



**UNIVERSIDAD DE  
COSTA RICA**

FACULTAD DE INGENIERÍA  
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA

# DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN SISTEMA DE LIMPIEZA PARA UN REACTOR DE GASIFICACIÓN

Trabajo final de graduación sometido a la consideración de la

UNIVERSIDAD DE COSTA RICA

como parte de los requisitos  
para aspirar al título y grado de

LICENCIATURA EN INGENIERÍA MECÁNICA

**José Alberto Madrigal Chaves**

**B43938**

Ciudad Universitaria Rodrigo Facio  
Junio de 2021



# Hoja de tribunal

Este proyecto de graduación fue aceptado por la Comisión de Trabajos Finales de Graduación de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad de Costa Rica, como requisito parcial para optar por el grado y título de Licenciatura en Ingeniería Mecánica.

**PIETRO  
SCAGLIONI  
SOLANO (FIRMA)**  Firmado digitalmente por  
PIETRO SCAGLIONI SOLANO  
(FIRMA)  
Fecha: 2021.11.02 10:21:55  
-06'00'

---

Director de la Unidad Académica

Dr. Pietro Scaglioni Solano  
Director Escuela de Ingeniería mecánica

**PEDRO CASANOVA  
TRETTO (FIRMA)**  Firmado digitalmente por PEDRO  
CASANOVA TRETTO (FIRMA)  
Fecha: 2021.11.02 08:06:22 -06'00'

---

Asesor director

Dr. Pedro Casanova Treto  
Instituto de Investigaciones en Ingeniería  
pedro.casanova@ucr.ac.cr

**JOSE ALBERTO  
CASTILLO BENAVIDES  
(FIRMA)**  Firmado digitalmente por JOSE  
ALBERTO CASTILLO BENAVIDES  
(FIRMA)  
Fecha: 2021.11.01 14:56:36 -06'00'

---

Asesor interno

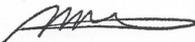
Mag. José Alberto Castillo Benavides  
Escuela de Ingeniería Química  
Sede Regional del Caribe  
jose.castillobenavides@ucr.ac.cr

**JOHANNA MARIA  
MENDEZ ARIAS  
(FIRMA)**  Firmado digitalmente por  
JOHANNA MARIA MENDEZ ARIAS  
(FIRMA)  
Fecha: 2021.11.01 13:58:03 -06'00'

---

Asesor interno

Dra. Johanna Méndez Arias  
Instituto de Investigaciones en Ingeniería  
johanna.mendezarias@ucr.ac.cr

  Firmado digitalmente por MARCO  
VINICIO CALVO VARGAS (FIRMA)  
Fecha: 2021.10.29 11:55:58 -06'00'

---

Miembro, Tribunal Examinador

Mag. Marco Vinicio Calvo Vargas  
Escuela de Ingeniería Mecánica

**JOSE ALBERTO  
MADRIGAL CHAVES  
(FIRMA)**  Firmado digitalmente por JOSE  
ALBERTO MADRIGAL CHAVES  
(FIRMA)  
Fecha: 2021.10.28 19:45:52  
-06'00'

---

Estudiante

José Alberto Madrigal Chaves

## Dedicatoria

Mi proyecto final de graduación se lo dedico a mis padres, Jeannette Angélica Chávez Umanzor y Freddy Alberto Madrigal Ávila por educarme para ser el hombre que soy hoy y por darme la oportunidad de estudiar una carrera universitaria, por nunca dejar que me rinda y por brindarme todo el apoyo y motivación durante todas las etapas de mi vida.

A mi amada novia Ana Melissa Vásquez Vargas quien ha sido una fuente de inspiración, me ha obsequiado palabras de aliento y me ha dado todo su apoyo incondicional durante esta etapa de mi vida.

## Agradecimientos

Un especial agradecimiento al Doctor Pedro Casanova Treto por darme la oportunidad y por confiar en mí para realizar mi proyecto final de graduación, por ayudarme, apoyarme, guiarme y por brindarme su conocimiento y experiencia.

Al Mag. José Alberto Castillo Benavides por dedicarme su tiempo, apoyo, consejos y disposición a trabajar; y por ayudarme en los momentos en los que más lo necesitaba.

Al Licenciado Óscar Eduardo Badilla Sánchez, por ser un amigo, por ayudarme, apoyarme y brindarme consejos y por darme una perspectiva diferente en las etapas correspondiente a mi proyecto de graduación.

Finalmente a mis profesores y a mis amigos, los cuales me han educado, ayudado, soportado, gracias a ellos he crecido como persona y como profesional en mis años de universitario.

# Índice general

Hoja de tribunal . . . . .	I
Dedicatoria . . . . .	II
Agradecimientos . . . . .	III
Índice de ilustraciones . . . . .	X
Índice de cuadros . . . . .	XII
Simbología . . . . .	XIII
Resumen . . . . .	XVIII
Abstract . . . . .	XIX
Introducción . . . . .	1
Objetivos . . . . .	2
Introducción . . . . .	1
<b>1. Marco Teórico . . . . .</b>	<b>2</b>
1.1. Biomasa . . . . .	2
1.2. Métodos de transformación termoquímica . . . . .	2
1.2.1. Combustión . . . . .	3
1.2.2. Pirólisis . . . . .	3
1.2.3. Licuefacción . . . . .	3
1.2.4. Gasificación . . . . .	3
1.3. Reactor de gasificación . . . . .	3
1.4. Alquitrán . . . . .	5
1.4.1. Condensación y solubilidad del alquitrán . . . . .	6
1.4.2. Problemática del alquitrán . . . . .	7
1.5. Sistemas de limpieza . . . . .	8
1.5.1. Sistema de limpieza en caliente . . . . .	8
1.5.2. Sistemas de limpieza en gas frío . . . . .	9
1.5.3. Sistemas de limpieza en gas tibio . . . . .	9
1.6. Clasificación de los sistemas de limpieza . . . . .	11
1.6.1. Según su eficiencia . . . . .	11
1.6.2. Basado en condiciones de operación . . . . .	12
1.6.3. Basado en la eficiencia de eliminación . . . . .	12
1.7. Materiales para el diseño. . . . .	13
1.7.1. Acero inoxidable 304 . . . . .	13
1.8. Caracterización del syngas . . . . .	15

<b>2. Metodología</b>	<b>16</b>
2.1. Diseño teórico . . . . .	17
2.2. Experimentación y construcción . . . . .	17
2.3. Análisis . . . . .	17
<b>3. Teoría de diseño</b>	<b>19</b>
3.1. Selección de filtros . . . . .	19
3.1.1. Separación inercial . . . . .	19
3.1.2. Burbujeador basado en un sistema OLGA . . . . .	21
3.1.3. Filtros de barrera . . . . .	24
3.2. Diseño del ciclón . . . . .	25
3.2.1. Tipos de diseño . . . . .	26
3.2.2. Cuerpo del ciclón . . . . .	28
3.2.3. Entrada de un ciclón . . . . .	31
3.2.4. Salida de un ciclón . . . . .	32
3.2.5. Caída de presión . . . . .	33
3.2.6. Eficiencia del ciclón . . . . .	36
3.2.7. Optimización del ciclón . . . . .	39
3.3. Diseño del intercambiador de calor . . . . .	39
3.3.1. Conducción . . . . .	39
3.3.2. Convección . . . . .	41
3.3.3. Resistencia térmica . . . . .	41
3.3.4. Transferencia de calor en un intercambiador de calor . . . . .	42
3.3.5. Diferencia media logarítmica de temperatura (LMTD) . . . . .	44
3.3.6. Método de la efectividad-NTU . . . . .	45
3.3.7. Intercambiador de calor helicoidal . . . . .	46
3.4. Diseño del burbujeador . . . . .	51
3.4.1. Caída de presión del burbujeador . . . . .	54
3.5. Diseño de los filtros de barrera . . . . .	56
3.5.1. Caída de presión en los filtros de barrera . . . . .	56
3.6. Diseño de las tuberías . . . . .	57
3.6.1. Caída de presión en las tuberías . . . . .	57
<b>4. Procesamiento de datos experimentales para el diseño y construcción del sistema de filtros</b>	<b>60</b>
4.1. Biomasa . . . . .	60
4.2. Preparación de la biomasa . . . . .	60
4.2.1. Contenido de humedad . . . . .	60
4.3. Peletización . . . . .	61
4.3.1. Contenido de humedad . . . . .	62
4.3.2. Densidad aparente . . . . .	62
4.3.3. Densidad real . . . . .	63
4.3.4. Porosidad . . . . .	64
4.3.5. Friabilidad . . . . .	64
4.4. Flujo másico del agente gasificante . . . . .	65
4.5. Diseño de los filtros . . . . .	66
4.6. Diseño y construcción del ciclón . . . . .	66

4.6.1.	Cuerpo del ciclón . . . . .	67
4.6.2.	Tapa del ciclón . . . . .	67
4.6.3.	Contenedor de partículas del ciclón . . . . .	68
4.7.	Diseño y construcción del intercambiador de calor . . . . .	68
4.7.1.	Carcasa del intercambiador de calor . . . . .	68
4.7.2.	Tubería del intercambiador de calor . . . . .	70
4.7.3.	Tapa del intercambiador de calor . . . . .	71
4.7.4.	Contenedor de condensado del intercambiador de calor . . . . .	72
4.8.	Diseño y construcción del burbujeador . . . . .	73
4.8.1.	Distribuidor de gas del burbujeador . . . . .	73
4.8.2.	Carcasa del burbujeador . . . . .	73
4.8.3.	Diseño y construcción de los filtros de barrera . . . . .	74
4.8.4.	Carcasa de los filtros de barrera . . . . .	74
4.8.5.	Tapa de los filtros de barrera . . . . .	74
4.8.6.	Diseño y construcción de las tuberías . . . . .	75
4.9.	Selección del líquido para el burbujeador . . . . .	75
4.10.	Selección de los materiales utilizados en los filtros de barrera . . . . .	76
4.11.	Preparación de los filtros . . . . .	80
4.12.	Ensamblado de los filtros . . . . .	81
4.13.	Corrida del reactor . . . . .	83
4.14.	Limpiado de los filtros . . . . .	84
<b>5.</b>	<b>Datos obtenidos</b>	<b>90</b>
5.1.	Análisis del intercambiador de calor . . . . .	90
5.1.1.	Lado del agua . . . . .	90
5.1.2.	Lado del gas . . . . .	92
5.2.	Contaminantes recolectados . . . . .	94
5.3.	Datos obtenidos por el analizador de gas de síntesis . . . . .	98
5.4.	Cantidad de gas de síntesis producido . . . . .	99
5.5.	Cambios de presión . . . . .	99
5.5.1.	Viscosidad del gas de síntesis . . . . .	99
5.5.2.	Densidad del gas de síntesis . . . . .	100
5.5.3.	Caída de presión en las tuberías . . . . .	101
5.5.4.	Caída de presión en el ciclón . . . . .	104
5.5.5.	Caída de presión en el burbujeador . . . . .	105
5.5.6.	Caída de presión en los filtros de barrera . . . . .	106
5.6.	Rediseño del burbujeador . . . . .	106
5.6.1.	Distribuidor de gas del burbujeador ideal . . . . .	107
5.6.2.	Carcasa del burbujeador ideal . . . . .	107
5.6.3.	Tapa del burbujeador ideal . . . . .	108
5.6.4.	Tubería del burbujeador ideal . . . . .	108
	<b>Conclusiones</b>	<b>110</b>
	<b>Recomendaciones</b>	<b>111</b>
	<b>Referencias bibliográficas</b>	<b>112</b>

**Anexos**

**117**

# Índice de figuras

1.1.	Esquema de un reactor de gasificación a contraflujo (downdraft), adaptado de [3]. . . . .	4
1.2.	Modelo básico del sistema OLGA, adaptado de [12]. . . . .	10
1.3.	Fluencia y tensión máxima de los aceros austeníticos AISI tipo 304, 310 y 316 para temperaturas de 4 K a 300 K, adaptado de [22]. . . . .	14
3.1.	Modelo básico de un ciclón, adaptado de [12]. . . . .	21
3.2.	Modelo de un filtro de candela, adaptado de [12]. . . . .	24
3.3.	Geometría básica de un ciclón, adaptado de [27]. . . . .	27
3.4.	Dibujo de un ciclón de un configuración 2D2D, adaptado de [33]. . . . .	28
3.5.	Dimensiones de un ciclón de diseño clásico, adaptado de [34]. . . . .	30
3.6.	Vista superior y lateral de los tipos de entrada de un ciclón, a) circular simple, b) ranurada, c) envolvente, d) paletas de remolino, [27]. . . . .	32
3.7.	Vista de las configuraciones de salida de gas de un ciclón, adaptado de [27]. . . . .	33
3.8.	Ciclón de alta eficiencia, adaptado de [32]. . . . .	34
3.9.	Curva de eficiencia de Stairmand para un ciclón de alta eficiencia, adaptado de [34]. . . . .	36
3.10.	Transferencia de calor a través de una tubería, adaptado de [35]. . . . .	42
3.11.	a) intercambiador de flujo paralelo, b) intercambiador en contraflujo, adaptado de [35]. . . . .	44
3.12.	Geometría básica de un intercambiador helicoidal [37]. . . . .	47
3.13.	a) Comportamiento de las velocidades dentro de la tubería b) Flujo secundario [36]. . . . .	47
3.14.	a) burbujeo perfecto (homogéneo), b) burbujeo imperfecto, c) burbujeo turbulento (heterogéneo), d) régimen slug, adaptado de [40]. . . . .	52
3.15.	a) burbujeador de araña, b) burbujeador de placa perforada, adaptado de [39]. . . . .	53
4.1.	Estructura interna de la peletizadora. . . . .	62
4.2.	Modelo de la parte inferior de la carcasa del intercambiador de calor. . . . .	69
4.3.	Piezas de sujeción entre la tapa y la carcasa. . . . .	70
4.4.	Tapa del intercambiador de calor. . . . .	72
4.5.	Muestras del biodiésel producido en la Estación Experimental de Ganado Lechero Alfredo Volio Mata de la Universidad de Costa Rica. . . . .	76
4.6.	Burucha utilizada para el primer filtro de barrera. . . . .	77
4.7.	Arena sílica utilizada para el segundo filtro de barrera. . . . .	78
4.8.	Rejilla para separar la arena de la piedra cuarta. . . . .	79
4.9.	a) cama de piedra cuarta, b) arena sílica. . . . .	79

4.10. Medida de la masa del intercambiador de calor. . . . .	80
4.11. Medida de la masa de la arena sílica. . . . .	81
4.12. Diagrama de flujo del sistema de filtros del reactor de gasificación. . . . .	81
4.13. Abrazadera tipo clamp de 1,5 in con su empaque de teflón. . . . .	82
4.14. Carbón antes de ingresar el reactor de gasificación. . . . .	83
4.15. Interior del ciclón (sucio). . . . .	85
4.16. Tapa y conducto de salida del ciclón (sucio). . . . .	85
4.17. Interior del contenedor de partículas del ciclón (sucio). . . . .	86
4.18. Interior del burbujeador (sucio). . . . .	86
4.19. Tuberías con alquitrán. . . . .	87
4.20. Burucha con alquitrán del primer filtro de barrera. . . . .	87
4.21. Arena sílica antes y después una corrida del reactor. . . . .	88
4.22. Tuberías internas del intercambiador de calor antes y después de limpiarlas. . . . .	89
5.1. Comportamiento del calor absorbido por el agua con respecto al caudal (modificado). . . . .	92
5.2. Comportamiento de la temperatura del gas en la entrada (azul) y salida (naranja) del intercambiador de calor (09/10/2019). . . . .	93
5.3. Comportamiento de la temperatura del gas en la entrada (azul) y salida (naranja) del intercambiador de calor (11/10/2019). . . . .	93
5.4. Gráfico de barras de la cantidad de contaminantes recolectados por cada filtro. . . . .	96
5.5. Gráfico de barras de la cantidad de contaminantes total recolectada por el sistema de filtros. . . . .	98
5.6. Planos del cuerpo del ciclón. . . . .	118
5.7. Proyección isométrica del cuerpo del ciclón. . . . .	119
5.8. Planos y proyección isométrica de la tapa del ciclón. . . . .	120
5.9. Planos y proyección isométrica del contenedor de partículas del ciclón. . . . .	121
5.10. Planos de la carcasa del intercambiador de calor. . . . .	122
5.11. Proyección isométrica de la carcasa del intercambiador de calor. . . . .	123
5.12. Planos de la tapa del intercambiador de calor. . . . .	124
5.13. Proyección isométrica de la tapa del intercambiador de calor. . . . .	125
5.14. Planos y proyección isométrica de las tuberías del intercambiador de calor. . . . .	126
5.15. Planos del contenedor de condensados del intercambiador de calor. . . . .	127
5.16. Proyección isométrica del contenedor de condensados del intercambiador de calor. . . . .	128
5.17. Planos del distribuidor de gas del burbujeador. . . . .	129
5.18. Proyección isométrica del distribuidor de gas del burbujeador. . . . .	130
5.19. Planos de la carcasa y componentes internos del burbujeador. . . . .	131
5.20. Proyección isométrica de la carcasa y componentes internos del burbujeador. . . . .	132
5.21. Planos y proyección isométrica de la carcasa del filtro de barrera con burucha. . . . .	133
5.22. Planos de la tapa del filtro de barrera con burucha. . . . .	134
5.23. Planos y proyección isométrica de la carcasa del filtro de barrera con arena sílica. . . . .	135
5.24. Planos de la tapa del filtro de barrera con arena. . . . .	136
5.25. Planos de la tubería que conecta el ciclón con el intercambiador de calor. . . . .	137
5.26. Proyección isométrica de la tubería que conecta el ciclón con el intercambiador de calor. . . . .	138
5.27. Planos de la tubería que conecta el intercambiador de calor con el burbujeador. . . . .	139

5.28. Proyección isométrica de la tubería que conecta el intercambiador de calor con el burbujeador. . . . .	140
5.29. Planos de la tubería que conecta el burbujeador con el filtro de barrera con burucha. . . . .	141
5.30. Proyección isométrica de la tubería que conecta el burbujeador con el filtro de barrera con burucha. . . . .	142
5.31. Planos de la tubería que conecta el filtro de barrera con burucha con el filtro de barrera con arena sílica. . . . .	143
5.32. Proyección isométrica de la tubería que conecta el filtro de barrera con burucha con el filtro de barrera con arena sílica. . . . .	144
5.33. Planos de la tubería que conecta el ciclón con el filtro de barrera con arena sílica con la antorcha. . . . .	145
5.34. Proyección isométrica de la tubería que conecta el filtro de barrera con arena sílica con la antorcha. . . . .	146
5.35. Planos de la carcasa ideal del burbujeador. . . . .	147
5.36. Proyección isométrica ideal de la carcasa y componentes internos del burbujeador.	148
5.37. Planos de la tapa ideal del burbujeador. . . . .	149
5.38. Planos de la tubería que conecta el intercambiador de calor con el burbujeador ideal. . . . .	150
5.39. Proyección isométrica de la tubería que conecta el intercambiador de calor con el burbujeador ideal. . . . .	151
5.40. Planos de la tubería que conecta el burbujeador ideal con el filtro de barrera con burucha. . . . .	152
5.41. Proyección isométrica de la tubería que conecta el burbujeador ideal con el filtro de barrera con burucha. . . . .	153

# Índice de tablas

1.1.	Clasificación básica de los tipos de alquitrán, adaptado de [12]. . . . .	6
1.2.	Límite aceptable de alquitrán, adaptado de [6]. . . . .	7
1.3.	Sistemas de limpieza de gas caliente, adaptado de [12]. . . . .	8
1.4.	Eficiencia de algunos métodos de limpieza según Han y Kim [14]. . . . .	11
1.5.	Eficiencia de algunos métodos de limpieza según Guan [14]. . . . .	12
1.6.	Eficiencia de algunos métodos de limpieza según Hasler [14]. . . . .	13
1.7.	Propiedades físicas del acero inoxidable austenítico 304 para diferentes temperaturas, adaptado de [22]. . . . .	14
1.8.	Composición química del acero inoxidable 304, adaptado de [18], [21], [23]. . . . .	15
1.9.	Valores experimentales de composición química del gas de síntesis para diferentes tipos de biomasa en un reactor downdraft [mol/kg], adaptado de [26]. . . . .	15
3.1.	Comparación de sistemas de limpieza basados en líquidos, adaptado de [16]. . . . .	22
3.2.	Comparación de la eficiencia de absorción de componentes del alquitrán de algunos líquidos solventes, adaptado de [16]. . . . .	23
3.3.	Valores estándares de un ciclón de diseño clásico, adaptado de [34]. . . . .	31
4.1.	Porcentajes volumétricos de los macro elementos presentes en Eucalyptus spp. . . . .	60
4.2.	Valores de la densidad aparente de los pellets de Eucalipto. . . . .	63
4.3.	Valores de la densidad real de los pellets de Eucalipto. . . . .	64
4.4.	Masa de aire estequiométrico y real por kilogramo de combustible. . . . .	66
4.5.	Dimensiones teóricas de un ciclón clásico basado en el modelo de alta eficiencia de Stairmand [34]. . . . .	67
4.6.	Dimensiones reales de un ciclón clásico basado en el modelo de alta eficiencia de Stairmand [34]. . . . .	67
4.7.	Propiedades mecánicas de un tubo de acero AISI 304. . . . .	68
4.8.	Dimensiones de un tubo de acero AISI 304, diámetro nominal 152,40 mm (6 in). . . . .	69
4.9.	Dimensiones de un tubo de cobre flexible de diámetro nominal 12,7 mm (0,5 in). . . . .	70
4.10.	Longitud de la hélice utilizando la ecuación 4.14. . . . .	71
4.11.	Dimensiones de de la sección cilíndrica contenedor del burbujeador. . . . .	73
4.12.	Dimensiones de de la sección cónica del contenedor del burbujeador. . . . .	73
4.13.	Dimensiones de las carcasas de los filtros de barrera. . . . .	74
4.14.	Lista de las tuberías del sistema de filtros. . . . .	75
5.1.	Valores registrados de flujo y temperatura del agua en el lado del tubo del intercambiador de calor (01/10/2019). . . . .	90

5.2. Valores registrados de flujo y temperatura del agua en el lado del tubo del intercambiador de calor (03/10/2019). . . . .	90
5.3. Valores registrados de flujo y temperatura del agua en el lado del tubo del intercambiador de calor (07/10/2019). . . . .	91
5.4. Valores registrados de flujo y temperatura del agua en el lado del tubo del intercambiador de calor (09/10/2019). . . . .	91
5.5. Calor de rechazo absorbido [J] por el agua del intercambiador de calor para cada muestra y fecha registrada. . . . .	91
5.6. Masa de contaminantes recolectada por los filtros en la primera corrida del reactor (01/10/2019). . . . .	94
5.7. Masa de contaminantes recolectada por los filtros en la segunda corrida del reactor (03/10/2019). . . . .	95
5.8. Masa de contaminantes recolectada por los filtros en la tercera corrida del reactor (07/10/2019). . . . .	95
5.9. Masa de contaminantes recolectada por los filtros en la cuarta corrida del reactor (09/10/2019). . . . .	95
5.10. Masa de contaminantes recolectada por los filtros en la quinta corrida del reactor (11/10/2019). . . . .	96
5.11. Datos registrados por el analizador de gas de síntesis. . . . .	98
5.12. Composición promedio del gas de síntesis en diferentes estudios. . . . .	99
5.13. Flujo volumétrico real y normal del gas de síntesis producido por hora. . . . .	99
5.14. Viscosidad de los componentes del gas de síntesis a 200 °C. . . . .	100
5.15. Viscosidad de los componentes del gas de síntesis a 50 °C. . . . .	100
5.16. Datos utilizados para determinar la densidad del gas de síntesis a 200 °C. . . . .	101
5.17. Datos utilizado para determinar la densidad del gas de síntesis a 50 °C. . . . .	101
5.18. Datos utilizados para calcular el número de Reynolds para diferentes temperaturas. . . . .	102
5.19. Datos utilizados para calcular la caída de presión en las tuberías debido a la fricción ( $h_f$ ). . . . .	102
5.20. Datos utilizados para calcular la K en la tubería ciclón-intercambiador de calor. . . . .	103
5.21. Datos utilizados para calcular la K en la tubería intercambiador de calor-burbujeador. . . . .	103
5.22. Datos utilizados para calcular la K en la tubería burbujeador-filtro de barrera con burucha. . . . .	103
5.23. Datos utilizados para calcular la K en la tubería filtro de barrera con burucha-filtro de barrera con arena. . . . .	103
5.24. Datos utilizados para calcular la K en la tubería filtro de barrera con arena-antorcha. . . . .	103
5.25. Datos utilizados para calcular la caída de presión en las tuberías debido a los accesorios ( $h_{acc}$ ). . . . .	104
5.26. Datos utilizados para calcular la caída de presión total en las tuberías ( $P_1 - P_2$ ). . . . .	104
5.27. Datos utilizados para calcular la caída de presión teórica en el ciclón. . . . .	105
5.28. Datos utilizados para calcular la caída de presión teórica en el burbujeador. . . . .	105
5.29. Datos utilizados para determinar la caída de presión en el filtro de barrera con arena. . . . .	106
5.30. Dimensiones de de la sección cilíndrica contenedor del burbujeador. . . . .	107
5.31. Lista de las tuberías que conectan los filtros al burbujeador ideal. . . . .	109

## Simbología

Símbolo	Descripción
$D_c$	Diámetro de la sección cilíndrica del ciclón [m]
$H$	Altura total del ciclón [m]
$d_c$	Diámetro del buscador de vórtice [m]
$S_c$	Longitud del buscador de vórtice [m]
$a$	Altura de la entrada del ciclón [m]
$b$	Ancho de la entrada del ciclón [m]
$Z_c$	Altura de la sección cónica del ciclón [m]
$B$	Diámetro de la salida de partículas del ciclón [m]
$S_e$	Longitud extra del buscador de vórtice con respecto a la entrada del ciclón [m]
$h_c$	Altura de la sección cilíndrica del ciclón [m]
$\Delta p_c$	Caída de presión en el ciclón [Pa]
$\rho_g$	Densidad del fluido [kg/m <sup>3</sup> ]
$V_{ic}$	Velocidad lineal del gas en la entrada del ciclón [m/s]
$V_{ec}$	Velocidad lineal del gas en la salida del ciclón [m/s]
$\Phi$	Velocidad relativa en el ciclón [adimensional]
$R_{ec}$	Radio del tubo de salida del ciclón [m]
$R_{ic}$	Radio medio de la entrada del ciclón [m]
$U_1$	Velocidad de giro en el radio de entrada medio del ciclón [m/s]
$A_{ic}$	Area de la entrada del ciclón [m <sup>2</sup> ]
$A_{sc}$	Area de superficie del ciclón expuesta al fluido giratorio [m <sup>2</sup> ]
$f_c$	Factor de fricción en el ciclón [adimensional]
$N_c$	Número de ciclones en paralelo [adimensional]
$Q_c$	Caudal volumétrico a través del ciclón [m <sup>3</sup> /s]
$\eta$	Eficiencia del ciclón
$C$	Función de las relaciones de dimensión del ciclón
$\Psi$	Inercia modificada que refleja la naturaleza del sistema gas/partícula
$n$	Exponente del vórtice
$l$	Distancia más lejana que se extiende el vórtice debajo del conducto de salida de gas [m]
$d_{cc}$	Diámetro de la sección cónica en la distancia $l$ [m]
$\rho_p$	Densidad de la partícula [kg/m <sup>3</sup> ]
$d_p$	Diámetro de la partícula [m]
$\mu_G$	Viscosidad del gas [Pa·s]
$T_c$	Temperatura absoluta del ciclón [K]
$M_f$	Flujo másico de la alimentación del ciclón [kg/s]
$M_c$	Flujo másico de partículas recolectadas del ciclón [kg/s]
$M_e$	Flujo másico de partículas escapadas del ciclón [kg/s]
$\dot{Q}_{cond}$	Calor transferido por conducción [W]
$k$	Conductividad térmica del material [W/m·K]
$A_{cond}$	Área de contacto entre las superficies [m <sup>2</sup> ]
$dT$	Diferencia de temperatura [K]
$dx$	Espesor del material [m]

Símbolo	Descripción
$\dot{Q}_{cil}$	Conducción de calor a través de un tubo [W]
$T_i$	Temperatura de la superficie a mayor temperatura [K]
$T_f$	Temperatura de la superficie a menor temperatura [K]
$r_i$	Radio del tubo en el lado a mayor temperatura [m]
$r_f$	Radio del tubo en el lado a menor temperatura [m]
$r$	Radio de la tubería [m]
$L$	Longitud de la tubería [m]
$\dot{Q}_{conv}$	Calor transferido por convección [W]
$h$	Coefficiente de transferencia de calor por convección [ $W/m^2 \cdot ^\circ C$ ]
$A_s$	Área superficial donde ocurre la transferencia de calor [ $m^2$ ]
$T_s$	Temperatura superficial del area de contacto [ $^\circ C$ ]
$T_\infty$	Temperatura del fluido lejos de la superficie [ $^\circ C$ ]
$V_1$	Voltaje inicial [V]
$V_2$	Voltaje final [V]
$R_e$	Resistencia eléctrica del material [ $\Omega$ ]
$\dot{Q}_{int}$	Transferencia de calor en el intercambiador de calor [W]
$T_1$	Temperatura más alta [ $^\circ C$ ]
$T_2$	Temperatura más baja [ $^\circ C$ ]
$R$	Resistencia térmica [ $^\circ C/W$ ]
$D_o$	Diámetro del cilindro del área de contacto del fluido a menor temperatura [m]
$D_i$	Diámetro del cilindro del área de contacto del fluido a mayor temperatura [m]
$L_{cil}$	Espesor del cilindro [m]
$R_T$	Resistencia térmica total [ $W/m^2 \cdot ^\circ C$ ]
$h_i$	Coefficiente de transferencia de calor por convección del fluido a mayor temperatura [ $W/m^2 \cdot ^\circ C$ ]
$A_i$	Área superficial de contacto del fluido a mayor temperatura [ $m^2$ ]
$h_o$	Coefficiente de transferencia de calor por convección del fluido a menor temperatura [ $W/m^2 \cdot ^\circ C$ ]
$A_o$	Área superficial de contacto del fluido a menor temperatura [ $m^2$ ]
$U$	Coefficiente total de transferencia de calor [ $W/m^2 \cdot ^\circ C$ ]
$\Delta T_1$	Diferencia de temperatura en la entrada del intercambiador [ $^\circ C$ ]
$\Delta T_2$	Diferencia de temperatura en la salida del intercambiador [ $^\circ C$ ]
$T_{h,ent}$	Temperatura de entrada del fluido a mayor temperatura del intercambiador [ $^\circ C$ ]
$T_{c,ent}$	Temperatura de entrada del fluido a menor temperatura del intercambiador [ $^\circ C$ ]
$T_{h,sal}$	Temperatura de salida del fluido a mayor temperatura del intercambiador [ $^\circ C$ ]
$T_{c,sal}$	Temperatura de salida del fluido a menor temperatura del intercambiador [ $^\circ C$ ]
$(\dot{Q}_{int})_{max}$	Máxima transferencia de calor [W]
$\dot{m}_c$	Flujo másico del fluido a menor temperatura [kg/s]
$c_{pc}$	Calor específico del fluido a menor temperatura [J/kg· $^\circ C$ ]
$\dot{m}_h$	flujo másico del fluido a mayor temperatura [kg/s]
$c_{ph}$	Calor específico del fluido a mayor temperatura [J/kg· $^\circ C$ ]
$Nu_{sh}$	Número de Nusselt [adimensional]
$Re_{sh}$	Número de Reynolds [adimensional]

<b>Símbolo</b>	<b>Descripción</b>
Pr	Número de Prandl [adimensional]
$\mu_p$	Viscosidad dinámica de la pared [Pa· s]
$\mu_f$	Viscosidad dinámica del fluido [Pa· s]
$\nu_f$	Viscosidad cinemática del fluido [m <sup>2</sup> /s]
$\alpha$	Difusividad térmica del fluido [m <sup>2</sup> /s]
$c_p$	Calor específico a presión constante del fluido [J/kg · °C]
$k_f$	Conductividad térmica del fluido [W/m· K]
$G_{sh}$	Caudal másico del gas [kg/m <sup>2</sup> s]
$D_e$	Diámetro equivalente de la carcasa del intercambiador [m]
$V_{sh}$	Volumen disponible para el flujo de fluido en el anillo [m <sup>3</sup> ]
$D_{0h}$	Diámetro exterior de la hélice [m]
$H_{cc}$	Altura de la carcasa [m]
$C_{cc}$	Diámetro de la carcasa [m]
$p_{hel}$	Distancia entre cada paso de la hélice [m]
$N_{hel}$	Número de vueltas de la hélice
$L_{hel}$	Longitud de la hélice [m]
$\delta_{hel}$	Espesor de la pared de los tubos de la hélice [m]
$\alpha_{DB}$	Coefficiente de transferencia de calor [w/m <sup>2</sup> ·K]
$d_0$	Diámetro interno de la tubería de la hélice [m]
$w_{c-s}$	Velocidad del fluido en la tubería [m/s]
$P_{sh}$	Caída de presión en el lado de la carcasa del intercambiador [Pa]
$P_{c-s}$	Caída de presión en el lado de la tubería del intercambiador [Pa]
$\rho_f$	Densidad del fluido correspondiente [kg/m <sup>3</sup> ]
$\zeta$	Factor de fricción para los componentes
$C_D$	Coefficiente de arrastre de la superficie de la hélice [adimensional]
$f_T$	Factor de fricción de la tubería de la hélice [adimensional]
$\mu_w$	Viscosidad dinámica a la temperatura de la pared de la hélice [Pa·s]
E	Factor el cual depende de las condiciones geométricas del intercambiador [adimensional]
$h_{flu}$	Altura de la columna del fluido del burbujeador [m]
$D_{gas}$	Diámetro del distribuidor de gas [m]
$D_H$	Diámetro promedio de la hélice [m]
$k_1$	Coefficiente de transferencia de masa en el líquido
$D_L$	Difusividad del gas en el líquido [m <sup>2</sup> /s]
$t_l$	Tiempo de contacto [s]
$d_B$	Diámetro promedio de las burbujas [m]
$v_B$	Velocidad promedio de las burbujas [m/s]
$a_1$	Área interfacial [m]
$\Delta P_T$	Caída de presión total en un burbujeador [Pa]
$\Delta P_f$	Caída de presión debido a la fricción [Pa]
$\Delta P_h$	Caída de presión debido la carga hidrostática de dispersión [Pa]
$\Delta P_R$	Caída de presión por la aceleración [Pa]
$h_m$	Altura de la mezcla (sólido-líquido-gas) [m]
$\rho_{sl}$	Densidad de la mezcla (sólido-líquido-gas) [kg/m <sup>3</sup> ]
$\xi_G$	Retención total del gas
g	Aceleración gravitacional [m/s <sup>2</sup> ]

<b>Símbolo</b>	<b>Descripción</b>
$u_{sl}$	Velocidad superficial de la mezcla en la columna [m/s]
$d_{cl}$	Diámetro de la columna [m]
$d_j$	Diámetro de la tubería de salida [m]
$h_l$	Altura de la sección de líquido limpio [m]
$\rho_{gs}$	Densidad del gas [kg/m <sup>3</sup> ]
$\epsilon_g$	Porcentaje volumétrico del gas [%]
$\rho_l$	Densidad del líquido [kg/m <sup>3</sup> ]
$\epsilon_l$	Porcentaje volumétrico del líquido [%]
$\rho_s$	Densidad del sólido [kg/m <sup>3</sup> ]
$\epsilon_s$	Porcentaje volumétrico del sólido [%]
$\Delta H$	Diferencia de altura [m]
$L_{lec}$	Altura total del lecho [mm]
$K_{lec}$	Constante empírica
$V_o$	Velocidad del gas del lecho vacío [m/s]
$\Phi_s$	Esfericidad de las partículas del lecho [entre 0 y 1]
$D_p$	Diámetro esférico equivalente de las partículas [mm]
$\epsilon$	Porosidad del lecho [adimensional]
$s_p$	Área superficial de la partícula [mm <sup>2</sup> ]
$v_p$	Volumen de la partícula [mm <sup>3</sup> ]
$\rho_b$	Densidad aparente del lecho [kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_s$	Densidad real del material del lecho [kg/m <sup>3</sup> ]
$Z_1$	Altura en la entrada de la tubería [m]
$P_1$	Presión del fluido en la entrada de la tubería [Pa]
$\rho_1$	Densidad del fluido en la entrada de la tubería [kg/m <sup>3</sup> ]
$g_n$	Gravedad local [m/s <sup>2</sup> ]
$v_1$	Velocidad del fluido en la entrada de la tubería [m/s]
$Z_2$	Altura en la salida de la tubería [m]
$P_2$	Presión en la salida de la tubería [Pa]
$\rho_2$	Densidad del fluido en la salida de la tubería [kg/m <sup>3</sup> ]
$v_2$	Velocidad del fluido en la salida de la tubería [m/s]
$h_f$	Pérdidas por fricción [m]
$h_{acc}$	Pérdidas por accesorios [m]
$f_T$	Factor de fricción de la tubería
$L_T$	Longitud de la tubería [m]
$v$	Velocidad del fluido [m/s]
$D_t$	Diámetro de la tubería [m]
$D_{ti}$	Diámetro interno de la tubería [m]
$\epsilon$	Rugosidad de la tubería [mm]
$K$	Coefficiente de resistencia por accesorios
$\%_h$	Contenido de humedad presente en la muestra [%]
$W_i$	Masa inicial (biomasa + contenedor) [g]
$W_f$	Masa final (biomasa + contenedor) [g]
$W_c$	Masa del contenedor [g]
$\rho_a$	Densidad aparente de los pellets [kg/m <sup>3</sup> ]
$m_c$	Masa total de la muestra [kg]
$V_c$	Volumen del cilindro [m <sup>3</sup> ]

<b>Símbolo</b>	<b>Descripción</b>
$\rho_r$	Densidad real de los pellets [kg/m <sup>3</sup> ]
$m_p$	Masa de los pellets [kg]
$V_p$	Volumen de los pellets [m <sup>3</sup> ]
$V_{pc}$	Volumen de los pellets cilíndricos [m <sup>3</sup> ]
$d_p$	Diámetro de los pellets [m]
$l_p$	Longitud de cada pellet [m]
$\xi$	Porosidad presente en los pellets
$\rho_a$	Densidad aparente [kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_r$	Densidad real [kg/m <sup>3</sup> ]
FR	Friabilidad de los pellets
$N_i$	Número de pellets al inicio de la prueba
$N_f$	Número de pellets al final de la prueba (enteros y fragmentos)
ER	Relación de equivalencia
$M_r$	Masa aire real [kg]
$M_e$	Masa aire estequiométrico [kg]
$M_e$	Masa de aire seco requerido para una combustión completa por unidad de combustible [kg <sub>aire</sub> /kg <sub>combustible</sub> ]
$C_b$	Porcentaje de carbón presente en la biomasa [%]
$H_b$	Porcentaje de hidrógeno presente en la biomasa [%]
$O_b$	Porcentaje de oxígeno presente en la biomasa [%]
$S_b$	Porcentaje de sulfuro presente en la biomasa [%]
$L_{hélice}$	Longitud de la hélice [m]
$N$	Número de vueltas de la hélice
$R$	Radio de la hélice [m]
$p$	Distancia entre los centros de cada vuelta [m]
$\dot{Q}_{inter}$	Calor absorbido por el agua [J]
$\dot{m}$	Flujo másico del fluido [kg/s]
$C_p$	Calor específico del fluido [J/kg · °C]
$\Delta T$	Diferencia de temperatura [°C]
$y_i$	Fracción molar del componente “i”
$\mu_i$	Viscosidad del componente “i” a la temperatura deseada [Pa·s]
$M_{gi}$	Peso molecular del componente “i”
$N$	Cantidad de componentes en la mezcla [adimensional]
$m_i$	Masa del “i” compuesto [kg]
$V_i$	Volumen del “i” compuesto [m <sup>3</sup> ]
$n$	Cantidad de compuestos
$L_1$	Tubería ciclón-intercambiador de calor
$L_2$	Tubería intercambiador de calor-burbujeador
$L_3$	Tubería burbujeador-filtro de barrera con burucha
$L_4$	Tubería filtro de barrera con burucha-filtro de barrera con arena
$L_5$	Tubería filtro de barrera con arena-antorcha

## Resumen

Para este proyecto final de graduación se realizó el diseño y la construcción de un sistema de limpieza para un reactor de gasificación a contra flujo para tratar con la problemática de las partículas de alquitrán generadas en un gas de síntesis. La materia prima utilizada para el proceso de gasificación fueron pellets de eucalipto (*Eucalyptus spp*), los cuales presentaron un contenido de humedad de 15,7%. El sistema de filtros esta compuesto por un ciclón el cual está diseñado basado en un “diseño clásico de un ciclón” desarrollado por Lapple; un intercambiador de calor helicoidal a contra flujo; un burbujeador con un distribuidor de gas modelo tipo araña y dos filtros de barrera; cada filtro y tuberías diseñadas cuenta con sus respectivos planos de construcción. El fluido utilizado en burbujeador es un biodiésel; para el caso de los filtros de barrera se utilizó como material filtrante burucha y arena sílica, debido a que son materiales fáciles de conseguir los cuales presentan buena remoción de alquitrán. Para determinar la eficacia de los filtros se realizaron mediciones de la masa de estos antes y después de cada corrida del reactor para determinar la cantidad contaminantes recolectados; además, para el intercambiador de calor se realizó un estudio para determinar el caudal óptimo del líquido refrigerante (agua), en el que la eficiencia del intercambiador es máxima sin que se desperdicie el líquido. Finalmente se realizaron cálculos para determinar las caídas de presión teórica en los diferentes filtros y tuberías.

## Abstract

For this final graduation project, the design and construction of a cleaning system for a counter-flow gasification reactor was carried out to deal with the problematy of tar particles generated in synthesis gas. The raw material used for the gasification process was eucalyptus (*Eucalyptus spp*) pellets, which had a moisture content of 15.7%. The filter system is composed of a cyclone which is designed based on a “classic cyclone design” developed by Lapple; a counter flow helical heat exchanger; a bubbler with a spider model gas distributor and two barrier filters; each filter and pipes designed have their respective construction drawings. The fluid used in the bubbler is biodiesel; in the case of barrier filters, burucha and silica sand were used as filtering materials, due to the fact that they are easy to obtain materials that present good tar removal. To determine the efficiency of the filters, measurements were made of their mass before and after each reactor run to determine the amount of pollutants collected; furthermore, for the heat exchanger, a study was carried out to determine the optimum flow rate of the cooling liquid (water), in which the efficiency of the exchanger is maximum without the liquid being wasted. Finally, calculations were carried out to determine the theoretical pressure drops in the different filters and pipes.

# Introducción

La creciente demanda energética es uno de los temas de interés que afectan a la sociedad actual, debido a ello se ha visto la necesidad de proponer y diseñar nuevas fuentes de energía las cuales sean de bajo costo y en la medida de lo posible renovables. En la búsqueda de alternativas para la sustitución de los combustibles fósiles, la biomasa es una de las opciones más llamativas que se presentan en la actualidad; se han realizado investigaciones exitosas para desarrollar procesos eficientes para su utilización como fuente de combustible. La problemática que presenta es que, en su forma de materia prima, la biomasa es un combustible de baja energía y calidad el cual tiene usos limitados para la producción de energía, por lo que es necesario realizar procesos termoquímicos los cuales transformen la biomasa sólida en combustibles más valiosos [1].

Un reactor de gasificación es un dispositivo que ayuda a transformar la biomasa en un combustible con mayor energía. Este consiste en un contenedor cilíndrico el cual se encuentra a temperaturas alrededor de los 1000 °C, al que se le introduce material orgánico como fuente de combustible, los cuales pueden ser de diversas formas y diferentes estados de la materia (sólido, líquido, gas). Debido a las altas temperaturas, estos materiales sufren una descomposición térmica en varias etapas: secado, pirólisis, combustión y reducción, los cuales convierte la biomasa sólida en un combustible gaseoso conocido como gas de síntesis, o en materias primas químicas útiles y convenientes; los cuales se extraen para ser utilizados como combustible. Los gases más comunes que se pueden obtener mediante este proceso son monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H<sub>2</sub>), estos gases son recolectados para ser utilizados en la generación de energía eléctrica, o como combustible [2],[3].

La problemática que presentan los reactores de gasificación radica en la dificultad para limpiar el gas de síntesis producido [4]. Entre las impurezas presentes en un reactor de gasificación, como lo son los alquitranes, las partículas, el azufre y el amoníaco; los alquitranes son los más problemáticos debido a que puede causar problemas operativos en las plantas de gasificación, como lo es la obstrucción de tuberías y filtros [5]; además pueden dañar el motor de combustión interna en donde se utilice el gas de síntesis producido. En la mayoría de las aplicaciones, estas impurezas se deben eliminar antes de utilizar el gas de síntesis [6]. Por lo tanto, el desafío más difícil en el diseño de un reactor adecuado para la gasificación de biomasa es minimizar la presencia de alquitrán dentro del gas de síntesis.

El propósito de este proyecto final de graduación es diseñar un sistema de filtros para un reactor de gasificación a contraflujo, el cual se encuentra en el Instituto de Investigación en Ingeniería (INII), Universidad de Costa Rica, Ciudad Universitaria Rodrigo Facio, San Pedro, Montes de Oca, San José, Costa Rica.

# Objetivos

## Objetivo general

Diseñar y construir un sistema de filtros de varias etapas para un reactor de gasificación basados en varios principios físicos y químicos de separación de materia, mediante el uso de materiales absorbentes de alquitrán, para aplicaciones térmicas y en motores de combustión interna.

## Objetivos específicos

- Diseñar y construir un prototipo funcional del sistema de filtro basado en la eficiencia de operación, y en la disponibilidad de recursos que se presenta en el laboratorio del Instituto de Investigaciones en Ingeniería (INII).
- Determinar los materiales filtrantes a utilizar en el sistema de filtros mediante experimentación basado en las recomendaciones de la literatura los cuales sean económicos y fáciles de conseguir.
- Determinar de manera teórica la caída de presión de los diferentes filtros que componen el sistema de limpieza del reactor de gasificación.

## Alcance y limitaciones

El reactor de gasificación operará a una relación de equivalencia  $ER = 0,25$  para un caudal del agente gasificante de  $6,29 \text{ m}^3/\text{hr}$  por un periodo de 3 horas. La selección, el diseño y la construcción de los componentes del sistema de filtros se limitará a la disponibilidad de recursos que se presenta en el laboratorio del Instituto de Investigación en Ingeniería (INII). También se limitará a filtros que no requieran ningún tipo de intervención mientras el reactor este en operación. El tamaño del sistema de filtros estará restringido con base al área delimitada para estos en la estructura alrededor del reactor de gasificación. Por último, no se realizará ningún análisis químico de gas de síntesis obtenido ni de los contaminantes recolectados, pero si se reportará la cantidad de masa de los contaminantes recolectada por cada componente del sistema de filtros.

# Capítulo 1

## Marco Teórico

### 1.1. Biomasa

La biomasa es uno de los principales combustibles en el proceso de gasificación, está constituida por seres vivos como lo son las plantas, los animales y los microorganismos [7]; algunos ejemplos de biomasa son desechos de la agricultura, bosques, productos no fósiles de industrias y municipalidades. A diferencia de los combustibles fósiles, la biomasa no toma millones de años en formarse; las plantas absorben luz solar y mediante la fotosíntesis metabolizan dióxido de carbono para poder desarrollarse, además, los animales utilizan ciertos tipos de biomasa para poder crecer; debido a esto es que la biomasa se considera un recurso renovable. La biomasa está conformada por una gran diversidad de componentes, su concentración de humedad puede tener grandes variaciones, pero su principal característica es que están conformadas por carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, sulfuro y elementos inorgánicos; esto convierte a la biomasa una de las más atractivas fuentes de energía, en especial para las áreas remotas las cuales cuentan con escasez de combustibles fósiles [3],[7].

Los tipos de biomasa se pueden clasificar en dos grupos, el primero corresponde a la biomasa virgen, los cuales son cultivos especializados para la producción de energía, como lo son cultivos herbáceos, de madera, industriales, agrícolas y acuáticos; entre los cuales se pueden mencionar los eucaliptos, sauces, caña de azúcar, girasol, algodón, entre otros. El segundo grupo corresponde a los desechos derivados de biomasa virgen. [7].

### 1.2. Métodos de transformación termoquímica

Debido a la forma y al volumen que ocupa la biomasa, es necesario convertirla en formas más fáciles de manejar (líquido, gas o sólidos de menor tamaño), y que se pueden obtener mediante dos diferentes procesos, bioquímico y termoquímico.

La transformación bioquímica utiliza bacterias o enzimas para separar las moléculas de biomasa para formar moléculas más pequeñas, este proceso toma mucho más tiempo que el método termoquímico, aunque es más económico. La transformación termoquímica, convierte toda la biomasa en gas, el cual puede ser utilizado directamente o ser sintetizado en otro gas [3]. Existen cuatro métodos para este tipo de transformación:

#### 1.2.1. Combustión

La combustión es una reacción exotérmica entre el oxígeno y los átomos de carbono presente en una biomasa, la cual se da con un exceso de aire; el producto final de esta reacción genera  $H_2O$  y  $CO_2$  [3].

#### 1.2.2. Pirólisis

La pirólisis es una descomposición de la biomasa, en la cual grandes moléculas de hidrocarburos son fragmentadas en moléculas de menor tamaño, como producto de este proceso se puede obtener gases, líquidos o sólidos. La pirólisis se da en ausencia de oxígeno, y a diferencia de la combustión no es exotérmica [3].

#### 1.2.3. Licuefacción

Se refiere a la transformación de biomasa sólida en combustible líquido, la cual se puede dar mediante procesos como pirólisis o gasificación [3].

#### 1.2.4. Gasificación

El término gasificación se refiere a la transformación de cualquier tipo de materia cuya estructura base está compuesta de carbono, en materia prima química o en un producto gaseoso cuya energía térmica pueda ser utilizable; la gasificación incluye tecnologías como la pirólisis, oxidación parcial e hidrogenación, pero excluye a los productos de la combustión, puesto que los gases provenientes de esta última no pueden ser utilizados como fuente de energía; al contrario de la combustión, la gasificación forma paquetes de energía mediante enlaces químicos. En especial la oxidación parcial la cual puede ser aplicada en sólidos, líquidos y gases, cumple un papel muy importante, en vista de que aquí se produce el gas de síntesis, el cual está constituido principalmente de monóxido de carbono e hidrógeno, y en donde el oxidante puede ser oxígeno puro, aire o vapor [3],[8]. La gasificación o pirólisis no solo se puede utilizar para la generación de energía, los productos de la materia prima pueden ser utilizables también; en la actualidad la gasificación no solo está restringida a combustibles sólidos, dado que se puede utilizar líquidos e inclusive gases para generar una mayor cantidad de combustibles utilizables, por ejemplo la gasificación de los residuos de aceites pesados en syngas, o la producción de combustible líquido a base de biomasa mediante la pirólisis [3].

Existen varios motivos del por qué utilizar la gasificación, entre los cuales está: aumentar el valor energético al eliminar componentes como nitrógeno o agua debido a que estos no son aprovechables como combustibles; también, remover el sulfuro y el nitrógeno para así no liberarlos al ambiente a la hora de utilizar el gas.

### 1.3. Reactor de gasificación

Un gasificador consiste en un contenedor cilíndrico, el cual cuenta con espacio para el combustible, una entrada de aire, y una salida para el gas; el gasificador puede estar hecho de diferentes materiales, como lo son ladrillos o acero, y su diseño está basado en el tipo de combustible a utilizar y si el gasificador es móvil o estacionario [9]. Entre los tipos de gasificadores el que más se utiliza actualmente es un gasificador a contra flujo (figura 1.1), en el

### 1.3. REACTOR DE GASIFICACIÓN

---

cual la biomasa es introducida desde la parte superior del reactor y se desplaza en sentido descendente; su estructura esta dividida en varias secciones: secado, pirólisis, oxidación, reducción. La biomasa entra en la zona de secado, la cual está a una temperatura de alrededor de 100 °C, debido a esto la biomasa pierde una cantidad de humedad la cual se combina con el gas generado; a continuación la biomasa se desplaza a la zona media donde ocurre la pirólisis y se da la formación de alquitrán, esta zona se encuentra a una temperatura de entre 200 °C y 300 °C, aquí se produce una reducción del 70 % de la biomasa; seguidamente el gas junto con el alquitrán se desplazan a la zona de oxidación donde ocurre la gasificación, esto se da debido a que los productos volátiles y cenizas reaccionan con el oxígeno para formar dióxido de carbono y monóxido de carbono; finalmente los productos ingresan hacia la zona de reducción donde se forman la mayor concentración de H<sub>2</sub> y CO [7],[5]. Debido a la forma de este reactor, los costos relacionados con la construcción son bajos; además, este diseño hace que las concentraciones de alquitrán producidas sean menores en comparación con otros tipos de reactores [10].

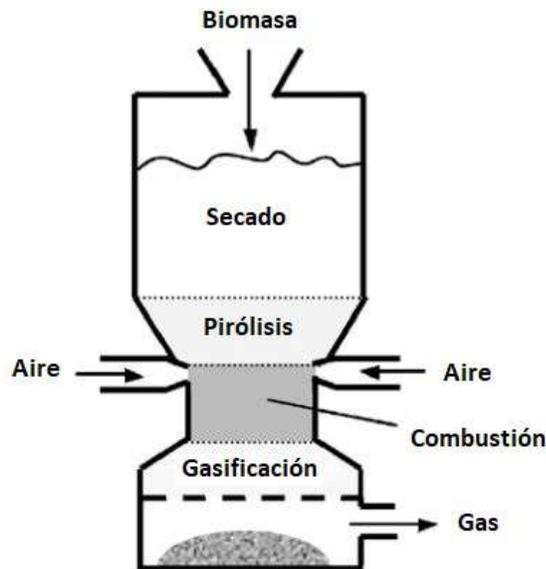


Figura 1.1: Esquema de un reactor de gasificación a contraflujo (downdraft), adaptado de [3].

La aplicación de gas de síntesis incluye la generación de electricidad mediante motores de combustión interna y turbinas de gas; la producción de productos químicos y combustibles líquidos. Independientemente de las muchas ventajas de la gasificación de biomasa y la amplia aplicación de gas de síntesis, la aceptabilidad comercial de la tecnología aún enfrenta desafíos debido a la dificultad para limpiar los gases de síntesis producidos [4]. Las impurezas, como los alquitranes, las partículas, el azufre y el amoníaco, se producen durante la gasificación y se acumulan en el gas de síntesis. En la mayoría de las aplicaciones, estas impurezas se deben eliminar antes de poder utilizar el syngas [6]. El logro de niveles apropiados de pureza de gas de síntesis es crítico para aumentar la vida útil y el rendimiento de los equipos en el cual se utiliza el syngas [4].

## 1.4. Alquitrán

El Centro de Investigación de Energía de los Países Bajos publicó el llamado Protocolo alquitrán, cuya definición y métodos son reconocidos tanto en Europa como en el mundo; en este documento se definió el alquitrán como un grupo de sustancias orgánicas con diversas estructuras y propiedades químicas con un punto de ebullición superior al punto de ebullición del benceno (80,1 °C) [11]. Otra forma de caracterizar el alquitrán se derivó de la Dirección General de Energía de la Comisión Europea durante la reunión de la Tarea de Gasificación de Bioenergía, donde se definió a los alquitránes como hidrocarburos con un peso molecular superior al benceno ( $C_6H_6$  78,11 g/mol), donde el benceno no se considera un alquitrán [12],[13],[14].

Por lo general, el alquitrán se forma en la etapa de la pirólisis como un producto de las reacciones secundarias al proceso de la gasificación [13]; está constituido de compuestos orgánicos condensables, los cuales sufren procesos de conversión termoquímica, y en respuesta a los parámetros operativos se crean miles de diferentes especies de alquitrán como lo son productos oxigenados primarios, hidrocarburos desoxigenados más pesados e hidrocarburos aromáticos policíclicos [12].

Los compuestos de alquitrán pueden ser clasificados según su estructura química, número de anillo de carbono y peso molecular [15]. Es muy importante definir la composición de la materia prima y las condiciones de operación del proceso, como lo son la temperatura, la presión, el tipo y la cantidad de oxidante, además del tiempo en que la materia prima permanecerá dentro del reactor, debido a que dependiendo de esto puede variar la cantidad y el tipo de alquitrán que se puede formar; por ejemplo, la gasificación de la madera muestra mayores concentraciones de alquitrán con mayores cantidades de compuestos aromáticos estables en comparación con la gasificación del carbón [12].

El alquitrán que se forma durante la condensación de gas de síntesis se puede clasificar dependiendo de la temperatura a la que se forma. Los alquitránes que se forman en la etapa de pirólisis a una temperatura menor a los 500 °C se conocen como primarios, estos son compuestos orgánicos, como el levoglucosano y el furfural, los cuales se liberan de la materia prima; en la etapa de oxidación, con el aumento de la temperatura, por encima de 500 °C, los alquitránes primarios se transforman y comienzan a reorganizarse como alquitránes secundarios como son los fenólicos y las olefinas. Un mayor aumento de la temperatura, por encima de 800 °C, conduce a la formación de alquitránes terciarios, como los hidrocarburos aromáticos policíclicos [12],[6]. Los alquitránes también pueden diferenciarse debido a su estructura, como se muestra en el cuadro 1.1.

Tabla 1.1: Clasificación básica de los tipos de alquitrán, adaptado de [12].

Clase	Descripción	Propiedades
1	Indetectable para los filtros de syngas	Muy pesados, no pueden ser detectados por filtros de syngas.
2	Heterocíclicos aromáticos	Alquitrán contiene átomos hetero; muy soluble en agua.
3	Aromáticos ligeros (1 anillo)	Usualmente hidrocarburo liviano de un solo anillo; no presenta problema independientemente de la condensación o solubilidad.
4	PAH ligero (2-3 anillos)	Compuestos de 2 y 3 anillos, condensa a baja temperatura inclusive en bajas concentraciones.
5	PAH pesados (4-7 anillos)	Mas grande de 3 anillos, condensación ocurre a altas temperaturas, inclusive en bajas concentraciones.

Los alquitranes de la clase 1, 4 y 5 pueden condensarse fácilmente incluso a altas temperaturas, por lo que estos son responsables de incrustaciones y obstrucciones en los sistemas de combustible y energía basados en gasificación. Los alquitranes de clase 2 y 3, junto con los compuestos heterocíclicos aromáticos y los compuestos de benceno, tolueno y xileno, generan problemas debido a que compiten por sitios activos en los catalizadores, además estos alquitranes también son solubles en agua, lo que generan problemas con la eliminación de aguas residuales en procesos de limpieza basados en este líquido. En general, se recomienda la eliminación o descomposición de todos los compuestos orgánicos, debido a que representan impurezas en el producto sintetizado [12].

La categorización e identificación de los componentes del alquitrán es de gran importancia, dado que en base a esto dependerá las aplicaciones que se le den al gas de síntesis, los dos criterios más importantes que deben considerarse son los límites de concentración y el punto de rocío, los cuales se ven significativamente afectados por los compuestos de alquitrán específicos que se encuentran en el gas de síntesis. En general, un sistema de purificación de gas de síntesis altamente eficiente debería centrarse en la reducción de compuestos de alquitrán más pesados si la eliminación completa del alquitrán no es rentable [15].

#### 1.4.1. Condensación y solubilidad del alquitrán

La condensación del alquitrán en gas es un problema complicado de analizar, esto es debido a que se ve afectado por la presión en el reactor, la temperatura, la composición proporcional y el contenido de componentes de alquitrán en una fase gaseosa, la solubilidad mutua de todos los componentes en el reactor, la temperatura de la superficie, núcleos de condensación, entre otros factores [11].

El alquitrán en su forma gaseosa se puede encontrar de dos formas, en vapores o aerosoles persistentes. Si los aerosoles son enfriados rápidamente provocan la sobresaturación de los vapores de alquitrán, lo que produce la formación de núcleos de condensación generando así

neblinas no deseadas. Para el caso de gas saturado con vapor, al enfriarse lentamente de modo que la temperatura del gas oscila alrededor del punto de condensación del alquitrán durante un tiempo suficientemente largo, se forman pequeñas cantidades de núcleos de gotas que luego se convierten en pequeñas gotas a medida que el gas continúa enfriándose; si el gas se enfría repentinamente, se forman muchos núcleos los cuales luego se forman pequeñas gotas. Cuanto más altas son las concentraciones de vapor en el gas, más difícil es para los núcleos y las gotas aumentar de tamaño. El vapor altamente diluido forma una niebla más fácilmente que el vapor concentrado; si las gotas dispersas son muy pequeñas, la niebla producida es estable. Cuando el alquitrán entra en contacto con superficies frías, este se condensa rápidamente, lo que crea depósitos de alquitrán, las cuales combinadas con partículas sólidas pueden incidir en las tuberías y otros equipos [11].

El inicio de la condensación de alquitrán está relacionado con las concentraciones de alquitrán en el gas y su composición, si las temperaturas son inferiores a 400 °C los componentes del alquitrán pueden deshidratarse y comenzar a crear materiales carbonizados y coque; aunque el alquitrán se considere un problema en las aplicaciones del gas de un reactor de gasificación, no todos los componentes de alquitrán son peligrosos y no deseados, ciertos compuestos pueden tener un impacto positivo en el valor de calentamiento inferior del gas y no causar dificultades operativas; a pesar de esto, el alquitrán se considera un material no deseado y por lo tanto, si el gas de la biomasa se va a utilizar, el alquitrán debe eliminarse [11].

#### 1.4.2. Problemática del alquitrán

La presencia de alquitrán puede causar problemas operativos en las plantas de gasificación, como lo es la obstrucción de tuberías y filtros [5]. El límite de tolerancia del alquitrán varía dependiendo de las aplicaciones de gas de síntesis, como se muestra en el cuadro 1.2 [6].

Tabla 1.2: Límite aceptable de alquitrán, adaptado de [6].

Dispositivo de uso	Límite de alquitrán aceptable (g/Nm <sup>3</sup> )
Turbina de gas industrial	<0,005
Células de combustible	<0,001
Combustión interna y motores de Diesel	0,01 - 0,1
Compresores	0,05 - 0,5

Los límites máximos de contaminantes presentes en un gas de síntesis para el correcto funcionamiento de un motor combustión interna se han postulado como inferior a 50 mg/Nm<sup>3</sup> para la partícula y menor de 100 mg/Nm<sup>3</sup> para el caso del alquitrán [5]. El alquitrán está presente en forma de vapor en la salida del gasificador, donde la temperatura del gas productor varía de 350 °C a 450 °C, pero a medida que el gas se enfría a menos de 150 °C este se condensa y se solidifica. Para la aplicación del motor de combustión interna, el gas debe enfriarse a alrededor de 40 °C, como se indicó anteriormente, el gas enfriado a esta temperatura condensará el alquitrán, lo que afectará el funcionamiento del motor [10].

Por lo tanto, el desafío más difícil en el diseño de un reactor adecuado para la gasificación de biomasa es minimizar la presencia de alquitrán dentro del gas de síntesis. Para ello se han desarrollado diferentes métodos [5].

## 1.5. Sistemas de limpieza

Los sistemas eficaces de limpieza de gas de síntesis son importantes para la aplicación generalizada de la tecnología de gasificación para la generación de energía y calor, además de la conversión de gas de síntesis en combustible de transporte, productos químicos e hidrógeno. El logro de niveles apropiados de pureza de gas de síntesis es crítico para la vida útil y el rendimiento de los equipos que se encuentran después de la gasificación, su aplicación y el medio ambiente [12].

Las tecnologías de limpieza de gas de síntesis se pueden clasificar convenientemente de acuerdo con el rango de temperatura del proceso, los cuales son: sistema de limpieza de gas en caliente, sistemas de limpieza de gas en frío y sistema de limpieza de gas tibio [12].

### 1.5.1. Sistema de limpieza en caliente

Desde la aprobación de la Ley de Aire Limpio de 1976, los estándares ambientales han aumentado la necesidad de eliminar los contaminantes productos de la gasificación, los cuales serían emitidos al medio ambiente como contaminantes. La limpieza con gas caliente se utiliza para describir el tratamiento de los gases de síntesis en un amplio rango de temperatura, la cual va desde los 400 °C hasta más de 1300 °C [12]. Estos sistemas de limpieza se han enfocado en minimizar el mantenimiento de los equipo de combustión de gas de síntesis y en mejorar la pureza del gas de síntesis en comparación con la obtenida de la limpieza de gas frío, además presentan un aumento en la eficiencia de la gasificación puesto que el gas de síntesis tiene una mayor cantidad de energía que cuando se enfría al utilizar un sistema de limpieza de gas frío [16]. Los beneficios de la limpieza de gas caliente incluyen reducción de los flujos de desperdicios, mayor eficiencia de los gases de síntesis y mejores conversiones de gases de síntesis con menos generación de subproductos [4].

Existen muchas técnicas de limpieza del alquitrán en caliente, la mayoría de las cuales se basan en uno o más de los siguientes principios físicos: separación inercial, filtración de barrera e interacción electrostática, como se puede apreciar en el cuadro 1.3 [12].

Tabla 1.3: Sistemas de limpieza de gas caliente, adaptado de [12].

<b>Dispositivo</b>	<b>Eficiencia [%]</b>	<b>Caída de presión [KPa]</b>	<b>Consumo energético</b>
Ciclones	90 – 95	Moderada a alta (7,5 - 27,5)	Baja
Filtros granulares	Mayores a 99	Moderada (6 - 10)	Moderada a alta
Precipitadores electrostáticos	Mayores a 99	Baja 0,3 – 0,6	Moderada a alta
Precipitador de flujo turbulento	Mayores a 99	Baja	Baja a moderada
Barrera de flujo cruzado	Mayores a 99,5	Baja a moderada 2,5 – 7,5	Baja a moderada
Barrera de tubo cerámico	Mayores a 99,5	Moderada a alta	Moderada

Muchos métodos de eliminación física, como el lavado y la precipitación electrostática, requieren bajas temperaturas para funcionar de manera efectiva; sin embargo, debido a los diferentes puntos de condensación de los alquitranes, es posible realizar una eliminación parcial mediante métodos físicos a altas temperaturas (alquitranes del tipo 1, 4 y 5) [12].

Cuando las temperaturas caen por debajo de 450 °C, los alquitranes comienzan a condensarse y forman aerosoles los cuales presentan una mayor masa que los vapores dentro de la corriente de gas, por lo que es posible eliminarlos por métodos físicos con técnicas como la separación electrostática y dispositivos de separación inercial [12].

### 1.5.2. Sistemas de limpieza en gas frío

Este tipo de sistemas se basa principalmente en: limpiadores de pulverización, depuradores de humedad dinámica, limpiadores de pulverización ciclónica, depuradores de impacto, depuradores de Venturi y depuradores electrostáticos [16]; los métodos más básicos se basan en fuerzas inerciales para separar partículas, los cuales aumentan su eficiencia para partículas mayores a 3 mm de diámetro [12].

Para la eliminación de partículas pequeñas es necesario utilizar otros mecanismos de limpieza basados en fuerzas electrostáticas, gradientes de temperatura, presiones de vapor de líquido más altas y los tamaños de gotas de líquido más pequeño. Los métodos más comunes utilizado para este tamaño de partícula son los atomizadores y otras variaciones de la boquilla, los cambios de velocidad y presión, y las cargas eléctricas inducidas; el diseño más básico es el atomizador en aerosol, los cuales dispersan el líquido en una corriente de gas que fluye simultáneamente o en contracorriente; este diseño asegura la mayor área posible de superficie para el impacto e intercepción de partículas por el agua. Aunque muchos tipos de alquitranes no son solubles en agua, los atomizadores bajan la temperatura del gas lo suficiente para que el alquitrán se condense y forme aerosoles los cuales son absorbidos por el agua, posteriormente este líquido contaminado es ingresado a un tanque donde es separado del alquitrán no condensable, lo que permite que el agua se pueda reutilizar, hasta que pierda su efectividad debido a una saturación del alquitrán soluble; este fluido saturado no puede ser desechado al medio ambiente, por lo que tratamiento de agua es necesario [16],[12].

Las eficiencias de estos sistemas varían entre un 90 % para partículas de más de 5 mm de diámetro, hasta alrededor de 40 % para partículas submicrónicas. Los depuradores húmedos también son efectivos para absorber contaminantes gaseosos solubles en agua. La problemática que presentan estos tipos de sistemas de limpieza es que al aumentar la eficiencia de remoción de partículas generan un mayor consumo de energía y por lo tanto un aumento en los costos [12].

### 1.5.3. Sistemas de limpieza en gas tibio

Existen varios métodos de limpieza los cuales operan a temperaturas más altas que las condiciones ambientales, pero más bajas que las aplicaciones de limpieza en caliente (menores a 400 °C). Utilizar los sistemas de limpieza en este rango de temperatura produce varias ventajas, como lo es evitar los riesgos asociados con las condiciones de operación extremas, además de reducir el costo de los materiales. Todos estos procesos evitan la condensación del agua, lo



utilizados pueden regenerarse fácilmente o ser utilizados como materia prima para procesos de gasificación [12].

Otra ventaja que presenta el sistema OLGA es que los productos primarios de la gasificación como  $C_2H_4$ ,  $CH_4$ ,  $CO$  y  $H_2$ , permanecen relativamente sin cambios, a diferencia de los métodos que utilizan la reducción de alquitrán, como los procesos térmicos y catalíticos; además los compuestos del alquitrán que se extraen con los aceites pueden ser utilizados en lugar de desecharse, como se haría en el caso de un atomizador de agua; estos alquitranes condensados pueden servir como materia prima adicional en muchos procesos de conversión de carbono, por ejemplo en refinerías de petróleo, o incluso el líquido mezclado con los resto del alquitrán puede ser reciclado y utilizado en el gasificador como materia prima [12].

El Centro de Investigación de Energía de los Países Bajos, el cual es el dueño de la patente del sistema OLGA [16], ha demostrado su efectividad en diferentes instalaciones; en la actualidad este sistema de limpieza puede ser aplicado en gasificadores que producen hasta 800 kW de energía térmica, lo que permite que instalaciones grandes aprovechen los beneficios; además, han logrado reducir los puntos de rocío del alquitrán a menos de  $0\text{ }^\circ\text{C}$  [12].

## 1.6. Clasificación de los sistemas de limpieza

### 1.6.1. Según su eficiencia

En el cuadro 1.4 se puede apreciar los porcentajes de eficiencia de algunos métodos para capturar partículas y alquitrán según los autores Han y Kim [14].

Tabla 1.4: Eficiencia de algunos métodos de limpieza según Han y Kim [14].

Método	Alquitrán removido [%]
Filtro de arena	50 - 97
Torre de limpieza	10 - 25
Venturi	50 - 90
Precipitador electrostático mojado	0 - 60
Filtro de fábrica	0 - 50
Separador rotacional	30 - 70
Cama absorbente de alquitrán	50

A modo de ejemplo, en un estudio hecho por Hasler [14] se logró obtener eficiencias de eliminación de alquitrán de un 51 % a 91 % en un lavador Venturi para un gasificador de cáscara de arroz contracorriente; en otro experimento hecho por Janssen [14], al utilizar un depurador de agua los niveles de alquitrán disminuyeron hasta entre un  $20\text{ mg/m}^3$  a  $40\text{ mg/m}^3$  y los niveles de partículas entre  $10\text{ mg/mm}^3$  a  $20\text{ mg/mm}^3$ . Aunque estos métodos presenten grandes eficiencias de eliminación de partículas y alquitrán su precio en el mercado es elevado, además de que produce mucha agua contaminada. En otro experimento realizado por el Centro de Investigación de Energía de los Países Bajos en un gasificador a escala para un laboratorio se logró demostrar con éxito el sistema OLGA, el cual removió completamente todos los alquitranes pesados [14].

### 1.6.2. Basado en condiciones de operación

En el cuadro 1.5 se puede ver la eficiencia y las condiciones de operación de algunos equipos de remoción de partículas y alquitrán según Guan [14], entre los más comunes están el ciclón, los filtros de tela, cerámica, granular y los precipitadores electrostáticos tanto secos y como húmedos. Se recomienda el uso de estos filtros a una temperatura por encima del punto de rocío del alquitrán, el cual suele estar en el rango de 375 °C a 400 °C, según el análisis realizado en el 2006 por Laboratorio Nacional de Energía Renovable (NREL) [14].

Tabla 1.5: Eficiencia de algunos métodos de limpieza según Guan [14].

Separador	Rango de temperatura [°C]	Eficiencia [%]	Caída de presión [KPa]
Ciclón	100 - 900	80	< 10
Filtros de bolsas fabricadas	60 - 250	99 - 99.8	1 - 2,5
Venturi	20 - 100	85 - 95	5 - 20
Filtros de cerámica fibrosa	200 - 800	99 - 99,8	1 - 2,5
Filtros de cerámica rígida	200 - 800	99 - 99,9	1 - 5
Filtros de espuma metálica	200 - 800	99 - 99,5	<1
Filtros granulados	200 - 800	Depende de la superficie	1 - 2,5

Debido a esta limitante de temperatura los filtros de tela no son adecuados para este propósito, dado que su rango de temperatura varía entre 60 °C y 250 °C. Los precipitadores electrostáticos secos tampoco se recomiendan debido a la posibilidad de que el alquitrán pesado condense y al aumento de la cantidad de carbono, lo que provoca un aumento de la conducción eléctrica y una reducción de la eficiencia de eliminación del polvo.

Para la limpieza de gases a alta y media temperatura, se recomienda una combinación de ciclones con filtros de lecho cerámico o granular (arena). Los filtros de cerámica tienen una resistencia mecánica insuficiente y una conductividad térmica baja, por lo que se recomienda el uso de filtro granular; de acuerdo con Yang Gua-Hua y Zhou Jiang-Hua [14], los filtros de lecho granular de doble capa con partículas de 0,7 a 3 mm tienen una mayor capacidad de recolección; además los lecho granular también son más baratos y flexibles para partículas parcialmente adheridas.

### 1.6.3. Basado en la eficiencia de eliminación

Según el análisis realizado por Hasler [14] la mayor separación de alquitrán se encontró en los craqueadores de alquitrán catalíticos, los depuradores Venturi y los filtros de lecho de arena, como se muestra en el cuadro 1.6.

Tabla 1.6: Eficiencia de algunos métodos de limpieza según Hasler [14].

Método	Temperatura [°C]	Reducción de partículas [%]	Reducción de alquitrán [%]
Craqueadores catalíticos	900	-	>95
Filtro de fabrica	200	60 – 85	25
Cama de arena	10 – 20	70 – 95	60 – 95
Torre de lavado rotacional	50 – 60	70 – 90	10 – 25
Venturi	-	-	50 – 90
Precipitador electrostático	40 – 50	>99	0 – 60

Se han realizados diferentes estudios que demuestran el utilizar sistemas de enfriamiento directo, como lo es un lavador húmedo, antes de un filtro de biomasa seco, produce efectos positivos en la eficiencia de eliminación del alquitrán; por ejemplo, utilizando una serie de intercambiadores de calor en conjunto con un depurador de aceite han demostrado ser efectivos para reducir el alquitrán a tan solo 10 mg/Nm<sup>3</sup>; posteriormente el alquitrán recolectado del intercambiador de calor y el aceite pueden ser reciclados de nuevo al gasificador para reutilizarse como materia prima, lo que elimina el tratamiento de aguas residuales [6].

## 1.7. Materiales para el diseño.

### 1.7.1. Acero inoxidable 304

Un acero inoxidable es una aleación férrea la cual contiene al menos un 12% de cromo, este elemento forma una película autopasivable de óxido de cromo en la superficie de la aleación, la cual evita que el hierro reaccione con el oxígeno en el aire, ayudando así a disminuir el proceso natural de la corrosión debido a las condiciones atmosféricas; en caso de que esta película sufra daños, se regenera rápidamente en contacto con el aire [17].

Los aceros auténticos además de hierro y carbono, presentan en su composición cromo el cual varía del 16% al 26%; níquel el cual constituye un valor aproximado del 35% y manganeso en un valor igual o menor al 15% [18], el cromo y níquel ayudan a aumentar su resistencia a la corrosión, en especial contra los ácidos [17],[19]; entre sus propiedades mas destacables se encuentran que son no magnéticos, son muy resistentes al impacto, tienen buena dureza y ductilidad, también presentan grandes resistencias a temperaturas criogénicas y a altas temperaturas, son excelentes para soldar y además de que evitan la formación de escamas; al compararlos con los aceros inoxidables martensítico y ferríticos, los auténticos presentan una mayor resistencia a la corrosión [18],[20],[21]; en sus desventajas esta mencionar que son más costosos y que presentan un menor límite elástico que los aceros ferríticos (Fe-Ni) y aleaciones de aluminio, además son difíciles de maquinarse y solo pueden ser endurecidos por tratamiento en frío [19],[22].

La serie 300 de acero inoxidable austeníticos es el tipo mas utilizado de los aceros austeníticos, esto es debido a que poseen una resistencia moderada y una excelente dureza, además

de que se pueden encontrar en muchas formas y tamaños [22]. Para el caso particular del acero 304 su contenido de carbono es un máximo de 0,08 %, esto con la finalidad de reducir la cantidad de precipitados de carburo a la hora de realizar una soldadura [20].

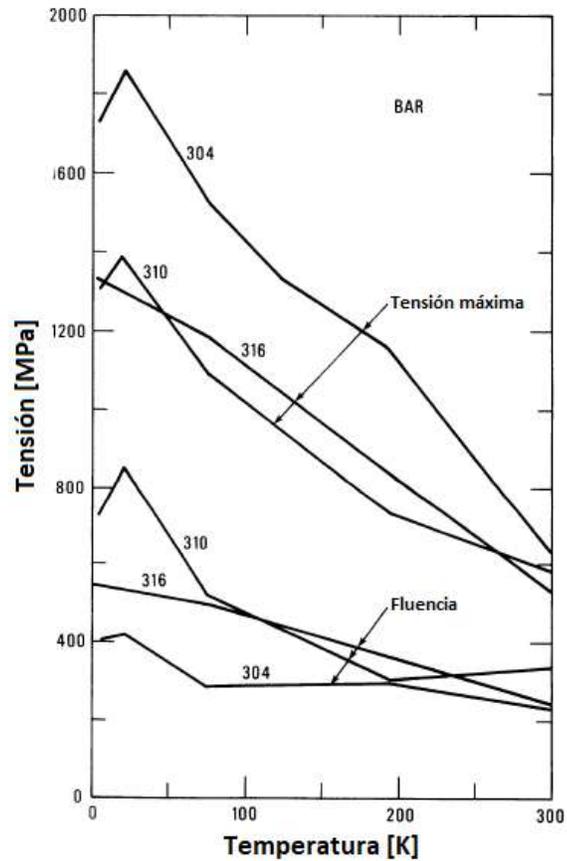


Figura 1.3: Fluencia y tensión máxima de los aceros austeníticos AISI tipo 304, 310 y 316 para temperaturas de 4 K a 300 K, adaptado de [22].

Tabla 1.7: Propiedades físicas del acero inoxidable austenítico 304 para diferentes temperaturas, adaptado de [22].

Temperatura [K]	Módulo de Young [GPa]	Módulo de corte [GPa]	Relación de Poisson	Conductividad térmica [ $\text{W} \cdot \text{mK}^{-1}$ ]	Expansión térmica [ $\text{K}^{-1} \cdot 10^{-6}$ ]
295	200	77,3	0,290	14,7	15,8
77	214	83,8	0,278	7,9	13,0
4	210	82,0	0,279	0,28	10,2

Tabla 1.8: Composición química del acero inoxidable 304, adaptado de [18], [21], [23].

Composición	C	Mn	Cr	Mo	Ni	Cu	Si	Nb	Fe
Porcentaje [%]	0,06	1,54	18,47	0,30	8,3	0,37	0,48	0,027	otros

En la tabla 1.8 se puede apreciar la composición química del acero inoxidable 304; en sus características físicas, está destacar su límite elástico, el cual tiene un valor de  $\sigma_y = 207$  MPa, su esfuerzo máximo es  $\sigma_m = 517$  MPa, además su elongación tiene un valor de 40 % [24][25].

## 1.8. Caracterización del syngas

Según [26], para grandes muestras el radio atómico  $C_{10}H_{14}O_6$  se mantiene constante para todo tipo de biomasa, además existe una relación directa entre la posición química de la biomasa y el gas obtenido; en la tabla 1.9 se pueden ver valores experimentales de la composición química en un gas de síntesis para diferentes tipos de biomasa. Los principales componentes combustibles presentes en la madera son celulosa, hemicelulosa y lignina, los cuales son compuestos del carbón, hidrógeno y oxígeno; otros componentes combustibles presentes en menor cantidad son grasas, resina y ceras; para el caso de los no componentes no combustibles, el agua es el componente mas abundante con un 50 % de la constitución para el caso de madera recién cortada.

Tabla 1.9: Valores experimentales de composición química del gas de síntesis para diferentes tipos de biomasa en un reactor downdraft [mol/kg], adaptado de [26].

Residuo	H <sub>2</sub>	CO	CO <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>
Cáscara de arroz	0,00236	0,00651	0,00717	0,00209	6,2x10 <sup>-5</sup>	7,6x10 <sup>-4</sup>	1,1x10 <sup>-4</sup>
Cáscara de nuez	0,00485	0,00788	0,00722	0,00293	4,9x10 <sup>-5</sup>	6,1x10 <sup>-4</sup>	2,1x10 <sup>-4</sup>
Pino	0,00529	0,00722	0,00505	0,00272	1,2x10 <sup>-4</sup>	8,1x10 <sup>-4</sup>	1,7x10 <sup>-5</sup>
Eucalipto	0,00275	0,00712	0,00380	0,00316	2,6x10 <sup>-5</sup>	5,5x10 <sup>-4</sup>	1,5x10 <sup>-4</sup>

## Capítulo 2

# Metodología

El primer paso del proyecto fue realizar por una revisión exhaustiva de la literatura sobre sistema de limpieza del gas de síntesis para encontrar información de estudios desarrollados sobre diferentes tecnologías utilizadas para tratar los contaminantes presentes en el gas los cuales se obtienen debido a la gasificación de biomasa.

Se revisó información sobre los sistemas de tratamiento en caliente, frío y tibio para tratar el gas de síntesis con el objetivo de seleccionar los mejores sistemas de tratamiento en términos de eficiencia y en la disponibilidad de recursos que se presenta en el laboratorio del Instituto de Investigación en Ingeniería (INII).

La principal ventaja de los sistemas de limpieza calientes en comparación con los fríos es la eficiencia al final del proceso gasificación puesto que el gas de síntesis tiene una mayor cantidad de energía que cuando se enfría al utilizar un sistema de limpieza de gas frío [16]. Los beneficios de los sistemas de limpieza de gas caliente incluyen reducción de los flujos de desperdicios, mayor eficiencia de los gases de síntesis y mejores conversiones de gases de síntesis con menos generación de subproductos [4]. La ventaja del sistema de temperatura caliente es también la principal barrera, ya que todo el proceso debe diseñarse bajo cierta temperatura y esto aumenta los costos y el mantenimiento de los diferentes dispositivos presentes en el tratamiento. El manejo con alta temperatura aumenta el riesgo de falla de los dispositivos y es de suma importancia la correcta selección de los mismos, así como el control sobre las condiciones de operación para maximizar la eficiencia en el proceso, evitando en la mayor medida posible las pérdidas de calor que implican un disminución de la temperatura. En los sistemas de limpieza fríos la eficiencias de estos varían entre un 90 % para partículas de más de 5 mm de diámetro, hasta alrededor de 40 % para partículas submicrónicas. La problemática que presentan estos tipos de sistemas de limpieza es que al aumentar la eficiencia de remoción de partículas generan un mayor consumo de energía y por lo tanto un aumento en los costos [12]. Los sistema de limpieza tibios producen varias ventajas, como lo es evitar los riesgos asociados con las condiciones de operación extremas, además de reducir el costo de los materiales. Todos estos procesos evitan la condensación del agua, lo que elimina el tratamiento de agua residuales como lo es en el caso de sistemas de limpieza de gas frío, pero permiten que algunos alquitranes, álcalis y cloruros se condensen y eliminen [12].

La selección de los artículos y diferentes literaturas se basó en la relevancia del estudio, mirando primero los artículos que describen las tecnologías utilizadas para el tratamiento

del gas de síntesis como un sistema general y después revisar artículos específicos basados en las tecnologías más comunes utilizadas para este tipo de tratamiento. Esta tarea fue de gran importancia para el proyecto, ya que proporcionó una comprensión general del proceso y fue el punto de partida para el diseño final del sistema de filtros. Con base en la revisión de la literatura realizada, se seleccionaron los diferentes pasos del proceso de diseño para proponer un diseño teórico el cual fue construido para comprobar su funcionalidad. Además de la investigación sobre las tecnologías de limpieza, se revisó la literatura para comprender los principales procesos involucrados en todo el proceso. En esta parte de la investigación, también se estudió el proceso de gasificación obtener una comprensión completa del proceso en lugar de depender simplemente de la etapa de limpieza.

### 2.1. Diseño teórico

El enfoque para el diseño del sistema de limpieza del reactor de gasificación se basó en la revisión de los procesos existentes, debido a que existen diferentes métodos de limpieza a diferentes temperaturas. Inicialmente, la investigación bibliográfica se realizó para examinar y modificar los procesos existentes siempre y cuando cumplieran con la disponibilidad de recursos en el laboratorio del Instituto de Investigaciones en Ingeniería (INII). El proceso de diseño se llevó a cabo identificando las diferentes tecnologías que podrían trabajar juntas para construir el sistema de limpieza completo, basado en el rango de operación de temperatura y en el tamaño de partículas que estos son capaces de filtrar. La descripción detallada de las diferentes tecnologías seleccionadas y su objetivo se explicará más adelante.

### 2.2. Experimentación y construcción

Después de completar las primeras tareas y tener un diseño preliminar, el modelo se construyó utilizando diferentes materiales; las diferentes etapas del proceso de construcción, incluidas las dimensiones y la forma de estos se explican más adelante. Además, fue necesario determinar las propiedades físicas de la biomasa y los pellets puesto que estos son importantes a la hora de realizar la peletización y el proceso de gasificación; los diferentes procesos y experimentos para determinar las propiedades físicas, incluidas las normas utilizadas y la forma en que se realizaron se explican más adelante. Finalmente se determinó el flujo del agente gasificante y se realizó el proceso de gasificación para comprobar la funcionalidad de los filtros a la hora de remover alquitranes presentes en el gas de síntesis; los diferentes pasos a la hora de conectar el sistema de filtros al reactor de gasificación, incluida la disposición de los filtros, los cuidados que hay que tener y los diferentes sensores y equipos se explican más adelante.

### 2.3. Análisis

La tarea final del proyecto de graduación fue realizar el análisis de los datos obtenidos, en primer lugar se determinó el caudal óptimo del intercambiador de calor, basado en la relación entre el caudal del refrigerante contra calor absorbido por este; esto con la premisa de asegurarse que el intercambiador de calor trabaje en su máxima eficiencia a la vez que se evita el desperdicio del líquido refrigerante. Seguidamente se analizó la masa de contaminantes obtenidas por los diferentes filtros del sistema de limpieza para determinar su eficacia tanto

### 2.3. ANÁLISIS

---

individual como en conjunto a la hora de remover contaminantes presentes en el gas de síntesis. Finalmente, utilizando los datos obtenidos por el analizador de gas de síntesis se determinó la cantidad de gas producido por el reactor de gasificación; con el cual se pudo calcular de manera teórica las caídas de presión en los diferentes filtros que componen el sistema de limpieza.

## Capítulo 3

# Teoría de diseño

### 3.1. Selección de filtros

Basado en las eficiencias de operación, y en la disponibilidad de recursos que se presenta en el laboratorio del Instituto de Investigación en Ingeniería (INII), se seleccionan tres sistemas de filtros para el reactor de gasificación, los cuales son: un separador inercial, un sistema de burbujeo basado en el sistema OLGA y un filtro de lecho granular.

#### 3.1.1. Separación inercial

Los dispositivos de separación inercial los cuales pueden operar a temperaturas por encima de los 1000 °C y presiones que exceden los 100 bar, son uno de los dispositivos más antiguos y comúnmente utilizados en la separación de materias; estos utilizan los principios de masa y aceleración centrípeta para acelerar el proceso de sedimentación por la gravedad de las partículas para separar tanto partículas sólidas como líquidas de los gases que los transportan, con lo que se reduce los periodos de espera [4],[27].

Los dispositivos de separación inercial presentan grandes ventajas puesto que proporcionan una muy buena capacidad de recolección de partículas sin la necesidad de partes móviles, puede filtrar sólidos pegajosos o muy viscosos, son muy robustos, presentan una caída de presión constante, su construcción es de diseño simple por lo que no necesitan de gran mantenimiento, se puede construir con una gran variedad de materiales dependiendo de lo que se desee filtrar como lo son acero, aluminio, polímeros, entre otros, además, el producto recolectado permanece seco y es posible de reutilizar; esto permite que las partículas con un tamaño de micrómetros sean separadas de un gas que se desplaza a 15 m/s; una de sus principales características es que a medida que la carga de partículas aumenta (hasta cierto valor) su eficiencia también lo hace. Debido a su bajo costo de construcción y de operación, además de su confiabilidad hace de los ciclones una de las más atractivas para la filtración de partículas en gases [27].

Uno de los principales usos que se le da a un dispositivo de separación inercial es cumplir con los límites de calidad del aire ambiental, pero existen otras aplicaciones, como lo son la recolección de partículas sólidas para reutilizarlas en otros procesos (partículas catalíticas valiosas) o para procesos adicionales, como lo son plantas de procesamiento de granos; además de protección de equipos, como es en el caso de un soplador o turbina en los cuales pequeñas

partículas pueden impactar las aspas, lo que causaría daños en estas [27].

Entre sus desventajas están una baja eficiencia para partículas más pequeñas que su tamaño de corte, mayor pérdida de presión en comparación con otros tipos de filtros, presenta desgaste por erosión y suciedad, si su diseño no es el adecuado puede ser ineficiente [27].

Existen dos maneras de clasificar los límites de recolección de partículas de un dispositivo de separación inercial, en primer lugar si se desea limitar las emisiones producidas o recolectar tanta partícula como sea permitido, entonces su clasificación recae en una concentración máxima permitida; la segunda opción es cuando se desea proteger un equipo, por lo que para este caso se recomienda seleccionar un tamaño de partícula máximo permitido en el gas que se va utilizar [27].

Existen una gran variedad de características que presentan los diferentes tipos de partículas suspendidas en un gas, como lo son el tamaño, su densidad, la forma, su adherencia, friabilidad, erosividad, carga superficial y entre otras, además, muchos de esos productos pueden ser muy fluidos, a como pueden tender a compactarse; debido a esta condición un equipo de separación debe ser capaz de manejar una gran cantidad de materiales, como lo pueden ser pellets, minerales como arena, productos blandos como la avena, o inclusive hasta polvos finos [27].

En la figura 3.1 se puede apreciar el funcionamiento básico de un ciclón a contra flujo, en ella se puede apreciar donde la corriente de gas ingresa en un doble vórtice: en primer lugar el gas entra en el vórtice externo el cual fuerza a las partículas hacia las paredes del cono y el cilindro, a la vez que son forzadas hacia abajo simultáneamente, este movimiento provoca una separación de las partículas de los vapores debido a la fuerza inercial; una vez que el gas llega al fondo, la corriente es redirigida a un vórtice interno ascendente más pequeño el cual rota en la misma dirección antes de salir del dispositivo a través de un “buscador de vórtice”. Idealmente el tamaño del vórtice ascendente es del mismo diámetro que el buscador de vórtice [12],[4],[27],[28].

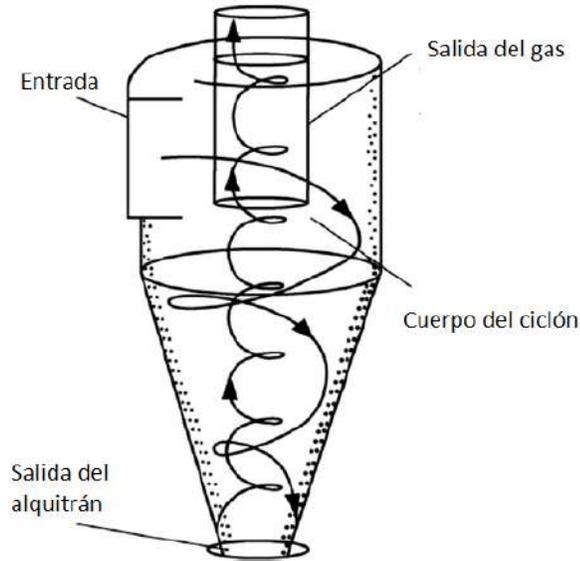


Figura 3.1: Modelo básico de un ciclón, adaptado de [12].

La zona en donde se da la mayor separación de partículas corresponde a la sección del cono, esto se debe a que la velocidad relativa de las partículas es mayor que en las otras secciones del ciclón, debido a esto las partículas de mayor tamaño son lanzadas contra la pared interna del cono, para el caso de las partículas pequeñas, estas se dirigen hacia el vórtice interno; además se han realizado estudios donde se demostró que en la parte inferior del ciclón la presión total es menor, inclusive que la presión de salida del gas, esta condición genera un movimiento de remolino en esta sección [29].

Debido a su diseño simple y la falta de piezas móviles, los ciclones permiten un funcionamiento a alta temperatura, las cuales normalmente están limitados solo por la resistencia mecánica de los materiales de construcción. Estos dispositivos son operados en caliente para evitar la condensación de agua, alquitrán y otros contaminantes los cuales pueden corroer o generar concentraciones de suciedad en el ciclón. Gracias a su naturaleza robusta y la eliminación eficiente de partículas de más de 5 mm, los ciclones son típicamente el primer dispositivo de limpieza aplicado a una corriente de gas. Muchos procesos requieren una eliminación de partículas más estricta hasta tamaños inferiores a 1 mm, si bien hasta el 90 % de la materia particulada tan pequeña como 0,5 mm también se puede eliminar con ciclones, esto puede requerir múltiples etapas, lo que no suele ser económico para corrientes de gas de gran volumen [12].

#### 3.1.2. Burbujeador basado en un sistema OLGA

En términos de termodinámica, el líquido de un burbujeador se considera un disolvente y el alquitrán se considera una sustancia soluble. Sin embargo, la solubilidad como propiedad física siempre difiere para un par particular de sustancias solubles en solventes. Si el disolvente es polar, es decir, contiene moléculas polares (por ejemplo, agua), puede disolver compuestos polares e iónicos. Si el disolvente no es polar, es decir, contiene moléculas no polares (por

ejemplo, benceno), no disuelve compuestos iónicos, pero puede disolver compuestos covalentes no polares [11].

En la limpieza del alquitrán mediante un lavado húmedo es necesario un líquido absorbente, la selección del solvente es crítica para maximizar la eficiencia de remoción; generalmente se ha utilizado agua en la absorción de las partículas de alquitrán suspendidas en el gas de síntesis principalmente porque es más barato, sin embargo, este líquido es adecuado únicamente para los compuestos de alquitrán ligeros, hidrofílicos y oxigenados debido a su polaridad, como los fenoles; para el caso de los compuestos de alquitrán heterocíclicos pesados y no polares, el agua presenta una baja eficiencia de eliminación; además, se generan varios desafíos, como lo es el costo adicional al tratar agua residual resultante [16],[13].

Debido a estas complicaciones, se ha visto la necesidad de utilizar otros fluidos que ayuden a disminuir estas problemáticas; los líquidos orgánicos, debido a su densidad y viscosidad, son más efectivos en la absorción de alquitrán [13]; en la actualidad los avances se han centrado en los absorbentes a base de aceite, los cuales ofrecen una alta eficiencia de remoción, en especial para los compuestos de alquitrán pesados y heterocíclicos. Uno de los ejemplos del uso de líquidos diferentes al agua es el sistema OLGA [16].

A la hora de utilizar un líquido orgánico existen criterios importantes para su selección, entre los cuales están el punto de ebullición (volatilidad), la disponibilidad y el precio del líquido. El biodiésel y el éster metílico del aceite de colza se usan ampliamente en la actualidad [11]. En el cuadro 3.1 se puede apreciar una comparación en el porcentaje de la remoción de alquitranes al utilizar agua o aceite.

Tabla 3.1: Comparación de sistemas de limpieza basados en líquidos, adaptado de [16].

<b>Absorbente</b>	<b>Agua [%]</b>	<b>Precipitador húmedo electrostático [%]</b>	<b>OLGA [%]</b>
Alquitrán pesado	49	99	100
Alquitrán liviano	62	74	99
Alquitrán heterocíclico	79	79	99

Cómo se puede observar en el cuadro 3.1, los depuradores a base de aceite OLGA presentan una mayor eficiencia que los depuradores de agua tradicionales, incluso que el precipitador electrostático húmedo. Como se mencionó anteriormente la tecnología OLGA consiste en depuradores de múltiples etapas donde el aceite es el solvente de depuración, este sistema puede ser regenerado mediante extracción con aire caliente [16].

La instalación de gasificación Güssing Renewable Energy localizada en Australia, el cual cuenta con sistema de limpieza de alquitrán de gas frío, utilizó como líquidos absorbentes diésel, aceite de motor o ésteres metílicos de ácidos grasos derivados del aceite vegetal, los resultados de este experimento se pueden apreciar en el cuadro 3.2. Como es de esperarse, los absorbentes basados en ésteres de hidrocarburos y ácidos grasos superaron el rendimiento del agua [16].

### 3.1. SELECCIÓN DE FILTROS

---

Tabla 3.2: Comparación de la eficiencia de absorción de componentes del alquitrán de algunos líquidos solventes, adaptado de [16].

<b>Absorbente</b>	<b>Agua [%]</b>	<b>Diesel [%]</b>	<b>Biodiesel [%]</b>	<b>Aceite vegetal [%]</b>	<b>Aceite de motor [%]</b>
Benceno	24,1	77	86,1	77,6	61,7
Tolueno	22,5	6,2	94,7	91,1	82,3
Xileno	22,1	-	97,8	96,4	90,7
Estireno	23,5	57,7	98,1	97,1	91,1
Fenol	92,8	-	99,9	99,7	97,7
Indeno	28,2	97,9	97,2	97,6	88,7
Naftalina	38,9	97,4	90,3	93,5	76,2

Los beneficios de las tecnologías basadas en el uso de aceite son la posibilidad de operar a temperaturas más altas, lo que mejora la eficiencia general del proceso y la capacidad de regenerar los absorbentes a base de petróleo mediante la extracción con gas caliente para generar una corriente de alquitrán concentrada. Los principales inconvenientes de los sistemas de lavado a base de aceite para la eliminación de alquitrán son el aumento de la complejidad del proceso y el costo de los absorbentes, lo que finalmente resulta en un aumento general del costo [16].

Otro componente que se puede utilizar en la eliminación del alquitrán son los líquidos orgánicos en vista de que la mayoría de los componentes de alquitrán son completamente solubles en estos. Se aplican diferentes mecanismos cuando se usa agua y líquido orgánico en el lavado de gases, debido a que el alquitrán tiene una solubilidad diferente. Esto se refiere a la condensación y la subsiguiente captura de las gotas de aerosol en aplicaciones de agua; absorción y difusión en aplicaciones de líquidos orgánicos. La capacidad de los líquidos orgánicos para recoger alquitrán es alta, y las concentraciones de equilibrio correspondientes a la temperatura seleccionada son mucho más bajas que las concentraciones de equilibrio de la condensación de alquitrán. La eliminación del alquitrán con líquido orgánico se basa sobre todo en la difusión, por lo que es necesario utilizar un intercambiador de masa eficiente. Similar a la tecnología de lavado con agua, el gas debe ser enfriado para aumentar su eficiencia con el cuidado de no descender la temperatura por debajo de 75 °C a 80 °C (dependiendo de la humedad del gas) para evitar la condensación del agua, puesto que esta podría afectar la efectividad de líquido orgánico, además de interrumpir el flujo de calor y masa en el burbujeador [11].

La ventaja que presenta utilizar líquidos orgánicos es su alta eficiencia y su capacidad para reducir el punto de condensación de alquitrán. Otros aspectos positivos incluyen: instalaciones prácticamente sin desperdicios y la capacidad de usar calor de gas para enfriar el líquido de lavado; las desventajas radican principalmente en el alto costo de la limpieza del líquido, el cual se debe de reponer constantemente debido a la evaporación. Teniendo en cuenta la necesidad de minimizar la pérdida de líquido, la presión del líquido de lavado a la temperatura de funcionamiento debe ser lo más baja posible. El tipo de líquido orgánico debe seleccionarse con respecto al precio, de acuerdo con la clasificación de Ewell y la presión de vapor [11].

### 3.1.3. Filtros de barrera

Los filtros son uno de los métodos más comunes para eliminar partículas; estos se producen cuando la corriente de gas de síntesis pasa alrededor de las fibras o gránulos, lo que produce que la materia particulada se elimine durante la filtración mediante una combinación de cuatro mecanismos diferentes: difusión, impactación inercial, intercepción directa y asentamiento gravitacional. La difusión, la impactación inercial y la sedimentación gravitacional se encargan de recolectar las partículas debido a colisiones aleatorias con los medios de filtro; la intercepción directa se encarga de eliminar las partículas que siguen el flujo del gas al pasar lo suficientemente cerca del filtro. Para el caso de los filtros con medios porosos la eliminación de las partículas se da debido a la restricción del paso para partículas más grandes que el tamaño del poro; una vez que las partículas se acumulan en la superficie, la eficiencia del filtro aumenta, debido a que se forma una barrera que impide el paso de las partículas de menor tamaño, debido a esta condición se da al mismo tiempo una caída de presión, cuando la caída alcanza cierto límite máximo es necesario reemplazar o limpiar el filtro; este proceso generalmente se logra mediante un flujo de gas o aire a contracorriente el cual libera los poros de las partículas. Existen varios tipos de dispositivos de filtración, que incluyen: filtros de tela, filtros rígidos y filtros granulares de lecho fijo y móvil [12],[4],[27].

Los filtros rígidos que se utilizan generalmente para la limpieza de gases de síntesis en caliente se construyen con materiales cerámicos o metálicos. En los últimos años, estos tipos de filtros han logrado eliminar el 99,99% del material particulado menor a  $5\ \mu\text{m}$ , además, son capaces de operar a temperaturas superiores a  $700\ ^\circ\text{C}$ . Por lo general, presentan forma de tubos huecos, como se ilustra en la figura 3.2 [12].

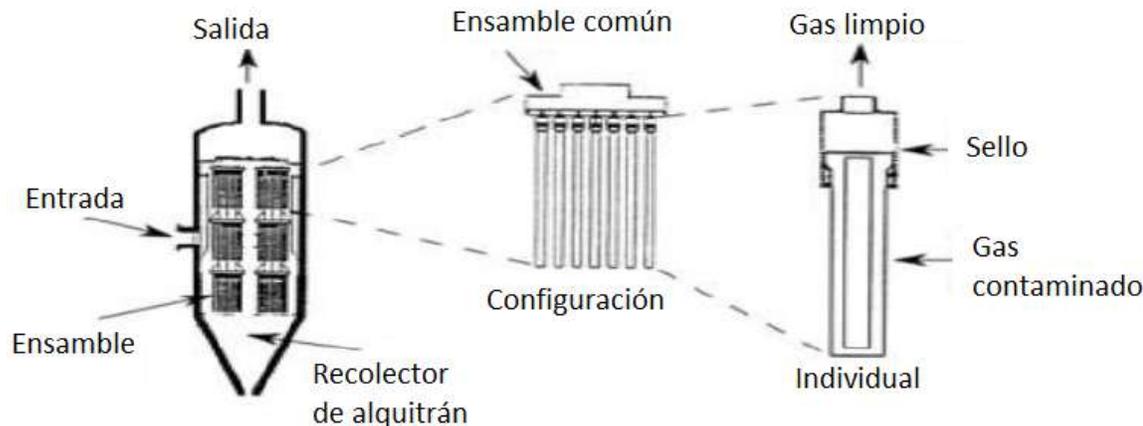


Figura 3.2: Modelo de un filtro de candela, adaptado de [12].

El gas de síntesis sucio pasa por el exterior de un tubo largo y cerrado (o cono), depositando las partículas en la superficie antes de salir por la parte superior del tubo. La acumulación resultante de materia particulada se puede eliminar periódicamente mediante un flujo de gas invertido, generalmente se utiliza nitrógeno para esta labor. El uso de la cerámica para la limpieza del gas caliente tiene algunos inconvenientes, lo que incluye la duración limitada del uso a alta temperatura y su costo [4].

Los filtros de barrera son efectivos para eliminar partículas secas, pero son menos efectivos para contaminantes húmedos o pegajosos, como los alquitranes, excepto con la incorporación de un catalizador eficiente [4]. Los filtros secos los cuales utilizan biomasa son una opción económica y amigable con el medio ambiente; entre las biomásas más utilizados están las mazorcas de maíz, virutas de madera y fibra de coco seca, carbón vegetal y polvo de sierra; en un experimento en donde se utilizó mazorcas de maíz y astillas de madera, se logró obtener una reducción del contenido de alquitrán a  $2 \text{ g/Nm}^3$  [6].

En otro experimento realizado por Mukunda [30], se desarrolló un filtro de lecho de arena para eliminar las partículas recogidas por el agua de refrigeración en una torre de pulverización. El filtro contaba con secciones de arena gruesas y finas separadas entre sí; se utilizó arena gruesa las cuales contaban con partículas de 0,5 a 2 mm, mientras que el lecho de arena fina se rellenó con arena de 0,2 a 0,6 mm. La arena se seleccionó debido a que es material neutro y no reactivo, es barato y fácilmente disponible en diferentes calidades de tamaño de grano, además de que puede soportar alta temperatura, es fácil de limpiar y reciclar, es decir, por lo que se puede considerar un material regenerativo. Además de arena, en el filtro se utilizó virutas de madera secado al sol para eliminar la humedad del gas [30].

El tamaño del área del filtro se elige de modo que las velocidades del gas a través del lecho del filtro no excedan  $0,1 \text{ m/s}$ ; esta baja velocidad junto con la trayectoria complicada en el lecho de arena provoca la eliminación de una gran parte del polvo del gas. Los resultados del experimento indicaron que el alquitrán en la entrada del filtro era de aproximadamente  $100 \text{ mg/m}^3$ , el cual una vez que atravesó el sistema de limpieza, redujo su concentración en un  $20 \text{ mg/mm}^3 \pm 10 \text{ mg/mm}^3$ . El nivel de partículas también se redujo a  $50 \text{ mg/mm}^3$  en el extremo frío de aproximadamente  $700 \text{ mg/mm}^3$  en el extremo caliente [30].

### 3.2. Diseño del ciclón

Debido a la simplicidad de su estructura y a que en el pasado no se utilizaban en grandes empresas, la teoría de diseño y operación de un ciclón no ha sido muy bien desarrollada, pero sus funcionamiento ha dado buenos resultados en partículas grandes. La mayoría de los conceptos del funcionamiento de un ciclón fue desarrollada entre los años 1940 y 1950, los cuales no han tenido grandes avances debido a la falta de estudios sobre su mecánica de fluidos; actualmente la teoría varía en dos extremos, el primero se enfocan en análisis muy avanzados del comportamiento aerodinámico de la trayectoria de partículas, el segundo se basa en los resultados obtenidos de manera empírica basado en observación; debido a estas condiciones, las ecuaciones de diseño de un ciclón son en su mayoría de forma empírica [28],[31]. Existen varios parámetros importantes a considerar cuando se va diseñar un ciclón:

- Caída de presión: esta aumenta la eficiencia del ciclón a medida que la caída de presión también aumenta, aunque hay un límite en el que aumentar la caída de presión no aumenta más la eficiencia [28].
- Diámetro del ciclón: los ciclones con diámetros más pequeños son más eficientes, esto se debe a las altas velocidades que la aceleración puede generar, los cuales pueden alcanzar hasta  $2500 \text{ g}$ ; para ciclones de gran diámetro la aceleración puede bajar hasta  $5 \text{ g}$  [28].

- Vórtice: la selección correcta del tipo de entrada puede disminuir la caída de presión debido a que se forma un vórtice definido, pero esto puede resultar en una disminución de la eficiencia [28].
- Rugosidad superficial: cuando se aumenta la rugosidad superficial de las paredes internas del ciclón la caída de presión disminuye debido a que la turbulencia aumenta, esta condición no aplica para separación de polvo [28].
- Tamaño de partícula: la eficiencia del ciclón aumenta cuando la partícula a separar es más densa y de mayor tamaño [28].
- Re-introducción: una vez que la partícula es forzada contra la pared interna del ciclón debido a la fuerza centrífuga, es importante mantener esta partícula en ese lugar para evitar que ingrese nuevamente a la corriente del gas; por lo que la eficiencia del ciclón se ve directamente relacionada con este parámetro [28].

A la hora de diseñar un ciclón es muy importante evitar la re-introducción de las partículas a flujo de gas, para ello existen varias condiciones de diseño:

- Seleccionar el diámetro de salida ( $d_c$ ) para que la velocidad de salida ( $V_{ec}$ ) no supere los 3,048 m/s [29].
- Seleccionar una velocidad de entrada ( $V_{ic}$ ) entre 5,08 m/s a 20,32 m/s para cumplir con el límite de caída de presión; existen condiciones específicas en que las velocidades pueden ser superiores [29].
- La selección del diámetro de la sección cilíndrica ( $D_c$ ) se hace basada en dos condiciones:
  - Los diámetros grandes reducen la caída de presión.
  - Los diámetros pequeños son mucho mas eficientes para las mismas condiciones de entrada y caídas de presión.
- La altura de la sección del cono ( $Z_c$ ) es muy importante, aunque no existe un valor o una forma específico para seleccionar este valor, una aproximación aceptada es  $Z_c = 2D_c$  [29].

Los ciclones presentan muy buena eficiencia para partículas mayores a  $5 \mu\text{m}$ , además, pueden ser utilizados como filtros previos a filtros con mayores eficiencias, como lo son los precipitadores electrostáticos [32].

### 3.2.1. Tipos de diseño

Existen tres formas de clasificar un separador inercial: la forma de la entrada, la forma del cuerpo y la dirección de gas tanto para la entrada como la salida. La construcción de un ciclón esta basado en ocho dimensiones básicas, como se puede apreciar en la figura 3.3.

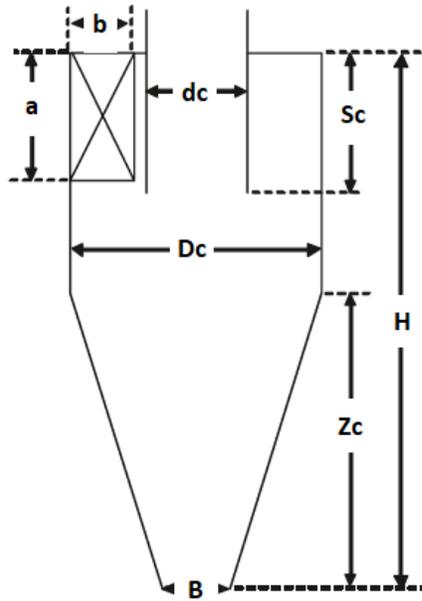


Figura 3.3: Geometría básica de un ciclón, adaptado de [27].

En donde:

- $D_c$ : diámetro de la sección cilíndrica del ciclón [m].
- $H$ : altura total del ciclón [m].
- $d_c$ : diámetro del buscador de vórtice [m].
- $S_c$ : longitud del buscador de vórtice [m].
- $a$ : altura de la entrada del ciclón [m].
- $b$ : ancho de la entrada del ciclón [m].
- $Z_c$  altura de la sección cónica del ciclón [m].
- $B$ : diámetro de la salida de partículas del ciclón [m].

Existen varios métodos para diseñar un ciclón, estos se basan principalmente en las características de la partícula y la corriente de gas. Una forma práctica de diseñarlos se basa en un “punto de corte” el cual se establece cuando una partícula de cierto tamaño obtiene un equilibrio entre las fuerzas centrífugas y las de arrastre, el tamaño de estas partículas es llamado “tamaño de corte” y puede ser denotado de dos formas:  $x_{50}$  o  $d_{50}$ ; esta simbología lo que indica es que se tiene una eficiencia de eliminación del 50 %. Por ejemplo, un ciclón diseñado con un  $x_{50}$  de 10 milímetros indica que una partícula de 10 milímetros tiene un 50 % de probabilidad de ser eliminada, para el caso de las partículas con un diámetro superior a los 10 milímetros la eliminación se dará de manera más eficiente debido a que la fuerza centrífuga aumenta en comparación con la fuerza de arrastre, para el caso de las partículas más pequeñas el efecto será contrario, la eficiencia con que se eliminan disminuirá [12].

## 3.2.2. Cuerpo del ciclón

## Modelos 2D2D

Uno de los tipos de ciclón mas utilizados y eficientes son los modelos 2D2D, en donde los números se refieren a longitud del cilindro y la longitud del cono sucesivamente, así, tanto la longitud del cilindro como la del cono es dos veces el diámetro de la sección cilíndrica del ciclón [33]. Las ecuaciones de diseño para un ciclón 2D2D son las siguientes:

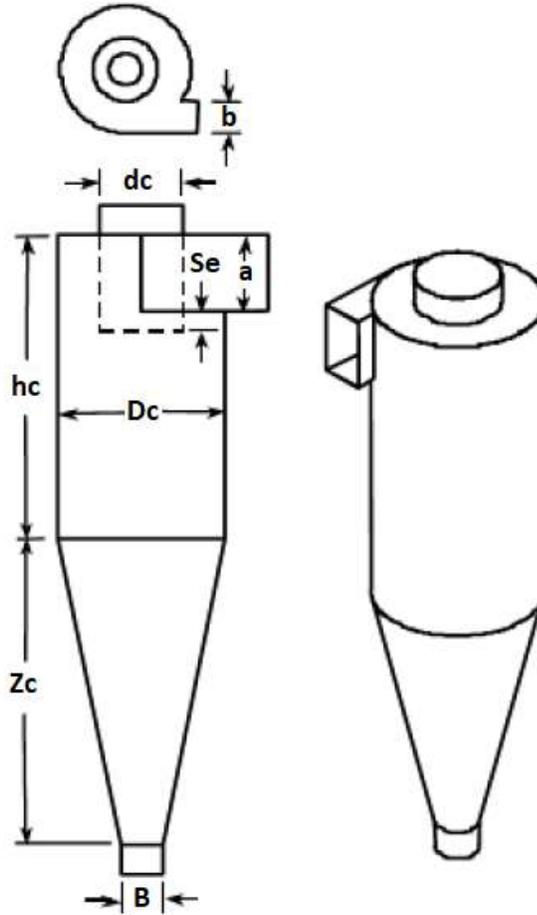


Figura 3.4: Dibujo de un ciclón de un configuración 2D2D, adaptado de [33].

$$b = \frac{D_c}{4} \quad (3.1)$$

$$d_c = \frac{D_c}{2} \quad (3.2)$$

$$a = \frac{D_c}{2} \quad (3.3)$$

$$B = \frac{D_c}{4} \quad (3.4)$$

$$S_e = \frac{D_c}{8} \quad (3.5)$$

$$h_c = 2D_c \quad (3.6)$$

$$Z_c = 2D_c \quad (3.7)$$

En donde:

- $D_c$ : diámetro de la sección cilíndrica del ciclón [m].
- $b$ : ancho de la entrada del ciclón [m].
- $d_c$ : diámetro del buscador de vórtice [m].
- $a$ : altura de la entrada del ciclón [m].
- $B$ : diámetro de la salida de partículas del ciclón [m].
- $S_e$ : longitud extra del buscador de vórtice con respecto a la entrada del ciclón [m].
- $h_c$ : altura de la sección cilíndrica del ciclón [m].
- $Z_c$ : altura de la sección cónica del ciclón [m].

### **Diseño clásico de un ciclón**

De entre los diferentes métodos de diseño de un ciclón, el “diseño clásico de un ciclón” desarrollado por Lapple a principio de los años cincuenta, es el método considerado estándar y uno de los más aceptados por los ingenieros; para utilizar este método es necesario tener cierta información [33]:

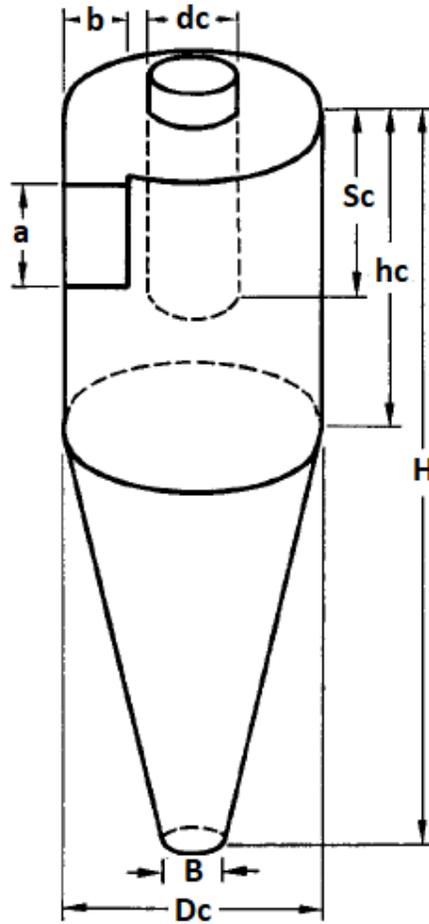


Figura 3.5: Dimensiones de un ciclón de diseño clásico, adaptado de [34].

A la hora de diseñar un ciclón, su geometría está basada en las ocho dimensiones que aparecen en la figura 3.5, pero una mejor forma de utilizar estos valores es representarlos en múltiplos del diámetro del cilindro del ciclón ( $D_c$ ), las cuales son  $D_c/D_c$ ,  $a/D_c$ ,  $b/D_c$ ,  $d_c/D_c$ ,  $S/D_c$ ,  $h/D_c$ ,  $H/D_c$  y  $B/D_c$ ; al hacer esto, es posible realizar una comparación de las geometrías de diversos ciclones, sin dar una magnitud o un resultado único y absoluto. Varios autores han establecido valores estándar a la hora de diseñar un ciclón basado en el propósito, los cuales aparecen en el cuadro 3.3 [34].

Tabla 3.3: Valores estándares de un ciclón de diseño clásico, adaptado de [34].

Fuente	Propósito	$D_c$	$a/D_c$	$b/D_c$	$d_c/D_c$	$S_c/D$	$h_c/D_c$	$H/D_c$	$B/D_c$
Stairmand (1951)	Alta eficiencia	1	0,5	0,2	0,5	0,5	1,5	4,0	0,375
Swift (1969)	Alta eficiencia	1	0,44	0,21	0,4	0,5	1,4	3,9	0,4
Lapple (1951)	Propósito general	1	0,5	0,25	0,5	0,625	2,0	4,0	0,25
Swift (1969)	Propósito general	1	0,5	0,25	0,5	0,6	1,75	3,75	0,4
Stairmand (1951)	Alto rendimiento	1	0,75	0,375	0,75	0,875	1,5	4,0	0,375
Swift (1969)	Alto rendimiento	1	0,8	0,35	0,75	0,85	1,7	3,7	0,4

Al comparar los diferentes valores en el cuadro 3.3 se puede apreciar que las relaciones dimensionales difieren con respecto al propósito del ciclón. Los ciclones de alta eficiencia tienen un área de entrada ( $a/D_c$  y  $b/D_c$ ) y de salida ( $d_c/D_c$ ) menor que los de alto rendimiento; además, la longitud del conducto de salida de gas ( $S_c/D_c$ ) y la altura de entrada ( $a/D_c$ ) es menor en los diseños de alta eficiencia. Para el caso de los ciclones de propósitos general, estos tienden a tener un balance entre los ciclones de alta eficiencia y los de alto rendimiento. La longitud del conducto de salida ( $S_c$ ) siempre es mayor que la altura de entrada del ciclón, esto se realiza con la finalidad de evitar que el gas entre directamente al conducto de salida sin formar el vórtice [34].

Stairmand y Swift [34] afirmaron que es posible intercambiar un ciclón de alta eficiencia por uno de mayor redimiendo, debido a que un ciclón de alta eficiencia con un diseño estándar puede recibir la mitad de la cantidad de gas que un diseño de alto rendimiento para el mismo diámetro y altura total, operando con la misma caída de presión; con esto en mente se demuestra que el diseño del ciclón varía dependiendo del propósito y que no existe un un diseño único de ciclón que funcione para todos los problemas.

### 3.2.3. Entrada de un ciclón

Existen cuatro tipo de configuraciones para la entrada del gas al ciclón, la primera es la entrada circular simple (figura 3.6a), los cuales generalmente se encuentran en ciclones económicos en donde es aceptable reducción en su desempeño, una de las ventajas que presenta este tipo de entrada es que no es necesario fabricar o diseñar un adaptador y se puede conectar a una tubería directamente; el segundo tipo son las entradas tipo ranuradas (figura 3.6b), las cuales tienen una forma rectangular o tangencial, este tipo de entradas son generalmente utilizadas en procesamiento químico o de petróleo, por lo general su construcción es sencilla y ofrecen un buen rendimiento, debido a que las tuberías de alimentación son de forma circular, es necesario construir un adaptador, a diferencia de las entradas circular simple; el

tercer tipo de entrada es el envolvente (figura 3.6c), en el cual el gas se restringe conforme el área disponible para el paso disminuye, lo que le permite una aceleración inicial, debido a la forma de su entrada se produce un mayor momento angular, lo que le da una mayor velocidad de giro, por lo que estos ciclones tienen un muy buen desempeño sin requerir de un cuerpo muy voluminoso; el último tipo de entrada es el de paletas de remolino (figura 3.6d), debido a su configuración, el gas ingresa al ciclón de forma paralela con el eje de este, las paletas son colocadas en el buscador de vórtice y la pared externa del cuerpo del ciclón, este tipo de entradas se utiliza en ciclones con cuerpo cilíndrico [27].

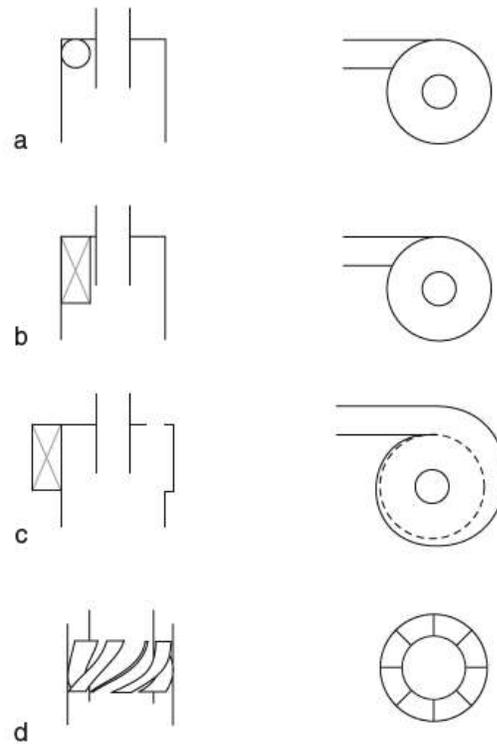


Figura 3.6: Vista superior y lateral de los tipos de entrada de un ciclón, a) circular simple, b) ranurada, c) envolvente, d) paletas de remolino, [27].

#### 3.2.4. Salida de un ciclón

Finalmente para la dirección de salida del gas existes dos formas, si el gas sale del ciclón por la parte superior se le conoce como contraflujo (figura 3.7a), para el caso en que el gas sale por la parte inferior se le conoce como flujo directo (figura 3.7b) [27].

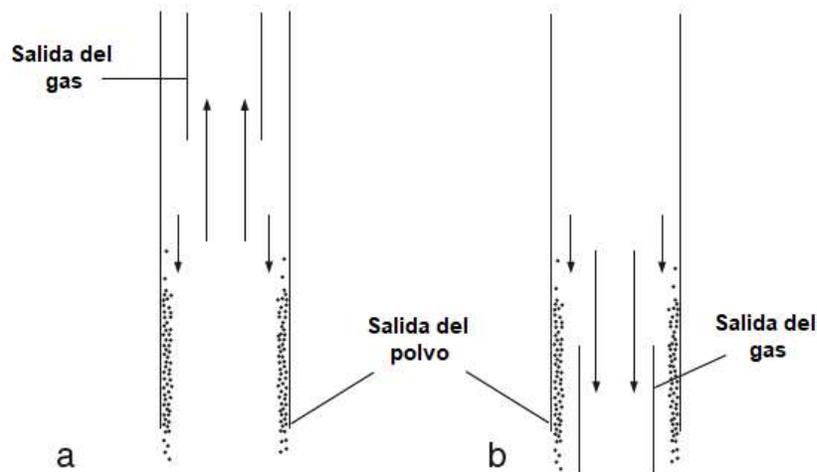


Figura 3.7: Vista de las configuraciones de salida de gas de un ciclón, adaptado de [27].

De entre las dos formas de dirección de salida, la de contraflujo es la más utilizada, en este tipo el gas entra al ciclón por la parte superior de la sección cilíndrica, la cual induce a la formación del vórtice, en el cual la fuerza centrífuga realiza la separación al mismo tiempo que las partículas separadas viajan del cilindro hacia la parte superior donde se encuentra la sección cónica del ciclón, al mismo tiempo el gas también se mueve en dirección del cono, pero una vez que alcanza la parte inferior del ciclón la dirección del gas cambia formando un flujo ascendente el cual se da en el centro del ciclón, este flujo se desplaza hacia el buscador de vórtice, el cual su punto de acceso se entra a una menor altura que la entra del gas al ciclón [29].

#### 3.2.5. Caída de presión

La caída de presión de un ciclón es la diferencia entre la presión en la entrada del ciclón y la presión en la tubería de salida; esta puede aumentar o disminuir dependiendo de parámetros como el diámetro interno de la carcasa del ciclón o el diámetro de la tubería de salida; además, estos parámetros tienen relación directa con el costo total de la fabricación de un ciclón [32]. Shepherd y Lapple [34] identificaron los diferentes factores que contribuyen a este cambio:

- Debido a la expansión del gas cuando entra a la cámara del ciclón.
- Debido a la pérdida de energía cinética de rotación a la hora de moverse a través de la cámara del ciclón.
- Debido a la fricción entre el gas con las paredes de la cámara del ciclón.
- Debido a pérdidas de fricción en el conducto de salida causado por el flujo del vórtice.
- Debido a cualquier recuperación de energía cinética rotacional a expensas de la energía de presión.

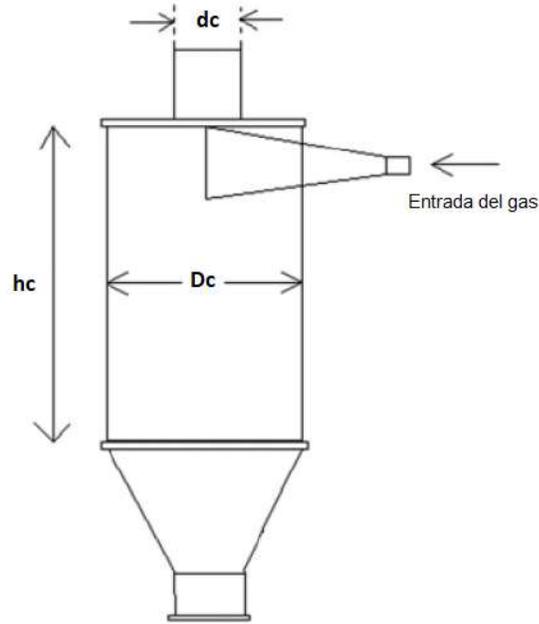


Figura 3.8: Ciclón de alta eficiencia, adaptado de [32].

La caída de presión en un ciclón esta dada por la ecuación [32]:

$$\Delta p_c = \frac{\rho_g}{2} \left[ V_{ic}^2 \left( 1 + 2\Phi^2 \left( \frac{2R_{ic}}{R_{ec}} - 1 \right) \right) + 2V_{ec}^2 \right] \quad (3.8)$$

En donde:

- $\Delta p_c$ : caída de presión en el ciclón [Pa].
- $\rho_g$ : densidad del fluido [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].
- $V_{ic}$ : velocidad lineal del gas en la entrada del ciclón [m/s].
- $V_{ec}$ : velocidad lineal del gas en la salida del ciclón [m/s].
- $\Phi$ : velocidad relativa en el ciclón [adimensional].
- $R_{ec}$ : radio del tubo de salida del ciclón [m]; dado por  $R_{ec} = 0,5 d_c$ .
- $R_{ic}$ : radio medio de la entrada del ciclón [m].

La velocidad relativa ( $\Phi$ ) esta dada por la ecuación [32]:

$$\Phi = \frac{U_1}{V_{ic}} = \frac{A_{ic}}{2f_c A_{sc}} \sqrt{\frac{R_{ec}}{2R_{ic}}} \left( \sqrt{1 + \frac{8f A_{sc} R_{ic}}{A_{ic} R_{ec}}} - 1 \right) \quad (3.9)$$

En donde:

- $\Phi$ : velocidad relativa en el ciclón [adimensional].
- $U_1$ : velocidad de giro en el radio de entrada medio del ciclón [m/s].

- $V_{ic}$ : velocidad lineal del gas en la entrada del ciclón [m/s].
- $A_{ic}$ : área de la entrada del ciclón [m<sup>2</sup>]; dado por  $A_{ic} = a \cdot b$ , donde:
  - a: altura de la entrada del ciclón [m].
  - b: ancho de la entrada del ciclón [m].
- $A_{sc}$ : área de superficie del ciclón expuesta al fluido giratorio [m<sup>2</sup>].
- $f_c$ : factor de fricción en el ciclón [adimensional], con un valor de 0,005.

El área de superficie del ciclón expuesta al fluido giratorio ( $A_{sc}$ ) esta dada por la ecuación [32]:

$$A_{sc} = \pi D_c h_c + 0,5\pi D_c^2 + \pi d_c S_c \quad (3.10)$$

En donde:

- $A_{sc}$ : área de superficie del ciclón expuesta al fluido giratorio [m<sup>2</sup>].
- $h_c$ : altura de la sección cilíndrica del ciclón [m].
- $S_c$ : longitud del buscador de vórtice [m].
- $D_c$ : diámetro de la sección cilíndrica del ciclón [m].
- $d_c$ : diámetro del buscador de vórtice [m].

El radio medio de la entrada ( $R_{ic}$ ) esta dada por la ecuación:

$$R_{ic} = 0,5(D_c - d_c) \quad (3.11)$$

La velocidad lineal del gas en la entrada ( $V_{ic}$ ) esta dada por la ecuación:

$$V_{ic} = \frac{Q_c}{A_{ic} N_c} \quad (3.12)$$

La velocidad lineal del gas en la salida ( $V_{ec}$ ) esta dada por la ecuación:

$$V_{ec} = \frac{4Q_c}{\pi d_c^2 N_c} \quad (3.13)$$

En donde:

- $N_c$ : número de ciclones en paralelo [adimensional].
- $Q_c$ : caudal volumétrico a través del ciclón [m<sup>3</sup>/s].

### 3.2.6. Eficiencia del ciclón

La eficiencia de un ciclón disminuye con parámetros como la viscosidad y la densidad del gas, el diámetro del ciclón, el diámetro de la salida y de la entrada del gas; además, la eficiencia del ciclón esta relacionada con la caída de presión, por lo que se pueden realizar cálculos de eficiencia y diseño basado en estos parámetros. Existen estudios que demuestran que un ciclón de un diámetro pequeño es más eficiente que uno de mayor diámetro, pero estos presentan una caída de presión mayor para el mismo flujo volumétrico. Una alternativa para disminuir la caída de presión sin disminuir la eficiencia es utilizar ciclones de un diámetro medio en paralelo, pero hay que tener en cuenta que esta alternativa aumenta el costo de construcción y el mantenimiento [33].

Experimentos han demostrado que la eficiencia del ciclón aumenta cuando se trabaja con partículas con mayor densidad o tamaño, al aumentar la velocidad de rotación del vórtice, aumentando la longitud del ciclón, extrayendo parte del gas por el conducto de salida, y al humectar las paredes del ciclón [34].

La eficiencia de un ciclón se puede caracterizar de dos formas, el primero es en base al tamaño crítico de partícula, el cual es el tamaño de partícula que es recolectada al 100 % de la eficiencia por el ciclón; el segundo es con respecto al tamaño del corte, el cual es el tamaño de partícula que es recolectada al 50 % de la eficiencia del ciclón. Como se mencionó anteriormente, la eficiencia de un ciclón aumenta con respecto al tamaño de partícula; la curva de eficiencia de Stairmand para un ciclón de alta eficiencia se puede apreciar en la figura 3.9; en esta se puede observar que a medida que el tamaño aumenta, la eficiencia se aproxima al 100 % [34].

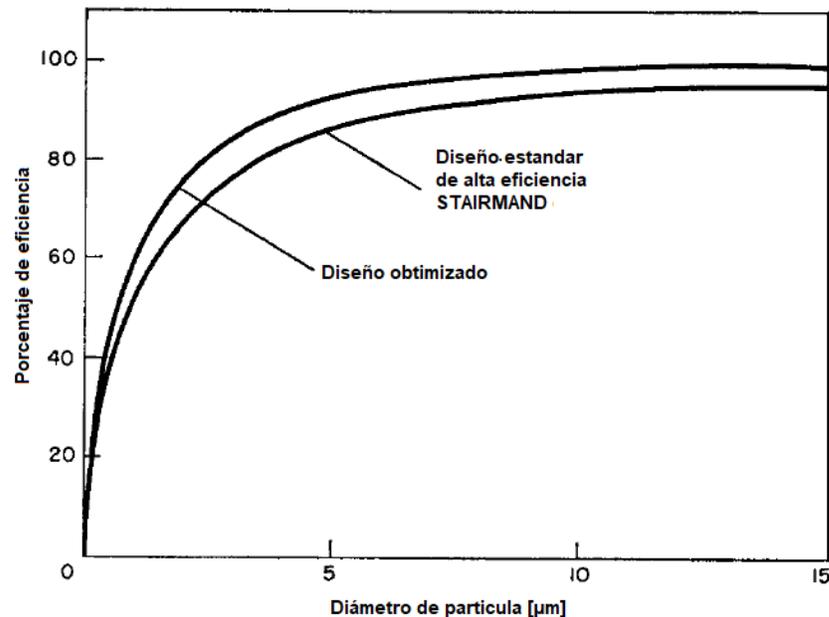


Figura 3.9: Curva de eficiencia de Stairmand para un ciclón de alta eficiencia, adaptado de [34].

Leith y Licht [34] desarrollaron una ecuación para predecir teóricamente la eficiencia de un ciclón:

$$\eta = 1 - \exp[-2(C\Psi)^{\frac{1}{2n+2}}] \quad (3.14)$$

En donde:

- $\eta$ : eficiencia del ciclón.
- $C$ : función de las relaciones de dimensión del ciclón.
- $\Psi$ : inercia modificada que refleja la naturaleza del sistema gas/partícula.
- $n$ : exponente del vórtice.

La función de las relaciones de dimensión del ciclón ( $C$ ) esta dada por la ecuación [34]:

$$C = \frac{\pi D_c^2}{ab} \left[ 2 \left( 1 - \left( \frac{d_c}{D_c} \right)^2 \right) \left( \frac{S_c}{D_c} - \frac{a}{2D_c} \right) + \frac{1}{3} \left( \frac{S_c + l - h_c}{D_c} \right) \left( 1 + \frac{d_{cc}}{D_c} + \left( \frac{d_{cc}}{D_c} \right)^2 \right) + \frac{h_c}{D_c} - \left( \frac{d_c}{D_c} \right)^2 \frac{l}{D_c} - \frac{S_c}{D_c} \right] \quad (3.15)$$

Donde  $l$  y  $d_{cc}$  están dadas por:

$$\frac{l}{D_c} = 2,3 \frac{d_c}{D_c} \left( \frac{D_c^2}{ab} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (3.16)$$

$$\frac{d_{cc}}{D_c} = \frac{D_c - (D_c - B) ((S_c + l - h_c) / (H - h_c))}{D_c} \quad (3.17)$$

En donde:

- $D_c$ : Diámetro de la sección cilíndrica del ciclón [m].
- $a$ : altura de la entrada del ciclón [m].
- $b$ : ancho de la entrada del ciclón [m].
- $d_c$ : diámetro del buscador de vórtice [m].
- $S_c$ : longitud del buscador de vórtice [m].
- $l$ : distancia más lejana que se extiende el vórtice debajo del conducto de salida de gas [m].
- $h_c$ : altura de la sección cilíndrica del ciclón [m].
- $d_{cc}$ : diámetro de la sección cónica en la distancia  $l$  [m].

La inercia modificada que refleja la naturaleza del sistema gas/partícula ( $\Psi$ ), esta dada por la ecuación [34]:

$$\Psi = \frac{\rho_p d_p^2 V_{ic}}{18 \mu_G D_c} (n + 1) \quad (3.18)$$

En donde:

- $\rho_p$ : densidad de la partícula [kg/m<sup>3</sup>].
- $d_p$ : diámetro de la partícula [m].
- $V_{ic}$ : velocidad lineal del gas en la entrada del ciclón [m/s].
- $\mu_G$ : viscosidad del gas [Pa·s].
- $n$ : exponente del vórtice [adimensional].

El exponente del vórtice esta dado por la ecuación [34]:

$$n = 1 - \left(1 - \frac{0,394 D_c^{0,14}}{2,5}\right) \left(\frac{T_c}{283}\right)^{0,3} \quad (3.19)$$

En donde:

- $T_c$ : temperatura absoluta [K].

Otra manera de calcular la eficiencia de un ciclón es con base a su “eficiencia general”, el cual considera un balance de masa de las partículas que entran al ciclón. Para ello, según la teoría de Hoffmann y Stein [33], es necesario identificar tres parámetros los cuales son: la tasa de flujo másico de la alimentación ( $M_f$ ), la tasa de flujo másico de partículas recolectadas ( $M_c$ ) y la tasa de flujo másico de partículas escapadas ( $M_e$ ), los cuales están relacionados mediante la ecuación:

$$M_f = M_c + M_e \quad (3.20)$$

Asi la eficiencia general de un ciclón esta dada por [33][27]:

$$n = \frac{M_c}{M_f} = 1 - \frac{M_e}{M_f} = \frac{M_c}{M_c + M_e} \quad (3.21)$$

En donde:

- $M_f$ : flujo másico de la alimentación del ciclón [kg/s].
- $M_c$ : flujo másico de partículas recolectadas por el ciclón [kg/s].
- $M_e$ : flujo másico de partículas escapadas del ciclón [kg/s].

#### 3.2.7. Optimización del ciclón

Todas las ecuaciones de eficiencia de los ciclones asumen que en el momento en que las partículas tocan las paredes del ciclón, estas son recolectadas inmediatamente, lo cual no es cierto, dado que según observaciones realizadas por Morii [34], partículas muy grandes y duras tienden a rebotar en las paredes del ciclón y reingresar al vórtice; además, para el caso de las partículas pequeñas, estas son más sustituibles a reingresar al vórtice antes de alcanzar la tubería de recolección. Stairmand [34] mencionó que el humedecer las paredes del ciclón es una forma de aumentar la eficiencia de este, dado que evita que las partículas reboten contra las paredes del ciclón.

Como se puede apreciar en la ecuación de Leith y Licht [34] de la eficiencia de un ciclón (ecuación 3.14), esta depende únicamente de dos parámetros,  $C$ , el cual es una función que relaciona las dimensiones del ciclón; y  $\Psi$ , el cual es un parámetro adimensional de la inercia, el cual indica las propiedades del gas y la partículas; así, si se desea aumentar la eficiencia del ciclón es necesario aumentar estos dos valores.

Si se desea aumentar la eficiencia del ciclón al variar parámetros geométricos es necesario establecer condiciones para asegurarse que los ciclones sean físicamente factibles y que además estén en los valores en que la ecuación de eficiencia de Leith y Licht [34]; así las condiciones son:

$$\frac{a}{D_c} \leq \frac{S_c}{D_c} \quad (3.22)$$

$$\frac{S_c}{D_c} \leq \frac{h_c}{D_c} \quad (3.23)$$

La ecuación 3.22 es muy importante, dado que esta condición evita que el gas que entra al ciclón salga de este sin que entre al vórtice. Para el caso de la ecuación 3.23, esta se debe de cumplir siempre, para poder utilizar la ecuación 3.16, en caso contrario la ecuación de eficiencia de Leith y Licht [34] no se puede utilizar.

### 3.3. Diseño del intercambiador de calor

Un intercambiador de calor utiliza los principios de transferencia de calor por conducción y convección; en ellos dos fluidos en movimiento son separados mediante una pared solida; así el fluido con mayor temperatura transfiere parte de su energía hacia la pared mediante convección, esta se mueve a través de la pared por conducción y finalmente hacia el fluido con menor temperatura por convección.

#### 3.3.1. Conducción

La conducción se produce tanto en sólidos, como líquidos y gases, para el caso particular de un solido esta ocurre cuando una partícula con mayor energía adyacente a una con menor energía, transfiere parte de su energía mediante una combinación de las vibraciones entre moléculas y el transporte de electrones libres [35].

### 3.3. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

---

La velocidad con la que se transfiere el calor a través de un sólido depende de su configuración geométrica, su espesor, la conductividad térmica del material, el material (si es conductor o aislante) y finalmente la diferencia de temperaturas esta dada por la ecuación [35]:

$$\dot{Q}_{cond} = -k \cdot A_{cond} \cdot \frac{dT}{dx} \quad (3.24)$$

En donde:

- $\dot{Q}_{cond}$ : calor transferido por conducción [W].
- $k$ : conductividad térmica del material [W/m·K].
- $A_{cond}$ : área de contacto entre las superficies [m<sup>2</sup>].
- $dT$ : diferencia de temperatura [K].
- $dx$ : espesor del material [m].

La conductividad térmica “k” se define como “la razón de transferencia de un de calor de un material a través de un espesor unitario por unidad de área de diferencia de temperatura” este valor indica que tan eficiente es un material para transferir calor, por lo que para transferencia de calor se prefiere un material con un valor de “k” alto. Los mecanismos de transferencia de calor se pueden considerar en estacionarios y transitorios; el estacionario se refiere a los casos en que el flujo de calor es constante y por lo tanto invariable en el tiempo; caso contrario los flujos transitorios se refieren a todos los casos en el flujo de calor varia, tanto si aumenta o disminuye, con el pasar del tiempo [35].

Para el caso de la conducción de calor a través de un tubo ( $\dot{Q}_{cil}$ ), se utiliza las ecuaciones de transferencia de calor a través de un cilindro, en donde la conducción se considera unidimensional, puesto que el flujo de calor es dominante en sentido radial; el área de su ecuación esta dada por [35]:

$$\dot{Q}_{cil} = 2\pi Lk \frac{T_i - T_f}{\ln(r_f/r_i)} \quad (3.25)$$

El área normal a la dirección del flujo de calor esta dada por la ecuación:

$$A = 2\pi rL \quad (3.26)$$

En donde:

- $\dot{Q}_{cil}$ : conducción de calor a través de un tubo [W].
- $T_i$ : temperatura de la superficie a mayor temperatura [K].
- $T_f$ : temperatura de la superficie a menor temperatura [K].
- $r_i$ : radio del tubo en el lado a mayor temperatura [m].
- $r_f$ : radio del tubo en el lado a menor temperatura [m].
- $r$ : radio de la tubería [m].
- $L$ : longitud de la tubería [m].

### 3.3.2. Convección

La convección es la transferencia de calor entre un sólido y un fluido en movimiento, es importante recalcar que el fluido debe de estar en movimiento, de caso contrario se considera como una transferencia de calor por conducción. Debido a que el gas de síntesis del reactor es desplazado mediante el uso de un ventilador, se le considera una convección del tipo forzada. La rapidez de transferencia de calor esta dada por la ley de Newton del enfriamiento:

$$\dot{Q}_{conv} = h \cdot A_s \cdot (T_s - T_\infty) \quad (3.27)$$

En donde:

- $\dot{Q}_{conv}$ : calor transferido por convección [W].
- $h$ : coeficiente de transferencia de calor por convección [ $\text{W}/\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ ].
- $A_s$ : área superficial donde ocurre la transferencia de calor [ $\text{m}^2$ ].
- $T_s$ : temperatura superficial del area de contacto [ $^\circ\text{C}$ ].
- $T_\infty$ : temperatura del fluido lejos de la superficie [ $^\circ\text{C}$ ].

Es importante mencionar que el coeficiente de transferencia de calor por convección “ $h$ ”, no es una propiedad del fluido, este se determina experimentalmente y es determinado por factores como la configuración geométrica de la superficie, el tipo de movimiento que experimenta el fluido, al igual que las propiedades y el flujo másico del fluido.

### 3.3.3. Resistencia térmica

El concepto de resistencia térmica se basa en la ecuación de flujo de corriente eléctrica:

$$I = \frac{V_1 - V_2}{R_e} \quad (3.28)$$

En donde “ $I$ ” es la intensidad de la corriente, “ $V_1$ ” es el voltaje inicial, “ $V_2$ ” es el voltaje final y “ $R_e$ ” equivale a la resistencia eléctrica del material; para utilizar este concepto en transferencia de calor se sustituye los voltajes por la temperatura inicial y final, así la ecuación de transferencia de calor es:

$$\dot{Q}_{int} = \frac{T_1 - T_2}{R} \quad (3.29)$$

En donde:

- $\dot{Q}_{int}$ : transferencia de calor en el intercambiador de calor [W].
- $T_1$ : temperatura más alta [ $^\circ\text{C}$ ].
- $T_2$ : temperatura más baja [ $^\circ\text{C}$ ].
- $R$ : resistencia térmica [ $^\circ\text{C}/\text{W}$ ].

### 3.3. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

La resistencia térmica “R” depende de la configuración geométrica y de las propiedades térmicas del medio; así existen diferentes resistencias térmicas las cuales se sustituyen en la ecuación 3.29. Para el caso de la transferencia de calor en un cilindro la resistencia térmica por conducción esta dada por la ecuación:

$$R_{cil} = \frac{\ln(D_o/D_i)}{2\pi k L_{cil}} \quad (3.30)$$

En donde:

- $D_o$ : diámetro del cilindro del área de contacto del fluido a menor temperatura [m].
- $D_i$ : diámetro del cilindro del área de contacto del fluido a mayor temperatura [m].
- $k$ : conductividad térmica del material [W/m· K].
- $L_{cil}$ : espesor del cilindro [m].

Para el caso de la transferencia de calor por convección la resistencia térmica es:

$$R_{conv} = \frac{1}{hA_s} \quad (3.31)$$

En donde:

- $h$ : coeficiente de transferencia de calor por convección [W/ m<sup>2</sup>. °C].
- $A_s$ : Área superficial donde ocurre la transferencia de calor [m<sup>2</sup>].

#### 3.3.4. Transferencia de calor en un intercambiador de calor

Para hacer el análisis de transferencia de calor a través de un intercambiador de calor, se utiliza el método de resistencia térmica ( $R_T$ ), el cual esta compuesto por dos resistencias por convección y una resistencia por conducción en un cilindro (figura 3.10).

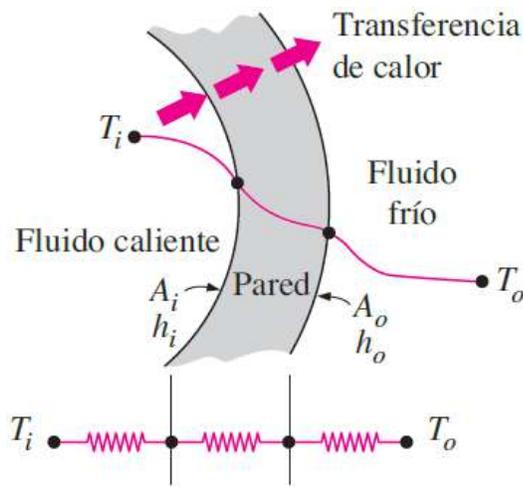


Figura 3.10: Transferencia de calor a través de una tubería, adaptado de [35]

Así la resistencia térmica total del sistema esta dada por la ecuación:

$$R_T = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(D_o/D_i)}{2\pi k L} + \frac{1}{h_o A_o} \quad (3.32)$$

En donde:

- $R_T$ : resistencia térmica total [W/ m<sup>2</sup>. °C].  $h_i$ : coeficiente de transferencia de calor por convección del fluido a mayor temperatura [W/ m<sup>2</sup>. °C].
- $A_i$ : área superficial de contacto del fluido a mayor temperatura [m<sup>2</sup>].
- $D_o$ : diámetro del cilindro del área de contacto del fluido a menor temperatura [m].
- $D_i$ : diámetro del cilindro del área de contacto del fluido a mayor temperatura [m]
- $k$ : conductividad térmica del material [W/m· K].
- $L_{cil}$ : espesor del cilindro [m].
- $h_o$ : coeficiente de transferencia de calor por convección del fluido a menor temperatura [W/ m<sup>2</sup>. °C].
- $A_o$ : área superficial de contacto del fluido a menor temperatura [m<sup>2</sup>].

Así la transferencia de calor en un intercambiador de calor esta dada por la ecuación:

$$\dot{Q}_{int} = \frac{\Delta T}{R_T} \quad (3.33)$$

Otra forma de expresar la transferencia de calor a través de un intercambiador de calor es:

$$\dot{Q}_{int} = U_i A_i \Delta T = U_o A_o \Delta T \quad (3.34)$$

En donde

- $U$ : coeficiente total de transferencia de calor [W/m<sup>2</sup>.° C]

Ver que el coeficiente  $U$  tiene las mismas unidades que el coeficiente de convección ( $h$ ).

En un intercambiador de calor existen dos tipos de flujo, paralelo y contraflujo (figura 3.11); el paralelo los fluidos tanto frío como caliente entran al intercambiador de calor por el mismo lado y se desplazan en la misma dirección, caso contrario, en contraflujo los fluidos entran en direcciones opuestas y el fluido se desplazan en sentidos opuestos.

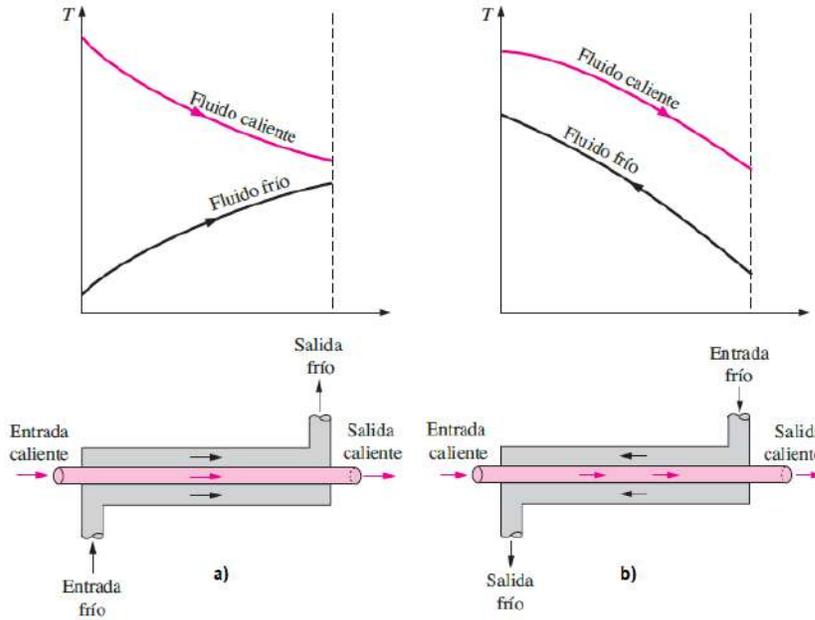


Figura 3.11: a) intercambiador de flujo paralelo, b) intercambiador en contraflujo, adaptado de [35].

A la hora de analizar un intercambiador de calor, existen dos métodos los cuales son los más utilizados; el primero se le conoce como “diferencia media logarítmica de temperatura” (LMTD) el cual se utiliza para los casos en que se quiere un cambio de temperatura específica para un caudal conocido; el segundo método es conocido como el “método de la efectividad-NTU”, este se utiliza cuando se desea predecir las temperaturas de salida de los fluidos.

### 3.3.5. Diferencia media logarítmica de temperatura (LMTD)

#### Flujo paralelo

Para este tipo de análisis se considera un intercambiador de calor de doble tubo y flujo paralelo (figura 3.11a), en el cual conforme los fluidos se desplazan, parte de la energía del fluido a mayor temperatura se traslada al fluido de menor temperatura, así el fluido caliente se enfría y el fluido frío se calienta, es importante hacer notar que en un principio las temperaturas de ambos fluidos se encuentran lo más separadas entre sí, pero conforme se desplazan esta separación disminuye de forma exponencial. La transferencia de calor entre los dos fluidos está dada por la ecuación:

$$\dot{Q}_{int} = U A_s \Delta T_{ml} \quad (3.35)$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \quad (3.36)$$

$$\Delta T_1 = T_{h,ent} - T_{c,ent} \quad (3.37)$$

$$\Delta T_2 = T_{h,sal} - T_{c,sal} \quad (3.38)$$

En donde:

- $\Delta T_1$ : diferencia de temperatura en la entrada del intercambiador [°C].
- $\Delta T_2$ : diferencia de temperatura en la salida del intercambiador [°C].
- $T_{h,ent}$ : temperatura de entrada del fluido a mayor temperatura del intercambiador [°C].
- $T_{c,ent}$ : temperatura de entrada del fluido a menor temperatura del intercambiador [°C].
- $T_{h,sal}$ : temperatura de salida del fluido a mayor temperatura del intercambiador [°C].
- $T_{c,sal}$ : temperatura de salida del fluido a menor temperatura del intercambiador [°C].

La expresión  $\Delta T_{ml}$  se conoce como la “diferencia media logarítmica de temperatura”; esta expresión demuestra el decaimiento real de la temperatura de manera exponencial en un intercambiador de calor, por lo que es el valor apropiado para una diferencia de temperaturas promedio en un análisis de intercambiadores de calor; es importante mencionar que para intercambiadores de calor de pasos múltiples o de flujo cruzado  $\Delta T_{ml}$  debe corregirse.

#### Contra flujo

Para el análisis de los fluidos en contraflujo (figura 3.11b) se utilizan las ecuaciones 3.32 y 3.33, pero los valores de  $\Delta T_1$  y  $\Delta T_2$  se modifican:

$$\Delta T_1 = T_{h,ent} - T_{c,sal} \quad (3.39)$$

$$\Delta T_2 = T_{h,sal} - T_{c,ent} \quad (3.40)$$

Esta variación se debe a la disposición de entrada de los fluidos debido a que los fluidos caliente y frío entran al intercambiador por extremos opuestos; debido a esta variación el fluido frío se puede calentar hasta alcanzar la temperatura de entrada del fluido caliente, pero nunca puede superar este valor.

Cando se compara la transferencia de calor para flujos paralelos y en contra flujo para una misma diferencia de temperatura, diferencia media logarítmica de temperatura ( $\Delta T_{ml}$ ) es mayor en contra flujo que en flujo paralelo, por lo que sera necesario una menor área de contacto para una transferencia de calor dada, así los intercambiadores de calor en contraflujo son mas eficientes y compactos que los de flujo paralelo.

#### 3.3.6. Método de la efectividad-NTU

El método de la efectividad-NTU se utiliza para determinar la razón de la transferencia de calor ( $\dot{Q}_{int}$ ) y las temperaturas de salida de los fluidos cuando se conoce el flujo másico de los fluidos y temperaturas de entrada de estos, además del tipo y tamaño del intercambiador. Para utilizar este método, primero es necesario definir un parámetro adimensional llamado “efectividad de la transferencia de calor”:

$$\varepsilon = \frac{\dot{Q}_{int}}{(\dot{Q}_{int})_{max}} \quad (3.41)$$

En donde:

- $\dot{Q}_{int}$ : transferencia de calor en el intercambiador de calor [W].
- $\left(\dot{Q}_{int}\right)_{max}$  : máxima transferencia de calor [W].

En donde la transferencia de calor real esta dada por la ecuación:

$$\dot{Q}_{int} = \dot{m}_c c_{pc} (T_{c,sal} - T_{c,ent}) = \dot{m}_h c_{ph} (T_{h,ent} - T_{h,sal}) \quad (3.42)$$

En donde:

- $\dot{m}_c$ : flujo másico del fluido a menor temperatura [kg/s].
- $c_{pc}$ : calor específico del fluido a menor temperatura [J/kg· °C].
- $\dot{m}_h$ : flujo másico del fluido a mayor temperatura [kg/s].
- $c_{ph}$ : calor específico del fluido a mayor temperatura [J/kg· °C].

Para el caso de la máxima transferencia de calor se utiliza la ecuación:

$$\left(\dot{Q}_{int}\right)_{max} = C_{min} (T_{h,ent} - T_{c,ent}) \quad (3.43)$$

#### 3.3.7. Intercambiador de calor helicoidal

Los intercambiadores de calor tipo helicoidal son unos de los más utilizados debido a su simplicidad a la hora de construirlos, su alto coeficiente de transferencia de calor y a su tamaño compacto. Gracias a su diseño, las tuberías presentan espacio entre ellas por lo que no sufren deformación debido a la expansión térmica; además, presentan gran resistencia a las vibraciones causadas por las corrientes del fluido [36]. Debido a su curvatura los intercambiadores de calor tipo helicoidal presentan una fuerza centrífuga la cual no se da en los intercambiadores de calor de tubo recto, lo que genera un “flujo secundario” normal a la dirección principal del flujo, el cual su intensidad es función tanto del diámetro del tubo como el diámetro de la hélice; debido a este nuevo flujo se aumenta tanto la fricción y la mezcla del fluido como la tasa de transferencia de calor [36],[37],[38].

Para el desarrollo de intercambiadores de calor helicoidales se ha realizado mucha investigación sobre los coeficientes de transferencia de calor en el lado interno de los tubos, pero se tiene poca información sobre los coeficientes de transferencia de calor en la zona exterior de los tubos. En la mayoría de las investigaciones sobre los coeficientes de transferencia de calor se establecen condiciones límites, como lo son temperatura pared constante o flujo de calor constante. Un atractivo que poseen los intercambiadores de calor helicoidales es que tienen un tamaño compacto y un mayor coeficiente de transferencia de calor. La geometría helicoidal permite un manejo efectivo a temperaturas más altas y diferenciales de temperatura extrema sin ningún esfuerzo altamente inducido o expansión de las juntas. Este tipo de intercambiador de calor consta de una serie de tubos en espiral helicoidales apilados y los extremos de los tubos están conectados por colectores, que también actúan como ubicaciones de entrada y salida de fluido [37].

### 3.3. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

En la figura 3.12 aparece la geometría básica de un intercambiador de calor helicoidal, en ella se puede apreciar tres parámetros básicos, el primero es el radio de la tubería ( $r$ ), el segundo es el radio de la hélice ( $Rc$ ), finalmente la distancia entre dos vueltas ( $Zh$ ) [37].

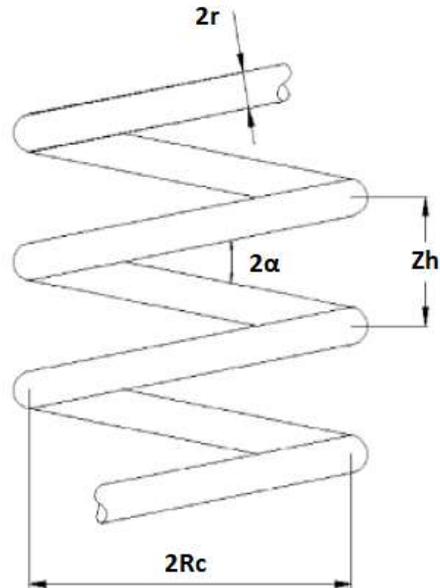


Figura 3.12: Geometría básica de un intercambiador helicoidal [37].

El flujo secundario presente en los intercambiadores de calor helicoidal se produce debido a que en la capa límite, las partículas cercanas a la pared del tubo se desplazan a menor velocidad con respecto a las partículas en el centro del tubo (Figura 3.13a), por lo que presentan una fuerza centrífuga menor, debido a esto las partículas en el centro son empujadas hacia “afuera”, lo que forma un vórtice (Figura 3.13b) [36],[37].

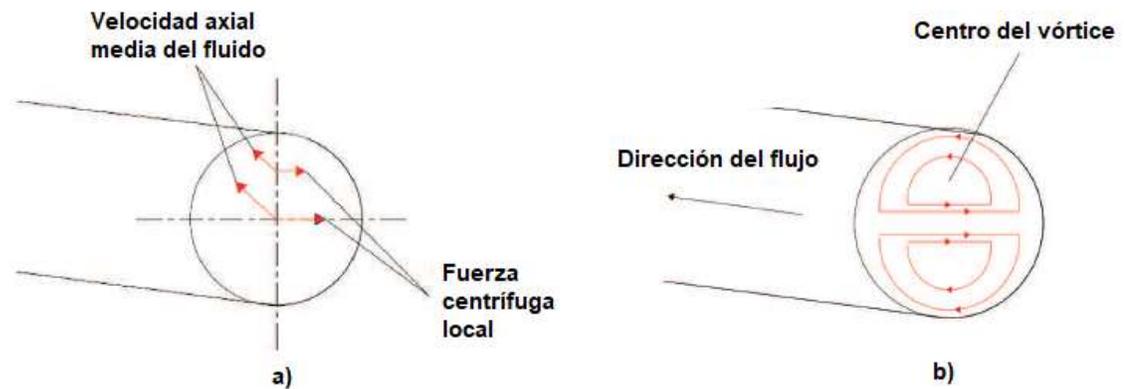


Figura 3.13: a) Comportamiento de las velocidades dentro de la tubería b) Flujo secundario [36].

### 3.3. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

---

Para un número de Reynolds en el rango de  $50 < Re_{sh} < 10.000$ , el número de Nusselt en el lado de la carcasa está dado por la ecuación [36]:

$$Nu_{sh} = 0,6Re_{sh}^{0,5}Pr^{0,31} \quad (3.44)$$

Para el caso en que  $10.000 < Re_{sh}$ , se tiene que el número de Nusselt es [36]:

$$Nu_{sh} = 0,36Re_{sh}^{0,55} \left( \frac{\mu_p}{\mu_f} \right)^{0,31} \quad (3.45)$$

En donde:

- $Nu_{sh}$ : número de Nusselt [adimensional].
- $Re_{sh}$ : número de Reynolds [adimensional].
- $Pr$ : es el número de Prandtl [adimensional].
- $\mu_p$ : viscosidad dinámica de la pared [Pa·s].
- $\mu_f$ : viscosidad dinámica del fluido [Pa·s].

El número de Nusselt representa el aumento de la transferencia de calor a través de una capa de fluido debido a la convección en relación a la conducción; así un número de Nusselt alto indica que la transferencia de calor por convección es más eficaz que la conducción; para el caso límite en que el número de Nusselt es igual a la unidad, la transferencia de calor se considera como conducción pura [35]. El número de Prandtl ( $Pr$ ) describe el espesor relativo entre las capas límite de velocidad y térmica, el cual está dado por la ecuación:

$$Pr = \frac{\nu_f}{\alpha} = \frac{\mu_f c_p}{k_f} \quad (3.46)$$

En donde:

- $\nu_f$ : viscosidad cinemática del fluido [ $m^2/s$ ].
- $\alpha$ : difusividad térmica del fluido [ $m^2/s$ ].
- $\mu_f$ : viscosidad dinámica del fluido [ $kg/m \cdot s$ ].
- $c_p$ : calor específico a presión constante del fluido [ $J/kg \cdot ^\circ C$ ].
- $k_f$ : conductividad térmica del fluido [ $W/m \cdot K$ ].

El número de Prandtl comprende valores entre 0,01 a 100.000; para valores pequeños como es en el caso de los metales líquidos el calor se difunde con mucha rapidez, para valores altos como son los aceites el calor se difunde con mucha lentitud en relación al movimiento del fluido, para el caso de los gases el número de Prandtl anda alrededor de 1, lo que indica que tanto el calor como la cantidad de movimiento se disipan casi a la misma velocidad.

Para calcular el número de Reynolds en el lado de la carcasa se utiliza la ecuación [36]:

$$Re_{sh} = \frac{G_{sh} D_e}{\mu_f} \quad (3.47)$$

En donde:

- $G_{sh}$ : caudal másico [kg/m<sup>2</sup>s]
- $D_e$ : diámetro equivalente [m].

El diámetro equivalente de la carcasa del intercambiador ( $D_e$ ) esta dado por la ecuación:

$$D_e = \frac{4V_{sh}}{\pi D_0 H_{cc}} \quad (3.48)$$

$$V_{sh} = \frac{\pi}{4} C_{cc}^2 p_{hel} N_{hel} - \frac{\pi}{4} D_{0h}^2 L_{hel} \quad (3.49)$$

En donde:

- $V_{sh}$ : volumen disponible para el flujo de fluido en el anillo [m<sup>3</sup>].
- $D_{0h}$ : diámetro exterior de la hélice [m].
- $H_{cc}$ : altura de la carcasa [m].
- $C_{cc}$ : diámetro de la carcasa [m].
- $p_{hel}$ : distancia entre cada paso de la hélice [m].
- $N_{hel}$ : número de vueltas de la hélice.
- $L_{hel}$ : longitud de la hélice [m].

Para el cálculo de la transferencia de calor dentro de la hélice se utiliza la correlación de Dittus-Boelter para determinar el coeficiente de transferencia de calor adimensional [36]:

$$\alpha_{DB} = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad (3.50)$$

El cual se utiliza en la corrección para un intercambiador helicoidal:

$$\alpha_{io} = \alpha_{DB} \left( \left( 1 + 3,6 \left( 1 - \frac{\delta_{hel}}{0,5d_0} \right) \right) \left( \frac{\delta_{hel}}{0,5d_0} \right)^{0,8} \right) \quad (3.51)$$

En donde:

- $\delta_{hel}$ : espesor de la pared de los tubos de la hélice [m].
- $\alpha_{DB}$ : coeficiente de transferencia de calor [w/m<sup>2</sup>K].
- $d_0$ : diámetro interno de la tubería de la hélice [m].

El número de Reynolds dentro de los tubos esta dado por la ecuación:

$$Re = \frac{w_{c-s} d_0}{\nu_f} \quad (3.52)$$

En donde:

- $w_{c-s}$ : velocidad del fluido en la tubería [m/s].

- $\nu_f$ : viscosidad cinemática del fluido [ $\text{m}^2/\text{s}$ ].

Así el coeficiente de transferencia de calor esta dado por la ecuación

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{\alpha_{sh}} + \frac{\ln(D_o/D_i)}{2\pi kL} + \frac{1}{\alpha_{io}} \quad (3.53)$$

La caída de presión tanto en el lado de la carcasa ( $P_{sh}$ ), como en el lado de la tubería ( $P_{c-s}$ ) están dadas por la ecuación:

$$\Delta P_{sh} = C_D \frac{H}{De} \frac{w_{s-a}^2 \rho_f}{2} + \sum \zeta \frac{w_{s-a}^2 \rho_f}{2} \quad (3.54)$$

$$\Delta P_{c-s} = f_T \frac{L}{d_0} \frac{w_{a-c}^2 \rho_f}{2} + \sum \zeta \frac{w_{a-c}^2 \rho_f}{2} \quad (3.55)$$

En donde:

- $\rho_f$ : densidad del fluido correspondiente [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ].
- $\zeta$ : factor de fricción para los componentes.

El factor de fricción ( $f_T$ ), en el interior de la tubería esta dada por la ecuación:

$$f_T = \left( \frac{0,3164}{Re^{0,25}} + 0,03 \left( \frac{d_0}{E} \right)^{0,5} \right) \left( \frac{\mu_w}{\mu_p} \right)^{0,27} \quad (3.56)$$

En donde:

- $\mu_w$ : viscosidad dinámica a la temperatura de la pared [ $Pa \cdot s$ ].

El factor  $E$  depende de las condiciones geométricas del intercambiador, y esta dado por la ecuación:

$$E = D_H \left( 1 + \left( \frac{\rho}{\pi D_H} \right)^2 \right) \quad (3.57)$$

En donde:

- $D_H$ : diámetro promedio de la hélice [m].

Para calcular el coeficiente de arrastre en la superficie de la hélice ( $C_D$ ) se utiliza la correlación de Brauer:

$$C_D = \frac{0,3164}{Re^{0,25}} \left( 1 + 0,095 \left( \frac{D_0}{D_H} \right)^{0,5} Re_{sh}^{0,25} \right) \quad (3.58)$$

Según [36], existen varias maneras de aumentar la transferencia de calor entre los fluidos, para ello es necesario aumentar el radio de la hélice, el paso de la hélice o aumentar el flujo másico de los fluidos.

### 3.4. Diseño del burbujeador

Un reactor de columna de burbujas o burbujeador consiste en una columna de burbujas en fase gaseosa las cuales se encuentran dispersas en una fase líquida; al ser dos fluidos en diferente fase, estos se encuentran separados por una interfaz en la cual ocurre un fenómeno de transporte interfacial [39],[40]; estos son utilizados como reactores de multifase en industrias química, petroquímica, bioquímica y metalúrgica; los cuales utilizan procesos químicos como oxidación, cloración, fabricación de combustibles sintéticos por procesos de conversión de gases, procesos bioquímicos como fermentación y tratamiento biológico de aguas residuales [40].

Los reactores de columna de burbujas presentan varias ventajas tanto en diseño como en operación con respecto a otros tipos de reactores; poseen un buen desempeño tanto en la transferencia tanto de calor como de masa, además debido a la falta de piezas móviles su mantenimiento y costo de operación es bajo [40],[41]. A la hora de analizar el rendimiento de un burbujeador muchos estudios experimentales se han dirigido a la cuantificación de los efectos de las condiciones de operación, las propiedades físicas y las dimensiones de la columna; aunque existe una gran cantidad de estudios, las columnas de burbujas aún no se comprenden bien debido al hecho de que la mayoría de estos estudios se orientan en una sola fase, ya sea solo la líquida o la gaseosa, en vez de estudiar la interacción entre las fases, las cuales están íntimamente ligadas [40].

De entre todos los diferentes tipos de burbujeadores una de las configuraciones más simples consiste en un cilindro vertical, el cual cuenta con un distribuidor de gas en la parte inferior; el gas es burbujeado directamente en el contenedor el cual contiene la fase líquida. Existen dos modelos de operación de los burbujeadores, el primero se conoce como funcionamiento continuo, en él, el gas y el líquido fluyen simultáneamente hacia arriba de la columna, aquí el líquido sale de la columna y se recicla en un tanque de alimentación, para este tipo de configuración es importante que la velocidad superficial del líquido sea más baja que la velocidad superficial del gas; el segundo modelo se conoce como funcionamiento semi-continuo, en este el líquido es estacionario, por lo que el caudal de líquido es cero, y el gas se burbujea hacia arriba en la columna [39],[40].

Aunque el diseño y construcción de un burbujeador es relativamente simple, es importante tener en cuenta ciertos parámetros para asegurar su buen funcionamiento; uno de los más importantes es la relación entre la altura de la columna del fluido ( $h_{flu}$ ) y el diámetro del distribuidor de gas ( $D_{gas}$ ); según [40],[42] esta relación se debe utilizar en el rango  $2 \leq h_{flu}/D_{gas} \leq 5$ ; además se desea que el diámetro del distribuidor de gas sea grande puesto que aumenta el caudal del gas que entra al burbujeador. A la hora de seleccionar la altura del reactor es preferible grandes alturas dado que ayuda a que el gas este mayor tiempo en contacto con el fluido, sin embargo, si la altura del reactor o el diámetro del distribuidor de gas son muy grande se pueden presentar problemas con respecto a la facilidad de operación del equipo.

Cuando se habla del régimen del flujo en un burbujeador se pueden observar tres tipos; el primero se conoce como régimen de flujo homogéneo (flujo burbujeante), este flujo se caracteriza por tener una baja velocidad superficial del gas, de alrededor de 0,05 m/s, además el tamaño de las burbujas es pequeño y uniforme, las cuales pueden tener un diámetro de

entre 1 a 7 mm, también en este tipo de flujo la distribución de las burbujas es uniforme y la mezcla es relativamente suave, por lo que no se presentan coalescencia o ruptura de burbujas. El segundo tipo de flujo es el régimen heterogéneo (flujo turbulento), se caracteriza por tener velocidades superficiales del gas superiores a 0,05 m/s, debido a esto se presentan movimiento turbulentos de las burbujas, lo que genera flujos inestables, y hace que las burbujas de menor tamaño se fusionen generando burbujas grande, las cuales cuentan con un diámetro de entre 20 a 70 mm, las cuales cuentan con tiempos de residencia cortos, además, debido a la coalescencia y ruptura de las burbujas pueden cambiar su tamaño. Finalmente, el último régimen conocido como flujo slug, sólo se ha observado en burbujeadores con un pequeño diámetro y caudales de gas elevados, se caracteriza por tener burbujas de gran tamaño las cuales pueden alcanzar un diámetro de hasta 15 cm, las cuales se estabilizan en la paredes de la columna [40],[43].

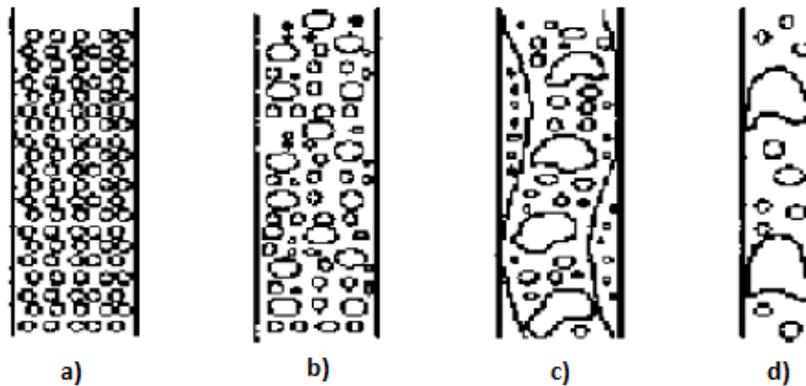


Figura 3.14: a) burbujeo perfecto (homogéneo), b) burbujeo imperfecto, c) burbujeo turbulento (heterogéneo), d) régimen slug, adaptado de [40].

A la hora de diseñar un burbujeador un parámetro muy importante a considerar es la retención del gas, el cual se define como la fracción volumétrica de la fase gaseosa ocupada por las burbujas; además, es posible caracterizar las retenciones de las fases líquidas y sólidas como las fracciones volumétricas de cada fases. De entre los factores que afectan la retención del gas las propiedades del líquido es una de ellas, para el caso de líquido viscosos las burbujas tienden a tener tamaños mayores por lo que su velocidad de ascensión aumenta y la retención del gas disminuye, además, en el caso de que en el líquido se encuentran impurezas, estas aumentan la retención del gas, también para el caso de líquidos orgánicos, estudios han demostrado que la retención del gas es mayor que en el caso de líquidos puros con las misma propiedades; estudios también demostraron que la retención del gas aumenta para el caso de gases con mayor densidad. Otro factor que varia la retención del gas es la presión de operación, se observó que la retención del gas aumenta al aumentar la presión del operación. Para el caso del diámetro de la columna de burbujas, la retención del gas no es significativa para diámetros mayores a 10-15 centímetros, además, la retención del gas tiende a aumentar con diámetros más pequeños; de igual manera para el caso de la altura de la columna la retención de gas es insignificante para alturas superiores a 1-3 metros; finalmente para el caso de la relación altura de columna y diámetro, la retención del gas no presenta ningún efecto para

### 3.4. DISEÑO DEL BURBUJEADOR

valores superiores a 5 [40].

Otro factor que afecta la retención del gas es el tipo de burbujeador, dado que este puede afectar las características de las burbujas; existen diferentes diseños para el distribuido de gas, entre los mas utilizados están el tipo anillo, placa perforada, placa porosa, membranas y distribuidor de brazo. Diferentes estudios han demostrado que para burbujas pequeñas los valores de retención de gas aumentan, debido a esto es preferible utilizar distribuidores de gas con orificio pequeños, se recomienda utilizar valores entre 1 y 2 mm, debido a que para diámetros mayores la retención del gas es insignificante [39],[40].

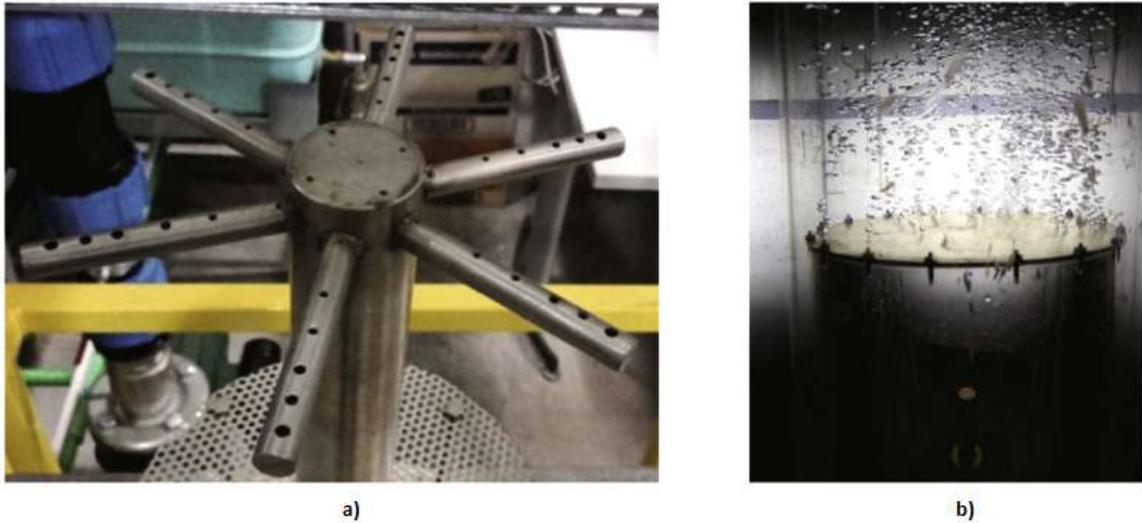


Figura 3.15: a) burbujeador de araña, b) burbujeador de placa perforada, adaptado de [39].

Otro parámetro importante que rige el diseño de un burbujeador es el coeficiente de transferencia de masa ( $k_1 a_1$ ), el cual controla la tasa de transferencia de masa total por unidad de volumen de la dispersión en una columna de burbujas. El coeficiente de transferencia de masa se compone de dos parámetros en donde “ $k_1$ ” es coeficiente de transferencia de masa en el líquido, este valor se determina a partir del conocimiento de las tasas de renovación de la superficie o del tiempo de contacto, debido a esto este valor es difícil de medir o determinar; según [44]  $k_1$  se puede determinar utilizando la ecuación:

$$k_1 = 2\sqrt{\frac{D_L}{\pi t_l}} \quad (3.59)$$

En donde:

- $D_L$ : difusividad del gas en el líquido [ $m^2/s$ ].
- $t_l$ : tiempo de contacto [ $s$ ].

A su vez el tiempo de contacto ( $t_l$ ), se puede calcular utilizando la ecuación:

$$t_l = \frac{d_B}{v_B} \quad (3.60)$$

En donde:

- $d_B$ : diámetro promedio de las burbujas [m].
- $v_B$ : velocidad promedio de las burbujas [m/s].

Debido a esta condición, para el caso de líquidos con baja viscosidad, el valor de  $k_1$  disminuye a medida que el tamaño de burbuja aumenta [44]. El segundo parámetro “ $a_1$ ” se refiere al área interfacial, el cual se puede determinar mediante simple observación, al medir el diámetro de las burbujas [44]. La variación en los  $k_1 a_1$  se debe principalmente a variaciones en el área interfacial, además se asume que la resistencia del lado del gas es despreciable. Existen varios factores que afectan el coeficiente de transferencia; diferentes estudios han comprobado que al aumentar la velocidad del gas, el coeficiente también aumenta. Las propiedades del líquido también varían el coeficiente de transferencia de masa, para líquidos viscosos  $k_1 a_1$  se presenta una reducción, además varios estudios han comprobado que al comparar líquidos puros con respecto a mezclas los cuales cuenten con propiedades similares, el valor de  $k_1 a_1$  no presentan variaciones significantes; de igual forma para el caso de líquidos orgánicos el valor de  $k_1 a_1$  aumenta al aumentar la densidad del gas que se está burbujeando. La presencia de sólidos es otro factor que afecta  $k_1 a_1$ , debido que estos disminuyen su valor. Para el caso del tamaño de la burbuja, el valor de  $k_1 a_1$  disminuye al aumentar el tamaño de la burbuja dado que en estas se concentran muchos sólidos lo que afecta la transferencia de masa, por lo que para aumentar el valor de  $k_1 a_1$  se debe utilizar burbujas con un diámetro pequeño [40]. Otro factor que afecta el coeficiente de transferencia de masa es la relación altura de columna y diámetro, para este caso  $k_1 a_1$  aumenta cuando la relación altura-diámetro disminuye [42].

#### 3.4.1. Caída de presión del burbujeador

El diseño del distribuidor de gas puede contribuir a la caída de presión lo que se refleja en un mayor consumo de energía del ventilador. La caída de presión a través del distribuidor de gas varía con respecto a la presencia o ausencia de líquido, esto se debe a que el flujo de gas a través de los orificios varía con respecto al líquido [45].

La caída de presión total en un burbujeador ( $\Delta P_T$ ) es la suma de tres componentes, la caída de presión debido a la fricción ( $\Delta P_f$ ), la carga hidrostática de dispersión ( $\Delta P_h$ ) y la caída de presión por la aceleración ( $\Delta P_R$ ) [46]:

$$\Delta P_T = \Delta P_f + \Delta P_h + \Delta P_a \quad (3.61)$$

La caída de presión por la carga hidrostática de dispersión ( $\Delta P_L$ ) esta dada por la ecuación:

$$\Delta P_h = h_m \rho_{sl} (1 - \xi_G) g \quad (3.62)$$

En donde:

- $h_m$ : altura de la mezcla (sólido-líquido-gas) [m].
- $\rho_{sl}$ : Densidad de la mezcla (sólido-líquido-gas) [kg/m<sup>3</sup>].
- $\xi_G$ : retención total del gas.

- $g$ : aceleración gravitacional [m/s<sup>2</sup>].

La caída de presión debido a la aceleración ( $\Delta P_a$ ) esta dada por la ecuación:

$$\Delta P_a = u_{sl}^2 \rho_{sl} \left( \frac{d_{cl}^2}{d_j^2} - \frac{1}{1 - \xi_G} \right) \quad (3.63)$$

En donde:

- $u_{sl}$ : velocidad superficial de la mezcla en la columna [m/s].
- $d_{cl}$ : diámetro de la columna [m].
- $d_j$ : diámetro de la tubería de salida [m].

La retención total del gas ( $\xi_G$ ) esta dada por la ecuación:

$$\xi_G = \frac{(h_m - h_l)}{h_m} \quad (3.64)$$

En donde:

- $h_l$ : altura de la sección de líquido limpio [m].

Para el caso de la caída de presión debido a la fricción ( $\Delta P_f$ ), según [46] disminuye al aumentar el número de Reynolds del gas, lo que se traduce como un aumento en el caudal del gas, esto a su vez genera burbujas de mayor tamaño lo cual reduce la fricción dentro de la columna; otro factor que afecta la caída de presión por fricción es el tamaño de las partículas, debido a que las partículas finas tiene una mayor movilidad lo que generan una mayor caída de presión que las de mayor tamaño. La caída de presión por fricción también se ve afectada por el aumento de la concentración de contaminantes en el líquido, dado que a medida que este parámetro aumenta, las fluctuaciones y la velocidad de las partículas se reduce, debido a esto la viscosidad aparente del líquido aumenta, lo que disminuye la retención del gas, al hacer esto se disminuye la caída de presión por fricción pero se genera un aumento en la caída de presión por la carga hidrostática.

Según [40], la presión estática en un burbujeador esta dada por la ecuación:

$$\Delta P_s = (\rho_{gs}\epsilon_g + \rho_l\epsilon_l + \rho_s\epsilon_s) g\Delta H \quad (3.65)$$

En donde:

- $\rho_{gs}$ : densidad del gas [kg/m<sup>3</sup>].
- $\epsilon_g$ : porcentaje volumétrico del gas [%].
- $\rho_l$ : densidad del líquido [kg/m<sup>3</sup>].
- $\epsilon_l$ : porcentaje volumétrico del líquido [%].
- $\rho_s$ : densidad del sólido [kg/m<sup>3</sup>].
- $\epsilon_s$ : porcentaje volumétrico del sólido [%].
- $g$ : aceleración gravitacional [m/s<sup>2</sup>].
- $\Delta H$ : diferencia de altura [m].

### 3.5. Diseño de los filtros de barrera

#### 3.5.1. Caída de presión en los filtros de barrera

La caída de presión en un filtro de barrera esta dada por la ecuación de Carman-Kozeny, la cual es la ecuación utilizada para calcular la caída de presión de un flujo laminar a través de un lecho compacto de sólidos [47]:

$$\frac{\Delta P_b}{L_{lec}} = \frac{K_{lec} V_o \mu_f (1 - \epsilon)^2}{\Phi_s^2 D_p^2 \epsilon^3} \quad (3.66)$$

En donde:

- $L_{lec}$ : altura total del lecho [mm].
- $K_{lec}$ : constante empírica.
- $V_o$ : velocidad del gas del lecho vacío [m/s].
- $\mu_f$ : viscosidad del fluido [Pa·s].
- $\Phi_s$ : esfericidad de las partículas del lecho [entre 0 y 1].
- $D_p$ : diámetro esférico equivalente de las partículas [mm].
- $\epsilon$ : porosidad del lecho [adimensional].

Segun [47] el valor experimental de “ $K$ ” a través de lechos empaquetados esta entre 150 y 180.

La esfericidad de las partículas del lecho ( $\Phi_s$ ) esta dada por la ecuación [47]:

$$\Phi_s = \frac{6/D_p}{s_p/v_p} \quad (3.67)$$

En donde:

- $s_p$ : área superficial de la partícula [mm<sup>2</sup>].
- $v_p$ : volumen de la partícula [mm<sup>3</sup>].

La porosidad del lecho ( $\epsilon$ ) esta dada por la ecuación [48][49]:

$$\epsilon = 1 - \frac{\rho_b}{\rho_s} \quad (3.68)$$

En donde:

- $\rho_b$ : densidad aparente del lecho [kg/m<sup>3</sup>].
- $\rho_s$ : densidad real del material del lecho [kg/m<sup>3</sup>].

La ecuación de Carman-Kozeny indica que el flujo a través del lecho es proporcional a la caída de presión e inversamente proporcional a la viscosidad del fluido; esta relación se conoce como la ley de Darcy [47].

### 3.6. Diseño de las tuberías

#### 3.6.1. Caída de presión en las tuberías

La caída de presión en un sistema de tuberías esta representada por la ecuación de la energía [50]:

$$Z_1 + \frac{P_1}{\rho_1 g_n} + \frac{v_1^2}{2g_n} = Z_2 + \frac{P_2}{\rho_2 g_n} + \frac{v_2^2}{2g_n} + h_f + h_{acc} \quad (3.69)$$

En donde:

- $Z_1$ : altura en la entrada de la tubería [m].
- $P_1$ : presión del fluido en la entrada de la tubería [Pa].
- $\rho_1$ : densidad del fluido en la entrada de la tubería [kg/m<sup>3</sup>].
- $g_n$ : gravedad local [m/s<sup>2</sup>].
- $v_1$ : velocidad del fluido en la entrada de la tubería [m/s].
- $Z_2$ : altura en la salida de la tubería [m].
- $P_2$ : presión en la salida de la tubería [Pa].
- $\rho_2$ : densidad del fluido en la salida de la tubería [kg/m<sup>3</sup>].
- $v_2$ : velocidad del fluido en la salida de la tubería [m/s].
- $h_f$ : pérdidas debido a la fricción [m].
- $h_{acc}$ : pérdidas debido a los accesorios [m].

La caída de presión en una tubería cerrada debido a la fricción ( $h_L$ ) esta por la ecuación de Darcy-Weisbach [50],[51],[52],[53]:

$$h_f = f_T \frac{L_T v^2}{D_t 2g_n} \quad (3.70)$$

En donde:

- $f_T$ : factor de fricción de la tubería.
- $L_T$ : longitud de la tubería [m].
- $v$ : velocidad del fluido [m/s].
- $D_t$ : diámetro de la tubería [m].
- $g_n$ : gravedad local [m/s<sup>2</sup>].

El factor de fricción ( $f$ ), es un valor adimensional el cual depende tanto del número de Reynolds ( $Re$ ) como de la rugosidad absoluta ( $\varepsilon$ ) de la pared interior de la tubería [54]. El número de Reynolds, el cual es la relación de las fuerzas dinámicas de la masa del fluido respecto a los esfuerzos de deformación debido a la viscosidad de este esta dada por la ecuación [50],[52],[53]:

$$Re = \frac{\rho_g D_{ti} v}{\mu_f} \quad (3.71)$$

En donde:

- $\rho_g$ : densidad del fluido [kg/m<sup>3</sup>].
- $D_{ti}$ : diámetro interno de la tubería [m].
- $v$ : velocidad del fluido [m/s].
- $\mu_f$ : viscosidad dinámica del fluido [Pa·s].

Para los casos en que el flujo sea laminar ( $Re < 2100$ ), el factor de fricción ( $f_T$ ) depende solo del número de Reynolds y es independiente de la rugosidad de la tubería; esta dado por la ecuación de Hagen-Poiseuille [51],[52],[53],[55]:

$$f_T = \frac{64}{Re} \quad (3.72)$$

En donde:

- $Re$ : número de Reynolds

Para el caso en que el fluido se encuentre tanto en régimen transitorio ( $2300 < Re < 4000$ ) como en régimen turbulento ( $4000 < Re$ ) la ecuación de Colebrook es la mejor aproximación para determinar el factor de fricción; esta ecuación relaciona el número de Reynolds y la rugosidad relativa de la tubería ( $\varepsilon/D_t$ ) el cual es un indicador de las imperfecciones de la tubería, además se puede utilizar tanto para tuberías lisas como rugosas [51],[52],[53],[54],[55].

$$\frac{1}{\sqrt{f_T}} = -2 \log \left( \frac{\varepsilon/D_t}{3,7} + \frac{2,51}{Re\sqrt{f}} \right) \quad (3.73)$$

En donde:

- $Re$ : número de Reynolds [adimensional].
- $\varepsilon$ : Rugosidad de la tubería [mm].
- $D_t$ : diámetro de la tubería [mm].

La ecuación de Darcy-Weisbach relaciona tanto las características del fluido como el material de la tubería, y puede ser utilizada para cualquier diámetro [54].

Esta ecuación se utiliza para tuberías con diámetro constante y densidades razonablemente constantes; además, para el caso de fluidos incompresibles existen ciertas condiciones para poder utilizar la ecuación de Darcy [50]:

- Si la pérdida de presión ( $P_1 - P_2$ ) es menor al 10 % de la presión de entrada, la exactitud es razonable tanto si se utiliza las condiciones de entrada como las de salida.
- Si la pérdida de presión ( $P_1 - P_2$ ) es mayor al 10 % y menor al 40 % de la presión de entrada se debe de utilizar un promedio de las condiciones de entrada y de salida.
- Si la pérdida de presión ( $P_1 - P_2$ ) es mayor al 40 % no es posible utilizar la ecuación de Darcy.

La caída de presión debido a los accesorios ( $h_{acc}$ ) esta dada por la ecuación [50]:

$$h_{acc} = K \frac{v^2}{2g_n} \quad (3.74)$$

En donde:

- $K$ : coeficiente de resistencia por accesorios.
- $v$ : velocidad del fluido [m/s].
- $g$ : aceleración gravitacional [m/s<sup>2</sup>].

El coeficiente de resistencia por accesorios ( $K$ ) teóricamente representa una constante para todas las medidas de un diseño, válvulas o accesorios, y solo depende del diámetro y de la velocidad [50]. Para calcular el “K”, el valor más exacto esta dado por el método de las 2K Hooper, el cual esta representado por la ecuación:

$$K = \frac{K_1}{Re} + K_\infty \left( 1 + \frac{0,0254}{D} \right) \quad (3.75)$$

## Capítulo 4

# Procesamiento de datos experimentales para el diseño y construcción del sistema de filtros

### 4.1. Biomasa

La biomasa utilizada para este proyecto fue aserrín de eucalipto (*Eucalyptus* spp), el cual fue obtenido en el aserradero Tarimas Oreamuno, ubicado en La Lima, Cartago. Este fue transportado y almacenado en sacos al laboratorio de recursos forestales del Instituto de Investigaciones en Ingeniería (INII), de la Universidad de Costa Rica, sede Rodrigo Facio. Los porcentajes volumétricos de los elementos presentes en la biomasa se pueden apreciar en el cuadro 4.1.

Tabla 4.1: Porcentajes volumétricos de los macro elementos presentes en *Eucalyptus* spp.

Elemento	C	H	O	N	S
Porcentaje [%]	48,18	5,92	44,18	0,39	0,01

### 4.2. Preparación de la biomasa

Para el proceso de peletización fue necesario preparar la biomasa, para ello primero el aserrín se pasó por un proceso de tamizado para eliminar cualquier tipo de impurezas como pueden ser tornillos, tuercas o piedras, las cuales pueden dañar la máquina peletizadora; posteriormente fue necesario determinar el contenido de humedad del aserrín en vista de que la máquina utilizada para peletizar trabaja en un rango de humedad dependiendo de la biomasa.

#### 4.2.1. Contenido de humedad

Para realizar esta labor se empleó la norma ASTM E871-82 [56], la cual es utilizada para determinar el contenido de humedad en partículas de madera combustible, para ello primero el recipiente donde se colocó la muestra se introdujo en un horno a  $103 \pm 1$  °C por media hora para eliminar cualquier contenido de humedad que pueda afectar la muestra, posteriormente

el contenedor se dejó enfriar en un desecador hasta alcanzar la temperatura ambiental, seguidamente mediante una balanza digital se pesó el contenedor ( $W_c$ ); posteriormente se tomó una muestra de 50 gramos de aserrín de eucalipto el cual fue previamente mezclado para homogeneizar la humedad, debido a que en general, el contenido de humedad disminuye en las zonas cercanas a la superficie; mediante la balanza digital se pesó y registró el peso del contenedor más la muestra del aserrín ( $W_i$ ), a continuación se introdujo la muestra en el horno a  $103 \pm 1$  °C por 16 horas; una vez concluido el tiempo, se dejó enfriar hasta temperatura ambiente el contenedor y la muestra en el desecador, seguidamente se registró el dato del peso del contenedor y la muestra después del proceso de secado ( $W_f$ ). El contenido de humedad en la muestra se determinó mediante la ecuación:

$$\%_h = \frac{W_i - W_f}{W_i - W_c} \cdot 100 \quad (4.1)$$

En donde:

- $\%_h$ : contenido de humedad presente en la muestra [%].
- $W_i$ : masa inicial (biomasa + contenedor) [g].
- $W_f$ : masa final (biomasa + contenedor) [g].
- $W_c$ : masa del contenedor [g].

El resultado obtenido del contenido de humedad de la biomasa fue de un 28,0 %.

### 4.3. Peletización

Para el proceso de peletización se utilizó una maquina peletizadora de rodillos de matriz anular, modelo M20 marca General Dies; en esta el aserrín previamente tratado es introducido lentamente en una tolva hacia un tornillo sin fin el cual impulsa el aserrín hacia una matriz anular perforada en donde los pellets son formados al presionar el aserrín mediante un par de rodillos (figura 4.1)



Figura 4.1: Estructura interna de la peletizadora.

Finalmente los pellets se almacenaron en bolsas plásticas selladas en un cuarto donde la temperatura y humedad se mantienen constantes, 18,5 °C y 60 % respectivamente; esto se realizó con la finalidad de evitar que los pellets perdieran humedad a la hora de ser almacenados antes de su uso.

#### 4.3.1. Contenido de humedad

Para realizar esta tarea se utilizó la ecuación 4.1 con base en la norma ASTM E871-82 [56]. El resultado obtenido para el contenido de humedad del aserrín fue de un 15,7%; para el caso de los pellets; al compararla con el contenido de humedad de la biomasa (28,0%), se puede ver una reducción, la cual se debió a que parte del contenido de humedad en el aserrín se evaporó a la hora de realizar el proceso de pelletizado debido a que el equipo utilizado para esta labor trabaja a temperaturas de alrededor de 80 °C.

#### 4.3.2. Densidad aparente

Para determinar la densidad aparente de los pellets se utilizó la norma ASEA-124, la cual se utiliza para determinar las propiedades físicas de pellets y briquetas; para ello se utilizó un recipiente cilíndrico el cual cuenta con un diámetro de 9,0 cm y una altura de 7,5 cm. El contenedor se llenó asegurándose que excedente que no sobresaliera la altura máxima de este; seguidamente se determinó y registro la masa del contenedor ( $m_c$ ) mediante una balanza digital. La densidad aparente está dada por la ecuación:

$$\rho_a = \frac{m_c}{V_c} \quad (4.2)$$

En donde:

### 4.3. PELETIZACIÓN

---

- $\rho_a$ : densidad aparente de los pellets [kg/m<sup>3</sup>].
- $m_c$ : masa total de la muestra [kg].
- $V_c$ : volumen del cilindro [m<sup>3</sup>].

Los resultados obtenidos aparecen en el cuadro 4.2 para un contenido de humedad de los pellets de 15,7%. El valor promedio de la densidad aparente es  $\rho_a=409,3$  kg/m<sup>3</sup>.

Tabla 4.2: Valores de la densidad aparente de los pellets de Eucalipto.

Muestra 1 [kg/m <sup>3</sup> ]	Muestra 2 [kg/m <sup>3</sup> ]	Muestra 3 [kg/m <sup>3</sup> ]	Promedio [kg/m <sup>3</sup> ]
408,4	413,1	406,5	409,3

#### 4.3.3. Densidad real

La densidad verdadera es la relación entre la masa de un material y el volumen ocupado por la biomasa. Esta dado por [3]:

$$\rho_r = \frac{m_p}{V_p} \quad (4.3)$$

En donde:

- $\rho_r$ : densidad real de los pellets [kg/m<sup>3</sup>].
- $m_p$ : masa de los pellets [kg].
- $V_p$ : volumen de los pellets [m<sup>3</sup>].

Primero fue necesario determinar el volumen de cada pellet, para ello mediante un vernier digital se midió el diámetro de estos, debido a que todos los pellets tienen un diámetro similar, se les puede considerar como un cilindro; seguidamente mediante el uso de una lija fina se eliminaron las irregularidades en los extremos de los pellets para asegurarse una forma lo mas cercana a un cilindro [57]. Estas irregularidades se producen cuando los pellets se quiebran a la hora de almacenarse o transportarse. Los pellets con los extremos lijados se les nombró “pellet cilíndrico”, mientras que los pellets con irregularidades se le llamó “pellets real”; finalmente se midió la longitud de cada pellet con el vernier digital y se determinó el volumen mediante la ecuación:

$$V_p = \frac{\pi \cdot d_p^2}{4} l_p \quad (4.4)$$

En donde:

- $V_{pc}$ : volumen de los pellets cilíndricos [m<sup>3</sup>].
- $d_p$ : diámetro de los pellets [m].
- $l_p$ : longitud de cada pellet [m].

### 4.3. PELETIZACIÓN

---

Para determinar la masa de los pellets ( $m_p$ ) se utilizó una balanza digital, en la cual se colocó y registró el valor individual de cada pellet cilíndrico. Los resultados obtenidos se pueden apreciar en el cuadro 4.3, para un porcentaje de humedad de 15,7%. El valor medio de la densidad real es  $\rho_r=1010 \text{ kg/m}^3$ .

Tabla 4.3: Valores de la densidad real de los pellets de Eucalipto.

Muestra 1 [kg/m <sup>3</sup> ]	Muestra 2 [kg/m <sup>3</sup> ]	Muestra 3 [kg/m <sup>3</sup> ]	Promedio [kg/m <sup>3</sup> ]
1000	1030	1000	1010

#### 4.3.4. Porosidad

Para determinar la porosidad de los pellets se utilizó la relación entre la densidad aparente y la densidad real; la cual esta dada por la ecuación [57][58]:

$$\xi = \left(1 - \frac{\rho_a}{\rho_r}\right) \cdot 100 \quad (4.5)$$

En donde:

- $\xi$ : porosidad presente en los pellets.
- $\rho_a$ : densidad aparente [kg/m<sup>3</sup>].
- $\rho_r$ : densidad real [kg/m<sup>3</sup>].

Utilizando la ecuación 3.5, y los valores promedio de los cuadros 4.2 y 4.3, la porosidad de los pellets da como resultado un valor del 40,5%. Este valor indica que a la hora de almacenar los pellets existe mucho espacio libre entre estos, lo cual se puede apreciar fácilmente al comparar la densidad real con la densidad aparente. Este resultado es muy importante dado que la densidad aparente es el valor que se utiliza para determinar la masa máxima de pellets a utilizar en el reactor de gasificación en relación con el volumen disponible del reactor; en caso de que se usara la densidad real se sobrepasaría la capacidad volumétrica del reactor, debido a que no se estaría tomando en consideración el espacio libre entre los pellets.

#### 4.3.5. Friabilidad

La friabilidad es una propiedad la cual indica la resistencia mecánica al daño que los pellets pueden soportar cuando son transportados o almacenados. Para determinar la friabilidad se los pellets se basó en [59], el cual es el método utilizado en los Laboratorios de Termodinámica y Motores de la Universidad Politécnica de Madrid (ETSI de Montes), para ello se tomó una muestra aleatoria de 100 pellets, los cuales se arrojaron uno a la vez desde una altura de 1 metro contra una superficie cerámica para observar y registrar en cuantos fragmentos se divide cada pellet (2, 3 o más fragmentos). La friabilidad de los pellets se determinó basado en la cantidad de fragmentos en que se dividen los pellets mediante la ecuación:

$$FR = \frac{N_i}{N_f} \quad (4.6)$$

En donde:

- $FR$ : friabilidad de los pellets.
- $N_i$ : número de pellets al inicio de la prueba.
- $N_f$ : número de pellets al final de la prueba (enteros y fragmentos).

Utilizando la ecuación 4.6, la fiabilidad de los pellets fue de 0,94; lo cual indica que de 100 pellets solo 6 de ellos tienden a fragmentarse, por lo que los pellets presentan muy buena resistencia mecánica.

#### 4.4. Flujo másico del agente gasificante

Para determinar el flujo másico del agente gasificante, el cual se define como el agente oxidante el cual reacciona con la biomasa para general el proceso de gasificación [60], se utilizó el concepto de relación de equivalencia el cual se define como la relación entre el agente gasificante real y el agente gasificante estequiométrico. Para este caso en específico, el agente gasificante a utilizar fue aire. La relación de equivalencia se utiliza generalmente para situaciones deficientes de aire, como las que se encuentran en un gasificador y esta dada por la ecuación [3][60]:

$$ER = \frac{M_r}{M_e} \quad (4.7)$$

En donde:

- $ER$ : relación de equivalencia.
- $M_r$ : masa aire real [kg].
- $M_e$ : masa aire estequiométrico [kg].

Para que se de una adecuada gasificación, el valor de ER debe de ser menor a 1 ( $ER < 1$ ); para el caso de un gasificador de contraflujo (downdraft), [3] recomienda un valor de  $ER = 0,25$  debido a que con un valor menor ( $ER < 0,2$ ), parte de la biomasa no se gasificara y también el contenido de alquitrán producido puede aumentar, para el caso de un valor mayor ( $ER > 0,4$ ) se puede producir una combustión completa por lo que la temperatura del reactor aumenta al mismo tiempo que que la calidad del gas de síntesis disminuye.

Para determinar el flujo de aire (23,16 % oxígeno, 79,8 % nitrógeno, 0,04 % gases inertes) estequiométrico en una combustión completa de la biomasa se utilizó la ecuación [3]:

$$M_e = 0,1153(C_b) + 0,3434 \left( H_b - \frac{O_b}{8} \right) + 0,00434(S_b) \quad (4.8)$$

En donde:

- $M_e$ : masa de aire seco requerido para una combustión completa por unidad de combustible [ $\text{kg}_{\text{aire}}/\text{kg}_{\text{combustible}}$ ].
- $C_b$ : porcentaje de carbón presente en la biomasa [%].
- $H_b$ : porcentaje de hidrógeno presente en la biomasa [%].

- $O_b$ : porcentaje de oxígeno presente en la biomasa [%].
- $S_b$ : porcentaje de sulfuro presente en la biomasa [%].

Sustituyendo las variables en la ecuación 4.8 con la información de la tabla 4.1 y utilizando la relación de la ecuación 3.7 para un  $ER = 0,25$  se calculó tanto la masa de aire estequiométrico como la masa de aire real; los resultados aparecen en la tabla 4.4.

Tabla 4.4: Masa de aire estequiométrico y real por kilogramo de combustible.

$M_e$	5,69 $\text{kg}_{\text{aire}}/\text{kg}_{\text{combustible}}$
$M_r$	1,42 $\text{kg}_{\text{aire}}/\text{kg}_{\text{combustible}}$

Por corrida del reactor de gasificación se utilizó 13,5 kg de pellets, por lo que la masa de aire a utilizada fue 19,21 kg; además conociendo la temperatura y presión atmosférica promedio en San Pedro Montes de Oca, las cuales son 25 °C y 87.82 Pa respectivamente se determinó la densidad del aire ( $\rho_{\text{aire}}$ ) el cual es 1,0182  $\text{kg}/\text{m}^3$ , con el cual se calculó el volumen de aire de entrada al soplador:

$$V_{rt} = \frac{M_{rt}}{\rho_{\text{aire}}} = \frac{19,21 \text{ kg}}{1,0182 \text{ kg}/\text{m}^3} = 18,87 \text{ m}^3 \quad (4.9)$$

El flujo volumétrico se determinó al dividir el volumen del aire por el tiempo de corrida del reactor el cual es de 3 horas, así el flujo volumétrico (Q) es:

$$Q = \frac{18,87 \text{ m}^3}{3 \text{ hr}} = 6,29 \text{ m}^3/\text{hr} \quad (4.10)$$

## 4.5. Diseño de los filtros

Para cada modelo en tercera dimensión y planos de diseño de los diferentes filtros y tuberías se utilizó el programa SolidWorks. Para el diseño de todas las uniones y conectores de los diferentes filtros y tuberías se decidió utilizar acoples y abrazaderas tipo clamp (tamaños variados) con sus respectivos empaques, debido a que estos facilitan la labor de acople y desacople dado que son simples y fáciles de instalar; además estos generan un sellado adecuada para la presión de operación del reactor de gasificación, por lo que se minimizan fugas del gas de síntesis las cuales además de desperdiciar el gas producido, pueden ser peligrosas debido a que es un gas inflamable.

## 4.6. Diseño y construcción del ciclón

Para el diseño del primer filtro del reactor de gasificación se seleccionó el diseño clásico de un ciclón basado en el modelo de alta eficiencia de Stairmand [34], puesto a que el reactor funciona por un tiempo promedio de 3 horas por lo que la eficiencia es preferible al rendimiento. El material utilizado para su construcción fue acero inoxidable AISI 304 con un espesor de 3,048 mm (0,25 in). El diseño se dividió en tres partes: el cuerpo del ciclón, la tapa y el contenedor de partículas. Para esta labor en primer lugar se seleccionó el tipo de ciclón a utilizar, basado en el tiempo de operación del reactor de gasificación (3 horas); seguidamente se seleccionó el diámetro del cuerpo del ciclón ( $D_c$ ) basado en las condiciones:

- $V_{ec} < 3,048 \text{ m/s}$
- $5,08 \text{ m/s} < V_{ic} < 20,32 \text{ m/s}$

#### 4.6.1. Cuerpo del ciclón

Para el diseño del cuerpo del ciclón se seleccionó un valor de 76,2 mm (3 in) para el diámetro del cuerpo del ciclón ( $D_c$ ), con base en la premisa de que los diámetros más pequeños son más eficientes para las mismas condiciones de entrada y caída de presión que para los diámetros grandes, esto se da debido a las altas velocidades de aceleración que las partículas pueden alcanzar, los cuales pueden ser de hasta 2500  $g$  en comparación con los para ciclones de gran diámetro la aceleración puede bajar hasta 5  $g$  [28]; una vez seleccionado el diámetro del cuerpo del ciclón ( $D_c$ ) se determinó el resto de las dimensiones del cuerpo del ciclón basado en la información del cuadro 3.3. Las dimensiones teóricas del cuerpo del ciclón se pueden ver en el cuadro 4.5.

Tabla 4.5: Dimensiones teóricas de un ciclón clásico basado en el modelo de alta eficiencia de Stairmand [34].

Unidades	$D_c$	$a$	$b$	$d_c$	$S_c$	$h_c$	$H$	$B$
Milímetros	76,2	38,1	15,24	38,1	38,1	114,3	304,8	28,575
Pulgadas	3	1,5	0,6	1,5	1,5	4,5	12	1,125

Es importante mencionar que aunque la teoría sugiere que se utilicen estos valores,  $B$  se modificó a un valor de 38,1 mm (1,5 in), debido a que la unión tipo “clamp” utilizada viene en una dimensión estándar de 38,1 mm (1,5 in). Así las dimensiones reales del cuerpo del ciclón aparecen en el cuadro 4.6. El plano de construcción del cuerpo del ciclón se puede ver en la figura 5.6 en la sección de anexos.

Tabla 4.6: Dimensiones reales de un ciclón clásico basado en el modelo de alta eficiencia de Stairmand [34].

Unidades	$D_c$	$a$	$b$	$d_c$	$S_c$	$h_c$	$H$	$B$
Milímetros	76,2	38,1	15,24	38,1	38,1	114,3	304,8	38,1
Pulgadas	3	1,5	0,6	1,5	1,5	4,5	12	1,5

En la parte superior del cuerpo ciclón se soldó un acople “clamp” de 76,2 mm (3 in) de diámetro nominal, el cual sirve para unir la tapa del ciclón con el cuerpo; además, como se mencionó, en la parte inferior del ciclón se soldó un acople clamp de 38,1 mm (1,5 in) de diámetro nominal, el cual une el cuerpo con el contenedor de partículas del ciclón. El isométrico del cuerpo del ciclón con sus respectivos acoples clamp se puede ver en la figura 5.7 en la sección de anexos.

#### 4.6.2. Tapa del ciclón

Para la construcción de la tapa, se utilizó una tapa tipo “clamp” de 76,2 mm (3 in) de diámetro nominal, a la cual se le perforó un agujero con diámetro de 34,8 mm, el cual es el diámetro interno de un acople clamp de 38,1 mm (1,5 in), el cual se soldó en la parte superior

de la tapa y sirve para acoplarla con la tubería que se dirige al intercambiador de calor. En la parte inferior de la tapa se soldó el conducto de salida ( $S_c$ ), el cual como se mencionó anteriormente debe tener una longitud de 38,1 mm (1,5 in) con respecto al límite superior del ciclón y debe de ser mayor la altura de entrada del ciclón, por lo que la altura del acople clamp (12,70 mm) y el espesor de pared de la tubería de entrada (3,05 mm) se debe añadió a la longitud del conducto de salida ( $S_c$ ) para asegurar que se cumpla esta condición; así la longitud real del conducto de salida ( $S_c$ ) es de 53,85 mm. El plano de construcción y el isométrico de la tapa del ciclón se pueden ver en la figura 5.8 en la sección de anexos.

### 4.6.3. Contenedor de partículas del ciclón

Finalmente para la construcción del contenedor de partículas se utilizó una forma de cono truncado el cual posee una altura de 0,1 m, diámetro mayor de 0,1 m y un diámetro menor 34,80 mm, estas dimensiones se seleccionaron basados en el hecho que el ciclón recolecta las partículas de alquitrán de mayor tamaño, además, la temperatura a la que esta sometida este es lo suficientemente alta para evitar que se produzca condensado del agua presente en el gas de síntesis, por lo que el contenedor no requiere de un gran tamaño. Finalmente en la parte superior del contenedor se soldó un acople clamp de 38,1 mm (1,5 in) nominal, el cual sirve para unir el contenedor con el cuerpo del ciclón. El plano de construcción y el isométrico del contenedor de partículas se pueden ver en la figura 5.9 en la sección de anexos.

## 4.7. Diseño y construcción del intercambiador de calor

Para el diseño del intercambiador de calor se seleccionó una forma helicoidal, esto debido a que el espacio es limitado, por lo que un intercambiador eficiente y de tamaño pequeño era requerido. El diseño del intercambiador se dividió en cuatro partes: carcasa, tubería, tapa y contenedor de condensados.

### 4.7.1. Carcasa del intercambiador de calor

Para la construcción de la carcasa utilizó una forma cilíndrica, esto con la finalidad de reducir esquinas o bordes en los cuales se pueden concentrar los condensados, haciendo más difícil el proceso de limpieza posterior a su uso; el material utilizado para su construcción fue un tubo de acero inoxidable AISI 304 con costura, cuyas propiedades aparecen en los cuadros 4.7 y 4.8. Las dimensiones de este se basaron con respecto a que espacio disponible alrededor del reactor de gasificación es limitado.

Tabla 4.7: Propiedades mecánicas de un tubo de acero AISI 304.

Resistencia máxima [MPa]	Límite de fluencia [MPa]	Elongación [%]	Dureza [HRB]
515	205	35	90

#### 4.7. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

---

Tabla 4.8: Dimensiones de un tubo de acero AISI 304, diámetro nominal 152,40 mm (6 in).

Nominal [mm]	Diámetro exterior [mm]	Diámetro interior [mm]	Espesor de pared [mm]
152,40	168,28	161,47	3,40

Utilizando los datos del cuadro 4.8, el diámetro nominal de la carcasa es 152,40 mm (6 in), además debido al tamaño reducido la altura de la carcasa es de 0,75 metros. En la parte inferior de la carcasa se hicieron dos orificios (figura 4.2), el primero orificio es por donde entra el gas, el cual tiene un diámetro de 34,80 mm, a este se le soldó una unión tipo “clamp” de 38,1 mm (1,5 in) de diámetro nominal, la cual se utiliza para unir el intercambiador de calor con la tubería proveniente del ciclón; el segundo orificio, el cual tiene un diámetro nominal de 12,7 mm (0,5 in), se utiliza para sacar el exceso de condensado (agua y alquitrán) del intercambiador de calor hacia el contenedor de condensados; para ello se soldó una unión roscada hembra en la cual se enroscó un codo de PVC, el cual a su vez se enrosca a una manguera la cual conduce el exceso de condensado al contenedor; además, en la parte inferior se le soldó una placa de acero inoxidable AISI 304, con un espesor de 6,35 mm (0,25 in), la cual funciona como “tapa” sellando el extremo inferior de la carcasa. En la parte superior de la carcasa, se soldó tres piezas de sujeción (figura 4.3) las cuales unen la tapa con la carcasa. El plano de construcción y el isométrico de la carcasa del intercambiador de calor se pueden ver en las figuras 5.10 y 5.11 respectivamente en la sección de anexos.



Figura 4.2: Modelo de la parte inferior de la carcasa del intercambiador de calor.



Figura 4.3: Piezas de sujeción entre la tapa y la carcasa.

#### 4.7.2. Tubería del intercambiador de calor

Seguidamente se diseñó tubería del intercambiador de calor se utilizó un tubo de cobre flexible, en razón de que es un material resistente, fácil de manipular y con un alto coeficiente de transferencia de calor ( $k$ ), las características físicas de los tubos de cobre se pueden ver en el cuadro 4.9.

Tabla 4.9: Dimensiones de un tubo de cobre flexible de diámetro nominal 12,7 mm (0,5 in).

Diámetro Nominal [mm]	Diámetro exterior [mm]	Diámetro interior [mm]	Espesor de pared [mm]	Conductividad térmica [W/m·K]
12,7	12,7	11,074	0,813	393

La geometría de la tubería del intercambiador se dividió en tres secciones; la primera es por donde entra el fluido, el cual consiste en un tubo recto ( $L_1$ ) de 0,08 metros; la segunda sección corresponde a la zona de la hélice, la cual debido al tamaño reducido se utilizó un diámetro con un valor de 0,10 metros, una altura de 0,58 metros y 25 vueltas; finalmente la

tercera sección corresponde a la salida del fluido, el cual consiste en un tubo recto ( $L_2$ ) con una longitud de 0,66 metros. La selección del orden de las divisiones se basó en que el fluido se utilizó en contraflujo con respecto al gas de síntesis, dado que la transferencia de calor es más eficiente en contraflujo [35].

Para determinar la longitud de la hélice ( $L_{hélice}$ ) se utilizó la ecuación:

$$L_{hélice} = N\sqrt{(2\pi R)^2 + (p)^2} \quad (4.11)$$

En donde:

- $L_{hélice}$ : longitud de la hélice [m].
- $N$ : número de vueltas de la hélice.
- $R$ : radio de la hélice [m].
- $p$ : distancia entre los centros de cada vuelta [m].

El valor de la longitud de la hélice utilizando la ecuación 4.14 aparece en el cuadro 4.10.

Tabla 4.10: Longitud de la hélice utilizando la ecuación 4.14.

Número de vueltas de la hélice ( $N$ )	Radio de la hélice ( $R$ ) [m]	Distancia entre los centros de cada vuelta ( $p$ ) [m]	Longitud de la hélice ( $L_{hélice}$ ) [m]
25	0,05	0,0224	7,88

La longitud total de la tubería en metros se determinó sumando la longitud de la hélice ( $L_{hélice}$ ) más las longitudes de las dos rectas ( $L_1$  y  $L_2$ ), así la longitud total es:

$$L_{total} = L_{hélice} + L_1 + L_2 = 7,88 + 0,08 + 0,66 = 8,62 \text{ m} \quad (4.12)$$

las dimensiones de la tubería se basó en el espacio disponible en el interior de la carcasa para maximizar la mayor cantidad de área superficial para la transferencia de calor. El plano de construcción y el isométrico de la tubería del intercambiador de calor se pueden ver en la figura 5.12 en la sección de anexos.

### 4.7.3. Tapa del intercambiador de calor

Para el caso del diseño de la tapa se utilizó una forma sencilla; ; las dimensiones de esta se realizaron con base en las dimensiones de la carcasa para asegure que el gas de síntesis producido no se escape. Para la construcción se utilizó una lámina de acero inoxidable AISI 304 con un espesor de 6,35 mm (0,25 in), la cual se cortó en un círculo con un diámetro de 0,20 m. En ella se le hicieron tres agujeros, el primero se hizo en el centro del disco con un diámetro de 34,8 mm, al cual se le soldó una unión tipo “clamp” de 38,1 mm (1,5 in) de diámetro nominal; los otros dos agujeros se hicieron con una separación entre ellos de 115 mm, la cual es la distancia entre la tubería de entrada y de salida del intercambiador de calor,

#### 4.7. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

---

en ellos se soldaron dos “niples” con un diámetro nominal de 12,7 mm (0,5 in); los niples conectan la tapa con la tubería del intercambiador de calor mediante una unión roscada, la cual a su vez se une a un conector de rosca exterior el cual se soldó en la tubería (figura 4.4). En la parte superior de la tapa los niples se conectan con reductor roscado hembra de 12,7 mm (1/2 in) a 19,05 mm (3/4 in), el cual a su vez se conecta con un adaptador de manguera universal, el cual funciona como entrada y salida del fluido refrigerante del intercambiador de calor. Finalmente en la tapa se hicieron tres ranuras las cuales sirven para sellar la tapa con las piezas de sujeción (figura 4.3) las cuales fueron previamente soldadas en la parte exterior de la carcasa, estas ranuras cuentan con una profundidad máxima de 15 mm y una anchura de 10 mm, esto con la finalidad de evitar que se presenten fugas del gas de síntesis a la hora de cerrar la tapa. El plano de construcción y el isométrico de la tapa del intercambiador de calor se pueden ver en las figuras 5.13 y 5.14 de la sección de anexos.



Figura 4.4: Tapa del intercambiador de calor.

##### 4.7.4. Contenedor de condensado del intercambiador de calor

Finamente para el diseño del contenedor de condensados se utilizó una forma simple y fácil de construir; para la construcción se utilizó un tubo de PVC con un diámetro nominal de 127 mm (5 in), y una longitud de 0,5 m; al cual se le selló ambos extremos, el primero con una tapa para tubería del PVC, el otro extremo se utilizó un tapón de registro al cual se le realizó un orificio en donde se unió un codo roscado macho de 12,7 mm (0,5 in) de diámetro nominal, el cual se une con la manguera la cual proviene de la carcasa para extraer el exceso de condensados de esta; las dimensiones de este se basó en la cantidad de contaminantes y contenido de humedad presente en los pellets. El plano de construcción y el isométrico del contenedor de condensados del intercambiador de calor se pueden ver en las figuras 5.15 y 5.16 de la sección de anexos.

## 4.8. Diseño y construcción del burbujeador

El diseño del burbujeador se dividió en dos partes: el distribuidor de gas y la carcasa.

### 4.8.1. Distribuidor de gas del burbujeador

Para la construcción del distribuidor de gas se utilizó un modelo tipo araña (Figura 3.15a), en vista de que este es eficiente y fácil de construir, además proporciona una adecuada distribución del gas. Para los brazos de la araña se utilizaron 5 tubos de acero inoxidable AISI 304 con un diámetro nominal de 12,7 mm (0,5 in) y una longitud aproximada de 50,8 mm (2 in), los cuales se soldaron en una tubería de acero inoxidable de un diámetro nominal de 38,1 mm (1,5 in), utilizando estas dimensiones el diámetro del distribuidor de gas tiene un valor aproximado de 14 cm, el cual es menor a 15 cm, debido a que como se mencionó anteriormente, un valor mayor afecta la retención del gas; además, en cada extremo de los tubos se soldaron una placa metálica a modo de tapa, finalmente a cada tubo se le realizó 5 agujeros con un diámetro de 5 mm en la parte inferior, para un total de 30 agujeros; aunque la teoría recomienda no utilizar un valor mayor a 1 mm de diámetro, se decidió un diámetro mayor para evitar que los orificios se bloqueen debido a un exceso de alquitrán, el cual puede comprometer la funcionalidad del burbujeador. El plano de construcción y el isométrico del distribuidor de gas del burbujeador se pueden ver en las figuras 5.17 y 5.18 de la sección de anexos.

### 4.8.2. Carcasa del burbujeador

Para la construcción de la carcasa del burbujeador se utilizó una forma cilíndrica, la cual ayuda a reducir esquinas en donde se pueden concentrar los condensados, facilitando así el proceso de limpieza posterior al uso del burbujeador. En la parte superior del contenedor se construyó un cono truncado, el cual funciona como reducción para poder soldar un acople tipo clamp de 101,6 mm (4 in) de diámetro nominal, esta apertura sirve para llenar el contenedor con el líquido que se va a utilizar, y se utilizó una tapa tipo clamp acero inoxidable de 101,6 mm (4 in). Las dimensiones de la sección cilíndrica como cónica aparecen en los cuadros 5.30 y 4.12 respectivamente.

Tabla 4.11: Dimensiones de de la sección cilíndrica contenedor del burbujeador.

Diámetro exterior [mm]	Diámetro interior [mm]	Altura [mm]	Espesor de pared [mm]
158,75	152,40	200,00	3

Tabla 4.12: Dimensiones de de la sección cónica del contenedor del burbujeador.

Base mayor [mm]	Base menor [mm]	Altura [mm]	Espesor de pared [mm]
158,75	103,73	55,80	3

Las dimensiones de esta se baso con respecto a la forma y al diámetro del distribuidor de gas. en la parte superior del cilindro se realizaron dos agujeros de 38,1 mm (1,5 in), en los cuales

se soldaron dos acoples acople clamp de 38,1 mm (1,5 in) de diámetro nominal, a uno de los agujeros (entrada) se le soldó a un tubo de 38,1 mm (1,5 in) el cual mediante un codo se dirige al fondo del contenedor en donde se colocó el distribuidor de gas, es importante mencionar que entre el fondo del contenedor y el distribuidor de gas se dejó un espacio aproximado de 10 mm, esto con la finalidad de permitir que las burbujas puedan salir libremente. Además, a un lado del contenedor se realizaron dos agujeros de 12,7 mm a los cuales se le colocó una unión roscada y un codo roscado a cada orificio, además entre los codos se colocó una manguera transparente la cual funciona como mirilla para poder controlar la altura del líquido cuando este se vierte dentro del contenedor. Finalmente en la parte inferior del contenedor, se soldó una unión roscada, en la cual se le conectó una válvula de bolas la cual ayuda sacar el líquido sucio una vez que el filtro se ha utilizado. El plano de construcción y el isométrico de la carcasa del burbujeador se pueden ver en las figuras 5.19 y 5.20 de la sección de anexos.

### 4.8.3. Diseño y construcción de los filtros de barrera

El diseño de los filtros de barrera se dividió en dos partes: carcasa y tapa.

### 4.8.4. Carcasa de los filtros de barrera

Para la construcción de las carcasas de los filtros de barrera se utilizó un modelo simple y fácil de limpiar, por lo que se construyó dos contenedores cilíndricos, la cantidad de contenedores es que debido a que cada contenedor se llenó con diferentes materiales que ayudan a proceso de filtrado y des-humidificación del gas de síntesis. Las dimensiones de cada contenedor se pueden ver en el cuadro 4.13.

Tabla 4.13: Dimensiones de las carcasas de los filtros de barrera.

<b>Filtro</b>	<b>Altura [m]</b>	<b>Diámetro exterior [m]</b>	<b>Diámetro interior [m]</b>	<b>Espesor de pared [mm]</b>
Primero	0,75	0,254	0,248	3,0
Segundo	0,75	0,3048	0,2988	3,0

A cada carcasa se le realizó una apertura en la parte inferior, por la cual entra el gas, en esta se abertura les soldó un acople clamp de 38,1 mm (1,5 in) de diámetro nominal el cual sirve para unir la tubería proveniente del burbujeador y del primer contenedor respectivamente. En la parte superior de la carcasa, se soldó tres piezas de sujeción (figura 4.3) similares a las de la carcasa del intercambiador de calor, las cuales sirven para unir la tapa con la carcasa. Los planos de construcción y los isométricos de las carcasas de los filtros de barrera se pueden ver en las figuras 5.21 y 5.23 de la sección de anexos.

### 4.8.5. Tapa de los filtros de barrera

Para la construcción de las tapas de los filtros de barrera se utilizó una forma similar a la tapa del intercambiador de calor; para ello se utilizó una lámina de acero inoxidable 304 con un espesor de 6,35 mm (0,25 in) a la cual se le realizó una apertura en el centro por donde sale el gas; esta se le soldó un acople clamp de 38,1 mm (1,5 in) de diámetro nominal; además, se les realizó tres ranuras las cuales tienen profundidad máxima de 15 mm y una anchura de 10 mm; estas sirven para sellar la tapa mediante unas piezas de sujeción similares a las utilizadas

en el intercambiador de calor (figura 4.3), las cuales se soldaron en la parte superior del cada contenedor. Los planos de construcción de las tapas de los filtros de barrera se pueden ver en las figuras 5.22 y 5.24 de la sección de anexos.

#### 4.8.6. Diseño y construcción de las tuberías

Para el diseño de las tuberías primero se seleccionó el tipo de tubería a utilizar basado en el diámetro, la presión, el material, el precio y la resistencia a altas temperaturas. Para la construcción de las tuberías que unen los diferentes filtros del reactor de gasificación se utilizó una tubería sanitaria de acero inoxidable 304 con un diámetro nominal de 38,1 mm (1,5 in); la longitud de estas son lo más cortas posibles debido a que el espacio disponible es limitado, además, una longitud corta ayuda a reducir la caída de presión debido a la fricción; finalmente en cada extremo se soldó una unión tipo clamp de 38,1 mm (1,5 in) de diámetro nominal, el cual sirve para unir las tuberías con los diferentes filtros. La longitud y la cantidad de codos que tiene cada tubería se pueden apreciar en el cuadro 4.14. Finalmente los planos de construcción y los isométricos de cada una de las tuberías se pueden ver en las figuras de la 5.25 a la 5.34 en la sección de anexos.

Tabla 4.14: Lista de las tuberías del sistema de filtros.

Tubería	Longitud total [m]	Codos
Ciclón/Intercambiador de calor	1,8	3
Intercambiador de calor/Burbujeador	0,3	3
Burbujeador/Primer filtro de barrera	0,46	2
Primer filtro de barrera/Segundo filtro de barrera	1,15	4
Segundo filtro de barrera/Antorcha	0,95	4

### 4.9. Selección del líquido para el burbujeador

Para determinar el líquido a utilizar en el burbujeador se utilizó la información en cuadro 3.1, en el cual se puede apreciar que el sistema OLGA presenta la mayor eficiencia de remoción de partículas de alquitrán, además, en el cuadro 3.2, se puede apreciar que el biodiésel es el líquido solvente que tiene el mayor porcentaje de remoción; basado en estas premisas se decidió utilizar biodiésel como el líquido para en el burbujeador. El biodiésel utilizado (figura 4.5) es producido en la Estación Experimental de Ganado Lechero Alfredo Volio Mata de la Universidad de Costa Rica (UCR), ubicada en Ochomogo de Cartago; este biodiésel es el producto del plan piloto del proyecto denominado “Producción de biodiésel: análisis de su potencial como biocombustible y su desempeño en motores de combustión interna”, el cual es gestionado por el Instituto de Investigaciones en Ingeniería (INII). Entre sus propiedades físicas el biodiésel producido cuenta con una densidad de 878,6 kg/m<sup>3</sup> y un punto de inflamabilidad de 170 °C.

#### 4.10. SELECCIÓN DE LOS MATERIALES UTILIZADOS EN LOS FILTROS DE BARRERA

---



Figura 4.5: Muestras del biodiésel producido en la Estación Experimental de Ganado Lechero Alfredo Volio Mata de la Universidad de Costa Rica.

Seguidamente se procedió a determinar la cantidad máxima de líquido que puede contenerse en el burbujeador sin comprometer la funcionalidad del mismo u otros filtros; para realizar esta labor fue necesario acoplar el ciclón, el intercambiador de calor y el burbujeador al reactor de gasificación, asegurándose que los empaques estuvieran bien colocados para evitar fugas, seguidamente se encendió el ventilador (ventilador externo marca Atlantic Blowers, modelo AB-80) en el flujo volumétrico de operación del reactor; una vez que el aire saliera por el distribuidor de gas del burbujeador se procedió a llenar el contenedor con agua midiendo la cantidad vertida mediante una probeta, al llegar a los 3,5 litros, se observó que el agua empezaba a salir por el orificio de salida del burbujeador, el cual conecta al burbujeador con el primer filtro de barrera, por lo que el límite máximo es de 3,5 litros.

#### 4.10. Selección de los materiales utilizados en los filtros de barrera

Para el caso de los filtros de barrera, el primer contenedor se llenó con virutas de madera o “burucha” (figura 4.6), dado que este es un material económico el cual ayuda tanto a la

#### 4.10. SELECCIÓN DE LOS MATERIALES UTILIZADOS EN LOS FILTROS DE BARRERA

---

absorción de alquitrán como a disminuir el contenido de humedad presente en el gas de síntesis.



Figura 4.6: Burucha utilizada para el primer filtro de barrera.

Para el segundo contenedor se decidió utilizar arena sílica fina, puesto que este como se mencionó anteriormente, es un material el cual no reacciona con el gas de síntesis y ayuda a eliminar las partículas más finas de alquitrán, además, debido a que la arena contiene sílice esta ayuda a absorber el contenido de humedad presente en el gas de síntesis.

#### 4.10. SELECCIÓN DE LOS MATERIALES UTILIZADOS EN LOS FILTROS DE BARRERA

---



Figura 4.7: Arena sílica utilizada para el segundo filtro de barrera.

Seguidamente se determinó la cantidad de burucha y arena sílica para cada filtro; para el primer contenedor el cual contiene burucha se decidió llenar hasta su capacidad máxima sin compactar la burucha dado que esto podría causar un estrangulamiento del gas de síntesis impidiendo el paso adecuado de este, lo que resultaría en una alta caída de presión, comprometiendo así su funcionalidad; para el segundo filtro se procedió primero a llenar el fondo del contenedor con una cama de “piedra cuarta” (figura 4.9a), la cual estuviera a una altura mayor a la entrada de la tubería, además encima de la piedra cuarta se colocó una rejilla (figura 4.9), esto se realizó para darle una base a la arena, debido a que si esta se coloca directamente podría obstruir la tubería proveniente del primer filtro de barrera, generando así un sello o “tapón” que impida el flujo del gas; una vez colocado la piedra se procedió a verter la arena sílica en contenedor, hasta cubrir la cama de piedra en su totalidad (figura 4.9b).

#### 4.10. SELECCIÓN DE LOS MATERIALES UTILIZADOS EN LOS FILTROS DE BARRERA

---



Figura 4.8: Rejilla para separar la arena de la piedra cuarta.

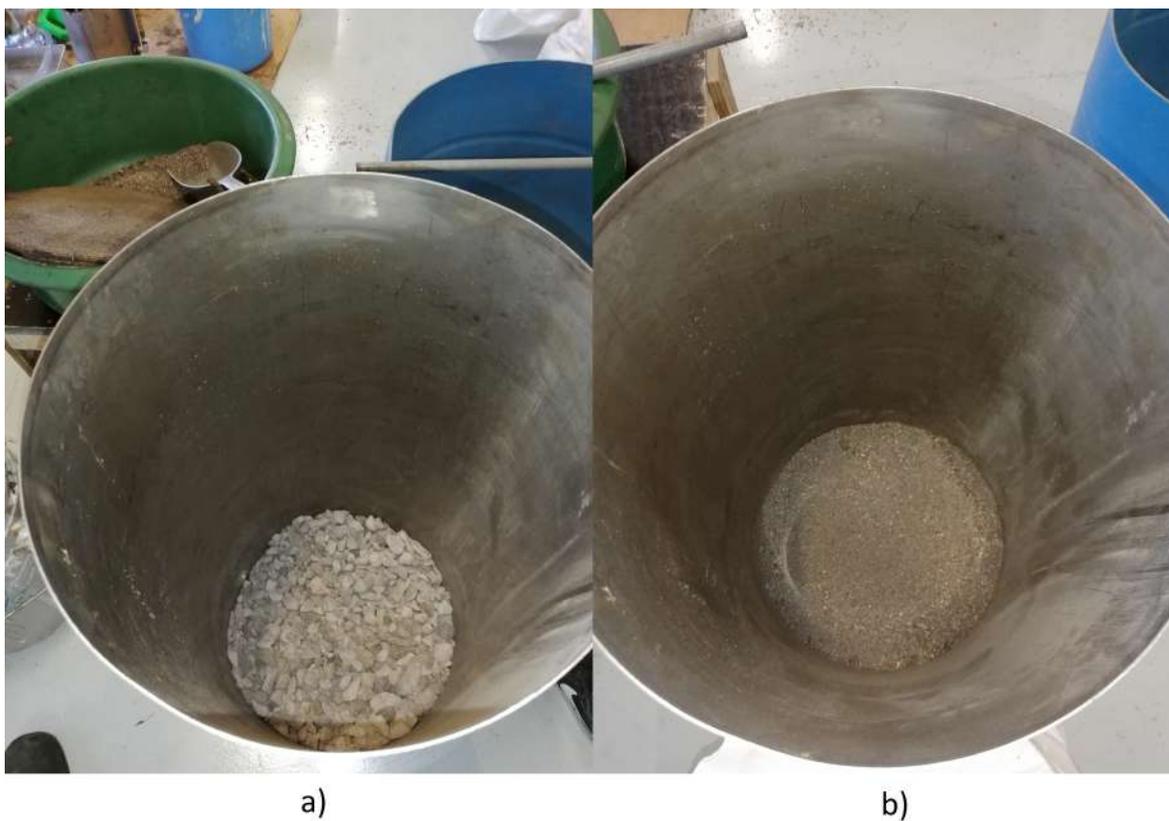


Figura 4.9: a) cama de piedra cuarta, b) arena sílica.

### 4.11. Preparación de los filtros

Antes de acoplar el sistema de filtros al reactor de gasificación para su uso, fue necesario pesar mediante una balanza digital cada uno de los diferentes filtros y tuberías; los resultados se guardaron en una tabla de Excel para posteriormente compararlos con el peso de estos después de haber realizado la corrida del reactor, con la finalidad de determinar cuanto alquitrán recolectó cada filtro. Es importante mencionar que cada filtro se pesó junto con su tapa y empaque correspondiente, dado que cuando estos se pesan posterior a la corrida del reactor se mantienen cerrados para evitar derrames.



Figura 4.10: Medida de la masa del intercambiador de calor.

De igual manera, también se pesó el biodiésel, la burucha, la arena sílica (figura 4.11) y la piedra cuarta, en vista de que estos materiales absorben directamente el alquitrán y las partículas contaminantes, por lo que su masa variará después de la corrida del reactor de gasificación. Una vez que cada filtro se llenó con su sustancia correspondiente se procede a armar ensamblar los filtros al reactor de gasificación.

#### 4.12. ENSAMBLADO DE LOS FILTROS



Figura 4.11: Medida de la masa de la arena sílica.

#### 4.12. Ensamblado de los filtros

La configuración del sistema filtros es una secuencia en serie, el cual el orden desde el primer filtro hasta el último con respecto al reactor de gasificación es: ciclón, intercambiador de calor, burbujeador, filtro de barrera con burucha y filtro de barrera con arena sílica (figura 4.12); el orden de los filtros esta basado tanto en temperatura de operación de cada filtro, además de su eficiencia para eliminar tanto partículas grandes como pequeñas respectivamente.

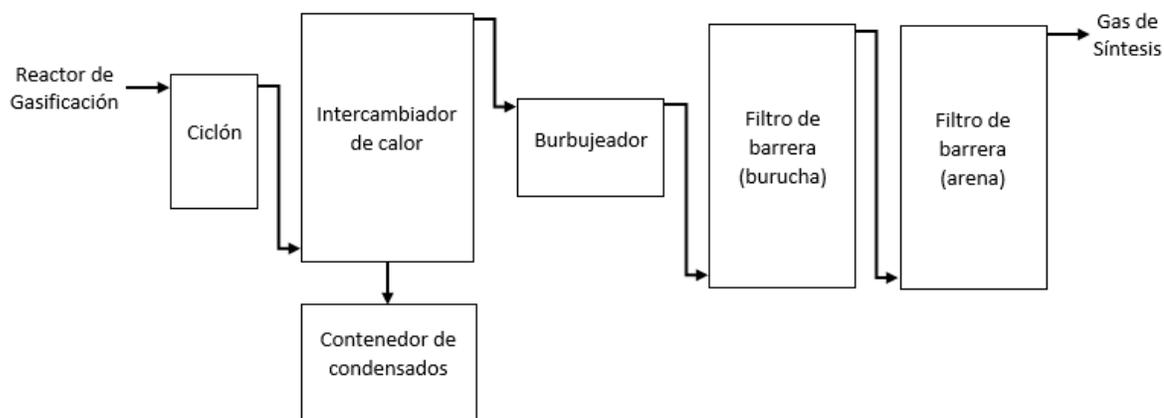


Figura 4.12: Diagrama de flujo del sistema de filtros del reactor de gasificación.

#### 4.12. ENSAMBLADO DE LOS FILTROS

---

Como se mencionó anteriormente, para el montaje de los filtros y tuberías se utilizaron abrazaderas tipo clamp con sus respectivos empaques, los cuales facilitan la labor de acople y desacople dado que son simples y fáciles de instalar, además generan un sellado adecuada por lo que se minimizan fugas del gas de síntesis las cuales además de desperdiciar el gas producido, pueden ser peligrosas debido a que es un gas inflamable. Es importante mencionar que debido a las altas temperaturas a las que el ciclón y su tubería se encuentran sometidos, los empaques utilizados antes del intercambiador de calor son de teflón (figura 4.13), el cual es un material resistentes a altas temperaturas; los demás empaques posteriores al intercambiador de calor son de hule. Para el caso de las tapas del intercambiador de calor y los filtros de barrera, estos cuentan su propio empaque de hule, el cual hay que ajustar al borde de los contenedores para evitar fugas; una vez hecho esto, simplemente se coloca la tapa y se asegura mediante las piezas de sujeción. A la hora de ajustar las diferentes abrazaderas y piezas de sujeción es importante realizar esta labor manualmente, sin la ayuda de ningún tipo de herramienta, de caso contrario es posible que la tensión excesiva puede dañar o deformar las roscas de estos, por lo que su tiempo de vida se verá reducido.



Figura 4.13: Abrazadera tipo clamp de 1,5 in con su empaque de teflón.

Una vez que todos los filtros se encuentran en su posición, se instaló también un par de termocuplas tipo K, las cuales se colocaron en la tubería de entrada y salida del intercambiador de calor, para poder así registrar la variación de la temperatura del gas de síntesis; para la instalación se aseguraron las termocuplas a las tuberías mediante el uso de papel aluminio y unas abrazaderas metálicas para manguera. Para registrar los datos de las termocuplas se utilizó un registrador de datos (data logger) de cuatro canales, el cual registra la temperatura medida por lo termopares cada 30 segundos.

También como parte del ensamblado total del equipo, se colocó el contenedor de cenizas

#### 4.13. CORRIDA DEL REACTOR

---

en la parte inferior del reactor de gasificación. Al final de los filtros se colocó una unión “T”, en la cual en ambas salidas se colocaron una llave de paso tipo bola, en la tubería principal se colocó una antorcha o tubería de escape por donde saldrá el gas de síntesis y en el ramal se colocó un analizador de gas de síntesis marca EGT modelo MCA 100 BIO, el cual registró los porcentajes de los compuestos del gas de síntesis. Finalmente se conectaron las mangueras al adaptador de manguera universal ubicado en la tapa del intercambiador de calor por las cuales van a circular el líquido refrigerante (agua); es importante asegurarse de conectar estas en el sentido contraflujo con respecto al flujo el gas, dado que en caso contrario la eficiencia del intercambiador de calor disminuye.

#### 4.13. Corrida del reactor

Una vez que se aseguró que los diferentes filtros, tuberías y mangueras estén correctamente acoplados, se procede a encender el reactor de gasificación; para ello en primer lugar se enciende 2 kg de carbón utilizando una antorcha de gas, esto se realizó hasta que el carbón estuviera al “rojo vivo” (figura 4.14); una vez que el carbón este encendido se procedió a encender el ventilador, esto se debe realizar antes de introducir el carbón en el reactor dado que si no se tiene un flujo de aire constante el carbón se puede apagar; además también se abrió la llave de paso del agua hacia el intercambiador de calor, la velocidad de flujo de este se varió durante la corrida para determinar el caudal más adecuado, debido a que si el flujo es poco el sistema no enfría lo suficiente, en caso contrario si el caudal es muy alto se desperdicia agua.



Figura 4.14: Carbón antes de ingresar el reactor de gasificación.

#### 4.14. LIMPIADO DE LOS FILTROS

---

Una vez realizado estos pasos y tomando las medidas de precaución (guantes, anteojos, máscara de gas) se procedió a introducir el carbón encendido en el reactor de gasificación por la entrada superior; este proceso se realiza con cuidado para minimizar quemaduras y evitar que el carbón se apague en el proceso. Seguidamente se introdujo los pellets en el reactor; similar al carbón, esta tarea se realiza lentamente, debido a que si se introduce todos los pellets de manera súbita, estos “ahogan” el carbón, por lo que este se apagará y el reactor no podrá encender.

Una vez que todos los pellets son introducidos en el reactor, se procede a cerrar la tapa superior del reactor, para evitar la salida del gas por esta zona y para controlar el ingreso del agente gasificante. Seguidamente se controló y registro la temperatura del reactor mediante cuatro termopares tipo k.

Como se mencionó anteriormente, durante la corrida del reactor el caudal del agua hacia el intercambiador de calor se varió para poder determinar el flujo más adecuado, para ello primero se registró la temperatura inicial ( $T_{inicial}$ ) del fluido mediante el uso de un termómetro; seguidamente una vez que el reactor alcanzó la temperatura de operación (alrededor de 700 °C) mediante una probeta y un cronómetro se registró cuando dura el agua en llenar un litro; además, se tomó la temperatura de final del agua mediante un termómetro.

Para el análisis del gas de síntesis se realizaron 6 tomas de datos mediante el analizador de gas; la primera muestra se realizó una vez que el reactor alcanzó su temperatura de operación (alrededor de 700 °C); cada prueba se realizó con un intervalo de 40 minutos entre ellas. Para realizar el análisis, primero se abrió la llave de paso hacia el analizador de gas, posteriormente se cerró la llave de paso hacia la antorcha; una vez que se tomaron los datos se abrió nuevamente la llave de paso hacia la antorcha y se cerró la llave de paso hacia el analizador.

Una vez que que el tiempo de operación del reactor (3 horas) finalizó, se procedió a apagar el ventilador y a cerrar su válvula de bolas que se instaló para evitar que el gas circule hacia el ventilador, debido a que puede traer alquitrán el cual dañaría el mecanismo interno del ventilador. Una vez hecho esto se dejó enfriar el equipo por aproximadamente 16 horas antes de poder desarmarlo y limpiarlo.

#### 4.14. Limpieza de los filtros

Una vez transcurridas las 16 horas de enfriamiento se procedió a desarmar el equipo; como se mencionó anteriormente antes de limpiar el equipo es necesario pesar cada uno de los filtros y tuberías para poder comparar cuanta masa ganaron debido al alquitrán recolectado. Como se puede ver en las siguientes imágenes (figuras 4.15 a la 4.20) la cantidad de alquitrán recolectado es significativo, el cual hubiera dañado cualquier mecanismo en el que el gas de síntesis se hubiera utilizado.

#### 4.14. LIMPIADO DE LOS FILTROS

---



Figura 4.15: Interior del ciclón (sucio).



Figura 4.16: Tapa y conducto de salida del ciclón (sucio).

#### 4.14. LIMPIADO DE LOS FILTROS

---



Figura 4.17: Interior del contenedor de partículas del ciclón (sucio).



Figura 4.18: Interior del burbujeador (sucio).

#### 4.14. LIMPIADO DE LOS FILTROS

---

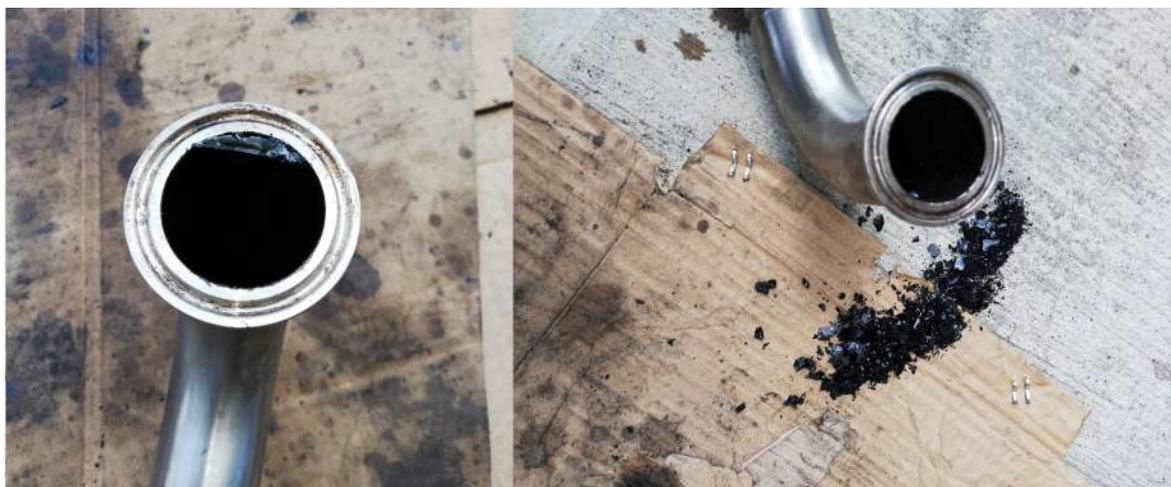


Figura 4.19: Tuberías con alquitrán.



Figura 4.20: Burucha con alquitran del primer filtro de barrera.

Una vez realizado las mediciones de la masa se procedió a limpiar los diferentes filtros y tuberías, para ello primero mediante un saco se recolectó la arena sílica con la piedra, y en otro saco la burucha, estos sacos son introducidos en un horno por aproximadamente 16 horas

#### 4.14. LIMPIADO DE LOS FILTROS

---

a una temperatura de 100 °C para asegurarse de evaporar la humedad y parte del alquitrán que fue recolectado; además el biodiésel también es recolectado en un contenedor para posteriormente ser desechado tomando las medidas adecuadas.



Figura 4.21: Arena sílica antes y después una corrida del reactor.

Para limpiar los diferentes filtros y tuberías se utilizó thinner, el cual diluye el alquitrán; al trabajar con este disolvente es muy importante tomar las medidas de precaución debido a que la exposición sus vapores provoca dolores de cabeza, mareo, náuseas y en casos de exposición prolongada la muerte, además el contacto con la piel puede provocar irritación, debido a estos efectos fue necesario utilizar anteojos de seguridad, guantes y máscaras de gas. El thinner fue roscado mediante un atomizador en los diferentes filtros, y mediante cepillos y “trapos” se limpiaron los filtros y tuberías hasta remover todo el alquitrán recolectado. El thinner contaminado se almacenó en contenedor para posteriormente ser desechado.

#### 4.14. LIMPIADO DE LOS FILTROS

---

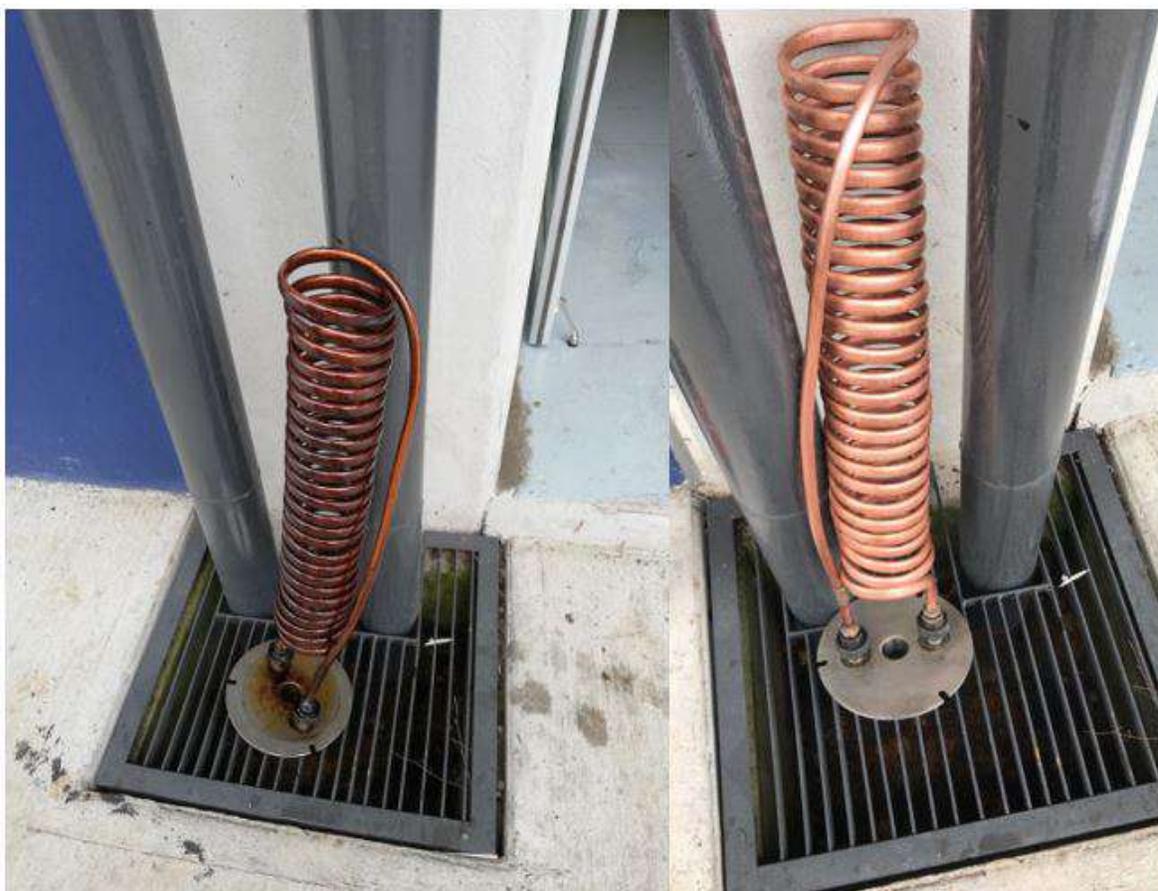


Figura 4.22: Tuberías internas del intercambiador de calor antes y después de limpiarlas.

# Capítulo 5

## Datos obtenidos

### 5.1. Análisis del intercambiador de calor

Para el análisis de la transferencia de calor se consideró un flujo estacionario en vista de que aunque la temperatura aumente con el tiempo al principio de las corridas, una vez que alcanza su temperatura de trabajo esta se mantiene constante, por lo que el intercambiador de calor se diseñó para la temperatura máxima de trabajo. Como líquido refrigerante se seleccionó agua, dado que esta es fácil de conseguir y de manejar, además de que posee una capacidad de absorción calorífica alta.

#### 5.1.1. Lado del agua

Para el análisis de la transferencia de calor en el intercambiador de calor primero se analizó el lado del agua; como se mencionó, mediante una probeta, un cronómetro y un termómetro se registro tanto el caudal como la temperatura final de este fluido, estos datos se pueden apreciar en los cuadros 5.1 al 5.4.

Tabla 5.1: Valores registrados de flujo y temperatura del agua en el lado del tubo del intercambiador de calor (01/10/2019).

<b>Muestra</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>
Volumen [dm <sup>3</sup> ]	1	1	1	1	1
Tiempo [s]	61,57	56,61	56,48	57,95	63,13
$T_{final}$ [°C]	35	34	34	34	34
Caudal [dm <sup>3</sup> /min]	0,975	1,060	1,062	1,035	0,950

Tabla 5.2: Valores registrados de flujo y temperatura del agua en el lado del tubo del intercambiador de calor (03/10/2019).

<b>Muestra</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>
Volumen [dm <sup>3</sup> ]	1	1	1
Tiempo [s]	208,64	222,67	245,98
$T_{final}$ [°C]	43,5	35	32
Caudal [dm <sup>3</sup> /min]	0,288	0,269	0,244

## 5.1. ANÁLISIS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Tabla 5.3: Valores registrados de flujo y temperatura del agua en el lado del tubo del intercambiador de calor (07/10/2019).

Muestra	1	2	3	4	5
Volumen [dm <sup>3</sup> ]	1	1	1	1	1
Tiempo [s]	98,19	97,46	94,44	96	116,49
$T_{final}$ [°C]	44	40	40	44	40
Caudal [dm <sup>3</sup> /min]	0,611	0,616	0,635	0,625	0,515

Tabla 5.4: Valores registrados de flujo y temperatura del agua en el lado del tubo del intercambiador de calor (09/10/2019).

Muestra	1	2	3	4	5
Volumen [dm <sup>3</sup> ]	1	1	1	1	1
Tiempo [s]	334,96	504,85	40,17	37,14	39,1
$T_{final}$ [°C]	39	42	30	29	29
Caudal [dm <sup>3</sup> /min]	0,176	0,119	1,494	1,616	1,535

Para determinar cuanto calor fue absorbido por el agua se utilizó la ecuación:

$$\dot{Q}_{inter} = \dot{m}C_p\Delta T \quad (5.1)$$

En donde:

- $\dot{Q}_{inter}$ : calor absorbido por el agua [J].
- $\dot{m}$ : flujo másico del fluido [kg/s].
- $C_p$ : calor específico del fluido [J/kg · °C].
- $\Delta T$ : diferencia de temperatura [°C].

Primero se determinó la densidad del agua para las temperaturas finales de los cuadros 5.1 al 5.4, debido a que el caudal se midió en estos puntos. Seguidamente se determinaron los calores específicos ( $C_p$ ) para cada dato registrado utilizando la temperatura media ( $T_{media}$ ) entre la entrada (22 °C) y la salida. Los resultados obtenidos se pueden apreciar en la tabla 5.5 para cada fecha.

Tabla 5.5: Calor de rechazo absorbido [J] por el agua del intercambiador de calor para cada muestra y fecha registrada.

Muestra	1	2	3	4	5
01/10/2019	878,83	882,46	884,49	862,06	791,32
03/10/2019	428,92	243,05	169,24	-	-
07/10/2019	932,58	768,87	793,46	954,02	643,27
09/10/2019	211,25	164,92	829,08	784,63	745,30

## 5.1. ANÁLISIS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Utilizando la información del cuadro 5.5, y los caudales correspondientes para cada muestra (cuadros del 5.1 al 5.4) se realizó una gráfica (figura 5.1) del calor absorbido por el agua contra caudal de esta. En la figura 5.1 se puede observar que la transferencia de calor en un principio tiende a aumentar a medida que aumenta el caudal; una vez que llega a su punto máximo, la transferencia de calor tiende a disminuir lentamente. Este comportamiento se dio debido a que, para el caso de los caudales bajos (menores a  $0,625 \text{ dm}^3/\text{min}$ ), el agua residió un mayor tiempo en el interior del intercambiador, por lo que esta calentó hasta alcanzar el equilibrio con la temperatura del gas; una vez que esto sucedió, el agua mantuvo su temperatura constante, por lo que provocó que la transferencia de calor se detuviera. Para el caso de los caudales altos (mayores a  $0,625 \text{ dm}^3/\text{min}$ ) la transferencia de calor tiende a disminuir ligeramente; esto es debido a que al aumentar el caudal el agua no residió el tiempo necesario en el interior del serpentín por lo que no absorbió el máximo calor posible, lo que se refleja en una disminución de la transferencia de calor y en un desperdicio del líquido refrigerante (agua). Basado en el análisis de los datos obtenidos de la gráfica de la figura 5.1 se recomienda utilizar el flujo del agua a un caudal alrededor de  $0,625 \text{ dm}^3/\text{min}$  para asegurar el desempeño eficiente del intercambiador de calor.

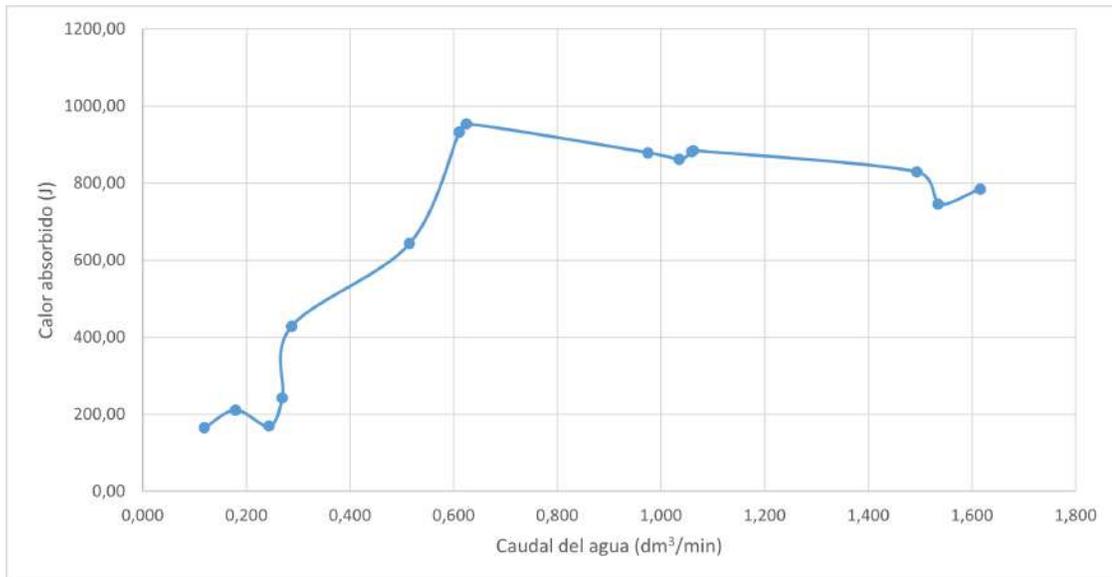


Figura 5.1: Comportamiento del calor absorbido por el agua con respecto al caudal (modificado).

### 5.1.2. Lado del gas

Utilizando los datos obtenidos por el registrador de datos (data logger), el cual registró las temperaturas medida por las termocuplas tipo k ubicadas en la entrada y salida del lado del gas en el intercambiador de calor, se realizaron dos gráficas (figuras 5.2 y 5.3) los cuales muestran el comportamiento de la temperatura en función del tiempo de la corrida del reactor.

## 5.1. ANÁLISIS DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

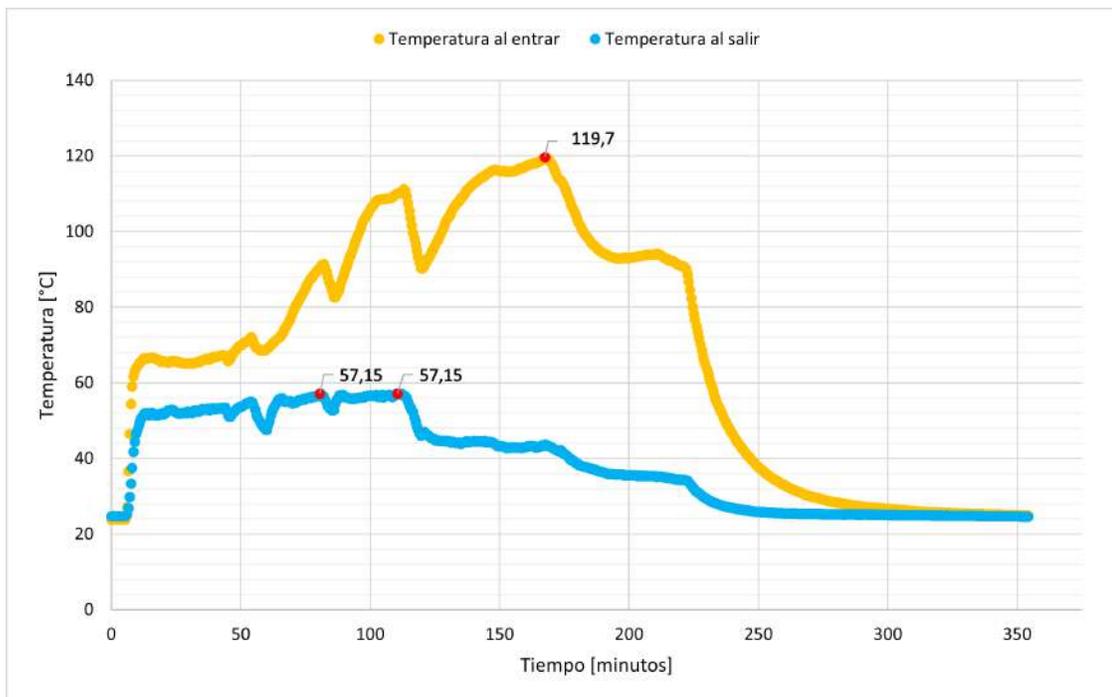


Figura 5.2: Comportamiento de la temperatura del gas en la entrada (azul) y salida (naranja) del intercambiador de calor (09/10/2019).

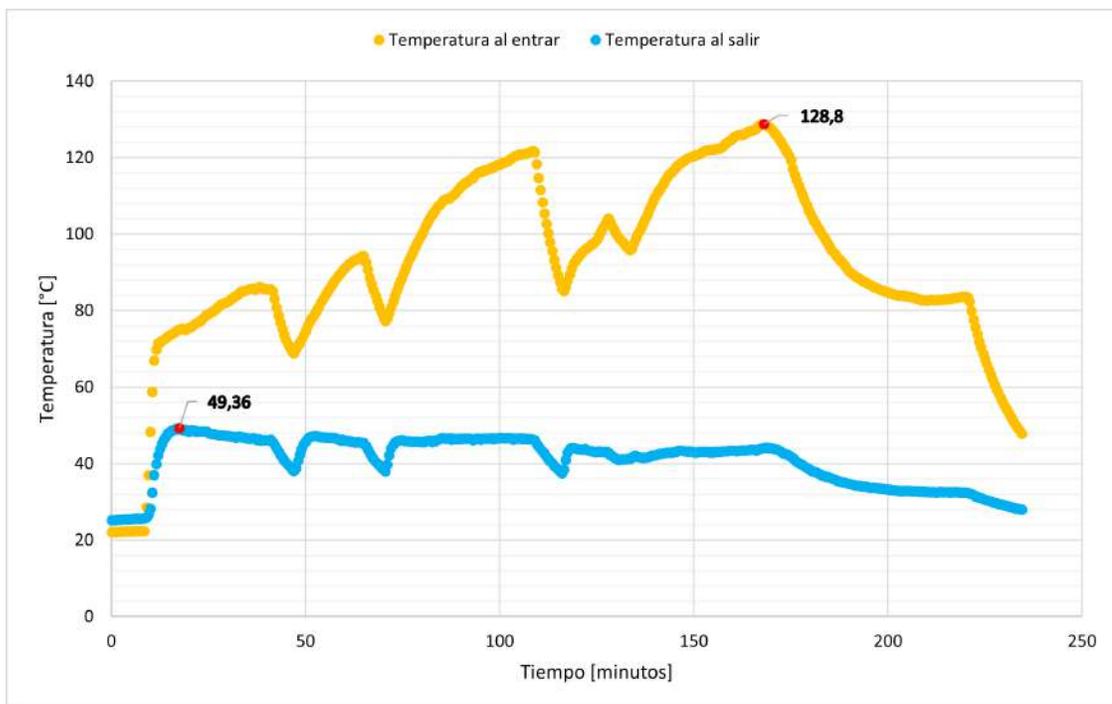


Figura 5.3: Comportamiento de la temperatura del gas en la entrada (azul) y salida (naranja) del intercambiador de calor (11/10/2019).

## 5.2. CONTAMINANTES RECOLECTADOS

---

En ambas figuras se puede observar variaciones en la temperatura de salida del gas, esto se debe a, como se mencionó anteriormente, durante la corrida del reactor el flujo del agua se varió para determinar el caudal óptimo, debido a esto, el calor perdido por el gas aumenta o disminuye lo que se ve reflejado en un aumento o disminución de la temperatura de salida. Además, en las figuras también se puede apreciar temperaturas más altas registradas tanto para la entrada como para la salida del gas en el intercambiador de calor. Al comparar estos datos puede apreciar una disminución considerable de la temperatura del gas; en la figura 5.2 la temperatura máxima de entrada del gas fue de 119,7 °C, y la temperatura máxima de salida del gas fue de 57,15 °C, si se restan estos dos valores se puede ver que la reducción de temperatura mínima fue de 62,55 °C; para el caso de la figura 5.3 la temperatura máxima de entrada del gas fue de 128,8 °C, y la temperatura máxima de salida del gas fue de 49,36 °C, lo que da una reducción de temperatura mínima de 79,44 °C.

Es importante notar que la temperatura de salida del gas en ambas gráficas es menor a la temperatura de evaporación del agua en San Pedro Montes de Oca, la cual es de 96,01 °C para 87.820 Pa (presión atmosférica), debido a esto, el agua suspendida en el gas se condensó lo que produce un gas con una mayor capacidad calorífica.

### 5.2. Contaminantes recolectados

Para determinar la cantidad de contaminantes recolectados por el sistema de filtros, se midió la masa antes y después de cada corrida del reactor para cada uno de los filtros al igual que las tuberías que los conectan. Los resultados aparecen en los cuadros 5.6 al 5.10.

Tabla 5.6: Masa de contaminantes recolectada por los filtros en la primera corrida del reactor (01/10/2019).

<b>Filtro</b>	<b>Limpio [g]</b>	<b>Sucio [g]</b>	<b>Diferencia [g]</b>
Ciclón	484,6	565,7	81,1
Intercambiador de calor	15600	16000	400
Contenedor del intercambiador	3371,7	5800	2428,3
Burbujeador	8146	7523,8	-622,2
Filtro burucha	26600	28400	1800
Filtro arena	38400	38600	200
Tuberías	8863	8903,3	40,3
Total	-	-	4327,5

## 5.2. CONTAMINANTES RECOLECTADOS

Tabla 5.7: Masa de contaminantes recolectada por los filtros en la segunda corrida del reactor (03/10/2019).

<b>Filtro</b>	<b>Limpio [g]</b>	<b>Sucio [g]</b>	<b>Diferencia [g]</b>
Ciclón	483,6	565,7	82,1
Intercambiador de calor	15400	16400	1000
Contenedor del intercambiador	3375,2	5529,9	2154,7
Burbujeador	8195,6	7608,4	-587,2
Filtro burucha	25800	27600	1800
Filtro arena	37800	38000	200
Tuberías	8800	8904,15	104,2
Total	-	-	4753,75

Tabla 5.8: Masa de contaminantes recolectada por los filtros en la tercera corrida del reactor (07/10/2019).

<b>Filtro</b>	<b>Limpio [g]</b>	<b>Sucio [g]</b>	<b>Diferencia [g]</b>
Ciclón	484,9	561,3	76,4
Intercambiador de calor	15800	16200	400
Contenedor del intercambiador	3368,5	5740,4	2371,9
Burbujeador	8337,9	7538,2	-799,7
Filtro burucha	26800	28600	1800
Filtro arena	37800	38200	400
Tuberías	8873,2	8904,15	31
Total	-	-	4279,6

Tabla 5.9: Masa de contaminantes recolectada por los filtros en la cuarta corrida del reactor (09/10/2019).

<b>Filtro</b>	<b>Limpio [g]</b>	<b>Sucio [g]</b>	<b>Diferencia [g]</b>
Ciclón	486,4	525,5	39,1
Intercambiador de calor	15600	16200	600
Contenedor del intercambiador	3364,8	4976,9	2612,1
Burbujeador	8097,6	7433,1	-664,5
Filtro burucha	27200	28600	1400
Filtro arena	37800	38200	400
Tuberías	8887,5	8906,5	19
Total	-	-	4405,7

## 5.2. CONTAMINANTES RECOLECTADOS

Tabla 5.10: Masa de contaminantes recolectada por los filtros en la quinta corrida del reactor (11/10/2019).

Filtro	Limpio [g]	Sucio [g]	Diferencia [g]
Ciclón	483,4	534,9	51,1
Intercambiador de calor	15400	16600	1200
Contenedor del intercambiador	3378,5	5901,7	2523,2
Burbujeador	8125	7623,9	-501,1
Filtro burucha	27800	29600	1800
Filtro arena	37800	38500	700
Tuberías	8890,9	8901,8	10,9
Total	-	-	5784,5

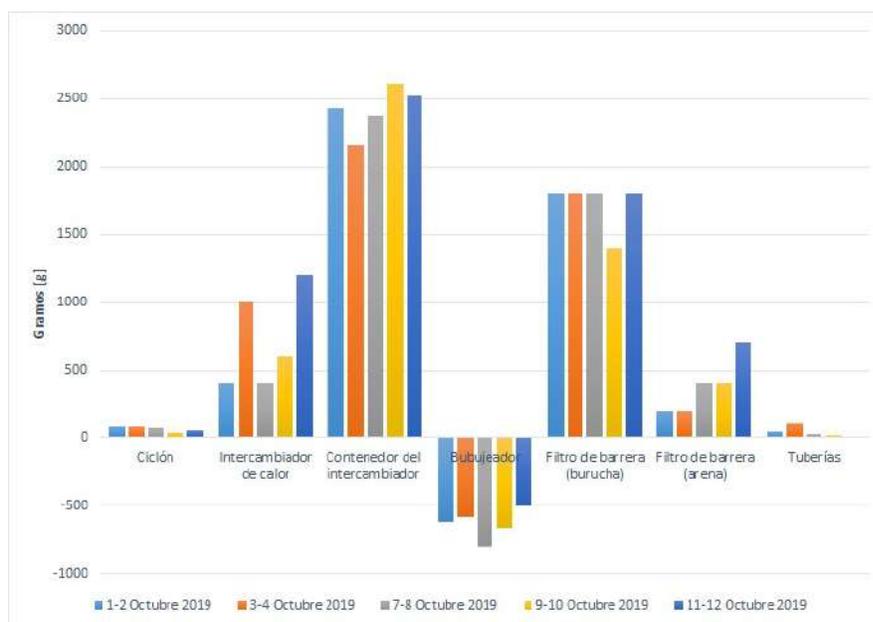


Figura 5.4: Gráfico de barras de la cantidad de contaminantes recolectados por cada filtro.

Al analizar los datos en cada uno de los cuadros y en la figura 5.4 se pueden observar varios patrones, el primero y más interesante es que el burbujeador aparenta haber perdido masa, esto es debido a que el burbujeo fue muy violento lo que provocó que parte del biodiésel mezclado con alquitrán fuera trasegado al primer filtro de barrera (burucha), esto se ve reflejado en el aumento de masa de este filtro el cual ronda entre los 1400 g a 1800 g; además, a la hora de realizar la limpieza del primer filtro de barrera se pudo observar gran parte del diésel tanto en la burucha como en el fondo del contenedor (figura 4.20); similar a proyecto realizado por [6] y [30], la burucha en el filtro de barrera cambió a un color oscuro, lo cual indica que parte del alquitrán presente en el gas de síntesis fue absorbido por este. Es importante mencionar que a la hora de limpiar el burbujeador se observó una gran concentración de precipitado de alquitrán en el fondo del contenedor, como se puede observar en la figura 4.18; además,

## 5.2. CONTAMINANTES RECOLECTADOS

---

el color del biodiésel cambio de ámbar a un color negro, similar a sucedido en los resultados del proyecto [6], en donde el aceite de canola utilizado en el burbujeador cambio de un color amarillo claro a un color negro, debido a que este se saturó de alquitrán.

Para el caso del intercambiador de calor, este fue el filtro que más contaminantes recolectó, esto es debido a que tanto el agua como parte del alquitrán suspendido en el gas se condensó producto del cambio de temperatura, el cual fue recolectado en gran parte por el contenedor del intercambiador de calor similar al caso reportado por [6]; a la hora de realizar la limpieza de este filtro se pudo observar una capa de condensado de alquitrán en el fondo del contenedor, además, tanto a las paredes del contenedor como a las tuberías del intercambiador se le creó una capa de alquitrán (figura 4.22). Para el caso del filtro con arena se puede observar que logró absorber una considerable cantidad de contaminantes (entre 200 g a 700 g), es importante recordar que la arena contenía sílice, el cual es un material que absorbe la humedad, por lo que parte de la masa ganada es debido a la humedad presente en el gas de síntesis, la cual no fue condensada en el intercambiador de calor; como se puede apreciar en la figura 4.21 el color de la arena cambio de blanco a negro similar a lo ocurrido en el proyecto de [30], lo cual indica que gran parte de las partículas finas de alquitrán fue recolectado por este filtro, las cuales no pudieron ser recolectadas por filtros anteriores recalcando la importancia de tener un filtro para partículas finas de alquitrán. Finalmente para el caso del ciclón podemos ver que aunque si recolectó cierta cantidad de contaminantes, su valor es pequeño en comparación con los otros filtros, esto se debe a que el ciclón se especializa en recolectar partículas grandes, además su eficiencia aumenta para partículas secas, y disminuye para el caso de partículas viscosas, como lo es el caso del alquitrán; a la hora de realizar la limpieza del ciclón se pudo observar que se formó una capa rugosa de alquitrán tanto en las paredes del ciclón como en conducto de salida (figuras 4.15 y 4.16), el cual pudo afectar la eficiencia del ciclón a la hora de recolectar alquitrán, debido a que al aumentar la rugosidad superficial de las paredes internas del ciclón la caída de presión disminuye debido a que la turbulencia aumenta, como se mencionó anterior la eficiencia del ciclón aumenta al aumentar la caída de presión [28]; otro parámetro a considerar es que a la hora de formarse una capa en las paredes del ciclón esta afecta la re-introducción de las partículas ya que estas no se mantienen contra la pared interna del ciclón con lo cual nada evita que las partículas ingrese nuevamente a la corriente del gas sin ser filtradas [28].

### 5.3. DATOS OBTENIDOS POR EL ANALIZADOR DE GAS DE SÍNTESIS

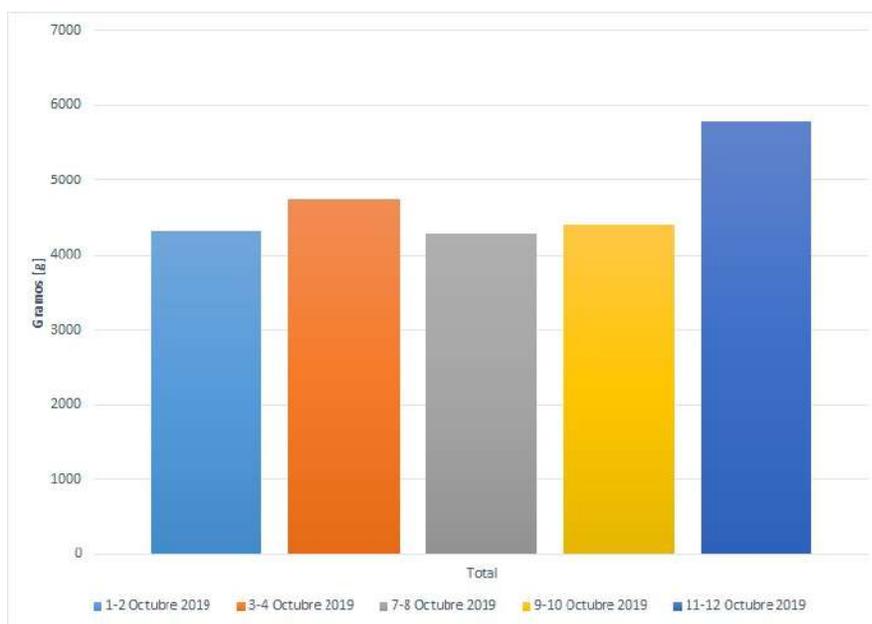


Figura 5.5: Gráfico de barras de la cantidad de contaminantes total recolectada por el sistema de filtros.

Al analizar los resultados totales del sistema de filtros (figura 5.5) como si fuera un solo filtro se puede ver que la cantidad de contaminantes recolectadas es considerable, en el cual el mínimo se presentó el día 09/10/2019 para un valor de 4279,6 g y la cantidad máxima se dio el día 11/10/2019 con un valor de 5784,5 g; estos datos reflejan la importancia de tener un sistema de filtros en un reactor de gasificación en vista de que esta cantidad de contaminantes dañaría cualquier motor de combustión en el que el gas se deseara utilizar.

### 5.3. Datos obtenidos por el analizador de gas de síntesis

Para analizar el gas de síntesis producido se utilizó un analizador de gas modelo ETG MCA 100 BIO, el cual se conectó en la salida del sistema de filtros; los datos obtenidos por el analizador de gas aparecen en el cuadro y 5.11.

Tabla 5.11: Datos registrados por el analizador de gas de síntesis.

CH <sub>4</sub> [%]	CO [%]	CO <sub>2</sub> [%]	O <sub>2</sub> [%]	H <sub>2</sub> [%]	N <sub>2</sub> [%]
25,01	18,14	19,12	0,18	13,47	24,08
24,82	19,25	16,43	0,32	11,66	27,52
25,67	19,45	16,61	0,35	11,28	26,64
29,83	17,88	21,12	0,13	14,25	16,79
30,12	19,22	19,83	0,18	12,94	17,71
29,30	19,48	19,06	0,24	12,08	19,84

## 5.4. CANTIDAD DE GAS DE SÍNTESIS PRODUCIDO

Tabla 5.12: Composición promedio del gas de síntesis en diferentes estudios.

CH <sub>4</sub> [%]	CO [%]	CO <sub>2</sub> [%]	O <sub>2</sub> [%]	H <sub>2</sub> [%]	N <sub>2</sub> [%]	Referencia
1,12	17,17	-	-	18,42	-	[61]
18,58	19,05	12,04	2,76	6,85	-	[62]
6,21	33,99	31,01	-	27,28	-	[63]
6,28	35,74	27,41	-	28,95	-	[63]
1,8	17,1	14,8	-	14,6	51,7	[64]
2,02	24,04	14,66	1,69	24,04	43,62	[65]
1,5 - 2,2	18 - 20	10 - 12	-	18 - 20	35,8 - 44,5	[66]

Utilizando los valores registrados en el cuadro 5.11, la composición química promedio del gas de síntesis obtenido es: 27,46 % para CH<sub>4</sub>, 19,90 % para CO, 18,70 % para CO<sub>2</sub>, 0,23 % para O<sub>2</sub>, 12,61 % para H<sub>2</sub> y 22,10 % para N<sub>2</sub>. Al comparar estos datos con los valores del cuadro 5.12 se puede observar que los valores de CO, CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, y H<sub>2</sub> cumplen con los rangos de porcentajes dados; además, se puede observar que el porcentaje del metano (CH<sub>4</sub>) producido es mucho mayor que los reportados en el cuadro 5.12, esto se debe a la temperatura de operación del reactor de gasificación (alrededor de 800 °C), es menor que la reportada para los casos del cuadro 5.12 (entre 1000 °C a 1200 °C); para estos valores de temperaturas el metano es consumido para dar lugar a la formación de H<sub>2</sub> y CO [67], debido a la diferencia en la temperatura de operación del reactor es que el porcentaje de metano (CH<sub>4</sub>) es mayor.

## 5.4. Cantidad de gas de síntesis producido

Para determinar la cantidad de gas de síntesis producido por el reactor de gasificación primero se determinó la cantidad de moles de nitrógeno (N<sub>2</sub>), presentes en el agente gasificante, el cual esta compuesto de un 78 % de nitrógeno. Esto se realizó con la premisa de que el nitrógeno no reacciona en el proceso de gasificación por lo que la cantidad de moles se mantiene constante antes y después de la reacción. Seguidamente, utilizando la información del cuadro 5.11, y conociendo la cantidad de moles de nitrógeno se determinó el caudal producido del gas de síntesis. Además, fue necesario determinar el flujo volumétrico del gas de síntesis para condiciones normales; presión igual a 101.325 Pa y temperatura de 0°C. Los resultados obtenidos se pueden apreciar en el cuadro 5.13

Tabla 5.13: Flujo volumétrico real y normal del gas de síntesis producido por hora.

Dato	Valor	Unidad
Volumen real	45,05	m <sup>3</sup> /hr
Volumen normal	35,18	Nm <sup>3</sup> /hr

## 5.5. Cambios de presión

### 5.5.1. Viscosidad del gas de síntesis

Para determinar la caída de presión en los diferentes filtros y tuberías, primero fue necesario calcular la viscosidad dinámica de gas de síntesis; para ello si se conoce la composición

## 5.5. CAMBIOS DE PRESIÓN

y la viscosidad de los componentes de una mezcla de gases, la viscosidad de la mezcla a bajas presiones puede calcular utilizando la ecuación [68],[69],[70]:

$$\mu = \frac{\sum_{i=1}^N y_i \mu_i \sqrt{M_{gi}}}{\sum_{i=1}^N y_i \sqrt{M_{gi}}} \quad (5.2)$$

En donde:

- $y_i$ : fracción molar del componente “i”.
- $\mu_i$ : viscosidad del componente “i” a la temperatura deseada [Pa· s].
- $M_{gi}$ : peso molecular del componente “i”.
- $N$ : cantidad de componentes en la mezcla [adimensional].

Es importante mencionar que la viscosidad se calculó para dos temperaturas, antes (200 °C) y después (50 °C) del intercambiador de calor.

Tabla 5.14: Viscosidad de los componentes del gas de síntesis a 200 °C.

Elemento	Viscosidad [Pa·s]	Masa molar [g/mol]	Fracción molar
$CH_4$	$1,63 \times 10^{-5}$	16,04	0,296
$CO$	$2,52 \times 10^{-5}$	28,011	0,206
$CO_2$	$2,30 \times 10^{-5}$	44,01	0,201
$O_2$	$2,93 \times 10^{-5}$	32,00	0,00259
$H_2$	$1,21 \times 10^{-5}$	2,02	0,134
$N_2$	$2,51 \times 10^{-5}$	28,01	0,165

Tabla 5.15: Viscosidad de los componentes del gas de síntesis a 50 °C.

Elemento	Viscosidad [Pa·s]	Masa molar [g/mol]	Fracción molar
$CH_4$	$1,19 \times 10^{-5}$	16,04	0,295
$CO$	$1,88 \times 10^{-5}$	28,011	0,203
$CO_2$	$1,61 \times 10^{-5}$	44,01	0,202
$O_2$	$2,18 \times 10^{-5}$	32,00	0,00259
$H_2$	$9,40 \times 10^{-5}$	2,02	0,134
$N_2$	$1,89 \times 10^{-5}$	28,01	0,165

Utilizando la ecuación 4.7 y los datos de los cuadros 5.14 y 5.15, las viscosidades del gas de síntesis son  $1,31 \times 10^{-4}$  Pa·s a 200 °C y  $0,969 \times 10^{-4}$  Pa·s a 50 °C.

### 5.5.2. Densidad del gas de síntesis

Al igual que en la sección anterior, para calcular la caída de presión en los filtros y tuberías fue necesario determinar la densidad del gas de síntesis a diferentes temperaturas (200 °C y 50 °C), mediante la ecuación:

## 5.5. CAMBIOS DE PRESIÓN

$$\rho_g = \frac{\sum_{i=1}^n m_i}{\sum_{i=1}^n V_i} \quad (5.3)$$

En donde:

- $m_i$ : masa del “ $i$ ” compuesto [kg].
- $V_i$ : volumen del “ $i$ ” compuesto [m<sup>3</sup>].
- $n$ : cantidad de compuestos.

Para ello, utilizando los valores obtenidos de los porcentajes de los compuestos del gas de síntesis mediante el analizador de gas (cuadro 5.11), se calculó el valor promedio de los porcentajes, una vez realizado esto, se determinó el volumen de cada compuestos mediante estos porcentajes y el volumen real del gas de síntesis (cuadro 5.13), para las 3 horas de operación del reactor de gasificación, ( $V_{rt} = 135,13 \text{ m}^3$ ), seguidamente mediante las densidades de cada compuesto a la temperatura deseada se determinó la masa de cada uno, finalmente mediante la ecuación 4.8 se calculó la densidad de la mezcla; el resumen de los datos utilizado aparecen en los cuadros 5.16 y 5.17.

Tabla 5.16: Datos utilizados para determinar la densidad del gas de síntesis a 200 °C.

Compuesto	% presente	Volumen [m <sup>3</sup> ]	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	Masa [kg]
$CH_4$	27,46	37,10	0,4209	15,62
$CO$	18,90	25,54	0,7341	18,75
$CO_2$	18,70	25,26	1,1607	29,32
$O_2$	0,23	0,3	0,9005	0,27
$H_2$	12,61	17,04	0,0524	0,89
$N_2$	22,09	29,85	0,5104	15,24

Tabla 5.17: Datos utilizado para determinar la densidad del gas de síntesis a 50 °C.

Compuesto	% presente	Volumen [m <sup>3</sup> ]	Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	Masa [kg]
$CH_4$	27,46	37,10	0,6163	22,86
$CO$	18,90	25,54	1,0749	27,45
$CO_2$	18,70	25,26	1,6995	42,93
$O_2$	0,23	0,3	1,3184	0,40
$H_2$	12,61	17,04	0,0768	1,31
$N_2$	22,09	29,85	0,7473	22,31

Utilizando la información de los cuadros 5.16 y 5.17 y la ecuación 4.8 las densidades son  $\rho_g = 0,593 \text{ kg/m}^3$  para 200 °C y  $\rho_g = 0,868 \text{ kg/m}^3$  para 50 °C.

### 5.5.3. Caída de presión en las tuberías

Para determinar la caída de presión en las tuberías en primer lugar fue necesario determinar el número de Reynolds del gas de síntesis mediante la ecuación 3.71 para cada temperatura

## 5.5. CAMBIOS DE PRESIÓN

analizada (200 °C y 50 °C); para ello mediante el uso de un anemómetro digital se midió la velocidad del aire en las tuberías, el cual registró un valor medio de 0,5 m/s. El resumen de los datos utilizados para calcular el número de Reynolds aparece en el cuadro 5.18.

Tabla 5.18: Datos utilizados para calcular el número de Reynolds para diferentes temperaturas.

Símbolo	Valor	Valor	Unidades
Temperatura	200	50	°C
$\rho$	0,592	0,868	kg/m <sup>3</sup>
$D$	0,0381	0,0381	m
$v$	0,5	0,5	m/s
$\mu$	1,31x10 <sup>-4</sup>	9,69x10 <sup>-5</sup>	Pa·s
$Re$	85,6	169,43	adimensional

Debido a que los números de Reynolds para ambas temperaturas son menores a 2100, el flujo es considerado laminar, por lo que el factor de fricción ( $f$ ) de la ecuación 2.70 solo depende del número de Reynolds y es independiente de la rugosidad absoluta ( $\epsilon$ ) de la pared interior de la tubería; así utilizando la ecuación 2.72 el factor de fricción “ $f$ ” es 0,742 a 200 °C y 0,375 a 50 °C. Finalmente se calculó la caída de presión en las tuberías debido a la fricción utilizando las longitudes de las tuberías del cuadro 4.14 y la ecuación 2.70. El resumen de los datos utilizados para cada tubería aparece en el cuadro 5.19.

Tabla 5.19: Datos utilizados para calcular la caída de presión en las tuberías debido a la fricción ( $h_f$ ).

Tubería	L <sub>1</sub>	L <sub>2</sub>	L <sub>3</sub>	L <sub>4</sub>	L <sub>5</sub>
Longitud [m]	1,8	0,3	0,46	1,15	0,95
$v$ [m/s]	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
$D_t$ [m]	0,0381	0,0381	0,0381	0,0381	0,0381
$g_n$ [m/s <sup>2</sup> ]	9,81	9,81	9,81	9,81	9,81
$f$	0,742	0,375	0,375	0,375	0,375
$h_l$ [m]	0,447	0,0376	0,0580	0,144	0,119

En donde:

- $L_1$ : tubería ciclón-intercambiador de calor.
- $L_2$ : tubería intercambiador de calor-burbujeador.
- $L_3$ : tubería burbujeador-filtro de barrera con burucha.
- $L_4$ : tubería filtro de barrera con burucha-filtro de barrera con arena.
- $L_5$ : tubería filtro de barrera con arena-antorcha.

Seguidamente se determinó la caída de presión en las tuberías debido a los accesorios ( $h_{acc}$ ). Para ello primero fue necesario determinar el valor del coeficiente de resistencia por accesorios ( $K$ ) para cada tubería mediante la ecuación 2.75. La información utilizada para cada tubería aparecen en los cuadros 5.20 al 5.24.

## 5.5. CAMBIOS DE PRESIÓN

---

Tabla 5.20: Datos utilizados para calcular la K en la tubería ciclón-intercambiador de calor.

<b>Accesorio</b>	<b>n</b>	<b>K<sub>1</sub></b>	<b>K<sub>∞</sub></b>	<b>K<sub>1</sub> · n</b>	<b>K<sub>∞</sub> · n</b>
Codos radio corto	3	800	0,4	2400	1,2
Entrada	1	160	0,5	160	0,5
Salida	1	0	1	0	1
Suma	-	-	-	2560	2,7

Tabla 5.21: Datos utilizados para calcular la K en la tubería intercambiador de calor-burbujeador.

<b>Accesorio</b>	<b>n</b>	<b>K<sub>1</sub></b>	<b>K<sub>∞</sub></b>	<b>K<sub>1</sub> · n</b>	<b>K<sub>∞</sub> · n</b>
Codos radio corto	3	800	0,4	2400	1,2
Entrada	1	160	0,5	160	0,5
Salida	1	0	1	0	1
Suma	-	-	-	2560	2,7

Tabla 5.22: Datos utilizados para calcular la K en la tubería burbujeador-filtro de barrera con burucha.

<b>Accesorio</b>	<b>n</b>	<b>K<sub>1</sub></b>	<b>K<sub>∞</sub></b>	<b>K<sub>1</sub> · n</b>	<b>K<sub>∞</sub> · n</b>
Codos radio corto	2	800	0,4	1600	0,8
Entrada	1	160	0,5	160	0,5
Salida	1	0	1	0	1
Suma	-	-	-	1760	2,3

Tabla 5.23: Datos utilizados para calcular la K en la tubería filtro de barrera con burucha-filtro de barrera con arena.

<b>Accesorio</b>	<b>n</b>	<b>K<sub>1</sub></b>	<b>K<sub>∞</sub></b>	<b>K<sub>1</sub> · n</b>	<b>K<sub>∞</sub> · n</b>
Codos radio corto	4	800	0,4	3200	1,6
Entrada	1	160	0,5	160	0,5
Salida	1	0	1	0	1
Suma	-	-	-	3360	3,1

Tabla 5.24: Datos utilizados para calcular la K en la tubería filtro de barrera con arena-antorcha.

<b>Accesorio</b>	<b>n</b>	<b>K<sub>1</sub></b>	<b>K<sub>∞</sub></b>	<b>K<sub>1</sub> · n</b>	<b>K<sub>∞</sub> · n</b>
Codos radio corto	4	800	0,4	3200	1,6
Entrada	1	160	0,5	160	0,5
Salida	1	0	1	0	1
Suma	-	-	-	3360	3,1

## 5.5. CAMBIOS DE PRESIÓN

Una vez que se calculó el valor del coeficiente de resistencia por accesorios ( $K$ ) para cada tubería, se calculó la caída de presión por los accesorios mediante la ecuación 3.74. Los datos utilizados al igual que los resultados obtenidos aparecen en el cuadro 5.25.

Tabla 5.25: Datos utilizados para calcular la caída de presión en las tuberías debido a los accesorios ( $h_{acc}$ ).

Tubería	L <sub>1</sub>	L <sub>2</sub>	L <sub>3</sub>	L <sub>4</sub>	L <sub>5</sub>
Re	85,60	169,43	169,43	169,43	169,43
K <sub>1</sub>	2560	2560	1760	3360	3360
K <sub>∞</sub>	2,7	2,7	2,3	3,1	3,1
K	34,4078	19,6092	14,2209	24,9975	24,9975
$v$ [m/s]	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
$g_n$ [m/s <sup>2</sup> ]	9,81	9,81	9,81	9,81	9,81
$h_{acc}$ [m]	0,436	0,248	0,180	0,317	0,317

Utilizando los datos de los cuadros 5.19 y 5.25, y la ecuación 2.69, se calculó la caída de presión para cada tubería, los datos utilizado y los resultados aparecen en el cuadro 5.26. Es importante mencionar que la velocidad del gas a la hora de trasegar en las diferentes tuberías no vario considerablemente, esto se debe a las bajas velocidades y a que la corta longitud de cada tubería por lo que se asumió que las velocidades de entrada y salida en cada tubería son iguales ( $v_1 = v_2$ ).

Tabla 5.26: Datos utilizados para calcular la caída de presión total en las tuberías ( $P_1 - P_2$ ).

Tubería	L <sub>1</sub>	L <sub>2</sub>	L <sub>3</sub>	L <sub>4</sub>	L <sub>5</sub>
$h_l$ [m]	0,447	0,0376	0,0580	0,144	0,119
$h_{acc}$ [m]	0,436	0,248	0,180	0,317	0,317
$\Delta Z$ [m]	-1,4	-0,24	-0,5	-0,74	-0,67
$g_n$ [m/s <sup>2</sup> ]	9,81	9,81	9,81	9,81	9,81
$\rho$ [kg/m <sup>3</sup> ]	0,595	0,868	0,868	0,868	0,868
$\Delta P$ [Pa]	-2,95	0,40	-2,20	-2,34	-1,96

Los valores negativos en la diferencia de altura en el cuadro 5.26 se dan debido a que para las tuberías la entrada se encuentra a mayor altura que la salida; lo cual favorece al flujo que el gas de síntesis, así los valores que se oponen a la salida del gas son las pérdidas por fricción y por accesorios. Para los casos en que la diferencia de presión ( $\Delta P$ ) sean negativos el gas fluye sin ayuda de una fuerza externa, lo que indica que tanto las pérdidas por fricción y accesorios es menor que la presión debido a la altura; para el caso en que  $\Delta P$  es positivo, es necesario una fuerza externa para trasegar el gas de síntesis a través de la tubería.

### 5.5.4. Caída de presión en el ciclón

Para determinar la caída de presión teórica en el ciclón se utilizó las ecuaciones de la 2.8 a la 2.13, y las dimensiones obtenidas en el cuadro 4.6, así los resultados obtenidos son:

## 5.5. CAMBIOS DE PRESIÓN

Tabla 5.27: Datos utilizados para calcular la caída de presión teórica en el ciclón.

Símbolo	Valor	Unidades
$V_{ec}$	7,11	m/s
$V_{ic}$	3,62	m/s
$R_I$	0,019	m
$A_{sc}$	0,041	m <sup>2</sup>
$\Phi$	0,00080	-
$\Delta p_c$	343,63	Pa

Es importante mencionar que el caudal utilizado en las ecuaciones 2.12 y 2.13 caudal real en el cuadro 5.13; además la densidad del fluido ( $\rho_g$ ) en la ecuación 2.8 es la densidad del gas de síntesis a 200 °C debido a que el ciclón se encuentra antes del intercambiador de calor. A la hora de compararlo con la caída de presión del ciclón en el proyecto de [4], el cual tiene una caída de 1500 Pa, se puede ver una clara reducción de la caída de presión; lo cual indica superioridad del modelo seleccionado en cuanto a la caída de presión.

### 5.5.5. Caída de presión en el burbujeador

Para determinar la caída de presión en el burbujeador se utilizó la ecuación 2.65. Debido a la forma y los materiales utilizados para construir el burbujeador, además del funcionamiento del burbujeador fue posible únicamente calcular la caída de presión en el inicio de la corrida del reactor, el cual es la presión que debe superar el ventilador para iniciar el proceso de burbujeo. La razón por la cual no fue posible determinar la caída de presión es por que como se mencionó anteriormente parte del biodiésel junto con el alquitrán recolectado se desplazó a primer filtro de barrera; por lo que no es posible determinar el porcentaje de alquitrán atrapado en la mezcla final. Los datos utilizados para calcular la caída de presión inicial aparecen en el cuadro 5.28.

Tabla 5.28: Datos utilizados para calcular la caída de presión teórica en el burbujeador.

Símbolo	Valor	Unidades
$\rho_g$	-	kg/m <sup>3</sup>
$\epsilon_g$	0	-
$\rho_l$	878,6	kg/m <sup>3</sup>
$\epsilon_l$	1	-
$\rho_s$	-	kg/m <sup>3</sup>
$\epsilon_s$	0	-
$g$	9,81	m/s <sup>2</sup>
$\Delta H$	0,1768	m
$\Delta P_s$	1524,091	Pa

La altura de la columna del líquido ( $\Delta H$ ) fue determinada conociendo el volumen del biodiésel utilizado (0,0035 m<sup>3</sup>) y el área de la base del contenedor del burbujeador, la cual tiene un diámetro de 158,75 mm. Así la presión inicial que debe vencer el ventilador para hacer funcionar el burbujeador es 1524,091 Pa.

### 5.5.6. Caída de presión en los filtros de barrera

#### Filtro con arena sílica

Para determinar la caída de presión teórica en el filtro de barrera con arena primero fue necesario calcular la densidad aparente de la arena en el lecho ( $\rho_b$ ); mediante una balanza digital se pesó la masa de la arena utilizada en el filtro, cual dio un valor de 9,205 kg, seguidamente conociendo el diámetro interno del contenedor (0,2988 m) y el espesor de la capa de arena (0,1016 m) se determinó el volumen ocupado por la arena en el contenedor (0,007124 m<sup>3</sup>), así la densidad aparente ( $\rho_b$ ) de la arena es:

$$\rho_b = \frac{9,205 \text{ kg}}{0,007124 \text{ m}^3} = 1292,17 \text{ kg/m}^3 \quad (5.4)$$

Una vez determinada la densidad aparente ( $\rho_b$ ) de la arena y conociendo la densidad real de la arena sílica ( $\rho_s = 1538 \text{ kg/m}^3$ ), se determinó la porosidad del lecho ( $\epsilon$ ) mediante la ecuación 2.68. Seguidamente se determinó la esfericidad de la arena sílica; debido a que el diámetro promedio del grano de arena es de 0,5 mm y que tanto el volumen como el área superficial de cada grano es muy pequeño se asumió que presentan una forma esférica, lo que da una esfericidad de las partículas del lecho ( $\Phi_s$ ) igual a 1. Finalmente la viscosidad del gas de síntesis utilizada es  $\mu = 9,69 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$ , el cual corresponde al valor de la viscosidad de la mezcla para 50 °C, debido a que el filtro con arena se encuentra después del intercambiador de calor. Utilizando esta información y la ecuación 2.66 se calculó la caída de presión teórica en el filtro de barrera con arena; los datos utilizados se pueden apreciar en el cuadro 5.29.

Tabla 5.29: Datos utilizados para determinar la caída de presión en el filtro de barrera con arena.

Símbolo	Valor	Unidades
$\rho_s$	1538	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_b$	1291,17	kg/m <sup>3</sup>
$\epsilon$	4,5761	-
$L$	101,6	mm
$K$	180	-
$V_o$	0,5	m/s
$\mu$	$9,69 \times 10^{-5}$	Pa·s
$\Phi_s$	1	-
$D_p$	0,5	mm

Utilizando los datos del cuadro 5.29 la caída de presión en el filtro de barrera con arena es  $\Delta P = 612,67 \text{ Pa}$ .

## 5.6. Rediseño del burbujeador

Como se pudo apreciar anteriormente, es necesario realizar un rediseño del burbujeador, debido a parte del biodiésel mezclado con alquitrán fue trasegado al primer filtro de barrera (figura 5.4). Para realizar esta labor se consideraron tres condiciones: primero se aseguró que la relación entre la altura de la columna del fluido ( $h_{flu}$ ) y el diámetro del distribuidor de gas

## 5.6. REDISEÑO DEL BURBUJEADOR

( $D_{gas}$ ) esté en un rango de  $2 \leq h_{flu}/D_{gas} \leq 5$ , según lo recomendado por [40],[42], debido a que la retención del gas no presenta ningún efecto para valores superiores a 5. Para la segunda condición se aseguró que el diámetro de la columna de burbujas tuviera un valor entre 10 a 15 centímetros debido a que la retención del gas no es significativa para diámetros mayores, además se desea que el diámetro del distribuidor de gas sea grande puesto que aumenta el caudal del gas que entra al burbujeador. Finalmente al seleccionar la altura de la columna del burbujeador es preferible grandes alturas dado que ayuda a que el gas este mayor tiempo en contacto con el fluido; pero este debe de estar en una altura entre 1 a 3 metros debido a que la retención de gas es insignificante para alturas superiores.

### 5.6.1. Distribuidor de gas del burbujeador ideal

Para el rediseño del distribuidor de gas la forma y el tamaño del distribuidor de gas se mantuvo igual debido a que se comprobó de manera visual que la forma seleccionada y el tamaño de los agujeros es muy eficaz a la hora de recolectar alquitrán, ya que gran cantidad de este se precipitó en el fondo del burbujeador. Los brazos de la araña se utilizaron 5 tubos de acero inoxidable AISI 304 con un diámetro nominal de 12,7 mm (0,5 in) y una longitud aproximada de 50,8 mm (2 in), los cuales se soldaron en una tubería de acero inoxidable de un diámetro nominal de 38,1 mm (1,5 in), utilizando estas dimensiones el diámetro del distribuidor de gas tiene un valor aproximado de 14 cm, el cual es menor a 15 cm, cumpliendo así la segunda condición; además, en cada extremo de los tubos se soldaron una placa metálica a modo de tapa, finalmente a cada tubo se le realizó 5 agujeros con un diámetro de 5 mm en la parte inferior, para un total de 30 agujeros. El plano de construcción y el isométrico del distribuidor de gas del burbujeador se pueden ver en las figuras 5.17 y 5.18 de la sección de anexos.

### 5.6.2. Carcasa del burbujeador ideal

Para el rediseño de la carcasa del burbujeador se utilizó una forma cilíndrica, debido a que se observó que esta forma ayuda a reducir esquinas en donde se pueden concentrar los condensados, facilitando así el proceso de limpieza posterior al uso del burbujeador. El diámetro de la carcasa es igual al del modelo anterior pero se aumentó de altura para asegurarse que líquido utilizado no sea trasegado al primer filtro de barrera; para determinar la altura se utilizó la primera y tercera condición en el cual la altura de la columna del líquido debe de ser máximo 5 veces el diámetro del distribuidor de gas, así se seleccionó una altura de 70 cm para la columna del líquido, además, se debe de considerar un espacio libre en donde el líquido pueda burbujear libremente sin que este sea trasegado al primer filtro de barrera; por lo que la altura del nuevo rediseño de la carcasa del burbujeador se seleccionó en 85 cm. Las dimensiones de la sección cilíndrica aparecen en el cuadro 5.30.

Tabla 5.30: Dimensiones de de la sección cilíndrica contenedor del burbujeador.

Diámetro exterior [mm]	Diámetro interior [mm]	Altura [mm]	Espesor de pared [mm]
158,75	152,40	850,00	3

En la parte superior del cilindro se realizó un agujero de 38,1 mm (1,5 in) por donde va a entrar el gas de síntesis proveniente del intercambiador de calor, a este se le soldó un

## 5.6. REDISEÑO DEL BURBUJEADOR

---

acople clamp de 38,1 mm (1,5 in) de diámetro nominal, además, se le soldó a un tubo de 38,1 mm (1,5 in) el cual mediante un codo se dirige al fondo del contenedor en donde se colocó el distribuidor de gas, es importante mencionar que al igual que el modelo anterior, entre el fondo del contenedor y el distribuidor de gas se dejó un espacio aproximado de 10 mm, esto con la finalidad de permitir que las burbujas puedan salir libremente. Además, a un lado del contenedor se realizaron dos agujeros de 12,7 mm a los cuales se le colocó una unión roscada y un codo roscado a cada orificio, además entre los codos se colocó una manguera transparente la cual funciona como mirilla para poder controlar la altura del líquido cuando este se vierte dentro del contenedor. Finalmente en la parte inferior del contenedor se le soldó una placa de acero inoxidable AISI 304, con un espesor de 6,35 mm (0,25 in), la cual funciona como “tapa” sellando el extremo inferior de la carcasa; además, en la parte superior de la carcasa, se soldaron tres piezas de sujeción (figura 4.3) las cuales unen la tapa con la carcasa. El plano de construcción y el isométrico de la carcasa del burbujeador se pueden ver en las figuras 5.35 y 5.36 de la sección de anexos.

### 5.6.3. Tapa del burbujeador ideal

Para la construcción de la tapa del burbujeador ideal se utilizó una forma similar a la tapa del intercambiador de calor; para ello se utilizó una lámina de acero inoxidable 304 con un espesor de 6,35 mm (0,25 in) a la cual se le realizó una apertura en el centro por donde sale el gas; en la cual se soldó un acople clamp de 38,1 mm (1,5 in) de diámetro nominal; se decidió colocar la salida del gas en la tapa en vez de un lado de la carcasa con la finalidad de evitar que el líquido del burbujeador sea trasegado al primer filtro de barrera. Finalmente se les realizó tres ranuras las cuales tienen profundidad máxima de 15 mm y una anchura de 10 mm; estas sirven para sellar la tapa mediante unas piezas de sujeción similares a las utilizadas en el intercambiador de calor (figura 4.3), las cuales se soldaron en la parte superior del cada contenedor. Los planos de construcción de la tapa del burbujeador ideal se pueden ver en las figuras 5.37 de la sección de anexos.

### 5.6.4. Tubería del burbujeador ideal

Por último se rediseño las tuberías que conectan el burbujeador por el intercambiador de calor y con el primer filtro de barrera; para ello se utilizó una tubería sanitaria de acero inoxidable 304 con un diámetro nominal de 38,1 mm (1,5 in); la longitud de estas son lo más cortas posibles debido a que el espacio disponible es limitado, además, una longitud corta ayuda a reducir la caída de presión debido a la fricción; finalmente igual que en las tuberías anteriores en cada extremo se soldó una unión tipo clamp de 38,1 mm (1,5 in) de diámetro nominal, el cual sirve para unir las tuberías con los diferentes filtros. La longitud y la cantidad de codos que tiene cada tubería se pueden apreciar en el cuadro 5.31. Los planos de construcción y los isométricos de las tuberías que conectan los filtros al burbujeador ideal se pueden ver en las figuras de la 5.38 a la 5.41 en la sección de anexos.

## 5.6. REDISEÑO DEL BURBUJEADOR

---

Tabla 5.31: Lista de las tuberías que conectan los filtros al burbujeador ideal.

<b>Tubería</b>	<b>Longitud total [m]</b>	<b>Codos</b>
Intercambiador de calor/Burbujeador	0,19	1
Burbujeador/Primer filtro de barrera	1,08	3

# Conclusiones

La eficiencia del intercambiador aumenta para un caudal del agua de alrededor  $0,625 \text{ dm}^3/\text{min}$ ; además, se percibió que si el caudal varía, tanto si aumenta como disminuye, el calor absorbido por el agua disminuye, lo cual se refleja en una disminución en la eficiencia del intercambiador de calor.

La temperatura de salida del gas de síntesis en intercambiador de calor tiene un valor máximo de  $57,15 \text{ }^\circ\text{C}$ ; el cual es menor que la temperatura de condensación del agua en San Pedro Montes de Oca ( $96,01 \text{ }^\circ\text{C}$ ), debido a esto gran parte del vapor de agua suspendido en el gas de síntesis se condensa; esto produce un gas de síntesis más limpio, con una mayor capacidad calorífica.

A través de los datos obtenidos de la cantidad de contaminantes recolectados por los diferentes filtros, se determinó que el intercambiador de calor presenta la mayor cantidad de contaminantes recolectados; lo cual se debió a que la mayor parte del agua y el alquitrán suspendido en el gas de síntesis se condensó, por lo que el intercambiador de calor es el filtro más eficiente para remover contaminantes, reflejando así la importancia de tener un intercambiador de calor eficiente en el sistema de filtros en un reactor de gasificación.

Se observó que el biodiésel utilizado en el burbujeador es un líquido muy eficiente para remover partículas de alquitrán en el gas de síntesis. Dado que a la hora de realizar la limpieza del contenedor del burbujeador se pudo observar una gran cantidad de precipitados de alquitrán, el cual sobresaturó el biodiésel. La burucha y la arena sílica utilizada en los filtros de barrera presentaron buena eficiencia a la hora de absorber las partículas de alquitrán, en especial la arena sílica puesto que también ayuda a disminuir el contenido de humedad en el gas de síntesis.

La temperatura de operación del reactor de gasificación (alrededor de  $800 \text{ }^\circ\text{C}$ ) para una relación de equivalencia (ER) igual a  $0,25$  provoca que el porcentaje de  $\text{CH}_4$  producido por el gas de síntesis aumente.

# Recomendaciones

Se recomienda construir el rediseño del burbujeador para evitar que parte del diésel sea trasegado al primer filtro de barrera, esto con la finalidad de poder realizar mediciones para determinar la eficiencia tanto del nuevo burbujeador como la del filtro de barrera con burucha, ya que con el modelo actual se compromete tanto la funcionalidad del burbujeador como la del filtro de barrera.

Se recomienda variar la cantidad de biodiésel utilizado en el re-diseño burbujeador para determinar el volumen óptimo; puesto que en el proceso de limpieza del modelo original se observó gran cantidad de precipitados de alquitrán debido a la sobresaturación del alquitrán, lo cual indica que la cantidad alquitrán presente en el gas de síntesis excede el límite máximo que el biodiésel puede absorber.

Se recomienda diseñar los contenedores con una tapa o apertura en la parte inferior, debido a que gran parte del alquitrán recolectado se incrusta en los bordes de la parte inferior de los contenedores, lo cual hace muy difícil el poder limpiarlos, lo que genera un mayor consumo en la cantidad de thinner necesaria para esta labor. En caso de que se realice esta variación es muy importante asegurarse que no se generen fugas mediante el uso de empaque adecuados.

Se recomienda realizar experimentos de laboratorio para determinar únicamente las concentraciones de partículas y alquitrán recolectadas por el sistema del filtros, eliminando el contenido de humedad presente en este, debido a que en las diferentes literaturas consultadas la forma de determinar la eficiencia de los filtros es basada en este parámetro el cual se sale del alcance de este proyecto.

A la hora de calcular la caída de presión práctica se recomienda utilizar manómetros diferenciales, debido a que las presiones teóricas calculadas varían entre cada filtro, como lo es en el caso de las tuberías en donde se tienen presiones negativas, además debido a que se esta trabajando con gas de síntesis y alquitrán es importante asegurarse que el líquido utilizado en el manómetro no reaccione con estos gases, debido a que esto podría afectar el cálculo de la presión.

Es importante revisar periódicamente los empaques que se utilizan en los diferentes filtros y tuberías, en especial los que se encuentran previos al intercambiador de calor, puesto que debido a las temperaturas elevadas estos tienden a deformarse, por lo que es importante revisarlos para evitar que se den fugas, se recomendaría realizar un estudio para determinar el tiempo de vida útil de estos empaques para poder predecir cuando estos están prontos a fallar.

# Referencias bibliográficas

- [1] P. De Filippis, M. Scarsella, B.de Caprariis y R. Uccellari, “Biomass gasification plant and syngas clean-up system”, *Energy Procedia*, vol. 75, pp. 240-245, 2015. doi: 10.1016/j.egypro.2015.07.318
- [2] B. Fortunato *et al.*, “Thermodynamic model of a downdraft gasifier”, *Energy Conversion and Management*, vol. 140, pp. 281-294, 2017. doi: 10.1016/j.enconman.2017.02.061
- [3] P. Basu, *Biomass gasification and pyrolysis*. Elsevier, 2010 [En línea]. Disponible en: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/C20090200997>
- [4] C. A. Forero y B. O. Orogun, “Design and study of biomass gasification syngas cleanup system for fueling SOFC fuel-cell”, Mines Nantes, Tech. Rep. BGSC, 2013.
- [5] Y. Richardson, M. Drobek, A. Julbe, J. Blin y F. Pinta, “Biomass gasification to produce syngas”, en *Recent Advances in Thermo-Chemical Conversion of Biomass*, 2015, pp. 213-250. doi: 10.1016/B978-0-444-63289-0.00008-9
- [6] S. Thapa, P. Bhoi, A. Kumar y R. Huhnke, “Effects of syngas cooling and biomass filter medium on tar removal”, *Energies*, vol. 10, pp. 1-349, 2017. doi: 10.3390/en10030349
- [7] A. Bhavanam, y R. C. Sastry, “Biomass gasification processes in downdraft fixed bed reactors: a review”, *International Journal of Chemical Engineering and Applications*, vol. 2, pp. 1-425, 2011. doi: 10.7763/IJCEA.2011.V2.146
- [8] C. Higman y M. van der Burgt, *Gasification*. Elsevier Science, 2008 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3y4l9xq>
- [9] G. Sanjeevi, “Automation and controls of downdraft biomass gasifier systems”, tesis, Faculty of Electrical and Electronics Engineering, 2013 [En línea]. Disponible en <http://hdl.handle.net/10603/16602>
- [10] A. Hiramatsu, “Experimental and analytical study of a high-temperature biomass gasification system”, tesis doctoral, Univ of Florida, 2011.
- [11] M. Balas, M. Lisy, J. Kubicek y J. Pospisil, “Syngas cleaning by wet scrubber”, *WSEAS Transactions on Heat and Mass Transfer*, vol. 9, pp. 195-204, 2014 [En línea]. Disponible en <https://bit.ly/3Abh5gI>
- [12] P. J. Woolcock y R. C. Brown, “A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas”, *Biomass and Bioenergy*, vol. 52, pp. 54-84, 2013. doi: 10.1016/j.biombioe.2013.02.036
- [13] P. Nicolaou, “Removal, utilization and separation of tars form syngas”, tesis, Sustainable Energy Technology, 2016 [En línea]. Disponible en <https://bit.ly/3hlNWXw>

- 
- [14] L. Coq y A. Duga, “Syngas treatment unit for small scale gasification-application to IC engine gas quality requirement”, *Journal of Applied Fluid Mechanics*, vol. 5, pp. 95-103, 2012 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3AcKrvM>
- [15] W. P. Chan *et al.*, “A hot syngas purification system integrated with downdraft gasification of municipal solid waste”, *Applied Energy*, vol. 237, pp. 227-240, 2019. doi: 10.1016/j.apenergy.2019.01.031
- [16] N. Abdoulmoumine, S. Adhikari, A. Kulkarni y S. Chattanathan, “A review on biomass gasification syngas cleanup”, *Applied Energy*, vol. 155, pp. 294-307, 2015. 10.1016/j.apenergy.2015.05.095
- [17] J. Bhandari *et al.*, “Accelerated pitting corrosion test of 304 stainless steel using ASTM G48; experimental investigation and concomitant challenges”, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, vol. 47, pp. 10-21, 2017. doi: 10.1016/j.jlp.2017.02.025
- [18] G.F. Sun *et al.*, “Microstructure and corrosion characteristics of 304 stainless steel laser-alloyed with Cr–CrB<sub>2</sub>”, *Applied Surface Science*, vol. 295, pp. 94-107, 2014. doi: 10.1016/j.apsusc.2014.01.011
- [19] S. K. Mandal, “Properties and grades of steels: structural, engineering and stainless steels”, en *Steel Metallurgy: Properties, Specifications and Applications*, 2015, pp. 1-29 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3qysRgE>
- [20] S. H. Avner, L. L. Aracana y F. A. Bartolome, *Introducción a la metalurgia física*. McGraw-Hill, 1977 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3h5VL4N>
- [21] L. Zhang *et al.*, “Effects of laser shock processing with different shocked paths on mechanical properties of laser welded ANSI 304 stainless steel joint”, *Materials Science and Engineering: A*, vol. 528, pp. 4652-4657, 2011. doi: 10.1016/j.msea.2011.02.054
- [22] T. Horiuchi y R. P. Reed, *Austenitic steels at low temperatures*. Boston, MA, USA: Springer US, 1983 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3qCxJle>
- [23] C. Caër y R. Pesci, “Local behavior of an AISI 304 stainless steel submitted to in situ biaxial loading in SEM”, *Materials Science and Engineering: A*, vol. 690, pp. 44-51, 2017. doi: 10.1016/j.msea.2017.02.087
- [24] R. E. Smallman y R. J. Bishop, *Modern physical metallurgy and materials eEngineering*. Elsevier Science, 1999 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3jt0Wxm>
- [25] H. M. Cobb, *The history of stainless steel*. ASM International, 2010 [En línea]. Disponible en: <https://books.google.co.cr/books?id=E3OrCBeM8nkC>
- [26] N. Couto *et al.*, “Influence of the biomass gasification processes on the final composition of syngas”, *Energy Procedia*, vol. 36, pp. 596-606, 2013. doi: 10.1016/j.egypro.2013.07.068
- [27] A. C. Hoffmann y L. E. Stein, *Gas cyclones and swirl tubes*. Heidelberg, Berlin, Alemania: Springer Berlin Heidelberg, 2002 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/2UaTGM2>
- [28] R. I. Stessel y J. J. Peirce, “Cyclones in waste-to-energy production facilities”, *Journal of Energy Engineering*, vol. 110, pp. 191-203, 1984. doi: 10.1061/(ASCE)0733-9402(1984)110:3(191)
- [29] A. K. Coker, *Ludwig’s applied process design for chemical and petrochemical plants*. Elsevier, 2010 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/361LX5w>
- [30] B. S. Pathak *et al.*, “Design and development of sand bed filter for upgrading producer gas to IC engine quality fuel”, *International Energy Journal*, vol. 8, pp. 15-20, 2007 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3himMAL>

- 
- [31] W. Yang, *Fluidization, solids handling, and processing - industrial applications*. William Andrew Publishing/Noyes, 1998 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3w5CR2m>
- [32] K. Swamee, N. Aggarwal y K. Bhobhiya, “Optimum design of cyclone separator”, *AIChE Journal*, vol. 55, pp. 2279-2283, 2009. doi: 10.1002/aic.11837
- [33] K. Bashir, “Design and fabrication of cyclone separator”, tesis, Univ. Tsinghua, 2015. doi: 10.13140/RG.2.2.20727.83368
- [34] D. Leith y D. Mehta, “Cyclone performance and design”, *Atmospheric Environment (1967)*, vol. 7, pp. 527-549, 1973. doi: 10.1016/0004-6981(73)90006-1
- [35] Y. Çengel, *Transferencia de calor y masa*. McGraw-Hill Interamericana de España S.L., 2011 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3y5eGIU>
- [36] R. Andrzejczyk y T. Muszyński, “Performance analyses of helical coil heat exchangers. The effect of external coil surface modification on heat exchanger effectiveness”, *Archives of Thermodynamics*, vol. 37, pp. 137-159, 2016. doi: 10.1515/aoter-2016-0032
- [37] S. Vishvakarma, S. Kumbhare y K. K. Thakur, “A review on heat transfer through helical coil heat exchangers”, *International Journal of Engineering Sciences & Research Technology*, vol. 5, pp. 1-6, 2016. doi: 10.5281/zenodo.60105
- [38] A. Nilay, V. Gupta y S. Bagri, “Performance analysis of helical coil heat exchanger using numerical technique”, *International Journal of Scientific Research in Science, Engineering and Technology IJSRSET*, vol. 3, pp. 152-156, 2017 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3w9xTkW>
- [39] G. Besagni, L. Gallazzini y F. Inzoli, “On the scale-up criteria for bubble columns”, *Petroleum*, vol. 5, pp. 114-122, 2019. doi: 10.1016/j.petlm.2017.12.005
- [40] N. Kantarci, F. Borak y K. Ulgen, “Bubble column reactors”, *Process Biochemistry*, vol. 40, pp. 2263-2283, 2005. doi: 10.1016/j.procbio.2004.10.004
- [41] H. Dhaouadi *et al.*, “Gas-liquid mass transfer in bubble column reactor: analytical solution and experimental confirmation”, *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, vol. 47, pp. 548-556, 2008. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cep.2006.11.009>
- [42] D. Durai *et al.*, “Mass transfer coefficient studies in bubble column reactor”, *Modern Applied Science*, vol. 4, pp. 65-71, 2010. doi: 10.5539/mas.v4n7p65
- [43] R. Krishna y J. M. Van Baten, “Mass transfer in bubble columns”, *Catalysis Today*, vol. 79-80, pp. 67-75, 2003. doi: 10.1016/S0920-5861(03)00046-4
- [44] A. Kulkarni, “Mass transfer in bubble column reactors: effect of bubble size distribution”, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 46, pp. 2205-2211, 2007. doi: 10.1021/ie061015u
- [45] B. N. Thorat *et al.*, “Pressure drop studies in bubble columns”, *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 40, pp. 3675-3688, 2001. doi: 10.1021/ie000759j
- [46] M. Sivaiah y S. K. Majumder, “Gas holdup and frictional pressure drop in a modified slurry bubble column”, *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, vol. 10, pp. 1-27, 2012. doi: 10.1515/1542-6580.3035
- [47] B. Kruczek, “Carman-Kozeny equation”, en *Encyclopedia of Membranes*, 2014, pp. 1-10 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3h3veVB>
- [48] M. Abbas, “Modeling of porosity equation for water flow through packed bed of monosize spherical packing”, *Journal of Engineering and Sustainable Development (JEASD)*, vol. 15, pp. 205-226, 2011 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/362XtxC>

- 
- [49] A. Pushnov, "Calculation of average bed porosity", *Chemical and Petroleum Engineering*, vol. 42, pp. 14-17, 2006. doi: 10.1007/s10556-006-0045-x
- [50] Division de ingeniería de Crane, *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías - Crane*. Ciudad de México: McGraw-Hill, 2001.
- [51] A. Heydari, E. Narimani y F. Pakniya, "Explicit determinations of the Colebrook equation for the flow friction factor by statistical analysis", *Chemical Engineering & Technology*, vol. 38, pp. 1387-1396, 2015. doi: 10.1002/ceat.201400590
- [52] N. Azizi, R. Homayoon y M. Hojjati, "Predicting the Colebrook-White friction factor in the pipe flow by new explicit correlations", *Journal of Fluids Engineering*, vol. 141, pp. 1-8, 2006. doi: 10.1115/1.4041232
- [53] O. E. Turgut, M. C. Asker y M. T. Çoban, "A review of non iterative friction factor correlations for the calculation of pressure drop in pipes", *Journal of Science and Technology*, vol. 4, pp. 1-8, 2014. doi: 10.17678/beujst.90203
- [54] R. T. Minihoni *et al.*, "The performance of explicit formulas for determining the Darcy-Weisbach friction factor", *Engenharia Agrícola*, vol. 40, pp. 258-265, 2020. doi: 10.1590/1809-4430-eng.agric.v40n2p258-265/2020
- [55] I. Martín, M. Alarcón y J. Escobedo, "Determination of the Darcy pipe flow friction factor as a routine in visual basic for MS Excel", *ANES/ASME 2006 Joint XXX*, pp. 55-58, 2006. doi: 10.1115/ANES/ASME2006-0016
- [56] *Standard test method for moisture analysis of particulate wood fuels*, ASTM E871-82(2019) [En línea]. Disponible en: <https://www.astm.org/Standards/E871.htm>
- [57] C. Igathinathane *et al.*, "Simple and inexpensive method of wood pellets macro-porosity measurement", *Bioresource Technology*, vol. 101, pp. 6528-6537. doi: 10.1016/j.biortech.2010.03.034
- [58] I. Grubecki, "Airflow versus pressure drop for a mixture of bulk wood chips and bark at different moisture contents", *Biosystems Engineering*, vol. 139, pp. 100-110, 2015. doi: 10.1016/j.biosystemseng.2015.08.008
- [59] G. Soto y M. Núñez, "Fabricación de pellets de carbonilla, usando asserin de pinus radiata (D. Don), como material aglomerante", *Maderas. Ciencia y tecnología*, vol. 10, pp. 129-138, 2008. doi: 10.4067/S0718-221X2008000200005
- [60] I. P. Silva *et al.*, "Thermodynamic equilibrium model based on stoichiometric method for biomass gasification: a review of model modifications", *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 114, pp. 22, 2019. doi: 10.1016/j.rser.2019.109305
- [61] V. Kirsanovs *et al.*, "Experimental investigation of downdraft gasifier at various conditions", *Energy Procedia*, vol. 128, pp. 332-338, 2017. doi: 10.1016/j.egypro.2017.08.321
- [62] S. Bunchan, T. Poowadin y K. Trairatanasirichai, "A study of throat size effect on downdraft biomass gasifier efficiency", *Energy Procedia*, vol. 138, pp. 745-750, 2017. doi: 10.1016/j.egypro.2017.10.213
- [63] H. Gu, Y. Tang, J. Yao y F. Chen, "Study on biomass gasification under various operating conditions", *Journal of the Energy Institute*, vol. 92, pp. 1329-1336, 2019. doi: 10.1016/j.joei.2018.10.002
- [64] D. Antolini *et al.*, "Experimental investigations of air-CO<sub>2</sub> biomass gasification in reversed downdraft gasifier", *Fuel*, vol. 253, pp. 1473-1481, 2019. doi: 10.1016/j.fuel.2019.05.116
- [65] Z. A. Zainal *et al.*, "Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier", *Biomass and Bioenergy*, vol. 23, pp. 283-289, 2002. doi: 10.1016/S0961-9534(02)00059-4

- 
- [66] S. Mahapatra y S. Dasappa, “Influence of surface area to volume ratio of fuel particles on gasification process in a fixed bed”, *Energy for Sustainable Development*, vol. 19, pp. 122-129, 2014. doi: 10.1016/j.esd.2013.12.013
- [67] C. de Sales *et al.*, “Experimental study on biomass (eucalyptus spp.) gasification in a two-stage downdraft reactor by using mixtures of air, saturated steam and oxygen as gasifying agents”, *Energy Conversion and Management*, vol. 145, pp. 314-323, 2017. doi: 10.1016/j.enconman.2017.04.101
- [68] S. Mokhatab, W. A. Poe y J. Y. Mak, “Natural gas fundamentals”, en *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*, 2019, pp. 1-35. doi: 10.1016/B978-0-12-815817-3.00001-0
- [69] B. Guo, “Petroleum reservoir properties”, en *Well Productivity Handbook*, 2019, pp. 17-51. doi: 10.1016/B978-0-12-818264-2.00002-6
- [70] T. Davidson, *A simple and accurate method for calculating viscosity of gaseous mixtures*. U.S. Dept. of the Interior, Bureau of Mines, 1993 [En línea]. Disponible en: <https://bit.ly/3ye9pZ8>

# Anexos

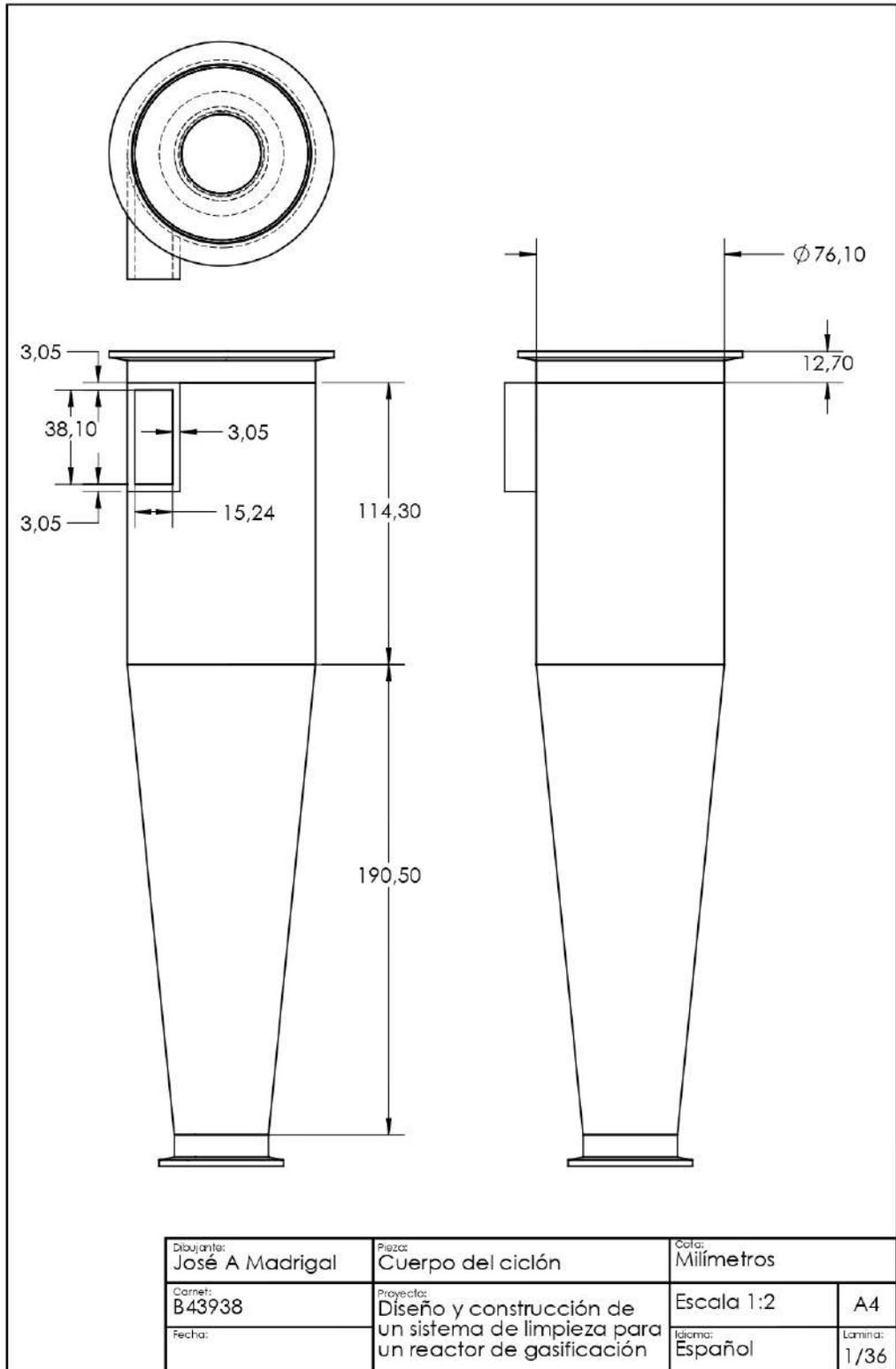


Figura 5.6: Planos del cuerpo del ciclón.

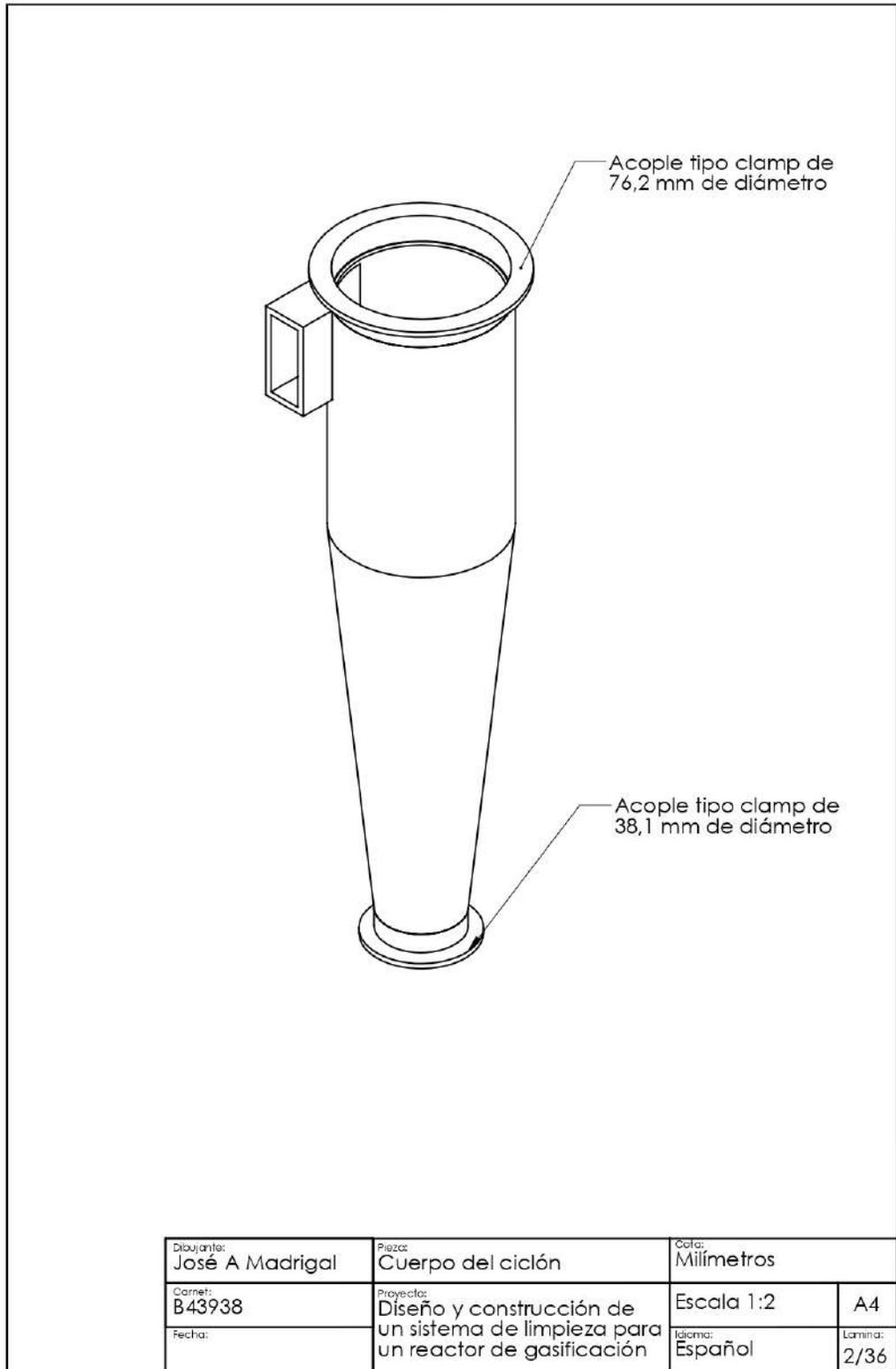


Figura 5.7: Proyección isométrica del cuerpo del ciclón.

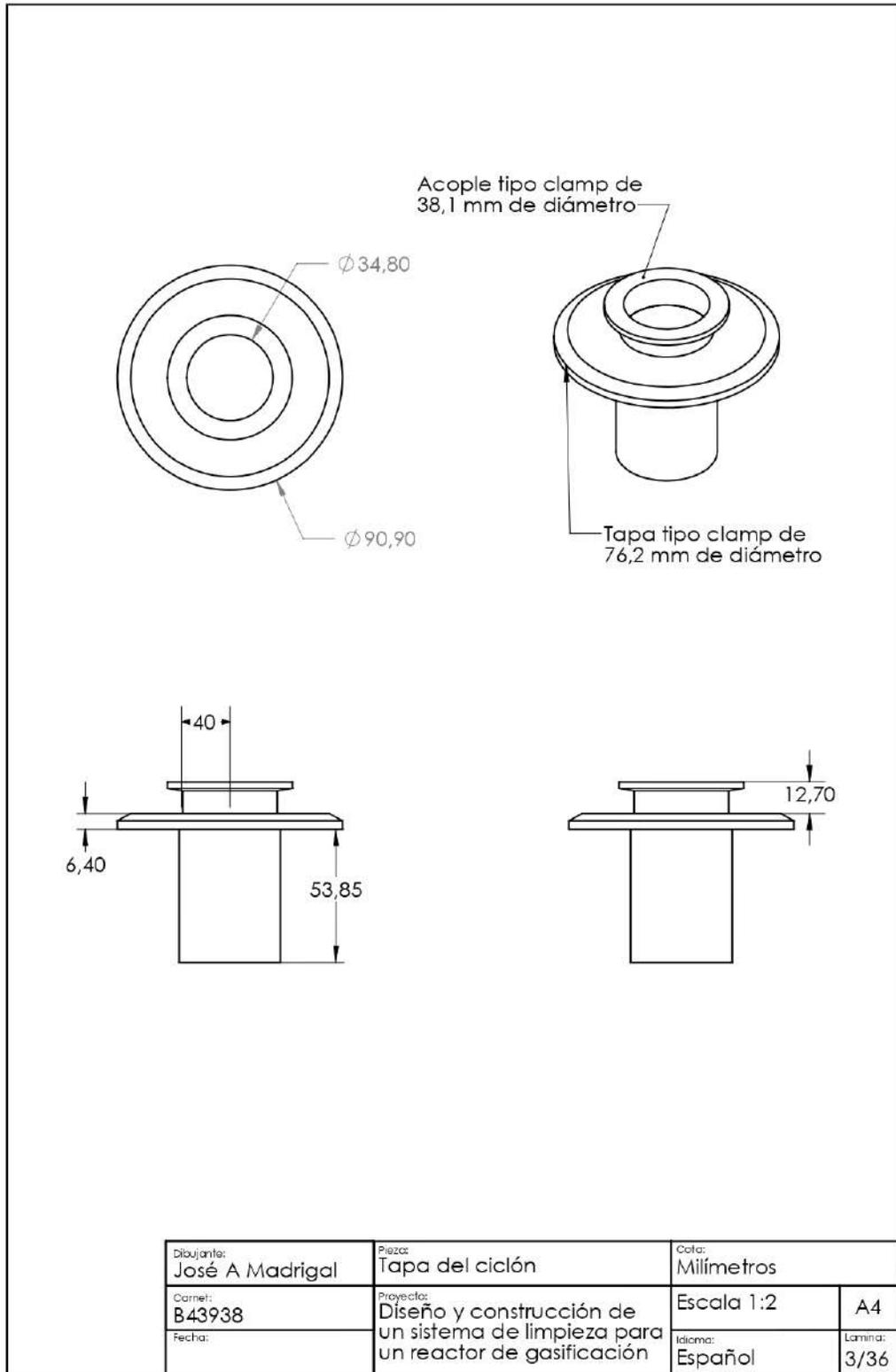


Figura 5.8: Planos y proyección isométrica de la tapa del ciclón.

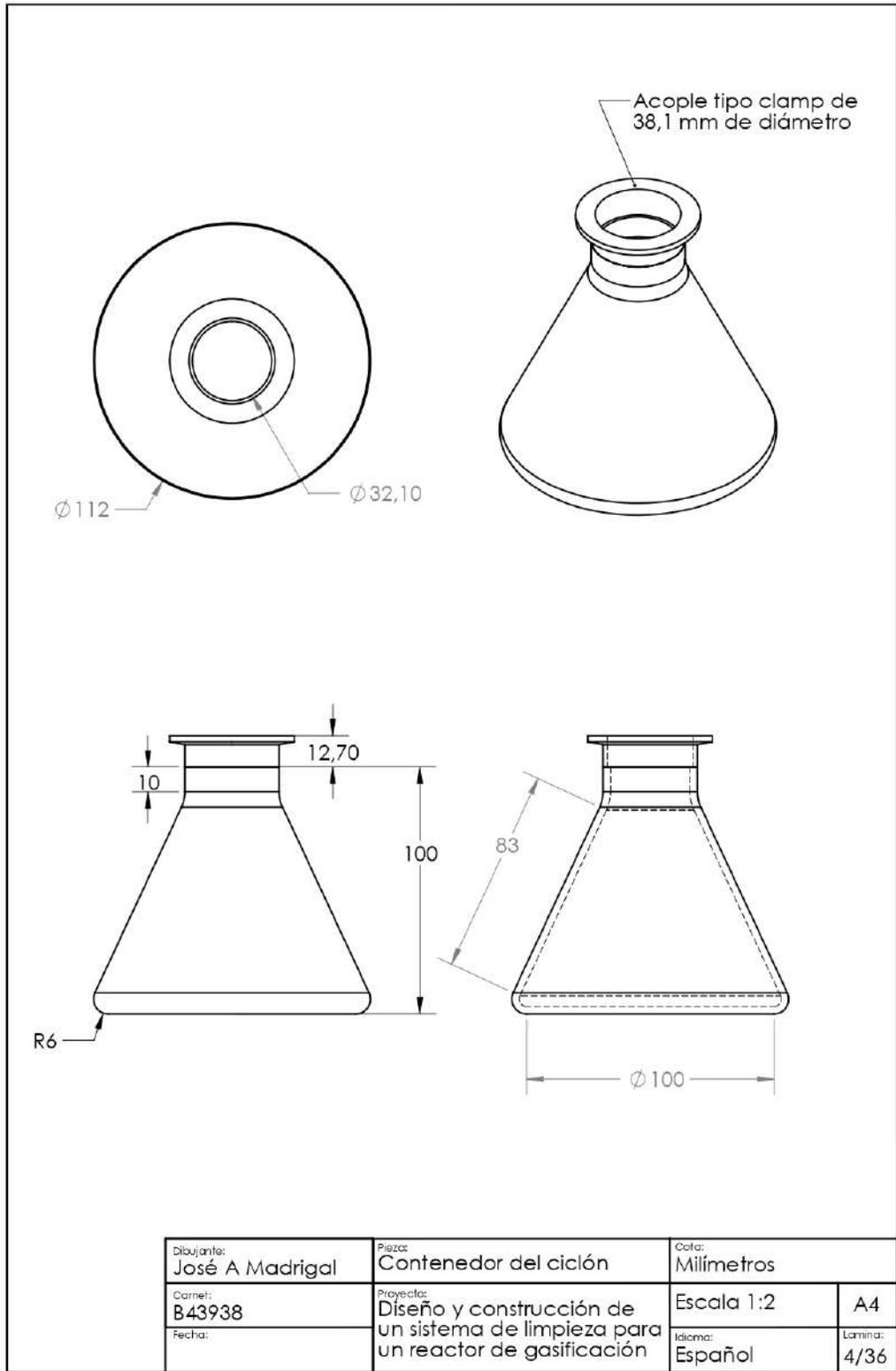


Figura 5.9: Planos y proyección isométrica del contenedor de partículas del ciclón.

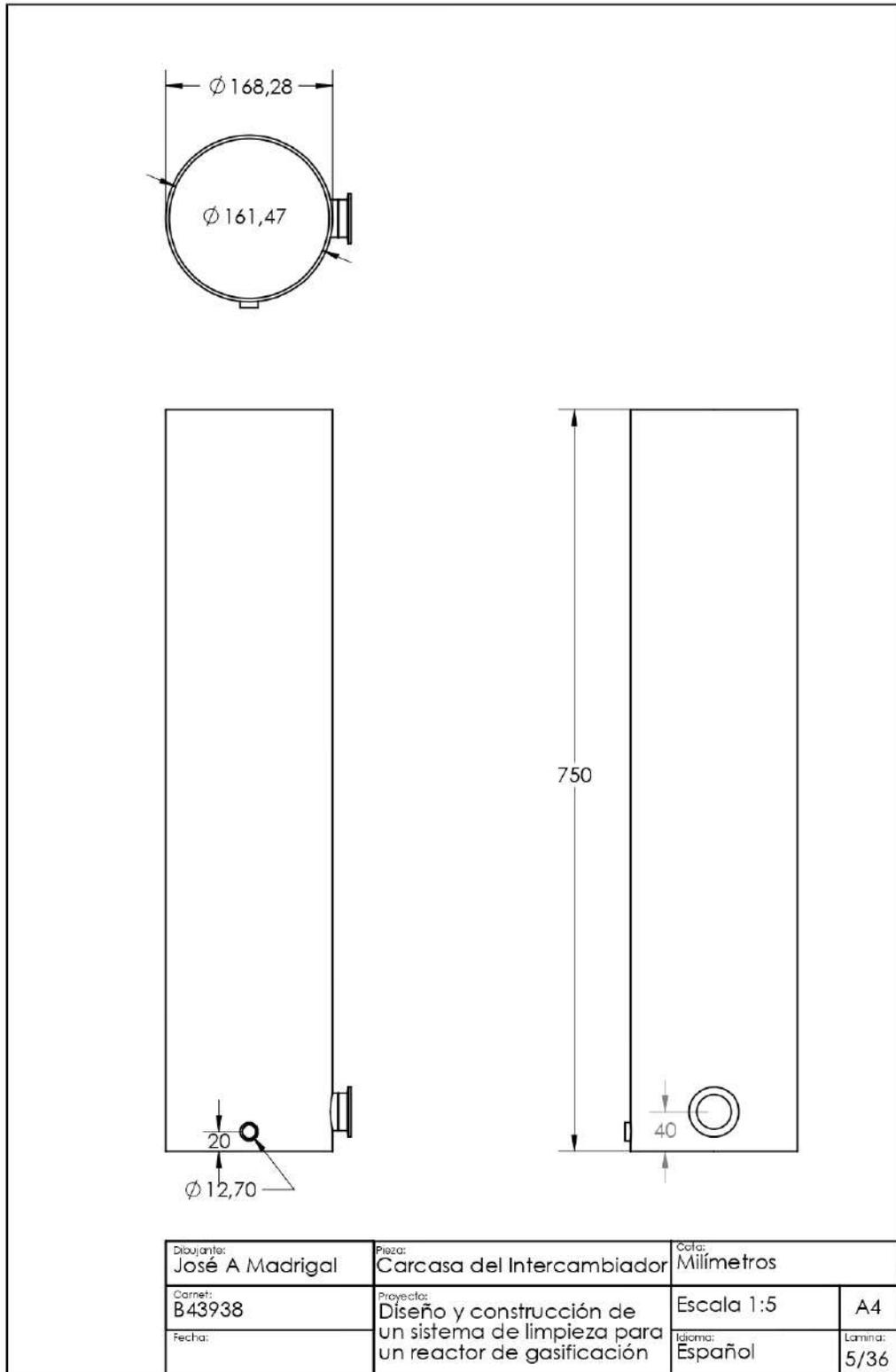


Figura 5.10: Planos de la carcasa del intercambiador de calor.

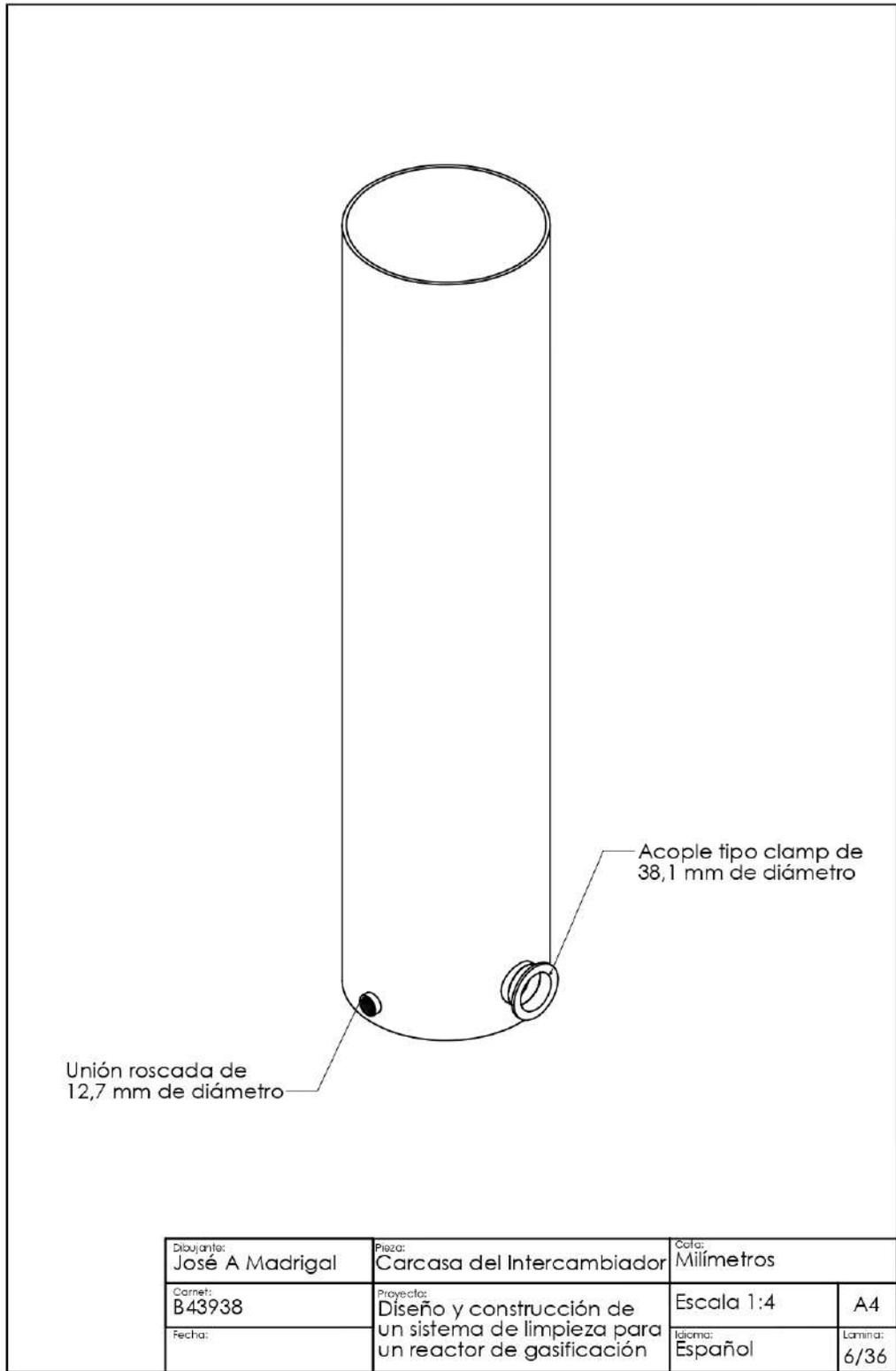


Figura 5.11: Proyección isométrica de la carcasa del intercambiador de calor.

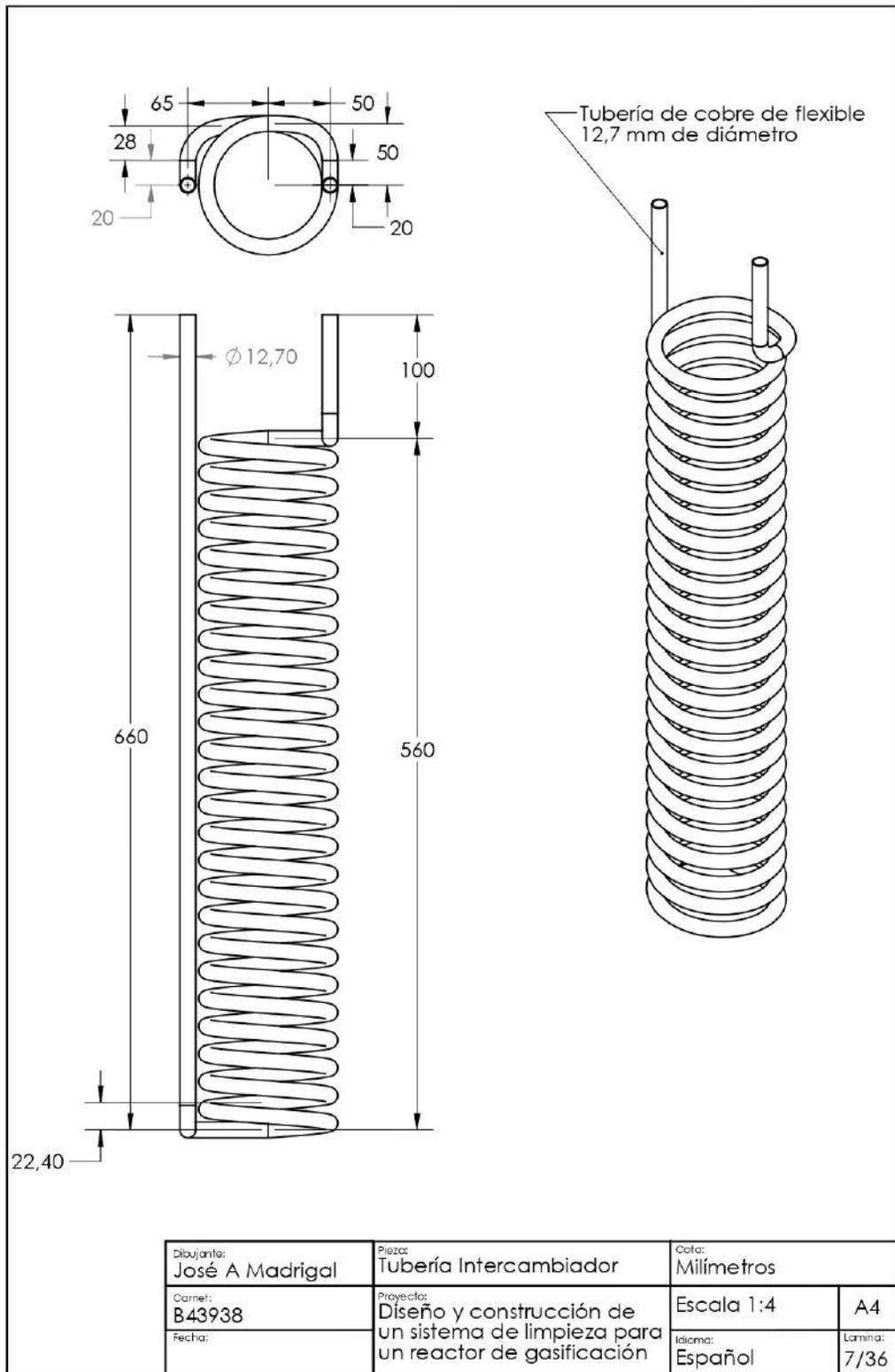


Figura 5.12: Planos de la tapa del intercambiador de calor.

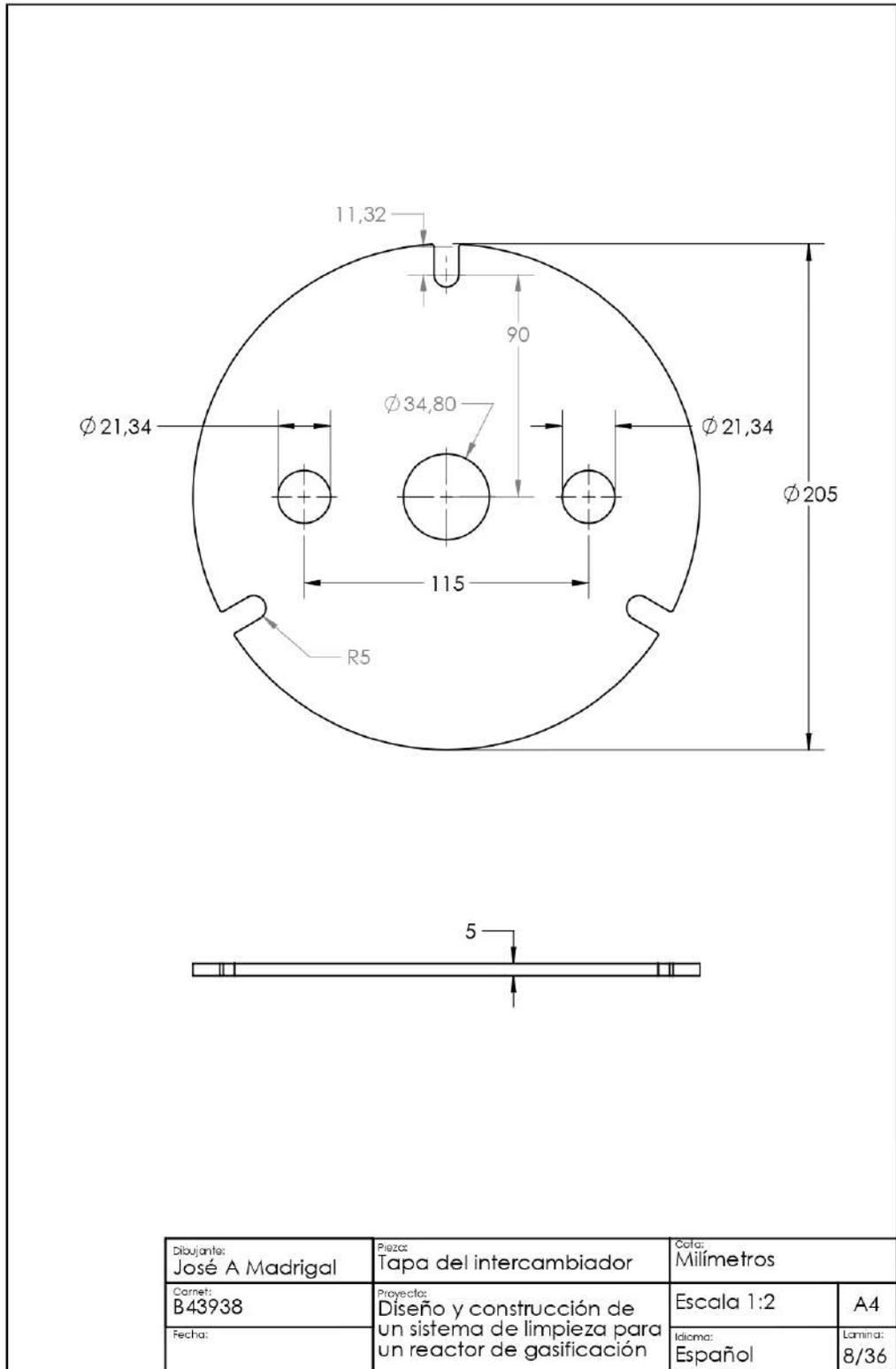


Figura 5.13: Proyección isométrica de la tapa del intercambiador de calor.

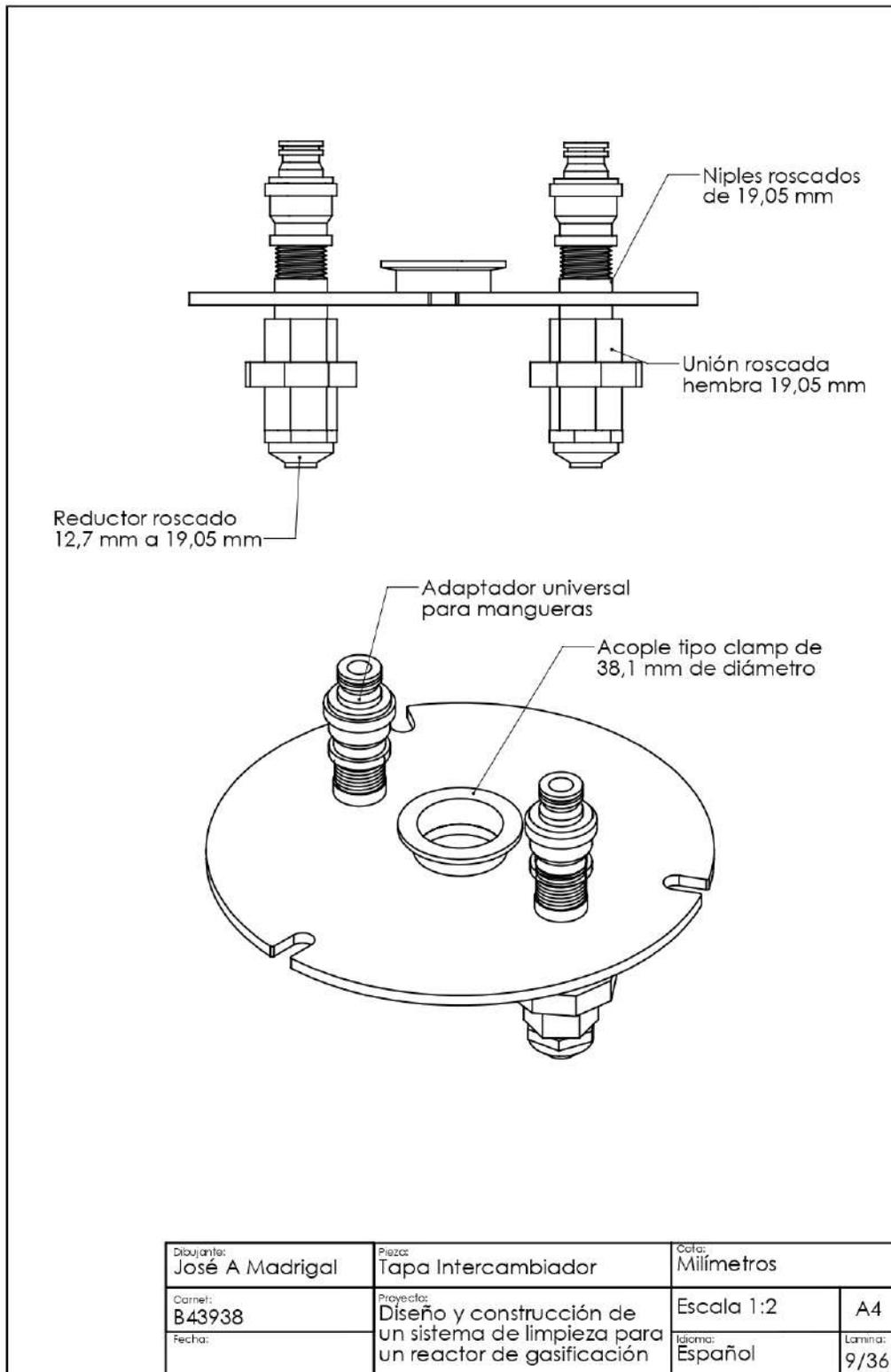


Figura 5.14: Planos y proyección isométrica de las tuberías del intercambiador de calor.

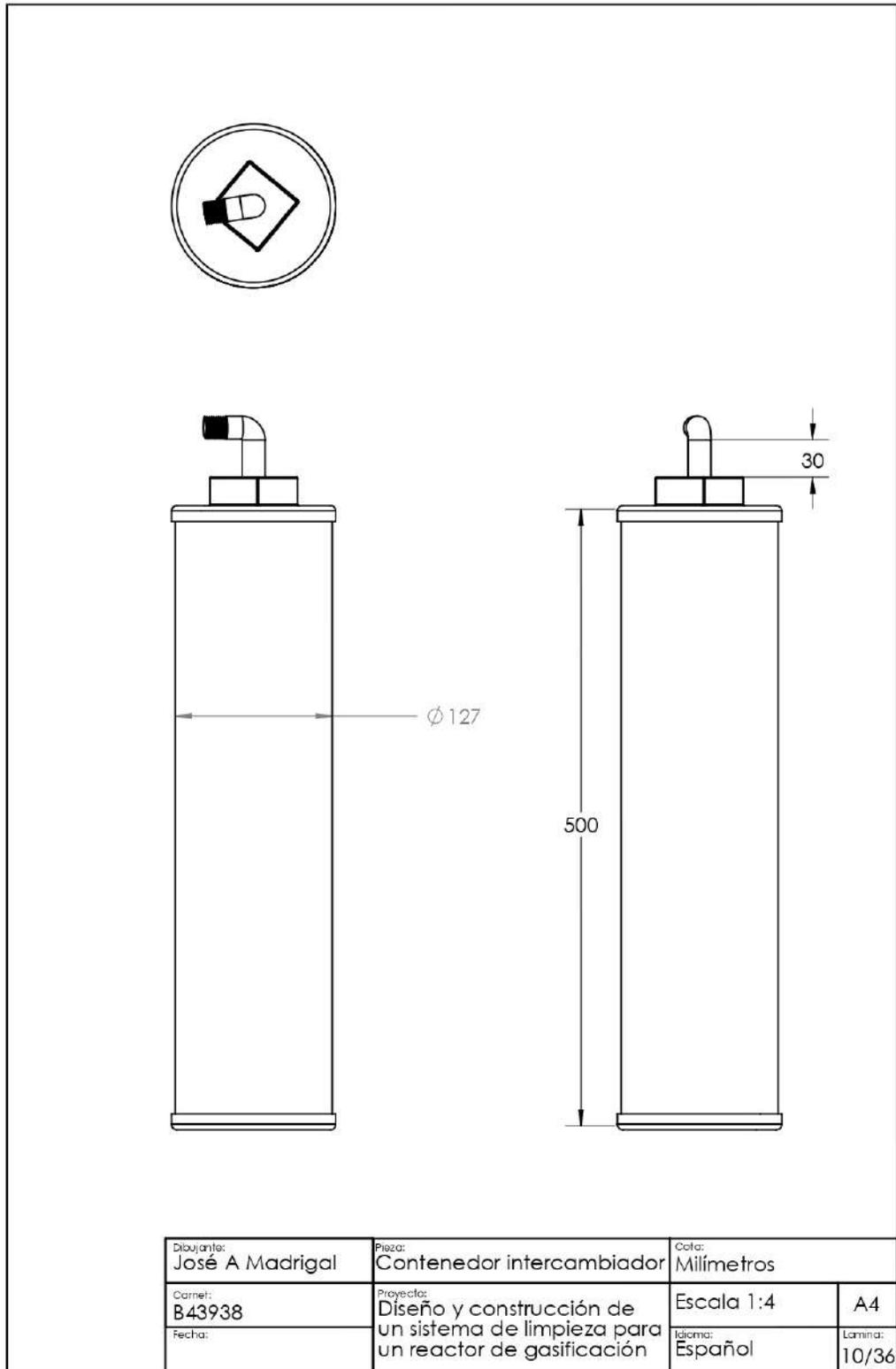


Figura 5.15: Planos del contenedor de condensados del intercambiador de calor.

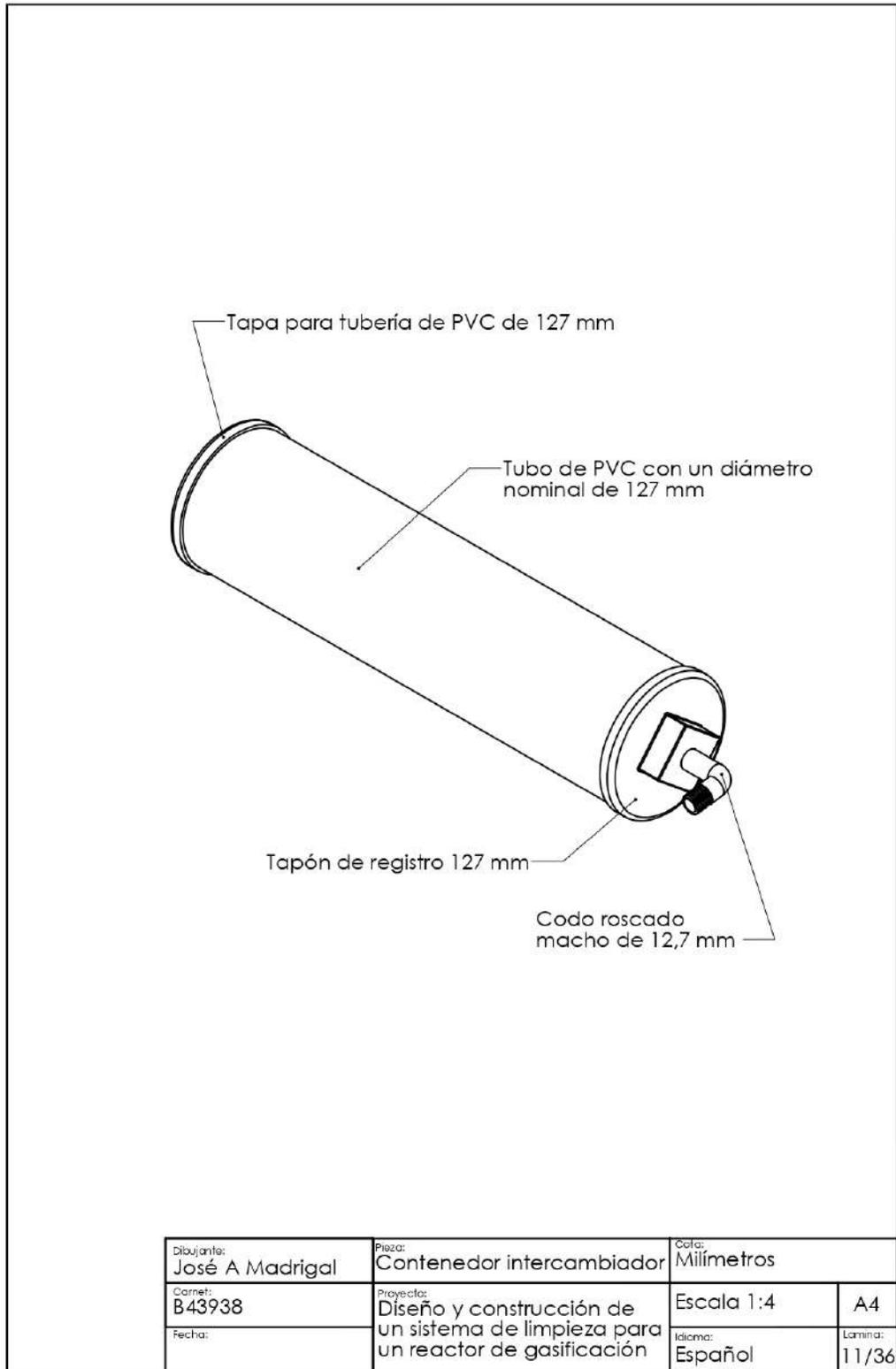


Figura 5.16: Proyección isométrica del contenedor de condensados del intercambiador de calor.

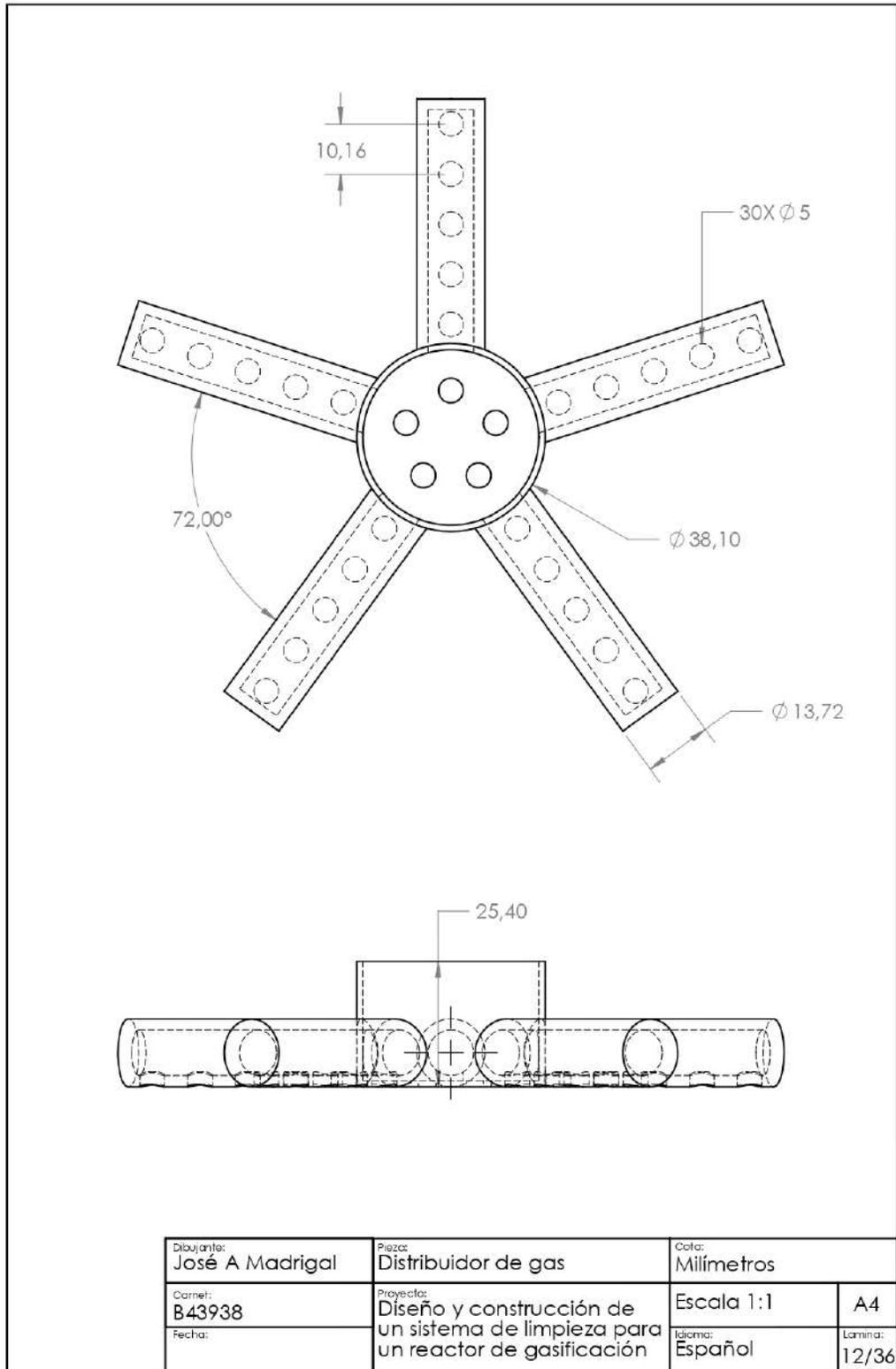


Figura 5.17: Planos del distribuidor de gas del burbujeador.

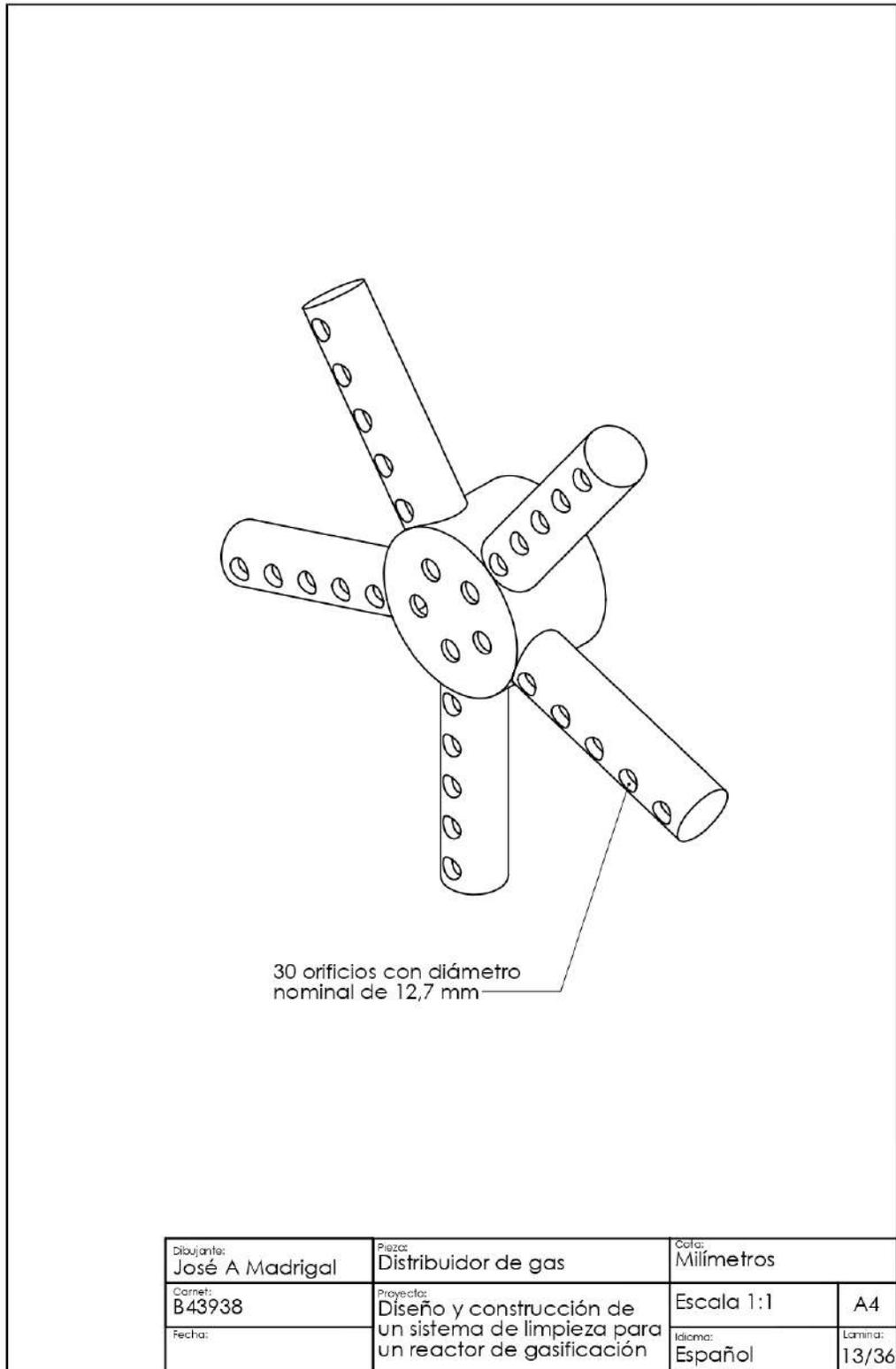


Figura 5.18: Proyección isométrica del distribuidor de gas del burbujeador.

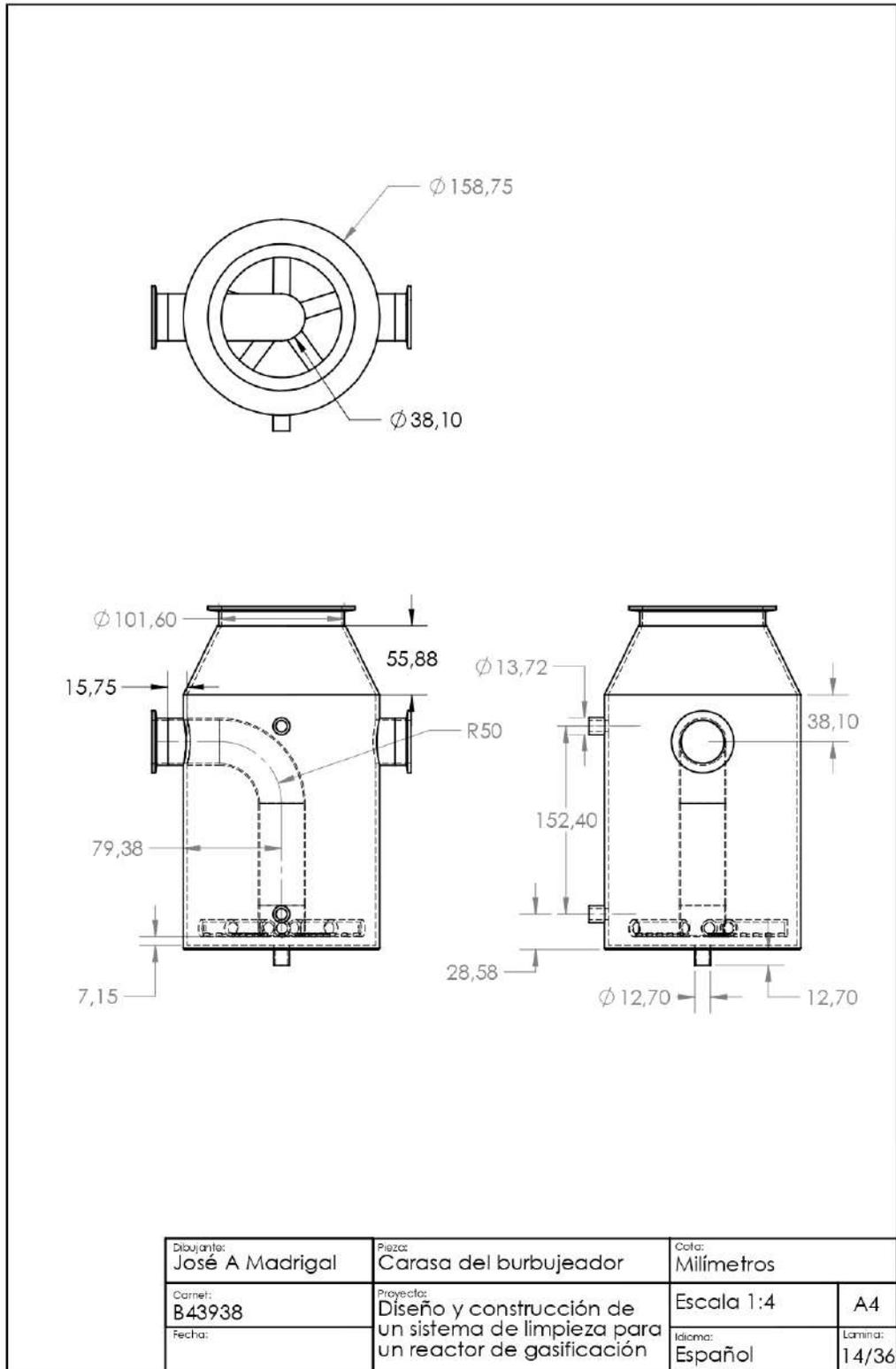


Figura 5.19: Planos de la carcasa y componentes internos del burbujeador.

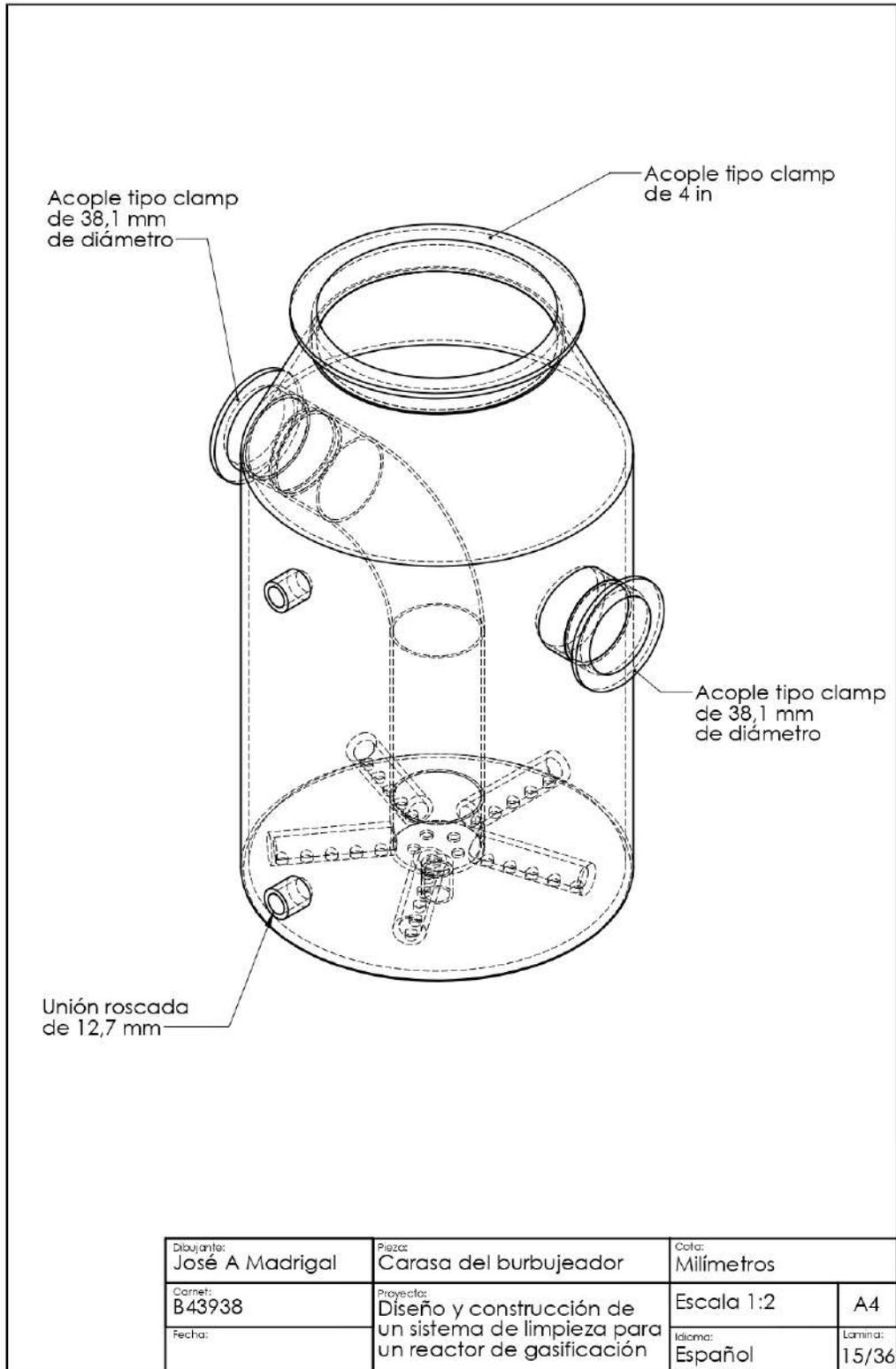


Figura 5.20: Proyección isométrica de la carcasa y componentes internos del burbujeador.

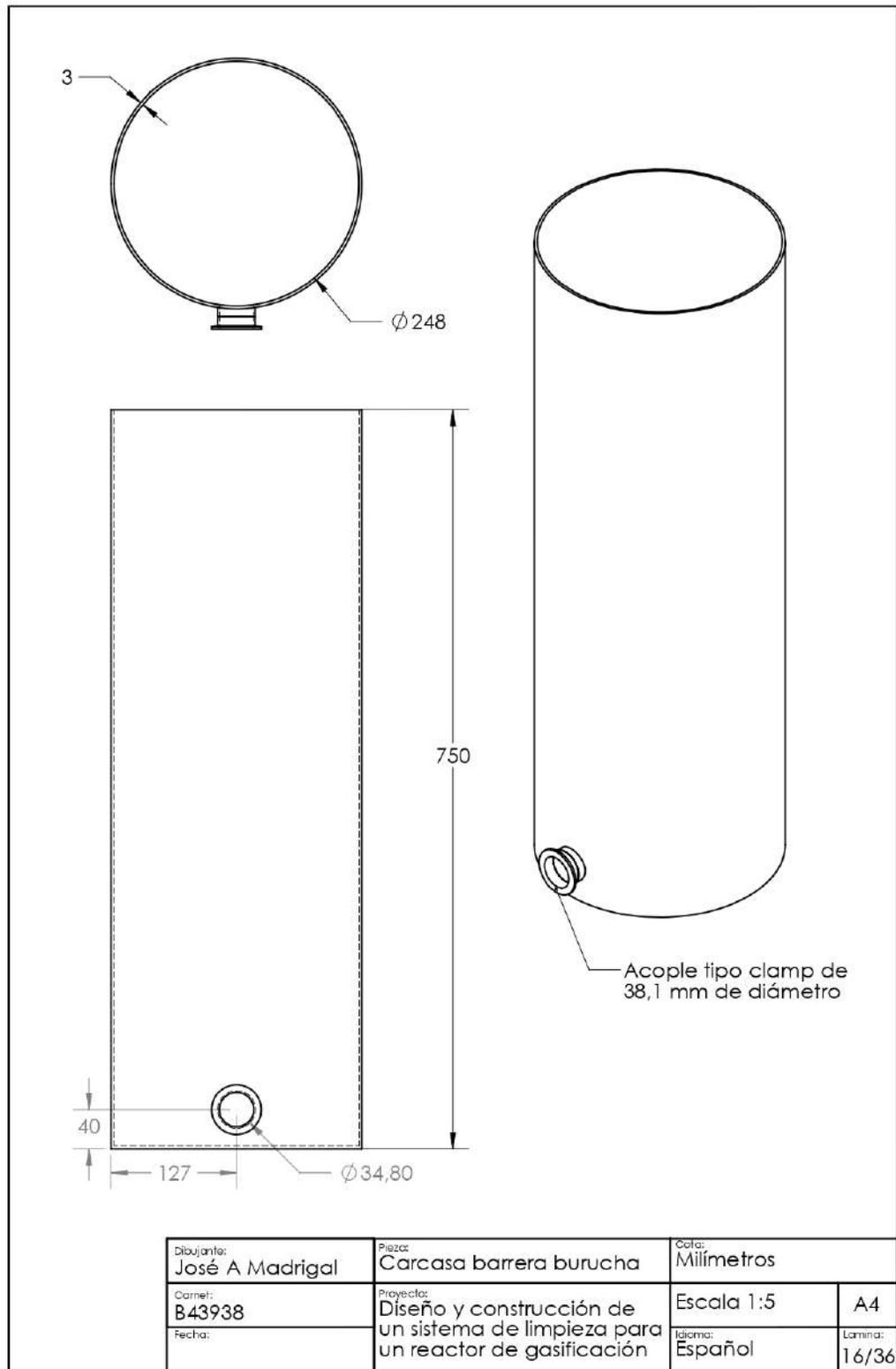


Figura 5.21: Planos y proyección isométrica de la carcasa del filtro de barrera con burucha.

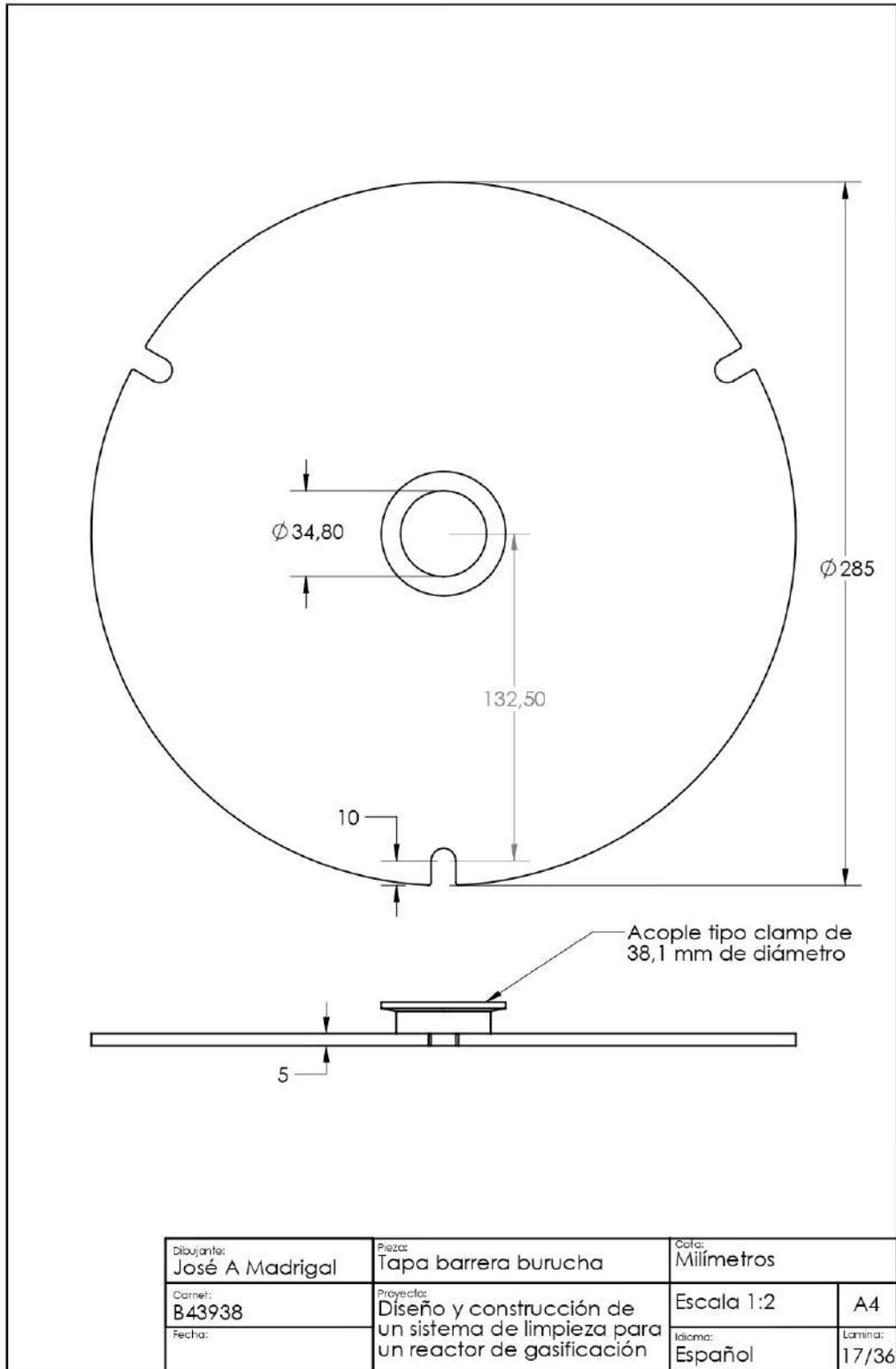


Figura 5.22: Planos de la tapa del filtro de barrera con burucha.

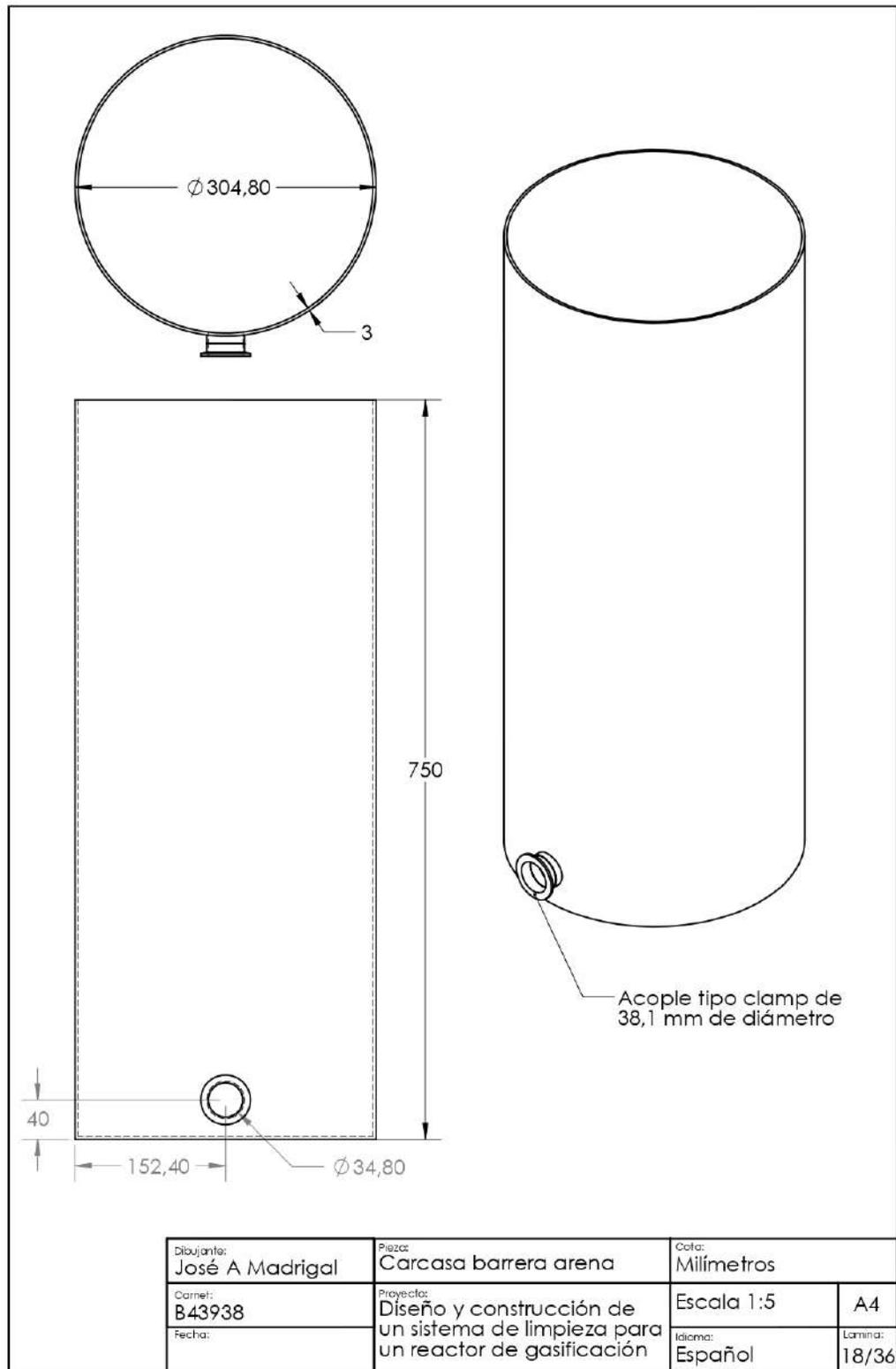


Figura 5.23: Planos y proyección isométrica de la carcasa del filtro de barrera con arena sílica.

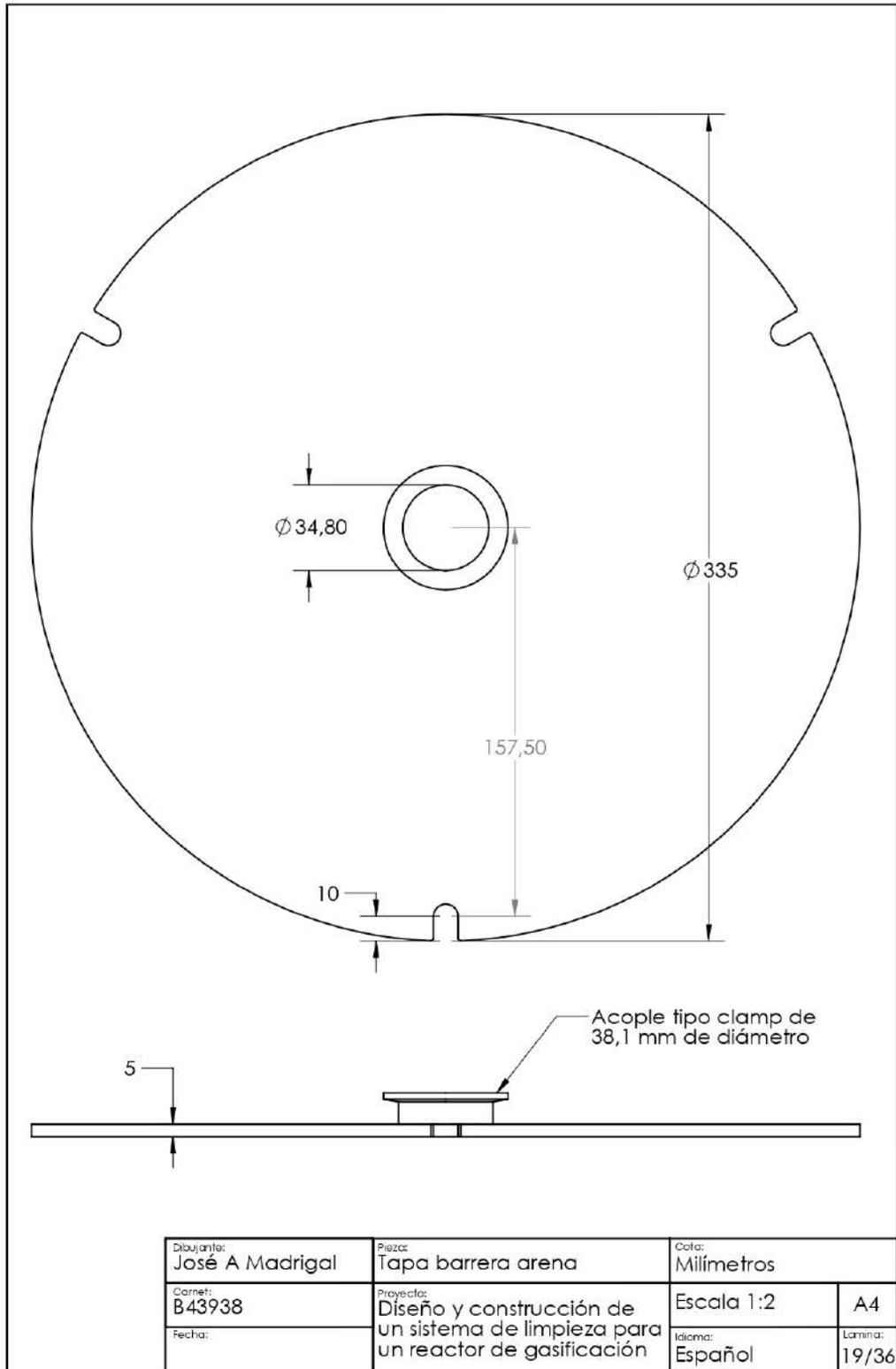


Figura 5.24: Planos de la tapa del filtro de barrera con arena.

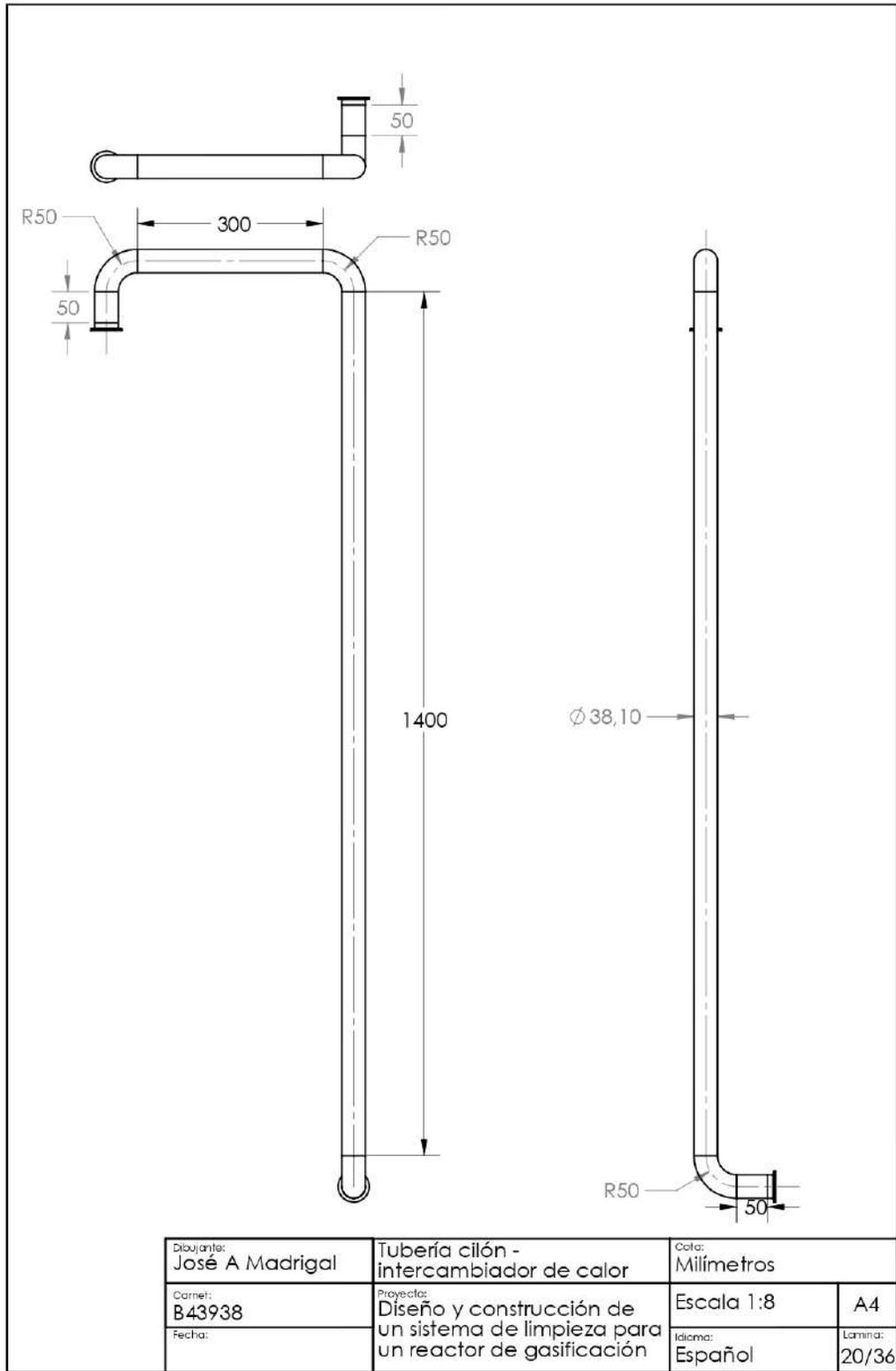


Figura 5.25: Planos de la tubería que conecta el ciclón con el intercambiador de calor.

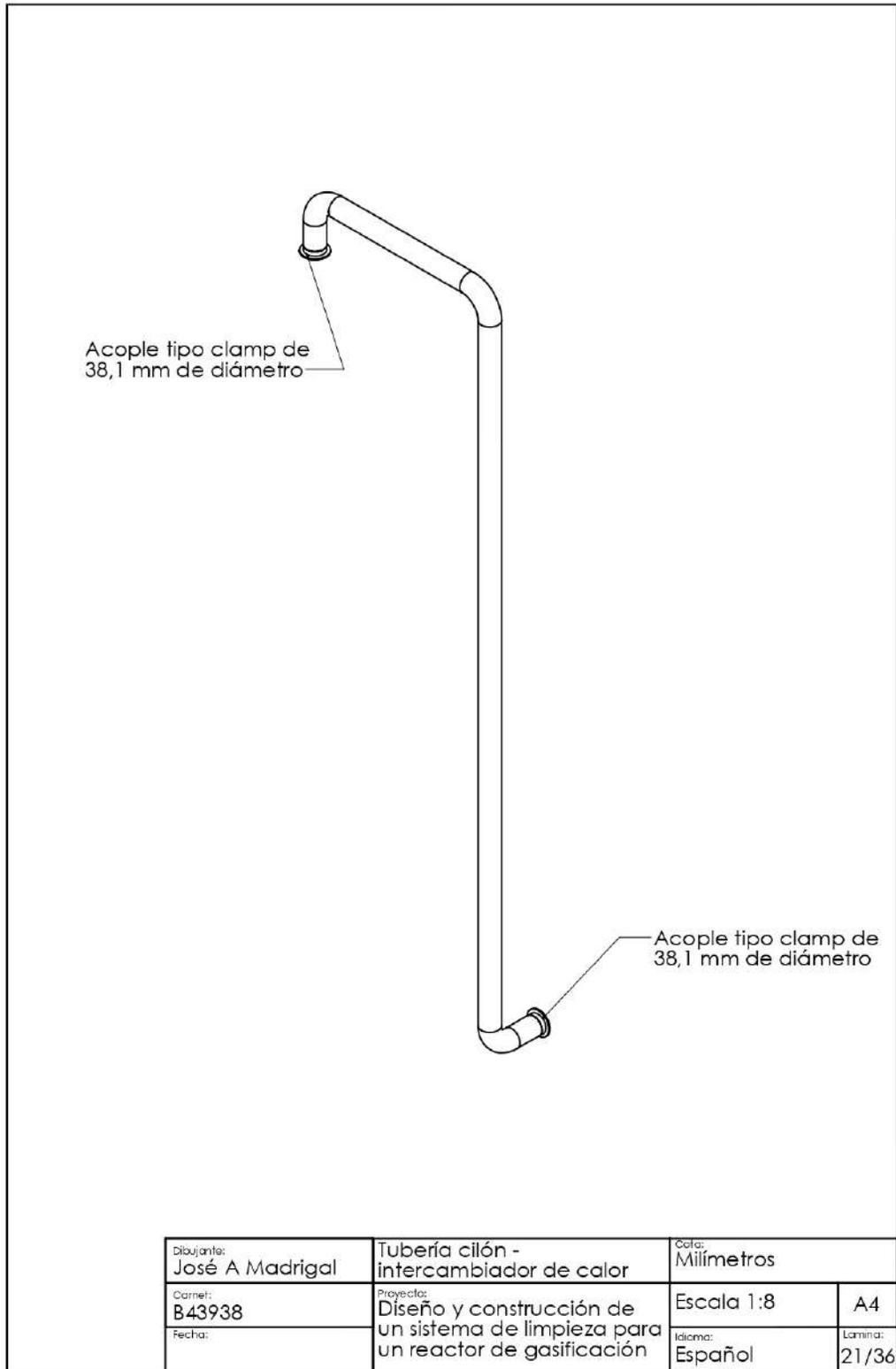


Figura 5.26: Proyección isométrica de la tubería que conecta el ciclón con el intercambiador de calor.

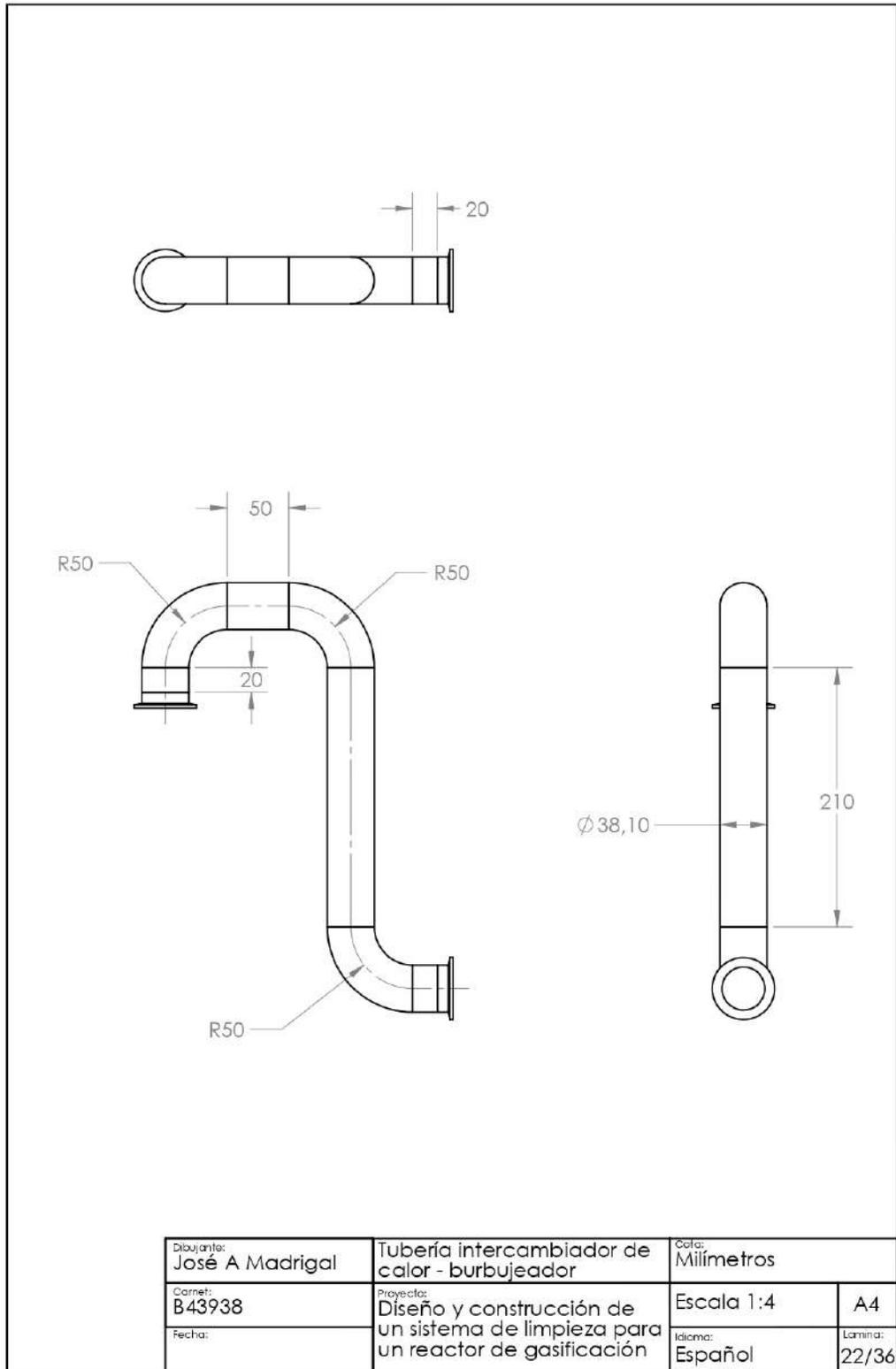


Figura 5.27: Planos de la tubería que conecta el intercambiador de calor con el burbujeador.

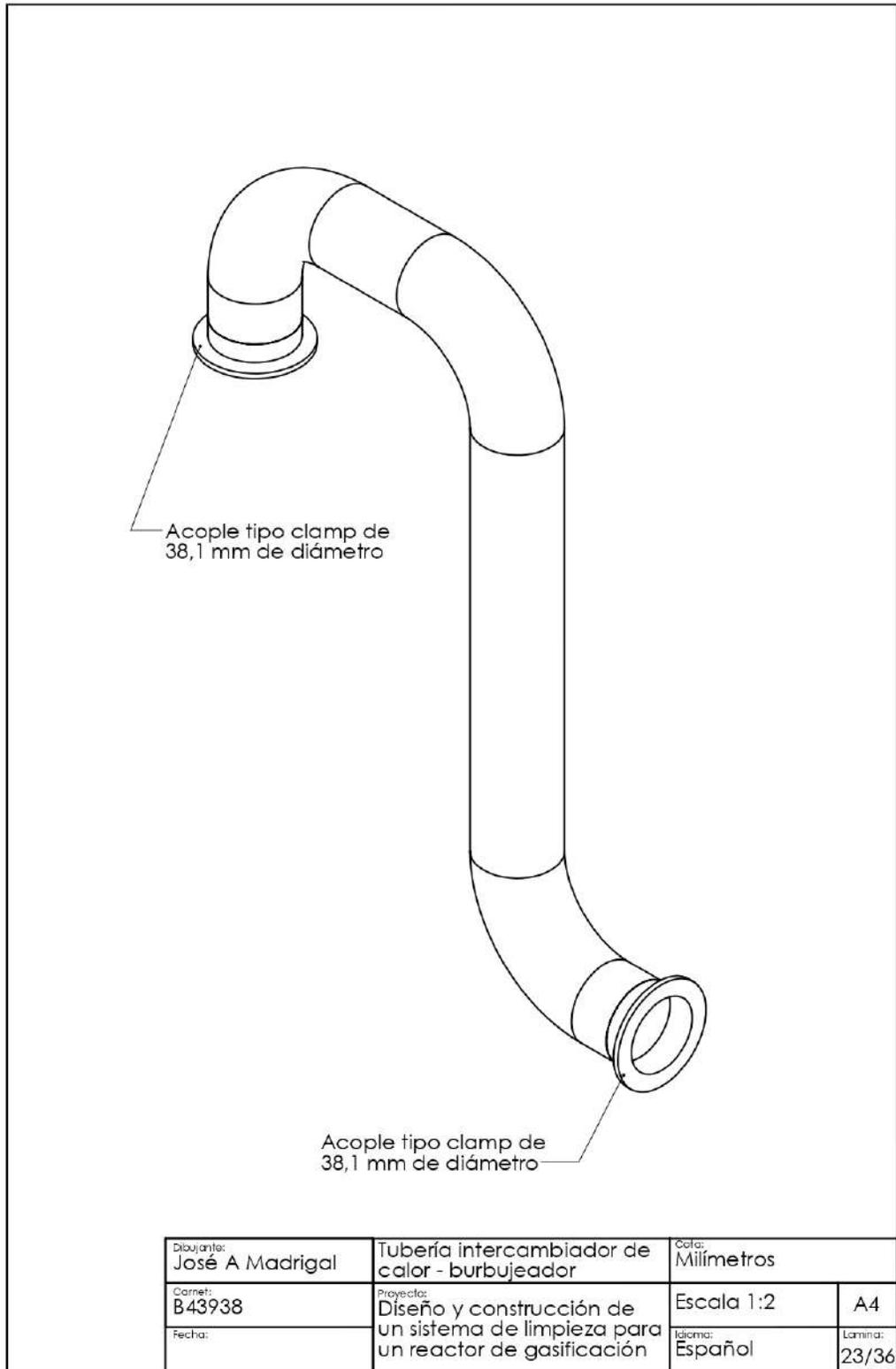


Figura 5.28: Proyección isométrica de la tubería que conecta el intercambiador de calor con el burbujeador.

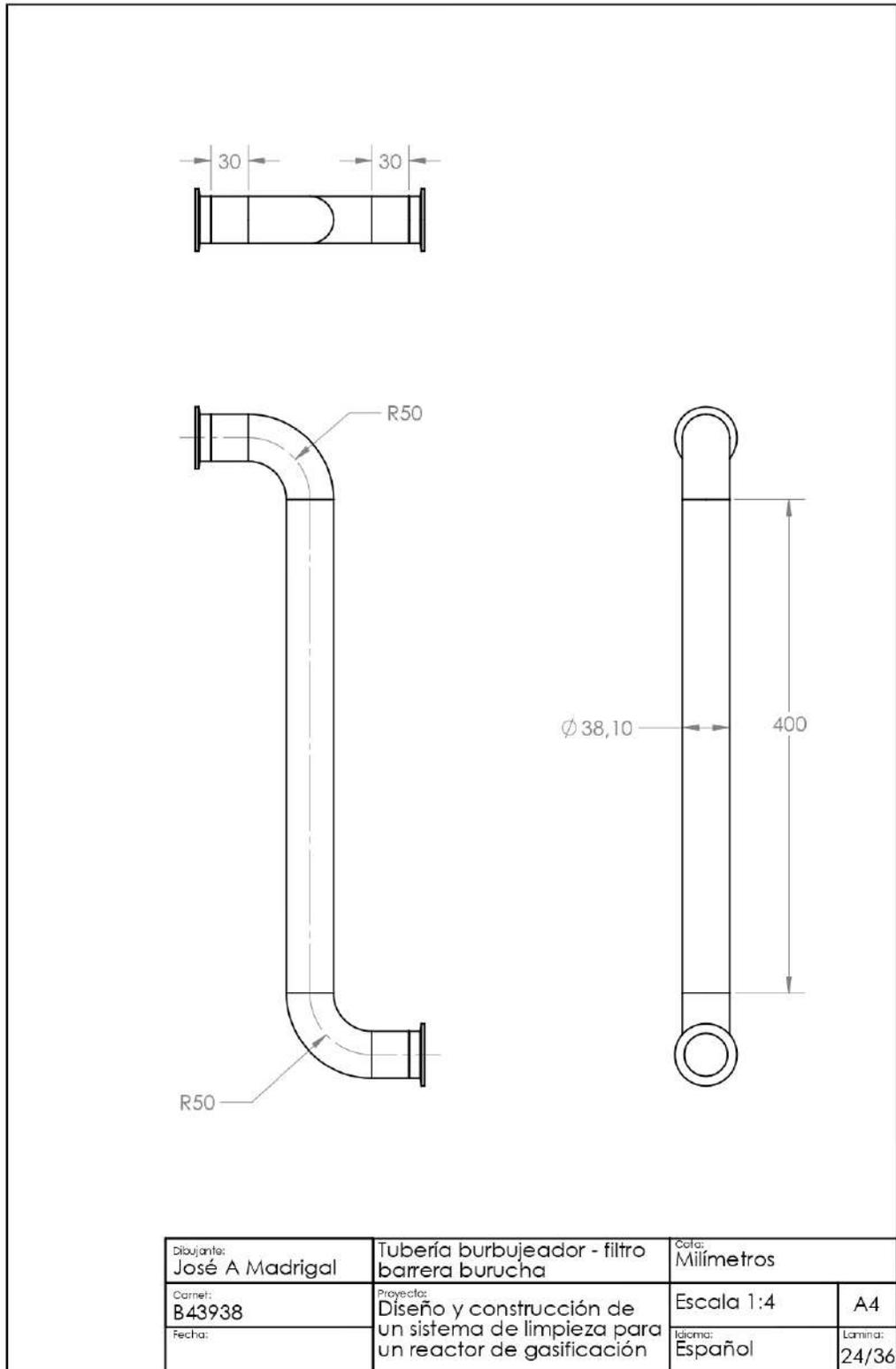


Figura 5.29: Planos de la tubería que conecta el burbujeador con el filtro de barrera con burucha.

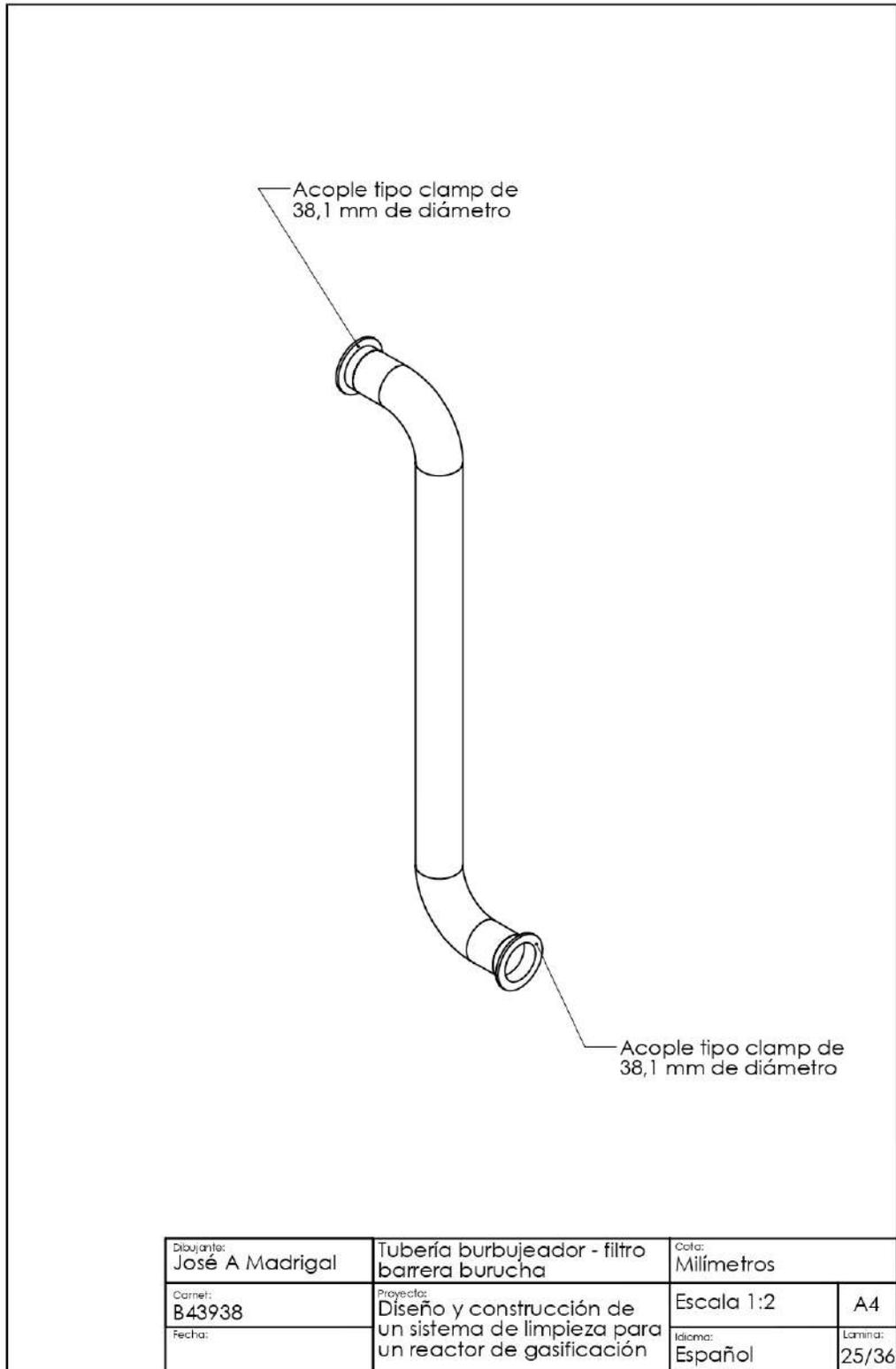


Figura 5.30: Proyección isométrica de la tubería que conecta el burbujeador con el filtro de barrera con burucha.

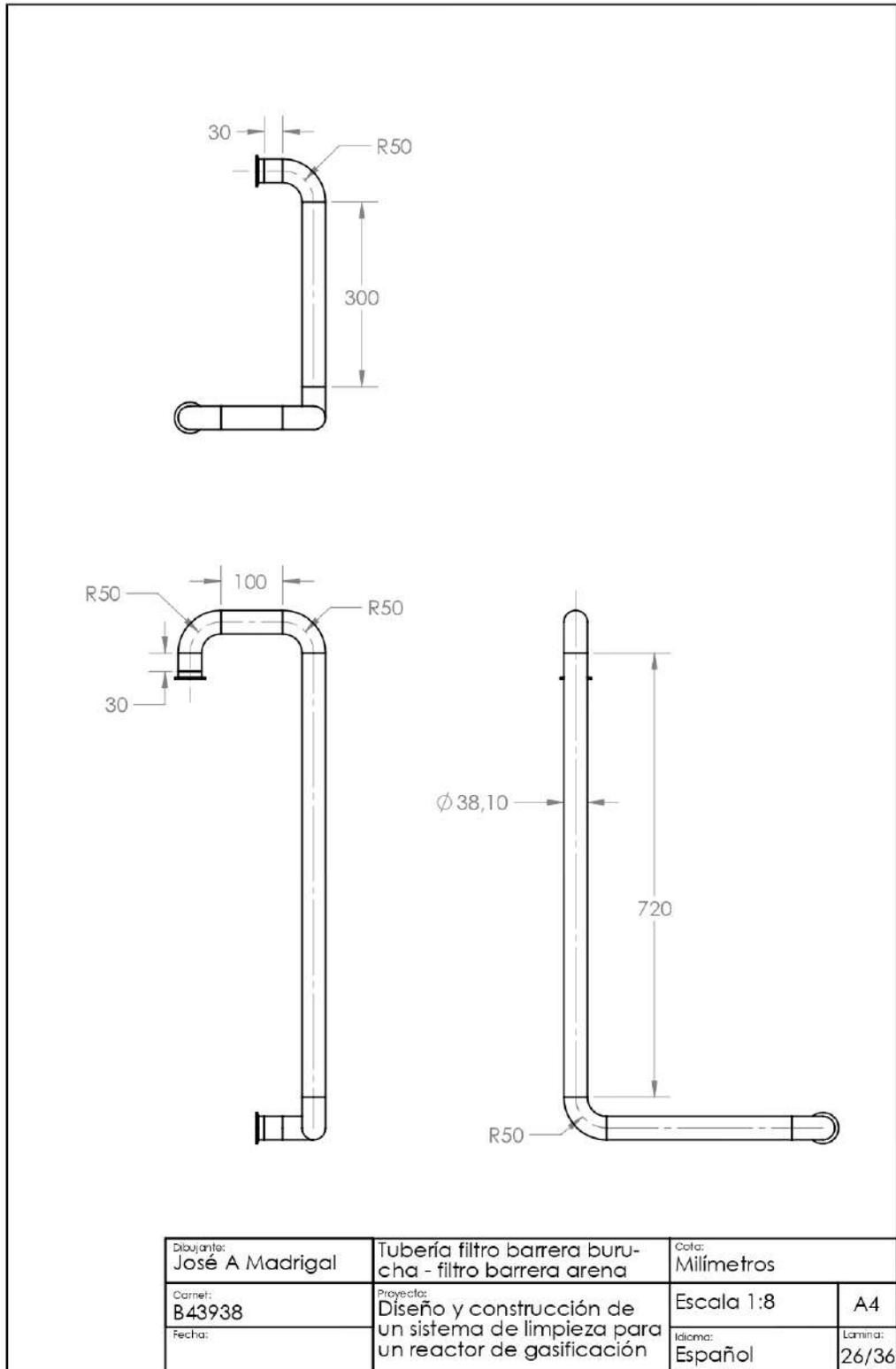


Figura 5.31: Planos de la tubería que conecta el filtro de barrera con burucha con el filtro de barrera con arena sílica.

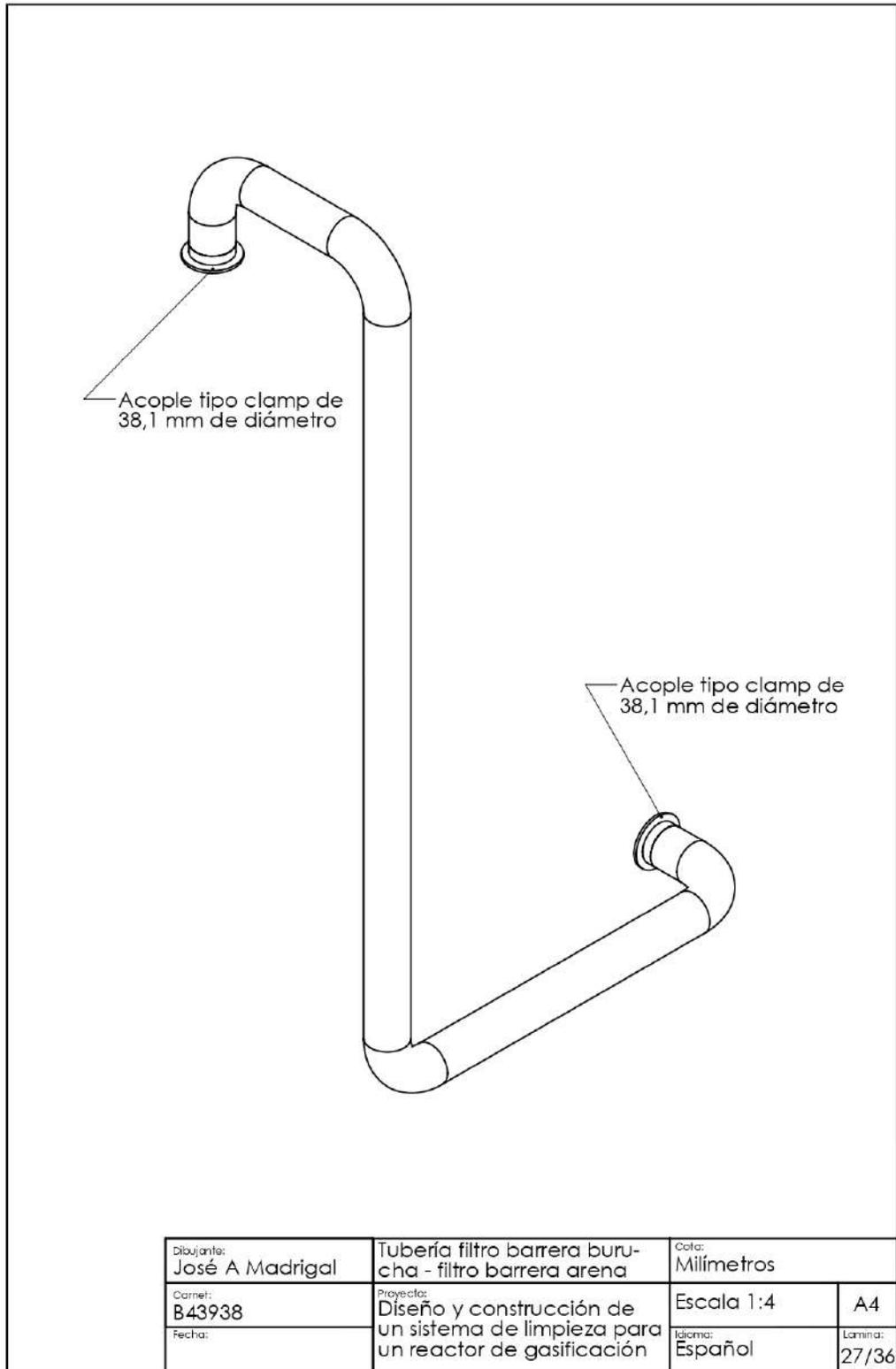


Figura 5.32: Proyección isométrica de la tubería que conecta el filtro de barrera con burucha con el filtro de barrera con arena sílica.

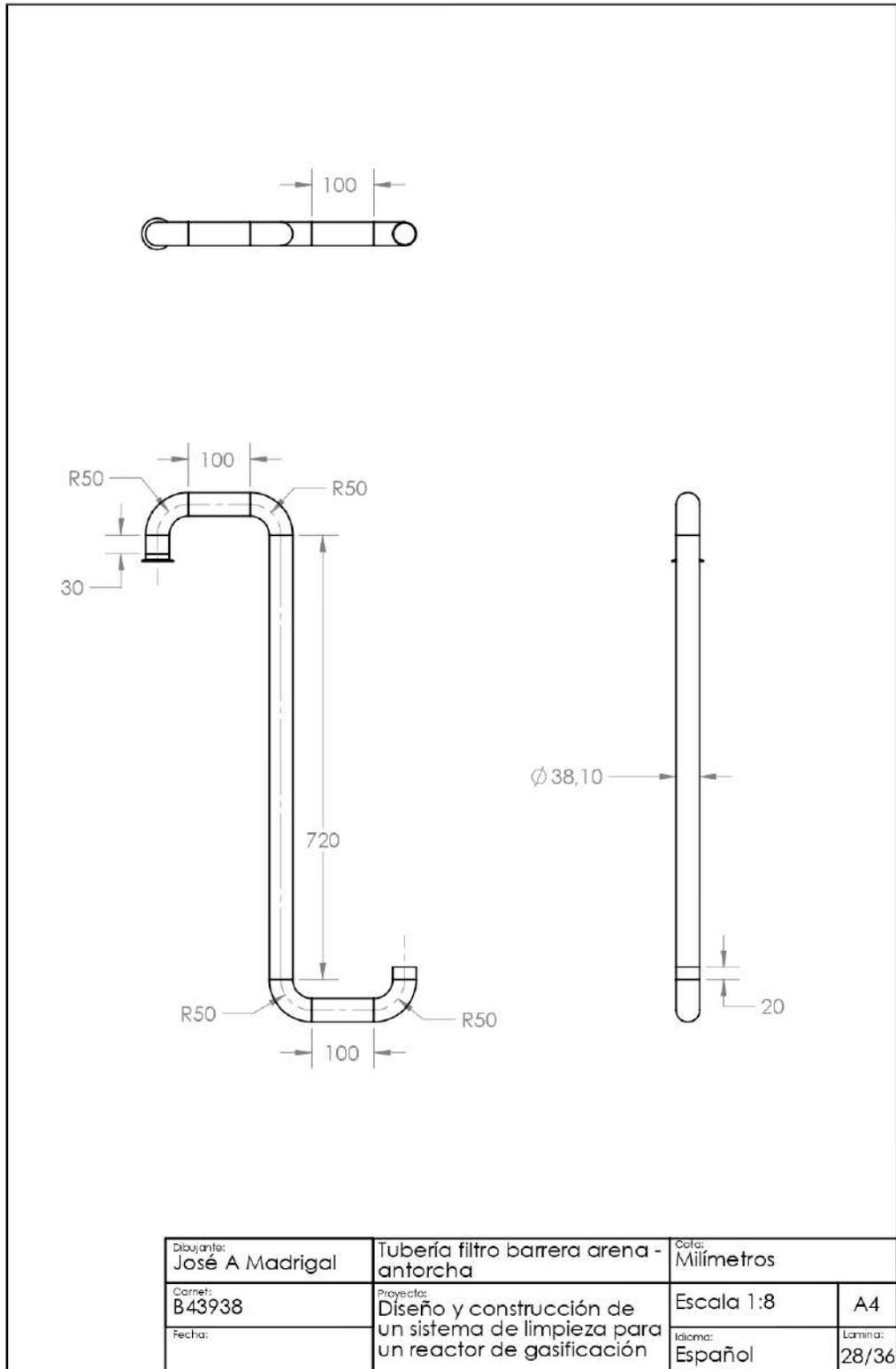


Figura 5.33: Planos de la tubería que conecta el ciclón con el filtro de barrera con arena sílica con la antorcha.

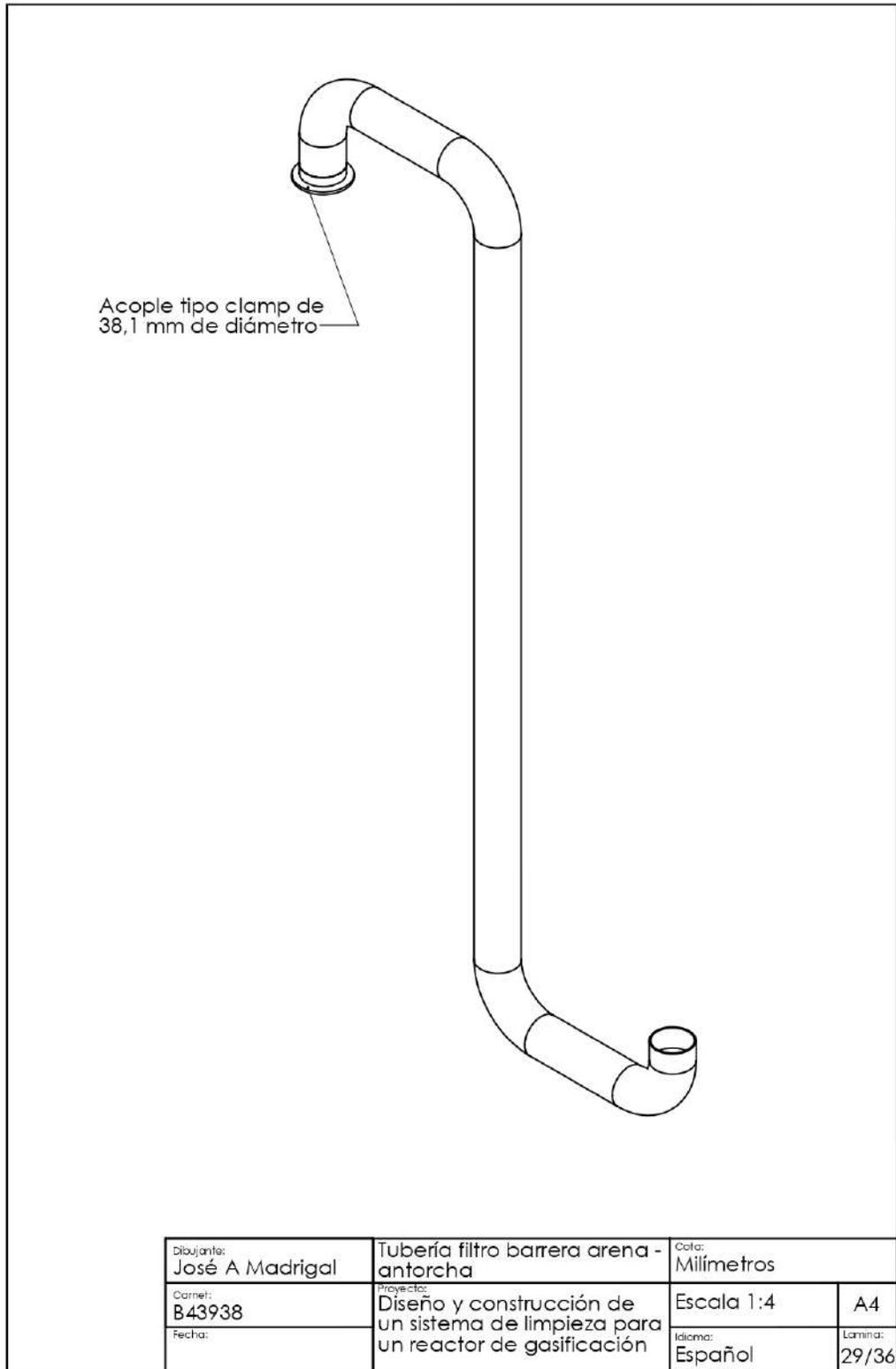


Figura 5.34: Proyección isométrica de la tubería que conecta el filtro de barrera con arena sílica con la antorcha.

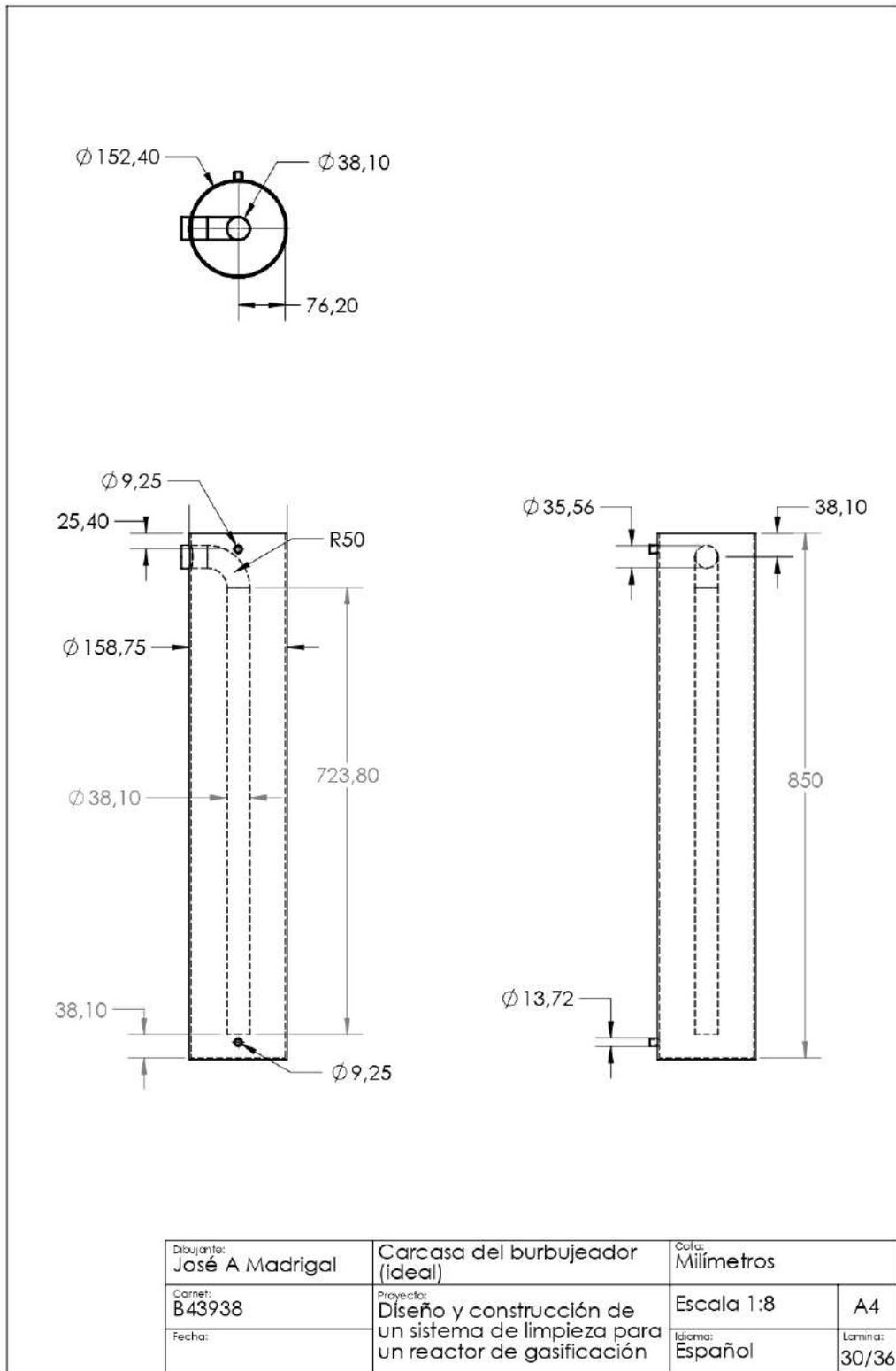


Figura 5.35: Planos de la carcasa ideal del burbujeador.

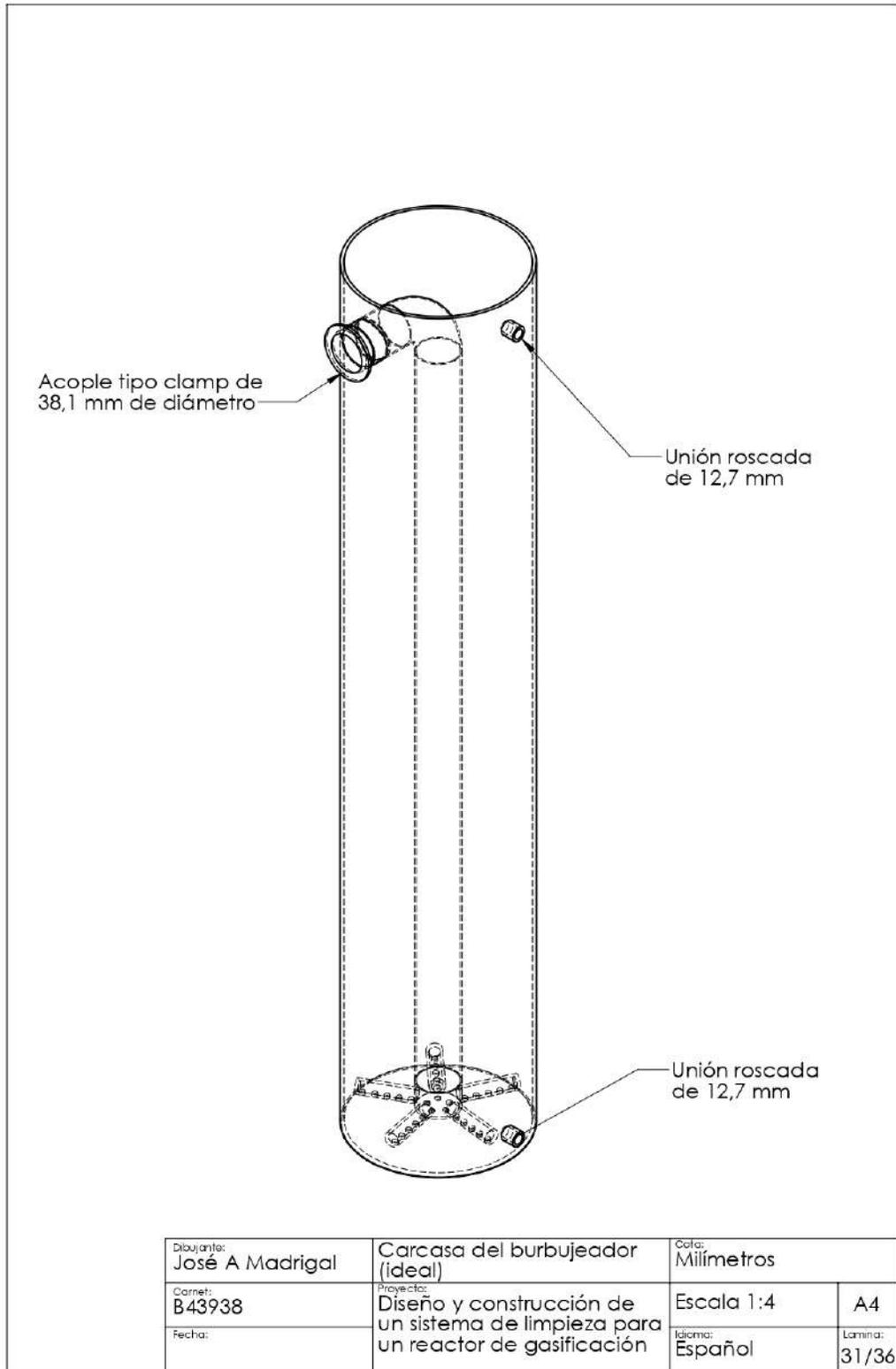


Figura 5.36: Proyección isométrica ideal de la carcasa y componentes internos del burbujeador.

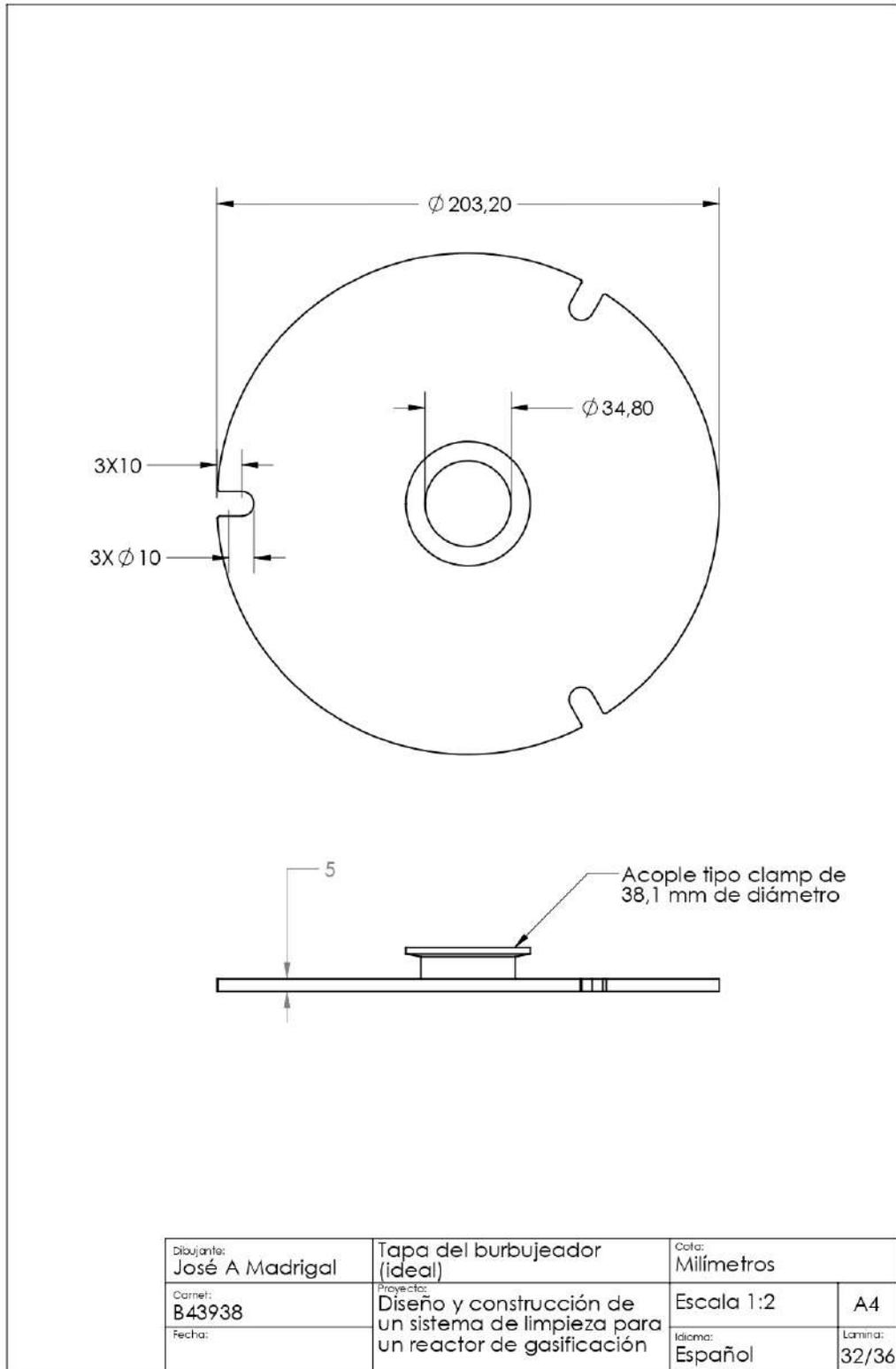


Figura 5.37: Planos de la tapa ideal del burbujeador.

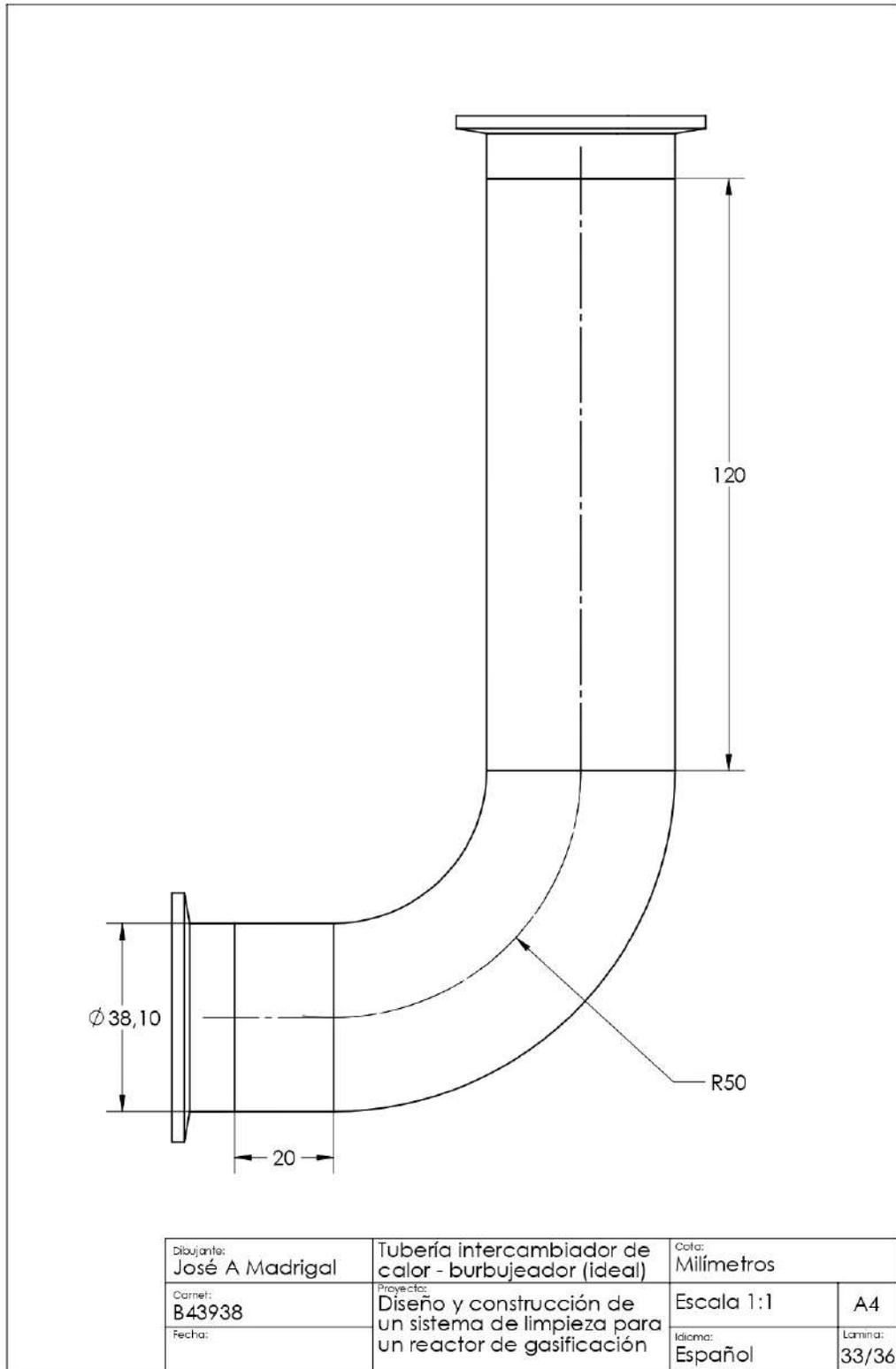


Figura 5.38: Planos de la tubería que conecta el intercambiador de calor con el burbujeador ideal.

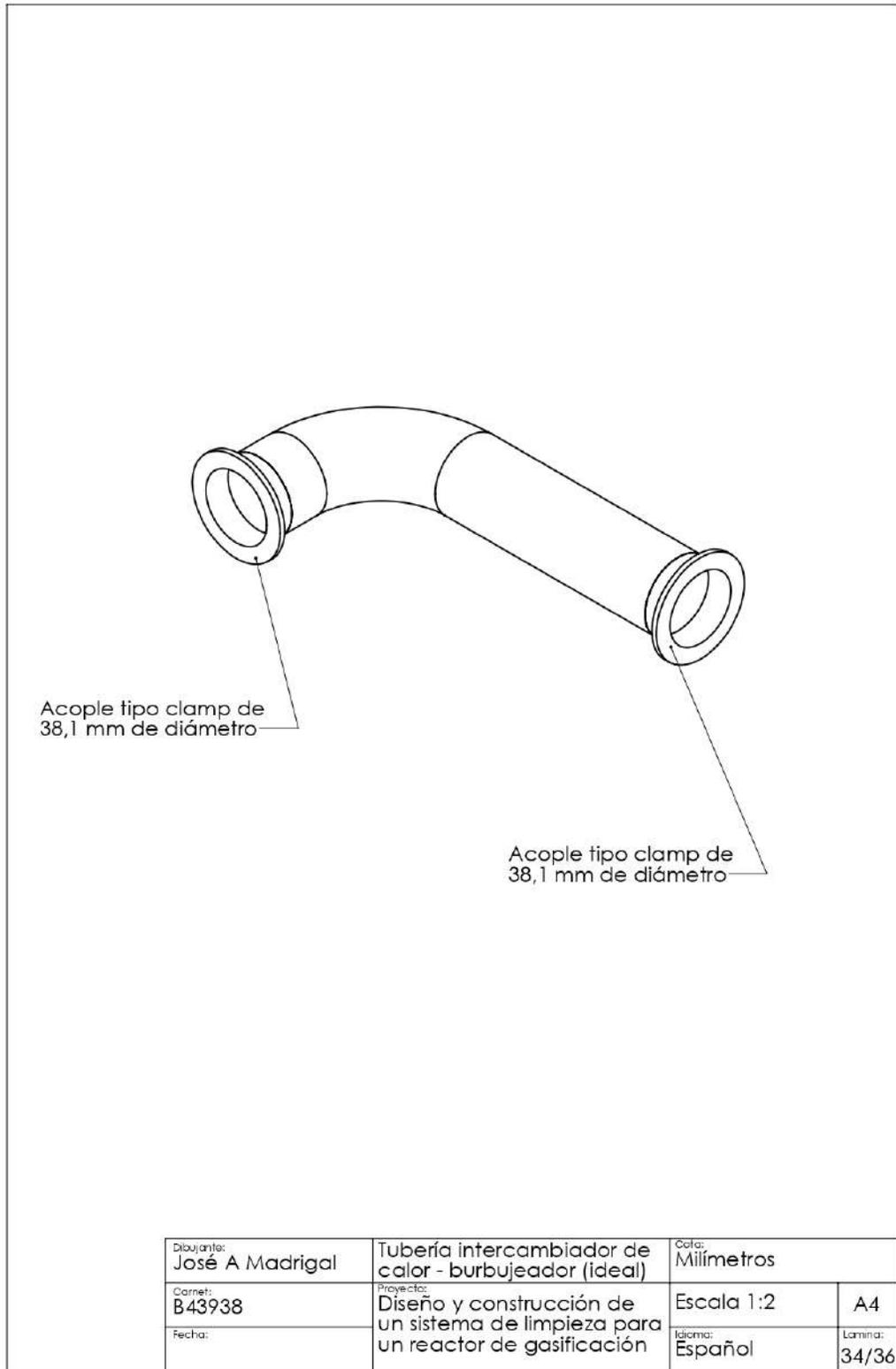


Figura 5.39: Proyección isométrica de la tubería que conecta el intercambiador de calor con el burbujeador ideal.

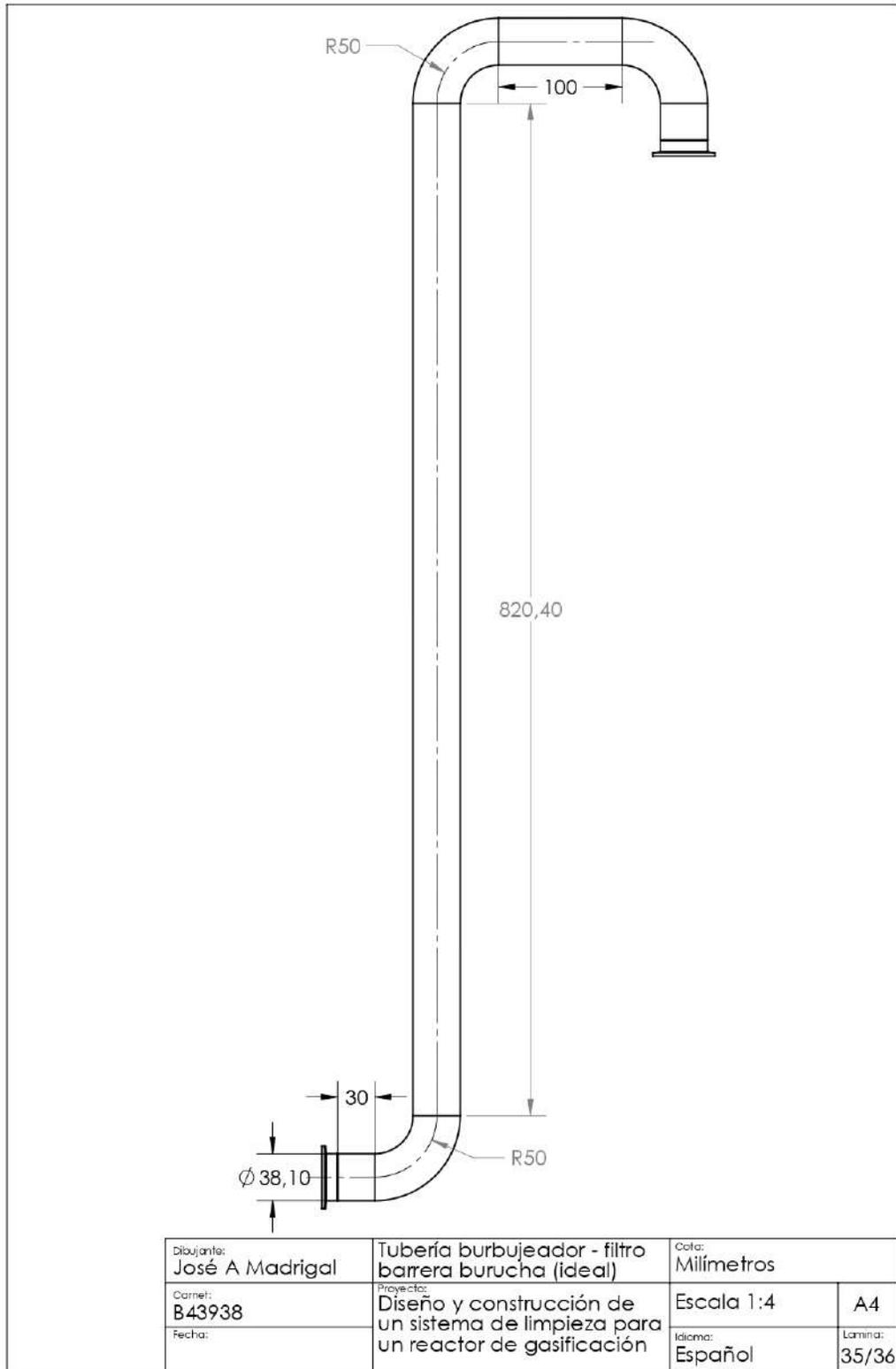


Figura 5.40: Planos de la tubería que conecta el burbujeador ideal con el filtro de barrera con burucha.

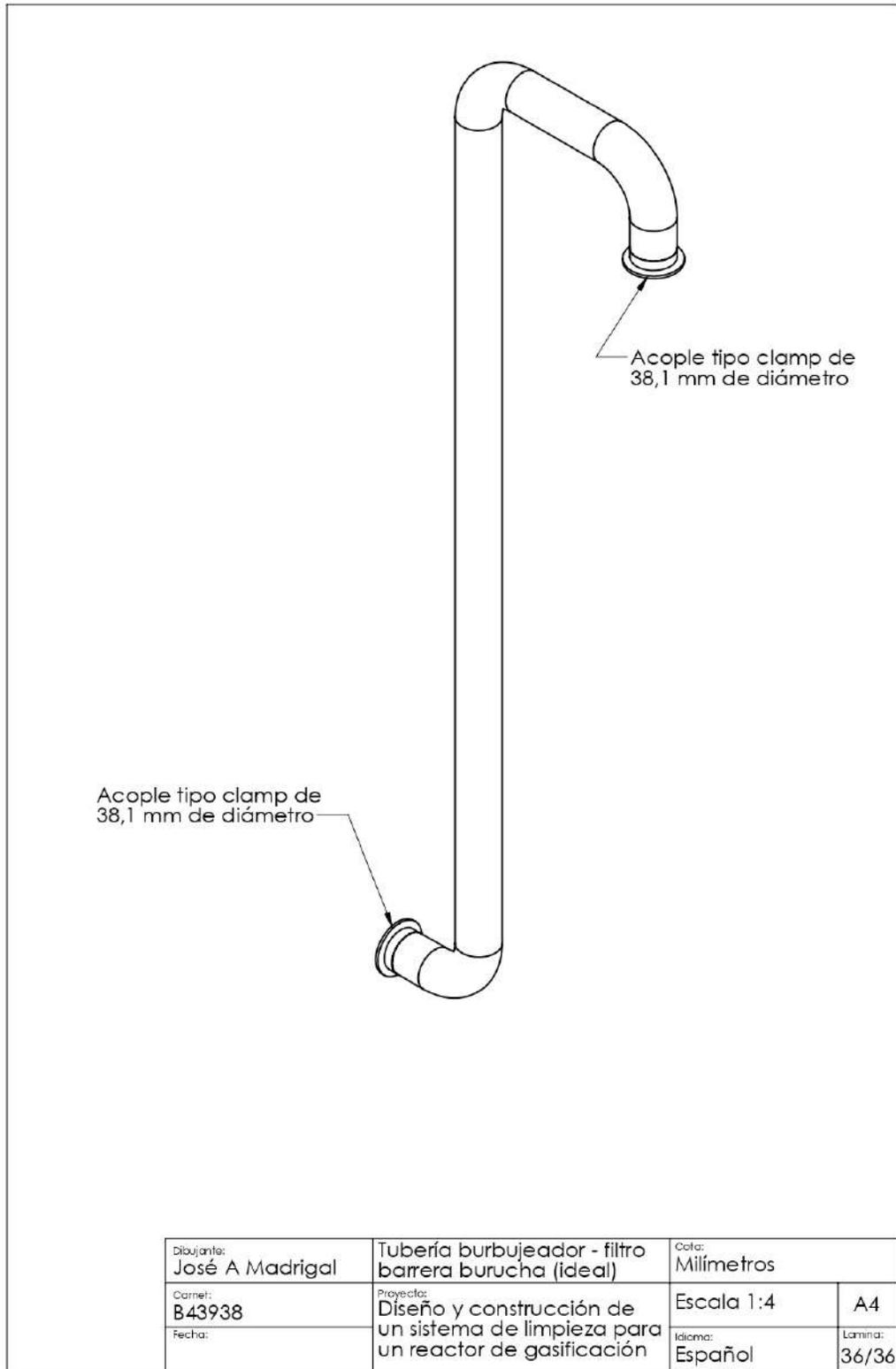


Figura 5.41: Proyección isométrica de la tubería que conecta el burbujeador ideal con el filtro de barrera con burucha.