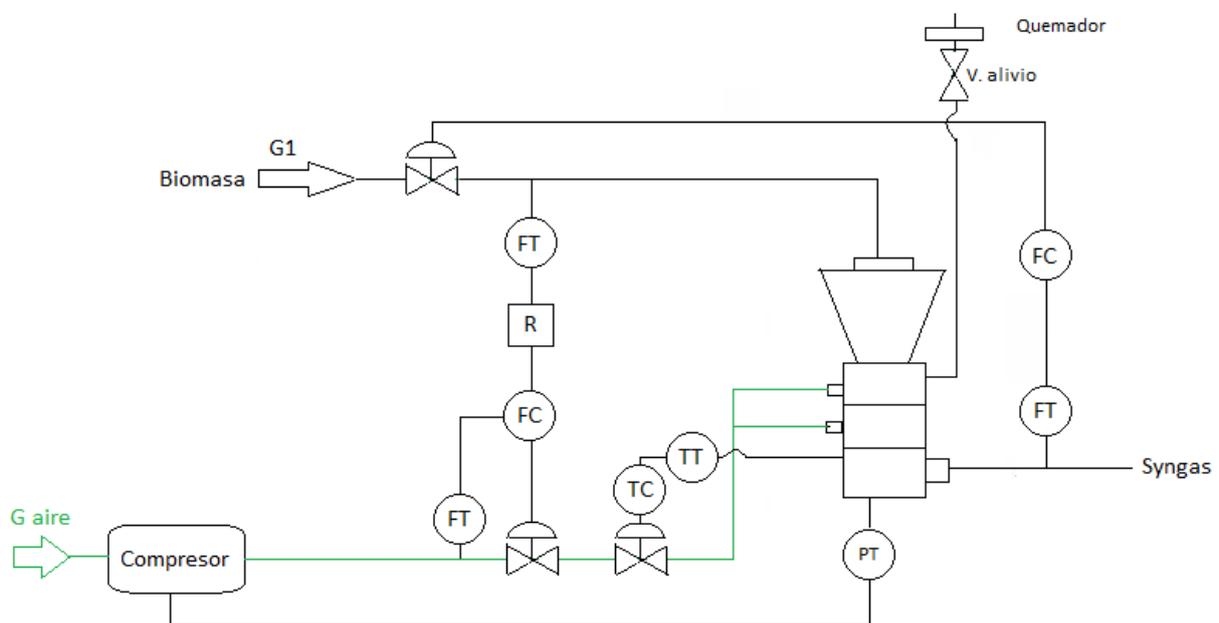


Figura 3.12. Esquema del sistema de control.

Para los caudales de biomasa y aire a la entrada del gasificador se plantea un control por relación, de forma de mantener siempre la relación entre los mismos, ya que se debe cumplir con el ER propuesto para la gasificación deseada.

A la salida de syngas se tiene un transmisor de caudal unido a un controlador de forma de manipular la entrada de biomasa en función del caudal de producto obtenido, así se mantiene la producción en su valor óptimo. Es importante que esta manipulación se produzca antes del control de relación, de forma tal de no afectar al mismo y que se siga manteniendo la relación deseada.

Para controlar la temperatura en el gasificador, variable fundamental en el proceso, se tiene un control que manipula el caudal de agente gasificante. Esta es una segunda medida que controla la relación aire-biomasa, ya que la temperatura depende de los calores que liberan/consumen las reacciones.

Para mantener la presión por debajo de sus valores de riesgo se cuenta con un control que corta el suministro de aire comprimido. A su vez, se tiene una válvula de alivio que libera hacia el exterior en caso de emergencia. Se dispone previamente de un quemador de forma de no liberar los gases directamente a la atmósfera.

6. Puesta en marcha

A continuación, se describe la manera en que se lleva a cabo el arranque del equipo de gasificación hasta la estabilización del mismo obteniendo de manera continua gas pobre. Se instalan los equipos de medición de caudal, así como la fuente de flujo de aire desde el arranque hasta la parada del equipo (la línea de entrega de aire nunca debe estar cerrada).

Se comprueba el funcionamiento de los mismos in situ y su hermeticidad, así como también es necesario verificar la fuente de alimentación para el soplador. Posterior a esto, se agrega paulatinamente una cantidad considerable de biomasa. Esto servirá para que el equipo se caliente completamente. Por datos prácticos se sabe que un buen calentamiento del equipo garantizará una estabilización adecuada en corto tiempo.

Una vez alcanzado el tiempo indicado, se agrega una cantidad mayor de biomasa. Es necesario cuantificar el peso de cada carga. Durante las pruebas se registran los valores de temperatura de las diferentes zonas del equipo, así como los flujos volumétricos de aire y gas que se tienen.^[18]

De modo de aumentar la seguridad de quienes operen el equipo, se hace necesario agregar un sistema de encendido remoto del mismo. Se requiere de un componente que permita llegar a la temperatura de ignición de la biomasa, para que esta arda y transmita el resto de la energía al sólido. Hay dos posibles soluciones:

1. Utilizar un fuego piloto alimentado por algún fluido inflamable, por ejemplo, gas licuado.
2. Utilizar resistencias eléctricas.

El primer punto implicaría una modificación más profunda al reactor, puesto que habría que insertar un quemador y tuberías, además de válvulas de paso y otros elementos de control. También, se incurriría en un gasto operacional extra pues habría que estar sujeto a la compra y disponibilidad de otro combustible.

Por su parte, la segunda opción se caracteriza por su facilidad, pues sólo se requiere de una instalación eléctrica adecuada, además, por ser más seguro en la operación. La energía eléctrica es más estable y segura al no tener que depender de un combustible externo.

Si bien el piloto es una fuente directa de fuego y encendería más rápidamente el equipo, se descarta por la complejidad de instalación y operación. En consecuencia, se determina utilizar las resistencias eléctricas. Tras un pequeño estudio del estado del arte, se sugiere instalar

una resistencia en cada boquilla de aire de la zona de combustión. Estas se encargarán de subir la temperatura del aire de entrada, la que, al alcanzar la temperatura, ignitará la cáscara de maní. Eventualmente, no es necesario ocupar todas las boquillas con resistencias, más bien, el 50% de ellas. El resto de la materia se encenderá luego por el avance del fuego. La resistencia deberá soportar temperaturas cercanas a los 1200 K cuando el reactor ya esté operando.

Entonces el proceso de encendido consistirá, en prender estas resistencias y hacer pasar un exceso de aire al equipo. Primero, se deben mantener las resistencias hasta alcanzar temperaturas de 300 °C (valor un poco por encima de la temperatura de ignición). Posteriormente, mantener el exceso de aire hasta que la medición de temperatura de la zona de combustión marque sobre 650 °C. Finalmente, restringir el paso de aire a lo requerido y operar.^[2]

7. Conclusión

En este capítulo se logró dimensionar el reactor como así también el sistema de aislación requerido para mantener la temperatura deseada. Se hallaron valores dentro del rango esperado, verificando así que se cumple con los requerimientos del sistema para permitir la producción de syngas deseada. A partir de este dimensionamiento, se podrán obtener valores reales en cuanto a condiciones óptimas de operación, como así también flujo y composiciones del syngas. En el capítulo siguiente se detallarán estas cuestiones.

Además, se propuso el sistema de control necesario y se explicaron los elementos e instrumentos que forman parte de éste como así también su puesta en marcha.

8. Anexo 1

Como modelo se tomó un diseño provisto por una Tesis de Grado de la Universidad Nacional Autónoma de México donde se expone la siguiente Figura 3.13^[21].

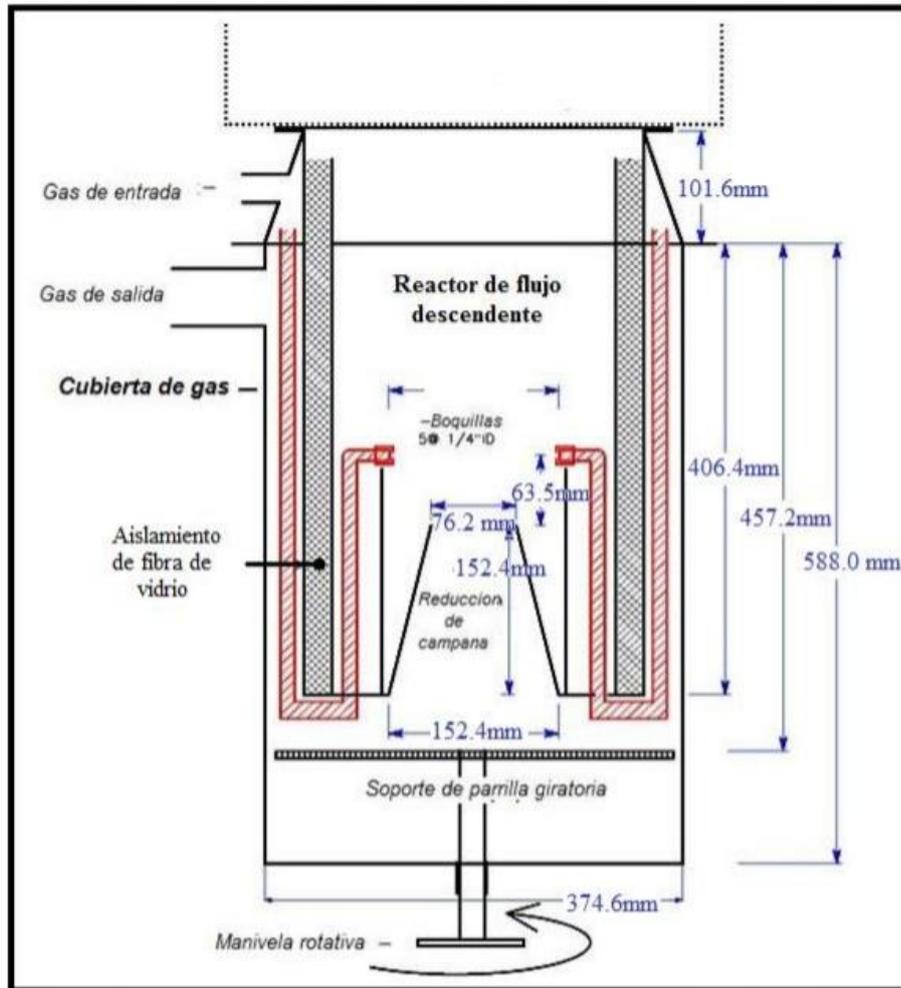


Figura 3.13: Esquema del gasificador modelo con sus dimensiones.

Para este modelo se tiene una carga de biomasa de 14 kg/h y un ER de 0.3, por lo tanto, se tiene un caudal de aire de 17.92 kg/h (basándose en los cálculos del Capítulo 2).

Se partirá de dichos datos junto con los valores del prototipo para obtener el factor de similitud geométrico y dinámico y llegar a las dimensiones reales.

Para realizar el escalado, se tiene:

$V = \frac{vp}{vm}$, donde vp es la velocidad del gas en prototipo y vm en el modelo. Además, se sabe que la velocidad es igual al caudal dividido por el área transversal, resultando:

$$V = \frac{vp}{vm} = \frac{Qm}{Qp} * \left(\frac{Dp}{Dm}\right)^2$$

Donde Qm y Qp representan los caudales volumétricos de modelo y prototipo respectivamente, y Dp y Dm los diámetros en la zona de reducción.

Y como se cumple que $\frac{Dm}{Dp} = \frac{vp}{vm}$, por lo explicado anteriormente, resulta:

$$V = \frac{vp}{vm} = \frac{Qm}{Qp}$$

Entonces, se procede a calcular los flujos volumétricos de modelo y prototipo según gases ideales:

$$Q = \frac{F \cdot R \cdot T}{P}$$

Donde F es el caudal molar total, R la constante de gases ideales, T la temperatura en la entrada a la gasificación y P la presión. Se deben respetar las condiciones de temperatura y presión de cada caso, siendo que para el prototipo se tiene 1,2 atm y 1200 K y para el modelo 1123 K^[21] y 1 atm.

Se utilizará el caudal volumétrico correspondiente a la zona de ingreso a la gasificación ya que es un dato en ambos casos posible de obtener a partir del método explicado en el Capítulo 2 para obtener las condiciones iniciales del modelo. Por lo tanto, se obtiene el caudal molar de la forma mencionada tanto para el modelo como para el prototipo.

Para un caudal de biomasa de 1280 kg/h y 1874 kg/h de aire (calculado a partir de un ER=0,3 como se verá en el Capítulo 4), a la entrada de la zona de gasificación se tiene un caudal molar de 136,3 kmol/h obtenido a partir de las condiciones iniciales. Con este dato se calcula el caudal volumétrico. Se realiza el cálculo análogo para el modelo con los datos provistos. Por lo tanto, se tiene:

$$Qm = 215,02 \text{ m}^3/h$$

$$Qp = 12150 \text{ m}^3/h$$

Resultando entonces los factores de similitud geométrica y dinámica:

$$V = 0,018$$

$$L = 55,56$$

Para obtener las dimensiones del gasificador se procede a multiplicar por el factor geométrico correspondiente, se tiene una altura para el modelo de 406,4 mm, obteniendo así un valor de longitud total de 22,58 metros.

$$\text{Diámetro de entrada a reducción} = 4,24 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro interno mayor} = 8,46 \text{ m}$$

$$\text{Altura de reducción} = 8,46 \text{ m}$$

$$\text{Altura total} = 22,58 \text{ m}$$

9. Bibliografía

- [1]: Dueñas-Rivadeneira A., Alcívar-Cedeño U., Sacon- Vera E., Casdelo-Gutiérrez N., & Villanueva-Ramos G. (2016). Escalado y dimensionamiento de una planta piloto para la producción de un extracto acuoso de Chuquiraga jussieui J.F Gmel. Tecnología Química, 36(3), 255-266. Departamento de Procesos Agroindustriales. Universidad Técnica de Manabí, Manabí, Ecuador.
- [2]: Castello Belmar, A (2014) Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa. (Tesis de grado). Universidad de Chile, Santiago de Chile.
- [3]: Milne, T., Kjellstrom B., McGowan T., Stassen H., Cruz I y Nostrand, B. (1988). Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems. Colorado, Estados Unidos. Solar Energy Research Institute.
- [4]: García, Luis (2011) Obtención de gas combustible a partir de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo. Tesis para optar por el grado de Magíster en Ingeniería Mecánica. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia, Facultad de Ingeniería, pág. 60.
- [5]: Davis, Joseph (1997) ASM Specialty Handbook: Heat-Resistant Materials. Metals Park: ASM, pág. 6, 137.
- [6] Clasificación de los aceros inoxidable según Norma AISI. URL: https://static.websguru.com.ar/var/m_6/65/65e/100190/1374415-clasificacionaceros.pdf
- [7]: Acero inoxidable 304 y 304L. URL: <https://nks.com/es/distribuidor-de-acero-inoxidable/acero-inoxidable-304/>
- [8]: AISI Type 304 Stainless Steel. URL: <http://asm.matweb.com/search/SpecificMaterial.asp?bassnum=mq304a>
- [9]: Acero galvanizado características y usos. URL: <https://acerosymallas.com.mx/acero-galvanizado-caracteristicas-y-usos/>
- [10]: Aislante térmico Fibra cerámica. URL: <http://diamore.com.ar/FibraCeramica.html>
- [11]: <https://www.aplitemica.com/productos/fibra-ceramica/mantas-de-fibra-ceramica/>
- [12] ASME (1998) Boiler and Pressure Vessel Code (BPVC). Section VIII - Rules for Construction of Pressure Vessels. Division 1, pág. 24.
- [13] León Estrada, J. M (2001). Diseño y cálculo de recipientes a presión. URL: https://www.academia.edu/7116276/Dise%C3%B1o_y_C%C3%A1lculo_de_Recipientes_a_Presi%C3%B3n

[14] Huaripoma Vega, D., A., (2015). Diseño de un gasificador downdraft DOWNDRAFT invertido de 2600 kcal/h que emplea cascarilla de arroz como combustible (tesis de grado). Pontificia Universidad Católica del Perú, Facultad de Ciencias e Ingeniería, Lima, Perú

[15]: Cengel, Y. A., (2007). TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA. Un enfoque práctico, Santa Fe, México, McGraw-Hill Interamericana.

[16]: García Guzmán, D., A. y Morales Granda, H., V., (2014). Diseño y construcción de un sistema complementario para la puesta a punto de un gasificador de biomasa de 20KW (Tesis de grado), ESPE Universidad de las Fuerzas Armadas, Sangolquí, Pichincha, Ecuador.

[17]: Díaz Trujillo, S., (2015). Ingeniería de detalle y construcción de un sistema de gasificación en tres etapas, Universidad de Sevilla, Escuela técnica superior de Ingenieros, Departamento de Ingeniería Química y Ambiental, Andalucía, España.

[18]: Villacís Montoya, D. Diseño de un sistema para la obtención del gas pobre en el gasificador DOWNDRAFT de la Escuela de Ingeniería Mecánica. (Tesis de grado). Escuela Politécnica de Chimborazo. Riobamba, Ecuador.

[19]: Anaya-Durand A., Pedroza-Flores H. (2008). Escalamiento: El arte de la Ingeniería Química. UNAM, Facultad de Química, Ciudad Universitaria, 04510 México D.F. México.

[20]: Carreño, K., S., (2015). Acero galvanizado. URL: <https://es.scribd.com/doc/115765490/Acero-Galvanizado>

[21]: Castro Martínez, S.O. (2015). Instalación y arranque de un prototipo de gasificación. Tesis para obtener el título de Ingeniero Mecánico. Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Ingeniería. México D.F. México.

[22]: Powermax DFBG (Downdraft Fixed Bed Gasifier). <http://www.powermaxgasifier.com/index.php?ac=article&at=read&did=155>

[23]: Ankur Scientific <https://www.ankurscientific.com/ankur-gasifiers-biomass-woody.html>

[24]: Materiales de Fabricación Parr Instrument Company <https://www.parrinst.com/es/products/stirred-reactors/options-accessories/materials-of-construction/>

Capítulo 4

Balances globales de la planta

1. Introducción

En este capítulo se presentará el diagrama de flujo de la planta con los correspondientes equipos y se calcularán los balances de masa. La planta de gasificación de cáscara de maní puede subdividirse en tres secciones:

- Gasificación
- Acondicionamiento del gas de síntesis
- Generación de electricidad

2. Pretratamiento

Al ubicarse la planta de gasificación al lado de la planta manisera, no se tienen grandes dificultades para el transporte de la biomasa. Se recibirá la biomasa y se almacenará en la planta de gasificación. En el Capítulo 6 se decide sobre dicho almacenamiento y abastecimiento.

Según el tamaño de la partícula y la humedad contenida se evalúa a continuación la posibilidad de incluir una molienda y un secador.

2.1 Tamaño de la partícula

Para determinar el diámetro óptimo de la partícula se analizó su influencia en el cálculo de la selectividad (Capítulo 2) y a su vez se tuvieron en cuenta otros factores. En el modelo de Giltrap, el diámetro de la partícula se considera en el cálculo de la caída de presión y éste no es un parámetro que tenga una gran variación a lo largo de la zona de gasificación (ver análisis Capítulo 2) por lo que no se pudo hallar un diámetro óptimo a través de dichos cálculos. Sin embargo, se sabe que para un gasificador downdraft el rango de tamaño de partícula que se propone es de 5-100 mm ^[5]. A su vez, se sabe que a mayor tamaño de partícula se tiene menor reactividad de la biomasa por tener una superficie de contacto menor, lo que lleva a una mala calidad del gas y problemas de transporte a través del equipo y esto se agrava al tener una gran variedad de distribución por tamaño. ^[1]

Según ensayos realizados, el contenido de alquitrán en el gas producido disminuye con el tamaño de la partícula y a su vez tamaños de partícula pequeños reducen la formación de material carbonizado. ^[3] Como el diámetro de la cáscara de maní es en promedio 2 centímetros, no se considerará un proceso de molienda ya que este tamaño es apto para ingresar al gasificador.

2.2 Humedad de la biomasa

La humedad de la cáscara de maní es de 11,41% que es aceptable para ser introducido en un gasificador Downdraft cuyo límite es de 25% ^[5]. Como dentro del reactor se tiene una parte de secado, no es necesario quitar la humedad previamente entonces se decidió no contar con un secador.

3. Proceso de gasificación

3.1 Dimensiones del gasificador y condiciones de operación

Para poder obtener concentraciones a la salida del gasificador a través del modelo Giltrap, se requiere fijar ciertas condiciones de operación y utilizar las dimensiones del gasificador ya calculadas en el Capítulo 3. Según el análisis de sensibilidad realizado en el Capítulo 2, se tienen las siguientes condiciones de operación a la entrada de la zona de reducción:

Tabla 4.1: Condiciones de operación a la entrada y salida de la zona de gasificación.

	Entrada	Salida
Temperatura (K)	1200	1043
Presión absoluta (Pa)	121590	119100

Según los cálculos realizados en el dimensionamiento Capítulo 3, se utilizó un diámetro de 0,76 m y un largo de 1,03 m para la zona de gasificación.

A la salida del gasificador se tiene un caudal de syngas de:

$$Q = 2,96 \text{ m}^3/\text{s}$$

Una vez obtenidas la temperatura y la presión de salida del gasificador con el modelo, se calcula el caudal normal.

$$Q_{normal} = Q * \frac{T_{normal}}{P_{normal}} * \frac{P}{T}$$

$$Q_{normal} = 2,96 \text{ m}^3/\text{s} * \frac{273 \text{ K}}{1043 \text{ K}} * \frac{119100 \text{ Pa}}{101325 \text{ Pa}} = 0,91 \text{ Nm}^3/\text{s} = 3278,44 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Este se utiliza a lo largo de toda la línea para los cálculos correspondientes a pérdidas de carga por equipo, eficiencias, velocidades, entre otros. De forma así, de recalculer el caudal de gas en cada punto de la línea afectándolo por las condiciones de presión y temperatura dadas. Cabe destacar que se desprecian las pérdidas de tar, char y demás compuestos que se extraen a lo largo del proceso de post tratamiento, ya que se considera no afectan en gran medida al mismo.

3.2 Productos

Del gasificador se obtienen los gases CO, CO₂, H₂, CH₄, H₂O y N₂ inerte, a su vez se obtiene el char que no reaccionó, cenizas y el tar que se forma durante la pirólisis. Por otro lado, aunque no se encuentre modelado en la cinética también se obtienen óxidos de nitrógeno y azufre provenientes del azufre y nitrógeno de la biomasa, ya que se considera que ambos compuestos se oxidan dentro del gasificador. A su vez, se considera que el nitrógeno del aire no participa en estas reacciones.

3.3 Contaminantes del gas

3.3.1 Char y cenizas

El char es el producto sólido de la pirólisis. Es principalmente carbono (~ 85%), pero puede también contener algo de oxígeno e hidrógeno. El char de la biomasa es muy reactivo, es altamente poroso y no se apelmaza. Esta última propiedad hace que sea fácil de manejar. [5] A diferencia de los combustibles fósiles, la biomasa contiene muy poca ceniza inorgánica.

3.3.2 Tar

Es un líquido negro altamente viscoso que condensa en las zonas de bajas temperaturas del gasificador, atascando el paso del gas y llevando a complicaciones en el proceso. Incluso puede polimerizarse en estructuras más complejas. Sin embargo, es un producto que no se puede evitar en la conversión térmica de la biomasa.

Concretamente es una mezcla compleja de hidrocarburos condensables, incluyendo, entre otros, anillos aromáticos e hidrocarburos poliaromáticos complejos. Una de las definiciones dadas establece que tar es todo contaminante orgánico con un peso molecular mayor a 78, que es el peso molecular del benceno. [5]

El tar es producido principalmente durante la polimerización en el paso correspondiente a la pirólisis. Durante la pirólisis se forma el char, pero también el tar, llamado tar primario. A temperaturas superiores a 500 °C, los componentes del tar formado en un principio se empiezan a reformar en gases no condensables más pequeños y livianos, que incluyen CO₂, CO y H₂O y en una serie de moléculas más pesadas llamadas tar secundario. Su composición típica se puede ver en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2: Composición típica del tar. [5]

Component	Weight (%)
Benzene	37.9
Toluene	14.3
Other 1-ring aromatic hydrocarbons	13.9
Naphthalene	9.6
Other 2-ring aromatic hydrocarbons	7.8
3-ring aromatic hydrocarbons	3.6
4-ring aromatic hydrocarbons	0.8
Phenolic compounds	4.6
Heterocyclic compounds	6.5
Others	1.0

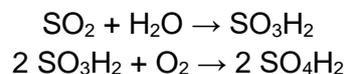
El tar permanece vaporizado hasta que el gas es enfriado, por lo que condensa en las superficies o permanece en pequeñas gotas de aerosol (<1 micrón). Esto hace que el gas producido sea inapropiado para el uso en motores, que tienen una baja tolerancia al tar. Entonces, hay una necesidad de reducir el tar en el gas producido cuando se va a utilizar el

syngas en un motor. Esto puede realizarse con un adecuado diseño del gasificador y correctas condiciones de operación. Sin embargo, estos ajustes pueden no reducir la cantidad de alquitranes en el gas a los niveles requeridos, por lo que se necesita una limpieza aguas abajo. ^[5] Por ende, el punto de rocío del alquitrán es un parámetro crítico que determina la temperatura mínima de las reacciones químicas del proceso, así como también define el punto en que estos empiezan a ser problemáticos. Los típicos puntos de rocío del alquitrán son entre 150°C y 350°C. ^[4]

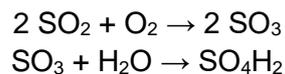
3.3.3. Óxidos de azufre

Una gran parte del S emitido a la atmósfera se origina en forma de sulfuro de hidrógeno, procedente de la descomposición de la materia orgánica; estas emisiones se oxidan lentamente para formar SO₂. La gasificación de biomasa produce cantidades relativamente pequeñas de SO₂ que, en caso de ser liberadas sin un tratamiento previo a la atmósfera, crean problemas en el ecosistema que se encuentre en el recorrido de tales emisiones. Cuando el SO₂ gaseoso se combina con agua líquida, se forma una solución acuosa diluida de ácido sulfúrico SO₄H₂, que es el componente principal de la lluvia ácida.

Las reacciones del SO₂ se pueden describir de la siguiente forma:



El SO₂ se puede también oxidar en la atmósfera para formar SO₃ gaseoso; este gas tiene una elevada afinidad por el vapor de agua, en la forma:



La tecnología utilizada en los equipos industriales tiene una fuerte incidencia en las emisiones, aunque en muchos casos es imposible alcanzar valores aceptables de emisiones, por lo que es necesario incluir un equipo extra que sea capaz de captar el contaminante específico antes de que éste sea expulsado al ambiente.

Es importante destacar los efectos de este compuesto, los daños que produce, y las consecuencias de su emisión a la atmósfera:

- Efectos sobre la salud: Varias especies de animales, incluyendo el hombre, reaccionan con bronco constricciones ante el SO₂, la mayoría de los individuos muestran reacción al SO₂ a concentraciones mayores o iguales a 5 ppm. El más tóxico de los compuestos de azufre es el sulfhídrico, el cual puede causar la muerte si se presenta en concentraciones elevadas.
- Efectos en la visibilidad: Las partículas en suspensión en la atmósfera reducen el rango visual al dispersar y absorber la luz. La neblina atmosférica se debe a la formación de aerosoles resultantes de las reacciones fotoquímicas entre el SO₂, las partículas, los óxidos de nitrógeno y los hidrocarburos presentes en la atmósfera. Uno

de los principales productos de estas complejas reacciones fotoquímicas son las gotitas de niebla de ácido sulfúrico, que dispersan la luz.

- Efectos sobre los materiales: Los compuestos del azufre son responsables de ocasionar un gran daño a diferentes materiales. Por lo general, los óxidos de azufre aceleran la corrosión de metales al formar ácido sulfúrico ya sea en la atmósfera o en la superficie del metal. Este efecto se ve potenciado por la presencia de ácido sulfúrico en la composición de las lluvias ácidas. ^{[7][12]}

3.3.4 Óxidos de nitrógeno

Los óxidos de nitrógeno son extremadamente perjudiciales, constituyendo uno de los contaminantes atmosféricos de principal importancia.

En mayor proporción, los óxidos de nitrógeno se presentan en forma de óxido nítrico (NO) y dióxido de nitrógeno (NO₂). Estos óxidos a su vez se caracterizan por su facilidad de interconversión mutua en presencia de oxígeno y por ser todos ellos gases contaminantes, por lo que sus emisiones tienen especial incidencia sobre el medio ambiente. Los principales efectos que causan son:

- La destrucción del ozono estratosférico
- Contribución al efecto invernadero
- La producción de lluvia ácida
- La generación de Smog fotoquímico

Por todo ello, es totalmente necesario, en primer término, minimizar su producción. Y, posteriormente, eliminar los óxidos de nitrógeno que se produjeron. El objetivo de minimizar su generación puede ser alcanzado siguiendo tres estrategias diferentes:

- Reduciendo la temperatura de operación
- Reduciendo el tiempo de residencia de los gases, especialmente el nitrógeno, en la zona de combustión, donde existen elevadas temperaturas
- Disminuyendo la relación oxígeno-combustible. Al reducir el exceso de oxígeno, se disminuye considerablemente la generación de NO_x

No obstante, es imposible evitar completamente la generación de óxidos de nitrógeno y para cumplir con la normativa se deben utilizar técnicas que permitan eliminar los NO_x generados. ^{[6][12]}

4. Marco legal para los contaminantes

Dado que no se encontró información acerca de una normativa vigente en el territorio argentino que reglamente los valores límites de emisiones de NO_x y SO₂ producto de la combustión de syngas, se optó por seguir los lineamientos de la legislación de la Unión Europea.

Según la legislación de la Unión Europea, los valores límites de emisión para NO_x y SO₂ son de 400 mg/Nm³.^[11]

5. Requerimientos para motor de combustión interna

Para la generación de energía eléctrica se utilizará un motor de combustión interna. Dicho motor presenta ciertos requerimientos en cuanto a la concentración de alquitranes y partículas, y a la del agua condensada.

El sistema del pistón cilíndrico de un motor de combustión interna no está diseñado para manejar sólidos, lo que impone límites muy ajustados en cuanto al tar y a las partículas contenidas en el gas. Entonces las concentraciones de tar y partículas deben estar debajo de los límites tolerables que son 30 mg/Nm³ para partículas y 100 mg/Nm³ para tar.^[5]

Para el motor de combustión interna, el gas debe ser enfriado hasta aproximadamente 40°C^[5] por lo que condensarán el tar y el agua durante el proceso, los cuales deberán ser eliminados.

La cantidad de tar en el syngas depende de las temperaturas de gasificación y del diseño del gasificador. Un gasificador downdraft produce niveles de tar de aproximadamente un 2% de biomasa ingresada, lo cual en este caso corresponde a un valor mayor al límite permitido por el motor.^[5] Por lo tanto se debe limpiar y acondicionar el syngas para poder ser introducido en el motor de combustión interna. A su vez, se deben eliminar el char, cenizas y el agua condensada.

6. Limpieza y acondicionamiento del gas

Para el caso de estudio, se propuso un sistema de limpieza y acondicionamiento del gas en seco, de forma de disminuir el uso de agua y así evitar daños al medioambiente. Los equipos que componen el mismo serán detallados a continuación, también se mencionarán los beneficios de este sistema en comparación con el sistema convencional de limpieza húmedo.

Beneficios del sistema de limpieza en seco:

- No se tiene un contacto directo del gas con el agua, por lo tanto, no hay generación de agua sucia en el proceso. Por lo tanto, no se requiere un tratamiento para su posterior vertido.
- No hay olor desagradable ya que no se requiere un estanque de agua ni ningún proceso de agua de enfriamiento evaporativo del agua.
- La generación de lodos es mucho menor lo que reduce el manejo de los mismos.
- La mayoría de las partículas y el tar son removidos en forma seca haciendo su manejo más fácil.
- Parte del calor específico en el gas puede ser recuperado en forma de aire o agua caliente.
- El sistema seco requiere menos mantenimiento y menos manejo manual.^[10]

Desventajas de limpieza húmeda convencional:

Este sistema origina gran cantidad de agua contaminada, aunque puede ser tratada por métodos biológicos usuales, pero esto implicaría aumento en los costos. Este tipo de limpieza es cara, además de reducir la eficiencia energética. Vale reflexionar un poco sobre las consecuencias ambientales y económicas que el sistema indica. Una depuración, enfriamiento y lavado del gas de síntesis en agua, implica una transferencia de la mayor parte de la contaminación al agua y de esta a los fangos.

La mayor parte de los contaminantes que se transfieren al agua obliga a la construcción de una planta de tratamiento de aguas residuales de gran envergadura (con frecuencia es más cara la planta de tratamiento de las aguas que el propio gasificador). Sin embargo, una parte de los alquitranes también son solubles y obligan a tratar las aguas con carbón activo antes de su vertido o reutilización. El resto va a parar, obviamente a los fangos. ^[8]

6.1 Eliminación de char y cenizas

La eliminación de cenizas y char se propone a continuación de la salida del gasificador, es decir se hace en caliente a la temperatura de salida del gas. Esto asegura que sólo se separen las partículas sólidas de cenizas y char, y no las de tar, por estar en forma gaseosa en el rango de temperatura de trabajo.

6.1.1 Ciclón

Los ciclones son separadores de gotas y polvo simples y baratos. Son adecuados para eliminar partículas sólidas de más de 10 μm como prefiltro para el enfriador de gas y la eliminación de partículas finas. Los ciclones remueven el material particulado de la corriente gaseosa, basándose en el principio de impacto inercial, generado por la fuerza centrífuga.

El ciclón es esencialmente una cámara de sedimentación en que la aceleración gravitacional se sustituye con la aceleración centrífuga. Los ciclones constituyen uno de los medios menos costosos de recolección de polvo, tanto desde el punto de vista de operación como de la inversión. Estos son básicamente construcciones simples que no cuentan con partes móviles, lo cual facilita las operaciones de mantenimiento; pueden ser hechos de una amplia gama de materiales y pueden ser diseñados para altas temperaturas (que ascienden incluso a 1000°C) y presiones de operación.

Se considerará también si es necesario utilizar un filtro a la salida del ciclón para atrapar las partículas que el ciclón no retenga. En caso de ser requerido, se deberá tener un filtro cerámico de tela

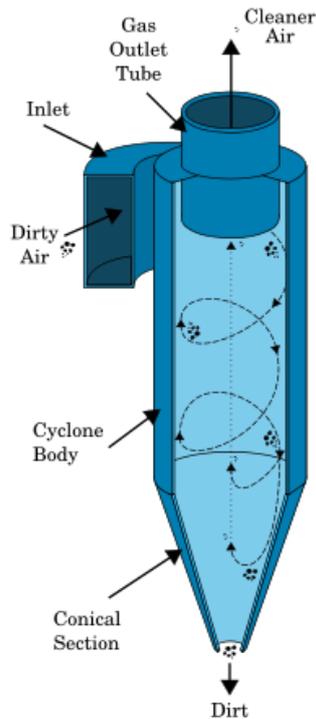


Figura 4.1: Esquema de un ciclón

6.2 Filtro de tela

Se usa ampliamente para capturar partículas de polvo finas y para separar la ceniza de los gases de combustión. Este filtro de tela consiste en una o más bolsas de filtro fibrosas soportadas en jaulas de metal encerradas en una cámara a través de la cual deben pasar los gases. El depósito de las partículas separadas pronto se acumula en la bolsa y establece una torta de polvo del tamaño de poro apropiado a través del cual no pueden pasar las partículas adicionales. A medida que se acumula más polvo, aumenta la caída de presión. Cuando la torta es de un grosor óptimo para la extracción, la bolsa se agita por presión de gas o por medios mecánicos, lo que hace que el exceso de torta caiga al fondo de la carcasa, donde finalmente se retira.

Este tipo de filtros son adecuados para la remoción de partículas hasta el tamaño submicrónico. La captura de alta eficiencia de partículas pequeñas es independiente del tamaño de las aberturas en el tejido del filtro. La razón de esto es que el elemento de captura primaria es la torta dinámica que se forma en la superficie del filtro. Esta torta, que consiste en partículas capturadas, presenta una trayectoria circular que captura de manera efectiva las partículas finas, mientras que las partículas capturadas más gruesas mantienen una estructura abierta para promover una alta permeabilidad al gas. Cuando se inserta un nuevo tejido de filtro, el mecanismo principal de recolección de partículas es el tamaño físico determinado por las aberturas en el tejido.

Al principio, las partículas pequeñas pueden pasar sin capturar hasta que se acumule algo de acumulación en el filtro. A partir de este punto, el gas debe pasar efectivamente a través de un lecho lleno de partículas de tamaño micrométrico. La intercepción y el impacto emergen entonces como mecanismos significativos de recolección. [2]

6.3 Eliminación de tar

Para eliminar los alquitranes se requiere que condensen, por lo que se necesitan intercambiadores de calor para disminuir la temperatura del gas producido y a la salida de dichos equipos filtros para retener el tar condensado.

6.3.1 Intercambiador de calor

Los intercambiadores de calor son dispositivos cuya función es transferir el calor de un fluido a otro de menor temperatura. La transferencia de calor se produce a través de una placa metálica o tubo que favorezca el intercambio entre fluidos sin que estos se mezclen.

En el caso de estudio se utilizará un intercambiador de tubos y coraza que funciona a contracorriente donde el gas de síntesis ingresa por la parte inferior y el agua de enfriamiento ingresa por la parte superior.

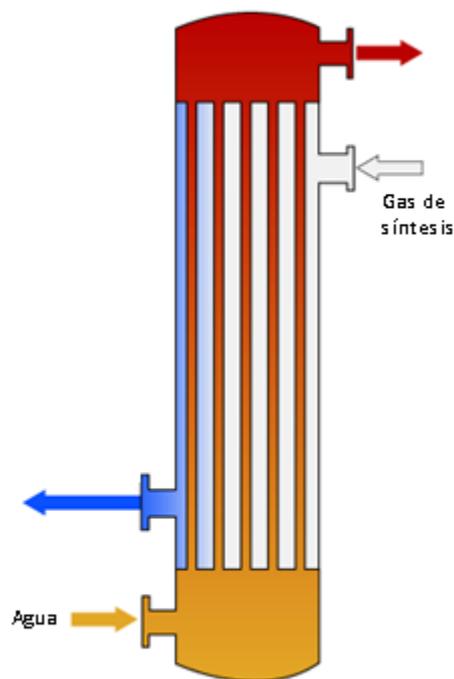


Figura 4.2: Esquema de intercambiador de calor.

A la salida de los intercambiadores de calor se propone utilizar filtros compuestos por la misma cáscara de maní, donde se retienen los alquitranes condensados.

6.4 Eliminación de SO₂

Debido a que los compuestos de azufre son corrosivos se decide eliminarlos antes que ingresen al motor de combustión interna. Además, ya que sus emisiones son dañinas para la salud y contaminan la atmósfera, se deberán eliminar de tal modo que la cantidad de estos óxidos emitidos hacia el ambiente cumpla con los valores estipulados en la legislación que los reglamenta.

Para su eliminación se optó por un equipo de depuración en seco para evitar el uso de grandes cantidades de agua y el tratamiento posterior de ella antes de descargarla al ambiente, ya que en todos los casos de depuradores húmedos el agua resultante del proceso contiene sulfitos y sulfatos disueltos, ambos contaminantes dañinos para la salud y el ecosistema. Además, los depuradores en seco, en comparación con los de vía húmeda, poseen como ventajas:

- Material de construcción más barato
- Productos residuales secos
- Simplicidad operativa.

6.4.1 Depurador por vía seca

Este método de control de SO_2 se basa principalmente en el contacto directo de los gases de combustión con lechada de cal y se genera un subproducto sólido seco, debido a que la cantidad de agua atomizada en la aspersión se limita a la que se pueda evaporar completamente durante el proceso. El equipo principal, en donde ocurre la absorción de SO_2 y posterior reacción con la lechada, corresponde a un reactor de flujo vertical que cuenta con aspersores rotatorios en la parte superior o en la parte lateral, dependiendo de su diseño, los cuales aseguran una distribución uniforme de la mezcla y un contacto íntimo de los gases para optimizar la eficiencia y la sequedad de la absorción en la cámara de pulverización. El gas de combustión ingresa por dos lugares ubicados en zonas secas, en la parte superior y en la parte inferior mediante un dispersor central de gas.

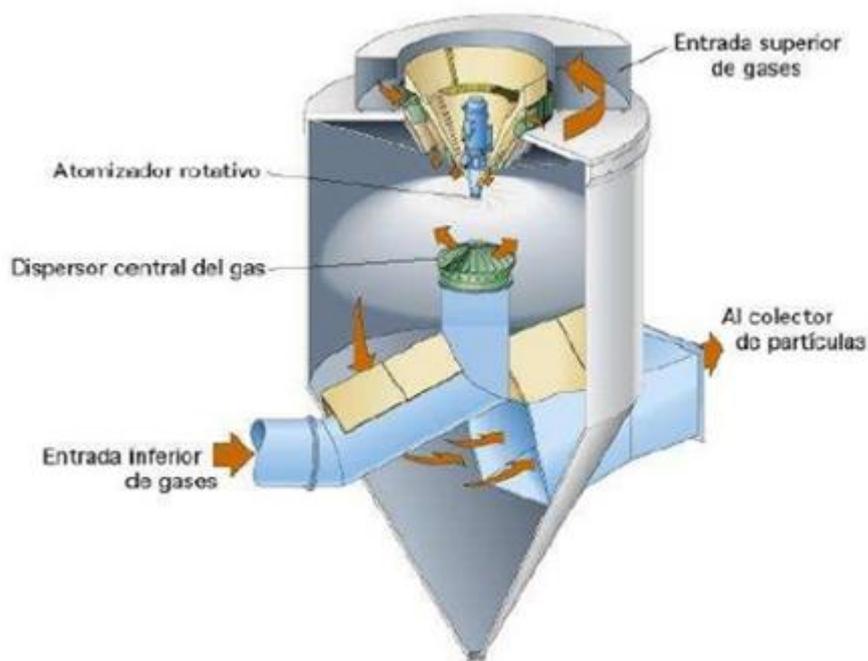


Figura 4.3: Depurador por vía seca.

Generalmente este proceso posee un porcentaje de remoción de óxidos del 92% o mayor. Para alcanzar un valor óptimo de eliminación, es necesario que el flujo de gas sea acondicionado previamente a 121-177 °C. Luego de salir del reactor, es necesario que el flujo

ingrese a un equipo colector de polvos, que puede ser un filtro electrostático o una cámara de filtros de tela, ya que el producto corresponde a sólidos en suspensión. [7]

6.5 Eliminación de agua condensada

Dado que el motor de combustión interna requiere bajos niveles de agua contenida en el gas de entrada, se decide utilizar un sistema de eliminación de agua que permita el ingreso del gas en las condiciones óptimas de humedad. Además, teniendo en cuenta que se colocaron intercambiadores de calor para la condensación del tar (detallado más arriba), la reducción en la temperatura de la corriente gaseosa producto de la presencia de estos equipos genera a su vez la condensación del agua existente en el gas, que deberá ser eliminada para cumplir con lo establecido y evitar los efectos dañinos del golpe de ariete aguas abajo de los intercambiadores.

6.5.1 Filtros demister (Desnebulizador)

El demister o eliminador de niebla consiste en un conjunto de mallas de hilos tejidos formando un cuerpo denso diseñado para separar líquidos en forma de pequeñas partículas contenidos en vapores y gases.

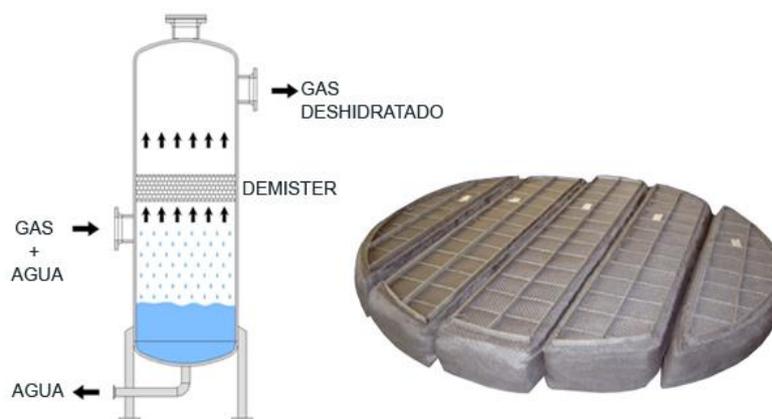


Figura 4.4: Esquema de un equipo con filtro demister.

El fluido gaseoso contaminado con un líquido pasa a través de los primeros espacios libres del elemento filtrante. Las partículas de líquido contenidas en el fluido gaseoso son muy pequeñas, incluso vapor. Debido al proceso de estrangulación estas partículas se ponen en contacto unas con otras, aumentando su tamaño y se inicia la formación de pequeñas gotas. Las pequeñas gotas a través de sucesivos estrangulamientos del elemento filtrante chocan entre sí, aumentan su tamaño hasta que se desprenden del elemento filtrante y caen por gravedad. El proceso es continuo. El resultado es la eliminación (99,9%) de líquido de fluido gaseoso. Lo antes descrito es conocido como principio de coalescencia.

El diseño se ajusta a las especificaciones de los fluidos del proceso y presentan un amplio rango de condiciones de trabajo en la separación de contaminantes líquidos. Además, posee una baja pérdida de carga admitiendo velocidades del gas altas y no modificando las condiciones operativas en gran medida.

Estos equipos son básicos en plantas de tratamiento de gases de combustión y control de corrosión debida a condensaciones. Todos ellos poseen un sistema de purga o drenaje integrado.^[9]

6.6 Eliminación NOx

Dado que las emisiones de óxidos de nitrógeno son extremadamente perjudiciales es necesaria su eliminación de modo tal que la cantidad de estos óxidos emitidos hacia el ambiente cumpla con los valores estipulados en la legislación que los reglamenta.

En cuanto a los equipos de eliminación de NOx, la Tabla 4.3 describe los parámetros más relevantes de los tres principales o más comunes equipos dedicados a tal fin.

Tabla 4.3: Resumen de los parámetros y comparación entre las técnicas utilizadas para la eliminación de los NOx.

Técnica para la eliminación de NO _x	Porcentaje de reducción de NO _x	Características
Absorción mediante reacción química	30-50 %	Tª de operación: 35 °C Reactivo: H ₂ SO ₄
Reducción mediante reacción selectiva no catalítica (SNCR)	40-50 %	Tª de operación: 850-1050 °C Reactivo: amoníaco, urea Relación NH ₃ /NO _x : 1,5-2,5
Reducción mediante reacción química catalítica selectiva (SCR)	90-95 %	Tª de operación: 250-450 °C Reactivo: amoníaco, urea Relación NH ₃ /NO _x : 0,8-1,0 Utilización de catalizador

Así pues, la técnica más eficiente es la reducción mediante reacción química catalítica selectiva (SCR), además de que se transforman los NOx en nitrógeno gas sin producir ningún subproducto ni residuo; por lo tanto, será la opción elegida.

6.6.1 Reducción mediante reacción química catalítica selectiva (SCR)

Esta técnica se basa en un proceso catalítico en el que se reducen de forma selectiva los óxidos de nitrógeno en presencia de un catalizador mientras que el agente reductor (amoníaco o urea) se oxida a nitrógeno gas. El hecho de que la reacción se lleve a cabo sobre la superficie del catalizador hace posible que la temperatura necesaria esté comprendida en el rango 250-450 °C.

A nivel de operación, cuanto mayor sea la relación NH₃/NOx (o urea) alimentada, mayor será la eficiencia conseguida. No obstante, también aumentará la cantidad de amoníaco que no ha reaccionado y que se desaprovecha en la corriente de gases. La clave de una operación óptima es la alimentación de amoníaco en tal medida que se consiga un buen rendimiento a la vez que se minimiza la cantidad de amoníaco no reaccionado.

La elección del catalizador es determinante en el proceso, ya que influye en parámetros claves como son la temperatura de operación y la extensión de la reacción. Existen cuatro materiales diferentes utilizados como catalizadores:

1. Óxidos metálicos (de vanadio, tungsteno, molibdeno o cromo) sobre base de dióxido de titanio (TiO₂)
2. Zeolitas
3. Óxidos de hierro envueltos por una fina capa de fosfato de hierro
4. Carbono activo

La elección del catalizador también condiciona directamente los costos de operación, ya que no todos tienen las mismas propiedades, costo y vida útil. Según todos ellos, se optó por un catalizador de carbón activado debido a que con su utilización se logran minimizar los costos de producción y operación del catalizador al mismo tiempo que se logran cumplir con los requerimientos de emisión. De hecho, el aumento de las restricciones que se contemplan en la legislación que regula las emisiones de los contaminantes a la atmósfera ha generado un considerable aumento en el consumo de carbono activo para aplicaciones medioambientales en fase gas. ^[14]

En nuestro caso, se opera con un motor que cuenta con un sistema de eliminación de óxidos de nitrógeno, por lo que es innecesario el uso del equipo SCR. En la Tabla 4.4 se muestran las emisiones que informa la marca fabricante. La elección del motor se justificará en el Capítulo 6.

Tabla 4.4: Emisiones del equipo motogenerador

Emissions [®]							
NOx	g/bhp.hr	< 1	< 1.1	< 1	< 1	< 1.1	< 1
CO	g/bhp.hr	< 1.8	< 1.8	< 1.8	< 1.8	< 1.8	< 1.8
THC (In C1 base)	g/bhp.hr	< 3.5	< 3.5	< 3.5	< 3.5	< 3.5	< 3.5
NMHC (In C1 base)	g/bhp.hr	< 0.7	< 0.7	< 0.7	< 0.7	< 0.7	< 0.7

7. Balances de masa por etapas

7.1 Balance de masa para el gasificador

En la Tabla 4.5 se definen las corrientes de entrada al gasificador.

Tabla 4.5: Flujos de entrada al gasificador.

Aire (kg/h)	Cáscara de maní (kg/h)	Masa total de entrada (kg/h)
2025,87	1280	3305,87

Para el cálculo de los flujos a la salida del gasificador se utilizó el modelo planteado en el Capítulo 2 (Giltrap) respetando las dimensiones calculadas en el Capítulo 3. En la Tabla 4.6 se muestran los flujos de cada especie a la salida del gasificador.

Tabla 4.6: Flujos de salida de syngas del gasificador.

	N ₂	CO ₂	CO	CH ₄	H ₂ O	H ₂	Total
Flujos molares (mol/s)	15,16	3,00	9,18	2,20	1,24	9,91	40,68
Flujos másicos (kg/h)	1527,96	475,30	924,85	126,63	80,21	71,37	3206,32
Composición volumétrica (%)	37,26	7,38	22,55	5,41	3,04	24,36	100

Según datos de bibliografía, [5] la cantidad de tar formado se puede estimar como un 2% del flujo de biomasa de entrada, en el caso más conservador. Luego la misma resulta en 25,6 kg/h.

7.2 Cantidades de óxidos de azufre y nitrógeno generadas

A partir de los porcentajes másicos de azufre y nitrógeno presentes en la biomasa (ver Tabla 4.7), se puede estimar la cantidad de óxidos de azufre y nitrógeno que se generan en la gasificación y que saldrán como contaminantes de la corriente gaseosa.

Tabla 4.7: Propiedades de la cáscara de maní [15]

Proximate analysis (ar, wt.%)		Ultimate analysis (ar, wt.%)	
Moisture	11.41	Carbon	44.34
Ash	5.96	Hydrogen	6.35
Volatile organic content	65.65	Nitrogen	0.79
Fixed carbon	17.34	Sulfur	0.29
LHV, (MJ/Kg)	17.47	Oxygen	45.47
		Other ^a	2.76
Bulk density (kg/m ³)	60		

^a Other by difference.

Primeramente, se determinan las cantidades de azufre y nitrógeno que posee la biomasa:

$$\text{Moles } N = \text{fracción másica } N \text{ en biomasa} * \text{flujo másico de biomasa} * \frac{1}{PM \text{ Nitrógeno}}$$

$$\text{Moles } N = 0.0079 \frac{g \text{ } N}{g \text{ biomasa}} * 1057,664 \frac{kg \text{ biomasa}}{h} * 1000 \frac{g \text{ biomasa}}{kg \text{ biomasa}} * \frac{1 \text{ mol } N}{14 \text{ g } N} = 596,825 \frac{\text{mol } N}{h}$$

$$\text{Moles } S = \text{fracción másica } S \text{ en biomasa} * \text{flujo másico de biomasa} * \frac{1}{PM \text{ Azufre}}$$

$$\text{Moles } S = 0.0029 \frac{g \text{ } S}{g \text{ biomasa}} * 1057,664 \frac{kg \text{ biomasa}}{h} * 1000 \frac{g \text{ biomasa}}{kg \text{ biomasa}} * \frac{1 \text{ mol } N}{32 \text{ g } N} = 95,8508 \frac{\text{mol } S}{h}$$

Donde 1057,664 kg/h es el valor del flujo de biomasa en base seca sin ceniza, que ingresa al gasificador y las fracciones másicas son para dicho flujo.

Dado que se desconocen los porcentajes de NO₂ y NO que se forman a partir del nitrógeno presente en la biomasa y asumiendo que todo este nitrógeno genera óxidos, se calcula un promedio de los pesos moleculares. En el caso del azufre, sólo formará SO₂ entonces se usa el peso molecular del mismo.

$$\text{Moles } SO_2 = \text{Moles } S = 95,8508 \text{ mol/h}$$

$$\text{Flujo másico } SO_2 = \text{Moles } SO_2 * PMSO_2 = 95,8508 \text{ mol/h } 64 \text{ g/mol} = 6,13 \text{ kg/h}$$

$$\text{Moles } NO_x = \text{Moles } N = 596,825 \text{ mol/h}$$

$$\text{Flujo másico } NO_x = \text{Moles } NO_x * \frac{P.MNO_2 + P.MNO}{2} = 596,825 \text{ mol/h} * \frac{46+30}{2} \text{ g/mol} = 22,68 \text{ kg/h}$$

Teniendo en cuenta los límites requeridos por la Unión Europea, se escogieron los equipos de separación ya previamente mencionados.

Luego, el flujo char y cenizas se calcula como la diferencia entre los flujos de entrada y salida del gasificador:

$$\text{Flujo char y cenizas} = \text{Flujo entrada} - \text{Flujo salida gas} - \text{Flujo salida tar}$$

Luego, en la Tabla 4.8 se pueden ver los flujos totales de entrada y salida del gasificador.

Tabla 4.8: Flujos de entrada y salida del gasificador

Aire entrada (kg/h)	Biomasa entrada (kg/h)	Entrada total (kg/h)	Salida modelo (kg/h)	Tar salida (kg/h)	Óxido de azufre (kg/h)	Óxidos de nitrógeno (kg/h)	Char y cenizas salida (kg/h)
2025,86	1280	3305,86	3206,32	25,6	6,13	22,68	45,13

Cabe destacar que el modelo no contempla la formación de óxidos de nitrógeno y azufre, por lo que el flujo de aire que se ingresa para realizar el modelado cinético es menor, ya que se le resta el caudal de oxígeno que corresponde a la combustión de nitrógeno y azufre, aunque se sabe que en realidad el caudal de aire con que se opera corresponde al total. Entonces, a la salida del gasificador se tendrá el caudal informado por el modelo más lo correspondiente a la formación de óxidos de N y S, que aún no son eliminados en esta etapa. Resulta:

$$\text{Flujo gas salida gasificador} = 3206,32 \text{ kg/h} + 22,68 \text{ kg/h} + 6,13 \text{ kg/h} = 3235,13 \text{ kg/h}$$

8. Diagrama de flujo

A continuación, se presenta el diagrama de flujo preliminar, en base a lo analizado y expuesto anteriormente. En la Figura 4.5 se muestra el diagrama de flujo con el sistema de limpieza y acondicionamiento en seco propuesto.

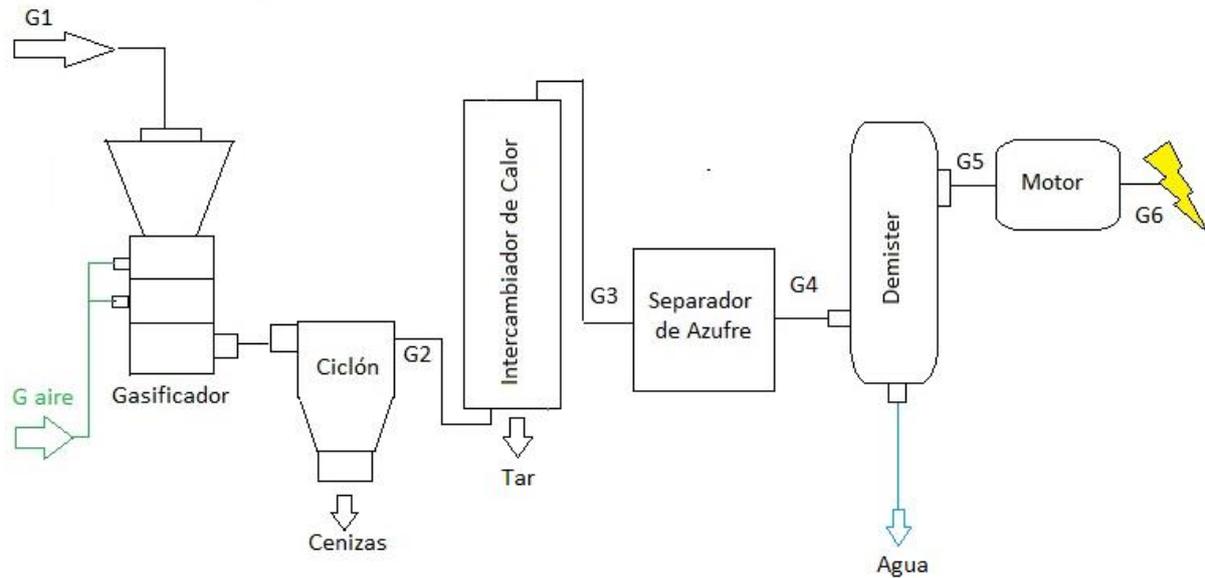


Figura 4.5: Diagrama de flujo de la planta.

En la Tabla 4.9, se muestran los flujos correspondientes al diagrama.

Tabla 4.9: Flujos correspondientes al diagrama.

Flujos:	G1	G aire	G2	G3	G4	G5	G6
(kg/h)	1280	2025,86	3260,83	3235,56	3229,61	3149,48	3147,82

Para el cálculo de los flujos se planteó lo siguiente:

- G2 corresponde al flujo de salida del gasificador, una vez ya eliminados el char y las cenizas.

Se calcula el flujo eliminado de sólidos según el requisito del motor de 30 mg/Nm^3 .

$$\text{Valor límite} = 30 \text{ mg/Nm}^3$$

$$Q_{\text{normal}} = 0,91 \text{ Nm}^3/\text{s} = 3278,44 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Se convierte la cantidad de char límite a unidades de kg/h:

$$\text{Valor límite} = 30 \text{ mg/Nm}^3 * 3278,44 \text{ Nm}^3/\text{h} = 98353,30 \text{ mg/h} = 0,098 \text{ kg/h}$$

Entonces se deben eliminar,

$$\text{Sólidos eliminados} = 45,13 \text{ kg/h} - 0,098 \text{ kg/h} = 45,03 \text{ kg/h}$$

- G3 es igual a G2 restándole el flujo de tar eliminado, considerando que el tar resultante es igual al límite establecido para el motor (100 mg/Nm^3).

$$\text{Valor límite tar} = 100 \text{ mg/Nm}^3$$

Se convierte la cantidad de tar límite a unidades de kg/h:

$$\text{Valor límite} = 100 \text{ mg/Nm}^3 * 3278,44 \text{ Nm}^3/\text{h} = 327844 \text{ mg/h} = 0,33 \text{ kg/h}$$

Entonces se deben eliminar,

$$\text{Tar eliminado} = 25,6 \text{ kg/h} - 0,33 \text{ kg/h} = 25,27 \text{ kg/h}$$

- G4 resulta de restar a G3 la cantidad de óxidos de azufre eliminados, la cual según el equipo usado corresponde, para el peor de los casos, al 97% de los óxidos de S que ingresaron.^[7]

$$\text{Eficiencia} = 0,97$$

$$\text{SO}_2 = 6,13 \text{ kg/h}$$

$$\text{SO}_2 \text{ eliminados} = 0,97 * 6,13 \text{ kg/h} = 5,95 \text{ kg/h}$$

$$\text{SO}_2 \text{ retenido} = 6,13 \text{ kg/h} - 5,95 \text{ kg/h} = 0,18 \text{ kg/h}$$

$$\text{Valor límite SO}_2 = 400 \text{ mg/Nm}^3 * 3278,44 \text{ Nm}^3/\text{h} = 1,31 \text{ kg/h}$$

- G5 corresponde a la resta entre G4 y el flujo de agua eliminado, que al utilizar un demister corresponde al 99,9% del agua existente.^[9]

$$\text{Eficiencia} = 0,999$$

$$\text{Agua} = 80,21 \text{ kg/h} \text{ (a la salida del gasificador, según modelo)}$$

$$\text{Agua eliminada} = 80,21 \text{ kg/h} * 0,999 = 80,13 \text{ kg/h}$$

- G6 resulta de restarle a G5 el flujo de óxidos de nitrógeno:

$$\text{NOx (salida gasificador)} = 22,68 \text{ kg/h}$$

Según Tabla 4.4, la salida de emisiones de NOx del motor (873 kW) resulta menor a 1,1 g/HP*h, lo que resulta en:

$$NOx \text{ (salida motor)} = 1,2 \frac{g}{kW * h} * 873 kW = 1047,6 g/h$$

$$NOx \text{ (salida motor)} = 1,05 kg/h$$

El valor límite de emisiones de NOx es de 400 mg/Nm³

$$\text{Valor límite} = 400 mg/Nm^3 * 3278,44 Nm^3/h = 1311376 mg/h = 1,31 kg/h$$

$$\text{Valor límite NOx} = 1,31 kg/h$$

Tabla 4.10. Flujos máscicos entrantes al sistema.

	G1	Gaire	TOTAL (kg/h)
ENTRADAS (kg/h)	1280	2025,86	3305,86

Tabla 4.11. Flujos máscicos salientes del sistema.

	Tar	Char+cenizas	SO ₂	NOx	Agua	G6	TOTAL (kg/h)
SALIDAS (kg/h)	25,27	45,03	5,95	21,63	80,13	3147,82	3305,86

Como se puede ver en las Tablas 4.10 y 4.11, los flujos totales de entrada y salida dieron iguales, lo que era de esperarse ya que el proceso es continuo y no hay acumulación de masa.

Consideraciones:

- En todos los casos se verificó que se cumplía con la legislación vigente.
- Se colocó el depurador por vía seca (eliminador de óxidos de azufre) entre los intercambiadores (eliminadores de tar) por las condiciones de temperatura a las que opera este equipo.
- Los filtros posteriores a los intercambiadores, retienen el tar condensado en los mismos.
- Las corrientes en color celeste representan el agua de servicio utilizada en los equipos, la cual debe ser ablandada de forma de evitar acumulación de sarro. El agua a utilizar en el sistema propuesto será recirculada y enfriada con el fin de ahorrar el consumo de la misma y disminuir la contaminación ambiental.

9. Conclusión

Como primera instancia se analizó el estado de la materia prima antes de ser introducida al gasificador. Como la humedad y tamaño de la cáscara de maní están dentro de los rangos aceptables para un gasificador tipo downdraft se decidió prescindir de un secador y molienda.

A partir de un análisis de las impurezas y contaminantes presentes en el gas de síntesis a la salida del gasificador se propuso un diagrama de limpieza de dicho gas capaz de cumplir con los requerimientos ambientales y del motor de combustión interna a utilizar al final de la línea. El método de limpieza elegido es en seco. A su vez, para la elección de cada equipo se tuvieron en cuenta los rangos de operación óptimos de cada uno y las temperaturas a las que condensan ciertos compuestos, como los alquitranes y el agua.

10. Bibliografía

- [1] Pequeños gasificadores de madera y carbón vegetal para el funcionamiento de motores de combustión interna. URL: <http://www.fao.org/3/T0512s/t0512s03.htm>
- [2] Milne, T., Kjellstrom B., McGowan T., Stassen H., Cruz I y Nostrand, B. (1988). Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems. Colorado, Estados Unidos. Solar Energy Research Institute.
- [3] Estudio experimental de gasificación en un gasificador downdraft prototipo. http://sedici.unlp.edu.ar/bitstream/handle/10915/65769/Documento_completo.pdf-PDFA.pdf?sequence=1
- [4] Dimensionamiento y diseño de un equipo de reacción catalítica para aumentar la capacidad calorífica del syngas generado en un gasificador <https://rdu.unc.edu.ar/bitstream/handle/11086/5889/PI-FARRAGUT%2CPEREYRA-2017.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- [5] Basu, P, (2010) *Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory*, Burlington, Estados Unidos, Editorial Elsevier.
- [6] Eliminación de NOx. URL: <https://blog.condorchem.com/eliminacion-de-nox/>
- [7] Equipos de Control para las Emisiones de Óxidos de Azufre. URL: https://www.academia.edu/12786048/Control_para_emisiones_de_%C3%B3xidos_de_azufre
- [8] Castells, X. (2005), *Tratamiento y valorización energética de residuos*, Barcelona, España, Editorial Diaz de Santos.
- [9]: Demister Separador (Desnebulizador). URL: <http://unitecno.es/filtros-separadores/demister-separador-desnebulizador/>
- [10] Ankur Scientific <https://www.ankurscientific.com/ankur-gasifiers-biomass-woody.html>
- [11] Official Journal of the European Union L 334/17. Fecha: 17.12.2010
- [12] Eliminación de NOx y SO₂ mediante materiales zeolíticos preparados a partir de cenizas volantes. URL: <https://zaguan.unizar.es/record/5519/files/TAZ-PFC-2010-452.pdf>
- [13] Castello Belmar, A (2014) Diseño de un reactor continuo de gasificación de biomasa. (Tesis de grado). Universidad de Chile, Santiago de Chile.
- [14]: Eliminación De SO₂ Y NOX Mediante Catalizadores Carbonosos Procedentes De Carbones De Bajo Rango. URL: <https://estrucplan.com.ar/producciones/contenido-tecnico/p-efluentes-liquidos-y-gaseosos/eliminacion-de-so2-y-nox-mediante-catalizadores-carbonosos-procedentes-de-carbones-de-bajo-rango/>

[15]: Jurarat Nisamaneenate, Duangduen Atong, Panchaluck Sornkade, Viboon Sricharoenchaikul (2014) *Fuel gas production from peanut shell waste using a modular downdraft gasifier with the thermal integrated unit* Renewable Energy (2014) 1-6

Capítulo 5

Diseño del sistema de purificación

1. Introducción

En este capítulo se presentará el diseño de los equipos críticos del sistema de purificación del gas de síntesis. Se realizará de acuerdo a lo expuesto en el Capítulo 4, en donde se definieron las operaciones de separación, limpieza y acondicionamiento, junto con los equipos a utilizar y la secuencia de los mismos en cuanto a su disposición en la planta.

Los equipos críticos a ser analizados en el presente capítulo serán únicamente aquellos que afecten, por su mal dimensionamiento o falla, directamente las emisiones generadas o los niveles de ciertos contaminantes por encima de los deseados en la corriente de gas de syngas.

Se tienen los siguientes equipos siguiendo el orden del diagrama de flujo: ciclón, filtro granular, depurador por vía seca para óxidos de azufre con filtro electrostático a la salida y por último el filtro demister.

Con respecto a la eliminación de óxidos de nitrógeno, se utiliza un motor que tiene integrado un sistema de retención de los mismos por lo que no se contempla un equipo de limpieza especial. Sin embargo, en el Anexo se diseña un equipo para la eliminación de dichos óxidos que luego fue descartado por lo mencionado anteriormente.

2. Principales contaminantes

2.1 Dióxido de azufre (SO₂)

Los óxidos de azufre se generan sobre todo durante la combustión, pues el azufre contenido en los combustibles se oxida en el proceso; por consiguiente, las emisiones de óxidos de azufre dependen casi exclusivamente del contenido de azufre del combustible.

Consecuencias de las emisiones de SO₂

El SO₂ tiene un efecto muy dañino en plantas, animales y humanos. En la atmósfera puede continuar oxidándose y formar trióxido de azufre SO₃ que reacciona con el vapor de agua que se encuentra en el aire para formar ácido sulfúrico. Éste forma parte de la lluvia ácida, la cual es nociva para los seres vivos.

El azufre es un compuesto altamente nocivo para la salud de las personas. Por ejemplo, un nivel de 300 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ (microgramos por metro cúbico) de aire implica un riesgo potencial para la salud humana, pero para los árboles, 200 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ es extremadamente peligroso. Debido a eso, los óxidos de azufre (SO_x) y el ácido sulfúrico (H₂SO₄) se relacionan con el daño y la destrucción de la vegetación, deterioro del suelo, materiales de construcción, animales, lagos y ríos.

Efectos para la salud:

- Dificultad para respirar
- Inflamación de las vías respiratorias

- Irritación ocular por formación de ácido sulfuroso sobre las mucosas
- Alteraciones psíquicas
- Edema pulmonar: es una acumulación anormal de líquido en los pulmones, en especial los espacios entre los capilares sanguíneos y el alvéolo, que lleva a que se presente hinchazón. Es causado por una insuficiencia cardíaca. El dióxido de azufre también se ha asociado a problemas de asma y bronquitis crónica, aumentando la mortalidad en personas mayores y niños.

En cuanto a los efectos de su consumo:

En dosis bajas provoca irritaciones en el tubo digestivo y hace inactiva la Vitamina B. En grandes dosis puede provocar dolores de cabeza, náuseas, vómitos, alergia, irritación de los bronquios y asma. ^[1]

2.2 Óxidos de nitrógeno (NO_x)

El término NO_x se refiere principalmente a la emisión acumulativa de óxido nítrico (NO), en menor medida a la emisión de dióxido de nitrógeno (NO₂), y en mínimas cantidades a otras especies a partir de nitrógeno, las cuales son producto de la combustión. Aunque en origen la proporción es la anterior, una vez que entran en contacto con la atmósfera, la mayor parte del NO se oxida a NO₂. ^[2]

Consecuencias de las emisiones de NO_x

Diversos estudios epidemiológicos muestran que la exposición aguda a NO₂ puede provocar lesiones en las vías respiratorias y en los pulmones, ocasionando una reducción de la capacidad pulmonar y una mayor sensibilidad a los alérgenos. En el caso de exposiciones prolongadas se observan cambios irreversibles en la estructura y función de los pulmones, especialmente en los niños y en las personas que padecen alguna patología respiratoria, como por ejemplo los asmáticos.

Una breve exposición a concentraciones elevadas puede ocasionar irritación en los pulmones y en los ojos. A largo plazo los efectos son peores, dificultan el desarrollo pulmonar de los niños y fomentan la aparición de enfermedades pulmonares e incluso cerebrovasculares. Bastan 150 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ de ozono (O₃) para producir daños en las personas.

Además de sus efectos en la salud, los óxidos de nitrógeno causan importantes afectaciones al medio ambiente, y también puede provocar un aumento del calentamiento global. El NO₂ al igual que el óxido de azufre se oxida fácilmente en el vapor de agua de las nubes hasta llegar a formar ácido nítrico (HNO₃), uno de los principales constituyentes de la lluvia ácida. Los NO_x contribuyen a efectos ambientales como la lluvia ácida y la formación de ozono troposférico, también participan en el neblumo y algunas afecciones contra la salud. ^[1]

2.3 Partículas en suspensión (PM)

Las partículas en suspensión son todas las partículas sólidas y líquidas que se encuentran suspendidas en el aire. Estas partículas tienen una gran variedad de tamaños, desde grueso hasta fino y ultrafino. Por ello se clasifican según su medida y según cómo se comportan al respirarlas:

- Partículas de diámetro igual o inferior a $10 \mu g$ (PM10) → suelen llegar más allá de la garganta.
- Partículas de diámetro igual o inferior a $2,5 \mu g$ (PM2,5) → pueden llegar hasta los pulmones.
- Partículas ultrafinas, con un diámetro igual o inferior a $0,1 \mu g$ → pueden pasar de los alvéolos pulmonares a la sangre.

Presentan composiciones y orígenes dispares. Estas pueden ser emitidas al aire de forma directa cuando provienen de fuentes como los procesos de combustión o el polvo arrastrado por el viento; o bien formarse en la atmósfera por la transformación de gases emitidos como el dióxido de azufre.

A su vez, como se explicó en el Capítulo 4, se deben eliminar las partículas dadas por el char y cenizas, ya que afectan el motor de combustión interna que se utiliza para generar energía eléctrica.

Consecuencias de las emisiones de las PM

El tamaño de las partículas define su peligrosidad, por su distinta capacidad de penetración en el cuerpo humano como ya se ha explicado anteriormente. Existen grupos más propensos a tener problemas de salud como consecuencia de las partículas presentes en el aire, especialmente la gente mayor, los niños, las personas con enfermedades cardíacas y pulmonares, y los asmáticos.

Las partículas ultra finas son capaces de causar más problemas que las partículas más grandes e implican riesgo de muerte por enfermedad isquémica del corazón o arritmia letal, al dejar pasar fácilmente estas partículas del aire inspirado hasta la sangre. También se apunta que el aumento en la concentración de PM 2,5 incrementa la frecuencia cardíaca y causa un mayor riesgo de arritmia.^[1]

3. Equipos

3.1 Ciclón

El equipo de recolección de polvo que se usa con mayor frecuencia es el ciclón. Los ciclones remueven el material particulado de la corriente gaseosa, basándose en el principio de impacto inercial, generado por la fuerza centrífuga. La Figura 5.1 muestra el movimiento de las partículas mayores hacia las paredes del ciclón.

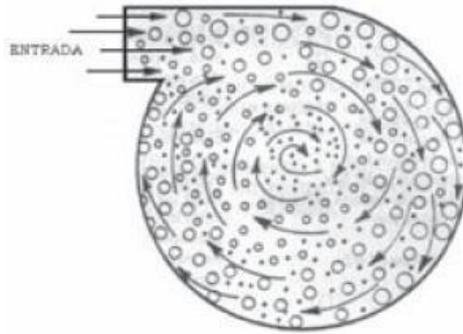


Figura 5.1. Mecanismos de colección de partículas en un ciclón

El ciclón es esencialmente una cámara de sedimentación en donde la aceleración gravitacional se sustituye por la aceleración centrífuga.

Los ciclones constituyen uno de los medios menos costosos de recolección de polvo, tanto desde el punto de vista de la operación como de la inversión. Estos son básicamente construcciones simples que no cuentan con partes móviles, lo cual facilita las operaciones de mantenimiento. Pueden ser hechos de una amplia gama de materiales y pueden ser diseñados para altas temperaturas (que ascienden incluso a 1000°C) y elevadas presiones de operación.

Los ciclones son adecuados para separar partículas con diámetros mayores de 5 μm ; aunque partículas muchos más pequeñas, en ciertos casos, pueden ser separadas.

Los ciclones presentan eficiencias mayores que la cámara de sedimentación gravitacional, y eficiencias menores que los filtros de talegas, lavadores y precipitadores electrostáticos.

En un ciclón, el gas entra en la cámara superior tangencialmente y desciende en espirales hasta el ápice de la sección cónica. Luego, asciende en un segundo espiral, con diámetro más pequeño, y sale por la parte superior a través de un ducto vertical centrado. Los sólidos se mueven radialmente hacia las paredes, se deslizan por las mismas, y son recogidos en la parte inferior. El diseño apropiado de la sección cónica del ciclón obliga al cambio de dirección del vórtice descendente. El vórtice ascendente tiene un radio menor, lo que aumenta las velocidades tangenciales. En el cono se presenta la mayor colección de partículas, especialmente de las partículas pequeñas al reducirse el radio de giro.

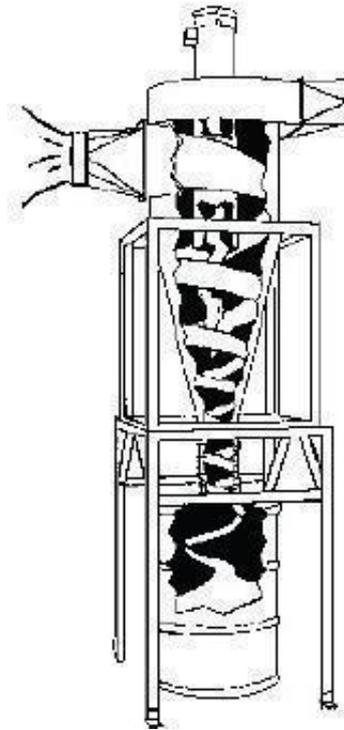


Figura 5.2. Vórtices en el ciclón

Los ciclones son un dispositivo de control de material particulado bastante estudiado, el diseño de un ciclón se basa normalmente en familias de ciclones que tienen proporciones definidas.

Las principales familias de ciclones de entrada tangencial son: ciclones de alta eficiencia, ciclones convencionales y ciclones de alta capacidad. La Tabla 5.1 presenta el intervalo de eficiencia de remoción para las diferentes familias de ciclones.^[3]

Tabla 5.1. Intervalo de eficiencia de remoción para las diferentes familias de ciclones familia de ciclones.^[3]

Familia de ciclones	Eficiencia de remoción (%)		
	PST	PM10	PM2.5
Convencionales	70 - 90	30 - 90	0 - 40
Alta eficiencia	80 - 99	60 - 95	20 - 70
Alta capacidad	80 - 99	10 - 40	0 - 10

Los ciclones de alta eficiencia están diseñados para alcanzar mayor remoción de las partículas pequeñas que los ciclones convencionales. Los ciclones de alta eficiencia pueden remover partículas de 5 μm con eficiencias hasta del 90%, pudiendo alcanzar mayores eficiencias con partículas más grandes. Los ciclones de alta eficiencia tienen mayores caídas de presión, lo cual requiere de mayores costos de energía para mover el gas sucio a través del ciclón. Por lo general, el diseño del ciclón está determinado por una limitación especificada de caída de presión, en lugar de cumplir con alguna eficiencia de control especificada.

Los ciclones de alta capacidad solamente garantizan la remoción de partículas mayores de 20 μm , aunque en cierto grado ocurra la colección de partículas más pequeñas. Se ha reportado que los multiciclones han alcanzado eficiencias de recolección de 80 a 95 % para partículas de 5 μm .^[3]

El tamaño de las partículas presentes en el gas de síntesis se muestra a continuación en la Tabla 5.2. Estos datos hacen referencia a partículas de combustible grandes (tamaño superior a 60 μm), que normalmente suelen generar menores concentraciones de polvo en el gas.

Tabla 5.2. Distribución de tamaño de partículas para diámetros mayores a 60 micrómetros.^[4]

Tamaño de las partículas de gas (μm)	Porcentaje en el gas (%)
más de 1000	1,7
1000 – 250	24,7
250 – 102	23,7
102 – 75	7,1
75 – 60	8,3
menos de 60	34,5

Así mismo, para las partículas con tamaño inferior a 60 μm se presentan los datos expuestos en la Tabla 5.3.

Tabla 5.3. Distribución de tamaño de partículas para diámetros menores a 60 micrómetros.^[4]

Tamaño de las partículas de gas (μm)	Porcentaje en el gas (%)
60 – 50	12
50 – 30	17
30 – 10	26
10 – 5	45

Como se tiene un gran porcentaje de partículas de gas de entre 5 y 10 micrones, se decide utilizar un ciclón de alta eficiencia. La Tabla 5.4 muestra las características para este tipo de ciclones.

Tabla 5.4. Características de los ciclones de alta eficiencia^[3]

Dimensión	Nomenclatura	Tipo de ciclón		
		Stairmand	Swift	Echeverri
Diámetro del ciclón	D_c/D_c	1.0	1.0	1.0
Altura de entrada	a/D_c	0.5	0.44	0.5
Ancho de entrada	b/D_c	0.2	0.21	0.2
Altura de salida	S/D_c	0.5	0.5	0.625
Diámetro de salida	D_s/D_c	0.5	0.4	0.5
Altura parte cilíndrica	h/D_c	1.5	1.4	1.5
Altura parte cónica	z/D_c	2.5	2.5	2.5
Altura total del ciclón	H/D_c	4.0	3.9	4.0
Diámetro salida partículas	B/D_c	0.375	0.4	0.375
Factor de configuración	G	551.22	698.65	585.71
Número cabezas de velocidad	NH	6.4	9.24	6.4
Número de vórtices	N	5.5	6.0	5.5

En primera instancia se debe conocer a partir de qué diámetro la corriente de syngas será capaz de arrastrar las partículas hacia el ciclón y cuáles quedarán retenidas en el fondo del gasificador.

Se parte de la expresión de velocidad terminal válida para cualquier régimen en estado estacionario:

$$V_{\infty} = \sqrt{\frac{4 * D * p * g * (\rho_{sólido} - \rho)}{3 * \rho * f_d}}$$

Dónde: D es el diámetro de la partícula

g es la gravedad

$\rho_{sólido}$ es la densidad del sólido

ρ es la densidad del fluido, es decir del syngas

f_d es el factor de fricción

Se supone régimen de Stokes donde $f_d = \frac{24}{Re} = \frac{24 * \mu}{\rho * D * v}$ para Re entre 0,001 y 1 para sólidos en suspensión.

En el gasificador se asume que todas las partículas son arrastradas ya que el flujo es descendente y el syngas sale del reactor por la parte inferior, pero en la cañería desde el gasificador al ciclón se debe hacer el cálculo correspondiente, ya que para ingresar por el ciclón el fluido debe ascender. Se sabe que se tiene un diámetro interno de cañería de 387 mm, según lo que se expone en el Capítulo 6. Según lo que se obtuvo en el Capítulo 4, se cuenta con un caudal volumétrico de syngas a la salida del gasificador de 2,96 m³/s. Se tiene entonces una velocidad en la cañería de:

$$v = \frac{Q}{\pi/4 * D_i^2} = \frac{2,96 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi/4 * 0,387 \text{ m}} = 25,16 \text{ m/s}$$

Para el caso de nuestro syngas se obtiene del simulador Unisim la densidad del mismo a 15°C y 1 atmósfera. Para obtener la densidad a la temperatura y presión de salida del gasificador (1043 K; 1,17 atm):

$$\rho_{288 \text{ K}} = 0,927 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{1043 \text{ K}} = 0,927 * \frac{288 * 1,175}{1043 * 1} = 0,3 \text{ kg/m}^3$$

Además, se tiene para el syngas a la temperatura de salida de gasificación una viscosidad de $\mu = 42,35 * 10^{-6} \text{ Pa} * \text{s}$.

Para la densidad de la partícula se buscaron en bibliografía densidades típicas de partículas sólidas de char obtenido a partir de diferentes biomásas y se estimó un promedio. En la Tabla 5.5 se muestran las densidades obtenidas a partir de diferentes experimentos, donde la

densidad aparente tiene en cuenta el volumen de sólidos + poros, mientras que la real sólo el de sólidos:

Tabla 5.5 Datos experimentales de densidades de partículas de sólidos de syngas. [5]

Carbón	Tiempo de desvolat., Ms	Densidad real, g/cm ³			Densidad aparente 0.1013 MPa, g/cm ³		
		900 °C	1.000 °C	1.100 °C	900 °C	1.000 °C	1.100 °C
La Yolanda	100	1.584 ± 0.002	1.639 ± 0.003	1.773 ± 0.002	0.714	0.756	0.789
	150	1.577 ± 0.002	1.697 ± 0.002	1.765 ± 0.002	0.762	0.866	0.883
	300	1.596 ± 0.002	1.813 ± 0.002	1.714 ± 0.002	0.804	1.064	0.916
Thoresby	100	1.682 ± 0.006	1.745 ± 0.005	1.754 ± 0.006	0.568	0.580	0.584
	150	1.718 ± 0.018	1.791 ± 0.003	1.821 ± 0.006	0.587	0.593	0.595
	300	1.798 ± 0.005	1.877 ± 0.010	1.881 ± 0.004	0.616	0.631	0.631
El Cerrejón	100	1.562 ± 0.005	1.562 ± 0.004	1.672 ± 0.006	0.542	0.556	0.572
	150	1.586 ± 0.004	1.614 ± 0.002	1.677 ± 0.004	0.549	0.581	0.592
	300	1.591 ± 0.002	1.699 ± 0.006	1.702 ± 0.004	0.592	0.606	0.614

Para nuestro caso, se opera a una temperatura que ronda los 800 °C, se calcula entonces un promedio de los valores de densidad aparente a la temperatura de 900 °C, que es la más baja para la cual se tienen datos, resultando en un valor de $\rho_p = 637 \text{ kg/m}^3$. Cabe destacar que según lo observado en la Tabla 5.5, la densidad no depende tanto de la temperatura, sino más bien del tipo de biomasa.

De la expresión de la velocidad terminal se despeja el diámetro crítico de separación.

$$v = \sqrt{\frac{4 * Dp * g * (\rho_{sólido} - \rho)}{3 * \rho * f_d}} = \sqrt{\frac{4 * Dp^2 * v * g * (\rho_{sólido} - \rho)}{3 * 24 * \mu}}$$

$$D = 1751 \mu m$$

Se verifica régimen de Stokes supuesto:

$$Re = \frac{\rho * Dp * v}{\mu} = 311,57$$

El régimen supuesto no se verifica, ya que éste es válido para valores de Re entre 0,001 y 1. Por lo tanto, se recalcula el Dp crítico para régimen de Newton (Re mayores a 1000), donde el f_d es constante e igual a 0,44. Esto da como resultado un Dp de 10000 μm , recalculando el Re se obtiene:

$$Re = \frac{\rho * Dp * v}{\mu} = 1780$$

Se verifica el régimen supuesto.

Esto quiere decir que el gas arrastrará a partículas de diámetro menores a dicho D_p y pasarán al ciclón. Según la Tabla 5.2, todas las partículas del gas son iguales o menores a $10000 \mu m$, por lo tanto todas las partículas serán arrastradas por la cañería.

3.1.1 Diseño de ciclones

Los ciclones se diseñan habitualmente de tal modo que se satisfagan ciertas limitaciones bien definidas de caída de presión. Para instalaciones ordinarias que operan más o menos a la presión atmosférica, las limitaciones del ventilador dictaminan, casi siempre, una caída de presión máxima permisible correspondiente a una velocidad de entrada al ciclón dentro del intervalo de 15,2 a 27,4 m/s. Por consiguiente, los ciclones se suelen diseñar para una velocidad de entrada de 22 m/s, aunque no es necesario apegarse estrictamente a este valor.

En la separación de partículas, la eficiencia de recolección puede cambiar sólo en una cantidad relativamente pequeña mediante una variación en las condiciones operacionales. El factor de diseño primario que se utiliza para controlar la eficiencia de recolección es el diámetro del ciclón. Un ciclón de diámetro más pequeño que funciona a una caída de presión fija, alcanza la eficiencia más alta. Sin embargo, los ciclones de diámetro pequeño requieren varias unidades en paralelo para lograr una capacidad especificada. En tales casos, los ciclones individuales descargan el polvo en una tolva receptora común. El diseño final implica llegar a un término medio entre la eficiencia de recolección y la complejidad del equipo. Se acostumbra diseñar un solo ciclón para una capacidad particular, recurriendo a varias unidades en paralelo sólo cuando la eficiencia de recolección prevista es inadecuada para una sola unidad.

Un ciclón operará bien, si el receptor de polvo es hermético. Es probable que la causa individual más importante para un funcionamiento deficiente del ciclón sea la fuga de aire hacia la salida de polvo del mismo. Una fuga ligera de aire en este punto provocará una reducción muy notable en la eficiencia de recolección, sobre todo, cuando se trata de polvos finos.

En la parte inferior del cono se coloca generalmente una tolva para recibir el material particulado colectado; la tolva debe tener el volumen suficiente que evite la apertura frecuente del dispositivo de descarga, ya que la entrada de aire por la parte inferior del ciclón puede generar resuspensión de material colectado.

Para la extracción continua del polvo recolectado, se acostumbra usar una válvula rotatoria de estrella, una válvula de doble cierre, compuertas deslizantes manuales, tornillos sin fin y válvulas de contrapeso. En la Figura 5.3 se observan algunos de estos dispositivos.^[3]

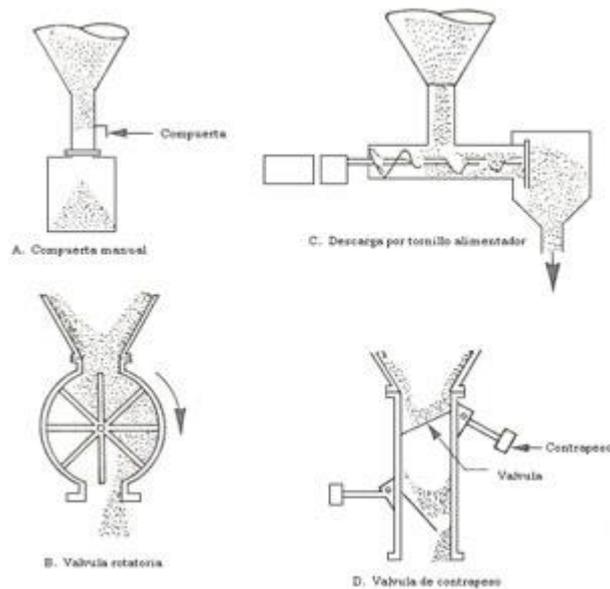


Figura 5.3. Sistemas de descarga en un ciclón

En cualquier caso, es esencial proporcionar la suficiente capacidad de descarga y recepción para evitar que el material recogido se acumule dentro del ciclón.

Las siguientes son algunas de las características que debe cumplir la corriente de emisión para utilizar ciclones:

- Caudal de gas:** los caudales típicos de gas para unidades de un solo ciclón son de 0.5 a 12 m³/s a condiciones de referencia. Los caudales en la parte alta de este intervalo y mayores (hasta aproximadamente 50 m³/s) utilizan multiciclones. Hay ciclones que se emplean en aplicaciones especializadas, las cuales tienen flujos desde 0.0005 hasta 30 m³/s.
- Temperatura:** las temperaturas del gas de entrada están limitadas únicamente por los materiales de construcción de los ciclones.
- Concentración de partículas:** las concentraciones típicas de partículas en el gas van de 2,0 a 230 g/m³ a condiciones de referencia. En aplicaciones especializadas, estas cargas pueden ser tan altas como 16.000 g/m³ y tan bajas como 1,0 g/m³. [3]

El procedimiento general de diseño es el siguiente:

- Seleccionar el tipo de ciclón, dependiendo del funcionamiento o necesidades requeridas.
- Obtener un estimativo de la distribución de tamaño de las partículas en la corriente gaseosa a ser tratada.
- Calcular el diámetro del ciclón para una velocidad de entrada de 22 m/s (opcional), y determinar las otras dimensiones del ciclón con las relaciones establecidas para las familias de ciclones con base en el diámetro.
- Estimar el número de ciclones necesarios para trabajar en paralelo.
- Calcular la eficiencia del ciclón y, si se requiere, seleccionar otro tipo de ciclón.
- Calcular la caída de presión del ciclón y, si se requiere, seleccionar otro tipo de ciclón.

- Calcular el costo del sistema y optimizar para hacer el mejor uso de la caída de presión disponible o, si se requiere, para dar el más bajo costo de operación.

Los ciclones generalmente tienen como parámetros de diseño el diámetro del ciclón, la caída de presión y la velocidad de entrada y velocidad de saltación:

Tabla 5.6. Parámetros de diseño para los ciclones de entrada tangencial [3]

Parámetro	Valor
Diámetro del ciclón (DC)	< 1.0 m
Caída de presión	< 2488.16 Pa
Relación de velocidades (V_i/V_S)	< 1.35
Velocidad de entrada	15.2 - 27.4 m/s

Cálculo de las dimensiones del ciclón

Como ya se dijo, se trabajará con un ciclón de alta eficiencia, y se elige la marca Stairmand por ser de las más usuales en remoción de partículas de syngas.

Se calcula el diámetro del ciclón para la velocidad sugerida de 22 m/s, a la salida del gasificador se tiene una temperatura de 1043 K, pero se tienen pérdidas de calor hasta la entrada al ciclón por lo que resulta en una temperatura de 941,05 K (los cálculos de pérdida de calor están detallados en el capítulo siguiente). En este punto, despreciando pérdidas de carga desde el reactor hasta el ciclón, se cuenta con una presión de $1,191 \cdot 10^5$ Pa. Se calcula entonces, el caudal en este punto según:

$$Q = \frac{Q_n * T * P_n}{P * T_n} = \frac{0,91 \text{ m}^3/\text{s} * 273 \text{ K} * 1,013 * 10^5 \text{ Pa}}{1,191 * 10^5 \text{ Pa} * 941,05 \text{ K}} = 2,66 \text{ m}^3/\text{s}$$

Y el área a la velocidad sugerida resulta:

$$A = Q/U_g = (2,65 \text{ m}^3/\text{s})/(22 \text{ m/s}) = 0,12 \text{ m}^2$$

Donde A es el área del ducto de entrada, Q el caudal volumétrico de gas y U_g la velocidad del mismo.

Además, se define el área del ducto de entrada según:

$$A = a * b$$

Para un ciclón Stairmand de alta eficiencia, según Tabla 5.4:

Altura de entrada al ciclón: $a = 0,5 * D_c$

Ancho de entrada al ciclón: $b = 0,2 * D_c$

Entonces, resulta:

$$D_c = 1,098 \text{ m}$$

Siendo D_c el diámetro del ciclón.

$$a = 0,55 \text{ m}; \quad b = 0,22 \text{ m}$$

Una vez obtenido D_c se calculan el resto de las dimensiones, según Tabla 5.4.

$$\text{Altura de salida del ciclón: } S = 0,5 * D_c = 0,55 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro de salida del ciclón: } D_s = 0,5 * D_c = 0,55 \text{ m}$$

$$\text{Altura parte cilíndrica del ciclón: } h = 1,5 * D_c = 1,65 \text{ m}$$

$$\text{Altura total del ciclón: } H = 4 * D_c = 4,40 \text{ m}$$

$$\text{Altura parte cónica del ciclón: } z = 2,5 * D_c = 2,75 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro salida del polvo: } B = 0,375 * D_c = 0,41 \text{ m}$$

La Figura 5.4 representa el ciclón con las correspondientes dimensiones calculadas.

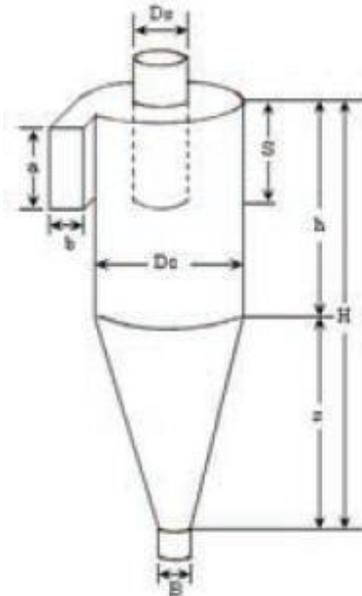


Figura 5.4. Dimensiones del ciclón

Estimación del número de ciclones necesarios para trabajar en paralelo

Aunque $D_c > 1,0$ m, solo se requiere un ciclón simple, ya que el valor del diámetro del ciclón está relativamente cercano a 1,0 m. Este parámetro de diseño es una recomendación, mas no una imposición en el momento de diseñar. Por otro lado, algunos autores recomiendan que para caudales entre 0,5 y 12 m³/s (en este caso se tienen 2,66 m³/s) a condiciones de referencia se utilice un solo ciclón.

3.1.2 Cálculo de la eficiencia del ciclón

No existe un método teórico sencillo que permita el cálculo de la eficiencia (definido como el porcentaje de la masa de partículas entrante que es separado en el ciclón) de forma exacta. Esto es, en parte, debido a que, en la práctica, partículas pequeñas que teóricamente deberían salir con el gas, a causa de la aglomeración y del barrido y choque con partículas mayores, serán capturadas; mientras, partículas grandes que deberían ser retenidas rebotarán contra las paredes o serán capturadas por turbulencias, escapándose del ciclón.

Existen numerosas teorías sobre el cálculo de la eficiencia teórica de los ciclones, las cuales relacionan la eficiencia de colección y el tamaño de las partículas.

La teoría de Leith y Licht es la que mejor se adapta al comportamiento experimental. Esta teoría predice las eficiencias de colección de material particulado, basándose en las propiedades físicas del material particulado y el gas de arrastre, y en las relaciones entre proporciones del ciclón. [3]

La eficiencia fraccional por tamaño de partículas se calcula según:

$$\eta_i = 1 - e \left[-2 \cdot \left(\frac{G \cdot T_i \cdot Q \cdot (n+1)}{D_c^3} \right) \right]^{\frac{0.5}{(n+1)}}$$

En la cual:

η_i = Eficiencia fraccional por intervalos de tamaño.

G = Factor de configuración del ciclón.

T_i = Tiempo de relajación para cada partícula [s]

Q = Caudal de gas [m³/s]

D_c = Diámetro del ciclón [m]

n = Exponente del vórtice del ciclón

El parámetro G está relacionado con las proporciones del ciclón y T_i agrupa características del material particulado y del gas de arrastre.

La eficiencia total se calcula realizando la sumatoria del producto de las eficiencias fraccionales por la masa fraccional.

$$\eta_t = \sum \eta_i \cdot m_i$$

En la cual:

η_t = Eficiencia total

η_i = Eficiencia fraccional

m_i = Porcentaje másico [%]

Para utilizar estas ecuaciones se debe estar seguro de que el ciclón no presente resuspensión, ya que el valor real de la eficiencia sería mucho menor al estimado por estas ecuaciones.

Para calcular la eficiencia del ciclón, se requiere calcular primero si hay o no resuspensión ya que de presentarse resuspensión en el ciclón, la ecuación de Leith y Licht estaría sobreestimando la eficiencia del ciclón.

Para hallar la relación de velocidades se requiere primero estimar la velocidad equivalente y luego la velocidad de saltación.

- Velocidad de saltación y velocidad equivalente

En los ciclones, la velocidad de entrada es un parámetro fundamental; velocidades muy bajas permiten la sedimentación de partículas y neutralizan el efecto de la fuerza centrífuga generando disminución en la eficiencia de colección; velocidades muy altas pueden resuspender partículas previamente colectadas, disminuyendo también la eficiencia. La experiencia indica que la velocidad de entrada al ciclón debe situarse en el intervalo de 15,2 a 27,4 m/s.

Kalen y Zenz propusieron la existencia de una 'velocidad de saltación' en el ciclón para explicar por qué la eficiencia de colección algunas veces descendía con incrementos en la velocidad de entrada. De lo anterior, se puede observar que lo ideal es trabajar con velocidades de entrada lo suficientemente altas para aprovechar el efecto de la aceleración centrífuga, sin sobrepasar la velocidad que implica resuspensión del material ya colectado. La correlación semiempírica para la velocidad de saltación es: ^[3]

$$V_s = \frac{4,913 \cdot W \cdot Kb^{0,4} \cdot Dc^{0,067} \cdot \sqrt[3]{Vi^2}}{\sqrt[3]{1 - Kb}}$$

En la cual:

V_s = Velocidad de saltación [m/s].

V_i = Velocidad de entrada del gas en el ciclón [m/s].

W = Velocidad equivalente [m/s].

Kb = Relación entre el ancho de la entrada y el diámetro del ciclón (b/Dc)

La velocidad equivalente se evalúa a través de la siguiente ecuación.

$$W = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot g \cdot \mu \cdot (\rho_p - \rho)}{3 \cdot \rho^2}}$$

En la cual:

ρ_p = Densidad de la partícula [kg/m³].

ρ_i = Densidad del gas portador [kg/m³].

μ = Viscosidad del gas portador [kg/ms].

Por lo tanto, la velocidad de saltación es función de las propiedades de las partículas y del fluido, así como de las dimensiones del ciclón.

Resulta entonces con los datos de densidades y viscosidad ya reportados,

$$W = 1,577 \text{ m/s}$$

$$Vs = 37,82 \text{ m/s}$$

- Relación entre velocidades:

$$Vi/Vs = 0,664$$

Como $Vi/Vs < 1,35$, no hay resuspensión del material particulado.

Como ya se tiene la seguridad de que no hay resuspensión de las partículas, se procede a calcular la eficiencia del ciclón. Para ello, se necesita determinar el factor de configuración, el tiempo de relajación y el exponente de vórtice.

- Factor de configuración

Cuando se tiene un ciclón de una familia de ciclones estandarizados, el factor de configuración G es común para cada familia de ciclones y puede leerse de la Tabla 5.4. Para el caso del ciclón Stairmand se tiene un factor de configuración de 551,22.

- Exponente de vórtice:

El exponente del vórtice resulta de relacionar la velocidad tangencial y el radio de giro de un movimiento en forma de vórtice. Los análisis teóricos revelan que n debe ser igual a 1,0 en ausencia de fricción de pared (vórtice libre). No obstante, las mediciones reales señalan que n puede variar de 0,5 a 0,7 de acuerdo con el tamaño del ciclón y la temperatura; una ecuación empírica muy utilizada es la siguiente:

$$n = 1 - \left(1 - 0,67 \times Dc^{0,14}\right) \cdot \left[\frac{T}{283}\right]^{0,3}$$

En la cual:

n = Exponente del vórtice (valor adimensional)

Dc = Diámetro del ciclón [m]

T = Temperatura del gas [K]

$$n = 0,54$$

- Tiempo de relajación:

El tiempo de relajación es el tiempo necesario para que una partícula alcance la velocidad terminal de caída.

$$Ti = \frac{\rho p \cdot Dp^2}{18 \cdot \mu}$$

En la cual:

ρ_p = Densidad de la partícula [kg/m³]

Dp_i = Diámetro de la partícula [m]

μ = Viscosidad del gas [kg/ms].^[3]

En la Tabla 5.7 se reportan las eficiencias fraccionales y los tiempos de relajación para cada intervalo de tamaño, como así también la eficiencia total donde se consideran las partículas a partir del rango de 1000 a 250 μm .

Tabla 5.7. Resultados de tiempos de relajación y de eficiencias fraccional y total.

Rango de Dp	(μm)	Dp medio (μm)	Dp medio (m)	mi (%)	Ti (s)	η_i	$\eta_i \cdot m_i$
	>1000	1000,0	0,001000	1,70	8,356	1,000	1,700
1000	250	625,0	0,000625	24,70	3,264	1,000	24,700
250	102	176,0	0,000176	23,70	0,259	1,000	23,700
102	75	88,5	0,000089	7,10	0,065	1,000	7,099
75	60	67,5	0,000068	8,30	0,038	1,000	8,296
60	50	55,0	0,000055	4,14	0,025	0,999	4,135
50	30	40,0	0,000040	5,87	0,013	0,996	5,841
30	10	20,0	0,000020	8,97	0,003	0,970	8,702
10	5	7,5	0,000008	15,62	0,000	0,844	13,176
						η total:	97,350

3.1.3 Salida del ciclón

A partir de la eficiencia del ciclón para cada rango de partículas se calcula en unidades de kg/h cuántas partículas logran ser retenidas en el equipo y cuántas continúan en la corriente gaseosa.

Se tienen 45,13 kg/h de char y cenizas a la salida de los tres gasificadores (Ver Capítulo 4) por lo tanto afectando por los porcentajes correspondientes a cada rango de partículas (Tablas 5.2 y 5.3) y luego por la eficiencia del ciclón para cada rango se obtendrán las cantidades de partículas retenidas en el ciclón y las cantidades que continúan en la corriente gaseosa.

Tabla 5.8. Flujos de partículas de entrada y salida del ciclón

Rango (µm)	Partículas que ingresan [kg/h]	Partículas retenidas por ciclón [kg/h]	Partículas que salen con gas [kg/h]
>1000	0,767	0,767	0,000
1000- 250	11,147	11,147	0,000
250-102	10,696	10,696	0,000
102-75	3,204	3,204	0,000
75-60	3,746	3,744	0,002
60-50	1,868	1,866	0,002
50-30	2,647	2,636	0,011
30-10	4,048	3,927	0,121
10-5	7,047	5,946	1,101
		Total [kg/h]	1,237

Esta cantidad de char y cenizas de 1,237 kg/h no cumple con los límites requeridos del motor sin embargo a lo largo de la línea se tienen otros equipos que retienen partículas por lo que se calculará luego la cantidad total presente a la entrada del motor.

La cantidad de cenizas y char que retiene el ciclón (43,893 kg/h) se podrán disponer como fertilizantes para la plantación de maní.

3.2 Filtro granular

Luego del intercambiador de calor, se coloca un filtro formado por cáscara de maní para retener los alquitranes que condensan al descender la temperatura.

El filtro granular utilizado en este caso estará constituido por un tanque de 100 galones con material particulado de granulometría diversa. El ingreso del gas impuro, con partículas que no fueron retenidas en el sistema de separación aguas arriba de este filtro y alquitrán, se dan en la parte inferior del tanque mientras que la salida del gas limpio se encuentra en la parte superior del mismo.

A su vez, consta de un agujero de extracción de alquitrán por debajo de la parrilla donde se asienta el material granular y se condensa todo el alquitrán filtrado generando así un goteo y eliminación continua del mismo.

El filtro, como se mencionó anteriormente, se llenará con cáscara de maní granulada de distintos tamaños. En la base del tanque se colocará la parrilla sobre la cual se posiciona una capa de alambre fino de acero. A continuación, se coloca el material granular grueso, con una granulometría promedio de 1,9 a 2,5 cm, sobre él un grano medio con una granulometría de

1 a 1,9 cm y finalmente el grano fino a muy fino con granulometría de 0,5 a 1 cm. Para completar el equipo, sobre la capa más fina de cáscara de maní se instalará una lámina de acero perforado con una tela por debajo de modo de evitar que se arrastren partículas pequeñas de material granulado o las partículas sólidas y gotitas pequeñas de tar con las que había ingresado el gas de síntesis. Se logra entonces, que solo salga el gas limpio de los contaminantes detallados.

Este tipo de filtro retiene partículas de hasta 2 micras con una eficiencia cerca del 90%.^[16] Por lo tanto para cumplir con los requerimientos del motor se deben colocar dos filtros en serie. El primero de ellos tendrá una configuración de capas como la descrita anteriormente. El segundo tendrá dos capas, una con una granulometría entre 0,5 y 1 cm y la otra más fina entre 0,5 y 0,1 cm. Esto es para poder retener las partículas más finas que no lograron ser retenidas en el anterior filtro.

Por lo tanto, tomando una eficiencia del 85% en el primer filtro y del 92% en el segundo se tiene para el char:

$$\text{Char y cenizas} = 1,237 \text{ kg/h} * (1 - 0,85) * (1 - 0,92) = 0,0148 \text{ kg/h}$$

Respecto a los alquitranes, se considera que serán retenidos con igual eficiencia que partículas de hasta 2 micras. Por lo tanto, se tendrá:

$$\text{Tar} = 25,6 * (1 - 0,85) * (1 - 0,92) = 0,3072 \text{ kg/h}$$

Lo cual cumple con los requerimientos del motor que resultan ser de 0,33 kg/h mostrados en el Capítulo 4.

Una consideración a tener en cuenta, es el acondicionamiento de este filtro granular. Por más de que los alquitranes estén siendo extraídos gota a gota por la parte inferior del filtro, parte de ellos quedarán retenidos en las cáscaras de maní junto con las partículas sólidas que salen del sistema de separación aguas arriba de este equipo. Debido a que el material granulado que se utiliza es la biomasa con la que se trabaja en el gasificador, una vez alcanzado el punto de saturación^[4] del mismo se deben remover las tres capas de cáscara de maní y reemplazarlas por otras. Sin embargo, el material “sucio” podrá ser introducido dentro del gasificador para generar gas de síntesis con él.

3.3 Depurador por vía seca de SO₂ SDA

Como se explicó en el Capítulo 4 se decidió utilizar un depurador seco para la remoción de SO₂.

Las ventajas de los sistemas secos de eliminación de SO₂ sobre los sistemas húmedos son:

- El manejo de productos secos como residuos
- Menores costos de inversión ya que los materiales de construcción son más baratos
- Menores necesidades de agua y energía que conlleva a su vez:
 - No se requiere recalentamiento de los gases
 - Recirculación de pequeños volúmenes de slurry (spray seco)

- Un diseño más sencillo
- Simplicidad operativa
- Una reducción del mantenimiento

Los sistemas a su vez tienen una limitación importante: el sistema es económico sólo para concentraciones bajas de SO₂ en los gases de entrada, debido a que los métodos secos utilizan absorbentes caros (carbonato de sodio, cal o bicarbonato sódico). La eliminación por vía húmeda de SO₂ utiliza productos como la caliza o dolomía, que son más baratos.^[10] La aplicación de estos depuradores en seco con atomizadores se utiliza para flujos de gas de hasta 8*10⁵ Nm³/h, por lo que en este caso se cumple ya que se tiene 2747,63 Nm³/h. Plantas de mayor tamaño requieren en uso de varios módulos. A su vez, este método puede utilizarse para combustibles con un máximo de contenido de azufre de 3,5%, lo cual también se cumple en el caso de interés ya que la cáscara de maní, tiene un contenido de azufre de 0,29%.^[10] En nuestro caso, las concentraciones de este óxido son bajas por lo que no se estaría incurriendo en gastos excesivos.

Se optará por un proceso de absorción-secado por atomización. Un atomizador esparce una lechada formada por un reactivo alcalino y agua sobre la corriente de syngas para absorber SO₂ y otros gases ácidos formando productos sólidos. Luego se requiere un equipo de filtración a la salida del depurador para recolectar los productos sólidos y los reactivos sin reaccionar. Se puede tener un sistema de recirculación opcional para introducir nuevamente el reactivo sin reaccionar y así aumentar la performance del sistema.^[9]

Este proceso se basa en la puesta en contacto de los gases con una solución o suspensión de reactivos de absorción. El proceso consta de 5 etapas:

- Preparación del reactivo
- Atomización
- Contacto gota-gas
- Evaporación, absorción de SO₂
- Eliminación del producto residual

El uso de cal apagada como reactivo se da predominantemente en este tipo de procesos, generando una lechada muy atomizada que absorberá los SO₂ del gas de síntesis. Esta suspensión se inyecta en el sistema de atomización donde se esparcen las gotas y se mezclan con el syngas.

El módulo representado en la Figura 5.5 es un sistema único para la dispersión de los gases de la empresa B&W Babcock and Wilcox. Con el atomizador rotatorio, se asegura una distribución uniforme de la mezcla y se prevé el contacto íntimo de los gases para optimizar la eficacia y la sequedad de la absorción en la cámara de pulverización. Los gases entran en la zona seca del pulverizador según dos ubicaciones: el atomizador rotativo del gas por arriba y el dispersor central del gas por abajo.

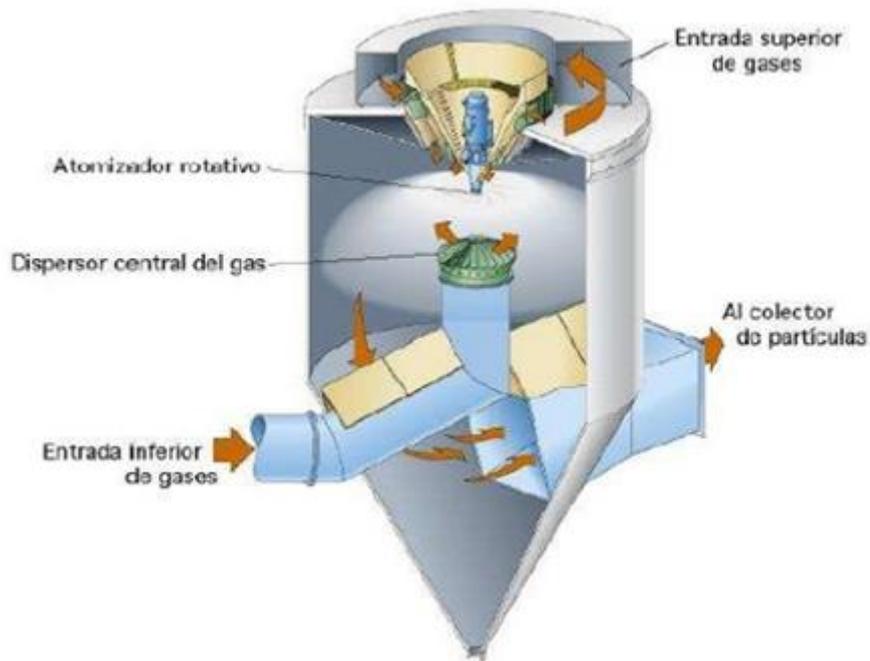


Figura 5.5: Configuración del módulo del reactor de flujo vertical de un depurador por vía seca (FGD) SDA [8][9]

Este equipo según catálogo del fabricante posee una eficiencia de remoción de SO_2 de hasta el 97%. [8][9]

La cantidad de agua atomizada en la aspersion se limita a la que se pueda evaporar completamente en suspensión. La absorción tiene lugar mientras la aspersion se evapora, refrigerándose adiabáticamente los humos por la aspersion, por lo que la temperatura de los humos de salida será lo suficientemente baja para que la operación del colector de polvo sea la adecuada.

A la entrada, se tienen temperaturas de la corriente de gas que varían entre 120 y 177°C. Previo a este equipo, se encuentra un intercambiador de calor con un filtro formado por cáscara de maní y aserrín para la remoción del tar (ver Capítulo 4) por lo que se buscará remover todo el tar antes del ingreso de la corriente de syngas al depurador. Como los típicos puntos de rocío de los alquitranes están entre 150 y 350°C, se enfriará el gas hasta 150°C para quitar todos los alquitranes y luego se ingresa al depurador dentro del rango de temperatura establecido.

Dentro del depurador, el agua introducida en la suspensión se evapora durante el tiempo de residencia y a su vez la corriente de gas se enfría a temperaturas entre 65 y 80°C. [10]

El depurador seco se posiciona aguas arriba de un sistema colector de polvo para retener las partículas sólidas formadas.

El sistema que se presenta en la Figura 5.6 se compone de un tanque de alimentación de la lechada, el absorbedor SDA y luego un filtro para remover las partículas formadas. Además, se requiere de lugares de almacenamiento para la cal y los productos sólidos.

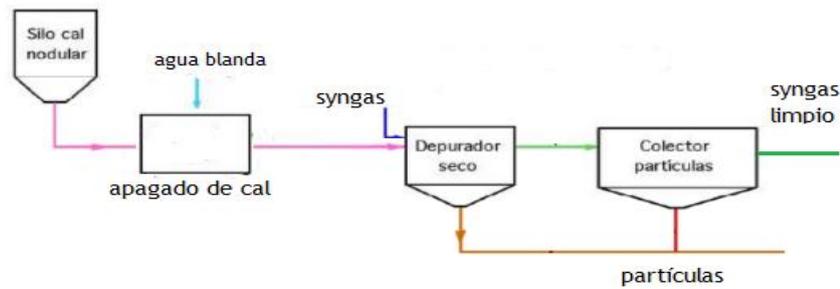


Figura 5.6: Diagrama del sistema del depurador seco. [11]

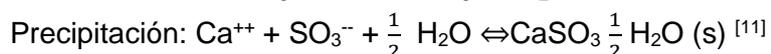
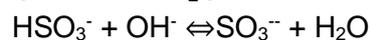
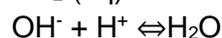
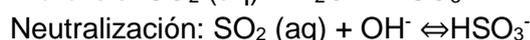
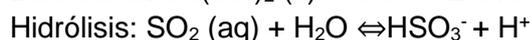
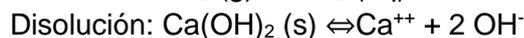
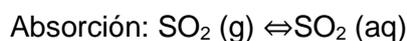
El tiempo de residencia en este equipo varía típicamente entre 10 y 50 segundos lo cual es suficiente para permitir que el SO_2 reaccione con la cal hidratada para formar una mezcla de sulfato de calcio y sulfito. Una parte de los productos sólidos se van al fondo del equipo, sin embargo, la mayor parte es arrastrada por la corriente gaseosa y separada en la unidad de filtración continua. No hay residuos acuosos ya que toda el agua es evaporada completamente dentro del equipo. [10]

Los factores que afectan la absorción química son la temperatura de la corriente gaseosa, la concentración de SO_2 y el tamaño de las gotas atomizadas de la lechada.

3.3.1 Química del depurador seco

La absorción en un depurador seco es similar a la de la depuración por vía húmeda, teniendo lugar la mayoría de las reacciones en fase acuosa. El SO_2 y los componentes alcalinos se disuelven en la fase líquida, en la que las reacciones iónicas dan lugar a productos relativamente insolubles.

Las reacciones del depurador seco son las siguientes:

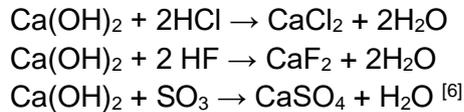


Que tienen lugar con $10 < \text{pH} < 12,5$, mientras que en el depurador húmedo el $\text{pH} < 7$.

Estas reacciones describen la actividad de la transferencia de calor desde los gases de combustión a las gotitas de agua en suspensión que se están evaporando. La reacción determinante de la velocidad puede variar en las diferentes etapas del proceso de secado y absorción.

El alto pH en el entorno de las gotitas (10-12,5) ayuda a mantener una baja concentración de ácido en la fase líquida que mejora la absorción de SO₂ del flujo de gases. Una rápida absorción de SO₂ se produce cuando está presente el agua líquida.

La combinación (SDA)/cámara de filtros proporciona un control eficiente de HCl, HF y emisiones de SO₃, mediante las reacciones:



Un ajuste apropiado del consumo de reactivos debe incluir estas reacciones secundarias, además de la del proceso de eliminación de SO₂.

El proceso SDA puede hacer uso de una variedad de fuentes de agua para la preparación del reactivo en suspensión. En aplicaciones SDA se han utilizado con éxito agua de río, agua de pozo, agua de purga de torres de enfriamiento, el efluente del tratamiento de aguas residuales municipales y el agua de mar.

En general, el apagado de la cal requiere agua de buena calidad con limitaciones en las concentraciones de sulfitos, sulfatos y TDS, que son los principales obstáculos para producir lechadas reactivas de buena calidad.

La selección de las condiciones operativas del proceso debe considerar también el contenido de cloruro de las fuentes de agua para evitar problemas con el secado de la suspensión de reactivo y con el potencial de corrosión.^[11]

3.3.2 Volumen del Depurador

Debido a la ausencia de información bibliográfica para el diseño de este equipo se procede a calcular el volumen ya que se cuenta con el dato del tiempo de residencia.

Sabiendo que el tiempo de residencia se encuentra entre 10 y 50 segundos según lo explicado anteriormente se puede calcular un volumen del equipo conociendo que el caudal de syngas es de 0,97 m³/s. Por lo tanto tomando un promedio de los tiempos de residencia sugeridos: $V = t_{ao} * Q = 30 \text{ s} * 0,97 \text{ m}^3/\text{s} = 29,33 \text{ m}^3$.

Si bien este volumen es a modo estimativo, el volumen final del depurador por vía seca quedará definido según el equipo comercial a utilizar.

3.3.3 Preparación de la lechada de cal

Calidad de la Cal

En su estado original de carbonato de calcio (CaCO₃), la cal es calentada en hornos para sacar el anhídrido carbónico (CO₂) y producir óxido de calcio (CaO). Este proceso se llama

“calcinación “. Las altas temperaturas a la que se realiza la calcinación, afectan la calidad del CaO. Los factores que determinan la calidad del CaO son los siguientes:

- la composición química de la caliza
- las partículas de cal suave o quemada, directamente relacionado con la temperatura y tiempo de calcinación
- la cantidad de cal con apagado aéreo ^{[12][13]}

Las impurezas y el bajo contenido de CaO, reducen la eficiencia por tonelada de cal usada.

El CaO tiene gran afinidad para absorber la humedad y el CO₂ del aire y volver nuevamente a formar CaCO₃. El efecto de esta reconversión es más pronunciado con las partículas pequeñas de CaO que con las partículas grandes debido a la superficie específica de estos.

^[13]

El CaO producido con CaCO₃ de diferentes composiciones y su método de calcinación, tendrán diferentes contenidos de calor. Las siguientes son clasificaciones generales de la cal de acuerdo a su reactividad y el calor que desprenden: cal de alta reactividad, cal de reactividad media y cal de reactividad baja

Se necesitará una temperatura de apagado de 76,7 °C (170 °F) ^{[12][13]}, se requerirá que el agua de entrada para el proceso de apagado tenga:

- 1,7°C (35°F) para una Cal de Alta Reactividad
- 10°C (50°F) para una Cal de Reactividad Media
- 21,1°C (70°F) para una Cal de Reactividad Baja

Los calores contenidos de estos tipos de cal están indicados en el gráfico de la Figura 5.7^[12]:

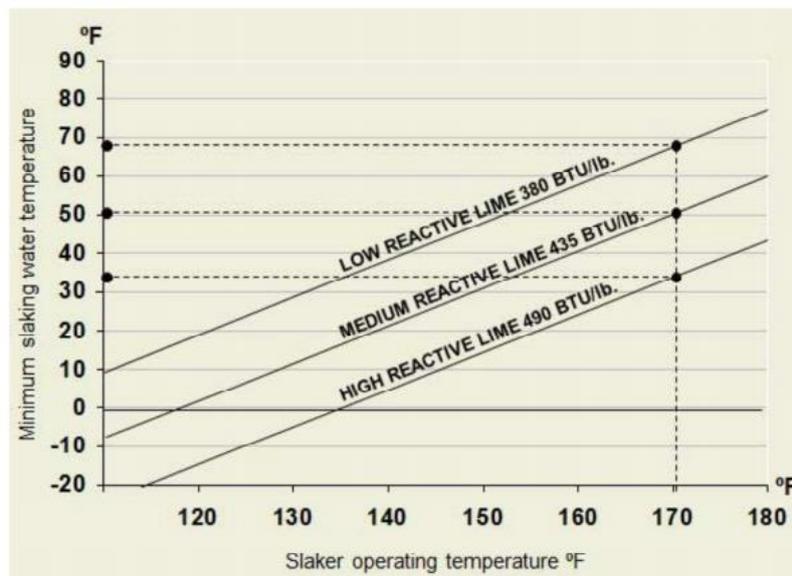


Figura 5.7: Contenido de calor de varios tipos de Cal

Proceso de Apagado

El "Apagado" (Slaking), es el proceso de hidratación, en el cual un exceso de agua es utilizado para hidratar el CaO y dan como resultado una especie de lechada.



El proceso de apagado afecta el área superficial de las partículas de Ca(OH)₂ formada y esta a su vez determina la relación de reacción. Cuanto mayor es el área superficial, mayor será la capacidad y eficiencia de la lechada. Es primordial una alta área superficial ya que el Ca(OH)₂ se debe disolver para formar los iones hidroxilos antes de la reacción. Esta ionización tiene lugar sólo en la interfaz de la solución de partículas. Una mayor área superficial, dará como resultado un menor consumo de cal.

Los factores que influyen en el proceso de apagado y que afectan el área superficial de los cristales formados son:

- la relación de CaO / Agua que se utiliza para el apagado
- la temperatura del apagado
- la agitación de la lechada

Las investigaciones han demostrado que el exceso de agua de apagado, tendrá como resultado un mayor tamaño de las partículas de hidratos. La hidratación del CaO es una reacción química exotérmica (1 lb CaO genera aprox. 480 BTU de calor) por tanto, adicionar exceso de agua puede resultar en una caída de la temperatura de apagado.

Dado que la temperatura es uno de los factores más importantes que afecta el área superficial específica, es esencial el control de la misma para una calidad uniforme del producto.

La temperatura de apagado puede ser mantenida, controlando la entrada de la misma del agua de proceso que ingresa al apagador, o manipulando la relación agua / CaO. Debido a que la cantidad de agua que ingresa para formar la lechada está regida por la cantidad de agua que logra evaporarse en su totalidad por el calor suministrado por la corriente gaseosa a ser limpiada dentro del depurador SDA, este no será un parámetro a controlar. El proceso de apagado estará favorecido solo por un buen control y adecuación de la temperatura de entrada del agua y la agitación presente.

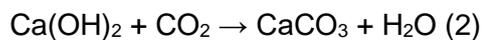
Una agitación apropiada en la lechada de cal durante el proceso de apagado es también muy importante. Un mezclador bien diseñado, puede asegurar una agitación vigorosa y continua durante todo el tiempo de la preparación de la lechada. Esto permite que el sistema mantenga una mezcla homogénea dentro del Apagador (slaker), rompiendo trozos sólidos de finos aglomerados y mejorando la transferencia másica y calor. Esto evitará el sobrecalentamiento localizado, lo que hace disminuir la reactividad de la cal. Además, permite al sistema mantener una mayor uniformidad de temperatura alta durante el proceso de apagado. Muy poca o una baja agitación, tendrá como resultado una desigual distribución de temperatura dentro de la cámara del Apagador (slaker) generando puntos calientes y puntos fríos. Los puntos calientes resultan al apagar con temperatura por encima de los 100°C que se traduce en la generación de cristales hexagonales de gran tamaño y reducida área superficial.

Una lechada de cal correctamente apagada, debe ser enfriada por debajo de los 48,5°C para evitar la aglomeración de cristales de hidrato lo que reduce el área superficial; por lo tanto, el tiempo de permanencia en un Apagador (slaker) tiene que estar optimizado para el tipo de cal a usar y la calidad del agua de apagado.

La mejor cal para este caso será entonces Cal de Reactividad Media la cual debe ser pulverizada a un tamaño sobre malla 6 (3,35 mm) y mezclada con agua desmineralizada a 10°C para formar la lechada.^[12] La cal ingresará al equipo directamente desde un tanque de almacenamiento y estará ya pulverizada en el rango de tamaños establecido. Además, el agua necesaria ingresará desde un tanque de almacenamiento impulsada por un abomba centrifuga desde la salida de una columna de intercambio iónico. Finalmente, la lechada formada ingresará al depurador por vía seca impulsada por una bomba de desplazamiento positivo, la cual resulta más adecuada para este tipo de fluidos.

Almacenamiento y manejo de la lechada de cal

El Ca(OH)₂ no debe estar expuesto a una atmósfera con altas concentraciones de CO₂ ya que se producirá la carbonatación espontánea del hidróxido de calcio, en suspensión.



La solubilidad de Ca(OH)₂ en el agua es muy baja y los cristales del hidrato están suspendidos. Una buena y apropiada agitación en el estanque de almacenamiento evitará la formación de aglomerados y decantaciones. Además, la velocidad de flujo de la lechada debe ser alta para prevenir cualquier depósito en las cañerías.

El Apagador (slaker) debe ser diseñado para mantener una producción con la temperatura constante entre 76,6 °C a 82,3 °C (170 °F a 180 °F) y producir una lechada de cal con una densidad constante. Para alcanzar esto, el CaO y el agua deben ser adicionados en una relación constante y la temperatura de entrada del agua de apagado, debe ser controlada para mantener la temperatura de apagado deseada. Aún más, para compensar la variación de la cal a granel y las variaciones de la densidad volumétrica en la alimentación de cal, el alimentador de cal debe ser un alimentador galvanométrico con una precisión de ± 0,05%. Un monitor de densidad de lechada de cal se utiliza para medir la densidad y el control de la relación, para mantener la densidad deseada de la lechada de cal.^[12]

Cálculo de la cantidad de cal viva y agua blanda para formar la lechada

Por las reacciones del depurador seco antes descritas se sabe que para un mol de SO₂ a ser eliminado se debe contar con un mol de CaO que formará un mol de Ca(OH)₂.

$$\begin{aligned} \text{Flujo molar CaO} &= \text{Flujo másico SO}_2 * \frac{1}{\text{PM}_{\text{SO}_2}} = 6,13 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{\text{kmol}}{64 \text{ kg}} = 0,09578 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \\ \text{Flujo másico CaO} &= \text{Flujo molar CaO} * \text{PM}_{\text{CaO}} = 0,09578 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 56,08 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 5,371 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

Se sabe, además, que para producir Ca(OH)₂ partiendo de CaO es necesario emplear agua blanda en relación 1 en 1 molar. Además, la cantidad de agua que ingresa para formar la

lechada está regida por la cantidad anterior, más el agua que logre evaporarse en su totalidad por el calor suministrado por la corriente gaseosa, por lo tanto, esta última cantidad debe ser calculada y a ella adicionarle la primera.

$$\text{Flujo molar } H_2O = \text{Flujo molar } Ca(OH)_2 = \text{Flujo molar } CaO = 0,09578 \frac{kmol}{h}$$

$$\text{Flujo másico } H_2O = \text{Flujo molar } H_2O * PM_{H_2O} = 0,09578 \frac{kmol}{h} * 18 \frac{kg}{kmol} = 1,724 \frac{kg}{h}$$

Para calcular el agua que logra evaporarse dentro del depurador por vía seca se debe realizar un simple balance de calor donde, la energía suministrada por el gas de síntesis que ingresa, calienta y evapora en su totalidad el agua de la lechada:

$$m_{\text{syngas}} * C_{p_{\text{syngas}}} (T_{\text{entrada}} - T_{\text{salida}})_{\text{syngas}} = m_{\text{Agua}} * [C_{p_{\text{Agua}}} * (T_{\text{AguaSaturada}} - T_{\text{Entrada Lechada}}) + \lambda_{\text{Agua}}]$$

Se supuso además que el vapor generado dentro del depurador seco es vapor saturado y no sobrecalentado. Como la presión dentro del equipo es de 1,446 atm y la temperatura media de trabajo de 115°C, se obtienen el $C_{p_{\text{syngas}}}$, $C_{p_{\text{Agua}}}$, $T_{\text{AguaSaturada}}$ y λ_{Agua} para estas condiciones.

Debido a que el apagador trabaja en un rango de temperaturas de 76,6°C a 82,3°C, se toma un valor promedio de este rango para el dato de temperatura de lechada.

La temperatura con la que ingresa el gas de síntesis al depurador seco es calculada e informada en el Capítulo 6.

$$3235,13 \frac{kg}{h} * 1410 \frac{J}{kgK} * (149,663^\circ C - 65^\circ C) = m_{\text{Agua}} * [4209 \frac{J}{kgK} * (110,6^\circ C - 79,45^\circ C) + 2225000 \frac{J}{kg}]$$

$$m_{\text{Agua}} = 163,91 \frac{kg}{h}$$

De modo que la cantidad de agua total a emplear para la formación de la lechada será de:

$$m_{\text{Agua } TOTAL} = 1,724 \frac{kg}{h} + 163,91 \frac{kg}{h} = 165,634 \frac{kg}{h}$$

Cantidad de polvos generados en el depurador seco

Los polvos generados por el depurador seco están representados por $CaSO_3 \frac{1}{2} H_2O$ (s), por lo cual su caudal molar será el mismo que el caudal molar del SO_2 que ingresa al equipo. Debido además que la eficiencia del depurador seco es del 97%, la cantidad de polvos generados será de:

$$m_{\text{Polvos generados}} = 0,97 * \text{Flujo molar } SO_2 * PM_{CaSO_3 \frac{1}{2} H_2O}$$

$$m_{\text{Polvos generados}} = 0,97 * 0,09578 \frac{kmol}{h} * 129,1 \frac{kg}{kmol} = 11,99 \frac{kg}{h}$$

Además de los polvos generados se forman partículas de Ca(OH)_2 que condensan producto de la evaporación del agua y representan el 3% del total de la cal de la lechada que no logró reaccionar con los SO_2 .

$$\text{Flujo másico } \text{Ca(OH)}_2 = 0,03 * \text{Flujo molar } \text{Ca(OH)}_2 * \text{PM}_{\text{Ca(OH)}_2}$$

$$\text{Flujo másico } \text{Ca(OH)}_2 = 0,03 * 0,09578 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} * 74,09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 0,213 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

3.4 Filtro Electroestático

Como se mencionó anteriormente, luego del depurador de vía seca para la remoción de SO_x se requiere un filtro para eliminar los sólidos formados en dicho equipo. Dicha unidad de filtración también puede eliminar las partículas finas que no fueron retenidas en el filtro granular y las gotas de agua que condensan debido a las temperaturas de salida del depurador en seco.

Los filtros Precipitadores Electroestáticos en seco son una de las alternativas para la limpieza de gases más atractivas del mercado. Utilizar mecanismos electrostáticos para separar las partículas de la corriente gaseosa, hace que sean muy eficientes con partículas de pequeño tamaño. Este tipo de filtros cumple con el objetivo de tratar grandes flujos volumétricos con pequeñas pérdidas de carga. Su principal inconveniente, es que su rango de temperaturas de funcionamiento que está muy limitado. Su máxima temperatura de funcionamiento está en torno a los 200°C , sin embargo, a la salida del depurador en vía seca se tienen temperaturas menores, cercanas a 65 a 80°C , por lo que no representa un problema.^[14]

En estos equipos el gas atraviesa un fuerte campo eléctrico con electrodos donde altos voltajes cargan las partículas sólidas y líquidas. Es decir, mientras el gas pasa por una cámara que contiene platos o varillas anódicas con un potencial de 30 a 75 kV, las partículas recogen las cargas y son recolectadas aguas abajo por un plato colector catiónico cargado positivamente. Aunque la eficiencia de separación no decrece cuantas más partículas se acumulen en los platos, se realiza una limpieza periódica para prevenir el impedimento del flujo de gas o cortocircuitos de los electrodos a través de las partículas acumuladas. La eliminación de partículas líquidas se lleva a cabo por gravedad y en el caso de las partículas sólidas por vibraciones en los electrodos.^[15]

Estos tipos de filtros tienen una eficiencia muy alta, mayor al 90% para las partículas de hasta $0,5$ micrones y tienen una caída de presión muy baja. Sin embargo, se tienen que tener recaudos en cuanto a la seguridad ya que se deben evitar chispas debido a los altos voltajes especialmente cuando se utilizan para limpiar syngas altamente combustible.^[15]

Para la eliminación de polvos la eficiencia es mayor al 99%. Para la eliminación de partículas de tamaño menor a $10 \mu\text{m}$ se encuentra entre 97 y 99% y para partículas menores a $2,5 \mu\text{m}$ la eficiencia es del 96 a 99%.^[17]

Al filtro electroestático ingresarán las partículas formadas en el depurador seco como también las gotas de agua que condensan debido a la disminución de la temperatura del gas de síntesis. En cuanto a las partículas sólidas, se tendrá una retención con una eficiencia del

97%, las cuales involucran el $\text{Ca}(\text{OH})_2$ sin reaccionar y las partículas sólidas que el filtro granular no puede retener provenientes de la salida de sólidos que en ciclón tampoco pudo retener. Los polvos del depurador se retendrán con una eficiencia del 99%. Es importante aclarar que algunas partículas formadas en el depurador seco saldrán por su parte inferior, como se describió anteriormente. Sin embargo, como representan una cantidad mínima, para los cálculos se asume que todas las partículas irán a la unidad de separación, es decir el filtro electrostático, tomando así un criterio conservador para poder garantizar los límites del motor.

$$\text{Flujo másico Polvos retenidos} = 0,99 * \text{Flujo másico Polvos} = 11,87 \text{ kg/h}$$

$$\text{Flujo másico partículas retenidos} = 0,97 * (0,213 + 0,0148) \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 0,22 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\text{Flujo másico polvos y partículas no retenidos} = 0,1199 + 0,006834 = 0,127 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Estos polvos no retenidos por el filtro electrostático serán arrastrados por la corriente de gas de síntesis.

Los filtros electrostáticos húmedos son mejores que los secos para remover partículas líquidas como gotas o aerosoles. Sin embargo, se desestimó el uso de un filtro electrostático húmedo ya que requiere de una corriente continua de agua para atrapar las partículas sólidas y líquidas lo que luego conlleva a tratar dicha agua. Como todo el sistema de depuración del gas de síntesis es en seco, se optó por continuar con esta línea. Por ello, es que se agrega un filtro demister para eliminar por completo las gotas de agua que pudieron haber pasado luego del filtro electrostático.

3.5 Filtro tipo Demister

Según cómo haya sido el proceso de formación de las gotas de agua, se determina el tamaño de las mismas. Es esencial conocer el mecanismo por el cual se forman las gotas de agua y por ende su tamaño para elegir el filtro demister adecuado. En la siguiente Figura 5.8 se puede ver que si la formación de las gotas del agua es debido a la condensación de vapor saturado las gotas tendrán un tamaño de 0.1 a más de 10 μm .^[18]

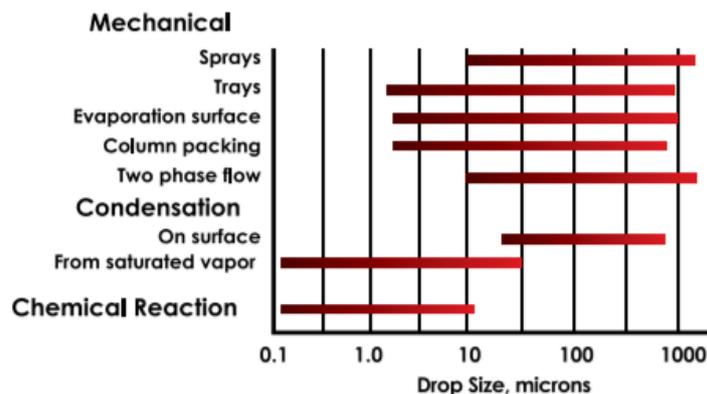


Figura 5.8: Tamaño de las gotas según su mecanismo de formación ^[18]

Por lo tanto, se elige del catálogo del proveedor Koch-Glitsch un filtro demister capaz de separar gotas de dicho tamaño. El filtro escogido es el 'FLEXIFIBER® Mist Eliminator' que tiene 100% de eficiencia para separar gotas de hasta 0,1 μm .^[18] De esta manera, se logra remover todas las gotas de agua que se hayan formado y así el syngas ingresa al motor libre de agua. A su vez dicho filtro tiene una eficiencia del 90% para retener partículas mayores a 1 micrón^[18], por lo tanto se podrán retener 0,1143 kg/h de las partículas restantes llegando al motor 0,0127 kg/h de partículas cumpliendo con el requerimiento del mismo.

4. Conclusión

Se logró diseñar o elegir los equipos necesarios para la limpieza del gas de síntesis en mayor o menor detalle según la información disponible en bibliografía.

Todos los equipos propuestos cuentan con altos valores de eficiencia para poder cumplir con los requerimientos del motor en cuanto a partículas sólidas y alquitranes y los requerimientos medioambientales referidos a emisiones de óxidos de nitrógeno y azufre.

5. Anexo: Sistema de reducción Selectiva Catalítica: SCR

El proceso de SCR se basa en la reducción química de la molécula de NO_x . Se emplea un catalizador basado en metales con sitios activados para incrementar la velocidad de la reacción de reducción. Un agente reductor (reactivo) basado en el nitrógeno, como son el amoníaco o la urea, es inyectado dentro del gas de postcombustión. El reactivo reacciona selectivamente con el gas de combustión NO_x (óxidos de nitrógeno) dentro de un rango específico de temperatura y en la presencia del catalizador y oxígeno para reducir al NO_x en nitrógeno molecular (N_2) y vapor de agua (H_2O).

El proceso comienza con el acondicionamiento del reactivo que consta de una canalización que conduce el reactivo al sistema de vaporización, donde cambia de estado para una mejor mezcla con los gases de salida del motor de combustión interna. A su vez, el reactivo se inyecta mezclado con aire de dilución, previamente calentado para que la mezcla sea homogénea. Esta dilución se realiza también por motivos de seguridad, ya que el amoníaco en las condiciones de presión y temperatura de trabajo del evaporador puede ser explosivo.

Una vez acondicionado, el reactivo se inyecta en los gases de salida del motor a través de una rejilla de inyección, la cual está compuesta por lanzas, unidas a un colector, a diferentes distancias de penetración para que la composición sea lo más homogénea posible. Se debe lograr un buen contacto entre los óxidos de nitrógeno y el amoníaco reactivo, para ello debe haber una longitud de conducto entre la rejilla de inyección y el reactor suficiente.

A continuación, el flujo entra en el reactor donde se produce la principal actividad del sistema. En el reactor se encuentran las capas de catalizador, cuya función es la de reducir la energía de activación necesaria para la reducción de los radicales libres del amoníaco, acelerando la cinética de reacción como se explicará en los siguientes apartados.

A medida que el gas de combustión caliente y el reactivo se difunden a través del catalizador y se ponen en contacto con los sitios catalizadores activados, el NO_x en el gas de combustión se reduce químicamente. El calor del gas de combustión proporciona la energía para la reacción. El nitrógeno, el vapor de agua, y cualquier otro constituyente a continuación fluyen fuera del reactor de SCR. ^{[19][2]}

Química de la Reducción.

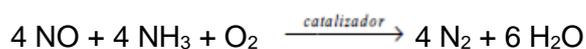
Reactivo

El agente reductor empleado por la mayoría de los sistemas de SCR es el amoníaco (NH₃) en fase gaseosa puesto que penetra en los poros de catalizador más rápidamente que la urea acuosa.

Este reactivo en forma anhidra es casi 100% amoníaco puro, por lo que su estado en el ambiente es gaseoso y debe ser almacenado y transportado a una presión determinada. Por lo que la mayoría de los equipos SCR utilizan amoníaco en disolución del 29%. Este estado facilita su transporte y almacenamiento aunque aumenta el espacio de almacenaje necesario.

El caso de la urea presenta más desventajas que ventajas frente al uso del amoníaco diluido. La urea requiere de conversión química para a reducción, puede llegar a dañar el catalizador por impurezas de los subproductos, el precio es más elevado y hay un escaso mercado de suministradores. Además, se debe considerar que la urea líquida tiene un punto de congelación alto (10°C) que obliga a calefaccionar tanques y tuberías. Es por ello que se decide por el uso del amoníaco diluido como reactivo para este proceso.

El amoníaco, es vaporizado antes de la inyección mediante un vaporizador. Dentro del rango apropiado de temperatura, entre 300 y 400 °C, el amoníaco en fase gaseosa se descompone en radicales libres incluyendo NH₃ y NH₂. Cuando las moléculas de amoníaco se encuentran con las de NO_x en los centros activos de catalizador, tras la concatenación de una serie de reacciones menores, llega a la reducción expresada en la siguiente ecuación.



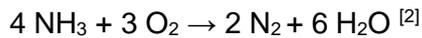
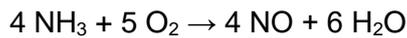
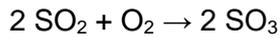
Esta reacción requiere de un exceso de oxígeno del 2 al 4% para mantener el grado de oxidación correcto del catalizador.

Además ocurren las siguientes reacciones:



Sin embargo, como el NO representa el 95% y el NO₂ el 5% restante, la reacción que se debe considerar principalmente es la primera. Dicha ecuación presenta una relación equimolar del NH₃ y el NO y el rango de trabajo de temperatura en el catalizador es de 250 a 400 °C.

Existen otras reacciones indeseables como las siguientes:



Pero es importante aclarar que la reacción de oxidación de óxido de azufre se considera despreciable ya que se tiene previamente el equipo de depuración en seco para quitar los óxidos de azufre de la corriente de syngas. A su vez la composición del catalizador tiene un comportamiento selectivo siendo la reducción del NO_x la reacción predominante.

La reacción catalítica, ocurre resultando en la formación de nitrógeno y agua, los que son desorbidos enseguida hacia el gas de escape. El sitio en el cual ocurre la reacción es reactivado enseguida mediante la oxidación. La reducción de los NO_x con amoníaco es exotérmica, resultando en la liberación de calor. Sin embargo, debido a que la concentración de NO_x en el gas de combustión a la entrada de la SCR es típicamente baja, la cantidad de calor liberada es correspondientemente pequeña. El equilibrio termodinámico no es un factor limitante en la reducción de NO_x si el gas de salida se encuentra dentro del rango de temperatura requerido. [19]

Catalizador

Los catalizadores de SCR están compuestos de metales activos o cerámicas con una estructura altamente porosa. Dentro de los poros del catalizador se encuentran sitios activos. Estos sitios tienen un grupo ácido en el extremo de la estructura del compuesto en donde ocurre la reacción de reducción. Tal como se expresó previamente, después de que ocurre la reacción de reducción, el sitio se reactiva mediante la rehidratación o la oxidación. Al paso del tiempo, sin embargo, la actividad del catalizador disminuye, requiriendo el reemplazo del catalizador.

Las mejoras en las formulaciones de los catalizadores disminuyen las reacciones adicionales no deseadas tales como las conversiones a óxidos de azufre y aumentan la resistencia a los venenos del gas de combustión. Los nuevos diseños de catalizadores también aumentan la actividad catalizadora, la superficie por unidad de volumen y el rango de temperatura para la reacción de reducción. Como consecuencia, hay una disminución correspondiente en los volúmenes de catalizador requeridos y un aumento en la vida de operación del catalizador. [19]

Hay diversos tipos de catalizador, entre ellos se encuentran los catalizadores de metales ordinarios y aleaciones, catalizadores de zeolita y catalizadores de metales preciosos.

Los catalizadores metálicos son selectivos sobre los reactantes a reaccionar y trabajan a unas temperaturas determinadas. El principal inconveniente se encuentra en su capacidad para la oxidación de SO_2 en SO_3 , pudiendo reaccionar con el amoníaco y formando sales de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$. Esta reacción es dependiente de la fórmula del catalizador. Su formulación está compuesta por combinaciones de vanadio, molibdeno, wolframio o tungsteno, sobre un soporte de óxidos de titanio en anatasa. La elección del TiO_2 se basa en el hecho de que éste compuesto se combina de forma débil y reversible con óxidos de azufre, resistiendo muy bien la corrosión de SO_3 ; además aumenta la actividad del catalizador respecto a otros metales

de soporte. Los elementos con estado de oxidación variable se añaden para mejorar la actividad. El elemento principal empleado para esto es el pentóxido de vanadio (V_2O_5). El vanadio incrementa la acidez y por tanto la actividad, mientras que el molibdeno (MoO_3) previene la desactivación por venenos.

El catalizador de zeolita es un material a base de silicatos de aluminio pero con una mayor capacidad de catálisis que los metales ordinarios. Este material trabaja a temperaturas muy elevadas, unos 600 °C. Con la zeolita se consigue una estabilidad térmica superior.

Los catalizadores de metales preciosos se componen de platino y rodio. No solo reducen NO_x , también catalizan por ejemplo, la oxidación del CO en CO_2 . Al igual sucede con el SO_2 , cuya oxidación hace que este tipo de catalizadores sean poco utilizados para la reducción de NO_x , además el alto coste de materiales hace que sea aún menos atractivo.

La composición elegida para el catalizador es de óxidos metálicos, específicamente de óxido de vanadio (V_2O_5), soportado sobre una base de titanio (TiO_2) y con una cierta composición de wolframio (WO_3). Esta composición se emplea para la reducción catalítica en procesos estacionarios, debido a que los óxidos de vanadio son los más selectivos y los de mayor actividad de los utilizados para esta aplicación. ^[2]

Los elementos catalizadores colocados en un marco forman un módulo catalizador. Los módulos se van juntando en capas múltiples para crear un lecho reactor de un volumen total de catalizador que es requerido. Un módulo típico tiene una superficie de 1 m por 2 m y 1 m de altura.

El reemplazo del catalizador no es frecuente, por lo general menor de una capa por año para los diseños de lecho fijo. El catalizador es reactivado para nuevo uso o sus componentes son reciclados para otros usos. ^[19]

Parámetros de Rendimiento de la SCR

La velocidad de la reacción de reducción determina la cantidad de NO_x removida del gas de combustión. Los factores de diseño y operacionales principales que afectan el rendimiento de la remoción de los NO_x por SCR son los siguientes:

- Rango de temperatura de reacción;
- Tiempo de residencia disponible en el rango óptimo de temperatura;
- Grado de mezclado entre el reactivo inyectado y los gases de combustión;
- Razón molar de reactivo inyectado a NO_x no controlado;
- Nivel no controlado de concentración de NO_x ;
- Escabullimiento de amoníaco. (Slip)

Temperatura

La reacción de reducción de NO_x es efectiva únicamente dentro de un rango específico de temperatura. El uso de un catalizador en el proceso de SCR disminuye el rango de temperatura requerido para maximizar la reacción de reducción de los NO_x . A temperaturas por debajo del rango especificado, la cinética de la reacción disminuye y el amoníaco aumenta el escabullimiento del amoníaco, es decir a la salida del SCR se tienen cantidades mayores de amoníaco que no reaccionó. A temperaturas por encima del rango especificado, se forma óxido nitroso (N_2O) y ocurre la degeneración y desactivación del catalizador.

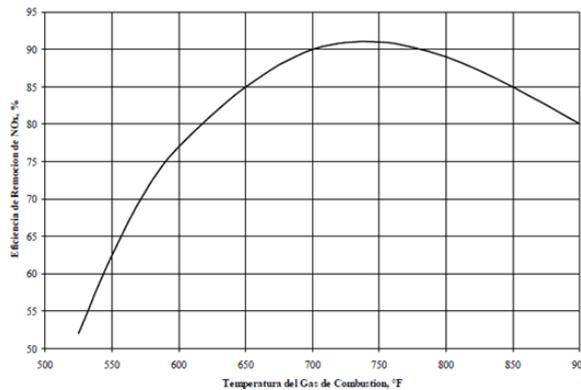


Figura 5.9: Remoción de NO_x vs. Temperatura

En un sistema de SCR, la temperatura óptima depende tanto del tipo de catalizador utilizado en el proceso como de la composición del gas de combustión. Para la mayoría de los catalizadores comerciales (óxidos metálicos), las temperaturas óptimas para el proceso de SCR varían entre $250\text{ }^\circ\text{C}$ y $427\text{ }^\circ\text{C}$ ($480\text{ }^\circ\text{F}$ y $800\text{ }^\circ\text{F}$). La Figura 5.9 es una gráfica de la eficiencia de remoción de NO_x como función de la temperatura para un catalizador típico de tipo óxido metálico. La figura muestra que la velocidad de la remoción de NO_x aumenta con la temperatura hasta un máximo de $370\text{ }^\circ\text{C}$ a $400\text{ }^\circ\text{C}$ ($700\text{ }^\circ\text{F}$ a $750\text{ }^\circ\text{F}$). A medida que la temperatura aumenta por encima de $400\text{ }^\circ\text{C}$ ($750\text{ }^\circ\text{F}$), la velocidad de reacción y la eficiencia de remoción de NO_x resultante empiezan a disminuir.^[19]

Tiempo de Residencia

El tiempo de residencia es el tiempo que los reactivos se encuentran dentro del reactor. Los tiempos de residencia más largos por lo general resultan en velocidades más altas de remoción de NO_x . La temperatura también afecta el tiempo de residencia requerido. El tiempo de residencia requerido disminuye a medida que la temperatura se aproxima a la temperatura óptima para la reacción de reducción.

El tiempo óptimo de residencia para un sistema de SCR es una función del número de sitios catalizadores activos disponibles para la reacción de reducción y las velocidades de flujo de gas dentro de esos sitios activos (velocidad de flujo intersticial).

Grado de Mezclado

Como se mencionó anteriormente el reactivo debe ser dispersado y mezclado a través del gas de combustión para asegurar un contacto suficiente entre los reactivos. El mezclado se realiza mediante un sistema de inyección que introduce el amoníaco en fase gaseosa a presión dentro del gas de combustión. El sistema de inyección controla el ángulo de atomización, la velocidad y la dirección del reactivo inyectado.

Relación Estequiométrica Real

La relación estequiométrica real define la cantidad de reactivo que se necesita para lograr las metas de reducción de NO_x. La relación estequiométrica teórica para la reacción de reducción con el amoníaco es igual a 1. Esta suposición de una relación lineal de 1 a 1 entre la cantidad de reactivo y los NO_x removidos es válida hasta alrededor del 85% de NO_x. Luego, la eficiencia de remoción disminuye y se requiere más de la cantidad teórica de amoníaco para la remoción adicional de NO_x. Esto es debido a la porción de NO_x que se encuentra en forma de NO₂ en vez de NO y limitaciones de la velocidad de reacción. Los sistemas de SCR emplean típicamente una relación estequiométrica de 1.05 moles de amoníaco por mol de NO_x. Debido a que los costos de capital y de operación dependen de la cantidad de reactivo consumido, la relación estequiométrica real es un parámetro de diseño importante.

Concentración No Controlada de NO_x

La concentración de reactivos también afecta la velocidad de reacción del proceso de reducción de NO_x. En general, las concentraciones mayores de NO_x de entrada resultan en mayores eficiencias de remoción de NO_x debido a la cinética de la reacción. Sin embargo, los niveles de NO_x mayores de aproximadamente 150 partes por millón (ppm), por lo general no resultan en un aumento del rendimiento. Los niveles bajos de NO_x de entrada resultan en eficiencias de remoción de NO_x reducidas porque las velocidades de reacción son más lentas, particularmente en la última capa de catalizador.

Escabullimiento del Amoníaco

El escabullimiento del amoníaco se refiere al exceso de reactivo que pasa a través del reactor. Los límites sobre el escabullimiento del amoníaco, impuestos ya sea por los límites regulatorios o por requisitos de diseño, ponen restricciones sobre el rendimiento de la SCR.

El escabullimiento del amoníaco no permanece constante a medida que el sistema de SCR opera, sino que aumenta a medida que la actividad del catalizador disminuye. Los sistemas de SCR diseñados adecuadamente, que operan cerca de la estequiometría teórica y suministran un volumen de catalizador adecuado, mantienen niveles bajos de escabullimiento del amoníaco, de aproximadamente 2 a 5 ppm. ^[19]

Además de los factores de diseño y operación mencionados se debe tener en cuenta la actividad del catalizador, la selectividad del catalizador, la caída de presión a través del catalizador, el alcance del catalizador, la desactivación del catalizador y la administración del catalizador.

Diseño del sistema SCR

El diseño del sistema SCR es una tecnología patentada. Se pudo diseñar el reactor en base a estimaciones desarrolladas en un reporte de la EPA, la agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos, bajo el nombre de Selective Catalytic Reduction for NOx Control on Coal-fired Boilers (Reducción Catalítica Selectiva para el Control de NOx en Calderas a Carbón). Si bien está dado para emisiones de calderas se utiliza su esquema de cálculo para el caso de interés, es decir, emisiones del motor de combustión interna alimentado por syngas.

A partir del diseño del sistema SCR se encuentran los valores requeridos de volumen de catalizador, dimensiones del reactor y caudal de reactivo a utilizar.

1. Volumen del catalizador:

Como primer paso se calcula el volumen de catalizador a utilizar. Se tiene una ecuación teórica:

$$Vol_{catalizador\ te\ orico} = \frac{-q_{gas} * \ln(1 - \frac{\eta_{NOx}}{RE})}{K_{catalizador} * A_{especifica}}$$

Donde:

Volcatalizador teórico: volumen de catalizador teórico

qgas: caudal de gases de combustión

η_{NOx} : eficiencia de reducción de NOX

Kcatal: constante de actividad del catalizador

Aespecif: Superficie específica del catalizador

Sin embargo dicha ecuación debe ser corregida por los diferentes factores que afectan principalmente la actividad y al dimensionamiento del catalizador. Para ello se cuenta con la siguiente correlación desarrollada de forma empírica:

$$Vol_{catalizador} = 2,81 * Q_B * \eta_{aj} * Slip_{aj} * NO_{x_{aj}} * S_{aj} * \frac{T_{aj}}{\eta_{SCR}}$$

A continuación, se definen los distintos parámetros de diseño donde es importante aclarar que la aplicación de las siguientes ecuaciones deben ser utilizadas en unidades del sistema británico/estadunidense:

- Razón de suministro de calor: Q_B

El Q_B está expresado en unidades de MMBtu/h (millones de unidades térmicas inglesas por hora) y se obtiene del HHV del syngas, valor calorífico alto por sus siglas en inglés, multiplicado por la máxima razón de consumo de syngas en lb/hr (libras por hora), m_{fuel} [19]:

$$Q_B = HHV * m_{fuel}$$

Para el caso de estudio se debe obtener el HHV del syngas. Como los componentes del gas de síntesis que aportan al valor calorífico son el CO, H₂ y el CH₄ se obtiene el valor el HHV a través de la siguiente ecuación:

$$HHV_{syngas} = HHV_{CO} * y_{CO} + HHV_{H_2} * y_{H_2} + HHV_{CH_4} * y_{CH_4}$$

Donde: HHV_{CO}: 12,63 MJ/Nm³

HHV_{H₂}: 12,74 MJ/Nm³

HHV_{CH₄}: 39,82 MJ/Nm³

Y las fracciones molares dadas en base seca. [6]

Se saben los flujos molares de la corriente del gas de síntesis producido (ver Capítulo 4) y a partir de ellos se obtienen las fracciones molares de CO, H₂ y CH₄ en base seca:

y_{CO}: 0,242

y_{H₂}: 0,249

y_{CH₄}: 0,016

Por lo tanto, el valor calorífico alto del gas es: 6,872 MJ/Nm³

A partir de la densidad del gas en condiciones normales se obtiene el HHV en unidades de J/kg y luego se realiza el pasaje de unidades para tener unidades de Btu/lb:

$$HHV = 1,019 * 10^5 \text{ Btu/lb.}$$

Sabiendo el caudal másico del syngas (ver Capítulo 4) se calcula el caudal del syngas en base seca en unidades de lb/h:

$$M_{fuel} = 6,741 * 10^3 \text{ lb/h}$$

Por lo tanto se obtiene:

$$Q_b = 6,871 * 10^8 \text{ Btu/lb} * 6,741 * 10^3 \text{ lb/h} = 6,871 * 10^8 \text{ Btu/h} = 687,053 \text{ MMBtu/h}$$

- Eficiencia de Remoción de NO_x: η_{NO_x}

La ecuación para la eficiencia de remoción de NO_x está dada por:

$$\eta_{NO_x} = \frac{NO_{x_{in}} - NO_{x_{out}}}{NO_{x_{in}}}$$

Donde:

NO_{x in}: concentración de NO_x a la entrada del catalizador.

NO_{x out}: concentración de NO_x a la salida del catalizador

En el Capítulo 4 se estableció una eficiencia del 95% según datos bibliográficos para la remoción de NO_x , siendo ésta eficiencia adecuada para cumplir con las regulaciones de emisiones de óxidos de nitrógeno.

Los datos concernientes a la eficiencia de remoción de NO_x deben ajustarse con la siguiente expresión ^[19]:

$$\eta_{adj} = 1,058 * \eta_{\text{NO}_x} + 0,2869$$

Por lo tanto se tiene:

$$\eta_{adj} = 1,058 * 0,95 + 0,2869 = 1,294$$

- Escabullimiento de reactivo: Slip de amoniaco

Como se mencionó anteriormente para sistemas SCR se tiene un Slip que está en el rango de 2 a 5 ppm. Se tiene el siguiente el factor de ajuste de escabullimiento de amoníaco para valores de Slip dentro del rango mencionado:

$$\text{Escabullimiento}_{adj} = -0,0567 * \text{Escabullimiento} + 1,2835$$

Tomando el valor de escabullimiento de 2 ppm para tener las mínimas emisiones posibles de NH_3 se tiene:

$$\text{Escabullimiento}_{adj} = -0,0567 * 2 + 1,2835 = 1.17$$

- NO_x a la entrada:

La cantidad de NO_x a la entrada del sistema modifica el volumen según la siguiente expresión:

$$\text{NO}_{x\ adj} = 0,3208 * \text{NO}_{x\ in} + 0,8524$$

La cantidad de NO_x a la entrada del SCR se debe expresar en unidades de lb/MMBtu. ^[19]

Por lo tanto sabiendo que el flujo másico de NO_x en la corriente de syngas es de 22.68 kg/h (ver Capítulo 3), se puede obtener dicho flujo en unidades de lb/h y dividiendo por el valor obtenido de Q_B se tiene:

$$\text{NO}_{x\ in} = \frac{22,68\ \text{kg/h} * 2,20046\ \text{lb/kg}}{687,053\ \text{MMBtu/h}} = 0,072\ \text{lb/MMBtu}$$

Por lo tanto:

$$\text{NO}_{x\ adj} = 0,3208 * 0,072 + 0,8524 = 0,876$$

- Azufre en el carbón

La cantidad de azufre presente afecta a la actividad del catalizador ya que la combinación de éste con el amoníaco provoca el envenenamiento del catalizador. Este efecto conlleva la caída de la actividad y la posible corrosión de los diferentes equipos involucrados. La relación empírica de ajuste con el volumen del catalizador está especificada por la siguiente ecuación:

$$S_{adj} = 0,0455 * S + 0,9636$$

Donde S es el contenido de azufre del combustible en fracción de peso.

Como se asume que el contenido de azufre fue eliminado anteriormente por el depurador en seco se considera a S_{adj} próximo a 0,9636.

- Temperatura:

Como se explicó anteriormente la temperatura tiene una influencia muy distinguida en la actividad del catalizador que se puede ver en la Figura 5.9. Esta parametrización de la actividad en función de la temperatura proporciona una base sobre la que desarrollar la relación con el volumen de catalizador. La siguiente ecuación define la relación entre estos parámetros de manera cuadrática, resultando de ella el porcentaje que ha de aumentar el volumen según la temperatura de operación:

$$T_{adj} = (2,74 * 10^{-5} * T^2) - (0,03937 * T) + 15,16$$

En donde T es la temperatura del gas de combustión a la entrada del reactor en grados Fahrenheit (°F).

Se establece una temperatura de entrada al SCR de 750 °F (400°C), siendo éste el límite de operación por lo que se tiene:

$$T_{adj} = 1.795$$

- Número de reactores: n_{SCR}

Se establece el número de reactores en 1.

Finalmente se tiene el volumen de catalizador a partir de todos los valores obtenidos:

$$Volumen_{catalizador} = 4.429 * 10^3 \text{ ft}^3 = 125.41 \text{ m}^3$$

2. Dimensiones del Reactor de SCR

El tamaño del área de sección transversal del reactor de SCR se diseña para la razón de flujo del gas de combustión y la velocidad superficial. Un valor típico de la velocidad superficial es 16 ft/s, aproximadamente 4.5 m/s. Utilizando este valor para la velocidad, la ecuación para el área de sección transversal del catalizador está dada por:

$$A_{catalyst} = \frac{q_{fluegas}}{v_{sf}}$$

Donde:

$$q_{fluegas} = \frac{q_{fuel} * Q_B * (460 + T)}{(460 + 700) * n_{SCR}}$$

Por lo tanto se tiene:

$$q_{fluegas} = 3,287 * 10^5 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$A_{catalizador} = 342,416 \text{ ft}^2 = 31.81 \text{ m}^2$$

El área de sección transversal del reactor de SCR es aproximadamente 15 por ciento más grande que el área de sección transversal del catalizador para tomar en cuenta la geometría del módulo y los accesorios:

$$A_{SCR} = 1,15 * A_{catalyst}$$

$$A_{SCR} = 393,779 \text{ ft}^2 = 36.58 \text{ m}^2$$

El reactor de SCR puede tratarse como cuadrado. La longitud, l, y el ancho, w, se estiman por:

$$l = w = (A_{SCR})^{1/2}$$

$$l = w = 19.844 \text{ ft} = 6,04 \text{ m}$$

Se calcula una estimación del número de capas de catalizador a partir del volumen de catalizador, el área de sección transversal del catalizador y estimando la altura del elemento del catalizador. Una altura nominal para el catalizador, h_{capa} , es 3.1 pies. Una primera estimación del número de capas de catalizador, n_{capa} , es:

$$n_{layer} = \frac{Vol_{catalyst}}{h'_{layer} * A_{catalyst}}$$

$$n_{capas} = 4,172$$

Este valor de n_{capa} se redondea entonces al entero más cercano siendo 4 capas las necesarias en primera instancia. Además, se cumple con que deben de haber al menos dos capas de catalizador.

La altura de cada capa de catalizador se calcula utilizando el número estimado de capas. Esto debe resultar en que la altura de una capa de catalizador, h_{capa} , esté dentro del rango industrial normal de 2.5 a 5.0 pies. La altura de una capa de catalizador se calcula de la siguiente ecuación:

$$h_{layer} = \frac{Vol_{catalyst}}{n_{layer} * A_{catalyst}} + 1(ft)$$

En donde se agrega 1 pie para tomar en cuenta el espacio requerido por encima y por debajo del material del catalizador para el ensamble del módulo.

Por lo tanto se tiene:

$$h_{capa} = 4.234 ft = 1,29 m$$

El número de capas de catalizador calculadas previamente no incluye capas vacías de catalizador para la instalación de catalizador a futuro. Se recomienda una capa vacía de catalizador para usarla con un plan de manejo de catalizador. Entonces el número total de capas de catalizador incluye todas las capas vacías de catalizador que serán instaladas.

$$n_{total} = n_{layer} + n_{empty}$$

Resultando:

$$n_{total} = 5 \text{ capas de catalizador}$$

La altura del reactor de SCR, incluyendo las capas iniciales y futuras de catalizador, la capa rectificadora de flujo, el espacio para los sopladores de hollín y el cargado del catalizador, pero excluyendo los conductos y tolvas de entrada y salida, se determina de la ecuación:

$$h_{SCR} = n_{total} * (c1 + h_{layer}) + c2$$

En donde las constantes se basan en prácticas industriales comunes de $c1 = 7$ y $c2 = 9$.

Obteniéndose para este caso:

$$h_{SCR} = 5 * (7 + 4.234) + 9 = 65.168 ft = 19.86 m$$

3. Estimación del Consumo de Reactivo

La razón de consumo de reactivo o razón de flujo masa del reactivo, $m_{reactivo}$, expresada generalmente como lb/hr (libras por hora), puede calcularse utilizando:

$$m_{reagent} = \frac{NO_{xin} * Q_B * \eta_{NOx} * SRF * M_{reagent}}{M_{NOx}}$$

En donde $M_{reactivo}$ es el peso molecular del amoníaco (17.03 gramos por mol) y M_{NOx} es el peso molecular del NO_2 (46.01 gramos por mol). Vale aclarar que se usa el peso molecular del NO_2 porque las emisiones de NOx , NO_{xin} , están dadas en lb/MMBtu de NO_2 .

SRF o ASR es la relación estequiométrica real que indica la cantidad real de reactivo necesaria para alcanzar la reducción de NO_x buscada. Los valores típicos de ASR son

mayores que los valores teóricos debido a la complejidad de las reacciones que involucran al catalizador y mezclado limitado. Los valores altos de ASR resultan generalmente en una mayor reducción de NO_x. La ASR es un parámetro importante en el diseño de un sistema de SCR, porque establece el uso de reactivo del sistema de SCR. La ASR está definida por:

$$ASR = \frac{\text{moles de NH}_3 \text{ equivalente inyectado}}{\text{moles de NO}_x \text{ no controlado}}$$

Dado que no se encuentran ecuaciones disponibles para estimar la ASR se tiene el dato del valor de la ASR típico en un sistema de SCR que es:

$$ASR = 1,05$$

Este valor incorpora márgenes de diseño para el escabullimiento de amoníaco y la pequeña cantidad de NO₂ en el gas de combustión que requiere de dos moles de NH₃ por mol de NO₂, en lugar de un mol de NH₃ por mol de NO.

Por lo tanto sabiendo los valores correspondientes a NO_{x in}, Q_B, η_{NO_x} ya previamente calculados y los valores dados para SRF, M_{reactivo} y M_{NO_x} se calcula el flujo másico de amoníaco necesario como:

$$m_{\text{amoniacico}} = \frac{0,07 * 687,053 * 1,05 * 0,95 * 17,03}{46,01} = 18,489 \text{ lb/hr} = 8,38 \text{ kg/h}$$

Para el amoníaco, la razón de flujo masa de la solución acuosa del reactivo, m_{sol}, está dada por:

$$m_{\text{sol}} = \frac{m_{\text{amoniacico}}}{C_{\text{sol}}}$$

En donde C_{sol} es la concentración de la solución acuosa de reactivo en peso.

Calculando:

$$m_{\text{sol}} = \frac{18,489}{0,29} = 63,755 \text{ lb/hr} = 28,92 \text{ kg/h}$$

La razón de flujo volumétrico de la solución, q_{sol}, expresada generalmente como galones por hora (gph), es:

$$q_{\text{sol}} = \frac{m_{\text{sol}}}{\rho_{\text{sol}}} * v_{\text{sol}}$$

En donde v_{sol} es la densidad de la solución acuosa del reactivo en libras por pie cúbico, 56,0 lb/ft³ para una solución de amoníaco al 29% a 60°F, es decir a 15 °C. El volumen específico de una solución de amoníaco al 29% a 60°F es 7,481 gal/ft³.^[19]

Por lo tanto se calcula por último el caudal de amoníaco diluido necesario como:

$$q_{sol} = \frac{63,755 \text{ lb/h}}{56 \text{ lb/ft}^3} * 7,481 \text{ gal/ft}^3 = 8,157 \text{ gal/h} = 32,237 \text{ l/h}$$

6. Bibliografía

- [1] Delgado Rius, P. (Septiembre 2018). Rediseño de la cámara de máquinas de un buque de carga, para la reducción de emisiones atmosféricas en la navegación por zonas ECAs (Trabajo de Final de Grado). Facultad de Náutica de Barcelona Universidad Politécnica de Cataluña, Barcelona, España.
- [2] Castrillo Turrión, M. Retrofit de una caldera de carbón pulverizado para el control de NOx mediante sistema SCR (Tesis de grado). Universidad Carlos III de Madrid. Madrid, España.
- [3] Echeverri Londoño Carlos Alberto (2006). Diseño óptimo de ciclones. Revista Ingenierías Universidad de Medellín. ISSN 1692-3324 URL: http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1692-33242006000200011#tb2
- [4] 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. (Tesis de grado) Escuela Técnica Superior de Ingeniería y Diseño Industrial, Universidad Politécnica de Madrid
- [5] Rojas Gonzalez, A. F. y Barraza Burgos J. M. (2007) Efecto de las condiciones de desvolatilización de carbones pulverizados sobre las características físicas de carbonizados. Revista Ingeniería e Investigación Vol. 27 No.1, Abril de 2007 (32-40) URL:<http://www.scielo.org.co/pdf/iei/v27n1/v27n1a05.pdf>
- [6] Budhathoki, R. (Marzo 2013). Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach (Tesis de maestría). Universidad de Jyväskylä.
- [8] Spray Dry Flue Gas Desulfurization Systems B&W. (2009). Berberon, Ohio, USA. URL: <https://www.babcock.com/products/-/media/36bc6634f76d47f6a5f3918d301fa66d.ashx>
- [9] B&W Quality Products for Power and Industry (2009). Berberon, Ohio, USA. URL:<https://www.babcock.com/products/-/media/36bc6634f76d47f6a5f3918d301fa66d.ashx>
- [10] Poullikkas, A. (2015) Review of Design, Operating, and Financial Considerations in Flue Gas Desulfurization Systems, Energy Technology & Policy, 2:1, 92-103, DOI: 10.1080/23317000.2015.1064794
- [11] Fernandez Diez, P. Control y Eliminación de los SOx. Cantabria, Santander, España.
- [12] Hassibi, M. y Singh, I. (2014). La preparación de la lechada de cal y su impacto en la eficiencia del proceso de flotación y costo de operación. Technical Paper presentado en el I International Congress of Minerals Flotation, Lima Perú.
- [13] Hassibi, M. (1999). Una perspectiva general del apagado de la cal y los factores que afectan el proceso. CHEMCO SYSTEMS L.P., "3er Symposium Internacional Sorbalit".

[14] García Herrero, E. A. (Abril 2012) Diseño básico del tren de limpieza de gases de turbina de una central de gasificación con ciclo combinado IGCC (Proyecto fin de carrera), Universidad Carlos III de Madrid, Escuela Politécnica Superior, Madrid, España.

[15] Basu, P, (2010) Biomass Gasification and Pyrolysis: Practical Design and Theory, Burlington, Estados Unidos, Editorial Elsevier.

[16] García Guzmán, D., A. y Morales Granda, H., V., (2014). Diseño y construcción de un sistema complementario para la puesta a punto de un gasificador de biomasa de 20KW (Tesis de grado), ESPE Universidad de las Fuerzas Armadas, Sangolquí, Pichincha, Ecuador.

[17] Emis- Vito (2015). Dry Electro Filter.
URL: <https://emis.vito.be/nl/node/19427>

[18] Koch-Glitsch, LP (Catálogo 2015). Mist Elimination Liquid-Liquid Coalescing.
URL: http://www.koch-glitsch.com/Document%20Library/ME_ProductCatalog.pdf

[19] Sorrels, J. L. (Junio 2019) Selective Catalytic Reduction. Air Economics Group Health and Environmental Impacts Division Office of Air Quality Planning and Standards U.S. Environmental Protection Agency Research Triangle Park, NC 27711.

Capítulo 6

Equipos auxiliares e integración energética

1.Introducción

En este Capítulo 6, en primer lugar, se establecerá cómo se transportará la biomasa a tratar dentro de la planta. A su vez, se definirán las cañerías a utilizar y sus características principales como son sus materiales, colores, diámetros y longitudes.

Por otro lado, se calcularán todas las pérdidas de calor y presión a lo largo del proceso teniendo en cuenta todos los equipos ya definidos en los capítulos anteriores, para poder presentar el diagrama de flujo detalladamente.

Además, se realizará el diseño de la red de intercambio de calor de la planta considerando todos los calores involucrados y también se diseñará el sistema auxiliar requerido.

Por último, se definirá la energía que es posible generar a través del syngas producido con un motor de combustión interna apto para ello y se comparará dicha energía con todos los gastos energéticos involucrados en el proceso.

2.Transporte de sólidos

La llegada de la cáscara de maní se hará en camiones provenientes de las áreas de producción y descascarado de la planta manisera. La misma, tras la descarga de los camiones, será almacenada en depósitos y luego transportada mediante un elevador de cangilones hasta una tolva en la parte superior del gasificador para alimentarlo. Según el análisis económico realizado en el siguiente capítulo se decidirá si se almacenará en silos o en depósitos específicos para ello.

Se transportarán los sólidos (cáscara de maní) mediante transporte de cangilones. Es el método más idóneo para el transporte vertical o muy inclinado de graneles, cuando el espacio para un transportador convencional es insuficiente o la pendiente es muy elevada.

Generalmente son instalaciones fijas que son rentables en alturas comprendidas entre 7 y 25 metros, aunque pueden llegar hasta los 30 metros. Se pueden combinar con transportadores continuos horizontales.

La alimentación o carga se hace de forma que el material caiga en los cangilones, una vez llenos los cangilones son elevados, y, en la parte superior, se produce la descarga aprovechando la fuerza centrífuga en una rampa o tolva instalada al respecto.

Los cangilones suben generalmente con una carga parcial, y a una velocidad determinada.

En algunos casos es conveniente dar al aparato una velocidad superior a la requerida con el fin de facilitar la descarga, puesto que a mayor velocidad, mayor proyección. En la Figura 6.1 se muestran las partes principales de este sistema de transporte.

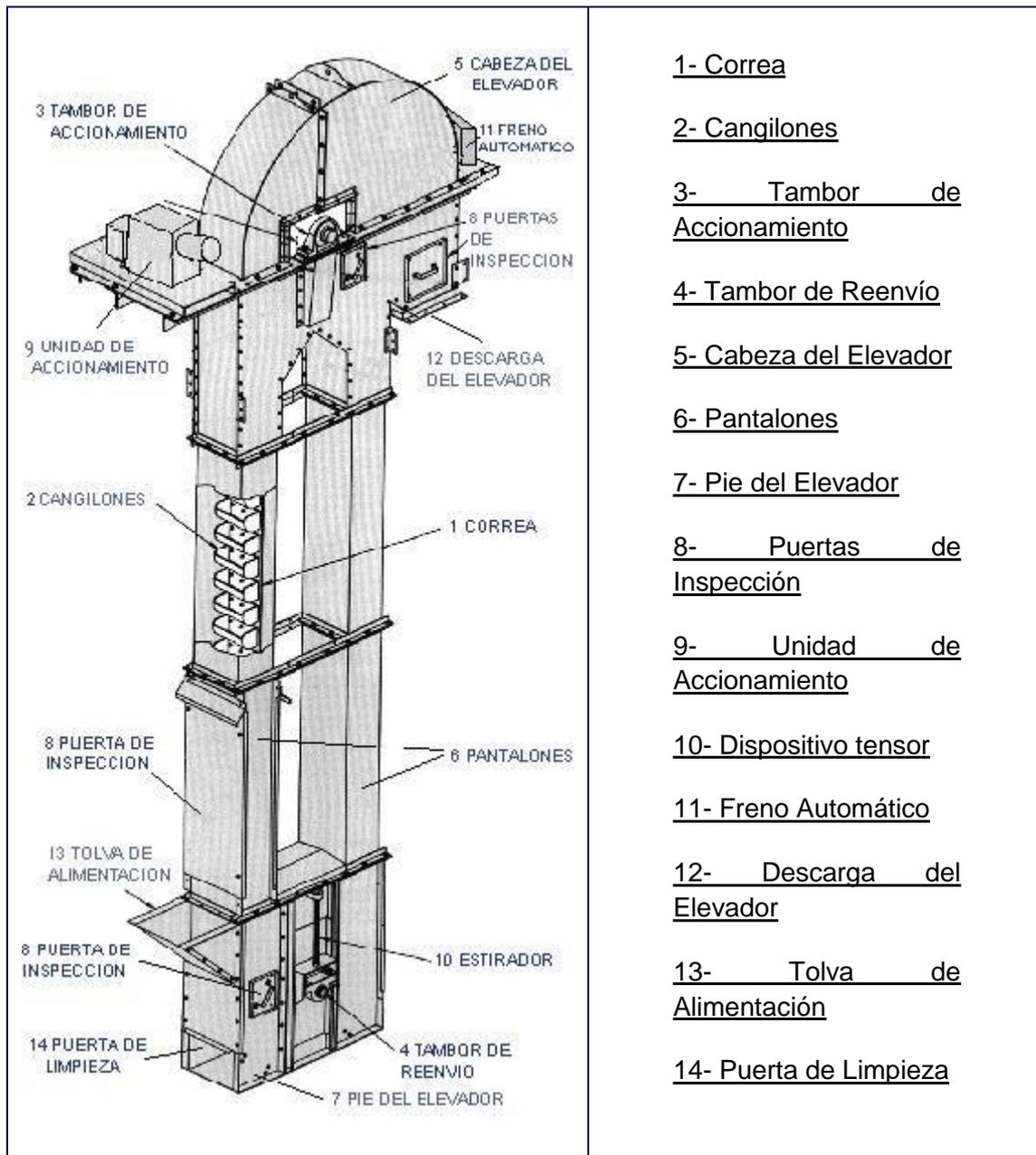


Figura 6.1: Torre de cangilones. [1]

2.1 Partes principales

Correa

Los cangilones van remachados sobre correas sinfín, generalmente de goma o plástico termoestable. Esta solución permite grandes velocidades empleando una correa fina y cangilones ligeros.

Normalmente, las velocidades de utilización oscilan entre 0,4 y 1,5 m/seg.

Cangilones

Dentro del sistema de elevación son los elementos que alojan a la carga en su carrera ascendente.

Según su construcción, pueden ser metálicos de chapa soldada o estampados, de material plástico, de fibra, de acero inoxidable o de fundición. Existen infinidad de formatos y dimensiones, cada fabricante de elevadores normalmente cuenta con un diseño particular.

Se escogen cangilones de tipo continuo, donde no existe separación entre los cangilones, y se forma una cadena continua. Entonces, se da un flujo seguido de materia, permitiendo así manipular gran cantidad a velocidades relativamente pequeñas. Con esta disposición de los cangilones, se consigue que el material que no entra en uno, lo haga en el siguiente, evitando que se acumule en el fondo.

Tambor de reenvío

Se localiza en la parte inferior del elevador. Sobre el eje del mismo se encuentra montado normalmente el dispositivo tensor. Su construcción se recomienda que sea aleteada o tipo "jaula de ardilla" para evitar que el material derramado se introduzca entre el tambor y la correa provocando daños a la misma. Su diámetro es generalmente igual al tambor de accionamiento o menor que el mismo.

Cabeza de elevador

Está localizada también en la parte superior del elevador. Es una estructura metálica que contiene al tambor de accionamiento, formando parte de la misma la unidad de accionamiento, el freno y la boca de descarga. El capot de la cabeza o sombrero debe tener el perfil adecuado para adaptarse lo más posible a la trayectoria del material elevado en el momento de producirse la descarga. Esta trayectoria depende de varios factores como pueden ser el tipo de cangilón, la velocidad de la correa y el diámetro del tambor de accionamiento.

Unidad de accionamiento

Se encuentra localizada en la parte superior del elevador, está constituida por un motor y un reductor que puede estar ligado directamente al eje del tambor de accionamiento o a través de un acople elástico. Toda la unidad se sustenta por una plataforma construida a tal fin.

Freno automático

Es un sistema ligado al eje del tambor de accionamiento. Permite el libre movimiento en el sentido de elevación. Cuando por cualquier motivo el elevador se detiene con los cangilones cargados, este sistema impide el retroceso de la correa, evitando así que el material contenido en los mismos sea descargado en el fondo del elevador.

Tolva de alimentación

La alimentación o carga se hace de forma que el material caiga en los cangilones por medio de los siguientes procedimientos:

- a) mediante tolva dosificadora
- b) por dragado
- c) mixta (dándose los dos casos anteriores) ^[1]

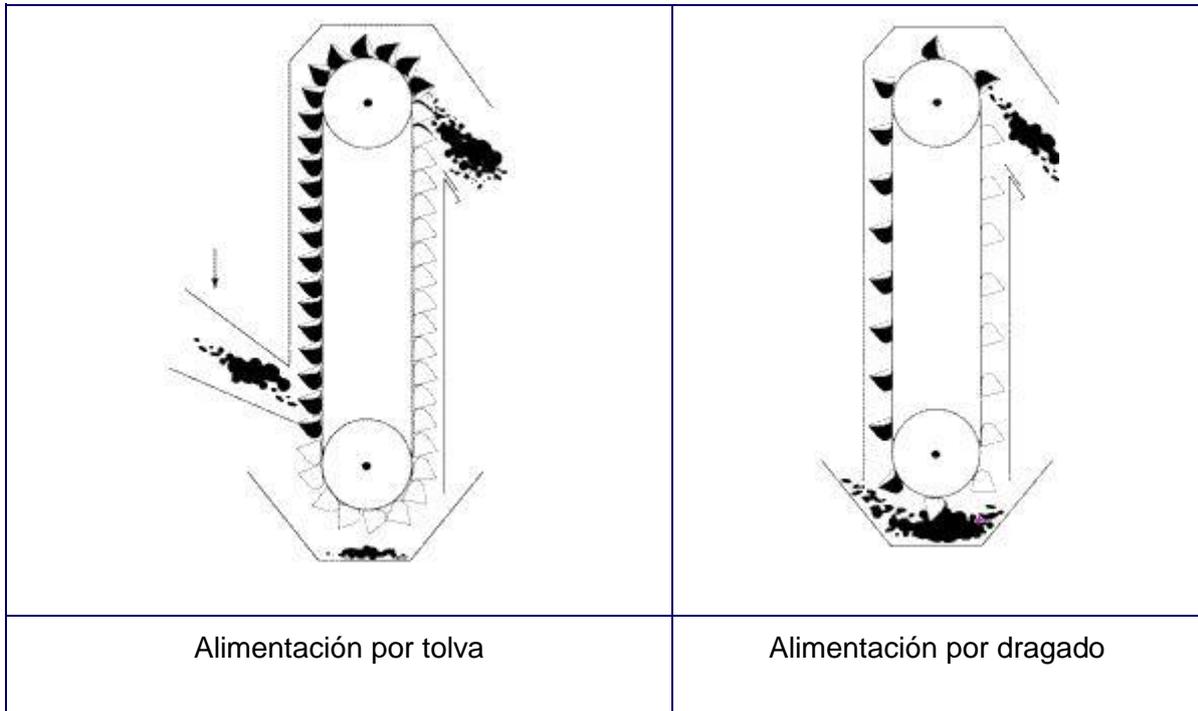


Figura 6.2: Diferentes tipos de alimentación. ^[1]

Motoreductor

Para imprimirle la fuerza que necesita el elevador para transportar su carga, se utiliza un motor eléctrico cuya potencia debe ser calculada dependiendo de las especificaciones de la estructura y de sus condiciones de trabajo, además para transmitirle al elevador la velocidad que necesita, se acopla al motor un reductor que disminuirá las rpm brindándole al sistema las condiciones necesarias para que se realice un buen llenado y descargue. ^[2]

2.2 Cálculo de la potencia del elevador

La potencia necesaria en el motor se calcula según:

Potencia para modelo con baldes separados: $Pot (HP) = T * H / 152$

Potencia para modelo con baldes continuos: $Pot (HP) = T * H / 167$

donde T es la capacidad (ton/h) y H la altura a la cual hay que elevar el material (m). ^[3]

Resultando en nuestro caso con baldes continuos:

$$T = 1.28 \text{ ton/h}$$

$$H = 11 \text{ m}$$

$$Pot = 0,084 \text{ HP} = 0,063 \text{ kW}$$

2.3 Ventajas y desventajas

El transportador de cangilones presenta las siguientes ventajas:

- Averías reducidas.
- Carencia de atmósfera de polvo, si se cubre convenientemente.

Así mismo, presenta las siguientes desventajas:

- Elevado consumo de energía en comparación con el trabajo útil
- Posibilidad de atasco del material con la caja de protección exterior, sobre todo, cuando se manejan materiales de grandes proporciones.
- Alargamiento de las correas o cadenas. ^[1]

3. Tipos de tuberías

3.1 Syngas

Para el syngas se utilizarán tubos de acero galvanizado (cañería de proceso). Las propiedades del acero más importantes son la conformabilidad y durabilidad, resistencia a la tracción y su buena resistencia a la fluencia, buena conductividad térmica y, para los aceros inoxidables, la resistencia a la corrosión.

Las ventajas de una protección por galvanización en caliente son muchas, pero hay que destacar que la principal es que asegura una mayor vida útil a los productos. La protección por galvanización en caliente aumenta significativamente la durabilidad de los elementos de acero expuestos a ambientes corrosivos. La galvanización produce un aumento de la vida útil del producto que tiene gran importancia en la evaluación ambiental. Probablemente, la galvanización por inmersión en caliente sea uno de los procesos más amigables con el medio ambiente para proteger estructuras de acero.

Para gases combustibles se sugiere el uso de hierro negro epoxi, polipropileno o acero. Por lo descrito anteriormente, se elige una cañería de acero con protección galvánica. Dentro de la familia de los aceros se tienen diferentes tipos que varían sus propiedades de resistencias a la presión interna y la temperatura.

Se procede a calcular la presión máxima de operación para una cañería de acero. Para calcular las tensiones tangenciales basta considerar un cilindro cortado por la mitad a lo largo

de su eje y dividir la fuerza total F, originada por la presión P, por el área A, que debe resistir la fuerza F. Con el objeto de establecer las fórmulas respectivas se definirá:

P: Presión interna

d: Diámetro interior

e: Espesor de pared

S: Tensión de tracción en el material

Si se considera un cilindro de longitud unitaria, la fuerza total originada por la presión interna es:

$$F = P * d$$

A su vez, el área que debe soportar la fuerza F es

$$A = 2 * e$$

Por último, la tensión de tracción en la material queda determinada por

$$S = \frac{F}{A} = \frac{P * d}{2 * e}$$

Con esta expresión se puede determinar la presión interna:

$$P = \frac{2 * S * e}{d}$$

Las fórmulas anteriores se han derivado de un análisis teórico del fenómeno en cuestión. En un diseño real será necesario agregar algunas consideraciones según lo que se indica en el punto siguiente. No obstante, la relación de mayor uso para estimar las tensiones existentes en una cañería sometida a presión interna, es la llamada fórmula de Barlow en la que se reemplaza el diámetro interior por el diámetro exterior, quedando, en consecuencia, la tensión S como se ve a continuación:

$$S = \frac{P * D}{2 * e}$$

En que D es el diámetro exterior.

Fórmulas de Diseño

Conforme a lo establecido en los puntos anteriores, el diseño de un sistema de cañerías siempre está regido por la norma correspondiente al proceso en que éstas se utilizarán. A manera de ejemplo se entrega a continuación la fórmula adoptada por el ANSI "Code for Pressure Piping", B31 y por el ASME "Boiler Construction Code". Según ambas normas, la presión de operación admisible se calcula como sigue:

$$P = \frac{2 * SE * (e_m - A)}{D - 2 * y * (e_m - A)}$$

En donde

e_m : Espesor de pared requerido, in (mm).

P: Presión interna de diseño, psi (Mpa).

D: Diámetro exterior de la cañería, in (mm).

SE: Tensión admisible del material por concepto de presión interna y eficiencia de la unión a la temperatura de diseño.

El valor de la tensión admisible SE para el acero en cuestión resulta en un valor de 145 MPa^[24] que tiene en cuenta la máxima temperatura de syngas que corresponde a la salida del gasificador (1043 K).

A: Espesor adicional para compensar el material removido por roscado, corrosión o erosión, ver Tabla 6.1.

y: Coeficiente cuyos valores se entregan en la Tabla 6.2.

En las Tablas 6.1 y 6.2, se da la información necesaria para el procedimiento de los cálculos.

Tabla 6.1: Espesor adicional por roscado, in (mm).

Tipo de Cañerías		A in (mm)
Roscada	$d \leq 3/8"$ (9,53 mm)	0,05 (1,27)
	$d \geq 1/2"$ (12,7)mm	Profundidad del Hilo
Extremos Planos	$d \leq 1"$ (25,4 mm)	0,05 (1,27)
	$d < 1"$ (25,4 mm)	0,065 (1,65)

Tabla 6.2: Coeficiente y para diversas temperaturas.

Acero	Valores de y para diversas temperaturas, ° F (° C)					
	< 900° F (482°C)	950° F (510°C)	1000° F (538°C)	1050° F (566°C)	1100° F (593°C)	1150° F (621°C)
Ferrítico	0,4	0,5	0,7	0,7	0,7	0,7
Austenítico	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,7

Tabla 6.3: Diámetros nominales y espesores en cañería de acero. [16]

CAÑOS SIN COSTURA - SCHEDULE								
Diámetro nominal	Diámetro externo	STD	XS	XXS	10	20	30	40
(plg)	(mm)							
1/8	10,3	1,73	2,41					1,73
		0,37	0,47					0,37
1/4	13,7	2,24	3,02					2,24
		0,63	0,8					0,63
3/8	17,1	2,31	3,2					2,31
		0,84	1,1					0,84
1/2	21,3	2,77	3,73	7,47				2,77
		1,27	1,62	2,55				1,27
3/4	26,7	2,87	3,91	7,82				2,87
		1,69	2,2	3,65				1,69
1	33,4	3,38	4,55	9,09	2,77			3,38
		2,5	3,24	5,46	2,09			2,5
1 1/4	42,2	3,56	4,85	9,7	2,77			3,56
		3,39	4,47	7,78	2,69			3,39
1 1/2	48,3	3,68	5,08	10,16	2,77			3,68
		4,05	5,41	9,57	3,11			4,05
2	60,3	3,91	5,54	11,07	2,77			3,91
		5,44	7,48	13,44	3,93			5,44
2 1/2	73	5,16	7,01	14,02	3,05			5,16
		8,63	11,41	20,39	5,26			8,63
3	88,9	5,49	7,62	15,24	3,05			5,49
		11,29	15,27	27,68	6,46			11,29
3 1/2	101,6	5,74	8,08		3,05			5,74
		13,57	18,64	17,12	7,41			13,57
4	114,3	6,02	8,56	41,03	3,05			6,02
		16,08	22,32	19,05	8,37			16,08
5	141,3	6,55	9,53	57,43	3,4			6,55
		21,77	30,97	21,95	11,56			21,77
6	168,3	7,11	10,97	79,22	3,4			7,11
		28,26	42,56	22,23	13,83			28,26
8	219,1	8,18	12,7	107,93	4,78	6,35	7,04	8,18
		42,55	64,64	25,4	25,26	33,32	36,82	42,55
10	273	9,27	12,7	155,1	4,19	6,35	7,8	9,27
		60,29	81,53	25,4	27,78	41,76	51,01	60,29
12	323,8	9,52	12,7	186,92	4,57	6,35	8,38	10,31
		73,79	97,44		35,96	49,71	65,19	79,71
14	355,6	9,53	12,7		6,35	7,92	9,53	11,13
		81,33	107,4		54,69	67,91	81,33	94,55
16	406,4	9,53	12,7		6,35	7,92	9,53	12,7
		93,27	123,31		62,65	77,83	93,27	123,31
18	457	9,53	12,7		6,35	7,92	11,13	14,27
		105,17	139,16		70,57	87,71	122,38	155,81
20	508	9,53	12,7		6,35	9,53	12,7	15,09
		117,15	155,13		78,56	117,15	155,13	183,43
24	610	9,53	12,7		6,35	9,53	14,27	17,48
		141,12	187,07		94,53	141,12	209,65	255,43
30	762	9,53	12,7		7,92	12,7	15,88	
		176,85	234,68		147,26	234,68	292,2	19,05
36	914	9,53	12,7		7,92	12,7	15,88	420,45
		212,57	282,29		176,97	282,29	351,73	
42	1067	9,53	12,7				15,88	
		248,53	330,21				411,64	
48	1219	9,53	12,7				15,88	
		284,25	377,81				471,17	

Como se determinó en el Capítulo 4, a la salida del gasificador se tiene un caudal volumétrico de $2.96 \text{ m}^3/\text{s}$. Por lo tanto, para obtener una velocidad de syngas cercana a los valores aceptables (30 m/s para gas) [25] se decide trabajar con una cañería de 16 pulgadas de diámetro nominal, 406.4 mm de diámetro exterior y 9.53 mm de espesor (ver Tabla 6.3).

$$D_i = DN - 2 * \text{espesor} = 406.4 \text{ mm} - 2 * 12.71 \text{ mm} = 380,98 \text{ mm}$$

Se calcula la velocidad del gas en la cañería, según:

$$v = Q/A = \frac{2.96 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi/4 * (0.381 \text{ m})^2} = 25,96 \text{ m/s}$$

El espesor mínimo será el nominal menos la tolerancia de espesor especificada por la norma ASTM A53, que es del 12.5 % del espesor nominal, por lo tanto, resulta en un $e_m=8,34 \text{ mm}$.

Se procederá a calcular la máxima presión permisible en la cañería para el caso en cuestión.

$$D=406,4 \text{ mm}$$

$$SE= 145 \text{ MPa} = 21030,5 \text{ psi}$$

$A= 0 \text{ in}$ (Tabla 6.1, se considera despreciable ya que la unión es por soldadura).

$y= 0,7$ (Tabla 6.2, a partir de los 621 °C el factor se torna constante en 0,7)

Utilizando la fórmula,

$$P = \frac{2 * SE * (e_m - A)}{D - 2 * y * (e_m - A)}$$

Se obtiene,

$$p = \frac{2 * SE * (em - A)}{D - 2 * y * (em - A)} = \frac{2 * 21030.5 * (8.34 - 0)}{406.4 - 2 * 0.7 * (8.34 - 0)} = 888,69 \text{ psi} = 6127301,86 \text{ Pa}$$

Es entonces, la presión máxima permisible en esta cañería de 6127301,86 Pa. A la salida del gasificador se tiene una presión de 119100 Pa y a lo largo de la cañería se tendrán pérdidas de carga debido a la fricción y los equipos del proceso. Aunque el syngas se impulsará con un soplador, no se corren riesgos de sobrepasar la presión máxima permisible para este material.

La cañería deberá estar pintada de color gris por tratarse de la corriente de proceso.

Luego del ciclón se debe colocar un soplador que provoca cambios de caudal, como se explicará luego. Se tiene menor caudal, por lo que no es necesario un diámetro de 16 pulgadas para asegurar la velocidad permisible, entonces, se decide cambiar el diámetro de cañería. Para ello se elige un diámetro nominal de 12 pulgadas SCH 40 obteniendo así una velocidad de 24 m/s.

A la salida del intercambiador, se propone disminuir el diámetro de cañería ya que al reducirse la temperatura disminuye el caudal de gas, y por ende, no es necesario un diámetro de cañería tan elevado para mantener la velocidad por debajo de la sugerida. Se elige un diámetro nominal de 8 pulgadas SCH 40 obteniendo una velocidad de 22,47 m/s.

3.2 Cañerías de servicios

3.2.1 Agua

Para las cañerías de agua se utilizarán tuberías de termofusión. Se eligieron tubos de la empresa Acqua System Magnum, modelo PN12 que sirve para agua hasta 40°C. ^[17]

La termofusión es un método de soldadura simple y rápido para unir tubos de polipropileno y sus accesorios. Las superficies de las partes que se van a unir se calientan a temperatura de fusión y se unen por aplicación de presión, con acción mecánica o hidráulica, de acuerdo al tamaño de la tubería y sin usar elementos adicionales de unión. Esta técnica produce una unión permanente y eficaz, y es económica.

La cañería deberá estar pintada de color verde para el agua fría y verde con franjas naranjas para el agua caliente.

3.2.2 Aire

Para el aire se utilizarán tuberías de polietileno. El polietileno es un material termoplástico destinado a diversas aplicaciones debido a sus características de baja rugosidad, resistencia a la corrosión, flexibilidad, bajo peso, resistencia a presiones internas y externas y facilidad de instalación.

La cañería deberá estar pintada de color azul correspondiente al flujo de aire.

4. Cálculo de temperaturas y presiones a lo largo de la cañería

4.1 Diagrama de Flujo de la Planta

En la Figura 6.3 se muestra el esquema de la planta. A lo largo del Capítulo se detallarán los cálculos realizados para hallar las presiones y temperaturas indicadas en la figura. Los caudales volumétricos en cada tramo se calcularon según:

$$Q = \frac{T * Pn}{Tn * P} * Qn$$

Donde Q es el caudal volumétrico a la temperatura de operación T y la presión de operación P, mientras que Qn es el caudal normal (A Tn=273 K y P=1 atm) calculado según gases ideales para el caudal molar de syngas obtenido a la salida del gasificador.

Siendo, $Qn = 0,91 \text{ Nm}^3/\text{s}$ como se informó en el Capítulo 4.

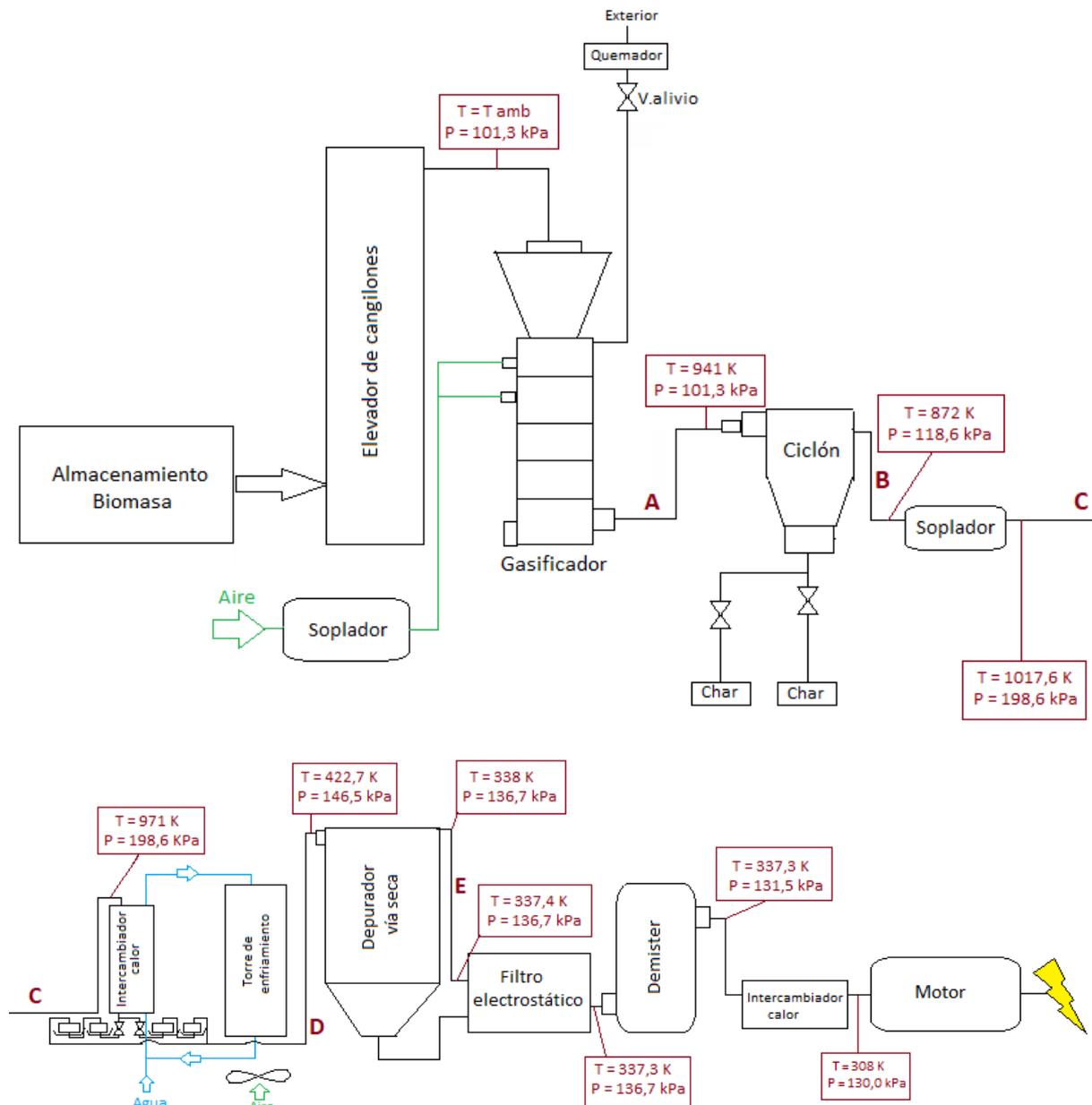


Figura 6.3. Esquema detallado de la planta.

Tramo A:

Por el diseño realizado en el Capítulo 5, se sabe que el ciclón presenta una altura de 4,4 metros, y como la entrada del gas es por la parte superior del mismo, y la salida del gasificador por la parte inferior, se tiene una altura de cañería mínima de 4,4 metros, además se tienen sectores de cañería horizontal, los cuales se estiman en 0.5 metros de cada lado (salida del gasificador y entrada al ciclón) y por la disposición de la cañería (ver Figura 6.3), se precisan dos codos a 90°.

Tramo B:

El gas de síntesis al salir del ciclón se dirige al soplador. Este tramo involucra entonces la longitud comprendida por el descenso vertical desde el tope del ciclón hasta el ras del suelo donde se encuentra la entrada al soplador (4,4 m). Además, se adicionan 0,5 m de cada lado (salida del ciclón - entrada de soplador). Por tanto, la longitud total del tramo queda comprendida en 5,4 m. Por la disposición de la cañería, se precisan dos codos a 90°.

Tramo C:

Al salir del soplador, el gas se dirige al intercambiador de calor ingresando desde el tope. Se requiere entonces un tramo vertical igual a la altura del intercambiador de 1 m sumando además 1 m más de altura que es la requerida para posicionar el intercambiador de calor suspendido por sobre el filtro granular. A su vez, se adicionan dos tramos horizontales de 0,5 m, de cada lado. Por la disposición de la cañería, se precisan tres codos a 90°.

Tramo D:

A la salida del intercambiador se tiene un pequeño tramo vertical que pasa por el filtro y luego el gas libre de tar ingresa al equipo separador de azufre. El primer tramo de cañería es despreciable por su corta longitud. El segundo tramo está compuesto por una tubería vertical de 7,2 m, la cual representa la longitud necesaria para el ascenso del gas hasta la entrada del depurador seco que se encuentra en la parte superior del mismo. Por lo tanto, se tendrán dos tramos rectos horizontales de 0,5 m a la entrada del depurador y salida del filtro granular. Además, entre el filtro y la entrada al depurador se precisan tres codos a 90°.

Tramo E:

El gas de síntesis a la salida del depurador por vía seca se dirige al filtro electroestático donde se eliminan los polvos generados en el equipo anterior. El tramo de cañería en cuestión posee un tramo recto vertical cuya longitud está determinada por la distancia comprendida entre la salida superior del depurador seco y la entrada lateral del filtro electroestático posicionado al ras del suelo. Además se tendrán dos tramos rectos horizontales de 0,5 m cada uno para lograr una buena separación entre los equipos. La longitud total entonces resulta de 5,8 m verticales y 1 m horizontal. Además, por la disposición de los equipos se precisan dos codos a 90°.

Tramo F:

La entrada al Demister es horizontal y por el centro del mismo. La salida del depurador en seco es también horizontal y a la misma altura, por lo que se requerirán dos tramos horizontales de 1 m y uno vertical de 0,5 m por la diferencia de alturas comprendida entre los equipos. Por la disposición de los equipos se precisan 2 codos a 90°.

Válvulas

A continuación, se detallan las válvulas de la Figura 6.3.

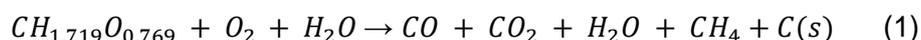
- Válvula de alivio. Debido a posibles elevaciones de presión se requiere de un sistema de seguridad, esta válvula libera al exterior en caso de emergencia. De forma de no liberar el syngas directamente a la atmósfera, se quema pasando por un quemador.

- Válvulas manuales para depósitos char. Como se debe retirar periódicamente el char acumulado, se tiene un bypass con un depósito secundario para no parar la producción al momento de limpiar, entonces se cierra la válvula del depósito a limpiar y se abre la del secundario.
- Válvulas manuales, una para cada depósito de tar. Cumplen la misma función que las válvulas para el char.

4.2 Diseño de la red de intercambio de calor

Al diseñar el gasificador, en primer lugar, se consideró que era adiabático y que el calor necesario para las reacciones endotérmicas de gasificación estaba provisto por las reacciones exotérmicas de oxidación. A su vez, se tienen otros procesos endotérmicos como son la pirólisis y el secado que también dependen de dicho calor liberado. Sin embargo, se debe verificar que esto sea cierto. Además, en el Capítulo 4 se evaluaron las pérdidas de calor ya que, si bien se utiliza un material con buenas propiedades para la aislación, el sistema no es perfectamente adiabático.

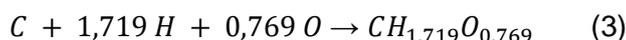
Se procedió entonces a calcular la cantidad de calor disponible y requerido en el punto donde se comienza la gasificación. Se simplificaron las etapas de secado, pirólisis y oxidación teniendo en cuenta los compuestos que se tienen a la entrada de la gasificación con la siguiente reacción global:



Se partió de 40,65 kmol/h de biomasa seca y libre de cenizas, de 8,12 kmol/h de H₂O correspondientes a la humedad de la biomasa (ver Capítulo 2) y de 69,86 kmol/h de aire para operar con un ER de 0,3 que significan 14,67 kmol/h de O₂. Además, según lo explicado en el Capítulo 2, en cuanto a las condiciones iniciales de la etapa de gasificación, se consideró que todo el oxígeno se transforma en CO₂ con parte del char formado. El char restante, se estimó a partir del porcentaje de char en el gas luego de la pirólisis.^[26] Por lo tanto, se llegó a la siguiente reacción balanceada:



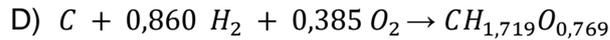
Se calculó la entalpía de reacción a partir de las entalpías de formación de cada compuesto. Se obtuvieron las entalpías de formación del CO₂, CO, CH₄, H₂O y O₂ en función de la temperatura^[27]. La entalpía de formación de la biomasa se estimó basándose en la ley de Hess. La reacción genérica para la formación de la cáscara de maní puede ser modelada como:



Se puede llegar a dicha reacción a partir de las siguientes reacciones:

- A) $C + O_2 \rightarrow CO_2$
- B) $0,860 H_2 + 0,430 O_2 \rightarrow 0,860 H_2O$
- C) $CH_{1,719}O_{0,769} + 1,046 O_2 \rightarrow CO_2 + 0,860 H_2O$

Donde se llega a la formación de la biomasa a través de A + B - C:



La reacción A representa la oxidación del carbono y el calor de reacción estará dado por el calor de formación del CO₂ siendo -393509 kJ/kmol. La reacción B es la oxidación del hidrógeno y el calor de reacción estará dado por el calor de formación del H₂O que resulta de -241818 kJ/kmol. Por último, el calor de la reacción C estará dado por el HHV de la biomasa, higher heating value por sus siglas en inglés, cuyo valor es de 18,47 MJ/kg ^[28], es decir, 480589,4 kJ/kmol. A partir de esto, se obtuvo la entalpía de formación de la biomasa. ^[8]

$$\Delta H_{f \text{ biomasa}} = \Delta H_A + \Delta H_B - \Delta H_C$$

$$\Delta H_{f \text{ biomasa}} = -393509 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} + 0,86 * \left(-241818 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right) + 480589,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = -120883,08 \text{ kJ/kmol}$$

Por lo tanto, el calor disponible estará dado por el ΔH total de la reacción global (2) siendo H_{productos} - H_{reactivos} en el rango de temperaturas que va desde 278 K, considerando que se ingresa a esa temperatura al gasificador, hasta 1200 K, siendo la temperatura que se aspira alcanzar antes de comenzar la gasificación. Finalmente se obtiene -1316 kW.

Para el cálculo del calor requerido se deben tener en cuenta el calor necesario para evaporar el agua que ingresa con la biomasa, el calor necesario para calentar los gases hasta 1200 K y el calor que se pierde por los alrededores. Según leyes termodinámicas, se obtiene el mismo resultado planteando todos los pasos térmicos o llevando todo a una temperatura de referencia, y planteando únicamente el calor sensible desde esa temperatura hasta la temperatura final. La reacción global se lleva a la temperatura de referencia de 278 K y, por lo tanto, se plantea el calentamiento de los gases producidos desde esta temperatura hasta los 1200 K. Además, se plantea la evaporación del agua ya que en la reacción global se considera a la biomasa seca, por lo que el calentamiento del agua (perteneciente a la humedad de la biomasa) se plantea desde la temperatura de evaporación hasta la final.

El primer calor mencionado se calcula como $Q_{evap} = \lambda * F_{H_2O} = 91,826 \text{ kW}$. Luego, el calor requerido para calentar cada corriente de compuestos gaseosos mencionados se obtiene como $Q = F * Cp * \Delta T$. Para ello se obtuvieron los Cp en función de la temperatura de cada uno. ^[27] Por último, se consideran las pérdidas de calor que resultaron ser de 1,127 kW como se explicó en el Capítulo 3.

Por ende, se tiene:

$$Q_{requerido} = Q_{evap} + Q_{alr} + Q_{calentamiento \text{ CH}_4} + Q_{calentamiento \text{ N}_2} + Q_{calentamiento \text{ CO}} + Q_{calentamiento \text{ H}_2\text{O}} + Q_{calentamiento \text{ CO}_2} + Q_{calentamiento \text{ C}}$$

$$Q_{requerido} = 1373,49 \text{ kW}$$

Es importante aclarar que se debe tener en cuenta el nitrógeno del aire que permanece inerte. Por lo tanto, se llega a la conclusión que el calor disponible supera al requerido en 57,2 kW. Esto quiere decir que no se debe calentar el aire que ingresa al gasificador. De haber resultado de manera contraria se debería haber calentado el aire aprovechando el calor del syngas de salida del reactor o bien aumentando el ER para proveer más oxígeno y así aumentar el calor disponible.

Se sabe que en general dentro en este tipo de gasificadores, el calor que proveen las reacciones de oxidación alcanza para que se desarrollen el resto de las reacciones endotérmicas.^[31] En este caso, por los cálculos explicados anteriormente, el calor disponible es mayor que el requerido. Por este motivo, se tendrán mayores temperaturas que las supuestas. La temperatura al comienzo de la oxidación se ha establecido previamente en 1200 K. En este caso, si se despeja la temperatura que se tendría igualando los calores, resulta ser de 1248 K. Es decir, en realidad se tiene una temperatura un poco mayor dentro del gasificador. Se estima que esto no afectará en gran medida a los cálculos ya hechos (como por ejemplo, los flujos en el syngas obtenido) ya que la diferencia es pequeña.

Si se analiza la planta de manera global siempre se requiere enfriar el syngas por lo que no se procederá a realizar el Análisis Pinch.

4.3 Pérdidas de calor en cañerías

Debido al hecho de que el transporte de gas de síntesis hasta el motor de combustión interna se realizará a través de tuberías de acero sin estar éstas recubiertas con ningún tipo de aislante, el calor perdido en su recorrido no podrá ser despreciado y por tanto debe ser calculado para estimar la temperatura con la que el gas llega a los equipos aguas abajo del gasificador.

Cabe aclarar que no recubrir las tuberías de gas de síntesis con algún aislante, para evitar así las pérdidas de calor, es una decisión intencional ya que durante todo el recorrido aguas abajo del gasificador se busca enfriar el gas para que llegue al motor de combustión interna con la temperatura adecuada, para que entre a cada equipo en el rango de temperatura que lo permite cada uno, para que condense todo el tar y también para que condense el agua. Principalmente a la salida del gasificador y luego del soplador se tendrán altas temperaturas lo cual puede significar riesgos al personal, para evitarlos se propone una adecuada señalización y una protección de barrera.

Para el cálculo de las pérdidas de calor en los tramos de cañerías se siguió un procedimiento similar al cálculo de las pérdidas del calor en el gasificador (ver Capítulo 4).

La temperatura del aire exterior se fijó en el valor que toma la temperatura máxima en verano en la provincia de Córdoba^[21]:

$$T_{\infty} = 30^{\circ}C = 303 K$$

Siendo ésta la temperatura para el caso más conservador, ya que con ella se logra el menor flujo de calor hacia los alrededores debido a que se garantiza la menor fuerza impulsora, referida al término de ΔT de la ecuación de calor.

Como primera medida se debe calcular el coeficiente de convección del aire. Su cálculo se realizará estableciendo que sólo existe convección natural en los exteriores, por lo tanto se utilizará una correlación acorde a esta circunstancia.

La correlación a utilizar será la misma que se usó para el cálculo del h en los exteriores del gasificador, ya que los tramos de cañería se pueden tomar como cilindros verticales y horizontales. En lo que respecta a la correlación usada, ésta sólo es aplicable para cilindros

verticales por lo que a los tramos de cañería horizontal no se le podría aplicar en primera instancia el h obtenido. Sin embargo, ya que en proporción son muchos más los tramos verticales que los horizontales se tomará el valor de h para cilindros verticales y una longitud total de cañería para el cálculo de calor total perdido por convección.

Se comienza estableciendo que la longitud característica en este caso estará dada por la longitud total del tramo de cañería a evaluar, L_c .

En cuanto a la temperatura de superficie de la pared metálica exterior de la cañería (T_s), se considerará a ésta como una constante con un valor unos grados menores que la temperatura de entrada al tramo de cañería en cuestión, que luego se corroborará que sea aproximadamente igual a la temperatura media entre entrada y salida del tramo considerado.

Otra consideración que establece la correlación elegida es que las propiedades del aire sean evaluadas a la temperatura de película:

$$T_f = \frac{T_s + 30^\circ C}{2} [^\circ C]$$

Por lo tanto, para esta temperatura y presión de 1 atm, de bibliografía^[15] se obtiene el valor de Pr (número de Prandt), ν (viscosidad cinemática) y k (coeficiente de conducción).

A partir del Nu , utilizando la correlación informada en el Capítulo 4, se obtiene el h :

$$Nu = \frac{h L_c}{k} \rightarrow h \left[\frac{W}{m^\circ C} \right]$$

Una vez obtenido el valor del coeficiente de convección, se procede al cálculo del flujo de calor para lo cual se asume que la transferencia de calor se dará principalmente de forma radial, que el proceso es en estado estacionario, las conductividades son constantes y no hay generación de calor. Esto último se establece tomando una temperatura de pared constante tal como se mencionó anteriormente.

Por Ley de Fourier se sabe que el calor de conducción está dado por la siguiente expresión:

$$s \frac{Q_{cond}}{A} = -k \frac{dT}{dr} \rightarrow \int_{r_1}^{r_2} \frac{Q_{cond}}{A} dr = - \int_{r_1}^{r_2} k dT \rightarrow Q_{cond} = 2 \pi L k \frac{T_1 - T_2}{\ln \left(\frac{r_2}{r_1} \right)}$$

Sin embargo, debido a que se trata de cañerías metálicas por las cuales circula el gas de síntesis, puede garantizarse que la temperatura de la pared interior y exterior de la cañería serán las mismas ya que la elevada conductividad del metal permite un flujo de calor máximo que garantiza esta igualdad.

Por ley de Newton el calor transferido por convección está dado por la siguiente expresión:

$$Q_{conv} = h * A * (T_s - T_\infty)$$

A su vez, se debe considerar la radiación. Por ley de Stefan-Boltzmann, se tiene:

$$Q_{rad} = \sigma * A_s * T_s^4$$

Donde $\sigma=5,67*10^{-8}$ W/m²K⁴. Como la radiación emitida por todas las superficies reales es menor que la emitida por un cuerpo negro a la misma temperatura se tendrá:

$$Q = \varepsilon * \sigma * A_s * T_s^4$$

Donde ε es la emisividad de la superficie. Cuando una superficie de emisividad ε y área superficial A_s , a una temperatura termodinámica T_s , está por completo encerrada por una superficie mucho más grande (o negra) a una temperatura termodinámica T_∞ , y separada por un gas (como el aire) que no interfiere con la radiación, la razón neta de la transferencia de calor por radiación entre estas dos superficies se da por ^[10]:

$$Q_{rad} = \varepsilon * \sigma * A_s * (T_s^4 - T_\infty^4)$$

Por tanto, las pérdidas de calor que se darán durante el recorrido del syngas por el tramo de cañería en cuestión estará determinado por:

$$Q_{Perdido} = Q_{rad} + Q_{conv}$$

$$m_{syngas} c_{p,syngas} (T_{Entrada} - T_{Salida}) = h A (T_s - T_\infty) + \varepsilon \sigma A (T_s^4 - T_\infty^4)$$

Para el material de cañerías seleccionado se tiene una emisividad de 0,28 ^[15].

Se realizaron los cálculos explicados para cada tramo de cañería y las temperaturas se muestran en el diagrama de la planta de la Figura 6.3.

Cálculo del diámetro del aislante para el tramo D:

Debido a que se requiere una temperatura en un rango de 150 a 145°C para la entrada al depurador seco y las pérdidas de calor en el tramo D generan una temperatura de entrada a este equipo de 135,84°C, se propone entonces solo para este tramo colocar un aislante que permita cumplir con la temperatura de entrada en el rango indicado.

Se decidió utilizar como aislante silicato de calcio. Es usado en aplicaciones comerciales e industriales por su baja conductividad térmica, ya que es ideal para aislar equipos y/o tuberías que generan altas temperaturas y también cuando se necesite resistencia a la compresión y al abuso mecánico y/o la incombustibilidad. ^[30]

Sus propiedades se muestran a continuación y comercialmente se encuentra con espesores de 25 o 90 mm.

Tabla 6.4 Propiedades del aislante silicato de calcio del proveedor Inca [29]

Propiedades	
Densidad [kg/m ³]	220
Conductividad térmica (temp. media 70±5°C) [W/m K]	0,062
Compresión [kgf/cm ²]	5,10
Contracción lineal [%]	2,0
Temperatura máxima [°C]	650
Humedad máxima [%]	6

Para determinar el espesor del material aislante es necesario hacer el análisis de la transferencia de calor del sistema hacia el exterior.

En la Figura 6.4 se muestra un esquema de la transferencia de calor asumiendo un flujo radial de calor.

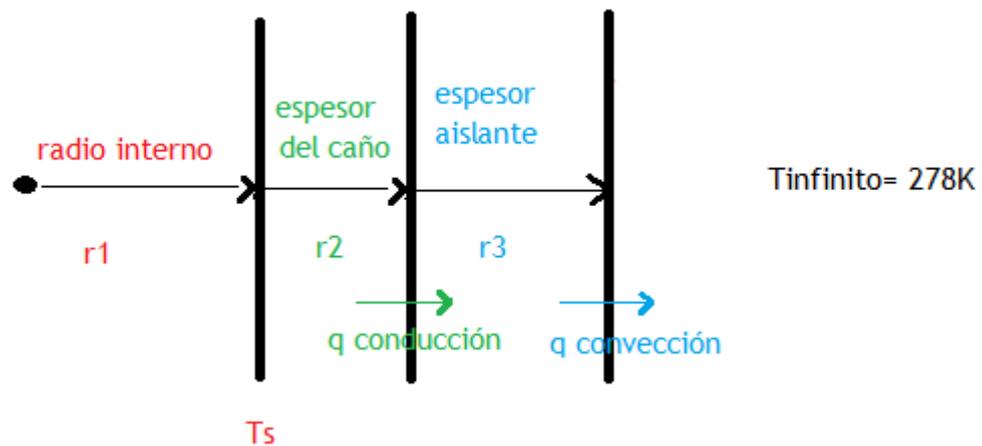


Figura 6.4: Transferencia de calor unidireccional desde el interior del gasificador hacia los alrededores

Donde:

- r_1 es el radio interno de la pared metálica de la tubería [m].
- r_2 es el radio externo de la pared metálica de la tubería [m].
- r_3 es el radio externo del material aislante [m].
- T_1 es la temperatura de la pared interior del caño [K]
- T_{∞} es la temperatura ambiente [K]

Como se mencionó anteriormente, se asume que la transferencia de calor se da principalmente de forma radial y además se asume que el proceso es en estado estacionario, las conductividades son constantes y no hay generación de calor. Además, la temperatura de la pared interior del caño se asume constante e igual a un valor de $T_{s_{interior}}$, que fue detallado anteriormente como calcularlo.

La resistencia total a la transferencia de calor del tramo de cañería hacia los alrededores, según en conjunto de ecuaciones planteado en el Capítulo 3, es la siguiente:

$$R_{Total} = \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \pi L k_M} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \pi L k_A} + \frac{1}{h 2 \pi L r_3}$$

Donde:

- L es la longitud del tramo D de cañería [m]
- k_M es la conductividad térmica de la pared metálica de la tubería $\left[\frac{W}{m^{\circ}C}\right]$
- k_A es la conductividad térmica del material aislante $\left[\frac{W}{m^{\circ}C}\right]$
- h es el coeficiente pelicular de transferencia de calor del aire $\left[\frac{W}{m^2 \text{ } ^{\circ}C}\right]$

En cuanto a la temperatura de superficie de la pared exterior del aislante (T_s), se considerará a ésta como una constante con un valor arbitrariamente elegido. El valor de T_s será de $20^{\circ}C$, el cual, a nuestro criterio, es una estimación aceptable ya que asegura una pérdida de calor relativamente baja desde los caños hacia los alrededores. Este valor luego se verificará y se calculará el flujo de calor en relación con el espesor del aislante utilizado.

Para la temperatura del aire exterior se asume, tomando criterio conservador, la temperatura mínima en invierno que se da en la provincia de Córdoba:

$$T_{\infty} = 5^{\circ}C = 278 K$$

El criterio conservador mencionado anteriormente tiene en cuenta la menor temperatura posible que garantiza la mayor fuerza impulsora de transferencia de calor, referida al término de ΔT de la ecuación de calor, y así se diseñará para el peor caso posible (flujo máximo de calor).

La expresión de R_{Total} queda dependiente únicamente del valor del radio del aislante (r_3) ya que es el valor que se quiere conocer:

$$R_{Total}(r_3) = \frac{\ln\left(\frac{0.11 \text{ m}}{0.101 \text{ m}}\right)}{2 \pi 8,2 \text{ m } k_{M2}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{0.11 \text{ m}}\right)}{2 \pi 8,2 \text{ m } k_A} + \frac{1}{h 2 \pi 8,2 \text{ m } r_3}$$

$$Q_{Total}(r_3) = \frac{T_{s_{interior}} - T_{\infty}}{R_{Total}(r_3)}$$

En lo que respecta al h del aire, su cálculo se realizará estableciendo que sólo existe convección natural en los exteriores del gasificador, por lo tanto se utilizará una correlación acorde a esta circunstancia. Debido a que se trata mayormente de tramos rectos verticales los que componen el tramo D puede considerarse entonces el uso de la correlación empleada en el Capítulo 3 para cilindros verticales.

La correlación elegida establece que las propiedades del aire sean evaluadas a la temperatura de película:

$$T_f = \frac{20^{\circ}\text{C} + 5^{\circ}\text{C}}{2} = 12,5^{\circ}\text{C}$$

Por lo tanto, para esta temperatura y presión de 1 atm, de bibliografía^[10] se obtiene:

$$Pr = 0,7323$$

$$\nu = 1,470 \cdot 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

$$k = 0,02475 \frac{\text{W}}{\text{m K}}$$

Resolviendo:

$$Nu = 1098$$

$$Nu = \frac{h L_c}{k} \rightarrow h = 3,315 \frac{\text{W}}{\text{m}^{\circ}\text{C}}$$

Teniendo en cuenta la expresión de Q_{Total} y la T_s supuesta se analizará a continuación el radio crítico del aislante para luego poder tomar una decisión en cuanto al espesor del mismo que finalmente se usará.

El aislamiento adicional agregado a un tubo cilíndrico incrementa la resistencia a la conducción, pero disminuye la resistencia a la convección de la superficie debido al aumento del área exterior. La transferencia de calor del tubo puede aumentar o disminuir, dependiendo de cuál sea el efecto que domine.^[15]

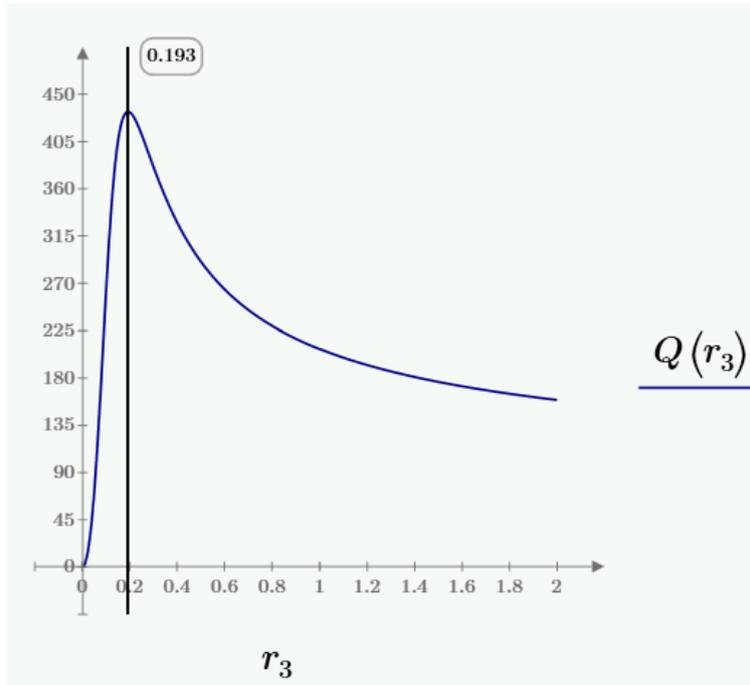


Figura 6.5: Flujo de calor total vs radio del aislante

Como se observa en la Figura 6.5 existe un pico máximo de flujo de calor que corresponde con el radio crítico de aislante:

$$r_c = 0,193 \text{ m}$$

Debido a que comercialmente se cuenta con espesores del aislante de 25 mm y 90 mm, se elige entonces la segunda opción que asegura que:

$$r_3 = e_{\text{Aislante}} + r_2 \geq r_c$$

$$r_3 = 0,11 \text{ m} + 0,09 \text{ m} = 0,20 \text{ m}$$

De este modo el flujo total a los alrededores será de:

$$Q_{\text{Total}} = 433 \text{ W}$$

Se verifica entonces que la temperatura de la pared exterior del aislante (T_s) sea similar a la supuesta para garantizar que las propiedades de película utilizadas hayan sido correctas.

De la siguiente ecuación de flujo de calor por convección se despeja el valor de T_s :

$$Q_{\text{Total}} = Q_{\text{Convección}} = 2 * \pi * r_3 * L * h (T_s - T_{\infty})$$

$$T_s = 20,389 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Se verifica entonces que la T_s fue supuesta inicialmente de manera correcta.

Finalmente, al utilizar un espesor de aislante de 90 mm la temperatura con la que ingresa la corriente de gas de síntesis al depurador por vía seca será de:

$$T = 149,66 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Por lo tanto, con esta aislación del tramo D logra cumplirse con el requerimiento de temperatura de entrada al depurador seco.

4.4 Intercambiador de calor

Como ya se mencionó, para la eliminación del tar de la corriente gaseosa se debe reducir la temperatura de la corriente hasta lograr la condensación total del tar, para luego, con un filtro granular, eliminarlo del gas de síntesis.

Se decidió la utilización de un intercambiador de tubo y coraza con dos pasos por los tubos, aislado del lado de la coraza para evitar el intercambio de calor con el aire exterior. Debido a que el tar estará condensando dentro del intercambiador, se optó por colocar la corriente gaseosa del lado de los tubos ya que la limpieza resulta más sencilla^[13]. Por otra parte, como fluido refrigerante se decidió utilizar agua debido a su buena capacidad calorífica, lo que se traduce en un buen poder de refrigeración y por sobre todas las cosas, por su gran disponibilidad y bajo costo.

Se implementará un circuito cerrado de agua. En el mismo, el agua es bombeada desde un tanque de almacenamiento hacia un intercambiador de calor, donde es enfriada. Luego, atraviesa la torre de enfriamiento y retorna al tanque (ver Figura 6.7). El agua a utilizar deberá ser agua tratada. Además, en la línea que conecta la torre de enfriamiento con el tanque de almacenamiento se deberá colocar una purga de modo de eliminar parte del agua de salida de la torre ya que ésta, al sufrir un proceso de evaporación, saldrá con una concentración de sales elevada.

Cabe aclarar que en un primer momento se analizó la posibilidad de aprovechar el calor del agua a la salida del intercambiador de calor. Se consideró la idea de proveer a la planta productora de maní que se encuentra acoplada a la planta de gasificación con dicha agua para que sea utilizada en cierta parte de su proceso. Sin embargo, no se cuenta con la información suficiente para establecer a qué temperatura regresaría el caudal de agua y en qué condiciones. También se analizó la posibilidad de extraer agua de un curso hídrico cercano a la planta y sólo permitir un ΔT de 2 a 3 grados para no alterar el ecosistema. No obstante, el río más cercano se encuentra a 2 km y ello implicaría atravesar terrenos ajenos. Por lo tanto, se eligió implementar un circuito cerrado con una torre de enfriamiento.

En primer lugar, se calculó el caudal de agua a utilizar a partir de la igualación del calor que se desea perder del lado del syngas y que debe ganar el caudal de agua. Se requiere enfriar el syngas hasta 150°C para así asegurar la condensación de los alquitranes y luego la retención en el filtro granular que se encuentra a la salida del intercambiador de calor. Es por ello que se dispone del intercambiador en forma vertical y la corriente de syngas fluirá hacia el extremo inferior para arrastrar todas las partículas de alquitranes que se formen. Por lo

tanto, del lado de la corriente de proceso el calor estará conformado por el que pierde el syngas al ingresar a 698,26 °C y salir a 150°C y además se debe tener en cuenta el calor involucrado para la condensación de los alquitranes. Se aproximó a los alquitranes como una mezcla de benceno, tolueno y naftaleno, siendo las fracciones másicas 50, 30 y 20% respectivamente. Se basó en la información dada en el Capítulo 4 y se realizó esta aproximación. Con los calores de condensación de dichos compuestos se halló el calor involucrado en el proceso. Por lo tanto, el calor total resultó ser de $Q = 7,621 \cdot 10^5 \text{ W}$.

Para la corriente auxiliar, el agua tratada en este caso, se eligió una temperatura de entrada de 24°C y una de salida de 34°C, como se explicará luego en la sección Torre de Enfriamiento. Por lo tanto, el caudal de agua a utilizar es de 18,21 kg/s.

Según Apéndice 22 del Cao ^[13], para el agua de enfriamiento proveniente de una torre, la resistencia al ensuciamiento será de $4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2\text{K} / \text{W}$.

Se optó por la utilización de tubos de $\frac{3}{4}$ " 14 BWG con distribución en triángulo debido a que el agua de servicio será agua blanda por ende con la baja resistencia al ensuciamiento informada anteriormente. Además, se eligió trabajar con un intercambiador con un diámetro de coraza de 0,59 m y 458 tubos ^[13] de modo de lograr una velocidad de gas de síntesis adecuada, la cual resultó ser, para esta configuración, de 30,48 m/s.

Siguiendo las disposiciones del Cao, se procedió a calcular todas las variables necesarias para obtener un área de diseño y con ella poder verificar si el equipo supuesto cumple con una longitud de equipo coherente y con los requisitos del proceso. Para ello, se estableció una disposición de baffles, segmentados al 25%, que garantice un buen soporte para los tubos y una buena mezcla del fluido que circula por la coraza, llegando entonces a una separación entre los mismos de 0,53 m.

Se calcularon los coeficientes de convección para ambos fluidos logrando los siguientes valores:

$$h_{i0} = 148,104 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \text{ correspondiente a los tubos}$$

$$h_0 = 1187 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \text{ correspondiente a la coraza}$$

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor total U del equipo, previamente se debe conocer la resistencia de ensuciamiento que ofrece el tar presente en la corriente de gas de síntesis. Según bibliografía ^[7] el valor es de $1,10^{-3} \text{ m}^2\text{K} / \text{W}$.

$$U = \left(\frac{1}{h_{i0}} + \frac{1}{h_0} + R_{\text{agua}} + R_{\text{syngas}} \frac{D_{\text{externo}}}{D_{\text{interno}}} \right)^{-1} = 107,775 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

El valor obtenido de U está dentro del rango de coeficientes típicos para gases - agua. ^[13]

Se calcula ahora el área de diseño que presenta el equipo:

$$A_{\text{diseño}} = \frac{Q}{U \Delta T_{ML} Ft} = 22,06 \text{ m}^2$$

donde: ΔT_{ML} = delta de temperatura media logarítmica

$Ft = 0,99$ factor de corrección dependiente de la configuración geométrica del intercambiador.

Para garantizar la transferencia de calor requerido, a la hora de la construcción del equipo será necesaria un área real un 10% mayor a la de diseño. Por tanto, se obtiene para el intercambiador de calor las siguientes características:

$$A_{real} = 27,34 \text{ m}^2$$

$$L = 1 \text{ m}$$

$$U = 107,775 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

Número de tubos = 458

$$D_{Coraza} = 0,59 \text{ m}$$

Tubos $\frac{3}{4}$ " 14 BWG

Disposición de tubos: triángulo

$$\Delta P_{Coraza} = 1313 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{Tubos} = 1455 \text{ Pa}$$

Intercambiador 1-2 ^[13]

4.5 Cálculo de la torre de enfriamiento

Para el caso de la torre de enfriamiento, la misma fue diseñada a partir de los requerimientos calculados en el intercambiador anterior. Teniendo en cuenta el consumo de agua del intercambiador, se obtiene un total de 18,21 kg/s.

Se debe calcular la temperatura de entrada de la corriente líquida del intercambiador, que estará determinada por la temperatura de salida de la torre de enfriamiento (se asume que las pérdidas o ganancias de calor por parte de esta corriente con los alrededores serán despreciables). Para su cálculo se evaluaron las temperaturas y humedades del aire en la provincia de Córdoba durante los últimos 5 años obteniendo, con el uso del diagrama psicrométrico, las temperaturas de bulbo húmedo correspondientes. De todas ellas se eligió la que garantizara que sólo el 5% de todos los días evaluados fuera superior a la elegida, resultando así una temperatura de bulbo húmedo de 19°C.

Una vez hecha la elección de la temperatura de bulbo húmedo del aire, para obtener la temperatura de salida del agua de la torre de enfriamiento se deben adicionar 5°C a la de bulbo húmedo y así se consigue la de salida, resultando ser de 24°C.

Por tanto, los 18,21 kg/s de agua que salen del intercambiador de calor a 34°C deben ser enfriados hasta una temperatura de 24 °C, utilizando el aire a temperatura media máxima anual para la provincia de Córdoba siendo ésta de 30 °C con un 35% de humedad (ver Figuras 6.6 y 6.7) y temperatura de bulbo húmedo de 19 °C. Para calcular el caudal de aire circulante, se debe definir previamente el caudal mínimo, el cual se encuentra trazando la recta tangente

entre la curva de operación y la de equilibrio, dada por el diagrama psicrométrico. De este modo, se obtiene un caudal mínimo de 10,8 kg/h de aire seco, proponiéndose trabajar con un valor un 50% mayor, es decir, 16,2 kg/h. Definido el caudal de aire seco, es necesario dimensionar la torre para cumplir con las especificaciones.

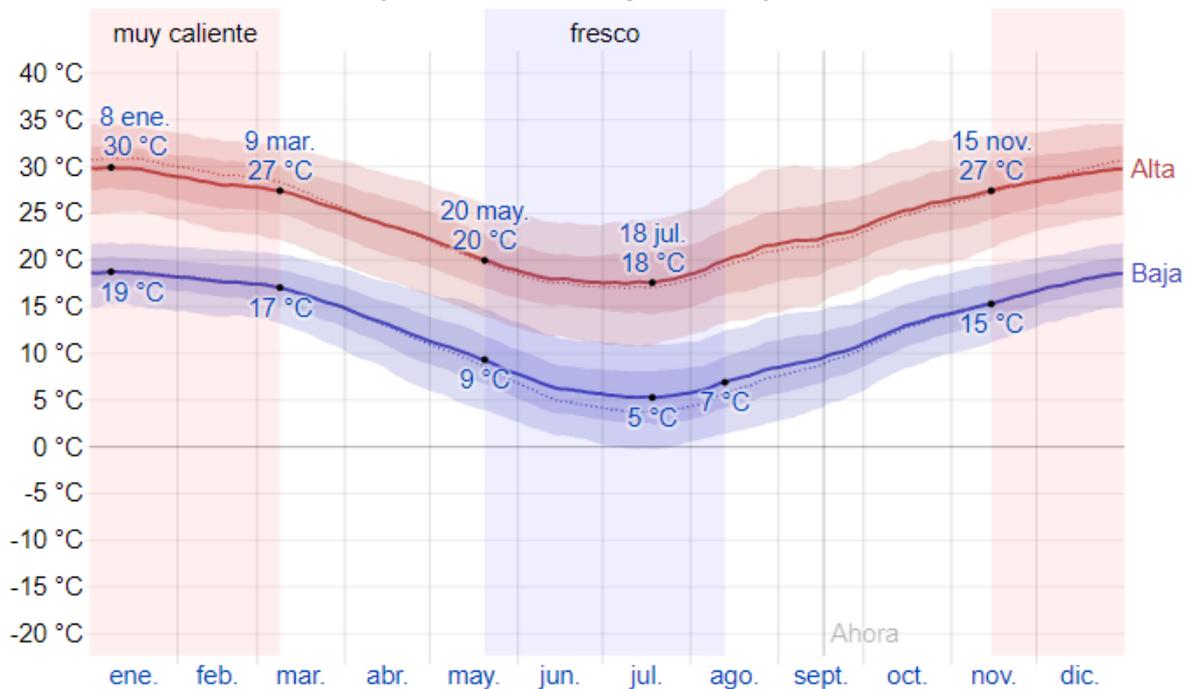


Figura 6.6: Curvas de temperaturas promedio máxima y mínima en Córdoba. [21]

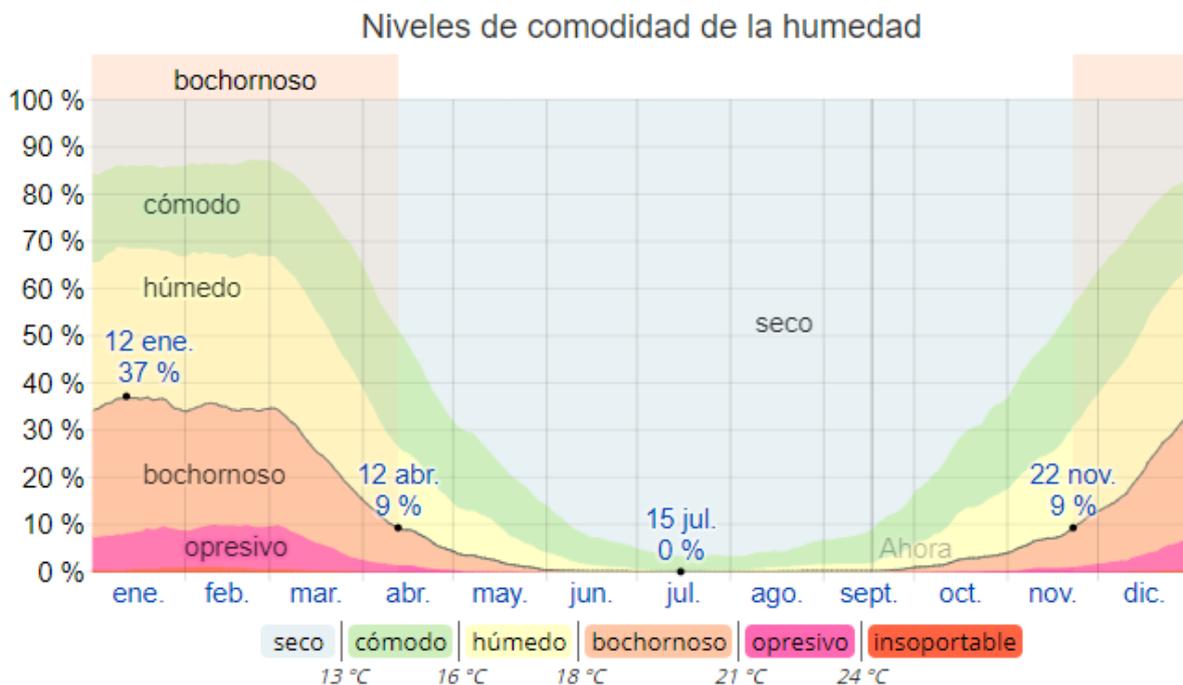


Figura 6.7: Gráfica de humedad promedio anual en Córdoba. [21]

Para determinar el diámetro de la torre, se trabajó con el gráfico de Leva^[9] utilizándose, como relleno, anillos Raschig de 50 mm de cerámica debido a su bajo costo y abundancia de información.

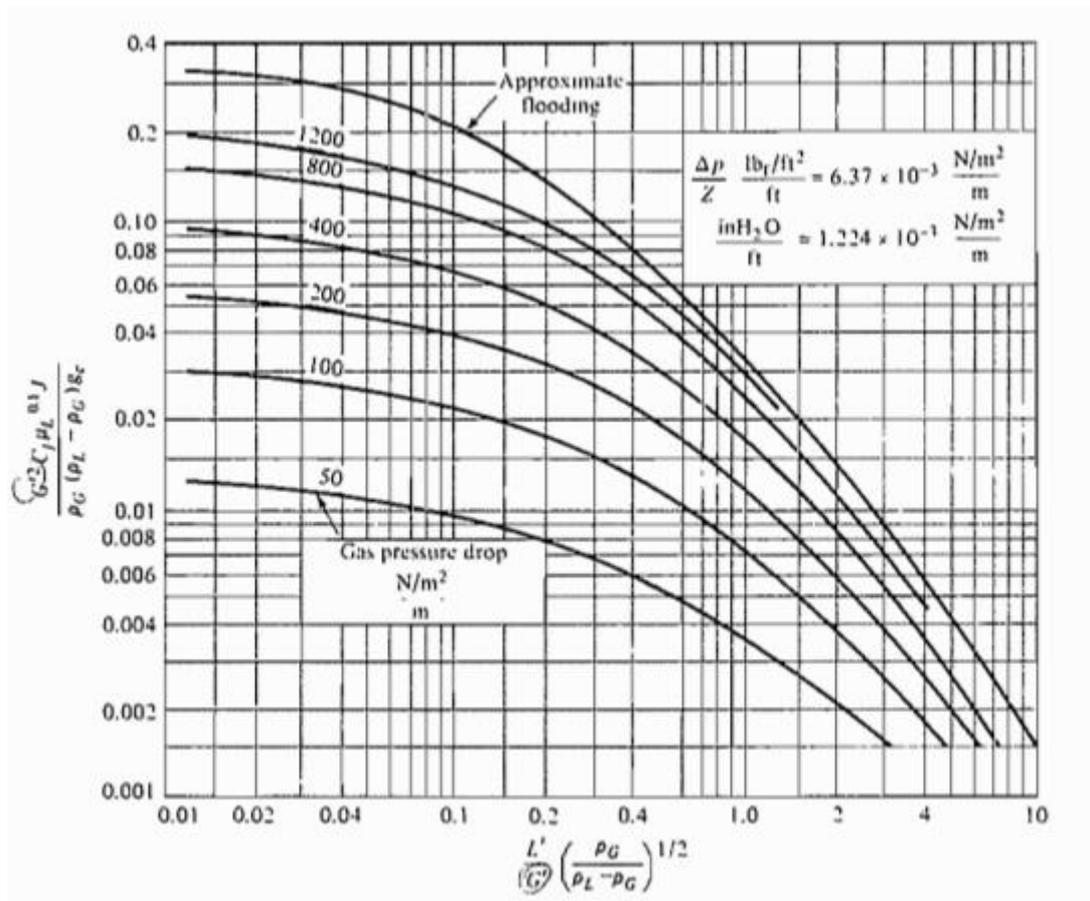


Figura 6.8: Gráfico de Leva^[9]

Para ingresar al gráfico de Leva se calcula el valor de la abscisa:

$$\frac{L'}{G'} * \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2} = 0,036$$

Donde,

G' corresponde al caudal másico de aire por unidad de área.

μ_L es la viscosidad del agua

ρ_L es la densidad del agua

ρ_G la densidad del aire

A partir de allí se obtiene una ordenada de inundación de 0,3. Con dicha ordenada se calculó un caudal másico de aire por unidad de superficie de inundación según:

$$\frac{G'^2 * C_f * \mu_L^{0,1} J}{\rho_G * (\rho_L - \rho_G) * g_C} = 0,3$$

Donde,

G' corresponde al caudal másico de aire por unidad de área.

Cf=65 para anillos Raschig de 3/4" [9]

μ_L es la viscosidad del agua

ρ_L la densidad del agua

ρ_G la densidad del aire

J y gc constantes que en unidades SI resultan unitarias

Resultando entonces, en un G' de 3,313 kg/m²s. Se decide trabajar al 80% de inundación y se obtiene un caudal por unidad de área de 2,65 kg/m²s. Realizando la relación entre el caudal másico y el caudal por unidad de área se despeja un área de 6,112 m², resultando un diámetro de 2,79 m.

Para definir la altura de la torre, es necesario calcular la cantidad de unidades de transferencia requeridas. Para ello, se recurrió a la aproximación medio logarítmica, la cual puede utilizarse hasta diferencias de temperatura del agua de hasta 10 °C.

$$NTOG = \frac{Hg2 - Hg1}{\frac{(Hg1^* - Hg1) - (Hg2^* - Hg2)}{\ln \frac{Hg1^* - Hg1}{Hg2^* - Hg2}}}$$

Siendo:

Hg1= 54 kJ/kg

Hg2= 101,043 kJ/kg

Hg1*= 73 kJ/kg

Hg2*= 124 kJ/kg

Luego NTOG= 2,249

También se calcularon los NTOG de forma gráfica como se puede ver en la Figura 6.9 los cuales resultaron ser igual a 2,36.

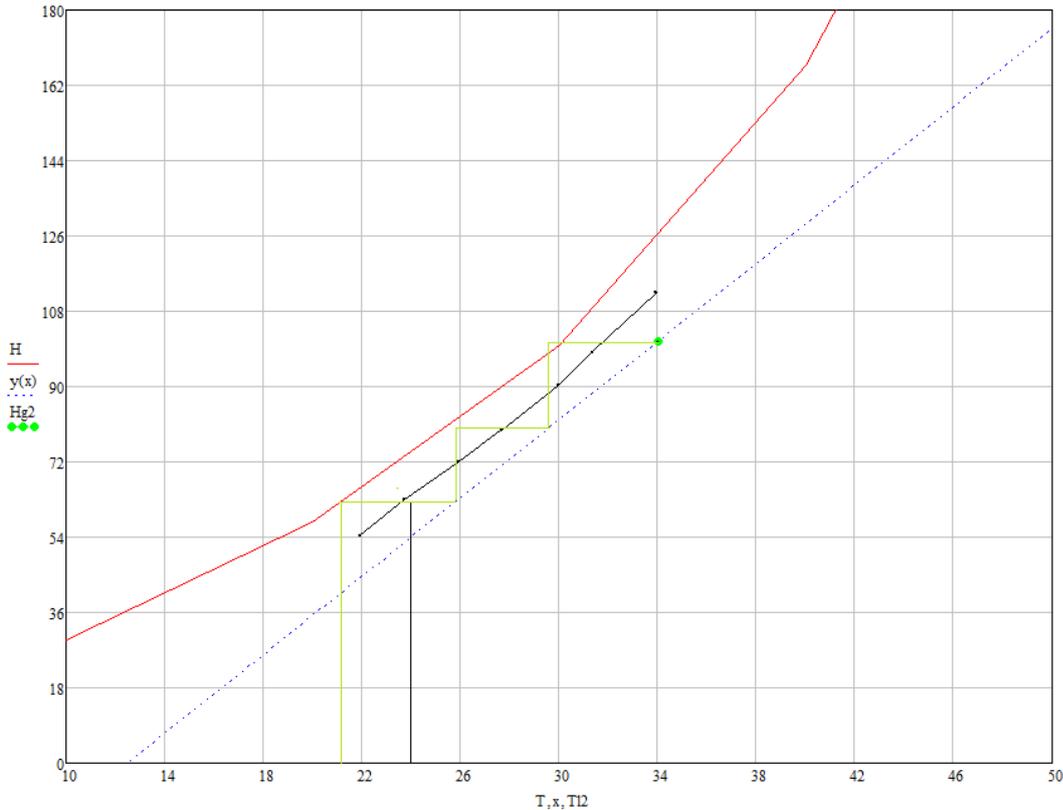


Figura 6.9: Cálculo gráfico de los NTOG.

Para el relleno elegido se calcula un $Ky \cdot aa$ a partir de las correlaciones dadas en bibliografía^[9], obteniéndose $1,362 \text{ kg/m}^3\text{s}$. Luego se calcula el H_{tog} siendo $1,947 \text{ m}$. Se tiene una altura de torre a través de $Z = N_{tog} \cdot H_{tog} = 4,39 \text{ m}$. Para poseer un margen de seguridad se decide utilizar una torre de $4,6 \text{ m}$.

Para calcular la caída de presión de la torre se debe obtener el valor de la ordenada del gráfico de Leva utilizando G' que resulta de $0,192$. Con el valor de la abscisa ya obtenido se encuentra una curva correspondiente a $600 \text{ N/m}^2/\text{m}$. Para la altura correspondiente se tendrá una caída de presión de $2,76 \cdot 10^3 \text{ Pa}$.

Con dicho valor de caída de presión se puede calcular la potencia necesaria del soplador de aire como $Pot = \Delta P \cdot Qv$, donde $Qv = Gs \cdot Vh$.

El Volumen húmedo (Vh) resulta ser de $0,95 \text{ m}^3/\text{kg}$ aire seco. Resultando un caudal volumétrico de $Qv = 16,2 \text{ kgAS/s} \cdot 0,95 \text{ m}^3/\text{kgAS} = 15,39 \text{ m}^3/\text{s}$

Por lo tanto, se tendrá:

$$Pot = 2760 \text{ Pa} \cdot 15,39 \text{ m}^3/\text{s} = 42476,4 \text{ W}$$

Por último, se calculó el agua de reposición suponiendo un 10% por pérdidas por arrastre. Se obtienen del diagrama psicrométrico Y'_1 e Y'_2 los cuales son igual a $0,06$ y $0,008$ respectivamente.

$$L_{rep} = 1,1 * G_s * (Y_1' - Y_2') = 3336 \text{ kg/h}$$

El esquema Intercambiador de calor - Torre de enfriamiento puede asemejarse a la Figura 6.10.

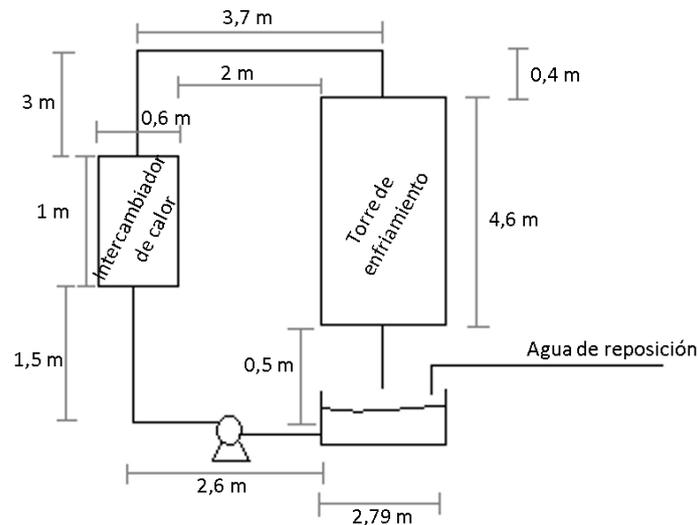


Figura 6.10: Esquema Intercambiador de calor - Torre de enfriamiento.

Como el agua enfriada desemboca en el tanque donde también se repone el caudal de agua indicado, se considera que la temperatura del agua de salida de la torre es la misma que la del ingreso al intercambiador.

Se eligieron tubos de termofusión Acqua System Magnum, como ya se explicó anteriormente. Se escogieron tubos de 110 mm para lograr una velocidad de agua cercana a 3 m/s que se encuentra dentro del rango aceptable de velocidades [25]. El diámetro interno para dichos tubos y modelo PN12 es 90. [17] Por lo tanto, para el caudal de agua ya obtenido y con dichos tubos se tendrá una velocidad de 2,87 m/s.

Para poder elegir la bomba centrífuga a utilizar, además del caudal, es necesario determinar la altura de diseño de la bomba. Para ello se planteó Bernoulli entre el punto 1 y 2 de la Figura 6.7 obteniéndose:

$$H_{dis} = \frac{\Delta v^2}{2 * g} + \Delta h + \frac{\Delta P}{\rho * g} + \frac{E_v}{g}$$

Para determinar el Δv se consideró que la velocidad en 1 es 0 mientras que en 2 se tendrá 2,87 m/s. Para el Δh se tuvo en cuenta la altura de la torre, que resultó ser de 4,6 m y 1 m extra de cañerías verticales. Para el ΔP se consideró la pérdida de carga en el intercambiador del lado del agua. Por último, para los E_v se tuvieron en cuenta los codos y las longitudes de cañerías rectas. Para el caso de los codos se realizó el cálculo a través del Método de las 2K válido para flujo laminar y turbulento.

$$E_v \text{ codos} = \frac{1}{2} * v^2 * e_v$$

Donde $ev = \frac{K1}{Re} + K_{\infty} * (1 + \frac{1}{Di})$

El diámetro es el correspondiente al diámetro interno y en pulgadas.

Obteniéndose los valores de las constantes $K1=1000$ y $K_{\infty} = 1,15$ se calcula el Ev de los accesorios como $24,361 \text{ m}^2/\text{s}^2$.

Luego el Ev de cañerías se obtiene como:

$$Ev = \frac{1}{2} * v^2 * f * \frac{L}{Di}$$

Se obtiene el fanning del Diagrama de Moody a partir de una rugosidad absoluta de $0,007 \text{ mm}$ para los tubos de termofusión [19] resultando de $0,055$. Por lo tanto, el $Ev = 28,21 \text{ m}^2/\text{s}^2$.

Finalmente, el $H_{\text{diseño}}$ resulta ser de $11,513 \text{ m}$.

Se eligió una bomba capaz de impulsar un caudal de $67,52 \text{ m}^3/\text{h}$, siendo superior al que se quiere hacer circular, que es de $65,75 \text{ m}^3/\text{h}$, y una altura de $14,76 \text{ m}$, también superior a la calculada. Dicha bomba tiene una potencia de $4,441 \text{ kW}$ según el fabricante Grundfos. [20]. Se obtienen las siguientes gráficas dadas por el fabricante.

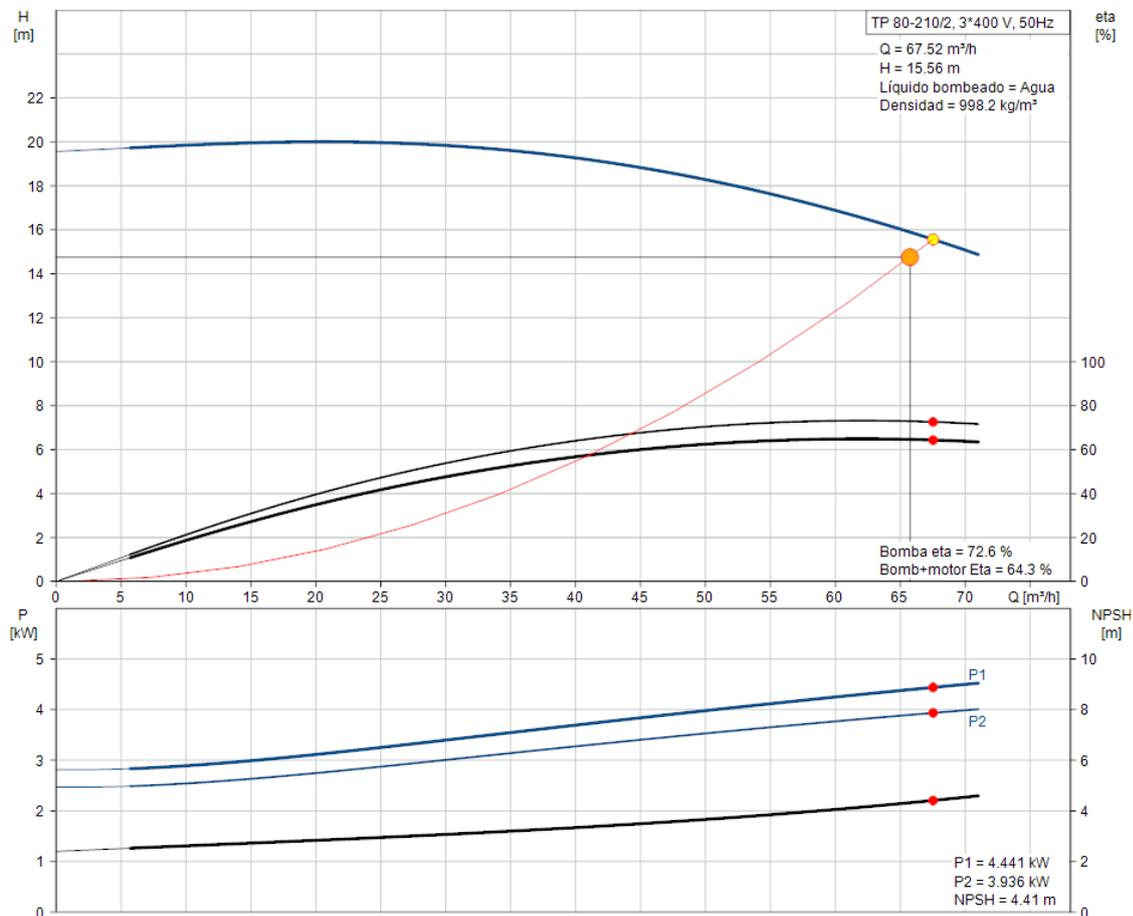


Figura 6.11: Curvas características de la bomba informadas por el fabricante.

Además, se debe tener en cuenta la bomba para reposición de agua. En total se tendrán cuatro bombas en todo el proceso como se explicó en capítulos anteriores. Por lo tanto, la potencia total se estima como un 60 % más de la bomba calculada resultando ser 7,11 kW.

4.6 Temperatura de entrada al motor

La temperatura de ingreso al motor debe estar cerca de los 40°C, como se informó en el Capítulo 4. Si bien no se han encontrado restricciones en la ficha técnica del motor que se informa más adelante, hay datos acerca de estudios realizados que son útiles para analizar cuál es la temperatura óptima de entrada del combustible. En ellos se indica que la temperatura estándar de ingreso es 45°C aunque al disminuir la temperatura se encuentra un aumento en el rendimiento del motor, mientras que un aumento de temperatura genera el efecto contrario. Se demuestra en dicho estudio que al ingresar el combustible con 10°C más, se tiene una reducción de 7,5% del rendimiento. Al disminuir la temperatura a 25°C se tiene una mejora del 5%. [34]

A la salida del filtro demister hay una temperatura de 65°C, es decir, se estaría ingresando al motor con una temperatura mayor, por lo que se tendría una reducción del rendimiento total del mismo en aproximadamente un 10%. Como solución a esto, se plantea la instalación de un segundo intercambiador de calor en la línea. Se propone utilizar agua como refrigerante, de forma de recircularla por la misma torre de enfriamiento ya construida. Como primera instancia, se calculó el caudal necesario de la misma, teniendo en cuenta el delta de temperatura deseado de syngas y que el agua tenga exactamente el mismo ΔT que el agua de refrigeración del primer intercambiador. Se plantea entonces el balance de calor:

$$Q = \text{Caudal}_{\text{agua}} * C_{p_{\text{agua}}} * \Delta T_{\text{agua}} = \text{Caudal}_{\text{syngas}} * C_{p_{\text{syngas}}} * \Delta T_{\text{syngas}}$$

El caudal de syngas se calcula a partir de sus composiciones y en este punto resulta en un total de 0,891 kg/s, el Cp se obtiene del simulador Unisim para las condiciones de operación dadas y resulta de 1387 J/kg*K. La diferencia de temperatura del syngas se calcula fijando una entrada de 65 °C que es la que se tiene a la salida del demister, y como temperatura de salida se proponen 35 °C de forma de asegurar la temperatura menor a 45 °C, teniendo un margen por si la temperatura a la salida del demister fuera mayor. En cuanto al delta de temperatura del agua se estableció lo mencionado anteriormente, por lo que la temperatura de entrada es de 24 °C y la de salida de 34 °C. Resulta entonces en un caudal de agua de 0,865 l/s.

El caudal de agua resultó ser pequeño, por lo que no se considera realizar un nuevo diseño de la torre, ya que este flujo adicional no afectaría en gran medida el cálculo.

En primera instancia, se planteó utilizar un intercambiador de doble tubo por su simplicidad, ya que la diferencia de temperaturas que se pretende lograr en el syngas no es muy elevada. Pero al tener un caudal de agua tan pequeño, es precisa una longitud de tubo muy grande para lograr la transferencia, aún cuando el ánulo es pequeño (condición que aumenta la velocidad de agua, pero también la pérdida de carga). Por ello, esta opción se descartó.

Luego, se procedió a diseñar un intercambiador de tubos y coraza. Para ello, se tuvieron en cuenta las mismas condiciones. A continuación, se detalla el diseño elegido para este proceso.

4.6.1 Diseño del intercambiador de tubos y coraza

Tal como en el caso anterior, se decidió la utilización de un intercambiador de tubo y coraza con dos pasos por los tubos, aislado del lado de la coraza para evitar el intercambio de calor con el aire exterior. Se optó por colocar la corriente gaseosa del lado de los tubos. Además, se eligió agua como fluido refrigerante por lo ya explicado.

Se implementará un circuito cerrado de agua idéntico al establecido para el intercambiador de calor para la condensación del tar. A su vez, se plantea la utilización de la torre de enfriamiento de agua ya existente para lograr enfriar esta nueva corriente de servicio, por lo cual el rango de temperaturas sobre las que oscile quedará fijado por las temperaturas a la entrada y salida de la torre. Si se desprecian las pérdidas de calor en los tramos de cañerías comprendidos entre el intercambiador de calor y la torre de enfriamiento, puede asumirse entonces que el ΔT de trabajo de este nuevo intercambiador será igual al ΔT de la torre.

Según Apéndice 22 del Cao ^[13], para el agua de enfriamiento proveniente de una torre, la resistencia al ensuciamiento será de $4 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2\text{K/W}$, mientras que para la corriente de gas de síntesis la resistencia será de $2 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2\text{K/W}$.

Se optó por la utilización de tubos de $\frac{3}{4}$ " 14 BWG con distribución en triángulo debido a que el agua de servicio será agua blanda, por ende, posee baja resistencia al ensuciamiento como se informó anteriormente. Además, se eligió trabajar con un intercambiador con un diámetro de coraza de 0,54 m y 376 tubos ^[13] de modo de lograr una velocidad de gas de síntesis adecuada, la cual resultó ser, para esta configuración, de 29,73 m/s.

Para el cálculo de todas las variables de diseño se procedió de igual modo que para el caso anterior. Se estableció una disposición de baffles, segmentados al 25% llegando entonces a una separación entre los mismos de 0,37 m.

Se calcularon los coeficientes de convección para ambos fluidos y con ellos el valor de U y el área de diseño:

$$h_{i0} = 142,69 \frac{W}{m^2K} \text{ correspondiente a los tubos}$$

$$h_0 = 581,63 \frac{W}{m^2K} \text{ correspondiente a la coraza}$$

$$U = 106,56 \frac{W}{m^2K}$$

$$A_{\text{diseño}} = \frac{Q}{U \Delta T_{ML} Ft} = 21,34 \text{ m}^2$$

donde el valor de Ft resultó ser de 0,835.

Finalmente, las características de este intercambiador de calor son las siguientes:

$$A_{real} = 24,69 \text{ m}^2$$

$$L = 1,1 \text{ m}$$

$$U = 106,56 \frac{W}{\text{m}^2 K}$$

Número de tubos = 376

$$D_{Coraza} = 0,54 \text{ m}$$

Tubos $\frac{3}{4}$ " 14 BWG

Disposición de tubos: triángulo

$$\Delta P_{Coraza} = 13,85 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_{Tubos} = 1542 \text{ Pa}$$

Intercambiador 1-2

4.7 Pérdidas de carga por equipo

En la Figura 6.3, se muestran las presiones en distintos puntos de la línea, para ello se tuvieron en cuenta las pérdidas de carga debidas a los equipos y filtros. Las pérdidas de carga en cañería se consideraron despreciables. En la Tabla 6.5 se muestran los cambios de presión de cada equipo donde un signo negativo implica caídas de presión. En el caso del intercambiador de calor, la pérdida de presión ya fue calculada en el apartado anterior.

Tabla 6.5: Diferencia de presión a la salida de los diferentes equipos.

Equipo	ΔP [KPa]
Ciclón	-0,49
Soplador	80
Intercambiador	-1,455
Filtro granular	-50,6
Depurador	-9,8
Filtro electrostático	-0,3
Demister	-4,977
Intercambiador 2	-1,542

4.7.1 Ciclón

En el Capítulo 5 se escogió un ciclón Stairmand de alta eficiencia. Las pérdidas de presión para este tipo de ciclón menores a 2488,16 pascales son generalmente aceptadas.

Una de las ecuaciones para calcular la pérdida de presión en un ciclón es la desarrollada por Shepherd y Lapple.

$$\Delta P = \frac{1}{2} \cdot \rho \cdot Vi^2 \cdot N_H$$

En la cual:

ΔP : Caída de presión en el ciclón, Pa.

ρ : Densidad del gas portador, kg/m^3 .

Vi : Velocidad de entrada del gas en el ciclón, m/s.

N_H : Número de cabezas de velocidad a la entrada del ciclón.

El número de cabezas de velocidad a la entrada del ciclón se puede hallar con la siguiente ecuación:

$$N_H = K \cdot \frac{a \cdot b}{D S^2}$$

En la cual:

K : Constante, toma el valor de 16 para entrada tangencial.

El valor de N_H es común para cada familia de ciclones; para este caso N_H toma un valor de 6.4.^[3]

La densidad del syngas se obtiene del simulador Unisim Design como se explicó en el Capítulo 5. Resultando en una densidad del syngas de $0,3 kg/m^3$. Para la velocidad de entrada al ciclón se utiliza la calculada a partir del diámetro de cañería propuesto (16 pulgadas), que da un valor de $22,674 m/s$. Se estima la caída de presión en el ciclón, resultando en $493,557 Pa$, valor por debajo del máximo permisible.

4.7.2 Soplador en la línea de syngas

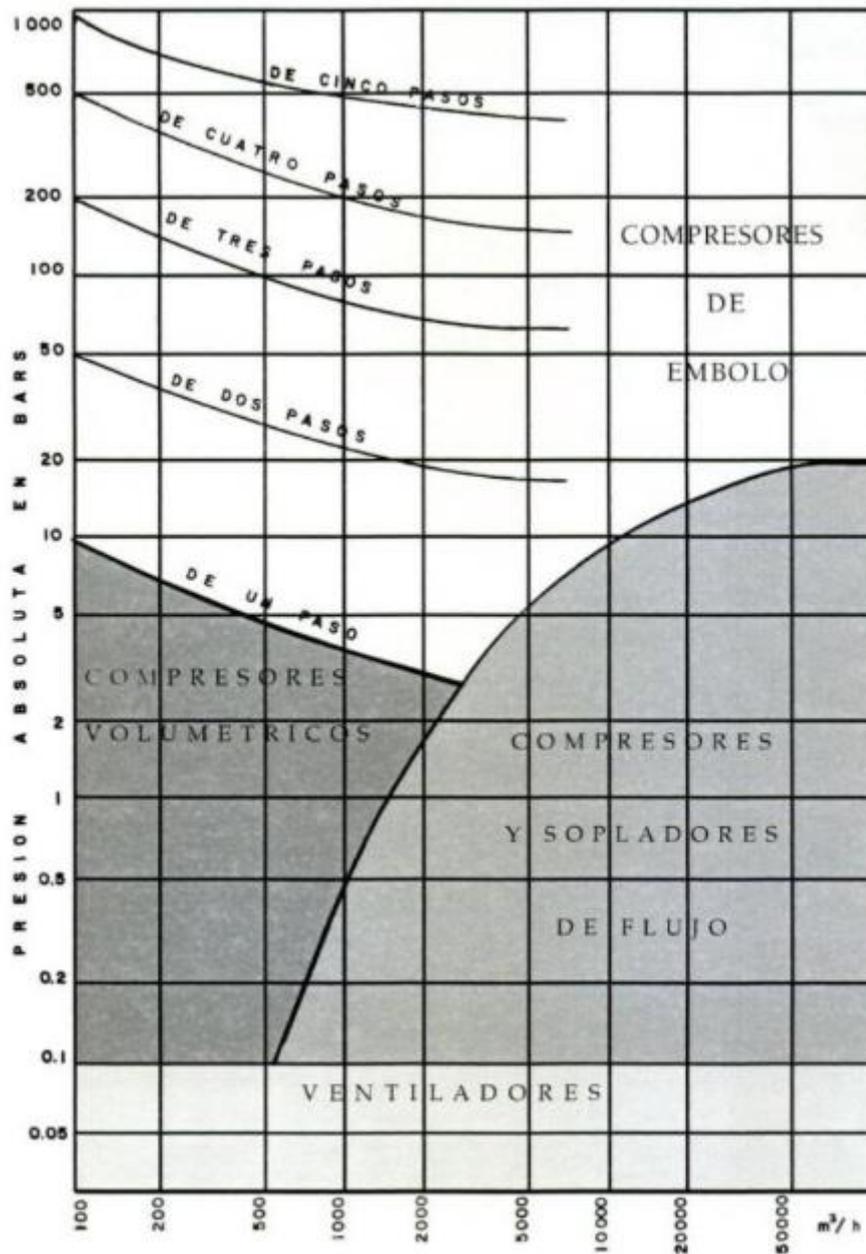


Figura 6.12: Máquinas compresoras dependiendo presión y caudal de gas. [23]

En la Figura 6.12 se presenta un panorama general para la aplicación de las diferentes máquinas compresoras y sopladoras de gases. En la parte inferior del gráfico se ubica la zona correspondiente a los ventiladores que dan presiones de salida hasta de 0,1 bar y mueven volúmenes hasta 10000 m³/h.

Entre las presiones que van de 0,1 bar hasta 3 bar, como es en nuestro caso, se encuentra la zona cubierta por los sopladores, cuyos flujos van de más de 500 hasta 100000 m³/h. Sobre la zona correspondiente a los sopladores viene la que cubren los compresores de flujo, cuyas presiones van de los 3 bar hasta los 20 bar, en flujos desde unos 3000 hasta 100000 m³/h.

Fuera de estas zonas que cubren los ventiladores, sopladores y compresores de flujo, se encuentra la que corresponde a compresores volumétricos rotativos, cuyas presiones van de 0.1 bar hasta 10 bar y manejan flujos hasta de unos 3000m³/h.

El resto del área corresponde a las compresoras de émbolos de uno a cinco pasos de compresión, cuyas presiones van de 3 bar hasta cerca de 1000 bar y manejan flujos hasta de 1000000 m³/h. [23]

Debido a las pérdidas de carga a lo largo de la línea, se precisa un equipo para impulsar el syngas. Primeramente, se calcularon las pérdidas de carga de todos los equipos y se llegó a la conclusión de que se precisa elevar la presión alrededor de 800 mbar para asegurar la circulación del gas. Para rangos de deltas de presión de entre 2 psi y 10 psi [5] es adecuado el uso de un soplador, no siendo necesario el uso de un compresor. Se procedió a la elección de un soplador, para ello se tuvo en cuenta el delta de presión necesario y la potencia que consume el mismo. Finalmente, se escogió el modelo HB 1600 PI de la marca Kaeser, cuyas características se muestran en la Tabla 6.6 [4]

Tabla 6.6: Catálogo Sopladores Kaeser

Grupos sopladores (Serie BBC hasta HBPI) – hasta 250 kW

Modelo	Presión		Vacío		Pot. nom. máx. del motor kW	Conexión de tubería DN	Dimensiones Sin cabina eléctrica an x prof x al mm	Peso máx. kg	Dimensiones Con capota silenciadora an x prof x al mm	Peso máx. kg
	Presión diferencial máx. mbar (g)	Caudal máx.* m ³ /min	Presión diferencial máx. mbar (vac)	Caudal máx.* m ³ /min						
BB 52 C	1.000	4,7	500	4,7	7,5	50	785 x 635 x 940	140	800 x 790 x 1120	210
BB 69 C	1.000	5,9	500	5,9	11	65	890 x 660 x 960	195	800 x 790 x 1120	325
BB 89 C	1.000	8,2	500	8,3	15	65	890 x 660 x 960	201	800 x 790 x 1120	331
CB 111 C	800	8,8	400	8,9	18	80	855 x 1.010 x 1.290	263	990 x 1.160 x 1.290	443
CB 131 C	1.000	12,3	500	12,4	30	80	855 x 1.010 x 1.290	302	990 x 1.160 x 1.290	482
DB 166 C	1.000	15,6	500	15,7	37	100	990 x 1.070 x 1.120	432	1.110 x 1.160 x 1.290	632
DB 236 C	1.000	21,1	500	22,3	45	100	990 x 1.070 x 1.120	482	1.110 x 1.160 x 1.290	682
EB 291 C	1.000	28,6	500	28,8	75	150	1.240 x 1.370 x 1.510	921	1.420 x 1.600 x 1.659	1.261
EB 421 C	1.000	40,1		40,4	75	150	1.240 x 1.370 x 1.510	966	1.420 x 1.600 x 1.659	1.306
FB 441 C	1.000	41,3	500	41,6	90	200	1.790 x 1.450 x 1.750	1.450	1.920 x 1.620 x 1.910	1.960
FB 621 C	1.000	58,5	500	58,9	132	200	1.790 x 1.450 x 1.750	1.865	1.920 x 1.620 x 1.910	2.375
FB 791 C	800	71,3	450	71,8	110	250	1.870 x 1.450 x 1.900	1.717	1.920 x 1.620 x 2.090	2.247
FB 950 C	1.000	93,1	500	91,65	200	250	1.700 x 1.700 x 1.950	3.005	2.170 x 1.864 x 2.110	3.805
HB 1300 PI	1.000	125	500	122,93	250	300	2.710 x 1.600 x 2.350	3.465	3.205 x 2.150 x 2.610	4.285
HB 1600 PI	800	156	450	153,27	250	300	2.710 x 1.600 x 2.350	3.625	3.205 x 2.150 x 2.610	4.445

*) Datos de rendimiento según ISO 1217, anexo C

Como el soplador produce un cambio de presión, se debe obtener la temperatura luego de que el gas lo atraviesa. Del simulador Unisim se halla que, para las condiciones de operación en este punto, se tiene una temperatura de 744,6°C, por lo cual el soplador produjo un aumento de 147,8°C. A su vez, el caudal en este tramo resulta de 1,73 m³/s, el cual se calculó por gases ideales.

4.7.3 Filtro granular

Como se mencionó anteriormente, el syngas atravesará dos filtros granulares a la salida del intercambiador para que queden retenidos los alquitranes que condensan en el intercambiador vertical.

El primer filtro granular de cáscara de maní tendrá un volumen de 0,38 m³ (100 galones), el cual está dividido en 3 capas de igual longitud con distinta porosidad y diámetro de cáscara. Se implementará un diámetro de 1 metro y una longitud total de 0,484 metros, cuyos valores se estimaron de forma de tener velocidades que no sean elevadas para que la cáscara de maní no sea arrastrada con el gas. Además, altas velocidades implican grandes pérdidas de carga por ser la dependencia cuadrática (ver ecuación de Ergun).

Para el segundo filtro se utilizó un volumen de 0,15 m³ (40 galones), dividido en 2 capas de igual longitud con distinta porosidad y diámetro de cáscara. Se utilizará un diámetro de un metro y una longitud total de 0,19 metros. De igual forma que el filtro anterior, las dimensiones fueron elegidas de manera de no tener velocidades elevadas.

A continuación, en la Tabla 6.7 se mencionan las porosidades y diámetros de utilizados en cada capa en los distintos filtros.

Tabla 6.7: Propiedades de los lechos filtrantes según cada capa.

Filtro granular 1	Porosidad ε	Longitud [m]	Diámetro de la cáscara de maní [m]
Capa 1	0,5	0,16	0,022
Capa 2	0,4	0,16	0,015
Capa 3	0,3	0,16	0,0075
Filtro granular 2	Porosidad ε	Longitud [m]	Diámetro de la cáscara de maní [m]
Capa 1	0,3	0,095	0,0075
Capa 2	0,25	0,095	0,003

Para el cálculo de la pérdida de carga de cada capa se utilizó la ecuación de Ergun:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \cdot \frac{\mu \cdot v \cdot (1 - \varepsilon)^2}{d_m^2 \cdot \varepsilon^3} + \frac{1,5 \cdot \rho_f \cdot v^2 \cdot (1 - \varepsilon)}{d_m \cdot \varepsilon^3}$$

Donde:

Dm: diámetro de la cáscara de maní de la capa. (m)

L: longitud de capa. (m)

v: velocidad superficial. (m/s)

ϵ : porosidad.

ρ : densidad del gas de síntesis = 0,7 kg/m³

μ = viscosidad del gas de síntesis = 2,032 x 10⁻⁵ Pa.s

La velocidad superficial para cada capa se calcula como:

$$v = Q/S$$

Siendo Q el caudal volumétrico del syngas en m³/s y S la superficie total del área filtrante en m² calculada como:

$$S = \frac{\pi \times d^2 \times \epsilon}{4}$$

Luego para cada filtro se obtuvieron las siguientes pérdidas de carga (ver Tabla 6.8)

Tabla 6.8: Pérdidas de carga en los filtros.

FILTRO 1	Caída de presión [Pa]
Capa 1	126,2
Capa 2	710,6
Capa 3	6954
FILTRO 2	Caída de presión [Pa]
Capa 1	5263
Capa 2	37550
Caída total	50603,8

4.7.4 Depurador en seco

Según bibliografía se sabe que las caídas de presión entre los depuradores húmedos y secos son similares.^[32] Se sabe que un depurador húmedo de similares características tiene una caída de presión entre 0,5 y 1,5 metros de columna de agua.^[33] Por lo tanto tomando un valor medio se tiene una caída de presión de 9806,38 Pa.

4.7.5 Filtro electroestático

Según bibliografía se tiene un rango de caída de presión entre 0,05 y 0,3 kPa^[14], ya que se caracteriza por tener bajas pérdidas de presión. Se considera el caso más conservador eligiendo una caída de presión de 0,3 kPa.

4.7.6 Demister

Según el tipo de filtro demister ya elegido en el capítulo anterior, se tiene una caída de presión de 2 a 20 pulgadas de agua. ^[18] Nuevamente se sitúa en el peor caso teniendo una caída de presión equivalente a 4976.8 Pa.

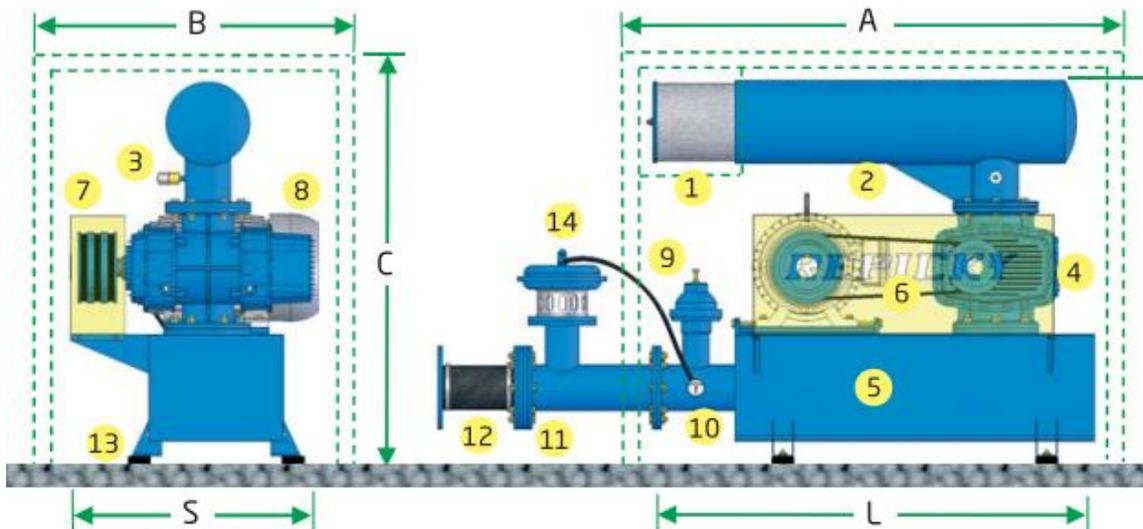
4.6.7 Soplador de aire a la entrada del gasificador

Como se estudió en capítulos anteriores, dentro del gasificador se sufre una pequeña pérdida de presión, por lo que se elige operar a presiones levemente mayores a la atmosférica, siendo 1,2 atm a la entrada. Se debe impulsar el aire para que ingrese al gasificador, para ello se emplea el uso de un soplador ya que no se precisa gran aumento de la presión. En nuestro caso, se precisa una elevación de presión de 0.2 bar y un caudal volumétrico de aire de 1593 m³/h (según lo calculado en el Capítulo 2 para un ER de 0.3), se elige entonces según catálogo de la marca Repicky que se muestra en la Tabla 6.9, el modelo R2.0 de 2900 rpm.

Tabla 6.9: Sopladores Repicky. ^[11]

Modelo	RPM	100		200		300		400		500	
		Q m ³ /h	P HP								
R100	1450	29	0.4	20	0.5	12	0.7				
	2250	53	0.6	45	0.8	37	1.1				
	2900	73	0.7	64	1.1	57	1.4				
	4500	122	1.1	113	1.7	105	2.1	97	2.6		
R200	1450	62	0.6	47	0.9	34	1.3				
	2250	110	0.9	96	1.4	82	1.9				
	2900	150	1.2	136	1.9	122	2.4	108	3.104		
	4500	248	1.7	233	2.9	219	3.8	205	5		
R300	1450	87	0.6	70	1.1	53	1.5				
	2250	154	0.9	136	1.7	119	2.3	101	3.0		
	2900	207	1.2	190	2.1	173	3.0	155	3.9		
	4500	340	1.8	322	3.3	306	4.7	288	6.0		
R500	1450	140	1.0	118	1.7	104	2.3				
	2250	240	1.5	210	2.6	197	3.7	169,75	4,7		
	2900	319	1.9	298	3,4	277	4,6	256	5,9		
	4500	518	3,0	496	5,2	476	7,1	454	9,2		
R600	1450	181	1,2	147	2,2	115	3,0				
	2250	315	1,8	281	3,4	249	4,7	215	6,1		
	2900	425	2,4	391	4,3	359	6,0	325	7,9		
	4500	686	3,7	660	6,7	628	9,3	594	12,1		
R1000	1450	294	2,0	266	3,4	240	4,6	212	5,8		
	2250	484	3,1	456	5,3	430	7,1	403	9,1		
	2900	638	4,0	611	6,8	585	9,1	557	11,7		
	4300	972	6,0	944	9,8	919	13,6	892	17,4	858	21,1
R1200	1450	429	2,5	396	4,5	365	6,2	322	8,1		
	2250	669	4,0	666	7	635	9,6	602	12,4		
	2900	919	5,0	886	9	854	12,4	822	16,0	784	19,7
	4300	1459	7,9	1426	14	1395	19,2	1362	24,8		
R1.5	1450	599	4,0	578	7	513	9,1	468	11,6		
	2250	976	6,2	932	10,4	889	14,1	844	18,0		
	2900	1283	8,0	1238	13,5	1197	18,7	1152	23,2	1103	28,3
	3400	1518	9,3	1474	15,8	1431	21,2	1386	27,3	1338	33,2
R2.0	1450	886	5,1	831	9,1	799	12,5	724	16,102		
	2250	1431	8,0	1376	14,1	1324	19,4	1269	25,0	1206	30,7
	2900	1874	10,3	1819	18,1	1767	24,9	1712	32,3	1648	39,7
	3400	2215	12,0	2160	21,3	2108	29,3	2053	37,8		
R2.5	1450	1261	6,6	1189	12,2	1121	17,0	1049	22,2		
	2250	2031	10,3	1959	18,9	1891	26,4	1819	34,4		
	2900	2657	13,3	2585	24,4	2516	34,0	2444	44,4		
	3400	3138	15,5	3066	28,6	2998	39,9	2925	52,1		
R3.0	1450	1260	7,4	1188	12,9	1120	17,8	854	19,7		
	1750	1548	8,9	1477	15,1	1408	22	1295,9	28,5	1214,4	34,9
	2250	2029	11,4	1957	19,5	1889	27,5	1816	35,5	1733	43,6
	2750	2509	14,0	2437	24,5	2369	33,7	2750	43,5	2214	53,3

En la Figura 6.13, se detallan las dimensiones para el soplador elegido.



Referencias:

- 1- Filtro de aire
- 2- Silenciador de admisión (para equipos de vacío lleva brida ANSI para conexión a proceso)
- 3- Indicador de filtro obstruido (IFO)
- 4- Soplador o Cabezal
- 5- Base compacta con silenciador de impulsión incluido
- 6- Transmisión por correas y poleas o acople elástico.
- 7- Cubretransmisión
- 8- Motor normalizado (puede ser provisto por el cliente)
- 9- Válvula de alivio por presión o vacío.

10- Manómetro en baño de glicerina

- 11- Válvula de retención a clapeta
- 12- Amortiguador de vibraciones de caucho
- 13- Tacos antivibratorios (pueden ser provistos por el cliente)

Opcionales:

- 14- Válvula automática para arranque sin carga y pieza
 - Cabina acústica panelizada con reducción entre 15 y 20 db (A) dependiendo condiciones operativas.
 - Termómetro con o sin contacto de máxima
 - Presóstato y/o vacuóstato
 - Amortiguador de vibraciones de acero inoxidable
 - Motores especiales.

Figura 6.13: Dimensiones del soplador Repicky.

Tabla 6.10: Medidas soplador Repicky.

Medidas generales en mm								
Modelo	A	B	C	L	S	H	Conexión Salida	Peso sin motor ni cabina [kg]
R100	1039	400	550	890	224	465	1.25" BSP	43
R200	850	500	590	950	432	572	2" BSP	93
R300	1125	864	1000	965	547	752	3" Brida ANSI	218
R500	1125	864	1000	965	674	799	3" Brida ANSI	261
R600	1448	1076	1234	1130	714	886	4" Brida ANSI	366
R1000	1448	1076	1234	1130	755	986	4" Brida ANSI	416
R1200	1448	1076	1234	1130	742	986	4" Brida ANSI	431
R1.5	2152	1372	1562	1460	838	1273	6" Brida ANSI	755
R2.0	2152	1372	1562	1823	990	1400	6" Brida ANSI	827
R2.5	2152	1372	1562	1823	1083	1400	6" Brida ANSI	1125
R3.0	2152	1372	1562	1823	1067	1400	6" Brida ANSI	1199
R3.5	2855	1950	2080	2020	1133	1580	8" Brida ANSI	1579
R3.8	2855	1950	2080	2020	1313	1580	8" Brida ANSI	1679
R4.0	2855	1794	2080	2020	1149	1710	8" Brida ANSI	1780
R4.5	3240	2145	2080	2565	1272	1877	10" Brida ANSI	2232

5. Elección del motogenerador

Para la elección del motor se tuvo en cuenta la energía que genera el syngas, esto se calcula de la siguiente forma:

$$Q = Pc_{H_2} \times FH_2 + Pc_{CH_4} \times FCH_4 + Pc_{CO} \times FCO$$

$$F_{CO} = 0,26 \text{ kg/s}; F_{CH_4} = 0,035 \text{ kg/s}; F_{H_2} = 0,02 \text{ kg/s}$$

De la Tabla 6.11 se obtienen los poderes caloríficos inferiores de las especies de interés y luego se procede al cálculo de la potencia.

Tabla 6.11: Poder calorífico de las diferentes especies. ^[6]

Componente	Fórmula	Pc (kJ/kg)
Metano	CH ₄	49956,96
Hidrógeno	H ₂	119838,12
Monóxido de carbono	CO	10091

Luego, $Q = 6768,92 \text{ kW}$

Potencia eléctrica generada:

$$W_{elec} = n_e \times Q \text{ [kW]}$$

donde n_e es la eficiencia total del motogenerador.

Para el equipo seleccionado, la eficiencia eléctrica (según Tabla 6.11) es de 36,0 %.

Para el caso de estudio, $W_{elec} = 2436,81 \text{ kW}$

Además, se calculó el poder calorífico del gas producido como:

$$P_{biomasa} = W_{elec}/Q_n$$

Siendo Q el caudal volumétrico en condiciones normales de biomasa de entrada al motogenerador. Con $Q_n = 0,91 \text{ Nm}^3/\text{s}$

Luego, $P_{biomasa} = 2,68 \text{ MJ/Nm}^3$

En el Capítulo 1 se informó el rango en el cual debía estar comprendido el poder calorífico del gas producido el cual estaba entre 4 y 7 MJ/nm³. Se puede concluir que el poder calorífico de la biomasa del caso estudio no se encuentra dentro del rango, pero el valor es cercano y del mismo orden.

De los modelos disponibles de la marca Siemens, se elige el modelo SGE-48SL a 1800 rpm pero para cumplir con la potencia eléctrica calculada, se deben utilizar 3 de ellos. A continuación, se muestran las especificaciones técnicas del mismo en la Tabla 6.12.

Tabla 6.12: Especificaciones técnicas del motogenerador SGE-48SL. [12]

SGE-36SL & SGE-48SL

Engine Parameters	English Units	Metric Units	SGE-36SL						SGE-48SL					
			1,200		1,500		1,800		1,200		1,500		1,800	
Speed	rpm		1,200		1,500		1,800		1,200		1,500		1,800	
Engine power	bhp	kWb	675	(503)	845	(630)	939	(700)	898	(670)	1,124	(838)	1,215	(906)
Cylinder arrangement			V12						V16					
Mean effective pressure	psi	bar	203	(14.0)	203	(14.0)	188	(13.0)	203	(14.0)	203	(14.0)	183	(12.6)
Bore	Inch	mm	5.98	(152)	5.98	(152)	5.98	(152)	5.98	(152)	5.98	(152)	5.98	(152)
Stroke	Inch	mm	6.50	(165)	6.50	(165)	6.50	(165)	6.50	(165)	6.50	(165)	6.50	(165)
Displacement	cu.in	Litres	2,191	(35.9)	2,191	(35.9)	2,191	(35.9)	2,921	(47.9)	2,921	(47.9)	2,921	(47.9)
Mean piston speed	In/s	m/s	260	(6.6)	325	(8.3)	390	(9.9)	260	(6.6)	325	(8.3)	390	(9.9)
Compression ratio			11.6:1						11.6:1					
Combustion air mass flow	lbs/hr	kg/h	5,401	(2,450)	6,745	(3,060)	7,584	(3,440)	7,319	(3,320)	8,841	(4,010)	9,480	(4,300)
Packaged ventilation air flow ²⁾	scfm	m ³ /h	20,724	(35,210)	25,956	(44,100)	28,840	(49,000)	27,604	(46,900)	34,526	(58,660)	37,328	(63,420)
Engine coolant capacity (main circuit) ³⁾	gal.	Litres	48/11	(180/40)	48/11	(180/40)	48/11	(180/40)	53/13	(200/50)	53/13	(200/50)	53/13	(200/50)
Lube oil capacity ²⁾	gal.	Litres	46	(174)	46	(174)	46	(174)	62	(233)	52	(195)	62	(233)
Lube oil consumption ⁴⁾	lbs/bhp.hr	g/kWh	0.00058	(0.35)	0.00058	(0.35)	0.00058	(0.35)	0.00058	(0.35)	0.00058	(0.35)	0.00058	(0.35)
Energy Balance														
Generator efficiency ^{5) 6)}	%	%	96.3		96.2		96.7		96.6		97		96.3	
Electrical power ^{5) 6)}	kWe	kW	485		610		677		647		813		873	
Jacket (HT) water heat (Oil cooler incl.)	Btux 1,000/hr	kW	1,498.9	(439)	1,741.4	(510)	1,956.5	(573)	2,161.3	(633)	2,332.0	(683)	2,765.7	(810)
Intercooler (LT) water heat	Btux 1,000/hr	kW	99	(29)	102.4	(30)	143.4	(42)	119.5	(35)	170.7	(50)	187.8	(55)
Exhaust heat - cooled to 120°C	Btux 1,000/hr	kW	665.8	(195)	921.9	(270)	1,160.9	(340)	1,072.1	(314)	1,242.8	(364)	1,638.9	(480)
Engine radiation heat	Btux 1,000/hr	kW	61.5	(18)	102.4	(30)	102.4	(30)	75.1	(22)	112.7	(33)	112.7	(33)
Generator radiation heat	Btux 1,000/hr	kW	62.3	(18)	66.7	(21)	102.4	(30)	77.8	(23)	85.8	(25)	112.9	(33)
Fuel consumption ⁷⁾	Btux 1,000/hr	kW	4,299.5	(1,256)	5,353.8	(1,568)	6,132.3	(1,796)	6,074.3	(1,779)	7,153.2	(2,095)	8,262.9	(2,420)
Mechanical efficiency	%		40		40.2		39		37.7		40		37.3	
Electrical efficiency	%		38.6		38.9		37.7		36.4		38.8		36.0	
Thermal efficiency	%		52.2		51.7		53.1		55.1		52.2		55.4	
Total efficiency	%		90.8		90.6		90.8		91.5		91		91.3	
System Parameters														
Jacket (HT) water temperature max.	°F	°C	194	(90)	194	(90)	194	(90)	194	(90)	194	(90)	194	(90)
Jacket (HT) water flow rate min/max	gpm	m ³ /hr	132/308	(30/70)	159/308	(36/70)	181/308	(41/70)	194/308	(44/70)	211/308	(48/70)	251/308	(57/70)
Intercooler stages			Double						Double					
Intercooler (LT) coolant temperature max.	°F	°C	131	(55)	131	(55)	131	(55)	131	(55)	131	(55)	131	(55)
Intercooler (LT) coolant flow rate min/max	gpm	m ³ /hr	66/132	15/30	88/132	20/30	110/132	25/30	66/132	15/30	88/132	20/30	110/132	25/30
Exhaust manifold type			Wet						Wet					
Exhaust temperature	°F	°C	658	(348)	702	(372)	756	(402)	732	(389)	714	(379)	817	(436)
Exhaust mass flow wet	lbs/hr	kg/h	5,908	(2,680)	7,363	(3,340)	8,311	(3,770)	8,047	(3,650)	9,700	(4,400)	10,472	(4,750)
Exhaust back-pressure max.	psi	mbar	0.65	(45)	0.65	(45)	0.65	(45)	0.65	(45)	0.65	(45)	0.65	(45)
Maximum pressure loss in front of air cleaner	psi	mbar	0.073	(5)	0.073	(5)	0.073	(5)	0.073	(5)	0.073	(5)	0.073	(5)
Fuel pressure range	psi	mbar	0.73 - 3.48 (50 - 240)						0.73 - 3.48 (50 - 240)					
Starter battery 2x12V, capacity required	Ampere-hour		280						280					
Emissions ⁸⁾														
NOx	g/bhp.hr		< 1		< 1.1		< 1		< 1		< 1.1		< 1	
CO	g/bhp.hr		< 1.8		< 1.8		< 1.8		< 1.8		< 1.8		< 1.8	
THC (in C1 base)	g/bhp.hr		< 3.5		< 3.5		< 3.5		< 3.5		< 3.5		< 3.5	
NMHC (in C1 base)	g/bhp.hr		< 0.7		< 0.7		< 0.7		< 0.7		< 0.7		< 0.7	

6. Potencias eléctricas consumidas

6.1 Filtro electrostático

Según datos de bibliografía [14], cada 1000 Nm³/h de caudal se consumen 0,35 kWh por el filtro (Pot filtro) y 0,5 kWh por el ventilador (Pot vent) que el mismo tiene asociado. Teniendo un caudal de 3276 Nm³/h entonces:

$$\text{Potencia} = (Q \times (\text{Pot filtro} + \text{Pot vent})) / 1000 = 2,78 \text{ kW}$$

6.2 Potencia consumida por equipo

En la Tabla 6.13, se puede ver un resumen de las potencias eléctricas consumidas en comparación con la generada proveniente del motogenerador.

Tabla 6.13: Resumen de potencias generadas y consumidas por los equipos.

Equipo	Potencia [kW]
Motogenerador	2436,81
Bombas	-7,11
Sopladores (aire + syngas)	-263,5
Filtro electrostático	-2,78
Elevador de cangilones	-0,063
Soplador Torre de enfriamiento	-42,48

Como conclusión, se observa que la potencia generada es superior a la consumida por los equipos eléctricos por un valor de 2120,88 kW

7. Conclusión

A lo largo de este capítulo se lograron definir las condiciones de presión y temperatura de todas las corrientes. Para ello se definieron las caídas de presión de los equipos elegidos. También se debió definir la red de intercambio de calor tratando de lograr una integración energética ya que la misma no resulta viable de realizar.

Además, se eligió el motor acorde a la capacidad energética producida y se logró calcular la energía neta para inyectar a la red.

8. Bibliografía

- [1] Transporte por cangilones <http://dim.usal.es/areaim/guia%20P.%20I/PAGINA%20CANGILONES.HTM>
- [2] Máquinas de elevación y transporte <https://es.slideshare.net/luiferhoyos/elevador-de-cangilones>
- [3] Transporte mecánico de sólidos <https://www.criba.edu.ar/cinetica/solidos/Capitulo12.pdf>
- [4] Compresores Kaeser <https://ar.kaeser.com/download.ashx?id=tcm:42-5940>
- [5] Compresores, ventiladores y soplantes <https://sites.google.com/site/mantenimientoenseqelectrom/compresores-ventiladores-y-soplantes>
- [6] Poder calorífico <http://www.antoniolima.web.br.com/arquivos/podercalorifico.htm>
- [7] Intercambiadores de calor https://ediuns.com.ar/wp-content/uploads/2018/02/CAP-6.Rev_.04_Agustina_.pdf
- [8] Budhathoki, R. (2013). Three zone modeling of Downdraft biomass Gasification: Equilibrium and finite Kinetic Approach. (Master's thesis). Universidad de Jyväskylä. Departamento de Química. Master's Degree Program in Renewable Energy
- [9] Treybal, R. E., (1980), Mass Transfer Operations, 3rd Edition, New York, Mac Graw-Hill.
- [10] Cengel, Y. A., (2007). TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA. Un enfoque práctico, Santa Fe, México, McGraw-Hill Interamericana.
- [11] Sopladores Repicky <http://repicky.com.ar/site/wp-content/uploads/2016/01/Folleto-Sopladores-y-Bombas-RA-Repicky.pdf>
- [12] Motogeneradores Siemens <https://assets.new.siemens.com/siemens/assets/public.1543753119.27240bf27497aa8619aa0c6487f083c5733a73af.85295-sge-s-series-gasengines-bg-lr.pdf>
- [13] Cao, E., (1983), *Intercambiadores de calor*, Buenos Aires, Argentina.
- [14] Dry electro filter <https://emis.vito.be/nl/node/19427>
- [15] Cámaras termográficas <https://slideplayer.es/slide/3395189/>
- [16] Tabla de diámetros nominales en cañería de acero <http://www.cardalda.com.ar/>
- [17] Acqua system https://www.grupodema.com.ar/bundles/app/front/images/Acqua_System.pdf
- [18] Koch-Glitsch, LP (Catálogo 2015). Mist Elimination Liquid-Liquid Coalescing. URL: http://www.koch-glitsch.com/Document%20Library/ME_ProductCatalog.pdf
- [19] Amanco fusión

<http://www.amanco.com.ar/wp-content/uploads/descargas/domiciliario/amanco-fusion-manual-tecnico.pdf>

[20] Grundfos Spain Product Center. URL: https://product-selection.grundfos.com/product-detail.productdetail.html?from_suid=1575489342216002093298460233428&pumpsystemid=730758853&qcid=730767860

[21] Weatherspark. El clima promedio en Córdoba. URL: <https://es.weatherspark.com/y/28147/Clima-promedio-en-C%C3%B3rdoba-Argentina-durante-todo-el-a%C3%B1o>

[22] Poullikkas, A. (2015) Review of Design, Operating, and Financial Considerations in Flue Gas Desulfurization Systems, *Energy Technology & Policy*, 2:1, 92-103, DOI:10.1080/23317000.2015.1064794

[23] Luszczewski Kuda, A., (1999), *Redes industriales de tubería, bombas para agua, ventiladores y compresores. Diseño y Construcción*, Barcelona, España, Reverté Ediciones, S.A. de C.V.

[24] Sandmeyer steel company <https://www.sandmeyersteel.com/spanish/310-310S.html>

[25] Ludwig, E. (1965), *Design for Chemical and Petrochemical Plants*. Vol. 1", Gulf Publishing Company, USA.

[26] Ashwath, N., et al. (2012) *Biofuels Production through Biomass Pyrolysis-A Technological Review*. Central Queensland University, Queensland. Australia.

[27] Nist: National Institute of Standards and Technology, U.S Department of Commerce. URL: <https://www.nist.gov/>

[28] Agugliaro, F., et al. (2018) *Peanut Shell for Energy: Properties and Its Potential to Respect the Environment*. Universidad de Córdoba, España.

[29] Inca Aislaciones
http://www.incaaislaciones.com.ar/prod_otros_aislantes_silicato_de_calcio.html

[30] Prefiterm, Proyectos de eficiencia térmico industrial
URL <http://www.prefiterm.com/silicato-de-calcio.html>

[31] Castells, X. (2005), *Tratamiento y valorización energética de residuos*, Barcelona, España, Editorial Diaz de Santos.

[32] Krishnaraj, R., Sakthivel, M., Devadassan, S. R., *Modeling and Investigating the Characteristics Performance of Wet and Dry Scrubbers* International Conference on Emerging Technology Trends on Advanced Engineering Research

[33] Equipos de Control para las Emisiones de Óxidos de Azufre. URL: https://www.academia.edu/12786048/Control_para_emisiones_de_%C3%B3xidos_de_azufre

[34] Foster, D. B., & Jung, W. (2002). *The influence of the fuel inlet temperature on diesel engine performance*. MTZ Worldwide, 63(4), 27–28. doi:10.1007/bf03227536.

Capítulo 7

Evaluación económica

1. Introducción

Se estudió anteriormente, en el Capítulo 1, la importancia de la instalación de la planta gasificadora de cáscara de maní y su justificación desde el punto de vista ambiental y energético. Por lo tanto, este capítulo se centra únicamente en su análisis económico.

Todo proyecto debe ser analizado económicamente y para realizar dicha evaluación se debe conocer en primera instancia la inversión necesaria. Luego se deben calcular todos los costos operativos involucrados y a partir del precio de venta establecido se podrá estimar si el proyecto resulta rentable. En primer lugar, se debe informar la vida útil del proyecto. En el caso de esta planta se establece como mínimo una vida útil de 20 años. En el primer año se espera que la capacidad de la planta sea del 70% pero ya para el segundo año se debe operar a 100% de capacidad.

2. Estimación del costo de inversión (CapEx)

Para poder dar a conocer un proyecto lo primero que se debe saber desde el punto de vista económico es su inversión total requerida. Esto implica la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación y se compone de dos partes:

1. Inversión fija total (IFT): es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso con sus servicios auxiliares, y dejarla en condiciones para poder comenzar a producir. Representa la suma del valor de todos los activos tangibles (equipos, terreno, edificación, instalaciones auxiliares) e intangibles (derechos de patentes, conocimientos técnicos, gastos de organización) del proyecto.

La inversión fija total se obtiene de la suma del terreno y la inversión fija:

$$IFT = IF + \text{terreno}$$

La inversión fija está dada por los componentes directos e indirectos y existen varios métodos para poder calcularla como se analizará luego.

2. Inversión en capital de trabajo (IW): también llamado "capital de giro", comprende las disponibilidades de capital necesarias para que, una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico-económicos. Es el capital adicional con el que se debe contar para que comience a funcionar el proyecto, esto es financiar la producción antes de percibir ingresos por ventas. Algunos de sus componentes son: la caja o efectivo para pagar salarios, servicios, etc., crédito a los compradores, cuentas a cobrar, inventarios de materias primas.

Por lo tanto, la inversión total (IT) se define como la suma de las dos partes mencionadas:

$$IT = IFT + IW$$

En primer lugar, se obtendrá la inversión fija total. Para ello existen distintos métodos, que varían desde una aproximación rápida y simplificada hasta un cálculo detallado y preparado con exactitud a partir de un diagrama de flujo.

En este caso, se utiliza el método de Chilton (1949), denominado Método de los Factores, con el cual se puede extrapolar el costo de un sistema completo a partir del costo de los equipos principales del proceso instalados y estimar la inversión fija total con un error de 10-15% del valor real. El punto de partida de este método, es la estimación de la inversión de los equipos principales de proceso con instalación, lo que se denomina IE . Los otros componentes de la inversión, necesarios para completar el sistema, se correlacionan con la inversión en los equipos principales instalados a partir de ciertos factores experimentales. El cálculo se realiza con la siguiente ecuación:

$$IF = IE \cdot (1 + \sum fi) \cdot (1 + \sum fli)$$

Dónde:

IF = inversión fija (sin terreno) del sistema completo.

IE = valor de los equipos principales instalados.

fi = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa, como cañerías, instrumentación, construcciones, plantas de servicios y conexiones entre unidades.

fli = factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta como ingeniería y construcción, factores de tamaño y, contingencias.

2.1 Equipamiento

Por lo tanto, para comenzar el cálculo se debe obtener el valor de IE y para ello se requiere conocer el precio de los principales equipos con su correspondiente instalación.

En el caso en que la información sobre el precio de los equipos o de plantas similares corresponda a períodos anteriores, se deben hacer modificaciones debido al cambio de las condiciones económicas a través del tiempo. Esta actualización puede realizarse mediante el uso de los índices de costos.

Un índice de costos consiste en un número adimensional que muestra la relación entre el precio de un bien en un tiempo dado y el precio del mismo bien en un tiempo llamado "base". Si se conoce el precio pasado en una fecha determinada, el precio presente se puede calcular de la siguiente manera:

$$\text{Precio actual} = \text{Precio antiguo} * \frac{\text{índice actual}}{\text{índice antiguo}}$$

Donde el índice antiguo corresponde al dado al año en que se obtuvo la información (precio antiguo).

Se deberían utilizar los índices de Procesos conocidos como Marshall & Swift Equipment Cost Index sin embargo son difíciles de hallar en bibliografía por lo que se recurre a los índices de costos para plantas de ingeniería química publicados por la revista Chemical Engineering. Se tomó como valor presente el último valor final informado que corresponde al del año 2018, siendo este de 603,1^[1]. Los demás índices (para otros años) se obtuvieron de la misma forma.

Para estimar el costo de instalación de los equipos, se tuvo en cuenta la siguiente clasificación:

- Ingeniería inmediata: 20%
- Ingeniería compleja: 37,5%
- Instalación compleja: 55%

Dichos porcentajes se adicionan sobre el precio del equipo sin instalar.

Además, se debe tener en cuenta el costo que implica importar un equipo, ya que se adicionan costos de flete, derecho a importación, entre otros. Se estima como un 30% más al valor del equipo sin instalación.

Varios costos de equipos se obtuvieron a partir del estimador de costos Matches^[2], los cuales corresponden al año 2014, el índice para dicho año es de 576.1^[1]. Además, debieron sumarse los costos ya descritos para importar los equipos ya que el precio está dado para Estados Unidos. En otros casos se logró obtener la cotización real de un proveedor ya sea nacional o extranjero. En cada caso se aclarará la procedencia del precio informado.

Hay casos donde se encuentran precios de equipos cuya capacidad no coincide con la necesaria por lo tanto se pueden corregir a partir del factor costo-capacidad con la siguiente expresión:

$$I \text{ para } QA = I \text{ para } QB * \left(\frac{QA}{QB}\right)^X$$

El factor costo-capacidad X se encuentra disponible para ciertos equipos o bien también para plantas en específico.

2.1.1 Silos de almacenamiento

Debido a la baja densidad de la cáscara de maní (60 kg/m³) se requieren silos de grandes dimensiones para almacenar la cantidad suficiente para dos días de producción. Ello representa 1024 m³. Se encontraron que existen silos con conos de techo a 25° y tolva a 30° hasta para 1500 m³ ^[24]. Se decide utilizar dos de 750 m³ cuyos precios se estiman a partir de proveedores nacionales para dimensiones menores ^[25] y se aplica el factor de costo - capacidad. Se decide para su instalación ingeniería compleja.

Costo silos= 44204 US\$

2.1.2 Elevador de cangilones

Para la estimación del elevador se tuvieron en cuenta las dimensiones del mismo, estimadas a partir de la cantidad de biomasa que se precisa elevar por día y la altura del gasificador. Se

utilizó el estimador Matches y se obtuvo entonces, para un elevador de cangilones de 20" x 8" el siguiente costo teniendo en cuenta el costo de importación y una instalación compleja.

Costo elevador = 52314 US\$

2.1.3 Gasificador

Para el gasificador se obtuvo el valor mediante búsqueda de proveedores^[4], el precio hallado corresponde al año corriente, pero se precisó realizar la corrección por ser un precio extranjero. En cuanto al tipo de instalación se lo consideró de instalación compleja por las características físicas del equipo y de su funcionamiento. El precio hallado corresponde a un procesamiento de biomasa de entre 1,5 y 1,8 ton/h el cual supera levemente las 1,28 ton/h del proyecto.

Costo gasificador = 272025 US\$

A su vez se debe considerar el precio del aislante elegido (manta de fibra cerámica 1260 STD). Según los cálculos realizados en el Capítulo 4 se requiere un volumen de aislante de 4,149 m³. Se encontró un proveedor nacional, Fahuel Hornos Industriales, que comercializan dicho aislante en forma de rollo cuyas medidas son 50 mm x 610 mm x 3600 mm, representando un volumen de 0.1098 m³. Por lo tanto se necesitan 38 rollos, sin embargo se decidió comprar 45 rollos para contar con cierto margen. Cada rollo cuesta 102,73 US\$ y se considera instalación inmediata.^[19]

Costo aislante = 5547 US\$

2.1.4 Sopladores

Para el proceso se precisan dos sopladores, uno para el ingreso de aire al gasificador y otro para impulsar el syngas a lo largo de todo el proceso. Para ambos se realizó la estimación a través de Matches ingresando con el caudal que se precisa impulsar y el delta de presión que se produce. Se los consideró de ingeniería inmediata y se tuvo en cuenta el costo que implica importarlos.

Costo soplador aire = 5716 US\$

Costo soplador proceso = 17311 US\$

2.1.5 Quemador

Se buscó un quemador tipo industrial de marca nacional, encontrándose un costo actualizado del mismo. Se lo consideró de ingeniería inmediata para su instalación.

Costo quemador = 420 US\$^[5]

2.1.6 Ciclón

Para el ciclón se consiguió un precio actualizado y nacional del proveedor Leuca Sistemas de aire, y se lo consideró de ingeniería inmediata^[6]. Como se obtuvo el precio para un ciclón de

menor caudal se corrigió el precio con un factor de costo-capacidad de 0,49 según datos de bibliografía.^[16]

Costo ciclón = 2519 US\$

2.1.7 Tanques almacenamiento tar, char y cenizas

Para ambas corrientes se propuso tanques tipo horizontal de acero al carbono, a partir de los flujos de char y tar obtenidos en el Capítulo 3 se calcularon las cantidades que se precisan depositar en cada tanque teniendo en cuenta que se proyecta el vaciado de los tanques una vez al día, obteniendo así el volumen necesario de cada tanque. A su vez, se propusieron dos tanques para almacenar char y cenizas y 4 para el almacenamiento de tar, de forma de mantener el proceso continuo cuando se vacían los mismos. Las dimensiones de los tanques resultaron de 5 m de altura por 2 m de diámetro para el tanque de char, y de 3 m de altura y 1 m de diámetro para el tanque de tar.

Costo tanque char y cenizas (por 2 unidades) = 32560 US\$

Costo tanque tar (por 4 unidades) = 22526 US\$

Para ambos se consideró ingeniería inmediata. Se estimaron sus costos mediante el estimador Mc Graw Hill^[3].

2.1.8 Intercambiadores de calor

A partir del estimador Matches, se obtiene el precio aproximado de los intercambiadores de calor a emplear. Para ello, se tienen en cuenta ciertas características como el material (acero inoxidable), el área externa y la diferencia de presión que se produce (calculadas en el Capítulo 6), obteniéndose un valor de 13600 US\$ para el primero y de 16400 US\$ para el segundo. De ambos el costo obtenido es para el año 2014 de un proveedor extranjero. Se los considera con instalación de ingeniería compleja.

Costo del intercambiador de calor 1 = 25449 US\$

Costo del intercambiador de calor 2 = 30689 US\$

2.1.9 Filtro Granular

Para los filtros granulares se consideraron dos tanques verticales de acero inoxidable con estándares API. Al de 100 galones, se le introducirá la cáscara de maní en 3 capas de diferente granulometría. El de 40 galones tendrá 2 capas de distinta granulometría. Se debe contar con cuatro filtros granulares para lograr que la operación sea continua, en el momento de retirar la cáscara de maní cuando este ya esté saturado de alquitranes. Se estimó el precio del tanque a través de software Matches, el cual está dado para el año 2014 y es extranjero, por tanto, para el costo instalado actual se debe corregir considerando los factores que corresponden a cada caso, sumado a que se considera para su instalación ingeniería inmediata.

Filtro granular (2 unidades de 100 galones) = 27763 US\$

Filtro granular (2 unidades de 40 galones) = 17311 US\$

2.1.10 Torre de enfriamiento

Se utiliza una torre de enfriamiento la cual se diseñó en el Capítulo 6. Para la estimación de su costo a través del software Matches, se utilizó una correlación basada en el calor a intercambiar, el cual se calcula en base al intercambio de temperatura establecido en el capítulo anterior y resulta de alrededor de 2,6 millones de BTU/hora, y considerando tipo de tiro de la torre que es forzado. A la torre se la clasifica como ingeniería compleja, por su considerable tamaño y condiciones de proceso.

Costo de torre de enfriamiento = 338326 US\$

2.1.11 Bombas de agua

En el Capítulo 6, se seleccionó la bomba de agua adecuada para impulsar el caudal que circula a través del sistema intercambiador de calor - torre de enfriamiento. En dicho capítulo se informaron las curvas características de la bomba adecuada del proveedor Grundfos, el cual informa un precio de 3608 US\$. Sin embargo, dicho proveedor es de España por lo que deberán considerarse los respectivos costos de importación y su instalación del tipo inmediata. Además, se considera que las otras dos bombas que se tienen en la planta, la de reposición de agua y la que se necesita para preparar la lechada, se estiman como un 40% más de la calculada.

Costo bombas = 7880 US\$

2.1.12 Aislante para cañería

Para el tramo de cañería a aislar se requiere silicato de calcio que se consigue el precio para el espesor y la longitud y requerida. ^[24]

Costo aislante cañería: 40 US\$

2.1.13 Columna de intercambio iónico

Para el agua de servicio se precisa tener un equipo de ablandamiento de agua, ya que la misma atraviesa un proceso térmico y el sarro podría inferir en problemas de incrustaciones, por lo que se incluye el costo de una columna de intercambio iónico, el cual se estima a partir del caudal de agua a ablandar. Para ello se tuvo en cuenta únicamente el caudal de agua de reposición (calculado en el capítulo anterior) sumado al caudal de agua blanda necesario para la fabricación de la lechada. En lo que respecta al agua del circuito cerrado intercambiadores/torre de enfriamiento, para la generación del agua blanda total, se comenzará el ablandamiento del volumen necesario antes de arrancar a operar en estado estacionario, lo cual involucra básicamente el llenado de todas las cañerías y equipos del circuito con esta agua. Ya que la mayor parte del agua que se recirculará estará ya ablandada, diseñar una columna para todo el caudal no tendría sentido.

Se obtuvo un precio actual nacional pero para un caudal de 1200 L/h mientras que se precisa procesar un caudal de 165,6 L/h, por ello se realiza la corrección por capacidad utilizando un

factor costo-capacidad de 0,67 para industrias químicas en general ^[1]. Es de instalación compleja.

Costo columna I.I = 898 US\$

2.1.14 Tanque de almacenamiento de agua blanda para lechada

Se trata de un tanque vertical de acero inoxidable con techo y base redondeados, cuyo volumen fue calculado de acuerdo a la necesidad de almacenar agua blanda proveniente de la columna de intercambio iónico, y que será utilizada para la preparación de la lechada junto con el reactivo Ca(OH)_2 . Del Capítulo 5 se calcularon las cantidades, en volumen, que se precisan en el tanque, teniendo en cuenta que se proyecta el almacenamiento del contenido a usar en un día entero de producción y que la alimentación del tanque será continua. Además, se debe considerar que, para la preparación de la lechada, el caudal másico de agua blanda a usar será igual al caudal másico de Ca(OH)_2 diario. Resultó entonces necesario emplear un tanque de 800 galones.

Costo tanque agua blanda = 14861 US\$

Para su instalación se consideró ingeniería inmediata. Se estimó su costo mediante el software Matches, el cual nos ofreció el valor del reactor para el año 2014 de un proveedor extranjero.

2.1.15 Apagador

Se emplea un Apagador cuyo costo puede estimarse como si se tratara de un reactor encamisado con agitación, de acero al carbón, para la preparación de la lechada en forma continua. Resultó entonces necesario emplear un tanque de 800 galones.

Costo apagador = 54546 US\$

Para su instalación se consideró ingeniería inmediata. Se estimó su costo mediante el software Matches, el cual nos ofreció el valor del reactor para el año 2014 de un proveedor extranjero.

2.1.16 Depurador de vía seca

Se obtuvo un precio actualizado extranjero para un procesamiento de 150 kg/h de agua blanda a ser evaporada dentro del equipo. Si bien se requiere evaporar 165 kg/h de agua blanda (ver Capítulo 5) no se encontraron equipos para dicho requerimiento, por lo que se afecta por el factor costo-capacidad al modelo SP150 ^[7]. Se lo considera de ingeniería compleja por lo detallado en el Capítulo 5.

Costo depurador = 48777 US\$

2.1.17 Bomba de desplazamiento positivo para lechada

Para poder impulsar la lechada formada en el apagador y permitir el ingreso de la misma al depurador de vía seca para ser atomizada, es necesario emplear una bomba de

desplazamiento positivo estimada por el software Mathces para el caudal requerido de 9 gal/min. Se considera de instalación inmediata.

Costo bomba desplazamiento positivo= 4573 US\$

2.1.18 Filtro electrostático

Se obtiene el precio del modelo YT-01MC24, de 4,4 m de largo, 1,42 m de ancho y 1,43 m de altura, con una eficiencia de filtrado máxima de 99,9%. Este modelo permite manejar, según el fabricante, caudales entre 2160 y 4300 m³/h, por lo que para nuestro caso donde el caudal de gas de síntesis el equipo es adecuado. El valor corresponde al año 2017 y es extranjero. Se lo considera de ingeniería compleja.

Costo filtro electrostático =8548 US\$^[21]

2.1.19 Tanque de almacenamiento de $\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$

Se trata de un tanque tipo horizontal de acero inoxidable, cuyo volumen fue calculado de acuerdo a la necesidad de almacenar durante una semana el precipitado de azufre del depurador por vía seca, el cual será removido por el filtro electrostático. Del Capítulo 5 se calcularon las cantidades, en volumen, que se precisan depositar en el tanque teniendo en cuenta que se proyecta el vaciado, como ya se mencionó, una vez a la semana. A su vez, se propusieron dos tanques, de forma de mantener el proceso continuo cuando se vacían los mismos. Resultó entonces necesario emplear un tanque de 200 galones.

Costo tanque $\text{CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$ (por 2 unidades) = 22210 US\$

Para su instalación se consideró ingeniería inmediata. Se estimó su costo mediante el software Matches, el cual nos ofreció el valor del tanque para el año 2014 de un proveedor extranjero.

2.1.20 Desnebulizador

Se tiene un demister tipo Flexifiber, de alta eficiencia de remoción de la marca Koch-glitsch.

Para el tanque, su costo se estimó mediante el software Matches. Para la instalación del equipo en su conjunto se consideró ingeniería inmediata, previó a ello se tuvo en cuenta que ambas partes del equipo son extranjeras por tanto se debe considerar un 30% del costo de cada uno como costos de importación.

Costo equipo Demister = 15315 US\$

2.1.21 Moto-generador

Para el precio del moto-generador se solicitó presupuesto a la marca nacional Sullair^[8], en base a la potencia de generación (2437 kW, teniendo en cuenta eficiencias). La empresa informó un precio para un moto-generador de potencia de 823 kW. Se utilizaron 3 moto-generadores para cubrir con la generación establecida. El valor es actual y nacional, en cuanto al tipo de ingeniería para la instalación se lo consideró del tipo inmediata.

Costo moto-generador =708480 US\$

Finalmente, sumando todos los costos de equipamiento, se obtiene un valor total de 1.736.607 US\$, el cual incluye costos de instalación.

En la Tabla 7.1 se detallan todos los costos mencionados anteriormente.

Tabla 7.1: Listado de equipos y sus correspondientes precios

Equipo	Características	Cantidad	Proveedor	Precio Unitario (US\$)	Año	Factor de instalación	Costo anual con instalación (US\$)
Silos	750 m ³	2	Nacional	16372	2019	1,35	44204
Elevador de cangilones	20"x8"	1	Extranjero	24800	2014	1,55	52314
Soplador de aire	918 ft ³ /min, centrífugo, acero al carbono	1	Extranjero	3500	2014	1,2	5716
Gasificador	Caudal: 1,5 - 1,8 ton /h, con manta de fibra cerámica 1260 std	1	Extranjero	135000	2019	1,55	277573
Quemador	Quemador industrial	1	Nacional	350	2019	1,2	420
Ciclón	LKM120, 2,96 m ³ /s	1	Nacional	1832	2019	1,375	2519
Tanques para char y cenizas	Horizontal, H= 5 m, D= 2 m, acero al carbono	2	Extranjero	10436	2019	1,2	32560
Soplador de proceso	6343 ft ³ /min, 1 psi, centrífugo, acero al carbono	1	Extranjero	10600	2014	1,2	17311
Intercambiador de calor 1	1 m x 0,59 m, U=107,77 W/m ² K	1	Extranjero	13600	2014	1,375	25449
Filtros granulares	Tanque API, acero inoxidable vertical, 2 de 100 gal y 2 de 40 gal	4	Extranjero	8500/5300	2014	1,2	45074
Tanques para tar	Horizontal, H=3 m, D=1 m, acero al carbono	4	Extranjero	3610	2019	1,2	22526
Torre de enfriamiento	Calor: 2,6 millones BTU/hr	1	Extranjero	180800	2014	1,375	338326
Bombas de aguas	Centrífuga, caudales de: 68,76 m ³ /h, 3,33m ³ /h, 0,165 m ³ /h	3	Extranjero	5051	2019	1,2	7880
Columna de i.i.	126,6 l/h	1	Nacional	653	2019	1,375	898
Tanque de agua blanda	800 gal, acero inoxidable vertical	1	Extranjero	9526	2014	1,2	14861
Apagador	Reactor agitado encamisado 800 gal, acero inoxidable	1	Extranjero	33400	2014	1,2	54546
Bomba de desplazamiento positivo	9 gal/min	1	Extranjero	2800	2014	1,2	4573
Depurador por vía seca	165 kg/h de agua blanda a evaporarse, 7,2 m x 5,5 m	1	Extranjero	25600	2019	1,375	48777
Filtro electrostático	YT-01MC24, H=1,43m, L=4,4m, W=1,42 M	1	Extranjero	4500	2017	1,375	8548
Tanques para CaSO ₃ *1/2 H ₂ O	Tanque 200 gal, acero inoxidable, horizontal	2	Extranjero	6800	2014	1,2	22210
Desnebulizador	Tipo Flexifiber en tanque API, acero inoxidable, 150 gal	1	Extranjero	9400	2019	1,2	15315
Intercambiador de calor 2	1,1 m x 0,54 m, U=105,56 W/m ² K	1	Extranjero	16400	2014	1,375	30689
Moto-generador	Pot.=823 kW	3	Nacional	169800	2019	1,2	708480
TOTAL:							1736607

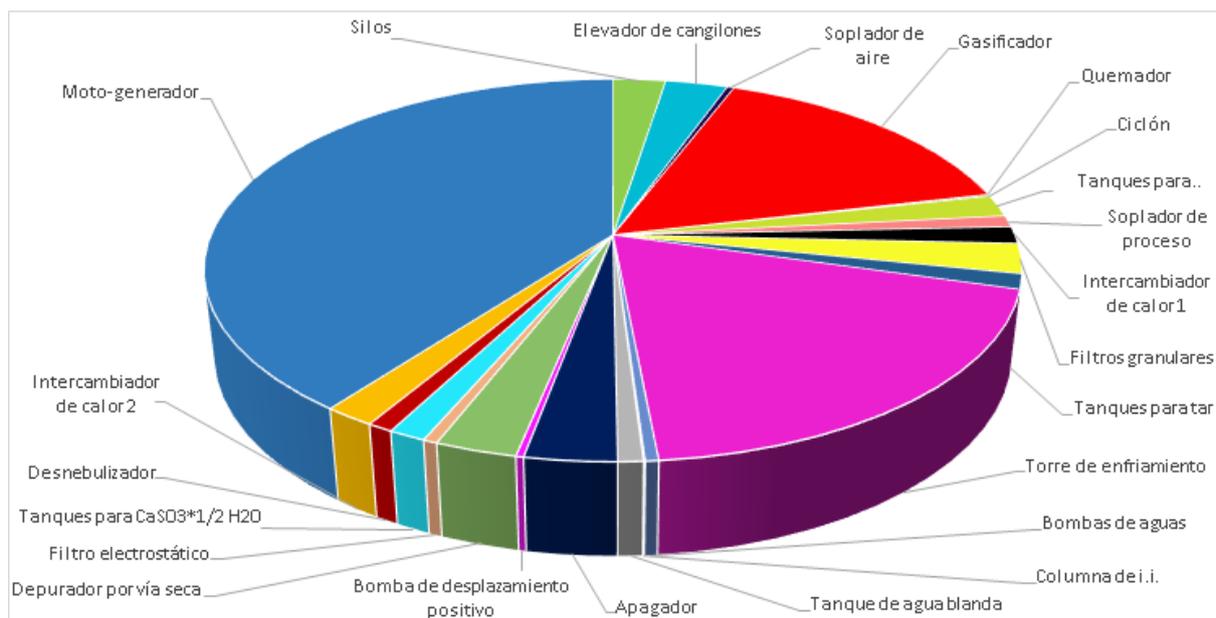


Figura 7.1: Distribución de la inversión por equipos con su correspondiente instalación.

De la Figura 7.1 se observa que la mayor inversión en equipos está dada por la compra de los motogeneradores, el gasificador y la torre de enfriamiento

2.2. Estimación de Inversión Fija

Ya teniendo el total de la *IE* se procede a calcular la inversión fija utilizando el método de estimación por factores. Como se mencionó anteriormente la inversión fija se divide en componentes directos e indirectos. Cada uno de estos rubros se estima por separado y depende de la magnitud del proyecto y tipo de proceso.

2.2.1 Inversión directa

Los factores directos se obtienen de la Tabla 7.2. Se seleccionarán los factores según sea el proceso y se toma el valor medio del intervalo adecuado.

Tabla 7.2: Factores para la inversión directa

Método para estimar IE por factores (adaptado de Chilton, 1949)

Valor del Equipo Instalado de Proceso	IE
Factores experimentales como fracción de IE	
<i>Tuberías de Proceso</i>	f ₁
Proceso de sólidos	0.07 - 0.10
Proceso mixto	0.10 - 0.30
Proceso de fluidos	0.30 - 0.60
<i>Instrumentación</i>	f ₂
Control poco automatizado	0.02 - 0.05
Control parcialmente automatizado	0.05 - 0.10
Control complejo, centralizado	0.10 - 0.15
<i>Edificios de fabricación</i>	f ₃
Construcción abierta	0.05 - 0.20
Construcción semiabierta	0.20 - 0.60
Construcción cerrada	0.60 - 1.00
<i>Plantas de servicios</i>	f ₄
Escasa adición a las existentes	0.00 - 0.05
Adición considerable a las existentes	0.05 - 0.25
Plantas de servicios totalmente nuevas	0.25 - 1.00
<i>Conexiones entre unidades</i>	f ₅
Entre las unidades de servicios	0.00 - 0.05
Entre unidades de proceso separadas	0.05 - 0.15
Entre unidades de proceso dispersas	0.15 - 0.25
Inversión directa	IE (1+ Σfi)

Los factores de Inversión Directa (f_i) son:

Tuberías de Proceso: dado que los compuestos utilizados a lo largo de la planta se encuentran en fase gas y líquido, las tuberías de procesos necesarias serán para fluidos.

$$f_{11} = 0,45$$

Instrumentación: Se requieren controlar varias variables a través de diferentes lazos de control para lograr una correcta operación de los equipos y un adecuado gas de síntesis por lo que se opta por un tipo de control complejo, centralizado.

$$f_{12} = 0,125$$

Edificios de fabricación: Este factor tiene en cuenta los gastos de mano de obra, materiales y suministros involucrados en la construcción de todos los edificios conectados a la planta. Se considera que se tendrá una planta semi abierta.

$$f_{13} = 0,4$$

Plantas de servicios: debido a que la electricidad es generada y provista internamente sólo se considera el servicio de agua por lo que se elige el factor correspondiente a escasa adición a las existentes.

$$f_{i4} = 0,025$$

Conexiones entre unidades: se considera que las unidades del proceso están separadas por cuestiones de seguridad y de tamaño.

$$f_{i5} = 0,1$$

La suma de los factores de inversión directa es:

$$\sum f_i = 1,1$$

A partir de estos factores es posible obtener el costo de la inversión directa:

$$I_d = IE * (1 + \sum f_i) = 3.646.874 \text{ US\$}$$

2.2.2 Inversión indirecta

Para poder estimar la inversión indirecta se tienen los siguientes factores de la Tabla 7.3.

Tabla 7.3: factores para la inversión indirecta

Factores experimentales como fracción de la inversión directa		
<i>Ingeniería y construcción</i>		f_{i1}
Ingeniería Inmediata		0.20 - 0.35
Ingeniería compleja		0.35 - 0.50
<i>Factores de tamaño</i>		f_{i2}
Unidad comercial grande		0.00 - 0.05
Unidad comercial pequeña		0.05 - 0.15
Unidad experimental		0.15 - 0.35
<i>Contingencias</i>		f_{i3}
De la compañía		0.10 - 0.20
Variaciones imprevistas		0.20 - 0.30
Procesos exploratorios		0.30 - 0.50
Factor de inversión indirecta		$f_i = \sum f_{ij} + 1$

Los factores de inversión indirecta (f_{i1}) son:

Ingeniería y construcción: estos gastos corresponden a los servicios técnicos y administrativos para dirigir y administrar el proyecto durante la construcción, ingeniería general, confección de planos y actividades para licitar o contratar diversas tareas o equipos. También incluye todo el trabajo de ingeniería general (inspección, ubicación de equipos), abastecimientos y equipos de construcción. Debido a que la planta requiere un meticuloso diseño ingenieril, se considera al proyecto como de ingeniería compleja.

$$f_{l1} = 0,425$$

Factores de tamaño: teniendo en cuenta que los equipos son de gran tamaño, se considera que la planta a instalar es una unidad comercial grande.

$$f_{l2} = 0,025$$

Contingencias: para este rubro se tiene en cuenta un monto para posibles imprevistos que surjan en la operación, debido a que se trata de un proceso nuevo (exploratorio) las probabilidades de imprevistos son mayores, por lo que se considera su valor más alto.

$$f_{l3} = 0,4$$

A partir de estos factores es posible obtener el costo de la inversión fija.

$$IF = Id * (1 + \sum f_{li}) = 6.735.776 \text{ US\$/año}$$

2.3 Terreno

La ubicación de la planta industrial conlleva un factor clave para su éxito ya que su correcta elección implica minimizar ciertos costos de transporte de materia prima y entrega de servicios.

En forma general, algunos factores a considerar para la elección son:

- Disponibilidad de materia prima.
- Zonas de consumo o mercados.
- Suministro de agua.
- Ubicación geográfica.
- Infraestructura existente y necesidades de completarla.

En este caso, se elige ubicar la planta en Las Junturas (Córdoba) próxima a la empresa manisera proveedora de la cáscara de maní para llevar a cabo el proceso. La ubicación contigua a dicha empresa elimina la necesidad de transporte de materia prima.

A partir del syngas se genera energía eléctrica y una parte de ella es utilizada para llevar a cabo el proceso, por lo que no se requieren servicios auxiliares de electricidad.

Teniendo en cuenta los tamaños de los equipos y las superficies requeridas para oficinas y demás construcciones auxiliares, se estima que se requerirá un terreno de cuatro hectáreas. El valor de la hectárea en la ubicación mencionada (zona central de Córdoba), como se puede ver en la Figura 7.2, cuesta en promedio 8750 US\$/hm². Multiplicando este valor por 4, se estima el costo final del terreno requerido.

Costo de terreno = 35.000 US\$

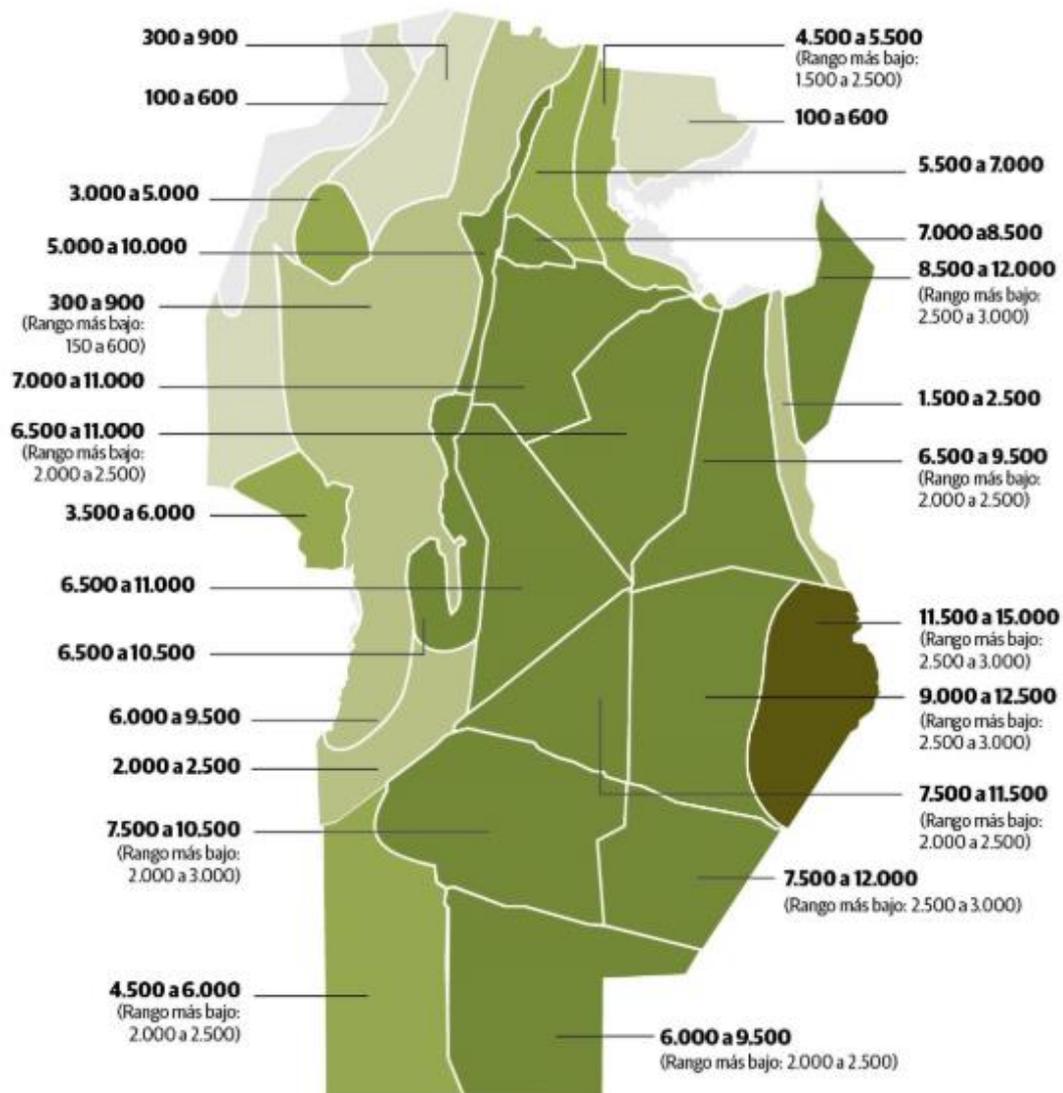


Figura 7.2: Valor de una hectárea por zona en la provincia de Córdoba. [9]

Teniendo el valor de la Inversión fija y el terreno se calcula la Inversión Fija Total como:

$$I_{ftotal} = I_f + terreno = 6.735.776 + 35.000 = 6.770.776 \text{ US\$}$$

2.4 Capital de trabajo e inversión total

Existen diversos métodos para la estimación del capital de trabajo. En este caso se estimará como un 10% de la Inversión fija total.

De esta manera, se obtiene el capital de trabajo y, con el mismo, la inversión total.

$$IW = 677.078 \text{ US\$}$$

$$IT = IFT + IW = 7.447.854 \text{ US\$}$$

En la Tabla 7.4, se muestran los resultados descritos anteriormente.

Tabla 7.4: Inversión según método de factores.

Factores directos	Consideraciones	
Tuberías de proceso	fluidos	0,45
Instrumentación (US\$)	complejo	0,125
Edificios de fabricación	semi abierto	0,4
Plantas de servicio	adición escasa	0,025
Conexiones entre unidades	unidades separadas	0,1
Suma de factores		1,10
INVERSIÓN DIRECTA (US\$)		3.646.874
Factores indirectos	Consideraciones	
Ingeniería de construcción	compleja	0,425
Factores de tamaño	Unidad comercial grande	0,022
Contingencias	Proceso exploratorio	0,4
INVERSIÓN INDIRECTA (US\$)		3.088.902
INVERSIÓN FIJA (US\$)		6.735.776
TERRENO (US\$)		35.000
INVERSIÓN FIJA TOTAL (US\$)		6.770.776
INVERSIÓN DE CAPITAL DE TRABAJO (US\$)		677.078
INVERSIÓN TOTAL (US\$)		7.447.854
VALOR RESIDUAL (US\$)		2.020.733

3. Estimación del costo de operación (OpEx)

Los costos de producción o costos de operación son los gastos involucrados en mantener un proyecto en operación.

Se componen de dos grandes categorías: los costos variables, que son proporcionales a la producción y los costos fijos, que son independientes de la producción. El cálculo de costos contribuye a realizar inversiones que sean rentables y a seleccionar entre varias alternativas aquello que tenga mayor retorno. La estimación de costos permite determinar una estructura de costos y evaluar los que tienen mayor influencia en la rentabilidad y poder diseñar alguna estrategia de reducción de costos.

A continuación, se informan los costos involucrados en el proceso de interés. Es importante aclarar que los costos variables son todos calculados para el 100% de capacidad. Luego para el cálculo de los costos variables del primer año de operación se afecta cada uno de ellos por el 70% de capacidad.

3.1. Costos variables

Materias primas

La materia prima utilizada para la producción de syngas en esta planta en particular, es la cáscara de maní proveniente de una empresa manisera. Dado que se trata de un desperdicio de otra industria, se considerará que el mismo no posee costo.

Costo de materias primas = 0 US\$/año

Envases

No se considerarán costos de envases ya que todo el producto se utiliza para la generación de energía eléctrica.

Costo de envases = 0 US\$/año

Mano de obra

Para la estimación del costo de mano de obra se utiliza el gráfico de Wessel en función de la capacidad, tipo de planta y número de etapas de proceso. Dicho gráfico se muestra a continuación en la Figura 7.3.

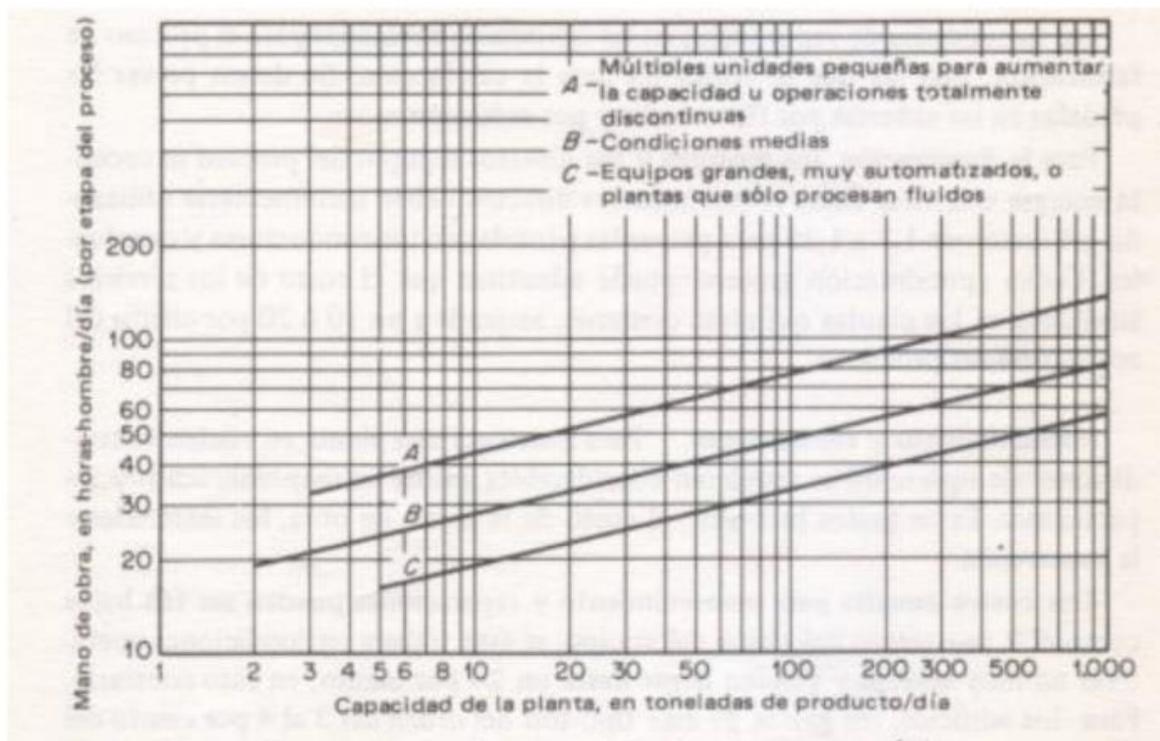


Figura 7.3: Gráfico de Wessel para la estimación de mano de obra

Para determinar la capacidad de la planta en toneladas de producto/día se utilizó el dato de toneladas de syngas por día siendo este de 71.42 ton/día. Se utiliza la curva C, que implica equipos grandes, muy automatizados o plantas que sólo procesan fluidos. A partir de allí se

obtiene que la mano de obra es 30 horas-hombre/día por etapa de proceso. Esto implica la contratación de 13 operarios, teniendo en cuenta franqueros.

Estableciendo tres etapas de proceso siendo:

1- Etapa de alimentación: incluye transporte de materia prima, proceso de almacenamiento y recibimiento de la misma, y alimentación al gasificador.

2- Etapa de producción: incluye el proceso de gasificación y todos los procesos de control involucrados en el mismo.

3- Etapa de post-tratamiento: incluye la limpieza y purificación del syngas hasta la obtención del producto final.

Para conocer el valor de la hora-hombre se buscó el Convenio Colectivo de Trabajo de la Federación Argentina de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas ^[12]. Se tomaron los valores vigentes desde 01/12/2019 hasta 30/04/2020, haciendo un promedio entre las 5 categorías de operarios en el año inicial de trabajo. Así se obtuvo un valor de hora-hombre de 2,59 US\$.

Por lo tanto, se tendrá un costo de 85228 US\$/año, sin embargo dicho costo no involucra cargas sociales, aguinaldo, vacaciones, ausentismo y licencias especiales. Para cuantificar dichos costos se debe realizar una matriz de mano de obra adicional que da como resultado un índice que debe ser aplicado a la masa salarial promedio. Se puede estimar dicho costo como un 60% más del costo salarial ya que se sabe que las cargas sociales representan un 35% y se estima el resto de los componentes como un 25%.

Costo de mano de obra = 136365 US\$/año

Es importante aclarar que para el primer año donde se trabaja al 70%, se debe aplicar dicho porcentaje a las 30 horas-hombre/día por etapa de proceso que provienen del gráfico de Wessel.

Costo de supervisión

Involucra los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. Depende de la cantidad de personal, la complejidad de la operación y el nivel de calidad de los productos. Se estima como un 10 a 25% de la mano de obra con cargas sociales. Como en este caso el proceso se encuentra automatizado se estima como el 10% del costo total de mano de obra.

Costo de supervisión = 13636 US\$/año

Servicios

Dado que una parte del gas de síntesis generado se destina al abastecimiento de energía eléctrica, no se considerará un costo adicional por el servicio de electricidad. El único costo que podría agregarse, es el de agua de reposición teniendo en cuenta que el valor del metro cúbico es de 0,27 US\$/m³ ^[20]. Dicho valor se obtiene del cuadro tarifario para Aguas

Cordobesas que se puede observar en la Tabla 7.5. Para este proyecto se tiene Categoría Tarifaria B2 y se utilizan 3,33 m³/h (agua de reposición para torre de enfriamiento).

Tabla 7.5: Cuadro Tarifario para régimen medido no residencial de Aguas Cordobesas

Categoría Tarifaria	Utilización	Precio por m3
B1	Bebida e Higiene	\$ 12,8546
B2	Elemento necesario del Comercio o parte del proceso de producción	\$ 16,3896
B3	El agua integra el producto elaborado como elemento fundamental	\$ 33,4363
C	Regímenes especiales o convenios particulares	\$ 10,1623

Costo de servicios = 7.968,00 US\$/año

Mantenimiento

Incluye los costos de materiales, mano de obra y supervisión, empleados en rutinas o reparaciones incidentales, y la revisión de equipos y el establecimiento. Se estima como un 3% de la inversión fija. Se tuvo en cuenta que los primeros años el mantenimiento debía ser menor y luego se debería incrementar avanzados los años de operación. Es por ello que se hace una ponderación para establecer el porcentaje.

Costo de mantenimiento= 202.073 US\$/año

Suministros

Incluye los materiales usados por la planta industrial, excluyendo los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje. A modo de ejemplo, se incluyen en este rubro los aceites lubricantes, material de vidrio, guantes, reactivos, material para limpieza. Se estima como un 0,75% de la inversión fija.

Costo de suministros = 50.518 US\$/año

Insumos

Para la operación del depurador de vía seca se requiere de cal apagada, para ello se propone realizar la solución ya que resulta más económico. Para ello, los reactivos involucrados son cal viva y agua y sus costos se pueden obtener mediante la cantidad necesaria de cada uno. En la Tabla 7.6 se muestra el costo para estos insumos.

Tabla 7.6. Costos anuales de insumos.

Insumos	Cantidad por año (kg)	Precio (US\$/año)
Cal viva	62088,4	9880,5 ^[27]
agua de red	1450953,84	390
	Total	10271

Laboratorio

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. Se estima como un 2% de la mano de obra con cargas sociales ya que no se requieren ensayos del gas de síntesis de gran importancia. Los costos de laboratorio se muestran a continuación.

Costo de laboratorio = 2.727 US\$/año

Regalías y patentes

Involucra los pagos de derechos de patentes de un proceso. Como se eligió para la eliminación de óxidos de azufre tecnologías que están patentadas, se debe tener en cuenta. Se considera como un 2,5% de la cantidad de ventas anuales.

Costo de regalías y patentes = 65.546 US\$/año

Costos variables totales

Sumando todas las categorías anteriores, se obtiene el costo variable total. En la figura 3 se puede observar gráficamente la distribución de los costos variables.

Costo variable total = 489.105 US\$/año

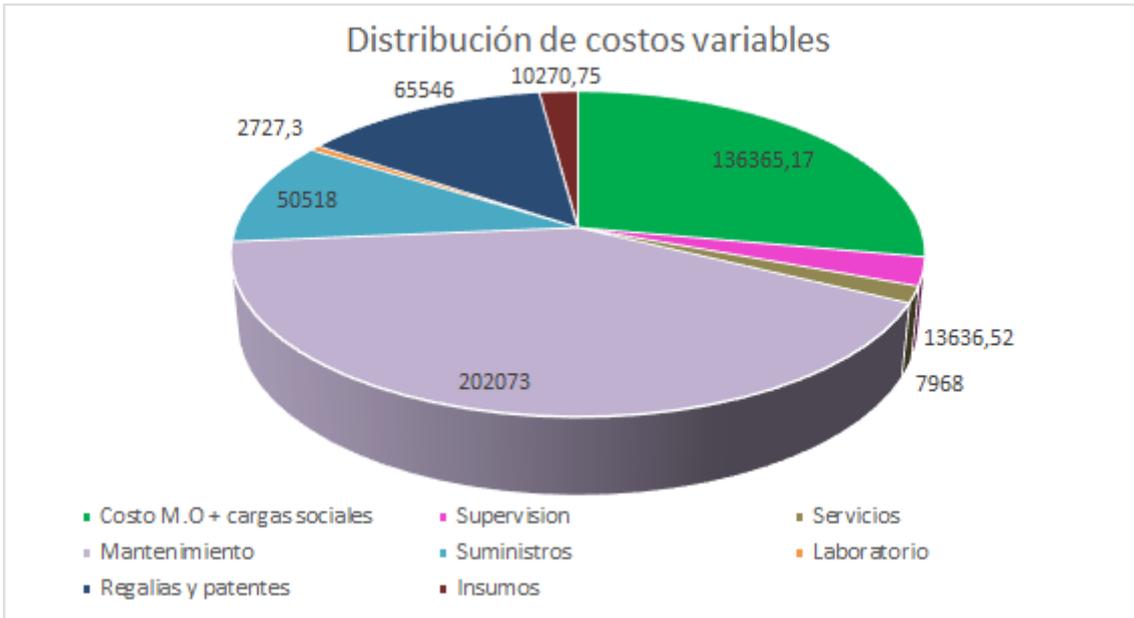


Figura 7.3: Distribución de los costos variables de producción.

3.2. Costos fijos

Depreciación

La depreciación es la disminución en el valor de los bienes. La mayoría de los bienes van perdiendo valor a medida que crece la antigüedad. Se debe cargar un costo de depreciación con el objetivo de recuperar la inversión en bienes de producción, para determinar con seguridad los costos indirectos de producción para registro de costos y por último para considerarlo en gastos de operación con propósitos impositivos. Es un costo no erogable que se utiliza para recuperar la inversión y que cuando sea el momento de cambiar un bien que haya sufrido depreciación se cuente con el capital para invertir en otro.

Existen diversos métodos para calcular el costo de depreciación. En este caso se elige el método de la línea recta, dado que es el método utilizado por el gobierno argentino para los impuestos. Así coincide el método interno de la empresa con el impositivo. Para calcular el costo de depreciación se tiene:

$$\text{Valor depreciado anual} = e * (If - L)$$

Donde e es el factor de depreciación que depende del método y en el caso de la línea recta $e = 1/n$ y n es la vida útil total. En este caso al ser 20 la vida útil total, e es igual a 0.05

If es la inversión fija que no incluye el terreno ya que éste no se deprecia.

L es el valor residual o reventa al final de la vida útil del proyecto. Se considera un valor residual de un 30%, lo que es equivalente a decir que la planta poseerá un 30% de su valor luego de concluido el período de estudio.

Costo de depreciación = 235752 US\$/año.

Impuestos

Los impuestos corresponden a impuestos fijos a la propiedad. Se estima como un 1,5% de la inversión fija.

Costo de impuestos = 101.036 US\$/año

Seguros

El costo de seguros incluye seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y para las mercaderías (pérdidas parciales o totales), días caídos, entre otros. Se estima como un 0,75% de la inversión fija.

Costo de seguros = 50.518 US\$/año

Financiación

Como se explicó en el Capítulo 1 el proyecto se encuentra dentro del marco del programa RenovAR para el cual se creó el Fondo para el Desarrollo de Energías Renovables (FODER). Dicho fondo otorga préstamos a proyectos de generación de energía a partir de fuentes renovables. Pueden financiar hasta el 70% de la operación, a una tasa anual del 8,55%.^[17]

En este caso se asume que el 40% de la inversión del proyecto se afrontará con capital ajeno y el 60% restante con capital propio. Se calcula entonces el costo de financiación del capital ajeno con la tasa anual informada.

Costo de financiación = 105.759 US\$/año

Ventas y distribución

Incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados del departamento ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados con las ventas, los servicios técnicos de venta y la participación en ferias, entre otros. Se calcula como el 1% de los ingresos por ventas anuales al 100% de capacidad que se informa más abajo.

Costo de ventas y distribución = 26.218 US\$/año

Administración y dirección

Este componente del costo de producción incluye todos los gastos de la administración de la empresa, como por ejemplo los salarios del personal administrativo y los gastos generales, tanto de insumos como de servicios. Además, contempla los gastos de dirección de la empresa. Se estima como un 30% del costo de mano de obra total.

Costo de administración y dirección = 40.910 US\$/año.

Investigación y desarrollo

Los gastos de investigación y desarrollo incluyen salarios generales y salarios del personal directamente relacionado con este tipo de tarea, los gastos fijos y de operación de toda la

maquinaria y equipos utilizados, el costo de materiales y suministros, gastos generales directos y costos varios. Se calcula como un 1% del valor de los ingresos por ventas anuales al 100% de capacidad.

Costo de investigación y desarrollo = 26.218 US\$/año

Costos fijos totales

Sumando todas las categorías anteriores se obtiene el costo fijo total con depreciación. En la Figura 7.4 se puede observar gráficamente la distribución de los costos fijos.

Costos fijos totales = 586412 US\$/año

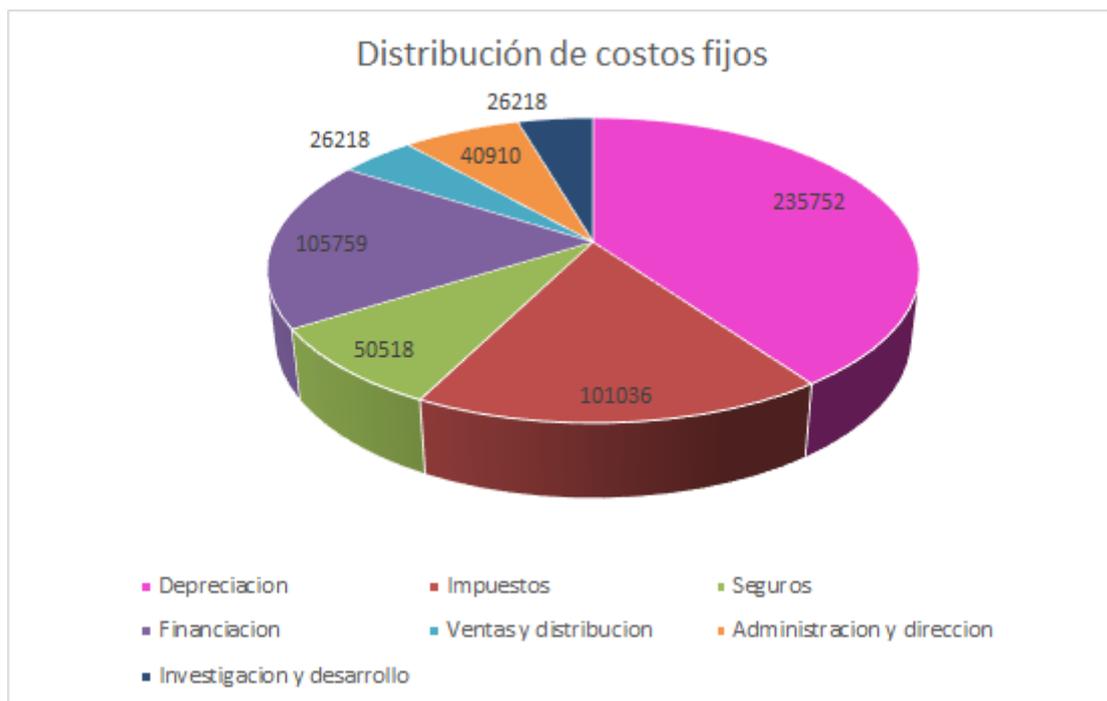


Figura 7.4: Distribución de los costos fijos anuales de producción.

3.3 Costos de operación totales

Los costos de operación totales se obtienen sumando los costos fijos y los costos variables.

Costos de operación totales = 1.075.517 US\$/año

Como se puede apreciar en la Figura 7.5, cuando la planta opera al 100% de su capacidad los costos variables representan el 55% de los costos totales, mientras que los fijos representan el 45%.

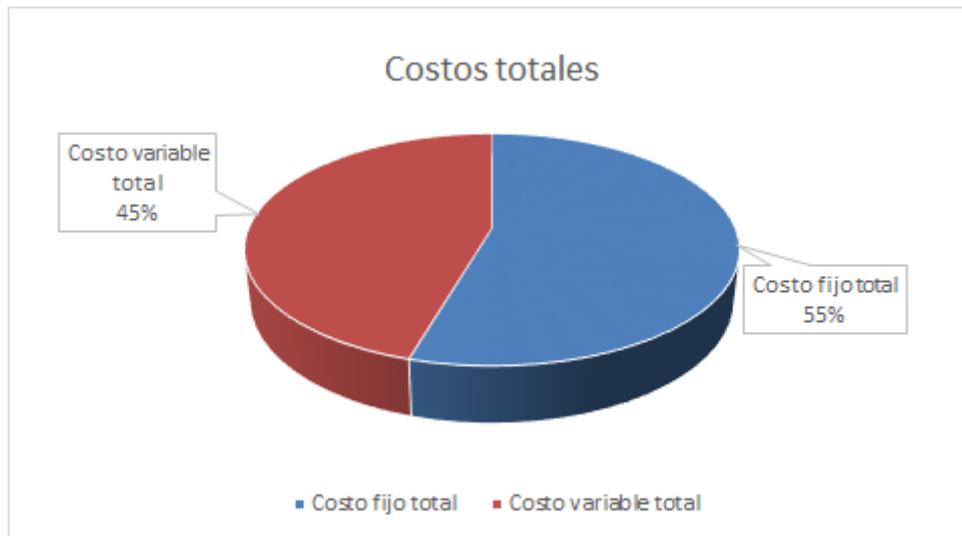


Figura 7.5: Distribución de costos.

4. Rentabilidad

Ya analizados los costos de inversión (CapEx) y de operación (OpEx), es necesario ahora realizar un análisis de rentabilidad del proyecto.

La rentabilidad es la relación que existe entre el beneficio obtenido por la actividad y la inversión realizada en la misma. Esto equivale a analizar si los ingresos generados superan a los costos y, en caso de suceder esto, en cuánto tiempo la ganancia logra amortizar la inversión realizada.

Hay diversos métodos para la estimación de la rentabilidad y se pueden clasificar en dos grandes categorías, los estáticos y los dinámicos. En este caso se utilizarán los dinámicos como son el Valor Presente y la Tasa Interna de Retorno.

4.1 Ingresos por ventas

Debido a que el objetivo del syngas es generar energía eléctrica, este proyecto se encuentra dentro del marco del programa RenovAR, como se explicó en el Capítulo 1. Dicho programa establece los precios de las energías eléctricas renovables en función de su tecnología. Para el caso de la biomasa estudiada se tiene un precio de 0,141 US\$/kWh. ^[14]

Por lo tanto, si se generan 2436,81 kW por hora, pero para el proceso se utilizan 315,93 kW, se podrán inyectar a la red 2120.88 kW/h. Esto representa un ingreso anual de **2.619.622 US\$**.

4.2 Cuadro de fuentes y uso de fondos

Dicho cuadro tiene como finalidad mostrar el origen de los fondos y su destino final. Se puede observar en la Figura 7.6. Es importante aclarar que para el cálculo de impuestos se toma 35%.

A modo de simplificar su interpretación sólo se muestra el año 0 cuando se realiza la inversión total, el año 1 que se opera a un 70% de capacidad y el año 2 donde se comienza a operar al 100%. A partir de este año en adelante todos los flujos de caja resultan iguales ya que el método de depreciación da un costo constante y ningún otro costo varía entre dichos años.

	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2 al 20
FUENTES			
Capital propio (IT)	7.447.854		
Créditos	0	0	0
Ingresos por ventas	0	1.718.870	2.619.622
Total (a)	7.447.854	1.718.870	2.619.622
USOS			
Activo fijo (IFt)	6.770.776		
Activo de trabajo (IW)	677.078		
Costos de producción	0	1.061.590	1.075.419
Total (b)	7.447.854	1.061.590	1.075.419
BNAI [(a)-(b)]	0	657.280	1.544.204
Impuestos	0	230.048	540.471
BN	0	427.232	1.003.732
Depreciación		235.752	235.752
FLUJO DE CAJA	0	662.984	1.239.485

Figura 7.6: Cuadro de usos y fuentes

4.3 Valor presente

Se compara los valores presentes de todos los flujos de caja con la inversión original. El valor presente del proyecto es igual a la diferencia entre el valor presente de los flujos anuales de fondos y la inversión inicial total. Se utiliza para decidir la aceptación o rechazo del proyecto. Si el valor presente es positivo se acepta el proyecto, ya que se recuperará la Inversión Inicial y se obtendrá una tasa de rendimiento superior a la tasa mínima exigida para su aceptación (tasa de corte). Si el valor presente es cero se acepta el proyecto, ya que se recuperará la Inversión Inicial y se obtendrá una tasa de rendimiento igual a la tasa mínima exigida para su aceptación. En este caso hay que realizar una evaluación del riesgo al que está sometido el proyecto. Pero si el valor presente es negativo. No se acepta el proyecto, ya que se obtendrá una tasa de rendimiento inferior a la tasa mínima exigida para su aceptación.

El valor presente neto es un monto de dinero referido a tiempo cero calculado con la tasa de interés elegida. Se calcula a través de la siguiente ecuación:

$$VP = \sum_{j=1}^n \frac{FC_j}{(1 + Ko)^j} - It$$

Donde FC_j es el flujo de caja en el período j; n es la vida útil del proyecto, i es la tasa de corte. Vale aclarar que la *It* es en el período cero y que al último flujo de caja se le debe sumar las cantidades de capital que se recuperan al finalizar la vida económica del proyecto, siendo estas el valor residual, el terreno y el capital de trabajo y restar el monto prestado por el Fondo

para el Desarrollo de Energías Renovables (FODER) que representa un 40% de la inversión total.

La tasa de corte está representada por el costo promedio ponderado de financiamiento del activo, es decir de la inversión. Ya se explicó anteriormente cómo se iba a financiar el proyecto. A partir de dicha información es como se debe calcular la tasa de corte para obtener el valor presente. Se tiene:

$$Ko = Ki * W1 + Ke * W2$$

Donde:

Ko: Costo promedio ponderado del capital total

Ki: Costo promedio ponderado de capital ajeno

Ke: Costo promedio ponderado de capital propio

W1: Índice de Dependencia- Proporción Pasivo sobre el Activo

W2: Índice de Autonomía - Proporción PN sobre el Activo

En este caso, el Ki está dado por la tasa de interés del Fondo para el Desarrollo de Energías Renovables (FODER) que es de 8.55% y su proporción, es decir W1, es del 40%. Luego para obtener Ke se le debe ofrecer a los accionistas tasas más altas que las que ofrece el mercado financiero para atraerlos. Por lo tanto se toma como referencia la tasa de bonos argentinos al 2033 que es de 7.125%^[18] y con el fin de atraer a los accionistas se le suma un 5% por lo que se establece una Ke de 12.125% y su proporción es del 60%.

$$Ko = 0.0855 * 0.40 + 0.12 * 0.6 = 0,1062$$

Por lo tanto, se utiliza una tasa del 10,62% resultando que el valor presente sea de **2.119.100 US\$** lo que significa que se genera ese monto de dinero remanente sobre el mínimo exigido.

4.4 Tasa interna de retorno

Establece la tasa de retorno aplicable al flujo anual de fondos, de tal modo que la inversión original se reduzca a cero o bien al valor de reventa, terreno y capital de trabajo, durante la vida útil del proyecto. Corresponde a la tasa que hace que el valor presente sea cero:

$$0 = \sum_{j=1}^n \frac{Fcj}{(1+r)^j} - It$$

Indica la rentabilidad promedio anual que genera el capital que permanece invertido en el proyecto. Representa el máximo costo de financiación que el inversionista podría pagar por el capital solicitado.

En este caso la TIR resulta ser de **15%**. Se puede comparar contra la tasa que ofrecen los bonos argentinos a largo plazo en dólares, que es de 7,125% por lo que resulta mayor.

4.5 Tiempo de repago

El tiempo de repago representa el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para poder recuperar la inversión fija despreciable en forma de flujos de caja del proyecto. Si resulta ser menor a la mitad de la vida útil del proyecto es posible que el proyecto sea rentable. Se puede calcular a través de su ecuación si los flujos de caja son iguales a lo largo de toda la vida útil del proyecto. Sin embargo, como en este caso el primer año se tiene una capacidad menor y por ende un flujo también menor, se debe recurrir al método gráfico. Se grafica Flujo de Caja Acumulado vs años del proyecto. En la Figura 7.7 se puede ver el gráfico mencionado.



Figura 7.7: Tiempo de repago

En este caso el tiempo de repago resulta en alrededor de **4 años y medio**, el cual es menor a 10 años que corresponde a la mitad de la vida útil del proyecto.

Analizando el valor presente, TIR y tiempo de repago se concluye que el proyecto es rentable. Los tres métodos para analizar la rentabilidad resultaron favorables. Siempre se debe prestar especial atención al valor presente y como es mayor a cero se recomienda la implementación del mismo.

4.6 Análisis de rentabilidad

4.6.1 Punto de equilibrio

El punto de equilibrio se puede calcular analíticamente igualando el BNAI a 0:

$$(Pv - Cvu) \times Neq - CFT = 0$$

Donde Pv es 0,141 US\$/kWh, Cvu resulta de dividir los costos variables anuales por la producción anual de energía al 100% y da 0,026 US\$/kWh, y CFT son los costos fijos totales (con depreciación) y son de 586368 US\$/año como ya se informó anteriormente.

Resultando Neq igual a **5.113.214 kWh/año** que corresponde a la cantidad producida anualmente que arroja un BNAI nulo, en nuestro caso se tiene que la capacidad de diseño es 18.578.882 kWh/año, por lo que nos encontramos por encima del punto de equilibrio. Esto significa que la situación es favorable. En la Figura 7.8 se puede observar el punto de equilibrio cuando la recta corta con el eje horizontal.

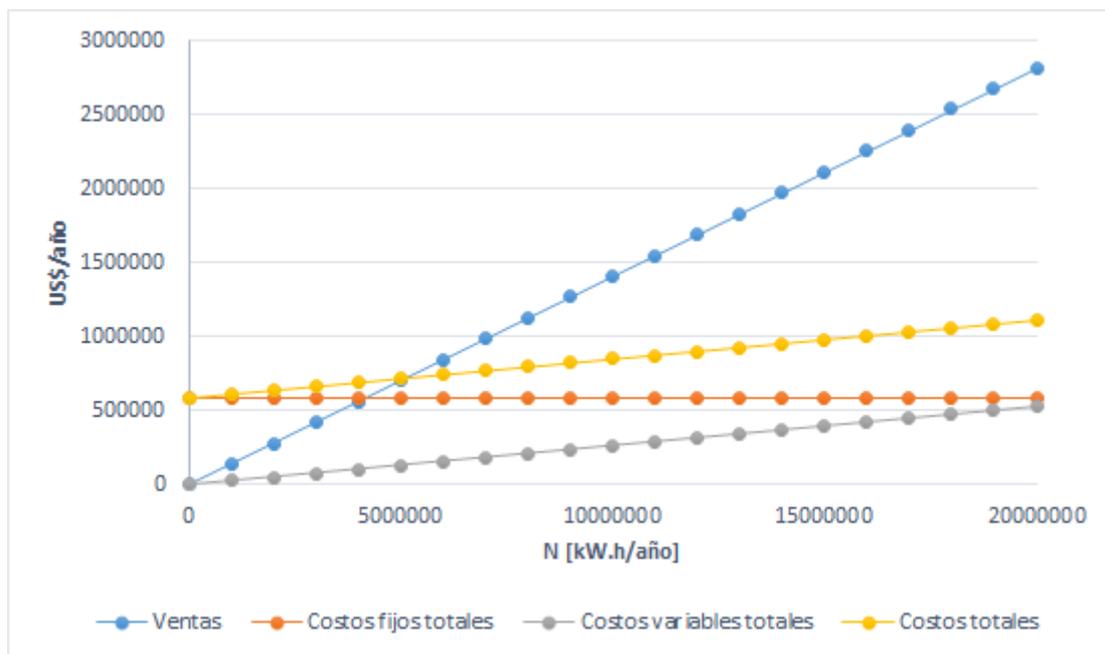


Figura 7.8: Punto de equilibrio

4.6.2 Análisis de sensibilidad

De forma de analizar la sensibilidad del proyecto se varían algunos parámetros:

Los principales costos fijos, que representan el 35% del costo total anual, son la depreciación, impuestos y seguros. Estas variables no se consideran posibles de cambiar, ya que son ajenas a tomas de decisiones propias.

Para los costos variables, la mayor parte de estos se representa por el de mantenimiento que se considera invariable ya que para su estimación se tuvo en cuenta lo aclarado anteriormente, estimándose como un 3% de la inversión fija. El segundo más importante es el costo de mano de obra. Para el cálculo de los operarios se tuvieron en cuenta factores

como la producción, el tipo de proceso y etapas. Estos parámetros son fijos y propios para nuestro proceso. En cuanto al costo de la hora trabajada, se tuvo en cuenta el convenio existente, por lo que a lo sumo este número sólo podría aumentar, ya que un valor menor no es posible. Se procede a analizar la sensibilidad ante un aumento del costo de mano de obra.

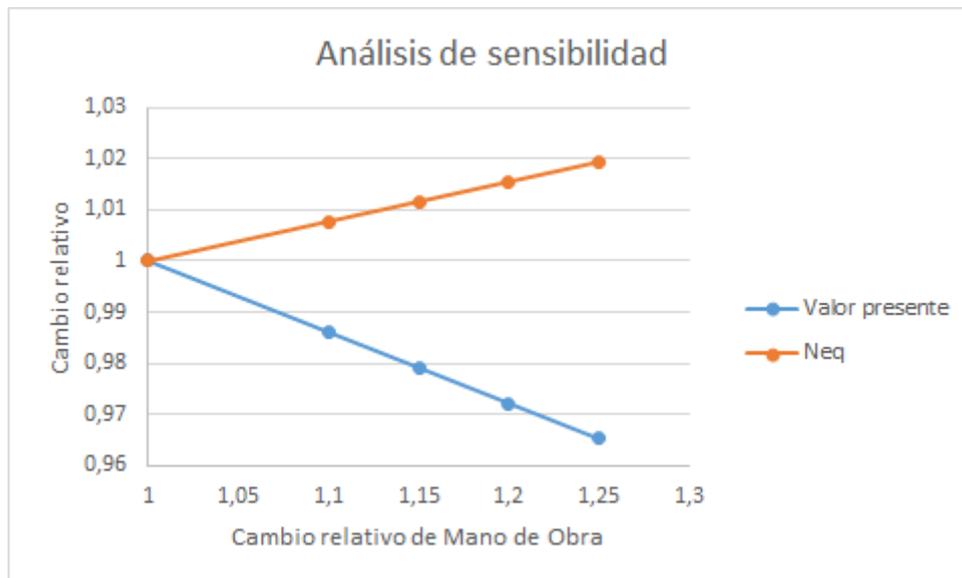


Figura 7.9: Análisis de sensibilidad

También se analizó la variabilidad de la TIR y la misma solo varió un 0,13 % cuando el aumento en la mano de obra fue el máximo impuesto (aumento del 25 %).

Se concluye que variar la mano de obra hasta un 25% más del valor estimado no produce cambios significativos en el valor presente ni en el punto de equilibrio y que entonces no se verá afectada la rentabilidad del proyecto.

5. Cronograma

Los cronogramas consisten en herramientas sencillas y accesibles que permiten fijar los tiempos de ejecución de las fases de un proyecto. Generalmente se realizan durante la última etapa de la planificación del proyecto, cuando ya se han definido los lineamientos principales, como los objetivos que se pretenden alcanzar, los recursos a utilizar y los gastos iniciales. Estos cronogramas se muestran esquemáticamente a partir de diagramas de Gantt.

A continuación, en la Figura 7.10 se presenta el cronograma de la planta productora de syngas, donde se desarrollan las metas a corto y mediano plazo, de modo de organizar la gestión y realizar una proyección razonable de los tiempos de consecución del proyecto.

Tarea	Mes												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Ingeniería básica	X	X	X										
Ingeniería de detalle			X	X	X								
Adquisición del terreno		X											
Acondicionamiento del terreno			X										
Construcción civil			X	X	X	X							
Compra de equipos						X	X						
Instalación de equipos e interconexiones							X	X					
Instalación de servicios industriales							X	X					
Compra de insumos									X	X			
Compra de mobiliarios							X	X	X				
Instalación de mobiliarios								X	X				
Capacitación del personal							X	X	X	X	X	X	
Aprobación de organismos pertinentes											X	X	
Comisionamiento											X		
Puesta en marcha												X	
Inicio de producción													X

Figura 7.10: Cronograma de la planta

6. Conclusión

A lo largo de este capítulo se realizó el análisis económico del mismo con el fin de evaluar su viabilidad. En primer lugar, se estimó la inversión total. Para ello se partió de la inversión de los equipos y el método de los factores y luego se tuvo en cuenta el terreno y el capital de trabajo.

Por otro lado, se calcularon todos los costos involucrados en el proyecto como son los costos fijos y los costos variables. Una vez realizado todos esos cálculos se procedió a calcular el valor presente, la TIR y el tiempo de repago. Dichos métodos se utilizan para saber si el proyecto será rentable o no. Se basa principalmente en el valor presente que resultó ser positivo por lo que se concluye que es rentable. Además, los resultados de la TIR y el tiempo de repago acompañan dicha decisión.

Asimismo, se encontró el punto de equilibrio y se realizó un análisis de sensibilidad variando uno de los principales costos de operación. Por último, sabiendo que se recomienda la implementación del proyecto se estableció un cronograma orientativo para fijar tiempos de ejecución.

7. Bibliografía

[1] Chemical engineering plant cost index. URL: <https://www.chemengonline.com/2019-cepci-updates-january-prelim-and-december-2018-final/>

[2] Matches Process Equipment Cost Estimates
<https://www.matche.com/equipcost/Default.html>

[3] Peters, M; Timmerhaus, K; West, R. Equipment Costs, plant design and economics for Chemical Engineers. %th Edition. URL: <http://mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/>

[4] Largest Downdraft Gasifier, Alibaba. URL: https://alibaba.com/product-detail/Largest-Downdraft-Gasifier-Commercial-Waste-to_62086927318.html?spm=a2700.7724857.normalList.205.2b285693fBC0Fp

[5] Quemador Mechero Industria 60000 Cal Fundición Alta Potencia, Mercado Libre. URL: https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-781224306-quemador-mechero-industria-60000-cal-fundicion-alta-potencia-_JM?matt_tool=88401977&matt_word=ALL&gclid=EAlaIqobChMI5J2tnqWF5QIVlgqRCh3BbwAgEAYYAIBEGlt-PD_BwE&quantity=1

[6] Leuca Sistemas de aire, Ficha técnica de Ciclón. URL: <http://www.leuca.com.ar/img/l-industria/04/LKM100.pdf>

[7] Scrubber - Depurador por vía seca https://www.alibaba.com/product-detail/LPG-lab-mini-milk-powder-spray_62374764581.html?spm=a2700.7724838.2017115.43.31ae51190YVxiO&s=p

[8] <https://www.sullairargentina.com>

[9] ¿Cuánto cuesta una hectárea en Córdoba? Noviembre, 2018, AgroVoz. URL: <http://agrovoz.lavoz.com.ar/actualidad/cuanto-cuesta-una-hectarea-en-cordoba>

[10] Metal Wire Mesh Demister for Tower Internal Knitted Wire Mesh Demister. URL: https://www.alibaba.com/product-detail/Metal-Wire-Mesh-Demister-for-Tower_586145807.html?spm=a2700.7724838.normalList.30.72417ab8Sw0hbk&s=p

[12] Federación Argentina de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas Convenio Colectivo de Trabajo. cdormarcosfelice.com.ar/wp-content/uploads/2019/08/fatiqyp_cct7789_escala2019-2020.pdf

[13] Hydrated Lime powder/Ca(OH)₂/Calcium Hydroxide/Slaked I URL: https://www.alibaba.com/product-detail/Hydrated-Lime-powder-Ca-OH2_62279762936.html?spm=a2700.7724838.normalList.9.1fd74a2cYuKPK0&s=p

[14] Urea Liquida Tipo Ad Blue Norma Euro 5. URL: : https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-632597495-urea-liquida-tipo-ad-blue-norma-euro-5-_JM?quantity=1#position=1&type=item&tracking_id=3394f2fc-ec4e-4d35-aae4-2272b3175d27

- [15] Precios adjudicados del Programa RenovAr. URL: <https://www.minem.gob.ar/www/833/25871/precios-adjudicados-del-programa-renovar>
- [16] Apuntes de la cátedra de Ingeniería Económica 2019, Facultad de Ingeniería. *Guía de correlaciones*
- [17] Inversión en Energías Renovables. URL: <https://www.bice.com.ar/productos/inversion-en-energias-renovables/>
- [18] Bono Rep. Argentina Usd 7,125% 06/07/2036 AL36 (BCBA). URL: <https://www.invertironline.com/titulo/cotizacion/BCBA/AL36/BONO-REP.-ARGENTINA-USD-7-125--06-07-2036/>
- [19] Manta De Fibra Cerámica (metro Lineal) 25mm X 128kg/m3. URL: https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-740666089-manta-de-fibra-ceramica-metro-lineal-25mm-x-128kgm3-_JM?quantity=1#position=14&type=item&tracking_id=ae98f4a3-f085-46a0-9f46-be68460dd0ba
- [20] Aguas Cordobesas URL: <https://www.aguascordobesas.com.ar/InfoUtil/ver/34/valores-vigentes>
- [21] Filtro Electrostático industrial, URL: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/industrial-electrostatic-precipitator-baghouse-machine-60825402141.html?spm=a2700.8699010.normalList.7.4bc945f1EQpMUS&s=p>
- [22] Cal Viva El Milagro X Bolsa 25 K. URL: https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-777569538-cal-viva-el-milagro-x-bolsa-25-k-_JM?quantity=1#position=3&type=item&tracking_id=869883a1-5e60-4dbe-93a2-3a5541f568b9
- [23] Aislante de silicato de calcio. URL: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/high-quality-hot-sale-calcium-silicate-board-price-lightweight-fireproof-insulation-board-60728141143.html?spm=a2700.8699010.normalList.41.69ab1464BwXBXK>
- [24] Planta de silos metálicos, URL: <http://www.fao.org/3/X5050S/x5050S05.htm>
- [25] Silos Aéreos 30 Ton Metalmen - Colonia Menonita La Pampa URL: https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-611361570-silos-aereos-30-ton-metalmen-colonia-menonita-la-pampa-_JM?quantity=1#reco_item_pos=4&reco_backend=machinalis-v2p-pdp&reco_backend_type=low_level&reco_client=vip-v2p&reco_id=69191636-7eb7-4440-96ee-de9d160b7015

Capítulo 8

Planta de recuperación de CO₂

1. Introducción

En el Capítulo 8 se muestran todas las formas de mitigar las emisiones de CO₂ procedentes de fuentes fijas. Estos sistemas de captura no serían apropiados para los procesos de combustión sin la definición de un sistema de almacenamiento o aprovechamiento de CO₂. Se detalla además el diseño de la propuesta elegida para la recuperación de CO₂ de nuestra planta.

Los sistemas de captura que se describen en este capítulo están destinados a la separación de CO₂ generado mayormente en el motor de combustión interna. En principio, los sistemas de captura en postcombustión pueden ser aplicados para cualquier tipo de combustible, sin embargo, las impurezas del combustible son muy importantes para el diseño y cálculo de costos de una planta completa. Los gases de combustión procedentes del motor contienen CO₂, N₂, y H₂O y trazas de óxidos de azufre y nitrógeno. No contienen O₂ puesto a que el motor elegido cuenta con un sistema de control de aire, por lo que el aire que utiliza para la combustión es estequiométrico.

2. Usos del CO₂

2.1 CO₂ gas

Una gran proporción (aproximadamente 50%) de todo el CO₂ recuperado se utiliza en el punto de producción de productos químicos comerciales, principalmente urea y metanol. En estas aplicaciones el CO₂ se utiliza en estado gaseoso, y sus propiedades químicas son de vital importancia. Una de las aplicaciones más importantes cerca del punto de producción es la de aumentar la recuperación de petróleo, aplicación desarrollada en Estados Unidos. El resto de CO₂ se utiliza en forma líquida o sólida.^[2]

2.2 CO₂ líquido

Los usos del CO₂ en estado líquido son los más variados. Previamente a la licuefacción del CO₂ éste se ha de purificar. Se utiliza carbón activo para eliminar olores y sabores. También es importante el secado del gas, mediante alúmina activada o gel de sílice. La temperatura crítica es de 31° C y la presión crítica de 7.4 MPa, por lo que debe ser licuado a cualquier temperatura entre 31 °C y su punto triple (-56,6 °C).

Una aplicación extendida del CO₂ es la obtención de atmósferas inertes. En el manejo y transporte de alimentos envasados, la pérdida de aroma o el crecimiento de bacterias se pueden prevenir mediante el uso de CO₂. Embotellado y transporte de cerveza, empaquetado de café, transporte de frutas, vegetales y cereales son claros ejemplos donde, además la naturaleza no tóxica del CO₂ es obviamente muy importante, compitiendo con el nitrógeno en esta aplicación.

El CO₂ es muy útil en la extinción de incendios porque es más pesado que el aire y extremadamente estable. Puede ser utilizado en aquellos fuegos en los que el agua no sea

eficaz, por ejemplo, en los de origen eléctrico. Dado que no es tóxico y se evapora sin dejar residuo, no daña ni contamina los materiales sobre los que actúa.

También se utiliza como gas de protección de soldaduras, cuya función es proteger la zona a soldar del ataque de oxígeno, nitrógeno e hidrógeno. Pocos gases poseen este efecto escudo, y las alternativas al CO₂ (gases nobles, principalmente Ar) son más caras.

Una aplicación derivada de su acción en la naturaleza es la mejora de crecimiento de las plantas, seguida sobre todo en el Reino Unido y Holanda por los agricultores de frutas y verduras. Introducen el gas en sus invernaderos para aumentar los niveles que normalmente se encuentran en el aire (por ejemplo, 100 mg/kg comparado con 300 mg/kg). Las plantas responden asimilando una mayor cantidad de CO₂ con aumentos del rendimiento de hasta un 15 %.

El CO₂ se utiliza también en ciertos reactores nucleares como medio de transferencia de calor, y como refrigerante del reactor, mientras genera vapor para producir electricidad. Es útil en este tipo de aplicaciones porque no se vuelve significativamente radioactivo y se puede disponer en grandes cantidades.

El CO₂ presenta una moderada solubilidad en agua, y se hace uso de esta propiedad en la producción de bebidas alcohólicas. Ésta fue la primera gran aplicación del CO₂. La carbonatación de bebidas se lleva a cabo con CO₂ para evitar la precipitación de compuestos de calcio insolubles.

El uso del CO₂ en la industria del aerosol va aumentando estacionariamente. Esta aplicación depende de la solubilidad en el producto a ser administrado.

En el proceso silicato-dióxido de carbono para la producción de moldes fundidos, se utiliza la reacción química entre el CO₂ y la sílice para unir los granos de arena. El silicato de sodio, uno de los intermediarios en la producción de aspirina, se obtiene de la reacción entre el CO₂ y el fenolato sódico.

También se utiliza en la fabricación de carbonato de plomo básico, y en carbonatos de sodio, potasio y amonio y como agente neutralizante en operaciones de mercerización⁵ en la industria textil, con mejor resultado que el ácido sulfúrico.

Por último, el CO₂ líquido se utiliza en la obtención de carbón, siendo alimentado a la mina para que la rápida expansión rompa el carbón. En la extracción a altas presiones se utiliza CO₂ líquido como disolvente, para aislar aromas o fragancias particulares.^[2]

2.3 CO₂ sólido

El rango de refrigeración del CO₂ sólido se extiende hasta -78°C a presión atmosférica. Se usa el CO₂ en estado sólido porque no deja ningún residuo al evaporarse, no es pesado y

⁵ La mercerización es un tratamiento para el hilo y los tejidos de algodón y cáñamo que les otorga un acabado brillante

puede ponerse en contacto directo con los alimentos. ^[2] En este estado se lo conoce como hielo seco, se utiliza en alimentos como refrigerante.

3. Métodos de captura de CO₂

Existen varios métodos de captura de CO₂, a continuación, se describen brevemente los más utilizados.

3.1 Adsorción Física en sólidos

En la adsorción, el CO₂ es retenido en el sólido debido a las interacciones con la superficie de las partículas y su porosidad. En estos procesos se trabaja en condiciones casi isotérmicas, y la operación consta de dos fases: la adsorción, que se realiza a alta presión, con objeto de que la presión parcial del gas al ser capturado sea elevada, y la recuperación, que se realiza a una presión menos elevada, para liberar y recuperar el CO₂ adsorbido. ^[2]

3.2 Absorción con reacción reversible

Este tipo de absorción implica una reacción química entre el componente gaseoso que se absorbe y un componente de la fase líquida. Un ejemplo es la absorción de CO₂ con aminas. Con un aumento de temperatura se puede desorber el componente que pertenecía a la fase gas. Presenta una curva de equilibrio no lineal y la velocidad de reacción afecta al coeficiente de absorción. ^[1]

3.3 Absorción física en líquidos

En este proceso el componente a eliminar de la corriente de gas es más soluble en el líquido que los demás componentes, pero no hay reacción química con el absorbente. La concentración en la fase líquida depende de la presión parcial del componente en la fase gaseosa. ^[1]

3.4 Métodos criogénicos

El CO₂ puede ser condensado y separado de gases poco (o menos) condensables a bajas temperaturas y altas presiones. El proceso total consta de condensación y destilación criogénica (CDC). Los gases de combustión son secados y comprimidos a la entrada y el gas seco es refrigerado en una columna de condensación con objeto de recobrar el CO₂ en mezclas de CH₄/CO₂ y otros gases empleados en la recuperación de hidrocarburos de fuentes naturales. La eficiencia de control de una instalación CDC es de un 70% a 85%. Este proceso requiere un consumo elevado de energía cuando la concentración de CO₂ en los gases de entrada es bajo. ^[2]

3.5 Separación de membranas selectivas

La difusión de gases de distintos tamaños moleculares se puede llevar a cabo por mediación de membranas. Las membranas para la absorción de gases constan de un líquido de

absorción en contacto con un lado de una membrana porosa con objeto de proveer una gran superficie de contacto y evitar mezclar el gas con el líquido. La separación se basa en las distintas velocidades de difusión de diferentes gases. El CO₂, siendo una molécula triatómica, puede separarse con relativa facilidad de moléculas diatómicas como O₂ y N₂.

En la configuración con una membrana, ésta separa los gases de combustión en un permeado rico en CO₂ y una fracción pobre en CO₂. La segunda es descomprimida en una cámara de expansión y liberada, subsecuentemente, a la atmósfera. El permeado rico en CO₂ es comprimido a una presión de 8 MPa. El permeado obtenido en un sistema consistente de una membrana solamente produce un permeado rico en CO₂ diluido con N₂. Éste no es un resultado deseable, ya que el CO₂ se condensará al ser comprimido mientras que el N₂ permanecerá en forma gaseosa.^[2]

4. Sistema elegido: Proceso de absorción de CO₂ con reacción reversible

Este sistema debe ser compatible para corrientes de gases con concentraciones bajas de CO₂, como se tiene en este caso y se mostrarán los cálculos luego. Esto excluye automáticamente el uso de membranas selectivas, porque su habilidad de separar un gas en una mezcla de gases se reduce considerablemente en concentraciones bajas, y además se requieren membranas muy grandes. A su vez, algunas membranas deben utilizar niveles bajos de temperatura, lo que implicaría altos gastos energéticos ya que a la salida del motor se tiene una temperatura de aproximadamente 400 °C (ver Capítulo 6).

La elevada temperatura de los gases descarta también el uso de sistemas criogénicos. De hecho, estos sistemas son efectivos para gases almacenados en el ambiente, con temperaturas de los gases muy bajas, con una concentración alta del gas a separar y sin presencia de agua. Si no es bajo estas condiciones, existe la posibilidad de formación de hielo que dañaría la planta y aumentaría el costo de ésta.

También se descartan los sistemas basados en la absorción física en sólidos, porque presentan problemas en gases con baja concentración de CO₂.

Así pues, los dos sistemas restantes, basados en la absorción química y absorción física mediante un absorbente líquido, son las técnicas mejor definidas para la captura de CO₂. Se utilizan absorbentes físicos cuando la sustancia a remover o separar es muy soluble en la fase líquida. Si no lo es, el equipo resulta de enormes dimensiones. Es por ello que se incorpora un reactivo en la fase acuosa capaz de incrementar notablemente la absorción de los solutos gaseosos, convirtiendo el proceso en una absorción química. Sin la presencia del reactivo en la fase líquida el límite de absorción es el equilibrio físico, es decir la solubilidad del CO₂, en este caso, en la corriente líquida. Con el reactivo agregado se mantiene siempre una fuerza impulsora mayor ya que se va a transferir el reactivo gaseoso a la fase líquida porque reacciona y no se acumula, si el reactivo líquido está en exceso. Es por ello que los sistemas químicos tienen la ventaja frente a los físicos de que presentan un costo operacional más bajo.

Algunas consideraciones a tener en cuenta en la absorción química es que el reactivo gaseoso debe difundirse y luego reaccionar en la fase líquida. Por lo que en cuanto al diseño se deberán considerar la velocidad de reacción global, es decir la cinética intrínseca y los procesos de transporte de masa, la solubilidad y el patrón de contacto entre fases.

En conclusión, la absorción y extracción química es la mejor considerada. En particular, el absorbedor más empleado para el CO₂ en esta técnica es una solución de amina, monoetanolamina al 30% (MEA).

Los parámetros claves tecnológicos y económicos en la operación de absorción son:

- Flujo de gas de combustión: El caudal de gases de combustión que se quieran tratar va a determinar el tamaño de los equipos, representa una parte importante del costo total.
- Contenido de CO₂ en los gases de combustión: Dado que los gases de combustión se encuentran normalmente a presión atmosférica la presión parcial del CO₂ es de 3-15 kPa. Para estas condiciones lo mejor es utilizar solución acuosa de aminas para la absorción.
- Eliminación de CO₂: La recuperación de CO₂ con este sistema se encuentra en torno al 80-95%. Hay que elegir el óptimo, ya que una recuperación más alta llevará asociada más costos de inversión en la columna y de consumo de energía.
- Caudal de disolvente: El caudal de solvente determina el tamaño de los demás equipos aparte del absorbedor. Para un disolvente dado, el caudal será fijado por la eliminación de CO₂ necesaria.
- Requerimientos de energía: La mayoría de la energía consumida proviene de la regeneración del solvente y de la energía utilizada por las bombas y soplantes. La compresión del CO₂ para transporte y almacenamiento también consume mucha energía.
- Refrigeración: La refrigeración es necesaria para que los gases de combustión y el disolvente estén dentro de los niveles de temperatura adecuados para el proceso.

El diagrama tecnológico del proceso propuesto se presenta a continuación.

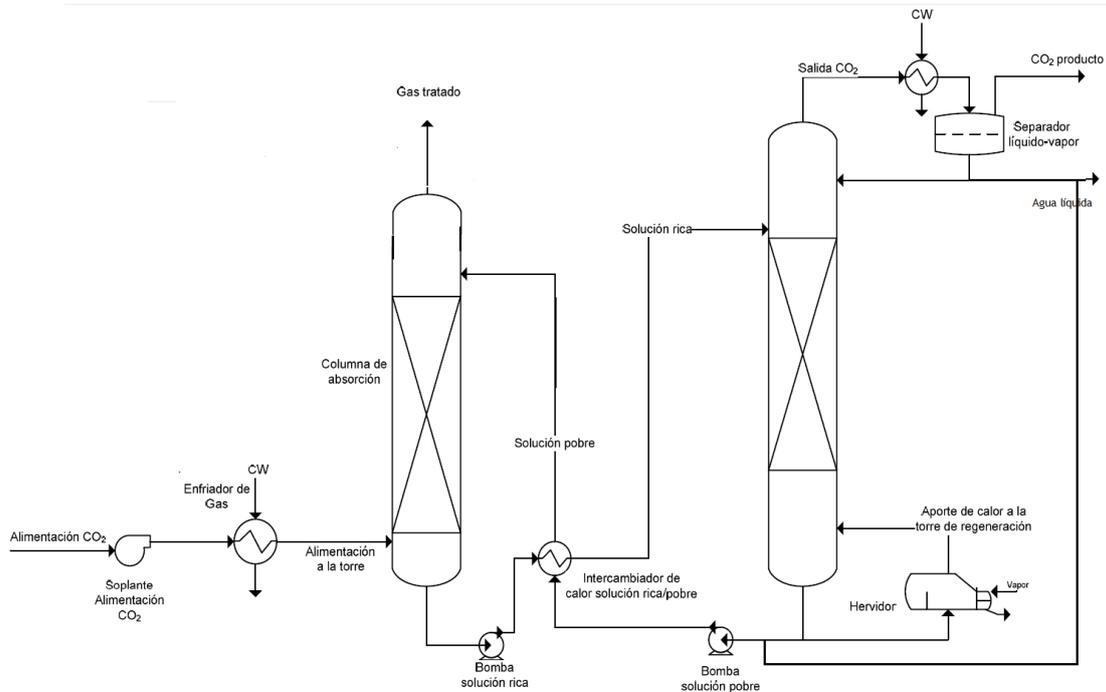


Figura 8.1: Diagrama básico comercial para un sistema de absorción de CO₂

En primer lugar, se tiene una columna de absorción química. La temperatura de esta etapa de absorción oscila normalmente entre 40 y 60°C, el CO₂ es así atrapado por el solvente químico. Estas columnas de absorción teóricamente se deberían operar a altas presiones, sin embargo, se justifica en la práctica que conviene operarlas a presiones entre 2 y 3 atmósferas ya que aumentar la presión conlleva altos gastos energéticos que no se ven compensados con grandes diferencias en el rendimiento.

Es posible reducir la concentración de CO₂ del gas de salida hasta valores muy bajos, como resultado de la reacción química que se produce en el solvente, obteniéndose una corriente de gas tratado con altas concentraciones de N₂.

La solución rica, que contiene el CO₂ químicamente combinado, es bombeada a la columna de regeneración, pasando por un intercambiador de calor para aprovechar el calor de la solución pobre de salida de la segunda columna. La regeneración química del solvente es llevada a cabo entre 100 y 140°C a una presión no mucho más alta que la presión atmosférica. El calor es aportado en el reboiler manteniendo de esta forma las condiciones de la desorción. Esto es lo que penaliza energéticamente este sistema. El vapor se recupera y es devuelto a la torre de regeneración mientras que el disolvente regenerado, con mínima concentración de CO₂ es bombeado a la torre de absorción. Antes de entrar en la torre, pasa por el intercambiador para adaptar su temperatura a las del proceso de absorción. Por el tope sale una corriente de CO₂ con agua que pasa por un condensador parcial, devolviendo parte del agua como reciclo y saliendo el CO₂ gaseoso con pequeña proporción de agua que no llega a condensar.

A continuación, se especificará cada parte del proceso de obtención de CO₂.

4.1 Enfriamiento

En primer lugar, se debe disminuir la temperatura de los gases post combustión que salen del motor a 436 °C (ver Capítulo 6) hasta la temperatura de operación de la columna de absorción.

Como en este proceso se requiere entregar calor en la columna de regeneración, más precisamente en el reboiler, se buscará aprovechar dicho calor. Es por ello que se explicará luego cómo se enfriará esta corriente de gases buscando la integración energética.

Vale aclarar que, al enfriar esta corriente, condensa el agua presente por lo que se utilizará un filtro demister para retener las gotitas de agua que arrastra esta corriente.

4.2 Absorción química

4.2.1 Alcanoaminas para la captura de CO₂

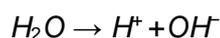
Las aminas con más interés comercial para la purificación de gases son monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y metildietanolamina (MDEA).

El CO₂ reacciona con el sistema agua-amina para dar carbamato o bicarbonato. La formación de carbamato, a partir de estas aminas primarias (RNH₂) o secundarias (R₁R₂NH₂), es la reacción que gobierna el proceso de absorción.

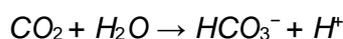
Las aminas terciarias han sido rechazadas para esta aplicación porque su capacidad y reactividad es baja y son poco estables.

Cada uno de estos compuestos tiene al menos un grupo amino. En general, se puede considerar que el hidroxilo sirve para la reducción de la presión de vapor y la solubilidad en el agua, el grupo amino provoca la alcalinidad en las soluciones necesarias para la absorción de gases ácidos. A continuación, se muestran las reacciones químicas más importantes que ocurren cuando se pone en contacto CO₂ con una disolución de aminas.

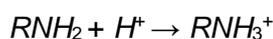
Reacción de ionización del agua:



Disolución de CO₂ en agua:



Protonación de la amina:



Formación de carbamato:



Hay que considerar que se producen otras reacciones secundarias que afectan al proceso, estas son las reacciones del CO₂ con la amina para formar compuestos no regenerables. La concentración de equilibrio del CO₂ en el líquido depende de la presión parcial en la fase gas. El equilibrio es sensible a la temperatura, aumenta la presión parcial en la fase gaseosa cuando aumenta la temperatura, por esto, en el proceso de regeneración de la solución hay que calentar.

La unidad de extracción utiliza un absorbedor seguido de una regeneración de la amina. El principio de extracción es la reacción de una base débil (alcalinoamina) con un ácido débil (CO₂) para formar una sal soluble en agua. La formación de la sal se produce a una temperatura de 40 a 50°C y se invierte con adición de calor para alcanzar los 100 a 120°C. Bajo estas condiciones se libera el CO₂ y la amina se recicla al proceso de absorción. Dentro de la unidad de absorción el gas es inyectado, tras un acondicionamiento, en contracorriente con la corriente líquida de amina pobre. La solución enriquecida en CO₂ se precalienta en un intercambiador y luego pasa al regenerador. El escape de gases se produce mediante el calentamiento de la solución cargada. Esta mezcla de gases (contiene vapor de agua) pasa por un condensador para eliminar el agua y concentrar el gas en CO₂.

En la Tabla 8.1 se presentan las principales diferencias de las alcanoaminas antes mencionadas.

Tabla 8.1. Propiedades físicas de soluciones de aminas.

Amina	MEA	DEA	MDEA
Peso molecular	61,09	105,14	119,17
Densidad relativa (20/20°C)	1,0179	1,0919 (30/20°C)	1,0418
Punto de ebullición (°C)			
760 mmHg	171	Se descompone	247,2
50 mmHg	100	187	164
10 mmHg	69	150	128
Presión de vapor (mmHg a 20°C)	0,36	0,01	0,01
Punto de congelación (°C)	10,5	28	-21
Solubilidad en agua (% a 20°C)	100	96,4	100
Viscosidad absoluta 20°C (cP)	24,1	380 (30°C)	101
Calor de vaporización (kJ/kg a 1atm)	836	678 (23 mmHg)	525
Costo aproximado (€/kg)	1,85	1,9	2

Para el caso propuesto se considerará la utilización de MEA para la absorción del dióxido de carbono.

Mea

Las disoluciones acuosas de monoetanolamina han sido usadas a lo largo de los años para la eliminación de CO₂ y H₂S en el gas de síntesis, en la actualidad también se usa para el tratamiento del gas natural a alta presión.

Es apropiada para la eliminación de CO₂ y H₂S cuando se encuentran en baja concentración en el gas y cuando no existan contaminantes minoritarios como COS o CS₂. Esencialmente, su uso es óptimo para el tratamiento de gases a baja presión y elevada eliminación de CO₂. El bajo peso molecular de la MEA conlleva a soluciones con alta capacidad a concentración moderada; su alta alcalinidad y facilidad de recuperación son algunas de las ventajas.

4.2.2 Selección del equipo de contacto

La elección del tipo de contacto para la columna de absorción es un parámetro fundamental en el proceso. La función principal de este equipo es crear una elevada interfase líquido-gas para mejorar el proceso de transferencia de materia. Normalmente se emplean los siguientes mecanismos:

- Dividir el gas en pequeñas burbujas que pasan por una fase de líquido continua (torres de platos).
- Difusión del líquido en películas delgadas a través de un flujo continuo de fase gaseosa (columnas de relleno).
- Dividir el líquido en pequeñas gotas que se difunden en una fase gas continua (cámaras de aspersion).

Los tres tipos de equipos de contacto pueden ser usados en los diferentes procesos de purificación de gases, son intercambiables en gran medida aunque los requerimientos específicos y las condiciones de operación definen el equipo. Los equipos de contacto gas-líquido también pueden ser clasificados en columnas por etapas (varios contactos individuales), columnas diferenciales (contacto continuo) y columnas pseudo-equilibrio (combinan contacto continuo y etapas).

Torres de plato

Las torres de plato se usan para grandes instalaciones de intercambio gas-líquido, para fluido limpio, no corrosivo, que no forme espumas y para flujos medio-bajo de líquido. Son aplicables también cuando se requiere refrigeración interna, pueden colocarse serpentines de refrigeración o enfriamiento con entrada y salida de líquido del plato. Normalmente se usan platos perforados por su simplicidad y bajo costo. Los platos de campana (bubble cap) se usan para un flujo de líquido muy bajo, pero pueden ser sustituidos por torres de relleno estructurado.

En estas torres el líquido fluye horizontalmente por los platos y el gas fluye en sentido vertical a través de las aperturas de la bandeja. El líquido pasa de bandeja en bandeja a través de un bajante que ocupa aproximadamente del 5 al 20% de la bandeja.

Torres rellenas

Las torres rellenas están ganando cada vez más aplicaciones por el desarrollo tecnológico de nuevos rellenos donde se produce el contacto, esto hace que el proceso alcance un rendimiento superior. Son muy recomendadas para procesos con baja pérdida de carga, líquidos que formen espumas, pequeños diámetros de columna, altos caudales de líquido, fluidos corrosivos y para fluidos viscosos.

Normalmente el relleno se dispone en la torre de manera aleatoria, es decir, relleno al azar. Este tipo de relleno es bastante económico y suele ser de materiales resistentes a la corrosión (metálicos, cerámicos o de plástico). Los rellenos más empleados solían ser los anillos Raschig y las sillas o monturas Berl, pero ahora han sido reemplazados por otros más eficientes como los anillos Pall, las monturas Intalox y los anillos Bialecki. Pero también existen rellenos estructurados (usados para procesos que requieren alta transferencia de masa y baja pérdida de carga). En comparación con las torres de platos, las columnas de relleno necesitan instalaciones más pequeñas, pueden trabajar con fluidos espumantes o corrosivos, permiten un ratio elevado líquido/gas y la pérdida de carga es menor.

La relación entre el diámetro de la columna y el diámetro del relleno tiene que ser al menos de 15:1. La altura máxima para un relleno de plástico es de 3-4 metros y para un relleno metálico 6-7 metros. Los distribuidores de líquido a lo largo de la columna son necesarios. Esta es la clave para el buen funcionamiento del proceso, y la buena distribución de gas y líquido dentro del relleno.

Cámaras de aspersion

Estas tienen aplicación cuando la caída de presión es un factor limitante y cuando hay partículas sólidas presentes en el gas. Su eficiencia no se aproxima mucho a la de una etapa ideal de equilibrio. El absorbente se distribuye en la cámara de gas como un aerosol, y también es recuperado para su regeneración y recicló.

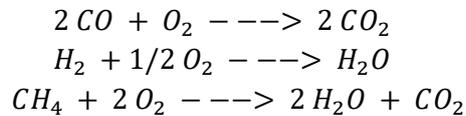
4.2.4 Diseño

Las composiciones del gas a la entrada del motor son las siguientes:

- Flujo CO₂: 3,00 mol/s
- Flujo N₂: 15,16 mol/s
- Flujo H₂O: $1,24 \cdot 10^{-3}$ mol/s
- Flujo CO: 9,18 mol/s
- Flujo H₂: 9,91 mol/s
- Flujo CH₄: 2,20 mol/s
- Flujo NO_x: 0,17 mol/s
- Flujo SO₂: $7,8 \cdot 10^{-4}$ mol/s

Para obtener los flujos a la salida del motor se plantea una combustión completa de todos los gases y se tiene en cuenta una relación estequiométrica de aire. En el motor elegido la carburación de la carga, la velocidad y la carga se controlan electrónicamente, por lo que pueden funcionar a emisiones constantes y limitadas a pesar de la variación. [5]

Se plantean entonces las siguientes reacciones.



Por relación estequiométrica, se precisan entonces 13,95 mol/s de oxígeno, lo que implica un flujo de aire de 66,4 mol/s. Se obtienen entonces:

- Flujo CO₂: 14,38 mol/s
- Flujo N₂: 67,62 mol/s
- Flujo H₂O: 14,31 mol/s
- Flujo NO_x: 7,67*10⁻³ mol/s
- Flujo SO₂: 7,8*10⁻⁴ mol/s

Como se explicó anteriormente, al enfriar esta corriente condensa el flujo de H₂O y se elimina a través de un filtro Demister con una eficiencia del 99,9%.

El flujo de NO_x se reduce en el motor como se explicó en capítulos anteriores.

Según lo comentado anteriormente se elige una temperatura de operación de 40°C. También se elige que la concentración de MEA a utilizar es del 30% en peso, debido a las recomendaciones halladas en trabajos publicados. [2]

A través del software Unisim Design, se varió la presión de operación y el caudal de MEA hasta lograr optimizar la columna con el fin de obtener una corriente líquida de MEA rica con la mayor cantidad de CO₂ reaccionado y una presión de operación no tan elevada para evitar gastos energéticos de compresión, también un caudal de solvente adecuado para disminuir los gastos de bombeo. A su vez, se ajustó el número de etapas necesarias para lograr obtener la mayor cantidad de CO₂ sin incurrir en un equipo excesivamente grande.

En la Tabla 8.2 se detalla el absorbedor diseñado (Figura 8.2), con las condiciones de flujos y operacionales elegidas.

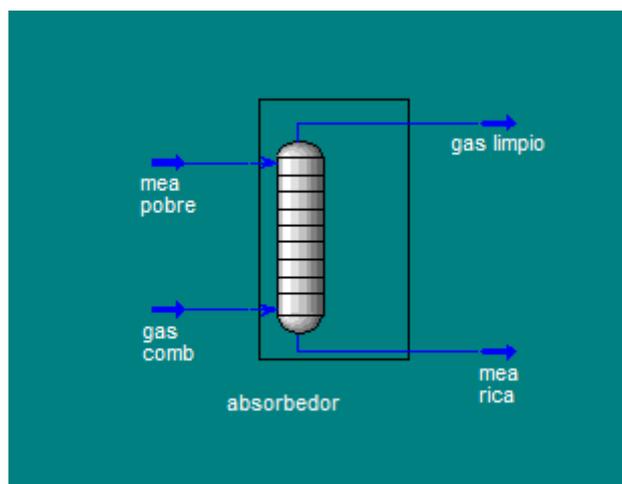


Figura 8.2: Absorbedor químico

Tabla 8.2: Datos operacionales del absorbedor químico

Nombre corriente:	Mea pobre	Gas Comb	Gas limpio	Mea rica
Flujo total [kmol/h]	3077	295,3	252,0	3121
Temperatura [°C]	40	40	40,04	55,28
Presión [kPa]	202,6	202,6	200,8	202,6
Flujo CO ₂ [kmol/h]	0	51,77	0,26	51,51
Flujo N ₂ [kmol/h]	0	243,3	243,39	0,044
Flujo H ₂ O [kmol/h]	2733,6	0,052	8,28	2725,4
Flujo MEA [kmol/h]	343,87	0	0,024	343,85
Flujo NO _x [kmol/h]	0	0,028	0,028	0
Flujo SO ₂ [kmol/h]	0	0,0028	0,0028	0

Como se ve en la Tabla 8.2, la presión de operación elegida es de 202,6 kPa por lo que se deberá contar con una bomba que aumente la presión de la corriente líquida y un compresor para la corriente gaseosa.

La corriente MEA rica contiene alta proporción de dióxido de carbono, el cual debe ser separado de la MEA para su posterior venta y la MEA pobre recirculada al absorbedor. Para ello, se realiza la etapa siguiente que es la de regeneración como se explicará luego.

Los flujos de NO_x y SO₂ salen por completo con la corriente de gas limpio (rica en N₂).

A través de la herramienta Tray Sizing se dimensionó la torre de absorción. Como relleno se eligieron anillos Pall de metal aleatorios de 1.5 pulgadas. Con esta herramienta se obtuvo la caída de presión y se recalculó la torre con este dato.

Las características del equipo se encuentran detalladas en la Tabla 8.3.

Tabla 8.3: Características constructivas de la columna de absorción

Díámetro [m]	1,22
% de inundación	61,02
Altura [m]	7,96
ΔP [kPa]	1,84
Masa de empaque [kg]	3856,3
HETP [m]	0,53

4.3 Regeneración

Luego de la absorción química del CO_2 se debe recuperar dicho compuesto para luego comercializarlo y a la vez recuperar la MEA para poder recircularla hacia el primer equipo.

Se recomienda operar el equipo de regeneración a presiones levemente mayores a la atmosférica y a temperaturas entre 100 y 140°C.^[2] Con esto se logra desplazar el equilibrio de la reacción entre MEA y CO_2 hacia los reactivos y así obtener los compuestos separados. Para ello, en primera instancia se debe disminuir la presión de la corriente líquida (MEA rica) a través de una válvula hasta 1.2 atm y a través de un intercambiador de calor que permita calentar la corriente de MEA rica y a su vez enfríe la corriente de MEA pobre como se indica a continuación.

4.3.1 Diseño de la columna de regeneración

Para el diseño de este equipo se utilizó el software Unisim Design. Dicho equipo cuenta con un condensador parcial en el tope donde el CO_2 recuperado no condensa y sí lo hace gran parte del agua, que se recircula a la columna. Por el fondo, se tiene un reboiler que permite la evaporación del agua que sale junto con la corriente de MEA aportando calor a la torre. Mientras que el vapor de agua es recirculado, la MEA pobre se dirige al absorbedor químico.

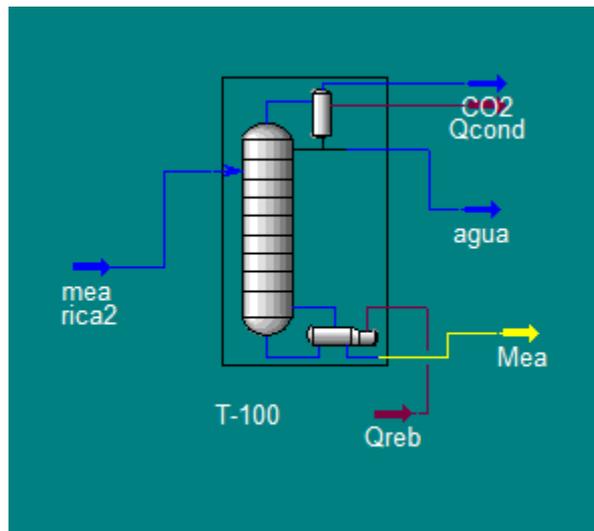


Figura 8.3: Esquema del regenerador.

Para el diseño de este equipo se poseen tres grados de libertad. Como restricciones se impusieron el flujo de venteo en 53 kmol/h (ya que la corriente de CO₂ a tratar que ingresa es de 51,51 kmol/h, por lo que se quiere recuperar la mayor cantidad posible de CO₂ sabiendo que una pequeña proporción de agua puede salir también en esa corriente), la relación de reflujo y el caudal de agua en la corriente de mea pobre. Para la relación de reflujo se fue variando su valor hasta encontrar el óptimo, para ello se tuvo como parámetro la recuperación de CO₂. Cuando se observó que una mayor relación de reflujo no significaba un cambio significativo en el flujo de CO₂ por la salida superior, se dejó de variar. Se obtuvo así un valor óptimo de 6,5.

En cuanto al caudal de agua, cabe aclarar que primeramente se tuvo en cuenta como un parámetro de restricción el caudal a recuperar de CO₂, o lo que es lo mismo, el porcentaje de recuperación del mismo, ya que esta es la variable que interesa para el diseño. Sin embargo, el simulador no permitió convergencia con estas variables, por lo que se optó por probar diferentes caudales de agua en la salida inferior hasta que se halló un valor óptimo de 50 kmol/h.

Luego, se evaluaron también diferentes números de platos y platos de alimentación, se concluyó que hasta un número de platos de 6 se tienen aumentos significativos en la recuperación de CO₂, y que la alimentación óptima en este caso se da en el plato número 2 (contando de arriba hacia abajo).

Se fijó la presión en 1,2 atm, ya que según bibliografía se debe operar a una presión menor a la del absorbedor y debe ser un poco mayor a la atmosférica. Una vez obtenido el dimensionamiento según herramienta Try Sizing, se tiene la caída de presión en la torre y se recalcula añadiendo esta pérdida de carga.

Tabla 8.4. Datos operacionales del regenerador.

Nombre corriente:	Mea rica 2	CO ₂	Agua	Mea
Flujo total [kmol/h]	3121	53	2674	393,6
Temperatura [°C]	100	91,2	37,68	155,2
Presión [KPa]	121,6	121,6	121,6	124,9
Flujo CO ₂ [kmol/h]	51,51	50,13	1,37	0,001
Flujo H ₂ O [kmol/h]	2725,4	2,87	2672,5	49,99
Flujo MEA [kmol/h]	343,85	0,0	0,24	343,61

Los calores necesarios para las restricciones impuestas resultaron:

$$Q_{\text{condensador}} = 9,32 \cdot 10^8 \text{ kJ/h}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = 9,28 \cdot 10^8 \text{ kJ/h}$$

Se realizaron las pruebas con torre empacitada y de platos, se observó que para una torre de platos las dimensiones resultaron menores por lo que se la eligió para el diseño ya que este equipo requeriría menos espacio y conllevaría menos gastos. A su vez se consideraron diferentes tipos de platos: perforados, válvulas y campana de burbujeo. Los resultados de dimensionamiento se muestran en la Tabla 8.5.

Tabla 8.5: Características constructivas del regenerador.

Diámetro [m]	7,01
% de inundación	83,35
Altura [m]	2,44
ΔP [kPa]	3,27
Número de platos	6

Se obtuvo un diámetro de torre grande en relación a su altura. Si bien los flujos son similares a la torre de absorción, al tener un reflujo elevado para poder obtener dióxido de carbono con baja cantidad de agua por el tope, es necesario un diámetro grande de forma de evitar la inundación de la torre. Se ha comprobado que al imponer menores diámetros la torre se inunda.

Se probaron alternativas de forma de lograr una mejor relación diámetro-altura. No se encontró otra alternativa viable ya que para obtener menores diámetros se tiene una pérdida significativa de CO₂, que es el producto de interés en esta etapa. Por ejemplo, a diámetros de alrededor de los 3 m se tiene una recuperación de CO₂ de 34 kmol/h mientras que para la disposición propuesta se recuperan 50 kmol/h. Además, estas otras alternativas implican que la corriente saliente de tope (llamada CO₂) debe ser llevada a un proceso posterior de secado

más complejo que el propuesto, ya que sale con alrededor de un 35% de agua, valor no apto para la venta del producto.

Otra posibilidad sería dividir el flujo ingresante en dos, de forma de tener dos columnas de regeneración en paralelo. Esta opción involucraría tener la misma recuperación de CO₂ pero podría significar mayores gastos. Al correr el simulador para esta alternativa se halló que para las condiciones óptimas se tiene un diámetro de 5,8 m y una altura de 3,66 m. No se considera entonces como una buena alternativa de diseño.

Se decide entonces utilizar la primera opción mencionada, ya que da la mejor recuperación de CO₂ posible e involucra el uso de una única torre de regeneración sin la necesidad de un posterior proceso de secado más que un simple secado con sílica gel.

Se procede a analizar, como se explicó anteriormente, la posibilidad de realizar una integración energética para aprovechar el calor de los gases post combustión. La idea es que dicho calor genere el vapor de agua necesario para el funcionamiento del reboiler. Como se informó en los párrafos anteriores, el calor del reboiler es de $9,28 \cdot 10^8$ kJ/h, es decir $2,58 \cdot 10^8$ W. Para calcular el máximo calor que pueden entregar los gases post combustión se utiliza como temperatura final la de ingreso al absorbedor químico, es decir 40°C. Se tendrá entonces el calor dado por el enfriamiento desde 436 a 40°C de los gases postcombustión y además su condensación. Para estos cálculos se utilizan las expresiones de las capacidades caloríficas de cada compuesto en función de la temperatura (ya utilizadas en capítulos anteriores) y sus respectivos caudales. Además, se considera la condensación del agua a través de su λ de condensación (-2257 kJ/kg). La suma de todos estos calores representa $1,661 \cdot 10^6$ W, el cual es ampliamente inferior al calor requerido por el reboiler.

A su vez, se consideró sumar también el calor que puede proveer el syngas a la salida del soplador hasta enfriarse a 360°C (para luego condensar los alquitranes en el equipo ya propuesto) pero este calor sólo representa $5,755 \cdot 10^5$ W, estando todavía muy lejos del calor del reboiler.

Por lo tanto, se concluye que aportar el calor necesario con estas dos corrientes es insuficiente debido a que se siguen requiriendo $2,198 \cdot 10^8$ W. Se descarta esta opción por el costo operativo que implicaría para un pobre aporte energético.

Se llega a la conclusión que se deberá aportar calor al reboiler de manera externa y se puede aprovechar el calor de los gases post combustión para consumo interno de agua caliente, por ejemplo, duchas y servicios. Dicho calor alcanza para calentar 8,817 l/s de agua para llevarla de 15 a 60°C.

4.3.2 Intercambiador de calor entre equipos

Con el fin de reutilizar la MEA regenerada se debe acondicionar dicha corriente para que ingrese nuevamente al absorbedor químico. Para ello se debe poner en contacto la corriente de MEA pobre que sale por el fondo del regenerador con el agua condensada que sale por el tope de dicho equipo y así lograr obtener nuevamente la composición del 30% en peso. Al

haber pérdidas de agua y MEA en el resto de las corrientes se calculan los correspondientes caudales de reposición siendo 15,6 kmol/h de agua y 0,03 kmol/h de MEA.

Como se informó anteriormente la corriente de MEA pobre sale a 155,1°C. Sin embargo, al ponerse en contacto con la corriente de agua condensada, que está a 37,68°C, la solución pasa a tener una temperatura de 68,45°C. La propuesta original era poder calentar la corriente de MEA rica (que ingresa al equipo de regeneración) hasta 100°C a partir de la corriente de salida, es decir la solución de MEA pobre, y a su vez enfriar esta última corriente para que vuelva a ingresar al absorbedor químico a 40°C. Se pretendía utilizar un intercambiador de calor entre ambos equipos para lograr la transferencia de calor explicada. Sin embargo, esto no resulta posible debido a las temperaturas informadas, por lo que se requiere agregar un calor extra de $9,87 \cdot 10^6$ kJ/h, o bien $2,74 \cdot 10^6$ W, para cumplir con las temperaturas de operación.

5. Acondicionamiento del CO₂ para su comercialización

Este apartado fue basado, en su gran mayoría, en la información recabada de la tesis de grado “Restauración de rendimiento de una instalación para captación y purificación de gas carbónico (CO₂) en la industria de bebidas”^[4], la cual nos brindó el conocimiento general y particular del funcionamiento, construcción y diseño de una planta de licuefacción de CO₂, operando a un caudal de 2200 kg/hr del mismo. Cabe aclarar que el caudal de operación con el que se cuenta es de 2277,79 kg/hr de CO₂, por lo que resultó pertinente la sugerencia del uso de los mismos equipos, dimensiones, caudales de operación y disposiciones que los establecidos en la tesis nombrada.

En líneas generales la parte recuperadora de la planta cumple las siguientes funciones:

- Comprimir el gas hasta una presión de 18 bar
- Desodorizar y secar el dióxido de carbono utilizando carbón y alúmina activada respectivamente
- Licuar el gas a -23 °C aproximadamente
- Almacenar el CO₂ líquido y mantener la presión y temperatura en los tanques de almacenamiento

Para cumplir con las funciones descritas la planta está formada por una parte común y dos cadenas o líneas de procesamiento idénticas.

Cada línea de procesamiento puede operar a un caudal de 550 kg/hr o 1100 kg/hr y están formadas por:

- Una etapa de compresión
- Una etapa de enfriamiento auxiliar
- Una etapa de desodorizado y secado (tratamiento)
- Una etapa de licuefacción

Las dos líneas de procesamiento alimentan por gravedad a tres depósitos de almacenamiento conectados en paralelo.

5.1 Compresión

Los procesos de compresión se refieren a incrementar la presión en un sistema dado, utilizados para llevar a los gases a la presión apropiada para una reacción o proceso. Tiene integrado un sistema que controla de manera automática la capacidad de compresión, cuyo objetivo es adecuar el caudal de compresión en cada uno de las cadenas de recuperación de acuerdo con el caudal de CO₂ producido.

Son utilizados compresores de construcción vertical, (ver Figura 8.4), con dos etapas de compresión para elevar la presión de entrada a 0,3-4 Bar y de 4-18 Bar de presión.



Figura 8.4: Compresor

A la salida de cada etapa de compresión, el CO₂ pasa por intercambiadores verticales multitubulares, los cuales tiene cada uno un sistema de purga y separación de condensados.

En los intercambiadores, se elimina el sobrecalentamiento excesivo a consecuencia de la compresión y se lleva la temperatura del CO₂ a 40 °C.

El enfriamiento del gas entre las dos etapas de compresión reduce el trabajo de compresión por kilogramo de gas, otra ventaja del enfriamiento intermedio es que la temperatura a la salida se reduce, lo que permite una mejor lubricación, y de ello resulta una vida útil más larga del compresor.

5.2 Enfriamiento auxiliar

El equipo de enfriamiento auxiliar está montado sobre el grupo de licuefacción y asegura un enfriamiento complementario del CO₂ antes de ser tratado, para asegurar una eficiencia mayor de este proceso.

Esta etapa utiliza una solución de agua con glicol a una temperatura de 4 °C como refrigerante. El glicol es utilizado como anticongelante y sirve para obtener una mezcla que se congela, funde a una temperatura más baja que el agua pura.

La solución refrigerante es enfriada en un sistema que trae consigo la planta de recuperación y que utiliza amoníaco líquido de un circuito externo a la planta.

El sistema de enfriamiento auxiliar tiene los elementos de seguridad y control para detectar alta temperatura de CO₂ a la salida y controlar la temperatura de la solución de refrigerante.

5.3 Tratamiento y secado del gas

La finalidad de esta etapa es desodorizar y secar el flujo de dióxido de carbono comprimido a 18 atm y a una temperatura entre 10 °C y 15 °C. La unidad es apta para trabajos de forma continua mediante dos filtros de carbón activado y dos recipientes secadores (ver Figura 8.5). De esta manera, uno de los filtros de carbón activado y un recipiente secador (con sílica gel o alúmina) están siempre “en línea” en el proceso, mientras el otro filtro de carbón activado junto al recipiente secador están en fase de regeneración. El gas CO₂ es dirigido al filtro de carbón activado.



Figura 8.5: Unidad de desodorizado y secado de gas

El gas CO₂ se satura con vapor de agua a unos 18,5 bares y contiene las impurezas que no son eliminadas por la lavadora de gas. En el filtro de carbón activado las impurezas son removidas del gas CO₂ por carbón activado. El gas pasa a través de dos desodorizadores, los cuales contienen carbón activado. Posteriormente el CO₂ es conducido a dos secadores, cada uno conteniendo alúmina activa, donde se elimina el exceso de humedad.

En el secador, el gas será secado con un desecante a un punto de rocío de -65°C, o menor, medido a presión atmosférica. Cualquier partícula de polvo que logre pasar será separada en el filtro posterior. Los desecantes como el gel de sílice y la alúmina retienen la humedad debido a que las moléculas de agua se adhieren a las paredes internas de los capilares, este fenómeno se llama absorción. Los desecantes que trabajan bajo el principio de absorción extraen además de la humedad, materia colorante y ácidos.

El principio de trabajo del filtro/secador de carbón activado está basado en la absorción. El material absorbente retiene las impurezas y humedad a ser removidas del CO₂ y cuando se llega a su capacidad absorbente se regenera automáticamente.

5.4 Licuefacción del gas

La primera acción realizada sobre el CO_2 es comprimirlo hasta 18 atmósferas, que es la presión económica para su licuefacción y posterior almacenamiento. La compresión se realiza en dos etapas; la primera comprime el gas hasta 4,2 atm y la segunda hasta 18 atm. Después de cada etapa de compresión el CO_2 pasa por un intercambiador de calor con el objeto de eliminar el sobrecalentamiento resultante de la compresión, de esta manera la temperatura del gas se lleva de 140 °C a 40 °C para la primera etapa y después de 170 °C a 40°C para la segunda, seguidamente se conduce el dióxido de carbono a la etapa de enfriamiento auxiliar.

El equipo de enfriamiento auxiliar está instalado sobre el grupo de licuefacción y su fin es asegurar un enfriamiento complementario del CO_2 antes del desodorizado y secado. El gas sale de esta etapa hacia el proceso de tratamiento y secado, a una temperatura de aproximadamente 10 °C. Al salir del tratamiento el gas es conducido a la etapa de licuefacción.

El método más habitual de licuefacción de CO_2 es a través de una caída de temperatura dada, siguiendo una trayectoria a presión constante. Se da un proceso de estrangulamiento que produce gas líquido solo si, en el estado inicial, la presión es lo bastante alta y la temperatura lo bastante baja. Esto ocurre para que la trayectoria a entalpía constante ingrese en la región difásica, lo cual no ocurre cuando el estado inicial es A, pero si el estado inicial es A'. A la misma temperatura pero a mayor presión, la trayectoria para la expansión isoentálpica (3') lleva a la formación de líquido (ver Figura 8.6).

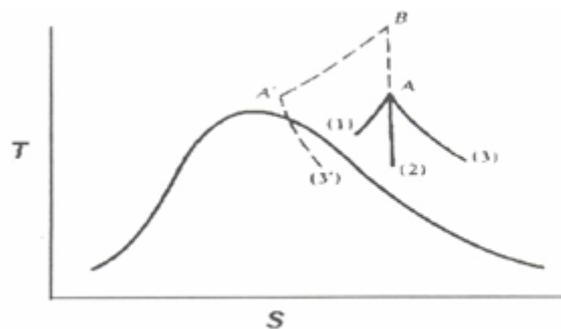


Figura 8.6: Diagrama temperatura / entropía para procesos de enfriamiento

Después de la compresión, el gas se enfría hasta la temperatura ambiente, o un poco más, primero mediante enfriamiento y después por refrigeración. Cuanto más baja sea la temperatura del gas que entra a la válvula de estrangulamiento, mayor es la fracción del gas que se licua.

La estructura básica de un sistema de recuperación y purificado se puede observar en la Figura 8.7.



Figura 8.7. Estructura Básica Sistema Recuperación

El sistema de licuefacción permite licuar a $-23\text{ }^{\circ}\text{C}$ a un caudal de 2200 kg/hr de CO_2 comprimido a 18 atmósferas absolutas. Permite además mantener la presión en los depósitos de almacenamiento y agrupa las funciones de control general de la instalación.

La licuefacción resulta cuando un gas se enfría hasta una temperatura en la región difásica, y se puede realizar por un proceso de estrangulamiento, dentro de un circuito de compresión acoplado a un motor eléctrico.

La etapa de licuefacción está constituida por un circuito frigorífico de amoníaco formado por un compresor de amoníaco acoplado directamente a un motor eléctrico, el NH_3 comprimido pasa por un condensador, siendo luego expandido en la virola del licuefactor.

Un refrigerante es un medio de transmisión de calor que absorbe calor al evaporarse a baja temperatura y presión. El amoníaco es el único refrigerante fuera del grupo de los fluorocarburos que se utiliza bastante en la actualidad. Aunque el NH_3 es tóxico, algo inflamable y explosivo bajo ciertas condiciones; sus excelentes propiedades térmicas lo hacen ser un refrigerante muy utilizado.

El NH_3 es el refrigerante que tiene más alto efecto refrigerante por libra, el cual a pesar de su volumen específico alto en la condición de vapor, tiene una gran capacidad refrigerante relativamente un desplazamiento pequeño del pistón lo que permite utilizar compresores más pequeños y económicos.

5.5 Almacenamiento

El CO_2 líquido es almacenado en tanques cilíndricos. La temperatura del líquido dentro del tanque es de $-24\text{ }^{\circ}\text{C}$ a una presión de CO_2 máxima de $17,5\text{ barg}$. Debido a la baja temperatura de almacenaje es necesario un buen aislante térmico. Se utiliza espuma inyectada de poliuretano, con un espesor mínimo de 4 pulgadas . A pesar de estar aislado es posible que el tanque de CO_2 absorba calor, lo cual aumentará la presión del tanque. Cuando la presión interna en el tanque alcance $16,5\text{ barg}$, automáticamente se encenderá la unidad de licuefacción para reducir la presión del tanque. La unidad de licuefacción se apaga automáticamente al bajar la presión interna a $14,5\text{ barg}$. La unidad de licuefacción se enciende y apaga vía señal del dispositivo de control de presión en el tanque.

Cuando, a pesar de todas las medidas, la presión en el tanque de almacenaje sube a 20 bar, por seguridad un conjunto de válvulas de alivio libera al ambiente exceso de presión.

El tanque está equipado con dos dispositivos para medición del contenido, un conjunto de celdas de carga y un nivel de hielo. El último es formado con una tubería sin aislante que conecta de manera vertical, la parte superior del tanque (Gas) con la parte inferior del mismo (líquido). Ya que la tubería no está aislada, se formará escarcha o hielo con la humedad del ambiente en la tubería indicando el nivel de contenido del tanque.

En la Figura 8.8 se puede observar un tanque típico de almacenaje con capacidad de 100 toneladas.



Figura 8.8: Tanque almacenaje de CO₂

6. Venta de CO₂

El gas que se obtiene luego del proceso de regeneración presenta un porcentaje en peso del 95% de CO₂, el otro 5% es puramente agua, por lo que una vez finalizado el proceso de tratamiento y secado, el CO₂ presenta alta pureza y se lo puede comercializar dentro de los siguientes grados:

Tabla 8.6: Grados de pureza del CO₂ [3]

Grado	% CO ₂
2.5	99.5
2.9 (grado alimento)	99.9
5.5 (SFC/SFE)	99.9995

7. Conclusión

A lo largo de este capítulo se analizó la propuesta de diseñar una planta para la recuperación de CO₂, para su posterior comercialización.

El primer hecho a destacar es la gran complejidad tecnológica y operativa que involucraría un proyecto semejante. Se planteó la separación del CO₂ de los gases postcombustión, empleando una torre rellena para la absorción química, con un absorbente líquido (mea en este caso). Fue necesario remover el calor de la corriente gaseosa de alimentación y además quitar el agua condensada de la misma. Al salir de la torre de absorción química, se propuso una columna de platos de regeneración que permita la separación de la solución de mea y el CO₂, para finalizar con la etapa de licuefacción y purificación de dicho gas, para su almacenaje y comercialización.

En varias instancias del proceso propuesto fue necesario remover o agregar calor, por lo cual se buscó la integración energética que finalmente no se logró debido a la gran disparidad entre los mismos. Por lo tanto, se propuso emplear intercambiadores de calor para enfriar corrientes de proceso y fuentes externas de energía para calentar otras.

La etapa final del proceso involucra la licuefacción y purificación del CO₂. La propuesta al respecto implicó el diseño de una planta entera solo para tal fin. Debido a la enorme complejidad y magnitud del proyecto, el diseño fue basado en una planta existente de similares características a la nuestra, de la cual existe una tesis de grado que la analiza en detalle.

8. Bibliografía

- [1] López Fuentes, A. Diseño y montaje de una instalación de laboratorio para la caracterización y desarrollo de absorbentes de CO₂ basados en aminas.
- [2] Sánchez Alarcón, J. A., Oliver Pujol, R. y Estrany Coda, F. E. (2006). *Planta para la recuperación del dióxido de carbono de los gases de combustión*. Escuela Universitaria de Ingeniería Técnica Industrial de Barcelona (U.P.C.), Barcelona, España.
- [3] Indura Especificación de gases, Dióxido de Carbono. <http://www.indura.com.ar/Descargar/Di%C3%B3xido%20de%20Carbono?path=%2Fcontent%2Fstorage%2Far%2Fbiblioteca%2F56bf4d91b6d54dc9bea4ae3b8404a1d6.pdf>
- [4] Castillo Villeda, R. (2011). *Restauración de rendimiento de una instalación para captación y purificación de gas carbónico (CO₂) en la industria de bebidas*. (Tesis de grado). Universidad de San Carlos de Guatemala, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Mecánica Industrial, San Carlos de Guatemala, Guatemala.
- [5] GGE Power Pvt. Ltd. New Delhi, India. <http://www.ggepower.com/web/natural-gas-biogas-gensets/>

Conclusión general

El objetivo principal del trabajo fue el desarrollo de una planta generadora de energía eléctrica a partir de la gasificación de biomasa. Como materia prima, se eligió la cáscara de maní, la cual tiene bajo contenido de humedad y cenizas, siendo apropiada para su uso en gasificadores de lecho fijo y, además, es una materia que abunda en el país.

La planta se ubicó en la provincia de Córdoba, donde se concentra el 90 % de la producción de maní del país. A fin de disminuir costos de transporte y aumentar la eficiencia del proceso, se propuso a las empresas maniseras ubicar la planta de gasificación de biomasa contigua a la planta de producción de maní, logrando así una reducción en los costos totales y una disminución del impacto medioambiental que produce la industria manisera. De esta manera a través del syngas generado, se provee a la red de energía eléctrica.

Con respecto a la clase de gasificador utilizado, se optó por uno del tipo Downdraft, en el cual el oxidante y la biomasa fluyen a cocorriente. Para la implementación del mismo, se requiere una biomasa con una humedad baja, como es en este caso. Se eligió este tipo de reactor debido a que el gas de síntesis producido con el gasificador seleccionado es de alta calidad, obteniéndose así un gas con bajo contenido de alquitrán.

Por otra parte, la capacidad de producción de la planta se definió en 9000 toneladas de cáscara de maní al año. Sin embargo, para el diseño de equipos, se debe utilizar la capacidad de diseño que tiene en cuenta paradas de planta para mantenimiento, desvíos en el proceso, fallas en equipos y factores externos entre otros. Por lo tanto, la mencionada capacidad será 11213 ton/año con una producción de energía eléctrica de 2436 kW.

Por último, se realizó la evaluación económica del proyecto y se estimó la inversión, siendo esta última de US\$ 7.447.854 para la instalación de la planta. Para analizar la rentabilidad del proyecto, se estimaron todos los costos involucrados y se estableció un precio de venta de la energía eléctrica producida. Se evaluó que se puede recuperar el capital invertido a los cuatro años y medio del inicio del proyecto lo que representa menos de la mitad de la vida útil del mismo.

Por lo tanto, se llegó a la conclusión de que el proyecto es rentable y se consideró pertinente la realización del mismo.

