



UNIVERSIDAD DE CHILE

FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA, BIOTECNOLOGÍA Y MATERIALES

EVALUACIÓN DEL PROCESO DE COINCINERACIÓN DE LODOS DE PTAS Y OTROS RESIDUOS PARA LA OBTENCIÓN DE ENERGÍA

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERA CIVIL QUÍMICA

SAMANTA CAMILA NAVEA OPAZO

PROFESOR GUÍA:

FELIPE DÍAZ ALVARADO

MIEMBROS DE LA COMISIÓN:

FELIPE RECART BRUGERE

FRANCISCO GRACIA CAROCA

SANTIAGO DE CHILE

2019

EVALUACIÓN DEL PROCESO DE COINCINERACIÓN DE LODOS DE PTAS Y OTROS RESIDUOS PARA LA OBTENCIÓN DE ENERGÍA

El crecimiento de la población mundial y aumento del desarrollo económico de los países ha generado una mayor producción de residuos, los que se asocian directamente a la actividad humana. En Chile, la mayor parte de estos es dispuesta en rellenos sanitarios y vertederos, emitiendo GEI directamente a la atmósfera, y generando lixiviados que pueden contaminar las aguas y provocar pérdida de nutrientes en los suelos.

Bajo este contexto, el presente trabajo estudia la coincineración de residuos mediante el proceso Thermylis® como una alternativa a la disposición actual de lodos provenientes de PTAS, tomando como caso base los generados en distintas regiones del país. Se evalúa este proceso a través de una comparación técnica, económica y ambiental de distintas opciones de alimentación, consistentes en una mezcla de lodos con otros residuos sólidos seleccionados con el fin de aumentar el poder calorífico.

Considerando la población residente, el número de sitios de disposición final, y la generación y destino de los residuos, se definen tres casos de estudio: Gran Santiago – Región Metropolitana (caso 1), Rancagua y alrededores – Región de O'Higgins (caso 2), y Gran Concepción y alrededores – Región del Biobío (caso 3). Se consideran los lodos generados en las principales PTAS de cada región, con lo que los flujos de alimentación para cada caso son $1.158 \left[\frac{t}{\text{día}} \right]$, $105 \left[\frac{t}{\text{día}} \right]$ y $249 \left[\frac{t}{\text{día}} \right]$, respectivamente.

A partir de la evaluación técnica, en los tres casos se seleccionan alimentaciones compuestas por lodos y plásticos, debido a que son las más favorables desde el punto de vista energético. Además, se determina que en todos ellos se cumple con la normativa ambiental vigente para este tipo de procesos (D29, MMA).

Por otra parte, se realiza una evaluación económica a partir de un flujo de caja puro a 15 años, con lo que se obtiene un VAN de -195 [MUSD] para el caso 1, -45 [MUSD] para el caso 2 y -73 [MUSD] para el caso 3. Con esto, se concluye que el proyecto no es rentable desde el punto de vista económico en los escenarios planteados, debido a la alta inversión requerida por Thermylis® y el bajo costo por disponer residuos en Chile.

A través de la evaluación ambiental se comparan los principales impactos del proyecto con los del escenario actual. Se obtiene que la generación de lixiviados disminuye en un 93% en el caso 1, 78% en el caso 2 y 83% en el caso 3. Por otro lado, la utilización de terreno en 15 años se reduce en un 89%, 54% y 62% en cada caso. Además, se determina que el proyecto propuesto aumenta el PCG, sin embargo, el 97% de las emisiones generadas provienen directamente del proceso de incineración, y corresponden, en su mayoría, a CO_2 .

Finalmente, se recomienda realizar una evaluación que incluya una cuantificación de los beneficios sociales y ambientales que el proyecto implica.

*A Eva, mi mamá
Porque sin ella nada de esto sería posible.*

Agradecimientos

A mi familia, por el apoyo incondicional que siempre me han dado. Gracias por el cariño que me entregan, por darme la confianza de creer en mí, porque gracias a ustedes me convertí en una mujer fuerte, independiente y feliz.

A ti mamá, por la enorme fortaleza que me has demostrado siempre. Porque juntas nos cuidamos y complementamos, gracias por apoyarme y nunca dejarme sola. Te agradezco el amor infinito que me entregas día a día.

A mi abuela, por acompañarme en cada etapa de mi vida y ser mi principal admiradora. Gracias por todo lo que me has enseñado.

A ti Ulises, mi hermanote, por el apoyo que me has dado. Porque me cuidas y siempre estas cuando lo necesito. Gracias por las conversaciones y risas que alegran mi vida.

A ti Matilda, porque siempre tienes una sonrisa para entregarme. Gracias por regalarme tu amor y alegría desde que naciste. Porque hemos crecido juntas, agradezco a la vida por ponerte en mi camino.

A ti Jorge, por el cariño y apoyo. Por el amor que nos tenemos, por lo que hemos vivido juntos y las aventuras que vendrán. Gracias por ser mi amigo y compañero incondicional, por escucharme, cuidarme y confiar en mí.

A la Guay, por darme la oportunidad de aprender como voluntaria. Porque me ha visto crecer y madurar. Por enseñarme a afrontar la convivencia en comunidad y por demostrarme lo que es el trabajo en equipo. Gracias por darme mi lugar favorito, Guayápolis. Porque ahí conocí a mis grandes amigos. A ellos les agradezco también el apoyo, porque a pesar del poco tiempo que tuve para ellos, siempre estuvieron ahí. Gracias a ustedes por los buenos momentos.

A mis amigos de la Universidad, por ayudarme y estar conmigo cuando lo necesitaba. Gracias por cada momento que compartimos, por las risas y relajos, porque hicieron que el estrés de Beauchef fuera más llevadero. Aunque la vida nos separe, a todos los voy a recordar con mucho cariño.

Te agradezco especialmente a ti, Cata, porque desde que te conocí el primer año en IQBT no nos separamos. Gracias por la confianza y compañía, por las largas tardes de estudio y por lo mucho que aprendimos juntas.

A AChEIQ, especialmente a los que me acompañaron en la directiva y a los delegados UChile con los que me toco compartir largas reuniones, viajes y congresos. Feña y Panchi, de ustedes aprendí mucho. Porque siempre lo dan todo y más, gracias.

A mi profesor guía, Felipe Díaz, por ser un profesor innovador y preocupado de sus alumnos. Por motivarme y guiarme a descubrir lo que me gusta. Te agradezco todo el apoyo que me diste en este trabajo y durante mi formación como profesional.

A Felipe Recart, por recibirme en Suez y confiar en mi para este proyecto. Gracias por el conocimiento compartido, por la retroalimentación y el tiempo dedicado a mi trabajo.

A las personas que me acompañaron en este camino. A todos quienes forman parte de mi vida y día a día me hacen crecer, ¡Muchas gracias!

Tabla de contenido

Índice de figuras	x
Índice de tablas	xiii
1. Introducción	1
1.1. Motivación	1
1.2. Valorización de residuos	2
1.3. Tratamiento de aguas residuales y generación de lodos.....	3
1.3.1. Lodos residuales.....	3
1.4. Incineración.....	4
1.4.1. Proceso	4
1.4.2. Coincineración	6
1.5. Thermylis®	7
1.6. Descripción del proyecto	11
1.7. Objetivos	12
1.7.1. Objetivo general	12
1.7.2. Objetivos específicos	12
2. Casos de estudio	13
2.1. Límite de batería	18
3. Evaluación técnica	19
3.1. Reactor	20
3.2. Precalentador.....	25
3.3. Unidad de recuperación de calor residual	27
3.4. Turbina	28
3.5. Torre de lavado	29
3.6. <i>Scrubber venturi</i>	31
3.7. Recalentador de gases	32
3.8. Síntesis dimensionamientos	32
3.9. Eficiencia del proceso.....	34
3.10. Emisiones	34
3.10.1. Emisiones sólidas	34
3.10.2. Emisiones líquidas.....	35
3.10.3. Emisiones gaseosas.....	35

3.11.	Discusiones.....	37
3.11.1.	Balances de masa y dimensionamientos	37
3.11.2.	Eficiencia y emisiones del proceso	39
4.	Evaluación económica	41
4.1.	Modelo de negocio	41
4.2.	Ingresos	42
4.3.	CAPEX	43
4.4.	OPEX.....	44
4.5.	Flujo de caja	47
4.6.	Análisis de sensibilidad	48
4.7.	Discusiones.....	50
5.	Evaluación ambiental	52
5.1.	Potencial de calentamiento global.....	52
5.2.	Generación de lixiviados	54
5.3.	Terreno utilizado	55
5.4.	Discusiones.....	57
6.	Discusiones generales	59
7.	Conclusiones	60
	Glosario.....	62
	Nomenclatura	63
	Letras griegas	65
	Subíndices	65
	Bibliografía.....	67
	Anexos	74
A.	Alternativas de tratamiento de lodos residuales.....	75
B.	PTAS por región.....	76
B.1.	PTAS Región Metropolitana de Santiago	76
B.2.	PTAS VI Región del Libertador General Bernardo O’Higgins.....	77
B.3.	PTAS VIII Región del Biobío	78
C.	Casos de estudio.....	80
C.1.	Caso 1: Región Metropolitana – Gran Santiago	80
C.1.1.	PTAS La Farfana.....	80
C.1.2.	PTAS El Trebal	80

C.1.3.	Centro Integral de Gestión de Biosólidos El Rital	80
C.1.4.	Análisis lodo	81
C.1.5.	Escenarios	82
C.2.	Caso 2: Región de O'Higgins – Rancagua y alrededores	82
C.2.1.	PTAS Rancagua.....	82
C.2.2.	PTAS Rengo	83
C.2.3.	PTAS San Fernando	83
C.2.4.	PTAS Santa Cruz	83
C.2.5.	Destino actual del lodo	83
C.2.6.	Análisis lodo	84
C.2.7.	Escenarios	84
C.3.	Caso 3: Región del Biobío – Gran Concepción y alrededores	85
C.3.1.	PTAS Gran Concepción.....	85
C.3.2.	PTAS Chillán	85
C.3.3.	PTAS Los Ángeles	86
C.3.4.	Análisis lodo	86
C.3.5.	Escenarios	87
D.	Coalimentaciones	88
D.1.	Plásticos (PP, LDPE, PS)	88
D.2.	Biomasa celulósica proveniente de residuos del sector forestal.....	88
E.	Balances de masa global	90
E.1.	Caso 1a	90
E.2.	Caso 1b.....	92
E.3.	Caso 2a	94
E.4.	Caso 2b.....	96
E.5.	Caso 3a	98
E.6.	Caso 3b.....	100
E.7.	Caso 3c	102
F.	Reactor	104
F.1.	Velocidad mínima de fluidización	104
F.2.	Resultados volatilización	105
F.3.	Modelo de núcleo sin reaccionar para partículas esféricas de tamaño constante	106
F.4.	Balace de masa y dimensionamiento	108

F.4.1.	Datos y supuestos	108
F.4.2.	Balances de masa.....	109
F.4.3.	Dimensionamiento.....	111
F.4.4.	Códigos modelo	111
F.4.5.	Resultados modelo	115
G.	Precalentador.....	144
G.1.	Datos	144
G.2.	Temperatura de entrada del aire de fluidización	145
G.3.	Dimensionamiento.....	146
H.	Unidad de recuperación de calor residual.....	150
H.1.	Datos	150
H.2.	Flujo de vapor	151
H.3.	Dimensionamiento.....	153
I.	Turbina	156
J.	Torre de lavado	158
J.1.	Datos	158
J.2.	Flujo de agua	158
J.3.	Dimensionamiento.....	159
K.	<i>Scrubber venturi</i>	166
K.1.	Datos	166
K.2.	Flujo de agua	166
K.3.	Velocidad en la garganta.....	167
K.4.	Dimensionamiento.....	168
K.5.	Eficiencia de recolección.....	168
L.	Recalentador de gases	171
L.1.	Datos	171
L.2.	Temperatura de salida de los gases tratados	171
L.3.	Dimensionamiento.....	172
M.	Residuos generados al incluir el tratamiento de RILes propuesto	174
N.	Ahorro por no disponer	175
O.	CAPEX	178
P.	OPEX.....	180
Q.	Flujo de caja	182

Q.1.	Caso 1 – Sanitaria	183
Q.2.	Caso 1 – Empresa privada	185
Q.3.	Caso 2 – Sanitaria	187
Q.4.	Caso 2 – Empresa privada	189
Q.5.	Caso 3 – Sanitaria	191
Q.6.	Caso 3 – Empresa privada	193
R.	Análisis de Sensibilidad	195
R.1.	Caso 1	195
R.2.	Caso 2	196
R.3.	Caso 3	197
S.	Potencial de calentamiento global	198
S.1.	Disposición de residuos.....	198
S.2.	Transporte de residuos	198

Índice de figuras

Figura 1: Generación de residuos según origen a nivel nacional, 2015 ^[3]	1
Figura 2: Valorización y disposición final de residuos por tipo de residuo a nivel regional, 2015 ^[3]	2
Figura 3: Diagrama general del proceso de incineración de residuos ^{[16][17]}	4
Figura 4: Diagrama del proceso Thermylis® <i>HTFB Thermal Oxidation</i> ^[23]	7
Figura 5: Reactor de Thermylis® ^[26]	8
Figura 6: Caja de viento ^[26]	8
Figura 7: Distribuidor de arco refractario o de cúpula ^[26]	9
Figura 8: Precalentador de Thermylis®. El flujo rojo representa a los gases de combustión; y el azul, al aire de fluidización ^[25]	9
Figura 9: Unidad de recuperación de calor residual de Thermylis® ^[25]	10
Figura 10: Recalentador de gases de Thermylis®. El flujo rojo representa a los gases de combustión provenientes de la unidad de recuperación de calor residual; y el azul, a los gases tratados provenientes del <i>scrubber</i> ^[25]	10
Figura 11: Generación y destino de residuos según origen a nivel regional, 2015 ^[3]	13
Figura 12: Casos de estudio y escenarios correspondientes.....	14
Figura 13: Comunas consideradas de la Región Metropolitana.	15
Figura 14: Comunas consideradas de la Región de O'Higgins.....	16
Figura 15: Comunas consideradas de la Región del Biobío.....	17
Figura 16: Diagrama de bloques del proceso	19
Figura 17: Regímenes de fluidización ^[57]	21
Figura 18: Esquema de la incineración en un reactor de lecho fluidizado burbujeante ^[56]	21
Figura 19: Intercambiador de calor de tubos y carcasa de paso múltiple 2 – 4 ^[63]	26
Figura 20: Intercambiador de calor de tubos y carcasa de un paso ^[63]	27
Figura 21: Turbina de vapor.	28
Figura 22: Torre empacada.	30
Figura 23: Scrubber venturi.....	31
Figura 24: Análisis de sensibilidad para el caso 1.....	49
Figura 25: Análisis de sensibilidad para el caso 2.....	49
Figura 26: Análisis de sensibilidad para el caso 3.....	50
Figura 27: Emisiones de GEI en cada caso.....	53
Figura 28: Generación de lixiviados en cada caso.....	55
Figura 29: Terreno utilizado en 15 años para cada caso.....	56
Figura 30: Emisiones de GEI en cada caso, sin considerar las emisiones del proceso de incineración.	57
Figura 31: Modelo de núcleo sin reaccionar para partículas esféricas de tamaño constante.....	107
Figura 32: Resultados modelo caso 1a: Concentración <i>C_s</i> y largo del reactor.....	115

Figura 33: Resultados modelo caso 1a: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .	116
Figura 34: Resultados modelo caso 1a: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .	117
Figura 35: Resultados modelo caso 1a: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .	118
Figura 36: Resultados modelo caso 1b: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.	119
Figura 37: Resultados modelo caso 1b: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .	120
Figura 38: Resultados modelo caso 1b: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .	121
Figura 39: Resultados modelo caso 1b: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .	122
Figura 40: Resultados modelo caso 2a: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.	123
Figura 41: Resultados modelo caso 2a: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .	124
Figura 42: Resultados modelo caso 2a: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .	125
Figura 43: Resultados modelo caso 2a: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .	126
Figura 44: Resultados modelo caso 2b: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.	127
Figura 45: Resultados modelo caso 2b: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .	128
Figura 46: Resultados modelo caso 2b: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .	129
Figura 47: Resultados modelo caso 2b: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .	130
Figura 48: Resultados modelo caso 3a: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.	131
Figura 49: Resultados modelo caso 3a: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .	132
Figura 50: Resultados modelo caso 3a: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .	133
Figura 51: Resultados modelo caso 3a: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .	134
Figura 52: Resultados modelo caso 3b: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.	135
Figura 53: Resultados modelo caso 3b: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .	136
Figura 54: Resultados modelo caso 3b: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .	137
Figura 55: Resultados modelo caso 3b: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .	138
Figura 56: Resultados modelo caso 3c: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.	139

Figura 57: Resultados modelo caso 3c: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .	140
Figura 58: Resultados modelo caso 3c: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .	141
Figura 59: Resultados modelo caso 3c: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .	142
Figura 60: Esquema intercambiador en contracorriente. El fluido caliente circula por los tubos y el frío por la carcasa.	146
Figura 61: Corrección de la media logarítmica de las diferencias de temperatura para un intercambiador 2 – 4 ^[63] .	147
Figura 62: Turbina de vapor de agua.	156
Figura 63: Gráfico de correlaciones para el dimensionamiento de una torre de absorción.	160
Figura 64: Número de etapas torre de lavado – Caso 1a.	162
Figura 65: Número de etapas torre de lavado – Caso 1b.	162
Figura 66: Número de etapas torre de lavado – Caso 2a.	163
Figura 67: Número de etapas torre de lavado – Caso 2b.	163
Figura 68: Número de etapas torre de lavado – Caso 3a.	164
Figura 69: Número de etapas torre de lavado – Caso 3b.	164
Figura 70: Número de etapas torre de lavado – Caso 3c.	165
Figura 71: Correlación entre la caída de presión, la razón entre el líquido y gas, y la velocidad del fluido en la garganta ^[68] .	167
Figura 72: Correlación entre la penetración general, el parámetro inercial para el diámetro medio y el parámetro característico de la razón entre el líquido y el gas ^[116] .	169

Índice de tablas

Tabla 1: Valores límites de emisión para la incineración ^[19]	6
Tabla 2: Datos PTAS Caso 1.	15
Tabla 3: Datos PTAS Caso 2.	16
Tabla 4: Datos PTAS Caso 3.	17
Tabla 5: Balance de masa global para cada caso.	20
Tabla 6: Cinéticas de las reacciones en la fase gas ^{[58][59]}	23
Tabla 7: Largo y diámetro del reactor obtenido para cada caso.	24
Tabla 8: Composiciones de salida obtenidas para cada caso.....	25
Tabla 9: Temperaturas de entrada del aire de fluidización para cada caso.....	26
Tabla 10: Área de transferencia requerida para el precalentador de cada caso.....	26
Tabla 11: Temperaturas de entrada y salida a la unidad de recuperación de calor residual.	27
Tabla 12: Flujo de vapor generado en cada caso.	27
Tabla 13: Área de transferencia requerida para la unidad de recuperación de calor residual de cada caso.	28
Tabla 14: Potencia generada en cada caso.	29
Tabla 15: Diámetro de la torre de lavado para cada caso.	30
Tabla 16: Área de transferencia requerida en el recalentador de cada caso.	32
Tabla 17: Resumen resultados obtenidos de los dimensionamientos realizados para cada caso.	33
Tabla 18: Eficiencias de recuperación de calor del proceso.	34
Tabla 19: Emisiones sólidas generadas en el proceso (cenizas).	34
Tabla 20: Emisiones líquidas generadas en el proceso (RILes).	35
Tabla 21: Composición de los RILes generados en el proceso.....	35
Tabla 22: Emisiones gaseosas generadas en el proceso.	36
Tabla 23: Composición de los gases liberados al medio ambiente (gases tratados).	36
Tabla 24: Error asociado al balance de masa global en cada caso.....	37
Tabla 25: Dimensiones de referencia para cada caso ^[71]	38
Tabla 26: Composición de los gases liberados al medio ambiente corregidas según D29.	40
Tabla 27: Ingreso por venta de electricidad al SIC y por tratamiento de plásticos.....	42
Tabla 28: Ahorro por no disponer el lodo generado (modelo de negocio en que la sanitaria es dueña de la planta).	43
Tabla 29: Ingreso por tratamiento del lodo (modelo de negocio en que una empresa privada es dueña de la planta).	43
Tabla 30: CAPEX para cada caso.....	43
Tabla 31: Costos directos para cada caso (CAPEX).....	44
Tabla 32: Costos indirectos para cada caso (CAPEX).....	44
Tabla 33: OPEX para cada caso.	44

Tabla 34: Costos directos para el caso 1 (OPEX).	45
Tabla 35: Costos directos para el caso 2 (OPEX).	45
Tabla 36: Costos directos para el caso 3 (OPEX).	46
Tabla 37: Costos indirectos para el caso 1 (OPEX).	46
Tabla 38: Costos indirectos para el caso 2 (OPEX).	46
Tabla 39: Costos indirectos para el caso 3 (OPEX).	47
Tabla 40: VAN para el caso 1.	47
Tabla 41: VAN para el caso 2.	47
Tabla 42: VAN para el caso 3.	47
Tabla 43: Casos basales para el análisis de sensibilidad.	49
Tabla 44: Costo de inversión estimado a partir del proyecto WTE Araucanía, considerando la capacidad requerida en cada caso.	51
Tabla 45: Potencial de calentamiento global para un horizonte temporal de 100 años ^[12]	52
Tabla 46: Factores de emisiones asociadas al transporte vía camiones a combustible diésel ^[85]	53
Tabla 47: Factores de emisiones asociados a la disposición en rellenos sanitarios en kgGEI/kgresiduo ^[86]	53
Tabla 48: Detalle del PCG para cada caso.	54
Tabla 49: Flujo de residuos a disponer en cada caso.	54
Tabla 50: Terreno utilizado por disposición de los residuos en cada caso.	56
Tabla 51: Terreno utilizado por cada área en la planta en [m ²].	56
Tabla 52: Disminución en la generación de lixiviados para cada caso.	58
Tabla 53: Disminución el terreno utilizado para cada caso.	58
Tabla 54: Sistemas de tratamiento de aguas servidas Región Metropolitana ^[35]	76
Tabla 55: Sistemas de tratamiento de aguas servidas VI Región ^[42]	77
Tabla 56: Sistemas de tratamiento de aguas servidas VIII Región ^[50]	78
Tabla 57: Análisis elemental en base seca de los lodos del caso 1 ^[95]	81
Tabla 58: Análisis elemental en base seca de los lodos del caso 2 ^[102]	84
Tabla 59: Análisis elemental en base seca de los lodos del caso 3 ^[107]	86
Tabla 60: Análisis elemental en base seca de la coalimentación de plásticos ^[108]	88
Tabla 61: Análisis elemental en base seca de la coalimentación de biomasa celulósica ^[108]	89
Tabla 62: Balance de masa caso 1a.	90
Tabla 63: Balance de masa caso 1b.	92
Tabla 64: Balance de masa caso 2a.	94
Tabla 65: Balance de masa caso 2b.	96
Tabla 66: Balance de masa caso 3a.	98
Tabla 67: Balance de masa caso 3b.	100
Tabla 68: Balance de masa caso 3c.	102
Tabla 69: Productos de la volatilización de la materia orgánica.	105
Tabla 70: Composición de la fase sólida producida en la volatilización.	105

Tabla 71: Composición de la fase gaseosa producida en la volatilización.	106
Tabla 72: Datos utilizados en el modelo.	108
Tabla 73: Flujo de aire de fluidización para cada caso ^[54]	109
Tabla 74: Propiedades de los gases de combustión a 720°C.	144
Tabla 75: Propiedades del aire seco a 400°C ^[112]	144
Tabla 76: Calor cedido por los gases de combustión en el precalentador.	145
Tabla 77: Coeficiente de transferencia para el fluido caliente en cada caso.....	148
Tabla 78: Coeficientes globales de transferencia obtenidos para cada caso.	149
Tabla 79: Propiedades del agua líquida a 60°C ^[112]	150
Tabla 80: Propiedades del vapor de agua a 200°C ^[112]	150
Tabla 81: Datos para la vaporización del agua ^[112]	151
Tabla 82: Propiedades de los gases de combustión a 480°C.	151
Tabla 83: Calor cedido por los gases de combustión en la unidad de recuperación de calor residual.	152
Tabla 84: Calor requerido para el calentamiento del agua líquida (Q_{call}), cambio de fase (Q_{vap}) y calentamiento del vapor de agua (Q_{calv}).	153
Tabla 85: Coeficiente de transferencia para el fluido caliente en cada caso.....	154
Tabla 86: Coeficientes de transferencia para el fluido frío.	155
Tabla 87: Coeficientes globales de transferencia en cada caso.....	155
Tabla 88: Área de transferencia para el calentamiento del agua líquida (At_{call}), cambio de fase (At_{vap}) y calentamiento del vapor de agua (At_{calv}).	155
Tabla 89: Potencia generada por cada turbina.	157
Tabla 90: Densidad de los gases de combustión al ingreso de la torre de lavado	158
Tabla 91: Flujo de agua en la torre de lavado.	159
Tabla 92: Sección transversal de la torre de lavado en cada caso.....	161
Tabla 93: Datos utilizados para el dimensionamiento del <i>scrubber venturi</i>	166
Tabla 94: Propiedades de los gases de combustión a la temperatura promedio (60°C).	166
Tabla 95: Flujo de agua en el <i>scrubber venturi</i>	167
Tabla 96: Valores de los parámetros requeridos para obtener la penetración general.....	170
Tabla 97: Propiedades de los gases de combustión a la temperatura promedio (215°C).	171
Tabla 98: Propiedades de los gases tratados a la temperatura promedio (55°C).....	171
Tabla 99: Calor cedido por los gases de combustión en el recalentador.	172
Tabla 100: Temperaturas de salida de los gases tratados en cada caso.....	172
Tabla 101: Coeficiente de transferencia para el fluido caliente en cada caso.....	173
Tabla 102: Coeficiente de transferencia para el fluido frío en cada caso.....	173
Tabla 103: Coeficiente global de transferencia para cada caso.....	173
Tabla 104: Flujo de residuos a disponer al incluir el tratamiento de los RILes generados en el proceso..	174
Tabla 105: Cantidad de camiones requeridos en cada caso.	175
Tabla 106: Distancias entre PTAS y sitios de disposición final actuales ^{[43]-[46][52][53]}	176
Tabla 107: Distancias entre PTAS y plantas de coincineración propuestas ^{[43]-[46][52][53]}	176

Tabla 108: Costo por transporte para cada caso.	177
Tabla 109: Costo total de los equipos para cada caso	178
Tabla 110: Porcentaje del costo total de los equipos considerado para cada ítem de los costos directos [67][78]	178
Tabla 111: Porcentaje de los costos directos considerado para cada ítem de los costos indirectos [67][78].	179
Tabla 112: Servicios requeridos para cada caso.	180
Tabla 113: Flujo de RILes a tratar en cada caso y OPEX asociado [79]	180
Tabla 114: Residuos a disposición final para cada caso.	181
Tabla 115: Vida útil de cada activo [82]	182
Tabla 116: Flujo de caja puro para el caso 1 - Sanitaria en [USD].	183
Tabla 117: Flujo de caja puro para el caso 1 – Empresa privada en [USD].	185
Tabla 118: Flujo de caja puro para el caso 2 – Sanitaria en [USD].	187
Tabla 119: Flujo de caja puro para el caso 2- Empresa privada en [USD].	189
Tabla 120: Flujo de caja puro para el caso 3 – Sanitaria en [USD].	191
Tabla 121: Flujo de caja puro para el caso 3- Empresa privada en [USD].	193
Tabla 122: Análisis de sensibilidad para el caso 1 – sanitaria	195
Tabla 123: Análisis de sensibilidad para el caso 1 – empresa privada.	195
Tabla 124: Análisis de sensibilidad para el caso 2 – sanitaria	196
Tabla 125: Análisis de sensibilidad para el caso 2 – empresa privada.	196
Tabla 126: Análisis de sensibilidad para el caso 3 – sanitaria	197
Tabla 127: Análisis de sensibilidad para el caso 3 – empresa privada.	197
Tabla 128: GEI generados por la disposición de residuos en un relleno sanitario – caso actual.	198
Tabla 129: GEI generados por la disposición de residuos en un relleno sanitario – caso con proyecto. ...	198
Tabla 130: Combustible requerido – caso actual.	199
Tabla 131: Cantidad de camiones requeridos en cada caso.	199
Tabla 132: Combustible requerido – caso con proyecto.	199
Tabla 133: GEI generados por el transporte de los residuos – caso actual.	200
Tabla 134: GEI generados por el transporte de los residuos – caso con proyecto.	200

1. Introducción

1.1. Motivación

Como consecuencia del aumento del desarrollo económico de los países y el crecimiento de la población mundial, se ha producido un aumento en la generación de residuos y emisión de contaminantes ^[1]. Además, el aumento en los ingresos y la constante búsqueda de bienestar por parte de la población, han generado una intensa y continua utilización de los recursos naturales, más allá de su capacidad de regeneración, provocando un agotamiento de éstos ^[2].

En base a lo anterior, se vuelve fundamental desvincular el crecimiento económico del uso de los recursos naturales. Los países tienen el desafío de basar su actividad en el consumo y la producción sostenible, es decir, deben fomentar el uso eficiente de los recursos y la energía. Para esto, es necesario adoptar un enfoque sistémico y lograr la cooperación de todos los participantes de la cadena de suministro, desde el productor hasta el consumidor final ^[2].

La generación de residuos está asociada directamente a la actividad humana, produciendo impactos negativos en el medio ambiente. Según el Tercer Reporte del Estado del Medio Ambiente (MMA, 2017), en el año 2015 se generaron en Chile 18.801.743 toneladas de residuos, distribuidos según su origen como se muestra en la Figura 1 ^[3].

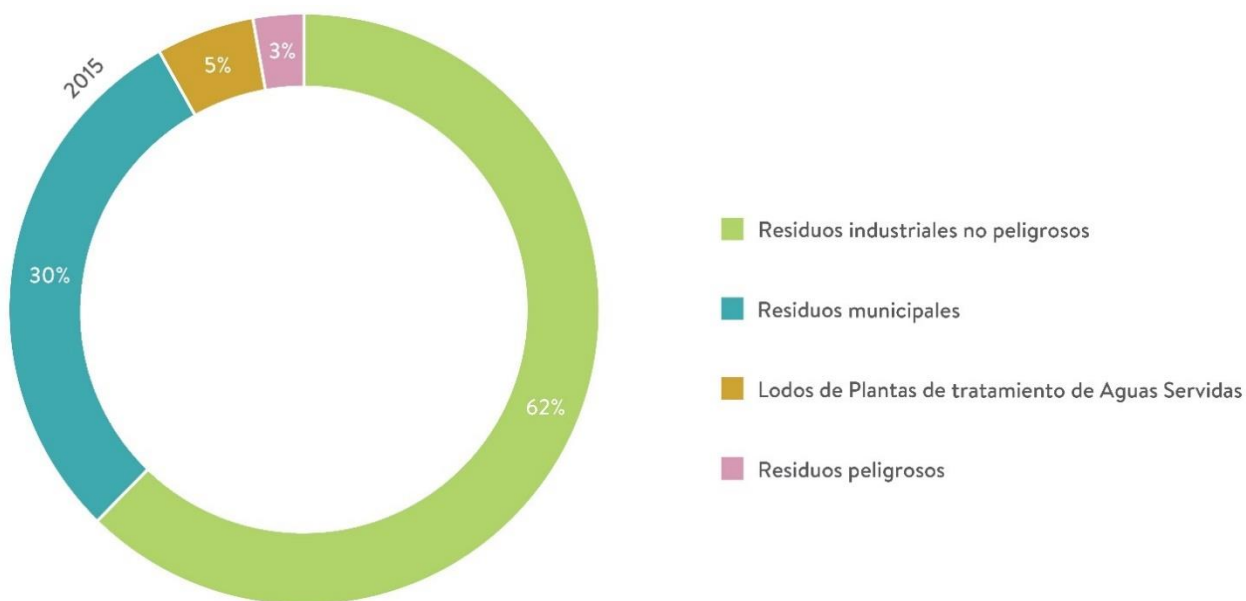


Figura 1: Generación de residuos según origen a nivel nacional, 2015 ^[3].

En Chile, el manejo de residuos se plantea como preocupación en los distintos sectores sociales, pero sin soluciones efectivas. Históricamente, el énfasis de la gestión de residuos ha sido puesto en resolver de forma adecuada la disposición final, sin embargo, ha quedado en evidencia que esto no es suficiente, por lo que se debe redefinir su enfoque ^[1].

1.2. Valorización de residuos

Actualmente, existen políticas que orientan la implementación de una estrategia jerarquizada para el manejo de residuos, promoviendo la prevención de su generación y, si esto no es posible, fomentar su valorización ^[1].

El Ministerio del Medio Ambiente (MMA) define la valorización como el conjunto de acciones cuyo objetivo es recuperar residuos o alguno de sus componentes, con la finalidad de reincorporarlos a procesos productivos y/o generar nuevos materiales, productos o energía ^[1].

La valorización de residuos se puede realizar de tres formas: reutilización, reciclaje y valorización energética. La primera consiste en el uso de los residuos en el mismo proceso que le dio origen, o en otro, de forma directa. Por otro lado, el reciclaje implica transformaciones de los residuos en nuevos productos y, finalmente, la valorización energética, es la recuperación del contenido energético y empleo de los residuos como combustible en un proceso productivo ^{[1][3]}.

La principal problemática en la gestión de residuos en Chile corresponde al bajo índice de valorización. Como se observa en la Figura 2, en todas las regiones del país, la mayor parte de los residuos generados son dispuestos sin ningún tratamiento previo ^[3].

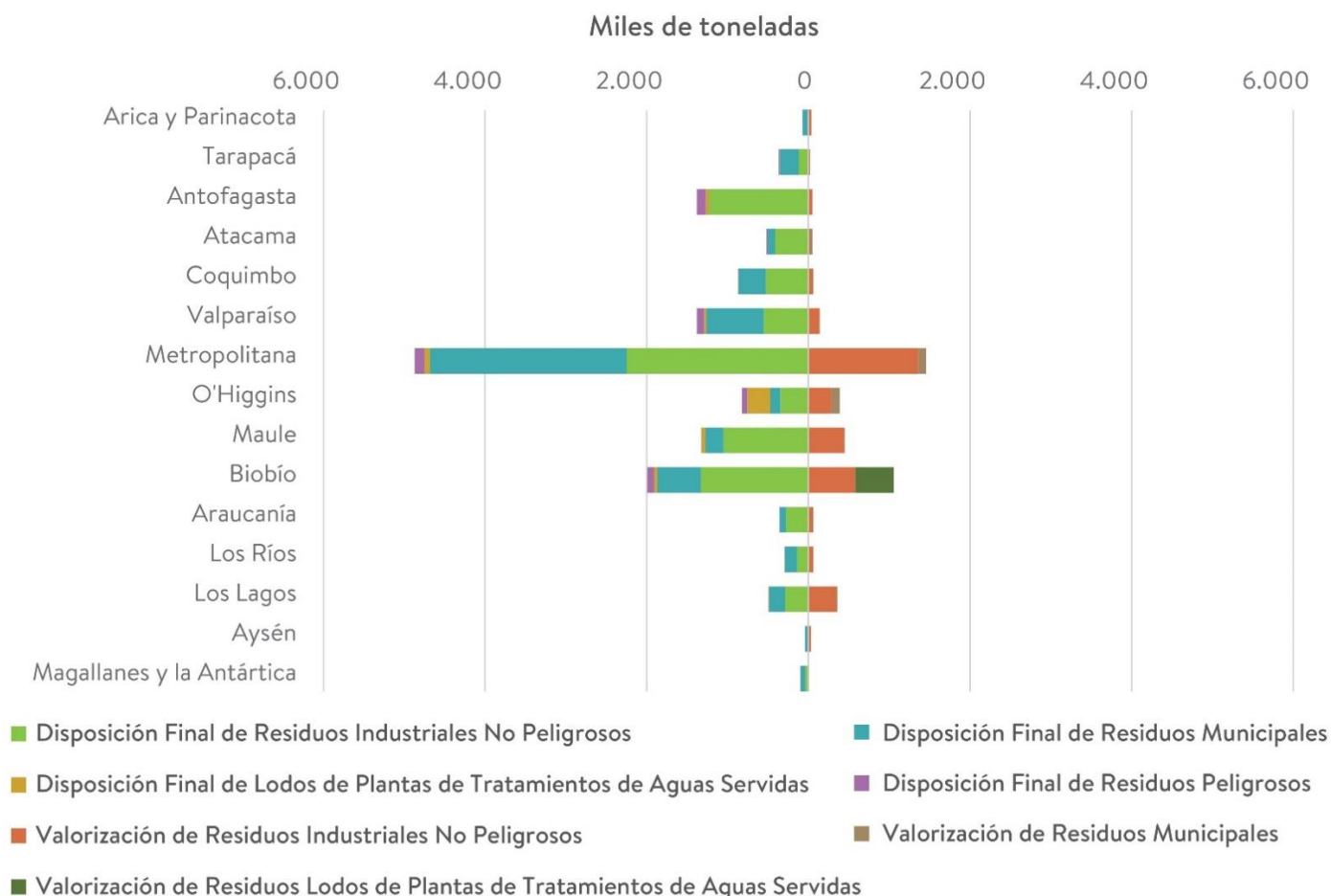


Figura 2: Valorización y disposición final de residuos por tipo de residuo a nivel regional, 2015 ^[3].

En este trabajo se estudia en específico la valorización mediante el proceso de incineración, que se detalla en la sección 1.4.

1.3. Tratamiento de aguas residuales y generación de lodos

Las aguas servidas contienen contaminantes que hacen necesaria su depuración, ya que pueden ser perjudiciales para el ser humano y el medio ambiente. El tratamiento de ellas previene la introducción de elementos contaminantes en los cuerpos de aguas, evitando efectos nocivos para la salud. Además, protege la flora y fauna de los cuerpos receptores, favoreciendo la conservación de ríos y mares ^{[4][5]}.

1.3.1. Lodos residuales

Las plantas de tratamiento de aguas servidas (PTAS) mejoran la calidad de las aguas y cauces, sin embargo, producen un flujo significativo de residuos, entre ellos, lodos. Los lodos corresponden a residuos semisólidos que se generan como consecuencia de los tratamientos físicos y biológicos a los que son sometidas estas aguas ^{[6][7]}.

El flujo de lodos y su composición no es constante pues depende del caudal de agua tratado y los tipos de contaminantes presentes en ella, los que a su vez varían en función del número de habitantes y sus hábitos alimenticios, la presencia de vertidos industriales, el clima, el sistema de tratamiento utilizado, entre otros factores ^{[5][8]}.

Los lodos residuales tienden a concentrar metales pesados, materia orgánica, compuestos poco biodegradables y organismos potencialmente patógenos, los que pueden llegar a ser dañinos para la salud humana y el medio ambiente ^[8].

A pesar de lo anterior, en Chile, la mayor parte de los lodos generados en plantas de tratamiento de aguas servidas son dispuestos en rellenos sanitarios o monorrellenos, promoviendo la propagación de vectores de enfermedades, y generando negativos impactos en el medio ambiente ^{[3][9]}.

La disposición de residuos en un relleno sanitario o monorrelleno genera diversos contaminantes, entre los que se destacan los líquidos lixiviados y algunos gases de efecto invernadero. Debido a su composición, estos líquidos pueden contaminar aguas superficiales y subterráneas, y provocar pérdida de nutrientes en los suelos. Además, por la descomposición de la materia orgánica contenida en los lodos, se emite metano directo a la atmósfera, con un Potencial de Calentamiento Global (PCG) 25 veces mayor que el dióxido de carbono ^{[3][10]–[12]}.

Por otro lado, la disposición de lodos representa un problema para las empresas de tratamiento de aguas servidas, con efectos económicos y ambientales ligados principalmente a su transporte. Es aconsejable evitar, en lo posible, el transporte de este tipo de residuos, debido al impacto ambiental negativo de esta operación y al aumento en los costos de la gestión ^{[8][13]}.

Debido a lo anterior, es necesario mejorar la gestión en el manejo de lodos, para reducir así el flujo de estos destinados a disposición final, evitando la degradación descontrolada del contenido orgánico, reduciendo su volumen, y eliminando microorganismos presentes ^[5]. En el Anexo A se encuentra una

descripción de las principales alternativas de tratamiento de lodos residuales. De estas, las más utilizadas en la Unión Europea y Estados Unidos son la digestión anaerobia, el compostaje y la incineración ^{[8][14]}.

1.4. Incineración

La incineración es una técnica de valorización energética que permite reducir el volumen de los residuos en más de un 90% y modificar su composición para disminuir su potencial peligrosidad. En este proceso, mediante una combustión controlada, el material combustible se oxida a temperaturas superiores a los 800°C, utilizando una proporción de oxígeno superior a la necesaria en la reacción estequiométrica, y generando como principales productos cenizas y gases de combustión ^{[15][16]}.

1.4.1. Proceso

Los sistemas de incineración se diseñan para poder recuperar el calor generado en el proceso y para que los productos obtenidos sean tratados ^[16]. En la Figura 3 se muestra un diagrama general del proceso de incineración de residuos.

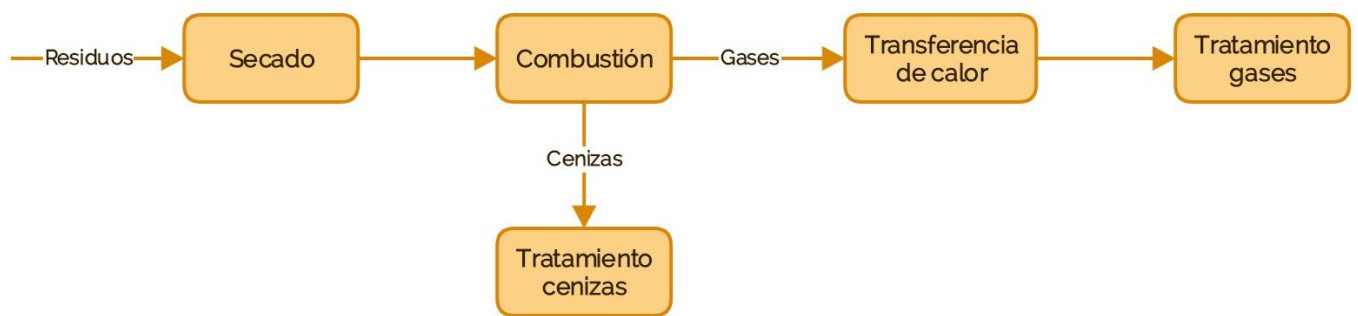


Figura 3: Diagrama general del proceso de incineración de residuos ^{[16][17]}.

Como se puede observar, el proceso comienza con una etapa de preparación de los residuos, que generalmente corresponde a un secado, donde se disminuye la fracción de agua contenida en ellos ^[17].

Posteriormente, ocurre la combustión, que corresponde a una reacción de oxidación entre un combustible y un comburente, caracterizada por su exotermicidad y por las altas temperaturas a las que se produce. En este caso, el combustible corresponde a los residuos; y el comburente, al oxígeno ^{[16][17]}.

La temperatura al interior del reactor de combustión debe ser lo suficientemente alta (superior a 800°C) como para descomponer todas las moléculas orgánicas, formando productos gaseosos y residuos sólidos. Las reacciones principales ocurren entre el carbono (C) y oxígeno (O_2) produciendo dióxido de carbono (CO_2), y entre el hidrógeno (H_2) y oxígeno (O_2) produciendo vapor de agua (H_2O). Si hay combustión incompleta de la materia orgánica, también se produce monóxido de carbono (CO) y material particulado. Una combustión ineficiente puede resultar en concentraciones significativas de productos de la combustión incompleta, por lo que se debe diseñar y operar el equipo con especial cuidado en la temperatura de incineración, la turbulencia de la mezcla de gases y el tiempo de residencia de los gases a la temperatura de incineración ^[17].

Sumado a las reacciones ya mencionadas, y debido a la presencia de otros elementos químicos en los residuos, se producen también otras reacciones de oxidación que generan la formación de contaminantes. Entre los 300 y 600°C se produce la oxidación de los sulfuros, y a partir de los 900°C se forman óxidos de nitrógeno. Además, el hidrógeno reacciona con el cloro presente en la parte orgánica de los residuos produciendo ácido clorhídrico (HCl), y ocurren otras reacciones que forman dioxinas, furanos, óxidos y vapores metálicos ^[16].

Por otro lado, además de los residuos ya mencionados, se generan cenizas, que corresponden a la fracción no combustionada de los reactantes. Parte de estas sedimentan en el reactor (cenizas de fondo) y otras se van con el flujo gaseoso (cenizas volantes), dependiendo de su densidad y diámetro de partícula. La composición de las cenizas producidas en el proceso depende directamente de la composición de los residuos incinerados y de las condiciones de operación ^[18].

La temperatura alcanzada en el reactor depende del calor liberado por el proceso de oxidación. Como ya se mencionó anteriormente, debe ser mantenida lo suficientemente alta como para asegurar la combustión completa, sin embargo, no debe dañar el equipo ni promover la formación excesiva de óxidos de nitrógeno. Para controlar la temperatura al interior del equipo, se limita el flujo de residuos ingresados y se ajusta el de exceso de aire ^[17].

Luego de la etapa de combustión, las cenizas generadas entran a un proceso de tratamiento que depende de la composición de los residuos ingresados, y los gases de combustión son dirigidos a una etapa de recuperación de energía. En ésta, los gases reducen su temperatura en un equipo de transferencia de calor, calentando agua y generando vapor a alta presión, que puede ser utilizado para obtener energía en una turbina de vapor ^[16].

Finalmente, los gases ya enfriados entran a un proceso de depuración con el objetivo de disminuir la concentración de contaminantes presentes. Las operaciones incluidas en este tratamiento dependen de la composición de los residuos ingresados, sin embargo, deben considerar métodos para transformar los compuestos en nitrógeno (N_2), dióxido de carbono (CO_2) y vapor de agua (H_2O), técnicas de retención de partículas, métodos para retener compuestos ácidos, entre otros ^[16].

La combinación y selección de técnicas permite diseñar un sistema de depuración adecuado a la corriente de gases a tratar y a los límites de emisión permitidos. En Chile, las emisiones de contaminantes generados en los procesos de incineración son normadas por el Decreto 29 del MMA ^[19]. Los límites máximos establecidos para cada contaminante se muestran en la Tabla 1.

Los valores límite de emisión presentados en la Tabla 1 están referidos a un contenido de oxígeno en los gases del 11%. Si el contenido de oxígeno medido es distinto, las concentraciones medidas se deben corregir según la ecuación (1) ^[19]:

$$C_i^c = C_i^m \cdot \frac{(0,21 - 0,11)}{(0,21 - \% \text{ oxígeno medido})} \quad (1)$$

Dónde C_i^c es la concentración de la especie i corregida, y C_i^m la concentración medida.

Tabla 1: Valores límites de emisión para la incineración ^[19].

Contaminante	Valor límite de emisión $\left[\frac{\text{mg}}{\text{Nm}^3} \right]$
Material particulado (<i>MP</i>)	30
Dióxido de azufre (<i>SO₂</i>)	50
Óxidos de nitrógeno (<i>NO_x</i>)	300
Carbono orgánico total (<i>COT</i>)	20
Monóxido de carbono (<i>CO</i>)	50
Cadmio y sus compuestos, indicado como metal (<i>Cd</i>)	0,1
Mercurio y sus compuestos, indicado como metal (<i>Hg</i>)	0,1
Berilio y sus compuestos, indicado como metal (<i>Be</i>)	0,1
Plomo (<i>Pb</i>) + Zinc (<i>Zn</i>) y sus compuestos, indicado como metal, suma total	1
Arsénico (<i>As</i>) + Cobalto (<i>Co</i>) + Níquel (<i>Ni</i>) + Selenio (<i>Se</i>) + Telurio (<i>Te</i>) y sus compuestos, indicado como elemento, suma total	1
Antimonio (<i>Sb</i>) + Cromo (<i>Cr</i>) + Manganeso (<i>Mn</i>) + Vanadio (<i>V</i>)	5
Compuestos inorgánicos clorados gaseosos indicados como ácido clorhídrico (<i>HCl</i>)	20
Compuestos inorgánicos fluorados indicados como ácido fluorhídrico (<i>HF</i>)	2
Benceno (<i>C₆H₆</i>)	5
Dióxinas y furanos TEQ	0,2 $\left[\frac{\text{ng}}{\text{Nm}^3} \right]$

En comparación con la disposición final en rellenos sanitarios o monorrellenos, la incineración de residuos podría llegar a generar un 80% menos de gases de efecto invernadero, dependiendo de las características de estos y las condiciones de operación del proceso ^[20].

1.4.2. Coincineración

La coincineración se define como un proceso en que los residuos son sometidos a tratamientos térmicos de incineración, con el objetivo principal de producir energía o fabricar productos materiales. A diferencia de la incineración, en este proceso los residuos pueden ser utilizados como combustible principal o complementario, con el fin de generar productos o energía para abastecer a usuarios externos ^{[21][22]}.

Debido a lo anterior, las etapas que componen la coincineración son las mismas que las de una incineración, sin embargo, se incluyen pretratamientos de los residuos ingresados, con el fin de mejorar su rendimiento como combustibles ^[21].

En Chile, las emisiones generadas en los procesos de coincineración son normadas de la misma forma que los de incineración, mediante el Decreto 29 del MMA ^[19].

1.5. Thermylis®

Thermylis® *Heat Temperature Fluid Bed Thermal Oxidation* (Figura 4) corresponde a un proceso de incineración en lecho fluidizado para el tratamiento de lodos, patentado por la empresa Suez. En un incinerador de este tipo, la materia orgánica es combustionada y el agua se evapora, eliminando olores y reduciendo el volumen de los lodos en un 93% [23].

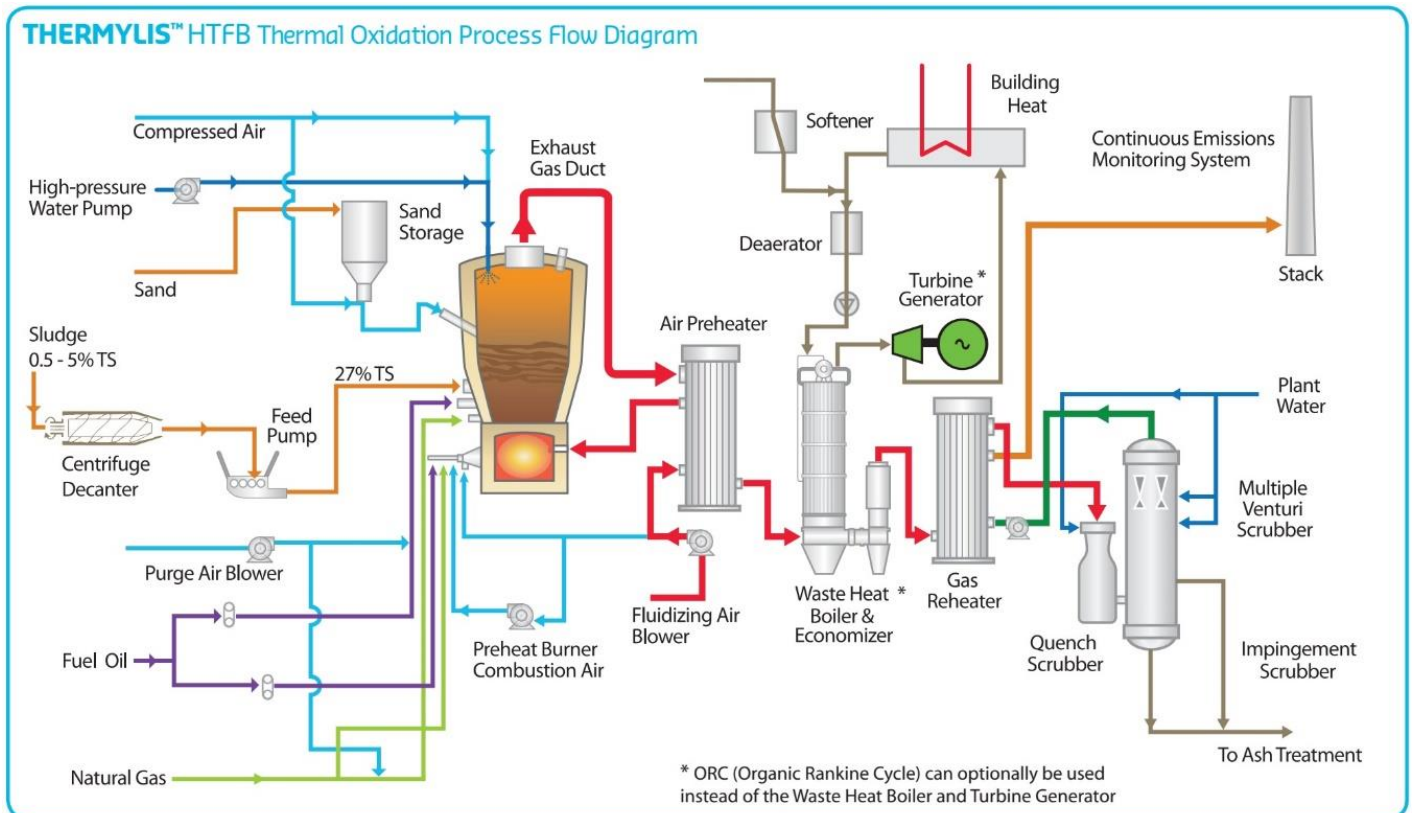


Figura 4: Diagrama del proceso Thermylis® *HTFB Thermal Oxidation* [23].

Una de las principales ventajas de Thermylis® es que no necesita combustible fósil de apoyo durante la operación, solo para el arranque en frío, por lo que las emisiones de CO_2 de origen fósil son despreciables. Por otro lado, la alta turbulencia en el reactor aumenta la superficie de contacto entre el lodo y el oxígeno, mejorando el rendimiento de la combustión y disminuyendo las emisiones de CO y NO_x . Además, es un proceso altamente automatizado, seguro de operar y de fácil control, y tiene reducidos costos de mantención [23][24].

Como se observa en la Figura 4, el proceso comienza con una etapa de deshidratación, donde, en una centrífuga decantadora, se disminuye la humedad de los lodos. Luego, mediante una bomba de alimentación, estos son ingresados al reactor de lecho fluidizado, donde ocurre la combustión.

El reactor de Thermylis® consiste en un recipiente vertical de acero, con un revestimiento interior de ladrillo refractario y material aislante (Figura 5). El equipo está formado por cuatro secciones; un sector de ventilación, un distribuidor de arco refractario, un lecho o sección de combustión, y una zona de postcombustión [23][25][26].

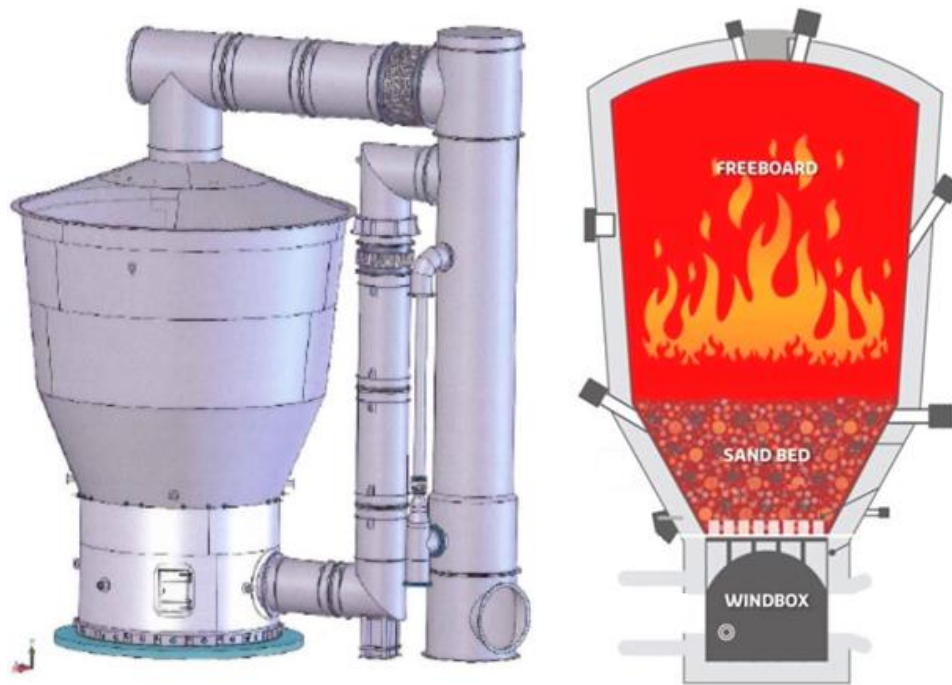


Figura 5: Reactor de Thermylis® [26].

El sector de ventilación corresponde a una cámara con revestimiento refractario en la que se recibe el aire de fluidización (Figura 6). Las paredes tienen las aberturas necesarias para el suministro de aire, un quemador para su precalentamiento, y los puertos requeridos para la instrumentación [26].

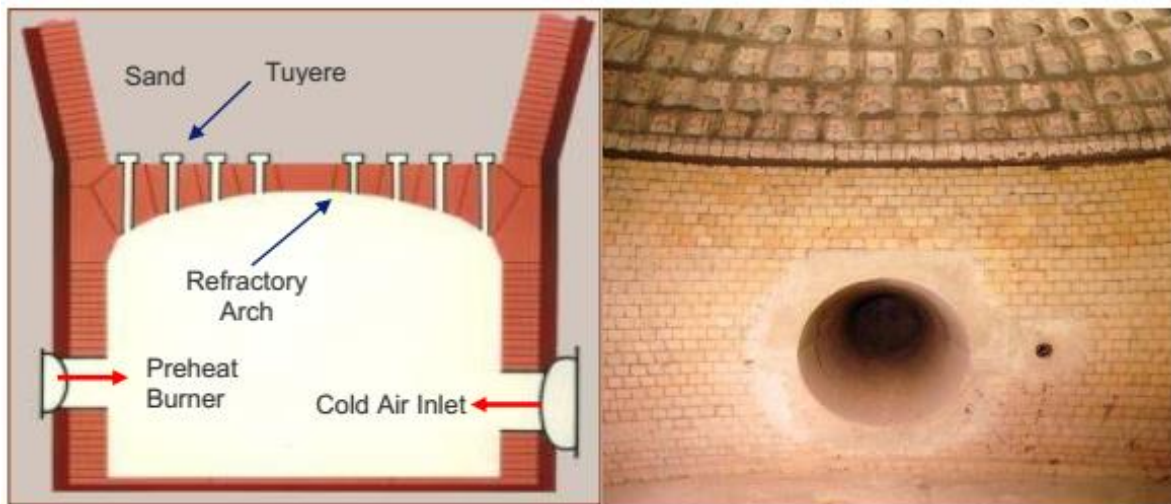


Figura 6: Caja de viento [26].

El distribuidor de arco refractario o de cúpula distribuye el aire de fluidización al reactor y debe soportar el material del lecho cuando no está fluidizado. Para permitir el paso del aire desde la caja de viento, el distribuidor tiene una serie de boquillas de aire llamadas toberas (Figura 7). Las toberas están diseñadas para que no ingrese arena a la caja de viento, para proporcionar una distribución uniforme del aire y para soportar la temperatura de operación [26].



Figura 7: Distribuidor de arco refractario o de cúpula [26].

Sobre el distribuidor se encuentra el lecho o zona de combustión, que corresponde a la sección que contiene la masa de arena. Esta sección no tiene límite superior físico pues la altura del lecho depende de la cantidad de arena y la velocidad de fluidización. Los residuos son alimentados directamente en esta sección, dónde se mezclan rápidamente con la arena y el aire debido a la alta turbulencia en el lecho. Las paredes laterales contienen las boquillas de ingreso para el lodo e inyección de combustible auxiliar si fuese necesario [26].

En la zona de postcombustión se retienen los gases para asegurar un tiempo de residencia suficiente para la combustión completa. El conducto de salida de los gases de combustión se encuentra en el centro de la parte superior. Esta sección es más ancha en la parte superior para manejar el aumento de volumen de los gases y permitir que la velocidad del aire disminuya gradualmente para evitar la elutriación de partículas del lecho [26].

Los gases de combustión que salen del reactor transfieren calor en un precalentador, con el fin de aumentar la temperatura del aire utilizado para fluidizar el reactor. El equipo para esta etapa corresponde a un intercambiador de calor de tubos y carcasa, por el que los gases de combustión transfieren calor al aire en contracorriente, como se aprecia en la Figura 8 [23][25].

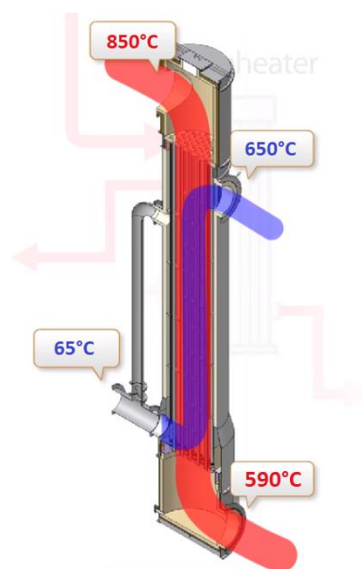


Figura 8: Precalentador de Thermylis®. El flujo rojo representa a los gases de combustión; y el azul, al aire de fluidización [25].

Luego, los gases de combustión son ingresados a una unidad de recuperación de calor residual. El equipo corresponde a un intercambiador de calor en contracorriente en que los gases calientan agua convirtiéndola en vapor sobrecalentado, como se muestra en la Figura 9. El vapor sobrecalentado generado entra a un generador de turbina para producir electricidad ^{[23][25]}.

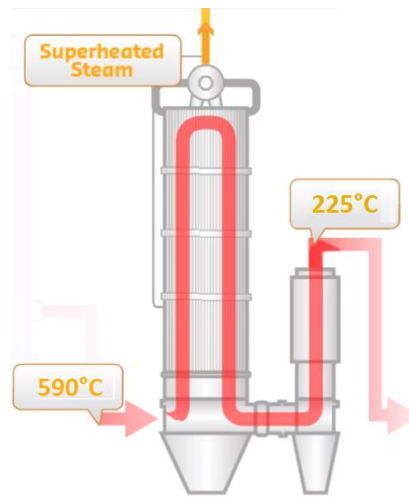


Figura 9: Unidad de recuperación de calor residual de Thermylis® ^[25].

El tratamiento de los gases de combustión generados en el proceso comienza con un *quench* y un *scrubber venturi*, donde se reduce su temperatura, se eliminan cenizas, material particulado y gases ácidos, y se condensa parte del vapor de agua. Posteriormente, los gases remanentes son ingresados a un recalentador de gases, con el fin de minimizar la pluma de vapor generada a la salida de la chimenea. Al aumentar la temperatura de estos gases, se retrasa la condensación del vapor de agua contenido hasta que estos alcancen una mayor altura, y, por lo tanto, estén más diluidos y dispersos, disminuyendo así la generación de niebla. El equipo utilizado en esta etapa corresponde a un intercambiador de calor de carcasa y tubos en contracorriente (Figura 10) ^{[27][28]}.

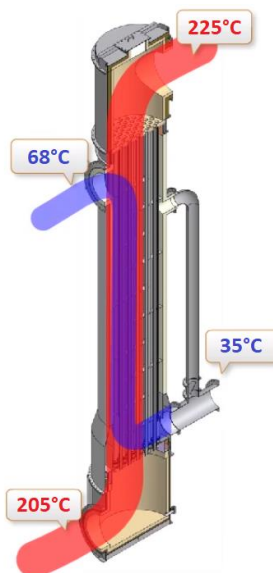


Figura 10: Recalentador de gases de Thermylis®. El flujo rojo representa a los gases de combustión provenientes de la unidad de recuperación de calor residual; y el azul, a los gases tratados provenientes del *scrubber* ^[25].

Los equipos y sistemas secundarios requeridos en el proceso son los siguientes:

- Bombas de pistón de desplazamiento positivo para la alimentación al incinerador diseñadas para fluidos de alta densidad
- Soplador de aire centrífugo para suministrar aire a la caja de viento
- Sistema auxiliar de combustible para asegurar la combustión completa. Este sistema se utiliza principalmente durante el arranque, para elevar la temperatura del lecho hasta la requerida para la combustión
- Rociador en el techo del reactor para proteger el intercambiador de calor de temperaturas excesivamente altas. Consiste en seis boquillas de aspersión de agua sobre la cámara de postcombustión
- Bombas de agua a alta presión para suministrar agua a los rociadores del reactor
- Sistema de almacenamiento, transporte y reposición de arena
- Analizador de oxígeno aguas abajo del precalentador para determinar la cantidad de oxígeno en los gases de combustión
- Chimenea para la salida de los gases tratados
- Sistema de monitoreo continuo de emisiones (CEMS) para monitorear las emisiones de gases en la chimenea
- Sistema de control integrado para el monitoreo del proceso y control del sistema de incineración

Además de los equipos ya mencionados, se pueden incorporar al proceso un precipitador electrostático para separar metales, un eliminador de niebla para dejar el flujo libre de partículas líquidas, y/o una columna de adsorción para eliminar mercurio, dibenzodioxinas monocloradas (CDD) y dibenzofuranos (CDF). La inclusión de estos equipos depende de las características del lodo a incinerar y de la normativa ambiental correspondiente ^{[23][25]}.

1.6. Descripción del proyecto

A partir de lo anterior, surge la posibilidad de coincinerar los lodos residuales provenientes de plantas de tratamiento de aguas servidas para evitar la degradación descontrolada del contenido orgánico, reducir su volumen, eliminar organismos presentes, y, además, aprovechar su contenido energético.

El proyecto se enmarca en el área de tratamiento de residuos sólidos de la empresa Suez, especialista en el tratamiento de aguas y residuos.

Se espera proponer la coincineración como una alternativa a la disposición actual de lodos de PTAS, tomando como caso base los generados en distintas regiones del país. Se estudiarán distintas opciones de alimentación consistentes en mezclas de estos lodos con distintos residuos sólidos, las cuales serán evaluadas con el objetivo de aumentar su poder calorífico.

Se espera realizar una evaluación de las distintas opciones mediante comparaciones técnicas, económicas y ambientales del proceso de coincineración, que será diseñado tomando como base Thermylis®. Para esto, se compararán las eficiencias energéticas, costos de inversión y operacionales, emisiones generadas e impactos ambientales asociados a cada uno de los casos, con el fin de seleccionar la mejor alternativa.

1.7. Objetivos

1.7.1. Objetivo general

El objetivo general de este trabajo de título consiste en evaluar la obtención de energía mediante coincineración de lodos de PTAS y otros residuos sólidos, con el proceso Thermylis®, a través de una comparación técnica, económica y ambiental de diferentes opciones de alimentación en distintas regiones de Chile.

1.7.2. Objetivos específicos

- i. Seleccionar casos de estudio en distintas regiones de Chile
- ii. Diagnosticar el contexto de generación de lodos de PTAS, considerando procesos de origen, flujos, composiciones e impactos ambientales asociados
- iii. Decidir combinaciones de lodo y otros residuos para definir las alimentaciones a evaluar y sus respectivos casos base
- iv. Estudiar el proceso Thermylis® de incineración y adaptarlo a las materias primas en evaluación
- v. Realizar los balances de masa y dimensionamientos para cada caso, con el propósito de comparar sus eficiencias energéticas y emisiones generadas
- vi. Evaluar técnica, económica y ambientalmente cada caso para seleccionar la mejor alternativa entre las posibles alimentaciones estudiadas

2. Casos de estudio

En el presente trabajo se evalúan tres casos correspondientes a diferentes regiones de Chile, que fueron elegidas considerando la población residente según el Censo 2017, la cantidad de procesos productivos presentes, el número de sitios de disposición final, y la generación y destino de residuos según origen (Figura 11). Para cada región, se seleccionaron las principales PTAS que utilizan la tecnología de lodos activados para tratar las aguas residuales, para que las composiciones de los lodos en estudio sean similares. Cabe destacar, además, que esta tecnología de tratamiento es la más utilizada en nuestro país [9].

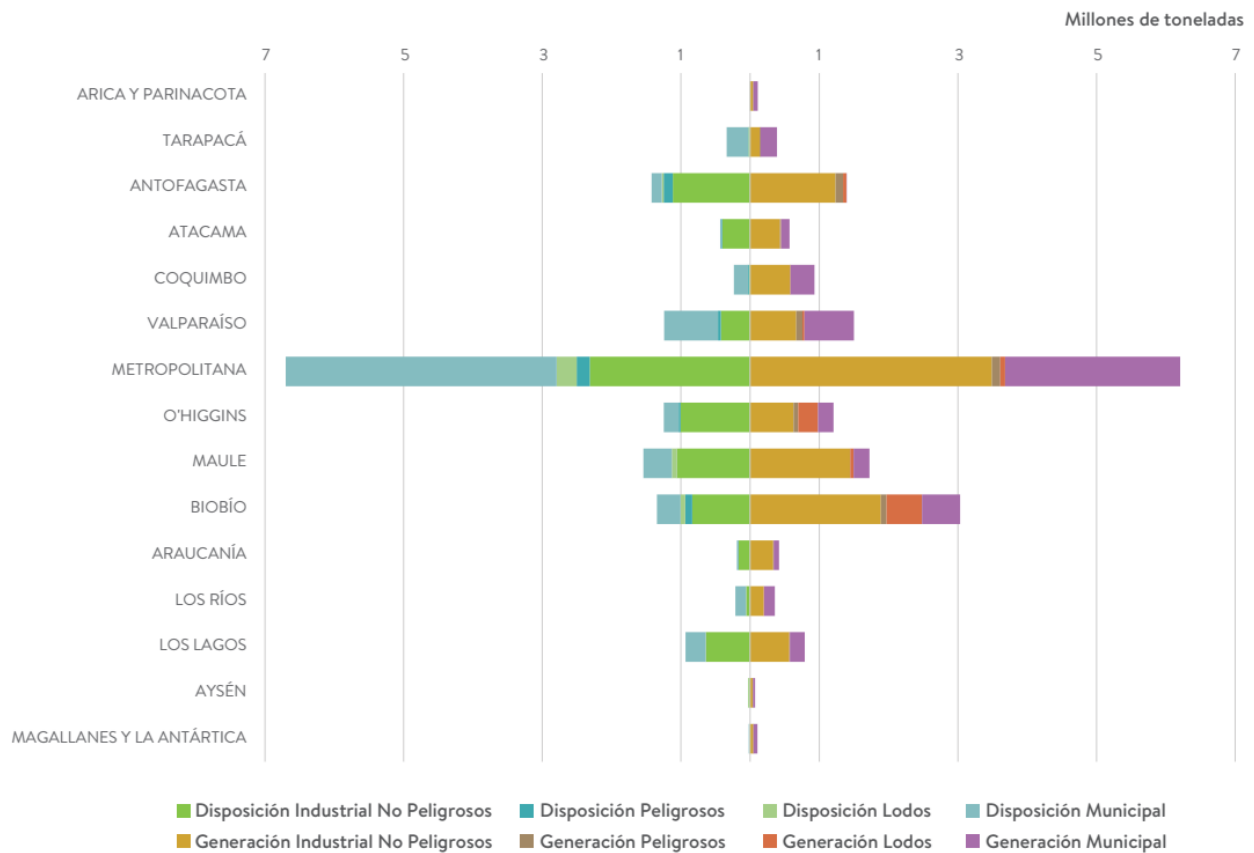


Figura 11: Generación y destino de residuos según origen a nivel regional, 2015 [3].

A partir de lo anterior, las regiones seleccionadas son:

- Caso 1: Región Metropolitana de Santiago – Gran Santiago
- Caso 2: Región del Libertador General Bernardo O’Higgins – Rancagua y alrededores
- Caso 3: Región del Biobío – Gran Concepción y alrededores

El detalle de esta elección se encuentra en los anexos C.1, C.2 y C.3.

Para cada caso, se estudian distintos escenarios correspondientes a diferentes coalimentaciones. Una coalimentación corresponde a cualquier especie que se incorpore a la alimentación principal, en este caso, al lodo deshidratado, para mejorar su rendimiento como combustible.

El detalle de los casos de estudio con sus respectivos escenarios se presenta en la Figura 12.

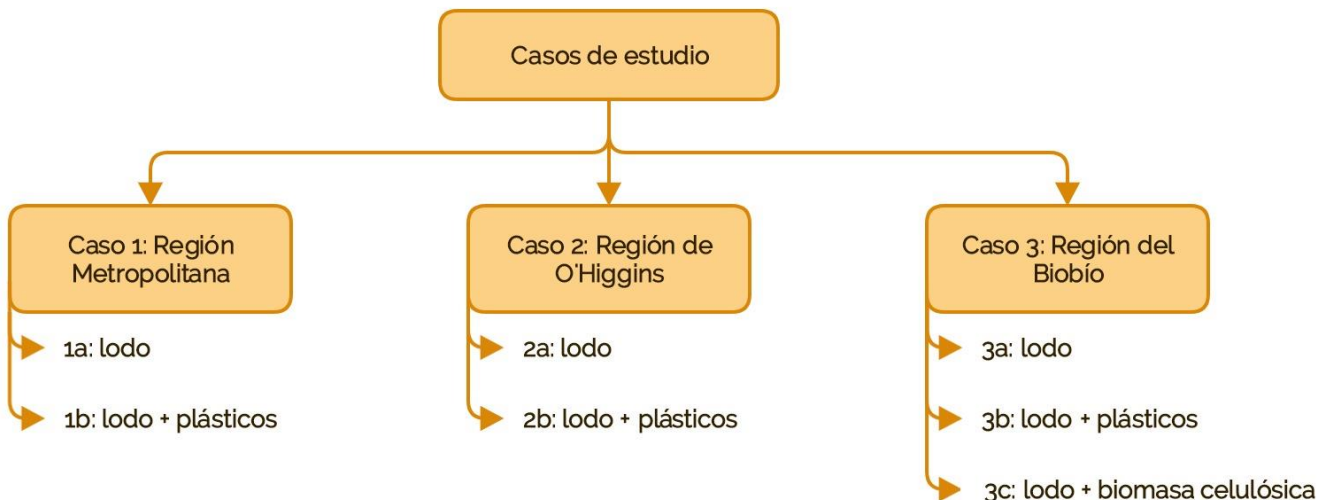


Figura 12: Casos de estudio y escenarios correspondientes.

Los escenarios “a” corresponden al lodo alimentado solo, es decir, sin ningún tipo de coalimentación.

Por otro lado, los escenarios “b” corresponden a una coalimentación formada por una mezcla de plásticos, en específico, polipropileno (PP), polietileno de baja densidad (LDPE) y poliestireno (PS). Estos plásticos fueron elegidos debido a que son los más utilizados para envases y embalajes, por lo que se tiene una alta disponibilidad de ellos. Además, son ampliamente utilizados en las industrias, sin una posterior clasificación por tipo, por lo que, actualmente, la mayoría no son reciclados. El análisis elemental considerado para esta coalimentación se encuentra en el anexo D.1 ^{[1][13][29]}.

Adicionalmente, para el caso 3 se considera un tercer escenario, correspondiente a una coalimentación formada por biomasa celulósica proveniente de residuos del sector forestal, específicamente, astillas, aserrín, despuntes y virutas de madera. Estos residuos fueron elegidos debido a su elevado poder calorífico y alta disponibilidad en la Región del Biobío. Además, el contenido de lignina en este tipo de residuos impide una buena metanización, siendo más conveniente su combustión. El análisis elemental considerado para esta coalimentación se encuentra en el anexo D.2 ^{[13][30]}.

A continuación, en los cuadros 1, 2 y 3 se presenta el detalle de cada caso y sus correspondientes escenarios.

Cuadro 1: Caso de estudio 1 – Región Metropolitana de Santiago (detalle en anexo C.1).

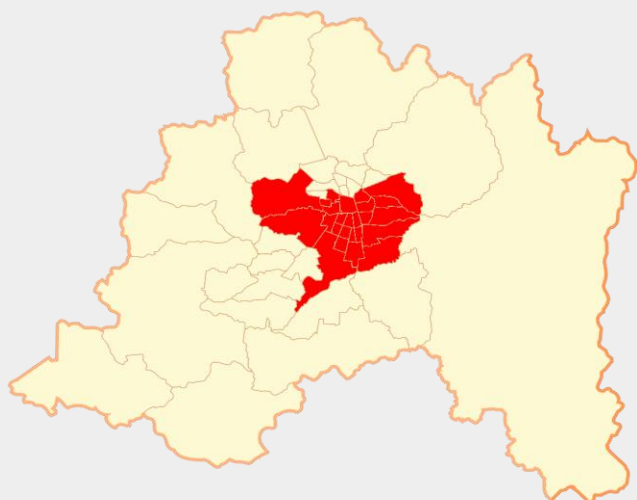


Figura 13: Comunas consideradas de la Región Metropolitana.

Con una superficie de 15.403 [km²] y una población de 7.112.808 habitantes, la Región Metropolitana de Santiago es la más pequeña y poblada del país, concentrando más del 40% de la población nacional en un 2% de la superficie total ^{[31][32]}.

Esta región es el principal núcleo industrial del país. Concentra el mayor número de industrias, principalmente del sector secundario, debido al fácil acceso a materias primas y mano de obra calificada ^{[33][34]}.

La Región Metropolitana es la principal generadora de residuos a nivel nacional, tanto municipales como industriales (Figura 11), debido a la alta densidad poblacional y gran cantidad de procesos productivos presentes en ella ^[3].

Se consideran, para este caso, los lodos provenientes de las principales plantas de tratamiento de aguas servidas de la región, correspondientes a La Farfana y El Trebal (anexo B.1). Ambas plantas pertenecen a la empresa Aguas Andinas S.A. y utilizan la tecnología de lodos activados para tratar las aguas residuales ^[35].

Tabla 2: Datos PTAS Caso 1.

Planta	Agua tratada $\left[\frac{m^3}{día}\right]$	Lodos generados $\left[\frac{t}{día}\right]$	Humedad promedio lodos
PTAS La Farfana	760.320	551,05	75%
PTAS El Trebal	662.937	607,04	75%

El 70% de los lodos generados por ambas plantas es llevado al Centro Integral de Gestión de Biosólidos El Rural, perteneciente a la misma empresa, para su disposición final en un monorrelleno. Este centro tiene capacidad para almacenar los lodos generados solo hasta el año 2020, por lo que Aguas Andinas S.A. debe buscar alternativas de disposición o valorización para los que se generen a partir de ese año. Por otro lado, el 30% restante es dispuesto en el relleno sanitario Loma Los Colorados de la empresa KDM. Ambos recintos mencionados se encuentran ubicados en Til Til ^{[36][37]}.

Para este caso, se consideran dos escenarios:

- 1.158 $\left[\frac{t}{día}\right]$ de lodo con una humedad promedio del 75%
- Sin coalimentación

Caso 1a

- 1.158 $\left[\frac{t}{día}\right]$ de lodo con una humedad promedio del 75%
- 53,5 $\left[\frac{t}{día}\right]$ de plásticos secos

Caso 1b

Cuadro 2: Caso de estudio 2 – Región del Libertador General Bernardo O’Higgins (detalle en anexo C.2).

La Región del Libertador General Bernardo O’Higgins es la tercera del país con mayor densidad poblacional, después de la Región Metropolitana y Valparaíso. Tiene una superficie total de 16.387 [km²] y una población de 914.555 habitantes, concentrados principalmente en las ciudades de Rancagua, San Fernando, Rengo, Machalí y Santa Cruz ^{[31][38]}.

La actividad económica de la región se distribuye en diferentes rubros, destacando la actividad agropecuaria, la industria de los alimentos y la minería. Entre las primeras, las principales son la vitivinícola y ganadera. Además, en esta región se ubica la mina El Teniente, el yacimiento de cobre subterráneo más grande del mundo ^{[33][39][40]}.

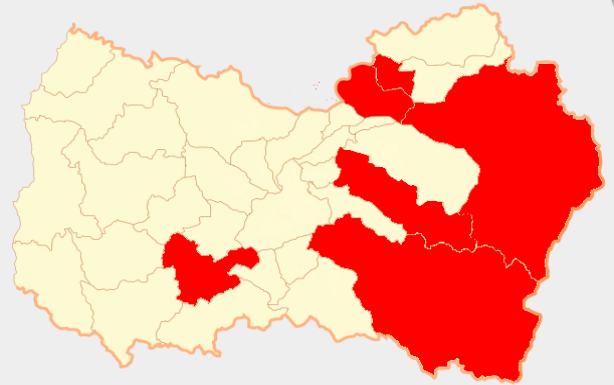


Figura 14: Comunas consideradas de la Región de O’Higgins.

La principal problemática en cuanto a gestión de residuos en esta región corresponde a la existencia de un único sitio de disposición final autorizado, el Relleno Sanitario La Yesca, ubicado en Requínoa. En este relleno sanitario se disponen la mayor parte de los residuos municipales e industriales no peligrosos generados en la región, sin embargo, no se reciben lodos provenientes de plantas de tratamiento de aguas ^[41].

Para este caso, se consideran los lodos de las plantas de tratamiento de aguas servidas de las principales ciudades de la región, correspondientes a las PTAS Rancagua, PTAS Rengo, PTAS San Fernando y PTAS Santa Cruz (anexo 0). Estas plantas pertenecen a la empresa ESSBIO S.A. y utilizan la tecnología de lodos activados ^[42].

Tabla 3: Datos PTAS Caso 2.

Planta	Agua tratada $\left[\frac{m^3}{día}\right]$	Lodos generados $\left[\frac{t}{día}\right]$	Humedad promedio lodos
PTAS Rancagua	64.109	76,49	70%
PTAS Rengo	12.131	10,93	70%
PTAS San Fernando	10.056	13,99	70%
PTAS Santa Cruz	10.066	3,74	82%

Los lodos producidos en estas plantas son trasladados más de 150 [km] hasta la Región Metropolitana, para ser dispuestos en el relleno sanitario Loma Los Colorados de la empresa KDM ^{[41][43]-[47]}.

Para este caso, se consideran dos escenarios:

- 105 $\left[\frac{t}{día}\right]$ de lodo con una humedad promedio del 71%
- Sin coalimentación

Caso 2a

- 105 $\left[\frac{t}{día}\right]$ de lodo con una humedad promedio del 71%
- 2,47 $\left[\frac{t}{día}\right]$ de plásticos secos

Caso 2b

Cuadro 3: Caso de estudio 3 – Región del Biobío (detalle en anexo C.3)

Con una población de 2.037.414 habitantes, la Región del Biobío es la segunda más poblada del país, después de la Región Metropolitana. Tiene una superficie total de 37.069 [km²] y sus principales ciudades son Concepción, Chillán y Los Ángeles ^{[31][48]}.

La Región del Biobío es una zona cuyas principales actividades económicas son la forestal y la pesca, y en forma secundaria la agricultura y la industria manufacturera ^{[33][49]}.

Como se observa en la Figura 11, es la segunda región con mayor generación de residuos, sin embargo, no es destinataria de la totalidad de estos debido a que los rellenos sanitarios de la región no dan abasto ^{[3][41]}.

Para este caso, se consideran los lodos provenientes de las principales plantas de tratamiento de aguas servidas de la región, correspondientes a las PTAS Gran Concepción, PTAS Chillán y PTAS Los Ángeles (anexo 0). Las tres plantas pertenecen a la empresa ESSBIO S.A. y utilizan la tecnología de lodos activos ^[50].

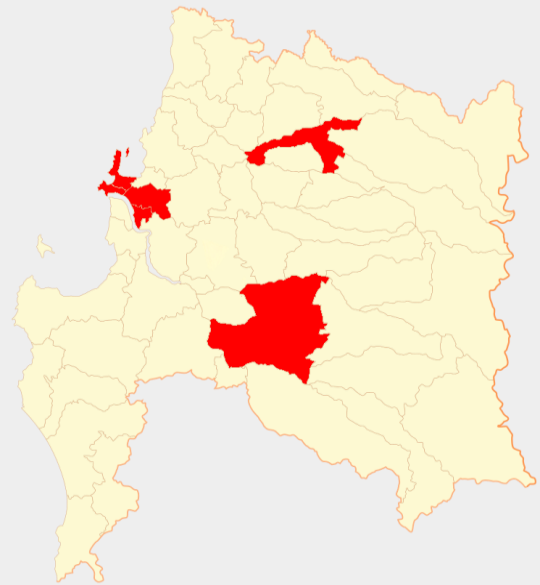


Figura 15: Comunas consideradas de la Región del Biobío

Tabla 4: Datos PTAS Caso 3.

Planta	Agua tratada $\left[\frac{m^3}{día}\right]$	Lodos generados $\left[\frac{t}{día}\right]$	Humedad promedio lodos
PTAS Gran Concepción	106.789	130,69	70%
PTAS Chillán	50.371	64,31	80%
PTAS Los Ángeles	44.703	54,41	78%

Los lodos generados en las PTAS Gran Concepción y Los Ángeles son dispuestos en Temuco, por lo que deben ser trasladados 300 y 200 [km] respectivamente. Por otro lado, los generados en la PTAS Chillán son entregados a la empresa Ecobio S.A. para su disposición final en el relleno sanitario Fundo Las Cruces, ubicado en la comuna de Chillán ^{[51]–[53]}.

Para este caso, se consideran tres escenarios:

- 249 $\left[\frac{t}{día}\right]$ de lodo con una humedad promedio del 73,5%
- Sin coalimentación

Caso 3a

- 249 $\left[\frac{t}{día}\right]$ de lodo con una humedad promedio del 73,5%
- 8,06 $\left[\frac{t}{día}\right]$ de plásticos secos

Caso 3b

- 249 $\left[\frac{t}{día}\right]$ de lodo con una humedad promedio del 73,5%
- 2,33 $\left[\frac{t}{día}\right]$ de biomasa celulósica con una humedad promedio del 15%

Caso 3c

2.1. Límite de batería

El estudio considera el proceso de valorización energética de los residuos mediante coincineración, incluyendo la generación de electricidad y su posterior distribución para autoabastecimiento e inyección al SIC. El transporte de los lodos y coalimentaciones es responsabilidad de cada empresa generadora.

Los residuos generados en el proceso son tratados. El estudio contempla la inclusión de un sistema de tratamiento para los gases de combustión y otro para los efluentes generados en dicho tratamiento. Los gases tratados son liberados al medio ambiente, mientras que los residuos del tratamiento de efluentes son dispuestos en un relleno sanitario.

3. Evaluación técnica

El estudio contempla el cálculo de los balances de masa y dimensionamientos de los equipos principales, la estimación de las emisiones producidas y la potencia generada en cada caso. A modo de simplificación, se considera el proceso presentado en la Figura 16, que excluye el condensador para la recirculación del agua desde la turbina a la unidad de recuperación de calor residual, y el sistema de tratamiento de los efluentes generados en la torre de lavado y el *scrubber venturi*.

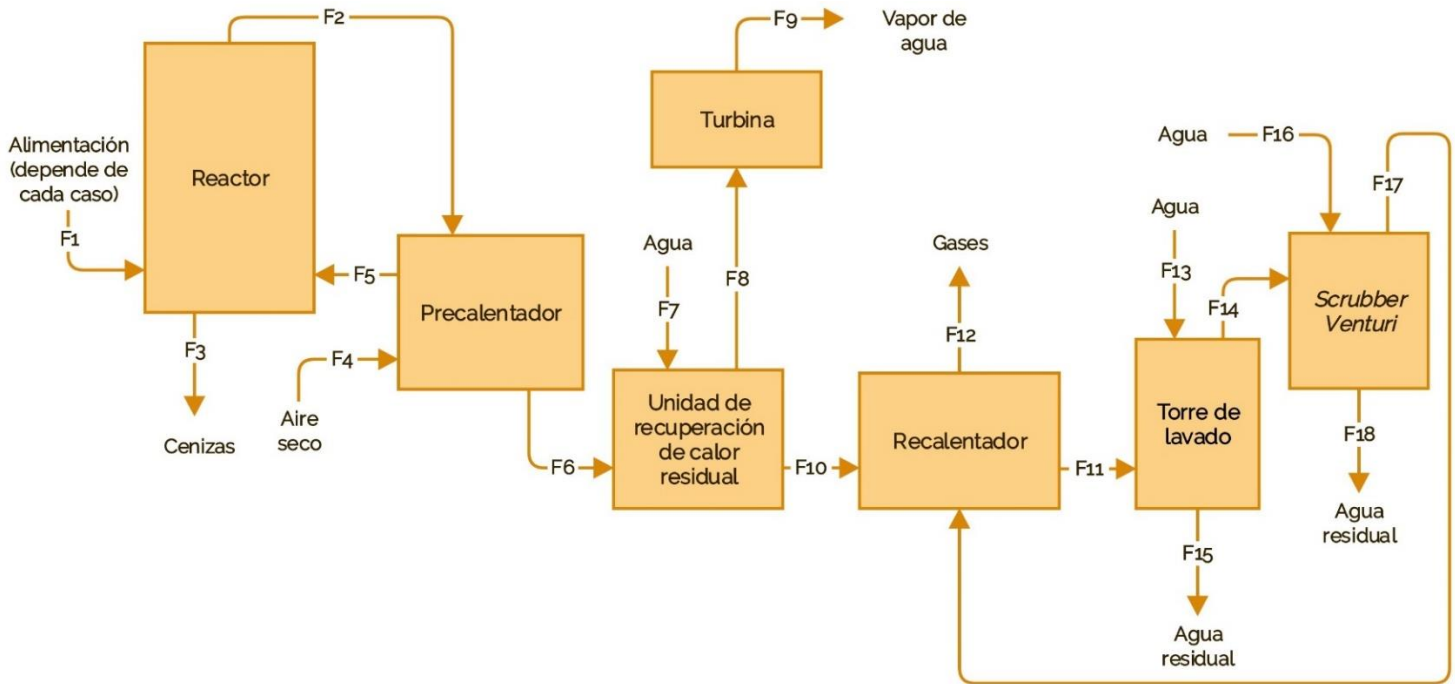


Figura 16: Diagrama de bloques del proceso ^a.

Para ambos escenarios del caso 1 se consideran 3 líneas, con alimentaciones de $386,03 \left[\frac{t}{\text{día}} \right]$ y $403,86 \left[\frac{t}{\text{día}} \right]$ respectivamente, debido a que los equipos más grandes de Thermylis® tienen una capacidad máxima de $450 \left[\frac{t}{\text{día}} \right]$ ^[54].

Los balances de masa globales para cada caso se presentan en la Tabla 5.

^a Considera solo los equipos principales del proceso Thermylis®.

Tabla 5: Balance de masa global para cada caso.

Caso	Entradas $\left[\frac{t}{\text{día}}\right]$			Salidas $\left[\frac{t}{\text{día}}\right]$			
	Residuos	Aire seco	Agua	Cenizas	Vapor de agua	Gases tratados	RILes
Caso 1a ^b	386	789	5.218	6,89	195	1.045	5.149
Caso 1b ^b	404	935	5.774	6,91	212	1.196	5.699
Caso 2a	105	212	1.366	1,96	51,04	277	1.354
Caso 2b	108	229	1.432	1,97	53,22	293	14.182
Caso 3a	249	481	3.160	4,09	118	641	3.122
Caso 3b	258	590	3.645	4,1	135	747	3.599
Caso 3c	252	451	3.032	4,09	114	613	2.997

El detalle de los balances realizados se encuentra en el anexo E.

A continuación, se presentan los dimensionamientos realizados, junto a sus respectivos resultados.

3.1. Reactor

Los reactores de lecho fluidizado son ampliamente utilizados para la valorización energética de residuos homogéneos como el carbón, lodo y biomasa forestal. Comparado con otros equipos de incineración, como los hornos rotatorios e incineradores de parrilla, este tipo de reactores tiene mejores eficiencias y menores emisiones de dióxido de azufre (SO_2) y óxidos de nitrógeno (NO_x) ^{[55][56]}.

El equipo está formado por una cámara de combustión vertical que en la parte inferior posee un lecho de material inerte (arena) al que se le aplica una corriente de aire precalentado ascendente por efecto del cual los sólidos se mantienen en suspensión. De esta forma, el material permanece en constante agitación, permitiendo una distribución uniforme de temperatura y oxígeno. A medida que la velocidad del aire incrementa, las partículas se elevan aumentando la porosidad, logrando así una mezcla donde se favorece el contacto entre las fases presentes (Figura 17). Esta mezcla asegura que prácticamente no existan gradientes de temperatura en el lecho, aún con reacciones fuertemente exotérmicas.

En este caso, se utiliza específicamente un reactor de lecho fluidizado burbujeante (*bubbling fluidized bed* o *BFB*). En esta modalidad de operación, la velocidad del fluido al interior del reactor es aproximadamente dos veces la velocidad mínima de fluidización (detalle del cálculo en anexo F.1), y la presión es cercana a la presión atmosférica. La temperatura en el lecho se mantiene en 680°C, mientras que los gases de combustión salen del reactor a 850°C ^{[23][54][55]}.

^b Balance de masa por línea

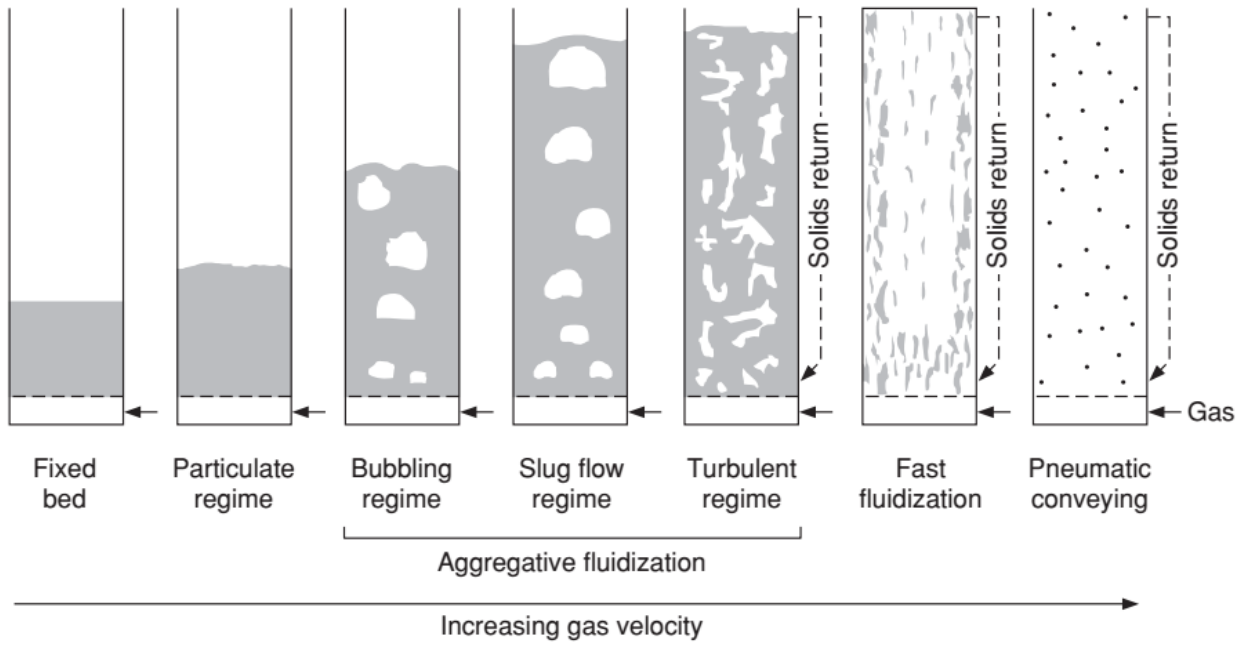


Figura 17: Regímenes de fluidización ^[57].

Como se observa en la Figura 18, a medida que el aire asciende por el equipo, ocurre el secado, la volatilización y la oxidación de los residuos alimentados ^[56].

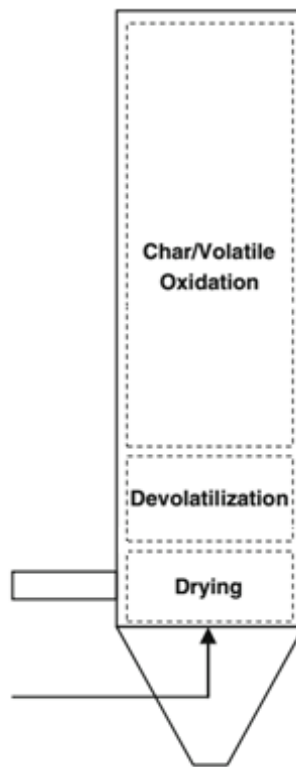


Figura 18: Esquema de la incineración en un reactor de lecho fluidizado burbujeante ^[56].

En el secado, se elimina la humedad evaporando el agua contenida en los lodos. Esta etapa no se considera para el dimensionamiento del reactor, ya que ocurre de forma rápida, entre la temperatura de alimentación y los 100°C [56][58].

La volatilización es la descomposición térmica del contenido orgánico de los lodos, generando productos sólidos (*char*) y gaseosos (*volatile*). Esta etapa se considera como una única reacción en que se forma una fase sólida compuesta por carbono (*C*) y nitrógeno (*N*), y una fase gaseosa compuesta por metano (CH_4), hidrógeno (H_2), vapor de agua (H_2O), monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO_2), benceno (C_6H_6), cloruro de hidrógeno (HCl), cianuro de hidrógeno (HCN), sulfuro de hidrógeno (H_2S), y amoníaco (NH_3). La fracción generada de cada fase y su composición se estima a partir de un balance molar basado en los resultados obtenidos del trabajo de Marias et al. y el análisis elemental en base seca de las alimentaciones de cada caso. En el anexo F.2. se encuentran las composiciones y flujos para cada caso. Cabe destacar que esta etapa tampoco se considera para el dimensionamiento del equipo debido a que ocurre de forma rápida [56][58].

La última etapa corresponde a la oxidación de los sólidos y gases formados en la volatilización. En esta, ocurren reacciones homogéneas en fase gaseosa y heterogéneas sólido – gas. A continuación, se presentan las reacciones consideradas en la fase gaseosa, junto con sus respectivas cinéticas y constantes (Tabla 6) [56][58]:

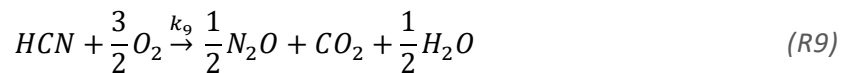
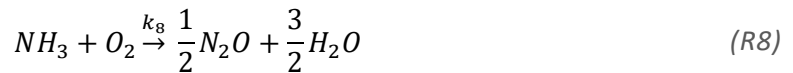
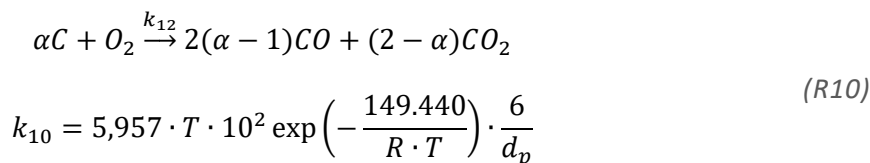


Tabla 6: Cinéticas de las reacciones en la fase gas ^{[58][59]}.

Reacción	Cinética de la reacción $\left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^3\text{s}}\right]^c$	Constante cinética
(R1)	$r_1 = 100k_1 \cdot (C_{CH_4})^{0,7} \cdot (C_{O_2})^{0,8}$	$k_1 = 1,58 \cdot 10^{10} \exp\left(-\frac{202.641}{R \cdot T}\right)$
(R2)	$r_2 = 0,001k_2 \cdot C_{H_2} \cdot C_{O_2}$	$k_2 = 1,08 \cdot 10^{10} \exp\left(-\frac{125.525}{R \cdot T}\right)$
(R3)	$r_3 = k_3 \cdot C_{CO} \cdot (C_{H_2O(g)})^{0,5} \cdot (C_{O_2})^{0,25}$	$k_3 = 1,78 \cdot 10^{10} \exp\left(-\frac{180.032}{R \cdot T}\right)$
(R4)	$r_4 = 0,1k_4 \cdot C_{CO} \cdot C_{H_2O(g)}$	$k_4 = 2,778 \exp\left(-\frac{12.560}{R \cdot T}\right)$
(R5)	$r_5 = 0,1k_5 \cdot C_{CO_2} \cdot C_{H_2}$	$k_5 = \frac{k_4}{0,022 \exp\left(\frac{3,473 \cdot 10^4}{R \cdot T}\right)}$
(R6)	$r_6 = k_6 \cdot C_{C_6H_6} \cdot C_{O_2}$	$k_6 = 1,58 \cdot 10^{12} \exp\left(-\frac{202.641}{R \cdot T}\right)$
(R7)	$r_{11} = k_{11} \cdot C_{H_2S} \cdot (C_{O_2})^{0,7}$	$k_{11} = 1,78 \cdot 10^{10} \exp\left(-\frac{180.032}{R \cdot T}\right)$
(R8)	$r_{12} = k_{12} \cdot C_{NH_3} \cdot C_{O_2}$	$k_{12} = 4,766 \cdot 10^{10} \exp\left(-\frac{50.719}{T}\right)$
(R9)	$r_{13} = k_{13} \cdot C_{HCN} \cdot C_{O_2}$	$k_{13} = 9,232 \cdot 10^5 \exp\left(-\frac{37.639}{T}\right)$

La reacción heterogénea corresponde a la oxidación del carbono sólido producido en la volatilización ^{[58][60]}:



Dónde α es un coeficiente estequiométrico que depende de la temperatura, y se calcula mediante la siguiente ecuación ^[60]:

$$\alpha = \frac{1 + 2f_r}{1 + f_r}, \quad f_r = 4,72 \cdot 10^{-3} \exp\left(\frac{37.737}{R \cdot T}\right) \quad (2)$$

Considerando que la temperatura en la cama del reactor es 680°C, el coeficiente estequiométrico α es 1,21 ^[25].

La oxidación del carbono sólido es una reacción de primer orden con respecto al oxígeno, y su cinética queda expresada por ^{[60][61]}:

^c Concentraciones molares en $\left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}\right]$.

$$r_{10} = \tilde{k} \cdot C_{O_2} \quad (3)$$

La constante efectiva (\tilde{k}) se calcula asumiendo que controlan la cinética de la reacción que ocurre en la superficie externa de la partícula y la difusión interna en el sólido, de acuerdo al modelo de núcleo sin reaccionar de Kunii y Levenspiel (anexo F.3) ^[61]:

$$\frac{1}{\tilde{k}} \cong \frac{1}{k_{10}} + \frac{d_p \cdot a}{12D_s} \quad (4)$$

Por otro lado, los residuos sólidos generados en el proceso corresponden a la fracción no combustionada de los reactantes, y son denominados cenizas. Se considera que el 20% de estas corresponde a cenizas de fondo que sedimentan en el reactor y el 80% restante a cenizas volantes que salen del equipo junto a los gases de combustión ^[62].

Para realizar el balance de masa y dimensionamiento del reactor correspondiente a cada caso, se implementa en Matlab un modelo matemático de la oxidación de los sólidos y gases formados en la volatilización (anexo F.4). A modo de simplificación, no se incluye el balance energético del equipo, sino que se considera una temperatura constante en el lecho de sólidos (680°C) ^[23].

Los resultados obtenidos a partir del modelo realizado para cada caso se presentan en las siguientes tablas:

Tabla 7: Largo y diámetro del reactor obtenido para cada caso.

Caso	Largo del reactor [m]	Diámetro del reactor [m]
Caso 1a	7,75	4,07
Caso 1b	10,28	4,26
Caso 2a	11,08	2,07
Caso 2b	12,07	2,13
Caso 3a	9,78	3,17
Caso 3b	10,49	3,41
Caso 3c	11,51	3,11

Tabla 8: Composiciones de salida obtenidas para cada caso.

	Concentración molar $\left[\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}\right]$	Caso 1a	Caso 1b	Caso 2a	Caso 2b	Caso 3a	Caso 3b	Caso 3c
Sólidos	$C_{C(s)}$	$7,88 \cdot 10^{-6}$	$8,98 \cdot 10^{-6}$	$9,07 \cdot 10^{-6}$	$8,88 \cdot 10^{-6}$	$8,79 \cdot 10^{-6}$	$7,54 \cdot 10^{-6}$	$7,54 \cdot 10^{-6}$
	$C_{N(s)}$	$8,49 \cdot 10^{-3}$	$7,74 \cdot 10^{-3}$	$1,59 \cdot 10^{-2}$	$1,52 \cdot 10^{-2}$	$9,77 \cdot 10^{-3}$	$8,79 \cdot 10^{-3}$	$1 \cdot 10^{-2}$
Gases	C_{CH_4}	$1 \cdot 10^{-5}$	$9,54 \cdot 10^{-6}$	$8,08 \cdot 10^{-6}$	$8,77 \cdot 10^{-6}$	$8,87 \cdot 10^{-6}$	$8,57 \cdot 10^{-6}$	$8,57 \cdot 10^{-6}$
	C_{H_2}	$8,11 \cdot 10^{-3}$	$6,06 \cdot 10^{-3}$	$1,05 \cdot 10^{-3}$	$5,41 \cdot 10^{-4}$	$1,69 \cdot 10^{-3}$	$6,24 \cdot 10^{-3}$	$6,24 \cdot 10^{-3}$
	$C_{H_2O(g)}$	7,75	5,23	5,58	5,38	5,81	5,99	5,99
	C_{CO}	$9,33 \cdot 10^{-4}$	$9,58 \cdot 10^{-4}$	$3,87 \cdot 10^{-6}$	$2,77 \cdot 10^{-6}$	$6,79 \cdot 10^{-6}$	$7,36 \cdot 10^{-4}$	$7,36 \cdot 10^{-4}$
	C_{CO_2}	0,46	0,56	0,59	0,64	0,52	0,56	0,56
	$C_{C_6H_6}$	$8,22 \cdot 10^{-6}$	$9 \cdot 10^{-6}$	$7,75 \cdot 10^{-23}$	$1,02 \cdot 10^{-25}$	$1,02 \cdot 10^{-5}$	$8,08 \cdot 10^{-6}$	$8,08 \cdot 10^{-6}$
	C_{HCl}	$4,08 \cdot 10^{-3}$	$3,71 \cdot 10^{-3}$	$4,21 \cdot 10^{-3}$	$4,03 \cdot 10^{-3}$	$3,92 \cdot 10^{-3}$	$3,52 \cdot 10^{-3}$	$4,03 \cdot 10^{-3}$
	C_{HCN}	$3,31 \cdot 10^{-4}$	$1,33 \cdot 10^{-4}$	$2,28 \cdot 10^{-4}$	$1,34 \cdot 10^{-4}$	$2,44 \cdot 10^{-4}$	$1,97 \cdot 10^{-4}$	$1,97 \cdot 10^{-4}$
	C_{H_2S}	$2,24 \cdot 10^{-5}$	$9,99 \cdot 10^{-6}$	$2,57 \cdot 10^{-6}$	$7,39 \cdot 10^{-6}$	$6,29 \cdot 10^{-6}$	$9,99 \cdot 10^{-6}$	$9,99 \cdot 10^{-6}$
	C_{NH_3}	$7,08 \cdot 10^{-4}$	$1,52 \cdot 10^{-4}$	$3,46 \cdot 10^{-4}$	$1,5 \cdot 10^{-4}$	$4,12 \cdot 10^{-4}$	$2,91 \cdot 10^{-4}$	$2,91 \cdot 10^{-4}$
	$C_{C_2H_4}$	0,15	0,21	0,20	0,23	0,18	0,21	0,19
	C_{O_2}	1,43	1,44	1,27	1,26	1,29	1,18	1,18
	C_{N_2}	7,01	7,53	7,07	0,25	6,79	7,47	6,54
	C_{SO_2}	$1,48 \cdot 10^{-2}$	$1,4 \cdot 10^{-2}$	$1,41 \cdot 10^{-2}$	$1,38 \cdot 10^{-2}$	$1,36 \cdot 10^{-2}$	$1,4 \cdot 10^{-2}$	$1,4 \cdot 10^{-2}$
C_{N_2O}	0,14	0,14	0,25	0,25	0,16	0,17	0,17	

3.2. Precalentador

En este equipo se aumenta la temperatura del aire de fluidización, transfiriendo calor en un intercambiador de tubos y carcasa en contracorriente desde los gases de combustión que salen del reactor a alta temperatura. Este tipo de intercambiador es el más utilizado en la industria debido a que su diseño permite un amplio rango de presiones y temperaturas ^{[25][63]}.

Específicamente, se utiliza un intercambiador de paso múltiple 2 – 4, que tiene dos pasos por el lado de la carcasa y cuatro pasos del lado de los tubos (Figura 19). Se considera que el fluido caliente (gases de combustión) circula por los tubos; y el fluido frío (aire seco), por la carcasa ^[63].

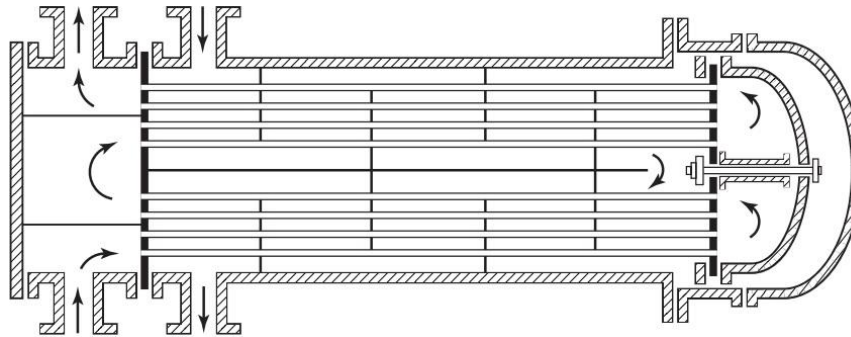


Figura 19: Intercambiador de calor de tubos y carcasa de paso múltiple 2 – 4 ^[63].

Tomando en cuenta las temperaturas de entrada y salida de los gases (Figura 8), el flujo de aire y su temperatura de ingreso al reactor, no es posible obtener el calentamiento óptimo, es decir, no se logra aumentar la temperatura del aire de 65°C a 650°C.

A partir de lo anterior, se calculan las temperaturas de entrada (Temperatura F_3), considerando el calor cedido por los gases de combustión y el flujo de aire de fluidización de cada caso (anexo G.2). En la Tabla 9 se presentan los resultados obtenidos.

Tabla 9: Temperaturas de entrada del aire de fluidización para cada caso.

Caso	Temperatura de entrada del aire [°C]
Caso 1a	128
Caso 1b	172
Caso 2a	144
Caso 2b	161
Caso 3a	132
Caso 3b	167
Caso 3c	116

Considerando las temperaturas de entrada obtenidas y los datos presentados en el anexo G.1, se obtienen las áreas de transferencia requeridas para cada caso:

Tabla 10: Área de transferencia requerida para el precalentador de cada caso.

Caso	Área de transferencia del precalentador [m ²]
Caso 1a	808
Caso 1b	928
Caso 2a	214
Caso 2b	229
Caso 3a	489
Caso 3b	587
Caso 3c	463

El detalle del cálculo realizado se presenta en el anexo G.3.

3.3. Unidad de recuperación de calor residual

Luego del precalentador, los gases de combustión ingresan a un intercambiador de calor, donde calientan agua convirtiéndola en vapor sobrecalentado a 300°C. El equipo utilizado en esta etapa corresponde a un intercambiador de tubos y carcasa de un paso (Figura 20) ^{[23][63]}.

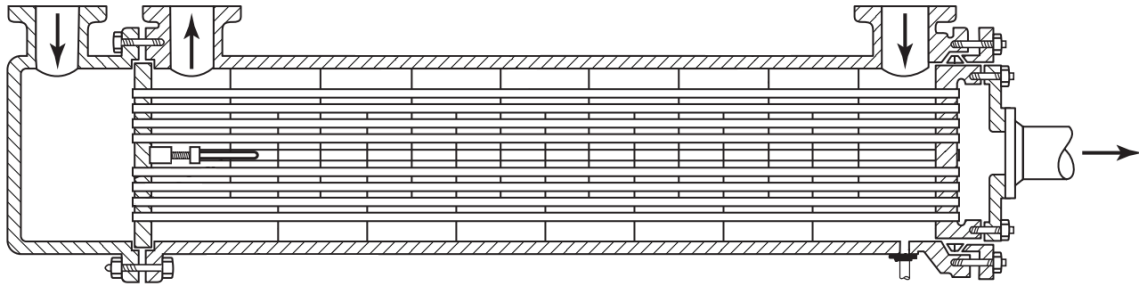


Figura 20: Intercambiador de calor de tubos y carcasa de un paso ^[63].

Las temperaturas de entrada y salida de los fluidos en este equipo son:

Tabla 11: Temperaturas de entrada y salida a la unidad de recuperación de calor residual.

Fluido	Temperatura de entrada	Temperatura de salida
Agua líquida/Vapor de agua	20°C	300°C
Gases de combustión	590°C	225°C

El flujo de vapor generado^d está limitado por el flujo de gases de combustión y las temperaturas en el equipo (Tabla 11). A partir de estos valores, se calculan los flujos de agua que ingresan al recuperador (F_6). Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 12. El detalle del cálculo realizado se presenta en el anexo H.2.

Tabla 12: Flujo de vapor generado en cada caso.

Caso	Flujo de vapor $\left[\frac{t}{día}\right]$
Caso 1a	195
Caso 1b	212
Caso 2a	51,04
Caso 2b	53,22
Caso 3a	118
Caso 3b	135
Caso 3c	114

^d Por conservación de masa, el flujo de vapor es igual al flujo de agua ($F_6 = F_7$).

Considerando lo anterior y los datos presentados en el anexo H.1, se obtienen las áreas de transferencia requeridas para cada caso. El detalle del cálculo realizado se encuentra en el anexo H.3.

Tabla 13: Área de transferencia requerida para la unidad de recuperación de calor residual de cada caso.

Caso	Área de transferencia de la unidad de recuperación [m ²]
Caso 1a	1.468
Caso 1b	1.605
Caso 2a	386
Caso 2b	403
Caso 3a	891
Caso 3b	1.022
Caso 3c	863

3.4. Turbina

En una central eléctrica de vapor, el equipo que impulsa al generador eléctrico es la turbina. Este equipo transforma la energía de un flujo de vapor en energía mecánica. A medida que el fluido pasa por este equipo, se ejerce trabajo contra los álabes, los cuales hacen girar la turbina produciendo trabajo ^[64].

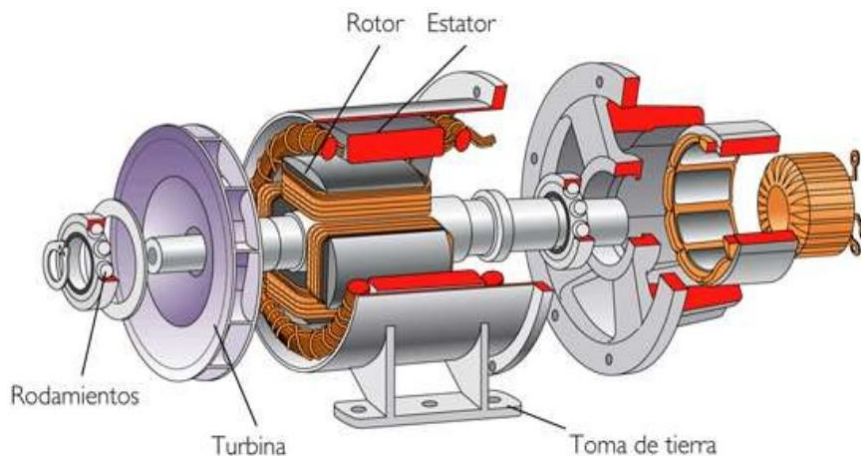


Figura 21: Turbina de vapor.

En este caso, el vapor ingresa al equipo a 300°C y 1 [MPa], y sale de él con una calidad del 90%, a 15 [kPa] ^{[26][64][65]}.

Considerando lo anterior y los flujos de vapor, se obtiene la potencia generada en cada caso.

Tabla 14: Potencia generada en cada caso.

Caso	Potencia generada [kW]
Caso 1a ^e	4.915
Caso 1b ^e	5.337
Caso 2a	428
Caso 2b	446
Caso 3a	991
Caso 3b	1.135
Caso 3c	959

El detalle del cálculo realizado se encuentra en el anexo I.

3.5. Torre de lavado

Una torre de lavado de gases es un equipo de contacto gas – líquido utilizado para separar gases tóxicos y/o contaminantes de una corriente gaseosa. Estos equipos se basan en la absorción de uno o más solutos desde un gas por medio de un líquido, en este caso, agua, por lo que se busca que el contacto entre ambas fases sea el máximo posible. Con un diseño adecuado, se logran eficiencias de remoción del 99%. En este equipo, además, se disminuye la temperatura de los gases de combustión, debido a la condensación del vapor de agua presente ^[63].

Se considera una torre empacada (Figura 22) en que el líquido entrante (agua), que recibe el nombre de licor débil o de baja concentración, se distribuye sobre la parte superior del empaque mediante boquillas rociadoras. El gas que contiene el soluto, o gas rico, ingresa en el espacio distribuidor situado bajo el empaque y asciende a través de los intersticios en contracorriente con el flujo del líquido. El soluto contenido en el gas rico es absorbido por el líquido fresco, y el gas diluido sale de la torre por la parte superior. El líquido se enriquece en soluto a medida que desciende por el equipo, y el líquido o licor concentrado sale por el fondo ^[63].

Al tratarse de un sistema de tratamiento de gases compuesto, la carga de trabajo es compartida entre la torre de lavado y el *scrubber venturi*. Se considera que en la torre de lavado se separan los gases tóxicos y el 20% de los sólidos, y en el *scrubber* los sólidos restantes ^[66].

^e Los resultados presentados para ambos escenarios del primer caso corresponden a las tres líneas.

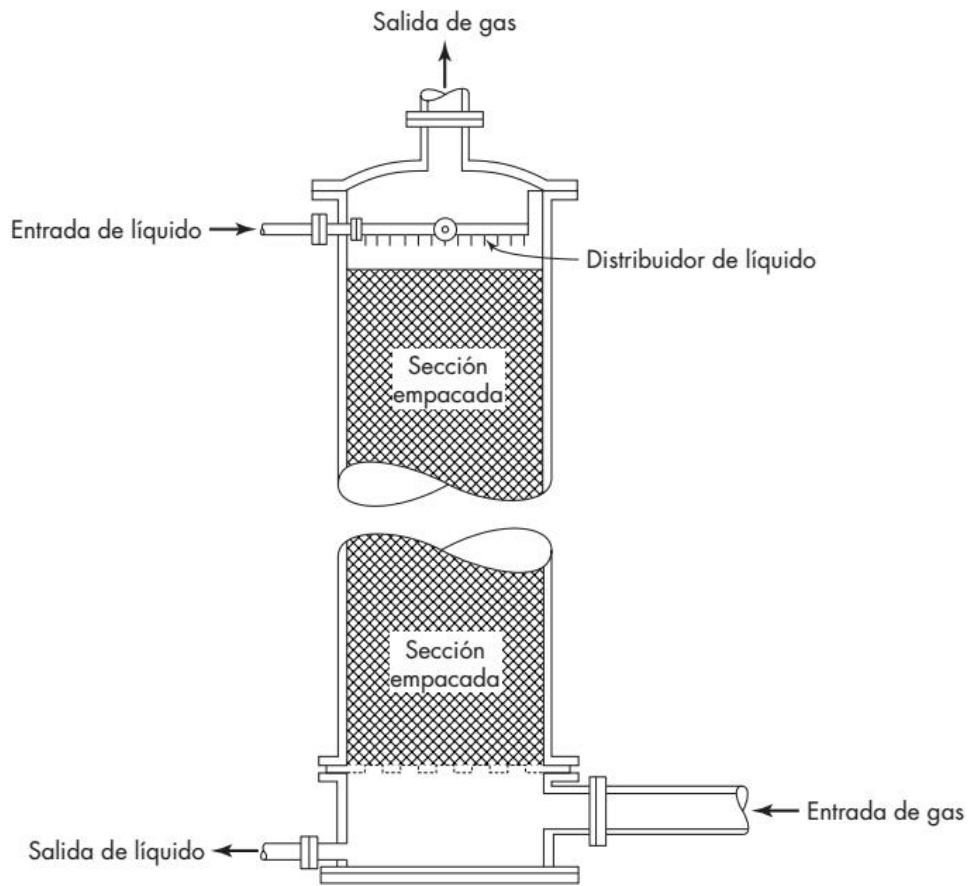


Figura 22: Torre empacada.

El dimensionamiento de la torre de lavado se realiza en base al N_2O debido a que es el que se encuentra en mayor concentración. El largo del equipo se calcula considerando el número de etapas requeridas. Para todos los casos se obtuvo que son necesarias 2 etapas, con lo que la altura de la torre es 4 [m].

Por otro lado, el diámetro se obtuvo a partir de correlaciones, considerando una pérdida de carga de 42 [mm. c. d. a.] y una razón másica entre el líquido y gas de 0,002 ^{[57][67]}. Los resultados obtenidos se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 15: Diámetro de la torre de lavado para cada caso.

Caso	Diámetro de la torre de lavado [m]
Caso 1a	2,66
Caso 1b	2,81
Caso 2a	1,37
Caso 2b	1,41
Caso 3a	2,08
Caso 3b	2,23
Caso 3c	2,04

El detalle del cálculo realizado se encuentra en el anexo J.

3.6. *Scrubber venturi*

Los *scrubbers venturi*, al igual que las torres de lavado de gases, forman parte de las tecnologías de tratamiento de gases por vía húmeda, cuyo principio de funcionamiento se basa en circular una corriente gaseosa a través de una solución acuosa ^[57].

Estos equipos constan de tres partes: una sección convergente, una garganta y una sección divergente. El líquido utilizado, en este caso, agua, se puede ingresar al equipo ligeramente aguas arriba de la garganta o directamente en ella. Por otro lado, la corriente gaseosa ingresa en la sección convergente, aumentando su velocidad a medida que el área disminuye ^{[66][68]}.

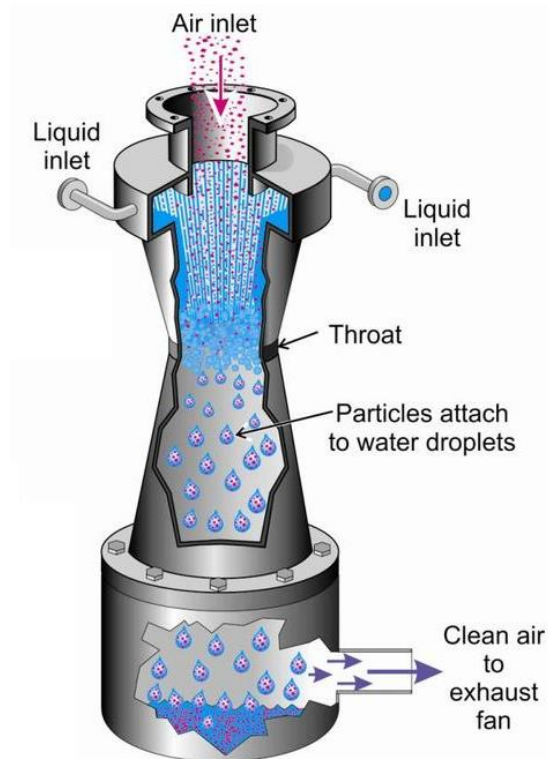


Figura 23: Scrubber venturi.

Debido a la disminución de la sección transversal en la garganta, se consiguen altas velocidades de la corriente gaseosa, lo que atomiza el líquido en múltiples finas gotas, generando una gran turbulencia. La separación de sólidos y gases se produce en la sección divergente, a medida que la corriente gaseosa se mezcla con las pequeñas gotas de líquido. La remoción de contaminantes gaseosos y MP se realiza por absorción, y su eficiencia de recolección depende de la velocidad en la garganta del *venturi*, la caída de presión, y la razón entre el líquido y el gas ^{[66][68]}.

La alta velocidad del gas arrastra gotas de líquido con la corriente de salida, por lo que los *scrubbers venturi* deben ir seguidos de un equipo que las separe. El proceso Thermylis incluye un eliminador de niebla para este propósito, sin embargo, este no es considerado en la evaluación técnica ^{[66][68]}.

A pesar de que estos equipos se utilizan para remover partículas y gases, son más efectivos en la eliminación de sólidos, por lo que, para el dimensionamiento, se considera que solo separaran estos últimos.

Considerando una razón entre el líquido y el gas de $1,3 \left[\frac{l_{H_2O}}{m^3_{gas}} \right]$, y una caída de presión de 200 [mm. c. d. a.], se obtiene que la garganta del *venturi* tiene un diámetro de 9,77 [cm] y un largo de 29,32 [cm], con una eficiencia de recolección del 99,6% (detalle en anexo K) ^[67].

3.7. Recalentador de gases

La condensación del vapor de agua contenido en los gases tratados provoca la formación de una pluma de vapor a la salida de la chimenea. Una de las técnicas utilizadas para reducirla consiste en recalentar los gases antes de ser liberados al medio ambiente, con el objetivo de retrasar la condensación hasta que alcancen mayor altura, y estén más diluidos y dispersos ^[28].

En un intercambiador de calor, los gases de combustión provenientes de la unidad de recuperación de calor residual transfieren calor a los gases tratados provenientes del scrubber. El equipo utilizado en esta etapa corresponde a un intercambiador de tubos y carcasa de un paso (Figura 20) ^[54].

En primer lugar, se verifica que con el flujo de gases de combustión se logra el calentamiento requerido de los gases tratados, aumentando su temperatura desde 42°C a 68°C. Luego, considerando las temperaturas de entrada y salida de los gases, y los datos presentados en el anexo L.1, se obtienen los resultados presentados en la Tabla 16.

Tabla 16: Área de transferencia requerida en el recalentador de cada caso.

Caso	Área de transferencia del recalentador[m ²]
Caso 1a	131
Caso 1b	143
Caso 2a	33,59
Caso 2b	35,09
Caso 3a	77,76
Caso 3b	90,11
Caso 3c	73,7

El detalle del cálculo realizado se presenta en el anexo L.

3.8. Síntesis dimensionamientos

A continuación, en la Tabla 17 se presentan los principales resultados obtenidos a partir de los dimensionamientos realizados para cada caso.

Tabla 17: Resumen resultados obtenidos de los dimensionamientos realizados para cada caso.

Equipo	Resultado	Caso 1a	Caso 1b	Caso 2a	Caso 2b	Caso 3a	Caso 3b	Caso 3c
Reactor	Altura [m]	7,75	10,28	11,08	12,07	9,78	10,49	11,51
	Diámetro [m]	4,07	4,26	2,07	2,13	3,17	3,41	3,11
Precalentador	Área de transferencia [m ²]	808	928	214	229	489	587	463
	Temperatura de entrada del aire [°C]	128	172	144	161	132	167	116
Unidad de recuperación de calor residual	Área de transferencia [m ²]	1.468	1.605	386	403	891	1.022	863
Turbina	Potencia generada [kW]	4.915	5.337	428	446	991	1.135	959
Torre de lavado	Altura [m]	2,66	2,81	1,37	1,41	2,08	2,23	2,04
	Diámetro [m]	4						
<i>Scrubber venturi</i>	Diámetro de la garganta [cm]	9,77						
	Largo de la garganta [cm]	29,32						
	Eficiencia de recolección	99,6%						
Recalentador	Área de transferencia [m ²]	131	143	33,59	35,09	77,76	90,11	73,7

3.9. Eficiencia del proceso

Se define la eficiencia del proceso como el porcentaje de energía que se logra recuperar a partir de los residuos ingresados. Para calcularla, se considera la potencia generada en cada caso, el flujo de residuos alimentados, y sus respectivos poderes caloríficos:

$$\eta = \frac{W}{F_{ms} \cdot PCI_{ms}} \quad (5)$$

Los resultados obtenidos en cada caso se presentan en la Tabla 18.

Tabla 18: Eficiencias de recuperación de calor del proceso.

Caso	Eficiencia de recuperación de calor
Caso 1a	12,77%
Caso 1b	8,1%
Caso 2a	9,19%
Caso 2b	7,53%
Caso 3a	9,96%
Caso 3b	8,07%
Caso 3c	9,26%

3.10. Emisiones

3.10.1. Emisiones sólidas

Las emisiones sólidas generadas corresponden a cenizas de fondo provenientes del reactor:

Tabla 19: Emisiones sólidas generadas en el proceso (cenizas).

Caso	Flujo másico $\left[\frac{t}{día}\right]$	Flujo volumétrico $\left[\frac{m^3}{día}\right]$
Caso 1a	20,67	24,3
Caso 1b	20,73	24,36
Caso 2a	1,96	2,31
Caso 2b	1,97	2,31
Caso 3a	4,09	4,81
Caso 3b	4,1	4,82
Caso 3c	4,09	4,82

3.10.2. Emisiones líquidas

Por otro lado, las emisiones líquidas generadas corresponden a RILes provenientes del tratamiento de los gases de combustión en la torre de lavado y el *scrubber venturi*. Sus flujos y composiciones para cada caso se presentan en la Tabla 20 y Tabla 21.

Tabla 20: Emisiones líquidas generadas en el proceso (RILes).

Caso	Flujo másico $\left[\frac{t}{\text{día}}\right]$	Flujo volumétrico $\left[\frac{m^3}{\text{día}}\right]$
Caso 1a	15.447	15.699
Caso 1b	17.097	17.370
Caso 2a	1.353	1.375
Caso 2b	1.418	1.441
Caso 3a	3.121	3.172
Caso 3b	3.598	3.656
Caso 3c	2.997	3.045

Tabla 21: Composición de los RILes generados en el proceso.

Concentración $\left[\frac{mg}{m^3}\right]$	Caso 1a	Caso 1b	Caso 2a	Caso 2b	Caso 3a	Caso 3b	Caso 3c
Sólidos	4.920	4.457	5.292	5.057	4.808	4.179	5.013
H_2O	991.452	991.209	987.465	987.924	990.158	990.974	989.731
HCl	86,32	78,05	90,19	86,13	85,8	74,49	89,61
HCN	4,25	$8,71 \cdot 10^{-5}$	3,52	2,05	3,85	2,9	3,14
H_2S	0,36	0,2	$5,02 \cdot 10^{-2}$	0,14	0,13	0,19	0,2
NH_3	5,71	1,49	3,37	1,44	4,1	2,7	2,92
SO_2	449	514	517	499	509	488	529
N_2O	3.083	3.740	6.629	6.430	4.431	4.279	4.632

3.10.3. Emisiones gaseosas

Las emisiones gaseosas generadas en el proceso corresponden a vapor de agua de la turbina, y a los gases tratados. El flujo de cada uno y la composición de los gases emitidos al medio ambiente se presentan en la Tabla 22 y Tabla 23.

Tabla 22: Emisiones gaseosas generadas en el proceso.

Caso	Vapor de agua		Gases tratados	
	Flujo másico $\left[\frac{t}{\text{día}}\right]$	Flujo volumétrico $\left[\frac{m^3}{\text{día}}\right]$	Flujo másico $\left[\frac{t}{\text{día}}\right]$	Flujo volumétrico $\left[\frac{m^3}{\text{día}}\right]$
Caso 1a	585	5.871.420	3.135	7.837.146
Caso 1b	636	6.375.682	3.589	8.823.210
Caso 2a	51,04	511.389	277	658.806
Caso 2b	53,22	533.261	293	694.650
Caso 3a	118	1.183.656	642	1.540.802
Caso 3b	135	1.356.026	747	1.817.449
Caso 3c	114	1.145.946	613	1.428.564

Tabla 23: Composición de los gases liberados al medio ambiente (gases tratados).

Concentración $\left[\frac{mg}{m^3}\right]$	Caso 1a	Caso 1b	Caso 2a	Caso 2b	Caso 3a	Caso 3b	Caso 3c
Sólidos	31,38	27,95	35,18	33,41	31,52	26,78	34,03
CH_4	0,15	0,17	0,16	0,17	0,17	0,15	0,17
H_2	15,66	13,91	2,56	1,29	4,15	13,89	15,92
H_2O	102.091	77.464	88.706	82.647	94.939	88.240	102.929
CO	25,02	30,55	0,13	$9,14 \cdot 10^{-2}$	0,23	22,75	26,08
CO_2	19.401	28.274	31.135	33.346	27.843	27.201	31.178
C_6H_6	0,62	0,8	$7,29 \cdot 10^{-18}$	$9,41 \cdot 10^{-21}$	0,97	0,69	0,8
HCl	7,74	6,9	8,35	7,94	7,89	6,71	8,51
HCN	0,38	$7,70 \cdot 10^{-6}$	0,33	0,19	0,35	0,26	0,3
H_2S	$3,24 \cdot 10^{-2}$	$1,73 \cdot 10^{-2}$	$4,65 \cdot 10^{-3}$	$1,31 \cdot 10^{-2}$	$1,15 \cdot 10^{-2}$	$1,67 \cdot 10^{-2}$	$1,91 \cdot 10^{-2}$
NH_3	0,51	0,13	0,31	0,13	0,38	0,24	0,28
C_2H_4	5.078	6.674	6.975	7.885	6.308	6.927	7.093
O_2	43.651	52.522	48.768	47.645	50.143	41.810	47.923
N_2	229.659	241.685	244.970	250.789	237.103	246.666	239.938
SO_2	40,29	45,46	47,91	46	46,82	44,01	50,21
N_2O	$2,45 \cdot 10^{-3}$	$2,18 \cdot 10^{-3}$	$9,62 \cdot 10^{-3}$	$9,14 \cdot 10^{-3}$	$4,14 \cdot 10^{-3}$	$3,52 \cdot 10^{-3}$	$4,46 \cdot 10^{-3}$

3.11. Discusiones

3.11.1. Balances de masa y dimensionamientos

Los flujos másicos que entran y salen del sistema deben ser equivalentes pues no hay acumulación, sin embargo, en todos los casos existe un error asociado, que se presenta en la siguiente tabla:

Tabla 24: Error asociado al balance de masa global en cada caso.

Caso	Error balance de masa global
Caso 1a	0,05%
Caso 1b	0,02%
Caso 2a	0,01%
Caso 2b	0,13%
Caso 3a	0,11%
Caso 3b	0,17%
Caso 3c	0,17%

La diferencia se debe a las aproximaciones realizadas en los cálculos y a los supuestos considerados para el reactor.

Por otro lado, para todos los equipos se obtienen dimensiones más altas en los casos que requieren mayores capacidades (escenarios b). Además, para el caso 3c los resultados son menores a los obtenidos para el 3a, lo que se debe a que el flujo de aire de fluidización es menor, disminuyendo la capacidad requerida en los equipos.

El modelo del reactor entrega resultados coherentes, sin embargo, estos podrían ser más certeros si se incluyera el balance energético y cinéticas obtenidas de forma experimental para cada tipo de residuos. Además, sólo se consideran las principales reacciones involucradas en la oxidación, lo que implica que no hay generación de compuestos tóxicos como dioxinas, furanos ni vapores metálicos, lo que también podría ser mejorado en una próxima evaluación.

El supuesto más importante en el modelo realizado corresponde a las concentraciones resultantes de la volatilización, estimadas a partir del trabajo de Marias et al. Un modelo más preciso debería incluir las reacciones involucradas en este proceso, a modo de obtener concentraciones iniciales para la oxidación más cercanas a la realidad. Se considera que este supuesto es el que genera el error en el balance de masa.

Con respecto al dimensionamiento, se sabe el reactor más grande de Thermylis® tiene una altura de 11,6 [m], por lo que se considera que los largos obtenidos a partir del modelo son correctos ^[54].

Para el precalentador, se obtienen dimensiones similares a equipos industriales. Un intercambiador de calor para calentar fluidos en el rango de temperatura requerido tiene un área que varía entre 20 y 1.100 [m²], por lo que se considera que los resultados son coherentes. Por otro lado, debido a que no se logra el calentamiento óptimo, se debe incorporar al proceso un equipo auxiliar que aumente la temperatura del aire hasta las temperaturas de entrada calculadas ^[69].

Por otro lado, a partir del dimensionamiento realizado para la unidad de recuperación de calor residual, se obtienen dimensiones similares a un equipo industrial utilizado para un propósito similar, que tiene áreas de intercambio de hasta 2.000 [m²]. Sin embargo, los flujos de vapor calculados son inferiores a los esperados para el proceso Thermylis®, lo que se debe a las propiedades de los gases de combustión [70].

En la turbina, se suponen características para el vapor de salida de equipos industriales debido a que solo se conocen la temperatura y presión de entrada de Thermylis®, por lo que la potencia generada podría ser diferente. Si la presión de salida fuese mayor, el valor de la entalpía aumenta, generando una menor potencia. Por otro lado, si la calidad aumenta, la entalpía de salida tiene un valor más alto, lo que también resulta en una disminución de la potencia. El flujo de vapor producido en la unidad de recuperación de calor residual también tiene un impacto en la potencia generada; a mayor flujo de vapor, mayor es la potencia [64].

En la Tabla 25 se presentan dimensiones de referencia para una torre de lavado, considerando el flujo de gases tratado en cada caso.

Tabla 25: Dimensiones de referencia para cada caso [71].

Caso	Diámetro [m]	Largo [m]
Caso 1a	2,9	6,4
Caso 1b	3	6,6
Caso 2a	1,5	5,1
Caso 2b	1,5	5,1
Caso 3a	2,2	5,8
Caso 3b	2,4	6
Caso 3c	2,2	5,8

Como se observa, los diámetros obtenidos para cada caso son similares a los valores de referencia. Sin embargo, el largo se encuentra subestimado, lo que se debe a que la metodología utilizada considera la altura equivalente de una placa teórica. Una mejor aproximación del largo se podría realizar si se conocieran los coeficientes globales de transferencia de masa.

Un *scrubber venturi* industrial puede tener un diámetro de garganta de entre 7 y 30 [cm]. Además, estos equipos pueden tener eficiencias superiores al 99%, por lo que se considera que el dimensionamiento realizado es correcto [71].

Finalmente, para el recalentador de gases, se comprobó que se logra el calentamiento requerido, por lo que, a diferencia del precalentador, no se necesita un equipo auxiliar para esto. Además, se obtuvieron dimensiones adecuadas, dentro del rango para equipos industriales similares, cuyas áreas de transferencia varían entre 0,5 y 185 [m²] [69].

3.11.2. Eficiencia y emisiones del proceso

A partir de una propuesta de incineración de lodos mediante Thermylis® realizada por Suez para la empresa CMPC, se sabe que la eficiencia de recuperación energética de este proceso es 13,86%. Como se observa en la Tabla 18, los valores obtenidos son inferiores, lo que se atribuye a los supuestos considerados en el estudio discutidos anteriormente. Específicamente, la diferencia se debe a que el flujo de vapor generado en la unidad de recuperación de calor residual es menor al estimado para el proceso Thermylis® [26].

Además, de los resultados obtenidos se observa que, para todos los casos, los escenarios a y c tienen una mayor eficiencia de recuperación energética que los escenarios b. Lo anterior se debe a que el flujo de residuos en los escenarios b es mayor, lo que aumenta el denominador en el cálculo de la eficiencia, disminuyendo su valor (ecuación (5)).

A pesar de lo anterior, desde el punto de vista energético, son más favorables los casos 1b, 2b y 3b, debido a que tienen una mayor generación de potencia.

Por otro lado, se obtiene que las emisiones generadas en el proceso corresponden a residuos sólidos inertes (cenizas de fondo del reactor), efluentes líquidos provenientes del tratamiento de los gases de combustión, y gases liberadas al medio ambiente.

Los residuos sólidos generados son llevados a sitios de disposición final autorizados, dependiendo de cada región.

El tratamiento de los efluentes líquidos no es parte del proceso Thermylis®, sin embargo, se propone incorporar un sistema compuesto por una torre de enfriamiento, un DensaDeg®^f y un filtro banda, con el que se podría recircular el 80% del agua al proceso. Este sistema produciría un lodo estabilizado que sería dispuesto junto a las cenizas de fondo. En el anexo M se encuentra el detalle de los residuos generados al incluir este sistema de tratamiento [72].

Las emisiones gaseosas generadas corresponden a vapor de agua de la turbina y gases tratados que son liberados al medio ambiente. El proceso Thermylis® incluye un condensador para recircular el flujo de vapor de agua a la unidad de recuperación de calor residual, con el fin de disminuir el consumo de agua y no liberar vapor de agua al medio ambiente, sin embargo, esto no es considerado en la evaluación técnica.

Finalmente, para verificar que los gases liberados al medio ambiente cumplen con el Decreto 29, se corrigen las concentraciones normadas según el contenido de oxígeno (ecuación (1)). Los valores obtenidos se presentan a continuación:

^f El DensaDeg® es un clarificado de contacto de sólidos de alta velocidad que combina la floculación y el espesamiento patentado por Suez [72]

Tabla 26: Composición de los gases liberados al medio ambiente corregidas según D29.

Conc. [$\frac{mg}{m^3}$]	Caso 1a	Caso 1b	Caso 2a	Caso 2b	Caso 3a	Caso 3b	Caso 3c	D29 ^[19]
<i>Sólidos</i>	26,16	23,29	29,32	27,84	26,27	22,32	28,36	30
<i>CO</i>	20,85	25,46	0,11	$7,61 \cdot 10^{-2}$	0,19	18,96	21,73	50
<i>C₆H₆</i>	0,51	0,67	$6,07 \cdot 10^{-18}$	$7,84 \cdot 10^{-21}$	0,81	0,58	0,67	5
<i>HCl</i>	6,45	5,75	6,96	6,62	6,57	5,59	7,09	20
<i>SO₂</i>	33,58	37,88	39,92	38,33	39,02	36,67	41,84	50
<i>N₂O</i>	$2,04 \cdot 10^{-3}$	$1,82 \cdot 10^{-3}$	$8,02 \cdot 10^{-3}$	$7,62 \cdot 10^{-3}$	$3,45 \cdot 10^{-3}$	$2,93 \cdot 10^{-3}$	$3,71 \cdot 10^{-3}$	300

Como se puede observar en la Tabla 26, en todos los casos se cumple con las emisiones límite normadas, por lo que, desde el punto de vista técnico, son factibles de realizar.

Considerando lo anterior, se decide seleccionar los casos 1b, 2b y 3b, ya que tienen las mayores generaciones de potencia debido al alto poder calorífico de los plásticos y cumplen con la normativa ambiental vigente.

4. Evaluación económica

La evaluación económica evaluará los diferentes proyectos comparando sus flujos de caja, con un horizonte de 15 años, sin considerar financiamiento. La estimación de los costos de capital (CAPEX) se realiza en base al costo de los equipos, mientras que los gastos operacionales (OPEX) se obtienen a partir de los requerimientos del proceso (mano de obra, servicios, mantenimiento, etc.). Además, se determinan los aspectos centrales de distintos modelos de negocio para definir los ingresos.

4.1. Modelo de negocio

En primer lugar, se debe determinar el propietario de la planta; puede ser una empresa estatal o privada. Para que la planta sea propiedad del estado, se requiere que este sea el responsable de la gestión y el tratamiento de residuos, lo que en nuestro país no ocurre. Si bien el estado es el ente fiscalizador, no existe una empresa estatal encargada del tratamiento de residuos, por lo que se descarta esta alternativa.

Si la planta pertenece a una empresa privada, se consideran dos opciones; la sanitaria correspondiente a cada caso es propietaria de la planta, u otra empresa privada lo es. En el primer caso, la empresa sanitaria se encargaría de tratar el lodo que genera y podría recibir residuos plásticos de otras empresas. Por otro lado, en la segunda opción, una empresa privada presta el servicio de tratamiento de lodo a sanitarias y tratamiento de plásticos a otras industrias, es decir, la empresa se encarga de la valorización energética de los residuos generados por otras empresas.

Entre las alternativas de uso de la energía eléctrica generada está su suministro a alguna comunidad cercana, debido al beneficio social asociado. Para ello, se requiere que dicha comunidad y la planta compartan el empalme de conexión. Sin embargo, en Chile existe un único organismo encargado de la distribución eléctrica, por lo que, una vez conectado al sistema, no es posible tener control sobre el destino de la energía. A partir de lo anterior, se descarta esta opción, y se decide comercializar la electricidad directamente con las empresas de distribución correspondientes, es decir, se inyecta al Sistema Interconectado Central (SIC).

En síntesis, los modelos de negocio planteados para la evaluación económica son los siguientes:

- La sanitaria que produce el lodo es dueña de la planta y ofrece el servicio de tratamiento de residuos plásticos a empresas que lo requieran. La electricidad generada se inyecta al SIC
- Una empresa privada es dueña de la planta y ofrece el servicio de tratamiento de lodos residuales y plásticos. La electricidad generada se inyecta al SIC

Para ambos modelos, la planta de incineración estaría ubicada cerca de la PTAS que genera el mayor flujo de lodos en cada caso, para minimizar la distancia que estos deben ser trasladados. Así, para el caso 2 la planta se ubicaría en Rancagua y para el caso 3 en Talcahuano. Para el caso 1, se considera que la planta se ubica en una distancia media entre las dos PTAS, debido a que los flujos generados por ambas son similares.

El transporte del lodo desde la PTAS a la planta de incineración lo debe realizar cada empresa sanitaria, mientras que el transporte de los residuos generados en el proceso y su disposición es responsabilidad de quien sea propietario de la planta.

4.2. Ingresos

Para el modelo de negocio en que la empresa sanitaria es dueña de la planta, los ingresos corresponden a la venta de la electricidad al SIC, el cobro por el tratamiento de los plásticos, y el ahorro por la no disposición del lodo. Por otro lado, para el caso en que una empresa privada sea dueña de la planta, los ingresos corresponden a la electricidad vendida al SIC, y el cobro por el tratamiento del lodo y los plásticos. Cabe destacar que, en ambos modelos, los ingresos por la venta de electricidad y por el tratamiento de plásticos son iguales.

Debido a la potencia que genera, la planta entra en la categoría de Pequeños Medios de Generación Distribuidos (PMGD), los que están conectados a instalaciones de una empresa de distribución de energía eléctrica que utilice bienes nacionales de uso público. Estas empresas venden la energía a un precio de nudo que es determinado por la Comisión Nacional de Energía (CNE). Se considera que la potencia producida se utiliza para el autoabastecimiento de la planta y el excedente es comercializado al precio de nudo actual, que corresponde a $100 \left[\frac{\text{USD}}{\text{MWh}} \right]$ [73]-[75].

Por otra parte, para el tratamiento de los plásticos se considera un cobro equivalente al costo actual de disposición, que corresponde a $14 \left[\frac{\text{USD}}{\text{t}} \right]$ [76].

A partir de lo anterior, se obtienen los ingresos por venta de electricidad y tratamiento de plásticos presentados en la Tabla 27.

Tabla 27: Ingreso por venta de electricidad al SIC y por tratamiento de plásticos.

Caso	Ingreso por venta de electricidad $\left[\frac{\text{USD}}{\text{año}} \right]$	Ingreso por tratamiento de plásticos $\left[\frac{\text{USD}}{\text{año}} \right]$
Caso 1	1.216.312	273.365
Caso 2	83.772	12.632
Caso 3	259.331	41.207

El ahorro por no disponer el lodo generado incluye el gasto por transporte hasta los rellenos sanitarios y el costo de disposición. Debido a que las plantas propuestas para cada caso incluyen los lodos generados en más de una PTAS, habrá de igual manera que trasladarlos, es decir, no se elimina el transporte, solo se disminuye. Luego, el ahorro por transporte se obtiene de la siguiente forma:

$$\text{Ahorro transporte} = \text{Costo transporte actual} - \text{Costo transporte propuesta} \quad (6)$$

Suponiendo que cada camión transporta $30 \text{ [m}^3\text{]}$, su rendimiento promedio es $6,5 \left[\frac{\text{km}}{\text{l}} \right]$, el valor del diésel es $0,8 \left[\frac{\text{USD}}{\text{l}} \right]$, y el costo por disponer en un relleno sanitario es $14 \left[\frac{\text{USD}}{\text{t}} \right]$, se obtiene el ahorro presentado en la Tabla 28 [13][77]. El detalle del cálculo realizado se presenta en el anexo N.

Tabla 28: Ahorro por no disponer el lodo generado (modelo de negocio en que la sanitaria es dueña de la planta).

Caso	Ahorro por no disponer el lodo $\left[\frac{\text{USD}}{\text{año}}\right]$
Caso 1	6.064.082
Caso 2	562.881
Caso 3	1.318.964

Finalmente, para estimar el ingreso por tratamiento, se supone un cobro de $14 \left[\frac{\text{USD}}{\text{t}}\right]$, con lo que se obtienen los resultados presentados en la Tabla 29.

Tabla 29: Ingreso por tratamiento del lodo (modelo de negocio en que una empresa privada es dueña de la planta).

Caso	Ingreso por tratamiento del lodo $\left[\frac{\text{USD}}{\text{año}}\right]$
Caso 1	5.917.871
Caso 2	537.348
Caso 3	1.274.448

4.3. CAPEX

Los CAPEX se determinan siguiendo la metodología planteada en el libro *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, donde, conociendo el costo de los equipos, se estima el resto de la inversión suponiendo distintos porcentajes para cada ítem. El costo de los equipos se obtiene a partir de la propuesta de incineración de lodos mediante Thermylis® realizada por Suez para la empresa CMPC ^{[26][78]}.

El valor total de la inversión se divide en costos directos e indirectos, como se observa en la Tabla 30. El detalle de la obtención de los costos asociados a cada ítem se encuentra en el anexo O.

Tabla 30: CAPEX para cada caso.

Caso	Costos directos [USD]	Costos indirectos [USD]	Total [USD]
Caso 1	158.332.170	31.666.434	189.998.604
Caso 2	36.933.971	7.386.794	44.320.766
Caso 3	62.489.249	12.497.850	74.987.099

Los costos directos incluyen la compra de los equipos y su instalación, la instrumentación y control, el *pipiing*, el equipamiento y materiales eléctrico, las construcciones, la instalación de servicios, y la compra y mejoras del terreno. El detalle de estos se presenta en la Tabla 31.

Tabla 31: Costos directos para cada caso (CAPEX).

	Caso 1 [USD]	Caso 2 [USD]	Caso 3 [USD]	Porcentaje del total
Equipos	81.195.985	18.940.498	32.045.769	42,7%
Instalación equipos	22.734.876	5.303.339	8.972.815	12%
Instrumentación y control	6.495.679	1.515.240	2.563.662	3,4%
<i>Piping</i>	4.871.759	1.136.430	1.922.746	2,6%
Equipos y materiales eléctricos	4.871.759	1.136.430	1.922.746	2,6%
Construcciones	16.239.197	3.788.100	6.409.154	8,5%
Mejoras de terreno	4.059.799	947.025	1.602.288	2,1%
Instalación de servicios	16.239.197	3.788.100	6.409.154	8,5%
Terreno	1.623.920	378.810	640.915	1%

Por otro lado, los costos indirectos comprenden la ingeniería y supervisión, los gastos de construcción, los honorarios de contratistas, y contingencias:

Tabla 32: Costos indirectos para cada caso (CAPEX).

	Caso 1 [USD]	Caso 2 [USD]	Caso 3 [USD]	Porcentaje del total
Ingeniería y supervisión	12.666.574	2.954.718	4.999.140	6,7%
Gastos de construcción	7.916.609	1.846.699	3.124.462	4,2%
Honorarios de contratista	3.166.643	738.679	1.249.785	1,7%
Contingencias	7.916.609	1.846.699	3.124.462	4,2%

4.4. OPEX

Los costos operacionales se dividen en costos directos o variables e indirectos o fijos. En la Tabla 33 se presentan los OPEX para cada caso (detalle en anexo P).

Tabla 33: OPEX para cada caso.

Caso	Costos directos [USD]	Costos indirectos [USD]	Total [USD]
Caso 1	1.837.610	868.474	2.706.084
Caso 2	379.116	231.133	610.250
Caso 3	638.820	365.299	1.004.119

Los costos directos o variables dependen directamente de la producción. Dentro de estos, se encuentra la mano de obra de operación y su supervisión directa, los servicios requeridos en el proceso, el tratamiento de RILes y la disposición de los residuos generados, el mantenimiento y los cargos de laboratorio.

Para la mano de obra, se considera un costo de $8 \left[\frac{\text{USD}}{\text{h}} \right]$ por línea, con una operación continua las 24 horas del día. Por otro lado, los servicios requeridos en el proceso corresponden a electricidad y agua, sin embargo, la planta se autoabastece con la energía generada, por lo que solo el agua tiene un costo asociado. Para el tratamiento de los RILes se utilizan valores entregados directamente por la empresa, y para la disposición de los residuos se considera el valor actual $\left(14 \left[\frac{\text{USD}}{\text{t}} \right] \right)$. Finalmente, los costos asociados al mantenimiento, la supervisión directa y los cargos de laboratorio fueron estimados como un porcentaje del costo de mano de obra de operación ^{[13][78][79]}.

En la Tabla 34, Tabla 35 y Tabla 36 se presenta el detalle de los costos directos para cada caso.

Tabla 34: Costos directos para el caso 1 (OPEX).

	Caso 1 [USD]	Porcentaje del total
Mano de obra de operación	210.240	7,8%
Supervisión directa de la operación	105.120	3,9%
Servicios	454.192	16,8%
Tratamiento de RILes	255.187	9,4%
Disposición de residuos	425.866	15,7%
Mantenimiento y reparación	379.997	14%
Laboratorio	7.008	0,3%

Tabla 35: Costos directos para el caso 2 (OPEX).

	Caso 2 [USD]	Porcentaje del total
Mano de obra de operación	70.080	11,5%
Supervisión directa de la operación	35.040	5,7%
Servicios	38.058	6,2%
Tratamiento de RILes	21.168	3,5%
Disposición de residuos	119.121	19,5%
Mantenimiento y reparación	88.642	14,5%
Laboratorio	7.008	1,1%

Tabla 36: Costos directos para el caso 3 (OPEX).

	Caso 3 [USD]	Porcentaje del total
Mano de obra de operación	70.080	7%
Supervisión directa de la operación	35.040	3,5%
Servicios	94.842	9,4%
Tratamiento de RILes	53.711	5,3%
Disposición de residuos	228.165	22,7%
Mantenimiento y reparación	149.974	14,9%
Laboratorio	7.008	0,7%

Los costos indirectos o fijos incluyen el pago de seguros, la mano de obra indirecta (administración y ventas), las patentes municipales y otros costos generales de la planta. El costo asociado a mano de obra indirecta y los costos generales de la planta se estiman como porcentaje del total de la de mano de obra de operación, supervisión directa y mantenimiento. Por otra parte, el pago de seguros y patentes municipales se determina a partir del CAPEX total ^{[67][78]}.

El detalle de los costos indirectos se presenta en la Tabla 37, Tabla 38 y Tabla 39.

Tabla 37: Costos indirectos para el caso 1 (OPEX).

	Caso 1 [USD]	Porcentaje del total
Seguros	474.997	17,6%
Mano de obra indirecta (administración y ventas)	72.768	2,7%
Patentes municipales	189.999	7%
Costos generales de la planta	130.711	4,8%

Tabla 38: Costos indirectos para el caso 2 (OPEX).

	Caso 2 [USD]	Porcentaje del total
Seguros	110.802	18,2%
Mano de obra indirecta (administración y ventas)	29.064	4,8%
Patentes municipales	44.321	7,3%
Costos generales de la planta	46.946	7,7%

Tabla 39: Costos indirectos para el caso 3 (OPEX).

	Caso 3 [USD]	Porcentaje del total
Seguros	187.468	18,7%
Mano de obra indirecta (administración y ventas)	38.264	3,8%
Patentes municipales	74.987	7,5%
Costos generales de la planta	64.580	6,4%

4.5. Flujo de caja

A partir de los ingresos, CAPEX y OPEX, se elaboran los flujos de caja sin financiamiento, con un horizonte de evaluación de 15 años y una tasa de descuento del 15%. Se considera una depreciación lineal acelerada de los equipos principales, equipos de instrumentación y control, *piping*, sistema eléctrico y construcciones, suponiendo que el valor residual es un 10% de la inversión. Además, se utiliza un capital de trabajo de 3 meses de costos operacionales y un impuesto del 25%^{[80]-[82]}.

El detalle de los flujos de caja realizados se encuentra en el anexo Q. En las tablas siguientes, se presentan los resultados obtenidos para cada caso:

Tabla 40: VAN para el caso 1.

	VAN [USD]
Privado	-165.933.490
Sanitaria	-165.078.540

Tabla 41: VAN para el caso 2.

	VAN [USD]
Privado	-44.828.631
Sanitaria	-44.977.934

Tabla 42: VAN para el caso 3.

	VAN [USD]
Privado	-72.726.890
Sanitaria	-72.987.188

4.6. Análisis de sensibilidad

Se realiza un análisis de sensibilidad para determinar la influencia de ciertas variables de interés en el VAN obtenido para cada caso. En específico, se sensibiliza el ingreso por la venta de electricidad al SIC, el costo por disposición de residuos en un relleno sanitario, el valor del CAPEX y la eficiencia de recuperación.

El ingreso por la venta de electricidad se estima a partir de un precio de nudo fijo, sin embargo, esto no considera las distancias e instalaciones requeridas, el mantenimiento y otros servicios complementarios, por lo que su valor podría ser inferior:

$$\text{Ingreso} = \text{Precio de nudo} \cdot \text{Energía} - \text{Costo de servicios complementarios} \quad (7)$$

A partir de lo anterior, se estudian dos casos:

- Ingreso por venta de electricidad al SIC 20% menor
- Ingreso por venta de electricidad al SIC 50% menor

Por otro lado, el costo por disponer residuos en Chile actualmente bordea los $14 \left[\frac{\text{USD}}{\text{t}} \right]$, valor muy inferior a países europeos, dónde existen impuestos específicos que se aplican a la disposición final en rellenos sanitarios. En estos países, el costo por disposición de residuos es alrededor de $100 \left[\frac{\text{USD}}{\text{t}} \right]$, por lo que las empresas buscan alternativas de valorización ^{[13][83]}. Este valor se sensibiliza considerando los siguientes escenarios:

- Costo por disposición de $28 \left[\frac{\text{USD}}{\text{t}} \right]$ (doble del valor actual)
- Costo por disposición de $50 \left[\frac{\text{USD}}{\text{t}} \right]$ (50% del costo por disponer en países europeos)
- Costo por disposición de $100 \left[\frac{\text{USD}}{\text{t}} \right]$ (valor en países europeos)

Además, por solicitud de la empresa, se estudian distintos valores para el CAPEX, pues, como se observa en los resultados presentados anteriormente, el valor de la inversión es alto en relación a los ingresos y OPEX. Para cada caso, se fijan valores de inversión menores, que podrían corresponder a tecnologías con un menor CAPEX ^g.

Finalmente, a partir de la evaluación técnica se obtuvo una eficiencia más baja de lo esperado, lo que implica una menor generación de electricidad, y, por ende, menores ingresos. Considerando lo anterior, se estudia el caso en que la eficiencia de recuperación energética del proceso es la esperada para Thermylis[®], es decir, 13,86% ^[26].

A partir de lo anterior, se obtienen los resultados presentados en la Figura 24, Figura 25 y Figura 26. La línea punteada corresponde al caso basal (Tabla 43). Se presenta solo un gráfico por caso debido a que el VAN obtenido para ambos modelos planteados es similar (detalle en anexo R).

^g El análisis se realiza solo para comparar con el caso propuesto. No se consideran referencias del CAPEX de otras tecnologías.

Tabla 43: Casos basales para el análisis de sensibilidad.

	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Ingreso por la venta de electricidad $\left[\frac{\text{USD}}{\text{MWh}}\right]$	100		
Eficiencia	8,1%	7,53%	8,07%
Costo por disposición $\left[\frac{\text{USD}}{\text{t}}\right]$	14		
CAPEX [USD]	189.998.604	44.320.766	74.987.099

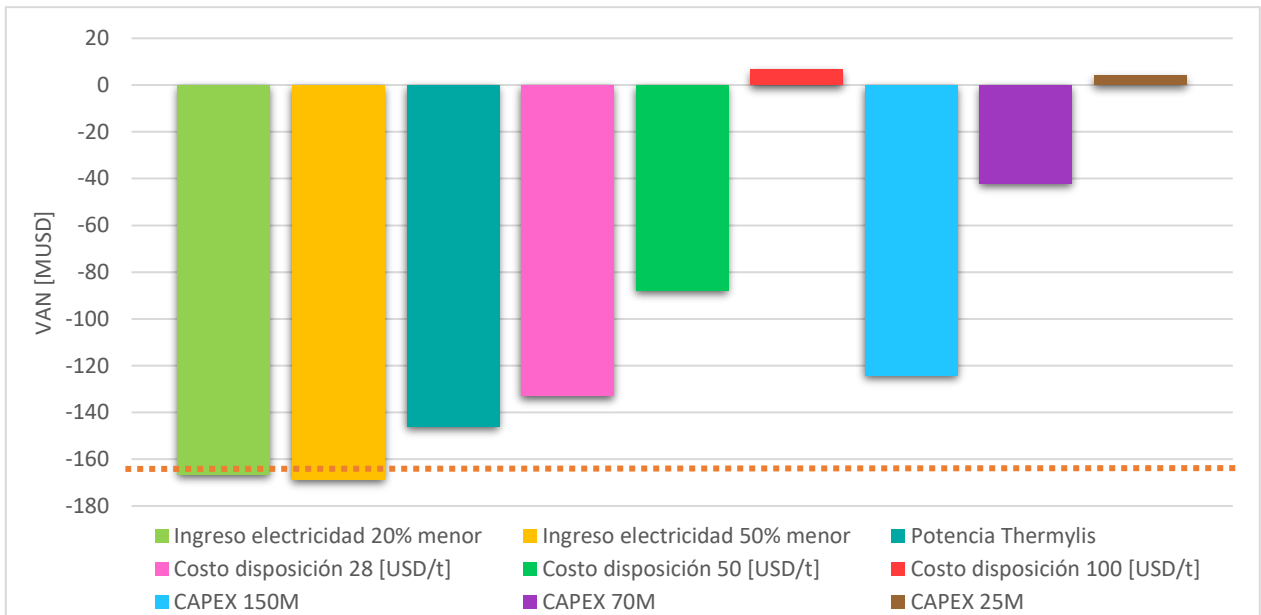


Figura 24: Análisis de sensibilidad para el caso 1.

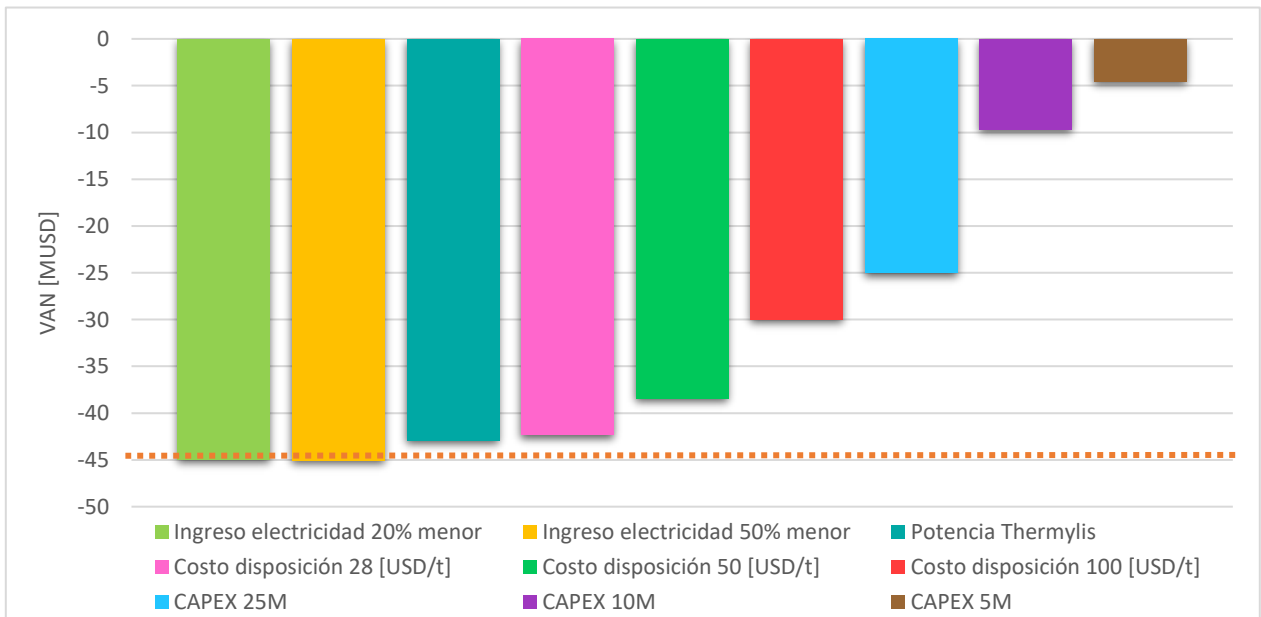


Figura 25: Análisis de sensibilidad para el caso 2.

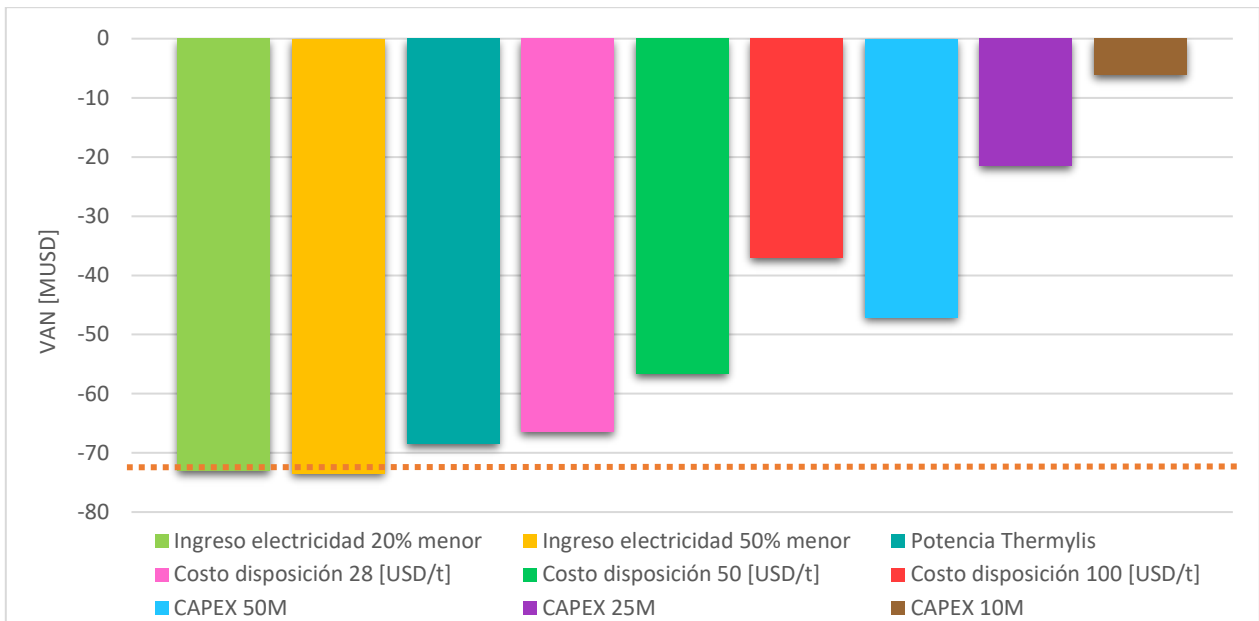


Figura 26: Análisis de sensibilidad para el caso 3.

Como se observa en los gráficos anteriores, la variación en el ingreso por la venta de electricidad al SIC no afecta de forma significativa el valor del VAN. Aun en el peor escenario, cuando el ingreso es un 50% menor, el resultado obtenido es muy similar.

Por otro lado, un aumento en el costo por disposición disminuye los OPEX y aumenta los ingresos, lo que implica un mayor VAN, como se aprecia en los gráficos. Para el caso 1, incluso se obtiene un valor positivo cuando se asume el costo por disposición promedio en Europa. Sin embargo, a pesar de que esto beneficia el proyecto, el escenario no es realista en el contexto nacional debido a que no existen impuestos específicos a los rellenos sanitarios en Chile, y, en general, disponer residuos tiene un bajo costo.

Además, en los gráficos se muestra que el VAN aumenta con una menor inversión, sin embargo, en casi todos los casos se mantiene negativo. Para el caso 1 se obtiene un VAN positivo para el menor CAPEX estudiado, sin embargo, este valor es muy bajo en relación al calculado.

Finalmente, una mayor eficiencia implica un aumento en el VAN, sin embargo, la variación no es significativa.

A partir de lo anterior, se determina que el parámetro más crítico en la evaluación corresponde al costo por la disposición de residuos.

4.7. Discusiones

Del valor total del CAPEX, más del 50% corresponde a la compra de los equipos y su instalación, lo que se debe a que la tecnología utilizada tiene un alto costo de inversión. Además, considerando que el resto de los costos fueron determinados en base al valor de los equipos, podrían estar sobreestimados.

Por otro lado, el proyecto WTE Araucanía trata aproximadamente $500 \left[\frac{t}{\text{día}} \right]$ de RSU y tiene un CAPEX de 80 [MUSD]. Realizando un ajuste por capacidad para cada caso a partir de este proyecto, se obtienen los

costos de inversión presentados en la Tabla 44, con lo que se verifica que existen tecnologías de valorización energética de residuos con menores inversiones que Thermylis® [84].

Tabla 44: Costo de inversión estimado a partir del proyecto WTE Araucanía, considerando la capacidad requerida en cada caso.

Caso	CAPEX [MUSD]	Variación con respecto al CAPEX de Thermylis®
Caso 1	140	26,3%
Caso 2	32	27,3%
Caso 3	54	28%

Por otra parte, en todos los casos se obtuvo un bajo valor para el OPEX, dado que el proceso no requiere la compra de materias primas ni insumos, y tiene un bajo costo por mano de obra de operación debido a su alta automatización. Además, el único servicio necesario es agua, que es recirculada en el proceso para disminuir su consumo. El principal gasto operacional directo corresponde a la disposición de los residuos generados, a pesar de que los flujos son bajos, y el principal costo indirecto está asociado al pago de seguros, puesto que su valor se estima a partir del CAPEX, que, como ya se mencionó, tiene un alto valor.

Para los tres casos se obtuvieron valores negativos para el VAN en los dos modelos de negocio planteados, pues, a pesar de que los ingresos equiparan los costos operacionales, no son suficientes para recuperar la inversión. Cabe destacar, además, que los resultados obtenidos para los dos modelos son similares, ya que solo difieren en que, cuando la sanitaria es propietaria de la planta, se disminuye el costo por transporte del lodo.

La dificultad en la determinación del ingreso por la venta de electricidad al SIC implica que la estimación realizada pueda ser errónea, por lo que se sensibilizó este valor. Sin embargo, a pesar de que el VAN disminuye, la variación no es significativa. En contraste, una mayor eficiencia del proceso aumenta los ingresos por venta de electricidad, generando una variación también despreciable. Lo anterior se debe a que este ingreso no corresponde al principal y cambios en su valor no afectan mayormente el resultado de la evaluación económica.

Por otro lado, una disminución en el CAPEX tiene un impacto positivo en el VAN, sin embargo, éste se mantiene negativo para los casos 2 y 3. Para el caso 1, en cambio, se obtiene un valor positivo si el CAPEX es 25 [MUSD], por lo que, si existiera una subvención que cubriera la diferencia, el proyecto sería económicamente rentable. No obstante, no existen referencias en Chile de subvenciones de esta magnitud a proyectos de este tipo.

Un aumento en el costo por disposición implica un mayor VAN, lo que se debe a que, en magnitud, el mayor ingreso corresponde al cobro por el tratamiento de los lodos o el ahorro por no disponerlos, dependiendo del modelo de negocio. Además, en el análisis se aprecia que la sensibilización de este valor tiene un mayor impacto para el caso 1, puesto que se ve favorecido por las economías de escala. A pesar de lo anterior, como se mencionó anteriormente, este escenario está muy alejado de lo que ocurre actualmente en nuestro país.

Finalmente, a pesar de que los resultados obtenidos a partir de la evaluación económica no son favorables, son de acuerdo a lo esperado para proyectos de tratamiento de residuos, debido a que no se consideran los beneficios sociales y ambientales.

5. Evaluación ambiental

A través de esta evaluación, se buscan cuantificar los principales impactos ambientales asociados a la actual disposición de los lodos para realizar una comparación con el proyecto en estudio. Específicamente, se estudia el potencial de calentamiento global, la generación de lixiviados por la disposición en rellenos sanitarios, y el terreno utilizado.

5.1. Potencial de calentamiento global

Para comparar las contribuciones al cambio climático de las diferentes emisiones gaseosas, se pueden utilizar distintos índices, entre ellos, el más utilizado corresponde al potencial de calentamiento global (PCG). La unidad de medida recomendada por el Panel Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (IPCC) para indicar el PCG de los GEI es el $\text{CO}_{2\text{eq}}$. En la Tabla 45 se presentan los factores de cada GEI para un horizonte temporal de 100 años ^[12].

Tabla 45: Potencial de calentamiento global para un horizonte temporal de 100 años ^[12].

GEI	PCG [$\text{CO}_{2\text{eq}}$]
CO_2	1
CH_4	34
N_2O	298

El PCG total se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$PCG = \sum_{i=1}^n F_i \cdot PCG_i \quad (8)$$

Dónde n corresponde al número de GEI emitidos por la fuente.

Las emisiones de GEI para el caso actual se asocian al transporte y disposición del lodo en el relleno sanitario correspondiente. En cambio, para el proyecto en estudio, se considera el transporte del lodo a la planta de incineración, el transporte y disposición de los residuos del proceso, y las emisiones propias del proceso.

En primer lugar, para determinar las emisiones por transporte, se utilizan los factores de emisión asociados a camiones diésel presentados en la Tabla 46 ^[85].

Tabla 46: Factores de emisiones asociadas al transporte vía camiones a combustible diésel [85].

GEI	Factor de emisión $\left[\frac{\text{kg}_{\text{GEI}}}{\text{m}^3 \text{ diésel}} \right]$
CO_2	3,19
CH_4	0,17
N_2O	0,17

Por otro lado, para la disposición se consideran factores de emisión que dependen del contenido orgánico del residuo a disponer [86]:

Tabla 47: Factores de emisiones asociados a la disposición en rellenos sanitarios en $\left[\frac{\text{kg}_{\text{GEI}}}{\text{kg}_{\text{residuo}}} \right]$ [86].

GEI	Biosólidos (alto contenido orgánico)	Residuos sólidos (bajo contenido orgánico)
CO_2	$6,36 \cdot 10^{-3}$	$6,36 \cdot 10^{-3}$
CH_4	$9,44 \cdot 10^{-4}$	$4,44 \cdot 10^{-4}$
N_2O	$2,8 \cdot 10^{-5}$	$3,88 \cdot 10^{-6}$

Para el lodo se utilizan los factores de emisión correspondientes a biosólidos, mientras que para los plásticos y residuos generados en el tratamiento de los RILes se utilizan los factores para residuos sólidos.

A partir de lo anterior, y considerando las emisiones del proceso obtenidas en la evaluación técnica, se obtienen los resultados presentados en la Figura 27 y Tabla 48 . El detalle de los cálculos realizados se presenta en el anexo S.

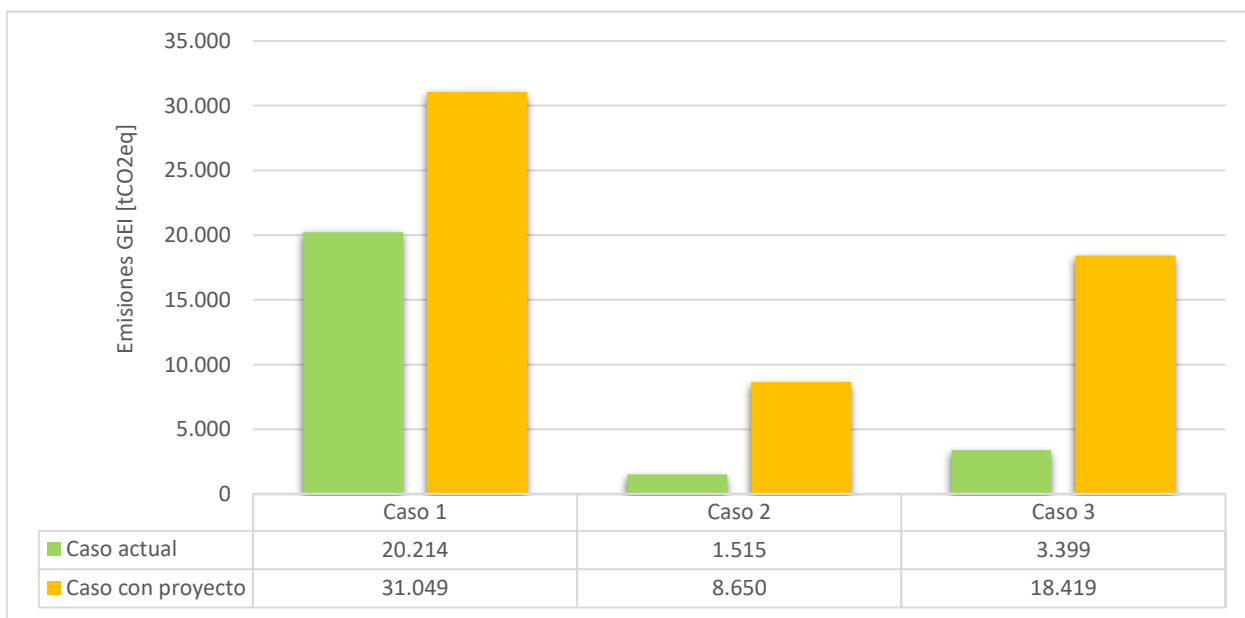


Figura 27: Emisiones de GEI en cada caso.

Tabla 48: Detalle del PCG para cada caso.

Caso	PCG por transporte		PCG por disposición de residuos		PCG por emisiones del proceso
	Caso actual [tCO _{2eq}]	Caso con proyecto [tCO _{2eq}]	Caso actual [tCO _{2eq}]	Caso con proyecto [tCO _{2eq}]	Caso con proyecto [tCO _{2eq}]
Caso 1	12,56	2,64	20.202	688	30.359
Caso 2	2,17	0,21	1.513	192	8.457
Caso 3	4,93	1,91	3.394	369	18.419

5.2. Generación de lixiviados

Los lixiviados en un relleno sanitario se generan como resultado de la transferencia de agua a través de los residuos sólidos, la lixiviación de componentes desde el sólido al líquido, y reacciones producidas en la descomposición de la fracción orgánica. Una de sus principales características es la fluctuación, tanto en el flujo generado, como la composición, lo que dificulta su tratamiento. Entre otros factores, la cantidad y composición del lixiviado depende de la naturaleza de los residuos, la edad del relleno sanitario, la hidrología del terreno, la climatología y los regímenes de lluvias ^{[10][11][18]}.

Debido a lo anterior, no es posible determinar exactamente el flujo de lixiviados generado a partir de un tipo de residuos en específico. Sin embargo, conociendo el total de residuos ingresados al relleno sanitario diariamente y la generación promedio de lixiviados, se puede estimar una razón de generación de estos residuos líquidos. En el relleno sanitario Loma Los Colorados de la empresa KDM se ingresan aproximadamente $7.000 \left[\frac{t}{\text{día}} \right]$ de residuos, y se generan, en promedio, $620 \left[\frac{m^3}{\text{día}} \right]$, con lo que se obtiene una razón de generación de $88,57 \left[\frac{\text{lixiviados}}{t_{\text{residuos}}} \right]$ ^{[87][88]}.

En la Tabla 49 se presentan los flujos totales de residuos a disponer en el caso actual y los obtenidos a partir de la evaluación técnica del proyecto en estudio.

Tabla 49: Flujo de residuos a disponer en cada caso.

Caso	Flujo actual ^h $\left[\frac{t}{\text{día}} \right]$	Flujo con proyecto $\left[\frac{t}{\text{día}} \right]$
Caso 1	1.212	83,34
Caso 2	108	23,31
Caso 3	258	44,65

Luego, el flujo de lixiviados se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$F_{\text{lixiviados}} \left[\frac{m^3}{\text{día}} \right] = \frac{88,57 \cdot F_w \left[\frac{t}{\text{día}} \right]}{1.000} \quad (9)$$

^h Incluye el lodo y los plásticos

Los resultados obtenidos para cada caso, en el escenario actual y con proyecto, se presentan en la Figura 28.

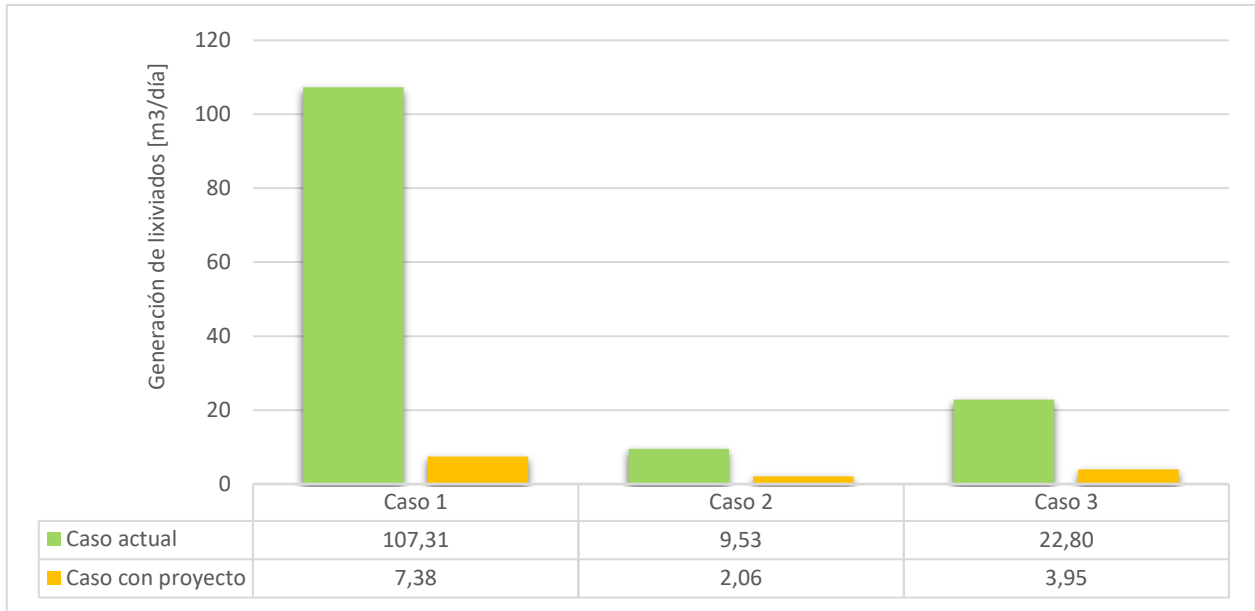


Figura 28: Generación de lixiviados en cada caso.

5.3. Terreno utilizado

Sumado a los impactos ambientales anteriores, la disposición de residuos provoca pérdida de calidad y productividad en el suelo, impidiendo su posterior uso para otros fines. Además, la presencia de estos sitios provoca la alteración del valor paisajístico de la zona, por lo que es importante cuantificar el terreno destinado a esta actividad ^[89].

En el relleno sanitario Loma Los Colorados de la empresa KDM, hasta el año 2017 se ingresaron 35.000.000 toneladas de residuos, utilizando 0,94 [km²] (94 [Ha]). Por lo tanto, a partir de lo anterior, se estima que se utilizan $0,027 \left[\frac{\text{m}^2}{\text{t}_{\text{residuo}}} \right]$. Luego, mediante la ecuación (10) se calcula el terreno utilizado ^[88].

$$\text{Terreno} \left[\frac{\text{m}^2}{\text{día}} \right] = 0,027 \cdot F_w \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right] \quad (10)$$

Considerando los flujos de residuos presentados en la Tabla 49, se determina el terreno utilizado por disposición de residuos en el caso actual y con proyecto:

Tabla 50: Terreno utilizado por disposición de los residuos en cada caso.

Caso	Caso actual $\left[\frac{m^2}{día}\right]$	Caso con proyecto $\left[\frac{m^2}{día}\right]$
Caso 1	32,54	2,24
Caso 2	2,41	0,63
Caso 3	5,08	1,2

Además, para el caso con proyecto, se debe incluir el terreno utilizado por la planta. En la Tabla 51 se presenta el detalle de la superficie utilizada por cada área.

Tabla 51: Terreno utilizado por cada área en la planta en $[m^2]$.

Área	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Thermylis® y tratamiento de gases	1.500	500	750
Manejo previo de la materia prima (lodo y plásticos)	2.250	750	1.125
Recuperación de energía	750	250	375
Tratamiento de RILes	750	250	375
Áreas generales	2.625	875	1.313
Total	7.875	2.625	3.938

Finalmente, considerando el terreno utilizado para la disposición de residuos y la planta en 15 años, se obtienen los siguientes resultados:

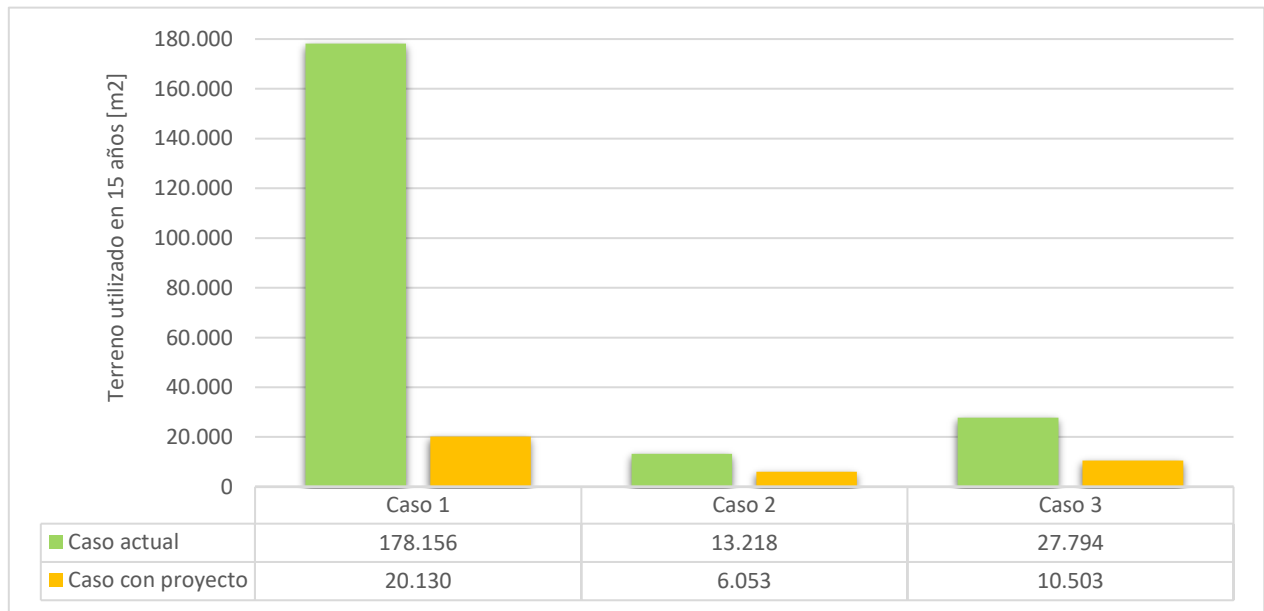


Figura 29: Terreno utilizado en 15 años para cada caso.

5.4. Discusiones

De la estimación de las emisiones de GEI generadas en cada caso, se determina que el PCG del proyecto en estudio es mayor al de la actual disposición directa en rellenos sanitarios. Sin embargo, este cálculo incluye las emisiones de CO_2 del proceso, las que, en su mayoría, no son de origen fósilⁱ. En la Figura 30 se presentan los resultados obtenidos sin considerar las emisiones del proceso de incineración. Se observa que aproximadamente el 97% de las emisiones de GEI en el caso con proyecto corresponden al CO_2 generado en el proceso.

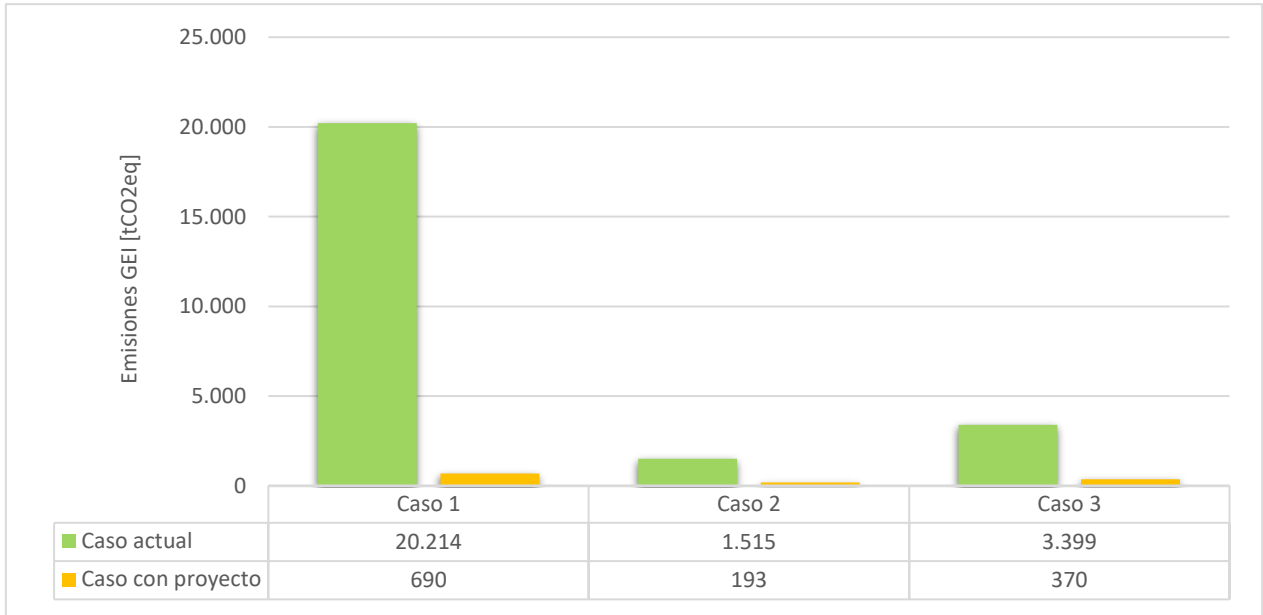


Figura 30: Emisiones de GEI en cada caso, sin considerar las emisiones del proceso de incineración.

El IPCC no considera relevantes para el cambio climático las emisiones de CO_2 de instalaciones de Energías Renovables No Convencionales (ERNC), debido a que su contenido de carbono no es de origen fósil y generan dos órdenes de magnitud menos de este gas por kWh producido^[90]. Sin embargo, a pesar de lo anterior, este gas tiene el mismo PCG independiente del origen, por lo que su liberación al medio ambiente tiene un impacto ambiental negativo asociado, el que, considerando el elevado flujo generado por la planta, es alto.

También, de los resultados obtenidos, se observa que, en comparación con la disposición de los residuos en rellenos sanitarios, su transporte genera emisiones de GEI mucho menores.

Por otro lado, con el proyecto se logran las siguientes disminuciones en la generación de lixiviados:

ⁱ Parte del CO_2 generado proviene de la combustión de los plásticos (origen fósil), sin embargo, la mayoría se produce a partir del contenido orgánico de los lodos.

Tabla 52: Disminución en la generación de lixiviados para cada caso.

Caso	Disminución en la generación de lixiviados
Caso 1	93,12%
Caso 2	78,34%
Caso 3	82,66%

Para determinar esta generación, se utiliza una razón promedio de lixiviados por tonelada de residuos dispuesta, la que no considera las diferencias en la naturaleza de estos. Comparado con los plásticos y residuos generados en la incineración, el lodo tiene un alto contenido orgánico, por lo que, en un relleno sanitario, produce un mayor flujo de lixiviados. A partir de lo anterior y los flujos de residuos a disponer, la generación para el caso actual podría estar subestimada; y para el caso con proyecto, sobreestimada [10][11].

Por otra parte, el proyecto logra una disminución del terreno utilizado, como se muestra en la Tabla 53.

Tabla 53: Disminución el terreno utilizado para cada caso.

Caso	Disminución del terreno utilizado
Caso 1	88,7%
Caso 2	54,2%
Caso 3	62,21%

Esta estimación se realiza a 15 años, sin embargo, la planta podría estar en operación durante un periodo más extenso. Considerando un horizonte temporal más largo, la diferencia entre el impacto del caso actual y con proyecto sería mayor, debido a que el terreno requerido para la disposición aumenta y el espacio utilizado por la planta se mantiene.

Además, a partir de la estimación de lixiviados generados y del terreno utilizado (Tabla 52 y Tabla 53), se aprecia que mientras más alta sea la capacidad de la planta, mayor es la diferencia entre los impactos del caso actual y con proyecto.

Finalmente, es importante destacar que el PCG, la generación de lixiviados y el terreno utilizado no son los únicos impactos ambientales. La actual disposición de lodos y el proyecto en estudio tienen otros efectos, sin embargo, solo se cuantificaron los principales.

6. Discusiones generales

En primer lugar, se debe considerar que el proyecto en estudio se encuentra en la fase de prefactibilidad, por lo que existe una alta incertidumbre. Los resultados obtenidos son preliminares, pues podrían existir imprecisiones en las estimaciones y supuestos planteados.

Como parte de los supuestos de la evaluación técnica, se consideran solo las principales reacciones involucradas en el proceso, lo que implica que, en las salidas, no existan gases tóxicos ni vapores metálicos. Se considera esto como un supuesto fuerte, debido a que, si estos se generaran, el sistema de tratamiento evaluado sería insuficiente, por lo que se deberían agregar equipos más específicos.

Las principales ventajas de la propuesta en comparación con el escenario actual corresponden a una alta disminución en la generación de lixiviados y el terreno utilizado, además de la valorización de un residuo en un proceso con bajos costos operacionales. Como desventajas, el proceso aumenta las emisiones de GEI y requiere una alta inversión, que implica que la evaluación económica sea desfavorable debido a los bajos ingresos. Para todos los casos planteados, se obtuvo un VAN negativo, sin embargo, para el caso 1, el valor absoluto del resultado obtenido es menor al CAPEX, es decir, parte de la inversión se recupera. Para los casos 2 y 3, en cambio, esto no ocurre, pues se obtiene un VAN que, en módulo, es similar a la inversión. Con esto, se verifica que este tipo de proyectos se ve favorecido por las economías de escala, siendo mejor evaluados los escenarios en que se tratan mayores flujos. Además, cabe destacar que el resultado obtenido es de acuerdo a lo esperado en proyectos de tratamiento de residuos, debido a que esta evaluación no incluye los beneficios sociales y ambientales asociados.

Si bien el IPPC no considera relevantes para el cambio climático las emisiones generadas en este tipo de procesos, los GEI, independiente de su origen, son perjudiciales para el medio ambiente. Por esto, se debe estudiar de forma más detallada el PCG, comparándolo con otras tecnologías de generación de energía eléctrica. Considerando la potencia generada en cada caso, se pueden evaluar las emisiones en comparación con las fuentes convencionales más comunes, como, por ejemplo, las termoeléctricas.

A partir del análisis de sensibilidad, se determina que el proyecto sería rentable, para el primer caso, si el CAPEX disminuyera, o si el costo por disposición de residuos en Chile aumentara. Para el caso 2 y 3 no se obtuvo ningún escenario favorable, debido a que, como ya se mencionó anteriormente, los ingresos no equiparan la inversión. Considerando esto, y que el lodo es un residuo que se genera de forma transversal en todo el país y produce negativos impactos en el medio ambiente, se recomienda estudiar tecnologías con un menor costo de inversión. Además, el gobierno debiera evaluar la posibilidad de incorporar un impuesto específico a la disposición de residuos, debido a que el bajo costo que esto tiene actualmente no favorece ni promueve las alternativas de tratamiento. En países europeos, el costo por disponer residuos llega a ser un 700% mayor que en Chile, por lo que la mayor parte de estos son reciclados o valorizados.

Finalmente, se sugiere cuantificar los beneficios sociales que el proyecto conlleva. Además, mediante la utilización de otras herramientas de evaluación de proyectos, como el VAN social, estudiar si los impactos en el ámbito social y ambiental contrarrestan la inversión, con lo que el resultado de la evaluación podría ser diferente.

7. Conclusiones

El trabajo desarrollado busca estudiar la factibilidad de implementar el proceso Thermylis® de incineración de lodos patentado por la empresa Suez en Chile.

Para esto, se realizó una evaluación técnica, económica y ambiental de distintos casos en diferentes regiones de Chile, los que fueron determinados considerando la población residente, el número de sitios de disposición final, y la generación y destino de los residuos. Específicamente, los casos de estudio seleccionados son los siguientes:

- Caso 1: Región Metropolitana de Santiago – Gran Santiago
- Caso 2: Región del Libertador General Bernardo O’Higgins – Rancagua y alrededores
- Caso 3: Región del Biobío – Gran Concepción y alrededores

Para cada uno de ellos, se consideran los lodos generados en las principales plantas de tratamiento de aguas servidas, con lo que los flujos son $1.158 \left[\frac{t}{día} \right]$, $105 \left[\frac{t}{día} \right]$ y $249 \left[\frac{t}{día} \right]$, respectivamente.

Con el objetivo de aumentar el poder calorífico del lodo, se estudiaron distintas opciones de alimentación consistentes en mezclas de estos con distintos residuos sólidos. El primer escenario corresponde al lodo alimentado solo, mientras que el segundo incluye una coalimentación de plásticos. Adicionalmente, para el caso 3, se estudia un tercer escenario correspondiente a una coalimentación de biomasa celulósica proveniente de residuos del sector forestal, debido a su alta disponibilidad en la región.

La evaluación técnica realizada incluye el cálculo de los balances de masa y dimensionamientos de los equipos principales, la estimación de las emisiones producidas y la potencia generada en cada caso. El balance de masa global tiene un error asociado, sin embargo, este no es significativo y se debe a las aproximaciones y supuestos considerados. Para todos los dimensionamientos se obtuvieron resultados de acuerdo a equipos industriales, siendo más grandes aquellos que requieren mayores capacidades.

Por otro lado, la eficiencia de recuperación energética calculada es menor a la esperada para Thermylis®, es decir, se obtuvo una generación de potencia más baja. Además, se determinó que los residuos del proceso corresponden a sólidos generados en el tratamiento de los RILes y cenizas de fondo del reactor, los que pueden ser dispuestos en un relleno sanitario. Con respecto a las emisiones gaseosas, en todos los casos se cumple la normativa ambiental vigente (D29, MMA).

A partir de lo anterior, para todos los casos se selecciona el escenario con una coalimentación de plásticos, debido a que, por el alto poder calorífico de estos, son los más favorables desde el punto de vista energético.

Para realizar la evaluación económica, se definieron los aspectos centrales de dos modelos de negocio. En el primero, la sanitaria se encarga de tratar el lodo que genera y recibe residuos plásticos de otras empresas. En el segundo, la planta pertenece a una empresa privada que presta el servicio de tratamiento de lodos a sanitarias y tratamiento de plásticos a otras industrias. En ambos modelos, la electricidad generada es inyectada al SIC.

Mediante la estimación de los valores de la inversión, costos operacionales e ingresos, se obtuvo que el CAPEX es muy alto en comparación a los OPEX e ingresos. Luego, a partir de un flujo de caja puro a 15 años, se obtuvieron valores similares para el VAN en ambos modelos planteados: -195 [MUSD] para el

caso 1, -45 [MUSD] para el caso 2, y -73 [MUSD] para el caso 3. Además, se realizó un análisis de sensibilidad, a partir del cual se determinó que el costo por disposición es el parámetro más crítico en el proyecto.

Considerando lo anterior, el proyecto no es viable desde el punto de vista económico en los escenarios planteados, debido a la alta inversión requerida por Thermylis® y el bajo costo por disponer residuos en Chile.

La evaluación ambiental se realiza para comparar el escenario actual y el proyecto en estudio. Se cuantifican los principales impactos, que corresponden al potencial de calentamiento global, la generación de lixiviados y el terreno utilizado. Con la reducción en la masa de los residuos a disponer, se logra disminuir la generación de lixiviados en un 93% en el caso 1, 78% en el caso 2 y 83% en el caso 3. Además, para los tres casos se reduce el terreno utilizado en 15 años en un 89%, 54% y 62%, respectivamente. De estos resultados, se observa que, mientras más alta es la capacidad de la planta, mayor es la diferencia entre los impactos del caso actual y con proyecto.

Por otra parte, se obtiene que el proyecto propuesto aumenta las emisiones de gases de efecto invernadero, sin embargo, el 97% de estas son generadas directamente por el proceso de incineración, por lo que, según el IPCC, no deben ser consideradas relevantes para el cambio climático. A pesar de lo anterior, estas emisiones tienen un impacto ambiental negativo, por lo que deben ser mitigadas.

Finalmente, se recomienda realizar una evaluación que incluya los beneficios sociales y ambientales que el proyecto implica, utilizando, por ejemplo, la herramienta del VAN Social.

Glosario

CAPEX	Gastos de capital (<i>Capital expenditures</i>)
CEMS	Sistema de monitoreo continuo de emisiones (<i>Continuous emissions monitoring system</i>)
CIF	Costo, seguro y flete (<i>Cost, insurance and freight</i>)
CNE	Comisión Nacional de Energía
D29	Decreto 29 del Ministerio del Medio Ambiente
ERNC	Energías Renovables No Convencionales
FOB	Libre a bordo (<i>Free on board</i>)
GEI	Gas de efecto invernadero
IPCC	Panel Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (<i>Intergovernmental Panel on Climate Change</i>)
MMA	Ministerio del Medio Ambiente
MP	Material particulado
OPEX	Gastos operacionales (<i>Operating expenditures</i>)
PCG	Potencial de calentamiento global
PMGD	Pequeños Medios de Generación Distribuidos
PTAS	Planta de tratamiento de aguas servidas
RILes	Residuos industriales líquidos
RSU	Residuos sólidos urbanos
SIC	Sistema Interconectado Central
TEQ	Factor tóxico equivalente para mamíferos de la Organización Mundial de la Salud de 1998
VAN	Valor actual neto

Nomenclatura

a	Superficie específica del lecho
Ar	Número de Arrhenius
A_t	Área de transferencia
B	Parámetro característico de la razón entre el líquido y el gas (<i>venturi</i>)
C_c	Factor de corrección de Cunningham
C_D	Coefficiente de arrastre para el líquido a la entrada de la garganta del <i>venturi</i>
C_i	Concentración de la especie i
C_i^c	Concentración de la especie i corregida para el Decreto 29
C_i^m	Concentración de la especie i medida para el Decreto 29
C_p	Calor específico
d	Diámetro del equipo
D	Difusividad del reactante gaseoso (oxígeno) en fase gas
d_c	Diámetro de la carcasa del intercambiador de calor
d_d	Diámetro de gota
d_p	Diámetro de partícula
d_{pg}	Diámetro aerodinámico geométrico promedio
D_s	Difusividad efectiva del reactante gaseoso (oxígeno) a través del sólido
d_t	Diámetro de los tubos del intercambiador de calor
f	Flujo volumétrico total
F	Flujo másico total
\mathcal{F}	Factor de corrección de la media logarítmica de las diferencias de temperatura
\mathcal{F}_e	Factor de emisiones
F_i	Flujo másico de la especie/corriente i
F_p	Factor de empaquetamiento
g	Aceleración de gravedad
G	Flujo molar del gas
\bar{G}	Flujo específico de gas
h	Coefficiente de transferencia
h	Entalpía específica

k	Conductividad térmica
\tilde{k}	Constante efectiva de la reacción heterogénea de oxidación del carbono sólido
k_i	Constante cinética de la reacción i
K_{pg}	Parámetro inercial para el diámetro medio (<i>venturi</i>)
L	Altura del lecho (reactor)
L	Flujo molar del líquido
\dot{n}	Flujo molar total
Nu	Número de Nusselt
P	Presión
PCG	Potencial de calentamiento global
PCI	Poder calorífico inferior
PCS	Poder calorífico superior
Pr	Número de Prandtl
$\bar{P}t$	Penetración general de la garganta del <i>venturi</i>
\dot{Q}	Flujo de calor
R	Constante de los gases ideales
r_i	Cinética de la reacción i
Re	Número de Reynolds
S	Sección transversal del equipo
S_l	Sección transversal del lecho
T	Temperatura
T_{sat}	Temperatura de saturación
u	Velocidad del fluido
U	Coefficiente global de transferencia de calor
\dot{W}	Potencia
x	Calidad (turbina)
x	Fracción molar del soluto en el líquido
y	Fracción molar del soluto en el gas
z	Altura

Letras griegas

α	Coefficiente estequiométrico de la reacción heterogénea de oxidación del carbono sólido
ΔP	Caída de presión
ΔT_{ml}	Media logarítmica de las diferencias de temperatura
ΔT_1	Gradiente de temperaturas en el extremo caliente del intercambiador
ΔT_2	Gradiente de temperaturas en el extremo frío del intercambiador
ε	Porosidad del lecho expandido
Z	Relación de los intervalos de temperatura en intercambiadores de paso múltiple
η	Eficiencia de recuperación energética del proceso
η_H	Efectividad de calentamiento en intercambiadores de paso múltiple
η_V	Eficiencia de recolección del <i>scrubber venturi</i>
λ'	Diferencia promedio de la entalpía entre el líquido y el vapor
λ_c	Longitud de onda de la ondulación más pequeña que crece sobre la superficie horizontal plana
λ_{vap}	Calor latente de vaporización del agua
μ	Viscosidad dinámica
ν	Viscosidad cinemática
ρ	Densidad
σ	Tensión interfacial entre el líquido y el vapor
ϕ_s	Factor de esfericidad

Subíndices

c	Fluido frío
cal_l	Calentamiento del agua líquida
cal_v	Calentamiento del vapor de agua
ext	Pared externa
f	Líquido saturado
f_l	Fluido frío – líquido
f_v	Fluido frío – vapor
fg	Diferencia de propiedades de líquido saturado y vapor saturado
g	Fluido gaseoso

<i>gt</i>	Garganta del <i>venturi</i>
<i>h</i>	Fluido caliente
<i>in</i>	Estado inicial o a la entrada
<i>int</i>	Pared interna
<i>l</i>	Agua líquida
<i>mf</i>	Condiciones de mínima fluidización
<i>ms</i>	Base seca
<i>out</i>	Estado final o a la salida
<i>s</i>	Sólidos
<i>sat</i>	Saturado
<i>v</i>	Vapor de agua
<i>vap</i>	Cambio de fase (vaporización)
<i>w</i>	Residuos

Bibliografía

- [1] Ministerio del Medio Ambiente - Gobierno de Chile, "Informe del Estado del Medio Ambiente. Capítulo 13: Residuos." pp. 326–357, 2016.
- [2] Naciones Unidas, "Objetivos de Desarrollo Sostenible: 17 objetivos para transformar nuestro mundo. Objetivo 12: Garantizar modalidades de consumo y producción sostenibles." [Online]. Available: <http://www.un.org/sustainabledevelopment/es/sustainable-consumption-production/>. [Accessed: 20-Nov-2017].
- [3] Ministerio del Medio Ambiente - Gobierno de Chile, "Tercer Reporte del Estado del Medio Ambiente. Capítulo 6: Residuos," 2017.
- [4] Suez, "SUEZ degremont water handbook: Water and generalities." [Online]. Available: <https://www.suezwaterhandbook.com/water-and-generalities>. [Accessed: 10-Apr-2018].
- [5] N. Oropeza García, "Lodos residuales : estabilización y manejo," Universidad de Quintana Roo, 2006.
- [6] Ministerio Secretaría General de la Presidencia de la República - Gobierno de Chile, "Decreto 4 - Reglamento para el manejo de lodos generados en plantas de tratamiento de aguas servidas." Biblioteca del Congreso Nacional de Chile, 2009.
- [7] Suez, "SUEZ degremont water handbook: Sludge." [Online]. Available: <https://www.suezwaterhandbook.com/water-and-generalities/what-water-should-we-treat-and-why/sludge>. [Accessed: 27-Mar-2018].
- [8] I. C. Granados González, "Generación, caracterización y tratamiento de lodos de EDAR," Universidad de Córdoba, 2015.
- [9] Superintendencia de Servicios Sanitarios - Gobierno de Chile, "Plantas de TAS en operación." [Online]. Available: <http://www.siss.gob.cl/577/w3-propertyvalue-3544.html>. [Accessed: 10-Apr-2018].
- [10] S. Morling, "Landfill leachate, generation, composition, and some findings from leachate treatment at Swedish plants," Stockholm, Sweden, 2007.
- [11] K. U. Heyer and R. Stegmann, "Leachate management: leachate generation, collection treatment and costs," Deutschland.
- [12] Intergovernmental Panel of Climate Change, "Climate change 2013: The physical Science Basis," 2013.
- [13] Suez, "Estudio de mercado para la valorización, recuperación y reciclaje de residuos en Chile," 2017.
- [14] United Nations, "Environment Statistics. UNSD Environmental Indicators: Waste." 2016.
- [15] Fundación de la Energía de la Comunidad de Madrid, "Guía de valorización energética de residuos." 2012.
- [16] A. Romero, "La incineradora de residuos: ¿Está justificado el rechazo social?," Universidad Complutense de Madrid, 2010.
- [17] Committee on Health Effects of Waste Incineration, Board on Environmental Studies and Toxicology, Commission on Life Sciences, and National Research Council, *Waste Incineration and Public Health*. Washinton, D.C.: National Academy Press, 2000.

- [18] J. Rodrigo, M. E. Rodrigo, and J. Ma. Fernández, *Alternativas de valorización y eliminación de residuos sólidos urbanos*. Universitat Politècnica de València, 2014.
- [19] Ministerio del Medio Ambiente - Gobierno de Chile, “Decreto 29 - Norma de emisión para incineración, coincineración y coprocesamiento.” Biblioteca del Congreso Nacional de Chile, 2013.
- [20] K. S. Woon and I. M. C. Lo, “Greenhouse gas accounting of the proposed landfill extension and advanced incineration facility for municipal solid waste management in Hong Kong,” *Sci. Total Environ.*, 2013.
- [21] Welsh Government - Natural Resources Wales, “Guidance on when a plant is a Co-Incineration Plant.” pp. 1–6, 2014.
- [22] Ministerio de agricultura pesca alimentación y medio ambiente - Gobierno de España, “Calidad y evaluación ambiental: Incineración y coincineración.” [Online]. Available: http://www.mapama.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/atmosfera-y-calidad-del-aire/emisiones/act-emis/incineracion_coincineracion.aspx. [Accessed: 07-Nov-2017].
- [23] Suez, “Thermylis: Thermal Oxidation.” Infilco, Richmond, VA 23229 USA, 2012.
- [24] J. Relea and Degremont S.A., “La incineración de lodos: una solución viable, segura y con futuro,” *Rev. Técnica del Medio Ambient.*, 2010.
- [25] Suez, “Thermylis,” *Treatment solutions*. [Online]. Available: <http://www.degremont-technologies.com/THERMYLIS-R>. [Accessed: 07-Nov-2017].
- [26] L. Takmaz, “CMPC Sludge Incineration Budget Proposal: Thermylis Fluid Bed Reactor.” Suez North America, Richmond, VA 23229 USA, 2017.
- [27] Tranter: The heat transfer people, “Stack gas reheaters,” *Power Generation: Fossil Fired Applications*. [Online]. Available: <https://www.tranter.com/markets/power-generation/fossil-fired/stack-gas-reheaters>. [Accessed: 20-Nov-2017].
- [28] F. W. Rohr and P&W Engineers Inc., “Suppression of the steam plume from incinerator stacks.” National Incinerator Conference. Columbia Engineering, pp. 216–224.
- [29] AIMPLAS - Instituto Tecnológico del Plástico, “Valorización de residuos plásticos: del desecho al combustible.” [Online]. Available: <https://www.aimplas.es/blog/valorizacion-de-residuos-plasticos-del-desecho-al-combustible>. [Accessed: 03-Jul-2018].
- [30] Ministerio de Agricultura - Gobierno de Chile, “Industria Forestal Primaria en Chile. Período 2006-2015,” *Instituto Forestal - Estadísticas Forestales*. 2015.
- [31] Instituto Nacional de Estadísticas - Chile, “Censo 2017,” 2017. [Online]. Available: <http://inechile.maps.arcgis.com/apps/webappviewer/index.html?id=69596c770c714200a7bd423f40e1b46c>. [Accessed: 23-Apr-2018].
- [32] Subsecretaría de Desarrollo Regional y Administrativo - Gobierno de Chile, “Gobierno Regional Metropolitano de Santiago.” [Online]. Available: <http://www.subdere.cl/división-administrativa-de-chile/gobierno-regional-metropolitano-de-santiago>. [Accessed: 03-Jul-2018].
- [33] Servicio de Impuestos Internos, “Actividades económicas inscritas por categoría, región y rubro (2002 - 2015).” .
- [34] ODEPA Ministerio de Agricultura - Gobierno de Chile, “Región Metropolitana - Información regional 2018.” Santiago, 2018.
- [35] Superintendencia de Servicios Sanitarios - Gobierno de Chile, “Plantas de tratamiento de aguas servidas - Región Metropolitana,” 2017. [Online]. Available: <http://www.siss.gob.cl/586/w3->

- article-5059.html. [Accessed: 10-Apr-2018].
- [36] H. Vanden Bossche, *Gerente Técnico EDAM*. PTAS El Trebal, Padre Hurtado - Santiago: 03-May-2018, 2018.
- [37] Aguas Andinas, “Reporte de sustentabilidad de aguas andinas S.A.,” 2009.
- [38] Subsecretaría de Desarrollo Regional y Administrativo - Gobierno de Chile, “Gobierno Regional de O’Higgins.” [Online]. Available: <http://www.subdere.cl/división-administrativa-de-chile/gobierno-regional-de-ohiggins>. [Accessed: 13-Jul-2018].
- [39] ODEPA Ministerio de Agricultura - Gobierno de Chile, “Región del Libertador Bernardo O’Higgins - Información regional 2018.” Rancagua, 2018.
- [40] CODELCO, “División El Teniente.” [Online]. Available: <https://www.codelco.com/elteniente>. [Accessed: 13-Jul-2018].
- [41] P. Romero Álvarez, “Incidencia de los sitios de disposición final de residuos sólidos domiciliarios y su situación actual a nivel nacional: problemáticas y consecuencias,” Universidad de Chile - Facultad de Arquitectura y Urbanismo, 2015.
- [42] Superintendencia de Servicios Sanitarios - Gobierno de Chile, “Plantas de tratamiento de aguas servidas - VI Región,” 2017. [Online]. Available: <http://www.siss.gob.cl/586/w3-article-5126.html>. [Accessed: 10-Apr-2018].
- [43] Google Maps, “Distancia entre Rancagua y Relleno Sanitario Loma Los Colorados.” [Online]. Available: <https://goo.gl/G8RXC3>. [Accessed: 17-Jul-2018].
- [44] Google Maps, “Distancia entre Rengo y Relleno Sanitario Loma Los Colorados.” [Online]. Available: <https://goo.gl/KWguE1>. [Accessed: 17-Jul-2018].
- [45] Google Maps, “Distancia entre Santa Cruz y Relleno Sanitario Loma Los Colorados.” [Online]. Available: <https://goo.gl/s96wKC>. [Accessed: 17-Jul-2018].
- [46] Google Maps, “Distancia entre San Fernando y Relleno Sanitario Loma Los Colorados.” [Online]. Available: <https://goo.gl/DepmmP>. [Accessed: 17-Jul-2018].
- [47] Superintendencia de Servicios Sanitarios - Gobierno de Chile, “Sitios de disposición final de los lodos generados en las PTAS de la VI Región (2010-2017).” Portal de Transparencia, 2018.
- [48] Subsecretaría de Desarrollo Regional y Administrativo - Gobierno de Chile, “Gobierno Regional del Biobío.” [Online]. Available: <http://www.subdere.cl/división-administrativa-de-chile/gobierno-regional-del-biobio>. [Accessed: 13-Jul-2018].
- [49] ODEPA Ministerio de Agricultura - Gobierno de Chile, “Región del Biobío - Información regional 2018.” Concepción, 2018.
- [50] Superintendencia de Servicios Sanitarios - Gobierno de Chile, “Plantas de tratamiento de aguas servidas - VIII Región,” 2017. [Online]. Available: <http://www.siss.gob.cl/586/w3-article-5139.html>. [Accessed: 10-Apr-2018].
- [51] Superintendencia de Servicios Sanitarios - Gobierno de Chile, “Sitios de disposición final de los lodos generados en las PTAS de la VIII Región (2010-2017).” Portal de Transparencia, 2018.
- [52] Google Maps, “Distancia entre Los Ángeles y Temuco.” [Online]. Available: <https://goo.gl/FkKg2x>. [Accessed: 17-Jul-2018].
- [53] Google Maps, “Distancia entre Talcahuano y Temuco.” [Online]. Available: <https://goo.gl/vbMzaK>. [Accessed: 17-Jul-2018].

- [54] L. Takmaz, *Incineration Product Manager*. Suez North America, 2018.
- [55] A. Cid Coffré, "Análisis técnico económico de planta de generación de energía eléctrica a partir de residuos sólidos municipales patra Santiago de Chile," Universidad de Chile - Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, 2016.
- [56] J. G. Yates and P. Lettieri, *Fluidized-Bed Reactors: Processes and Operating Conditions*, vol. 26. London, UK: Springer, 2016.
- [57] R. H. Perry and D. W. Green, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 8th Ed., vol. 1. McGraw-Hill, 2008.
- [58] F. Marias, A. Benzaoui, J. Vaxelaire, F. Gelix, and F. Nicol, "Fate of Nitrogen during Fluidized Incineration of Sewage Sludge. Estimation of NO and N₂O Content in the Exhaust Gas," *Energy and Fuels*, vol. 29, no. 7, pp. 4534–4548, 2015.
- [59] Y. Song *et al.*, "An Exploratory Flow Reactor Study of H₂S Oxidation at 30–100 Bar," *Int. J. Chem. Kinet.*, vol. 49, no. 1, pp. 37–52, 2017.
- [60] I. Petersen and J. Werther, "Experimental investigation and modeling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed," *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 44, no. 7, pp. 717–736, 2005.
- [61] D. Kunii and O. Levenspiel, *Fluidization Engineering*, 2nd Ed. Butterworth-Heinemann, 1991.
- [62] S. Alonso Gutierrez, "Valorización de cenizas volantes y cenizas de fondo procedentes de la incineración de residuos sólidos urbanos: Revisión bibliográfica," Universidad de Cantabria, 2015.
- [63] W. L. McCabe, J. C. Smith, and P. Harriott, *Operaciones unitarias en ingeniería química*, 7th Ed. McGraw-Hill, 2007.
- [64] Y. a. Cengel and M. E. Boles, *Termodinamica*, 7th Ed. McGraw-Hill, 2011.
- [65] QNP Power, "Back Preassure Steam Turbine." [Online]. Available: <http://www.qnpower.com/index.php?m=content&c=index&a=show&catid=87&id=90>. [Accessed: 15-Sep-2018].
- [66] J. A. Sánchez Ihl, "Diseño, especificaciones y análisis crítico de un sistema de limpieza y depuración de gases para un gasificador de biomasa del tipo flujo ascendente," Universidad de Chile - Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, 2007.
- [67] A. Zomosa Rojas, *Manual de Proyectos de Ingeniería Química*, 2nd Ed. 1996.
- [68] D. Mussatti and P. Hemmer, "Particulate Matter Controls - Wet Scrubbers for Particulate Matter (EPA-452/B-02-001)," 2002.
- [69] ITT Standard, "Heat transfer equipment - The Broadest selection available for general heating and cooling." Heat Transfer Division, New York - United States of America.
- [70] Funke, "Intercambiadores de calor de carcasa y tubos. Modelos en serie y soluciones específicas para el cliente." Quality Heat Exchangers, Leine - Alemania.
- [71] Schutte & Koerting, "Gas scrubbers." Pennsylvania - United States of America.
- [72] Suez, "Densadeg: Clarifier/Softener." Infilco, Richmond, VA 23229 USA, 2011.
- [73] Comisión Nacional de Energía - Ministerio de Energía - Gobierno de Chile, "Precio medio de mercado Sistema Eléctrico Nacional (PMM SEN)." 2018.
- [74] Ministerio de Economía Fomento y Reconstrucción - Gobierno de Chile, "Decreto 244 - Reglamento para Medios de Generación No Convencionales y Pequeños Medios de Generación establecidos en

- la Ley General de Servicios Eléctricos.” Biblioteca del Congreso Nacional de Chile, 2006.
- [75] Comisión Nacional de Energía - Ministerio de Energía - Gobierno de Chile, “Filjación de precios de nudo promedio del Sistema Eléctrico Nacional y de ajustes y recargos por la aplicación del mecanismo de equidad tarifaria residencial.” Informe técnico preliminar, Santiago, Chile, 2018.
- [76] Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía, “Situación y potencial de valorización energética directa de residuos. Estudio Técnico PER 2011 - 2020.” España, 2011.
- [77] Comisión Nacional de Energía - Ministerio de Energía - Gobierno de Chile, “Reporte de precios de combustibles en estaciones de servicio en Chile,” 2018. [Online]. Available: <http://reportes.cne.cl/>. [Accessed: 20-Oct-2018].
- [78] M. S. Peters and K. D. Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th Ed. University of Colorado: McGraw-Hill.
- [79] F. Recart Bruguere, *Circular Water Tech Product Manager*. Suez Chile, 2018.
- [80] Servicio de Impuestos Internos, “¿Qué tasa de Impuesto de Primera Categoría se aplican desde el año 1997 en adelante?,” 2016. [Online]. Available: http://www.sii.cl/preguntas_frecuentes/renta/001_002_4708.htm. [Accessed: 17-Oct-2018].
- [81] Servicio de Impuestos Internos, “¿Cuáles son los requisitos para que los bienes del activo fijo se puedan acoger a la depreciación acelerada?,” 2015. [Online]. Available: http://www.sii.cl/preguntas_frecuentes/renta/001_002_2254.htm. [Accessed: 17-Oct-2018].
- [82] Servicio de Impuestos Internos, “Resolución exenta N°43 del 26 de diciembre del 2002. Fija vida útil normal a los bienes físicos del activo inmovilizado para los efectos de su depreciación, conforme a las normas del N°5 del Artículo 31 de la Ley de Renta, contenida en el Artículo 1° del ,” 2002. [Online]. Available: <http://www.sii.cl/documentos/resoluciones/2002/reso43.htm>. [Accessed: 17-Oct-2018].
- [83] FOS Green Budget Germany and Deutsche Gesellschaft für Internationale Zusammenarbeit (GIZ) GmbH, “Instrumentos Económicos en el Sector de la Gestión de Residuos. Experiencia de Países de la OCDE y de América Latina.”
- [84] WTE Araucanía SpA, “Planta WTE Araucanía: Evaluación de Impacto Ambiental.” Lautaro, Región de La Araucanía, 2017.
- [85] Ministerio de Energía - Gobierno de Chile, “Factores de emisión asociados al Transporte vía Camiones Pesados a Combustible Diesel.” [Online]. Available: <http://huelladecarbono.minenergia.cl/transporte-camiones-a-combustibles>. [Accessed: 24-Oct-2018].
- [86] J. P. Riffo Rivas, “Análisis de ciclo de Vida para una Planta de Tratamiento de Aguas Reiduales: Potencial de Calentamiento Global generado por PTAR Talagante,” Universidad de Chile - Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, 2017.
- [87] C. Astorga del Canto, “Tratamiento de lixiviados en un relleno sanitario: propuesta y evaluación de un sistema de humedales artificiales,” Universidad de Chile - Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, 2018.
- [88] KDM Energía, “Innovación en Energías Renovables: El caso de KDM Energía y la Central a Biogás Loma Los Colorados.” Encuentro Iberoamericano sobre Medio Ambiente (EIMA). Seminario Iberoamericano de Eco Innovación Chile 2013, 2013.
- [89] Servicio de Evaluación Ambiental - Gobierno de Chile and Sernatur - Ministerio de Economía Fomento y Turismo - Gobierno de Chile, “Guía de evaluación de impacto ambiental: Valor

paisajístico en el SEIA,” Artículo 11 de la Ley N°19.300 letra E, 2013.

- [90] Intergovernmental Panel of Climate Change, “Renewable Energy Sources and Climate Change Mitigation,” 2012.
- [91] P. Morales Rojo, “Digestión anaerobia de Lodos de Plantas de Tratamiento de Aguas y su aprovechamiento. Capítulo 4: Lodos,” Universidad de las Américas Puebla, 2005.
- [92] Centro de Estudios y Experimentación de Obras Públicas - Ministerio de Fomento - Ministerio de Agricultura Alimentación y Medio Ambiente - Gobierno de España, “Catálogo de residuos utilizables en construcción: Lodos de depuradoras.” [Online]. Available: <http://www.cedexmateriales.es/catalogo-de-residuos/30/lodos-de-depuradoras/125/origen.html>. [Accessed: 02-Apr-2017].
- [93] Empresa Metropolitana de Obras Sanitarias, “Planta de tratamiento de aguas servidas La Farfana: Estudio de impacto ambiental.” Santiago, 2001.
- [94] Aguas Andinas, “Optimización del tratamiento de lodos y cogeneración de Energía a partir de biogás producido en la plantas de tratamiento de aguas servidas Mapocho - El Trebal: Declaración de impacto ambiental.” Sanitago, 2011.
- [95] Aguas Andinas S.A., “Ficha técnica biosólidos.” Santiago, 2016.
- [96] Suez, “SUEZ degremont water handbook: The Degremont Thermylis-HTFB Incinerator.” [Online]. Available: <https://www.suezwaterhandbook.com/processes-and-technologies/dewatered-sludge-treatment/thermal-processes-used-to-destroy-the-organic-matter-contained-sludge/dedicated-fluidised-bed-incineration-the-degremont-R-thermylis-htfb-incinerator>. [Accessed: 08-Jun-2018].
- [97] Superintendencia de Servicios Sanitarios - Gobierno de Chile, “Caudales de agua tratados y flujos de lodos generados en las PTAS de la VI Región (2010-1017).” Portal de Transparencia, 2018.
- [98] Empresa de Servicios Sanitarios del Libertador and Hidrosan Ingeniería, “Tratamiento de aguas servidas de las ciudades de Rancagua, Machalí y Graneros: Declaración de impacto ambiental.” Rancagua, 2000.
- [99] Empresa de Servicios Sanitarios del Bio Bio, “Mejoramiento planta de tratamiento de aguas servidas de la localidad de Rengo: Declaración de impacto ambiental.” Rengo, 2005.
- [100] Empresa de Servicios Sanitarios del Bio Bio, “Mejoramiento planta de tratamiento de aguas servidas de San Fernando: Declaración de impacto ambiental.” San Fernando, 2005.
- [101] Empresa de Servicios Sanitarios del Bio Bio, “Mejoramiento planta de tratamiento de aguas servidas de Santa Cruz: Declaración de impacto ambiental.” Santa Cruz, 2017.
- [102] F. Toro Carrasco, “Áreas potenciales para la aplicación de biosólidos en plantaciones forestales de la VI región de Chile,” Universidad de Chile - Facultad de Ciencias Forestales, 2005.
- [103] Superintendencia de Servicios Sanitarios - Gobierno de Chile, “Caudales de agua tratados y flujos de lodos generados en las PTAS de la VIII Región (2010-1017).” Portal de Transparencia, 2018.
- [104] Empresa de Servicios Sanitarios del Bio Bio and Hidrosan Ingeniería, “Diseño, construcción, montaje y operación de la planta de tratamiento de aguas servidas del gran Concepción: Declaración de impacto ambiental.” Concepción, 2001.
- [105] Empresa de Servicios Sanitarios del Bio Bio and Rivas & Asociados Consultores, “Mejoramiento de planta de tratamiento de aguas servidas Chillán: Declaración de impacto ambiental.” Chillán, 2013.
- [106] Empresa de Servicios Sanitarios del Bio Bio and Rivas & Asociados Consultores, “Mejoramiento de planta de tratamiento de aguas servidas, comuna de Los Ángeles: Declaración de impacto

ambiental.” Los Ángeles, 2014.

- [107] Universitat Politècnica de Catalunya, “Ingeniería básica de una planta de gasificación de lodo seco de EDAR.” Barcelonatech, Barcelona, pp. 1–80, 2005.
- [108] H. Zhou, A. Meng, Y. Long, Q. Li, and Y. Zhang, “Classification and comparison of municipal solid waste based on thermochemical characteristics,” *J. Air Waste Manag. Assoc.*, vol. 64, no. 5, pp. 597–616, 2014.
- [109] J. A. Conesa Ferrer, “Diseño de reactores heterogéneos. Reacciones sólido-fluido no catalíticas.” Universidad de Alicante.
- [110] J. A. Conesa Ferrer, “Diseño de reactores heterogéneos. Reactores de lecho fluidizado.” Universidad de Alicante.
- [111] A. G. Vlyssides, E. M. P. Barampouti, and S. T. Mai, “Simple estimation of granule size distribution and sludge bed porosity in a UASB reactor,” *Glob. Nest J.*, vol. 10, no. 1, pp. 73–79, 2008.
- [112] J. F. Coronel Toro, “Colección de Tablas, Gráficas y Ecuaciones de Transmisión de Calor,” vol. 3. Grupo de Termotecnia - Departamento de Ingeniería Energética - Universidad de Sevilla, pp. 1–41, 2013.
- [113] K. A. Vilches Orrego, “Actualización de parámetros de diseño de intercambiadores de calor,” Pontificia Universidad Católica de Valparaíso - Facultad de Ingeniería, 2013.
- [114] C. Haslego, “Packed column design,” *Cheresources*, 2010. [Online]. Available: <http://www.cheresources.com/content/articles/separation-technology/packed-column-design?pg=2>. [Accessed: 17-Sep-2018].
- [115] Centro de Estudios y Experimentación de Obras Públicas - Ministerio de Fomento - Ministerio de Agricultura Alimentación y Medio Ambiente - Gobierno de España, “Propiedades de las cenizas,” 2013. [Online]. Available: <http://www.cedexmateriales.es/catalogo-de-residuos/30/lodos-de-depuradoras/valorizacion/incineracion/132/propiedades-de-las-cenizas.html>. [Accessed: 10-Sep-2018].
- [116] Aalto University, “Design evaluation of particulate - Wet scrubbing systems,” Finland, 2015.

Anexos

A. Alternativas de tratamiento de lodos residuales

El tratamiento de lodos residuales puede estar enfocado en reducir la masa y volumen total para facilitar su transporte y posterior aprovechamiento o disposición, y/o en estabilizarlos para disminuir la actividad de fermentación y contenido de microorganismos ^{[5][7]}.

Entre las principales opciones de tratamiento de lodos residuales, se destacan las siguientes ^{[5][8][18][91][92]}:

- Estabilización química con cal: En este tratamiento se añade cal a los lodos residuales para elevar su pH sobre 12. En estas condiciones, los microorganismos no mantienen sus funciones metabólicas, por lo que se disminuye la actividad de fermentación de los residuos y la concentración de vectores infecciosos.
- Digestión aerobia: Es un tratamiento biológico en que se utiliza la materia orgánica contenida en los lodos como sustrato para el crecimiento de bacterias aerobias, con el fin de estabilizarlos y reducir su volumen. Los principales productos generados de esta descomposición son agua, dióxido de carbono, compuestos inorgánicos y materia orgánica no digerida.
- Digestión anaerobia: Es la degradación del contenido orgánico de los lodos en ausencia de oxígeno, por acción de bacterias anaerobias. Debido a la falta de oxígeno, estos microorganismos entran en fase endógena, obteniéndose como principales productos metano y dióxido de carbono. Es el tratamiento más utilizado, y logra reducir entre un 40 y 60% los sólidos orgánicos presentes.
- Compostaje: Corresponde a un proceso de descomposición biológica en condiciones aeróbicas controladas que permiten el desarrollo de temperaturas termofílicas como resultado del calor generado para producir un producto estable y libre de patógenos que puede ser aplicado al suelo. Su objetivo final es la estabilización de la materia orgánica contenida, favoreciendo su posterior reutilización en la agricultura y recuperación de suelos.
- Incineración: Es una técnica de valorización energética mediante combustión controlada con oxígeno en exceso, en que el material orgánico se oxida a altas temperaturas, generando cenizas y gases de combustión. Con este tratamiento se logra disminuir el volumen de los lodos en un 90%, eliminando olores y patógenos presentes.
- Deshidratación: Corresponde a una operación física utilizada para disminuir la humedad de los lodos residuales, y, en consecuencia, su volumen, confiriéndoles una consistencia que los hace fácilmente manejables. Con este tipo de tratamientos se alcanza una sequedad mínima del 20%. Generalmente, se utiliza previo a procesos de secado térmico o incineración, ya que, al disminuir la humedad, se aumenta el poder calorífico. Los equipos más utilizados son filtros prensa y centrífugas.
- Secado térmico: Es un tratamiento que se basa en la aplicación de energía térmica para evaporar el agua no separable de la materia seca por medios mecánicos. Considerando que el costo de la energía térmica tiene un valor más elevado que la energía mecánica, esta operación generalmente es antecedido por una deshidratación mecánica. Con un túnel de secado se logra disminuir el volumen de los lodos en un 65%, eliminando potenciales patógenos y obteniendo un producto estable que puede ser dispuesto o utilizado como fuente de energía.

Las opciones de tratamiento descritas pueden ser utilizadas de forma complementaria, no siendo excluyentes entre sí ^[5].

B. PTAS por región

B.1. PTAS Región Metropolitana de Santiago

Tabla 54: Sistemas de tratamiento de aguas servidas Región Metropolitana ^[35].

Empresa	Nombre Planta	Localidad que Atiende	Tipo de Tecnología
Aguas Andinas S.A.	PTAS Buin – Maipo	Buin poniente, Maipo	SBR
	PTAS Curacaví	Curacaví	SBR
	PTAS El Monte	El Monte, El Paico, Lo Chacon	SBR
	PTAS El Trebal	Gran Santiago (zona sur)	Lodos Activados
	PTAs La Farfana	Gran Santiago (zona central)	Lodos Activados
	PTAS Melipilla	Melipilla	SBR
	PTAS Paine	Paine, Buin oriente, Linderos, Alto Jahuel	Lodos Activados
	PTAS Pomaire	Pomaire	Laguna Aireadas
	PTAS San José de Maipo	San José de Maipo	Lodos Activados
	PTAS Talagante	Talagante, Padre Hurtado, Calera de Tango, Malloco, Peñaflo	Biofiltro
	PTAS Til – Til	Til – Til	SBR
	PTAS Valdivia de Paine	Valdivia de Paine	Primario y Desinfección
Aguas Manquehue S.A.	PTAS Los Trapenses	Los Trapenses	Lodos Activados
Sembcorp Aguas Santiago S.A.	PTAS Santa Luz	Pan de Azucar	Lodos Activados
Aguas Santiago Poniente S.A.	PTAS Barrancas	ENEA Parque de Negocios	Lodos Activados
BCC S.A.	PTAS Santo Tomás	Lampa	Lodos Activados
EMAPAL S.A.	PTAS Lomas de Lo Aguirre	Lomas de Lo Aguirre	Lodos Activados
Explotaciones Sanitarias ESSA S.A.	PTAS Quilicura	Quilicura, Lampa	Lagunas Aireadas
Melipilla Norte S.A.	PTAS Villa Galilea	Villa Galilea	Lodos Activados
	PTAS El Parronal	El Parronal	Lodos Activados
SELAR S.A.	PTAS Larapinta	Hacienda Urbana Larapinta	Lodos Activados
SEPPRA S.A.	PTAS Jardín Lo Prado	Ciudad de Los Valles	Lodos Activados
Huertos Familiares S.A.	PTAS El Manzano	El Manzano (Til – Til)	Lodos Activados

Tabla 54: Sistemas de tratamiento de aguas servidas Región Metropolitana ^[35] (continuación).

Empresa	Nombre Planta	Localidad que Atiende	Tipo de Tecnología
Sembcorp Aguas Chacabuco S.A.	PTAS La Cadellada	Batuco	Lagunas Aireadas
Sembcorp Aguas Lampa S.A.	PTAS Las Higueras	Lampa	Lodos Activados
ESS La Estación S.A. (ESSESA)	PTAS Jardín de La Estación	Conjunto Habitacional Jardines de La Estación	Lodos Activados
Izarra De Lo Aguirre	PTAS Izarra	Sector de Lo Aguirre (Pudahuel)	Lodos Activados
ESS San Isidro S.A. (ESSSI)	PTAS Padre Hurtado	Puertas de Padre Hurtado	Lombrifiltro
Aguas San Pedro S.A.	PTAS Estación Buin	Sector Estación Buin	Lodos Activados
La Leonera S.A.	PTAS La Leonera	Centro de Sky La Parva	Lodos Activados
Aguas San Pedro S.A.	PTAS TRACHISA	Colina	Lodos Activados
Aguas Santiago Norte S.A.	PTAS Hacienda Batuco	Batuco	Lodos Activados

B.2. PTAS VI Región del Libertador General Bernardo O'Higgins

Tabla 55: Sistemas de tratamiento de aguas servidas VI Región ^[42].

Empresa	Nombre Planta	Localidad que Atiende	Tipo de Tecnología
ESSBIO S.A.	PTAS Chepica	Chepica	Lagunas Aireadas
	PTAS Chimbarongo	Chimbarongo	Lodos Activados
	PTAS Coltauco	Coltauco	Lodos Activados
	PTAS Doñihue	Doñihue, Lo Miranda	Lagunas Aireadas
	PTAS Las Cabras	Las Cabras	Lagunas Aireadas
	PTAS Lolol	Lolol	Lagunas Aireadas
	PTAS Malloa	Malloa	Lodos Activados
	PTAS Nancagua	Nancagua	Lagunas Aireadas
	PTAS Olivar Alto	Olivar Alto	Lagunas Aireadas
	PTAS Peralillo VI	Peralillo	Lagunas Aireadas
	PTAS Peumo	Peumo	Lodos Activados
	PTAS Pichidegua	Pichidegua	Lagunas Aireadas
	PTAS Pichilemu	Pichilemu	Lodos Activados
	PTAS Placilla VI	Placilla	Lagunas Aireadas
	PTAS Población	Población	Lodos Activados
PTAS Rancagua	Rancagua, Machalí, Graneros	Lodos Activados	

Tabla 55: Sistemas de tratamiento de aguas servidas VI Región ^[42] (continuación).

Empresa	Nombre Planta	Localidad que Atiende	Tipo de Tecnología
ESSBIO S.A.	PTAS Rengo	Rengo, Pelequen, Rosario	Lodos Activados
	PTAS Requinoa	Requinoa	Lodos Activados
	PTAS San Fernando	San Fernando	Lodos Activados
	PTAS Quinta de Tilcoco	Quinta de Tilcoco	Lagunas Aireadas
	PTAS San Francisco	San Francisco de Mostazal, Codegua, La Punta	Lodos Activados
	PTAS San Vicente	San Vicente de Tagua Tagua	Lodos Activados
	PTAS Santa Cruz	Santa Cruz, La Palmilla	Lodos Activados

B.3. PTAS VIII Región del Biobío

Tabla 56: Sistemas de tratamiento de aguas servidas VIII Región ^[50].

Empresa	Nombre Planta	Localidad que Atiende	Tipo de Tecnología
Aguas San Pedro S.A.	ES Parque Industrial Coronel	Parque Industrial Coronel	Emisario Submarino
	PTAS Las Mariposas	Las Mariposas	Lodos Activados
ESSBIO S.A.	ES Coronel Norte	Coronel Norte	Emisario Submarino
	ES Coronel Sur	Coronel Sur	Emisario Submarino
	ES Lebu	Lebu	Emisario Submarino
	ES Lota	Lota	Emisario Submarino
	ES Penco	Penco	Emisario Submarino
	ES San Pedro	San Pedro de la Paz	Emisario Submarino
	Es San Vicente	Talcahuano	Emisario Submarino
	ES Tome	Tome	Emisario Submarino
	PTAS Arauco	Arauco	Lodos Activados
	PTAS Bulnes	Bulnes	Lodos Activados
	PTAS Cabrero	Cabrero	Lodos Activados
	PTAS Cañete	Cañete	Lodos Activados
	PTAS Chillán	Chillán	Lodos Activados
	PTAS Cobquecura	Cobquecura	Lodos Activados
	PTAS Coelemu	Coelemu	Lodos Activados
PTAS Coihueco	Coihueco	Lodos Activados	

Tabla 56: Sistemas de tratamiento de aguas servidas VIII Región ^[50] (continuación).

Empresa	Nombre Planta	Localidad que Atiende	Tipo de Tecnología
ESSBIO S.A.	PTAS Contulmo	Contulmo	Lodos Activados
	PTAS Curanilahue	Curanilahue	Lagunas Aireadas
	PTAS Dichato	Dichato	Lodos Activados
	PTAS El Carmen	El Carmen	Lagunas Aireadas
	PTAS Florida	Florida	Lagunas Aireadas
	PTAS Gran Concepción	Concepción, Chiguayante, Talcahuano, Hualpén	Lodos Activados
	PTAS Hualqui	Hualqui	Lodos Activados
	PTAS Huepil	Huepil, Tucapel	Lodos Activados
	PTAS Los Alamos	Los Alamos	Lodos Activados
	PTAS Los Ángeles	Los Ángeles	Lodos Activados
	PTAS Monte Águila	Monte Águila	Lodos Activados
	PTAS Mulchen	Mulchen	Lodos Activados
	PTAS Nacimiento	Nacimiento	Lodos Activados
	PTAS Negrete	Negrete	Lagunas Estabilización
	PTAS Ninhue	Ninhue	Lagunas Aireadas
	PTAS Ñipas	Ñipas	Lodos Activados
	PTAS Pemuco	Pemuco	Lodos Activados
	PTAS Pinto	Pinto	Lodos Activados
	PTAS Quilaco	Quilaco	Lodos Activados
	PTAS Quilleco	Quilleco	Lodos Activados
	PTAS Quillón	Quillón	Lodos Activados
	PTAS Quirihue	Quirihue	Lodos Activados
	PTAS San Carlos	San Carlos	Lodos Activados
	PTAS San Ignacio	San Ignacio	Lodos Activados
	PTAS San Rosendo	San Rosendo, Laja	Lodos Activados
	PTAS Santa Barbara	Santa Barbara	Lodos Activados
	PTAS Santa Clara	Santa Clara	Lodos Activados
	PTAS Santa Juana	Santa Juana	Lodos Activados
	PTAS Yumbel	Yumbel	Lodos Activados
	PTAS Yungay	Yungay	Lodos Activados
PTAS Punta de Parra	Punta de Parra	Lodos Activados	

C. Casos de estudio

C.1. Caso 1: Región Metropolitana – Gran Santiago

Se consideran, para este caso, los lodos provenientes de las principales plantas de tratamiento de aguas servidas de la región, correspondientes a La Farfana y El Trebal (anexo B.1). Ambas plantas pertenecen a la empresa Aguas Andinas S.A. y utilizan la tecnología de lodos activados para tratar las aguas residuales [35].

C.1.1. PTAS La Farfana

La Farfana, ubicada en Maipú, atiende a las comunas de la zona central de Santiago, es decir: Santiago Centro, Providencia, Macul, Ñuñoa, La Reina, San Joaquín, Pedro Aguirre Cerda, Peñalolén, La Granja, Quinta Normal, San Ramón, San Miguel, La Cisterna, Lo Espejo, parte de las comunas Estación Central, La Florida, Las Condes, Pudahuel y Lo Prado [35].

En esta planta se trata un caudal de agua promedio de $760.320 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right]$, generando un flujo de $551,05 \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right]$ de lodos deshidratados [36].

La línea de lodos de la planta comienza con un espesado de los lodos provenientes de la línea de agua, donde se aumenta el porcentaje de materia sólida hasta obtener humedades del 85%. Posteriormente, se realiza una digestión anaerobia produciendo un lodo estabilizado, que finalmente es deshidratado en centrífugas hasta alcanzar una humedad del 75% [36][93].

C.1.2. PTAS El Trebal

La PTAS El Trebal, ubicada en Padre Hurtado, atiende las comunas de la zona sur de Santiago, es decir: Puente Alto, La Pintana, El Bosque, San Bernardo, Maipú, Cerrillos, Rinconada de Maipú, parte de La Florida y Estación Central [35].

Esta planta trata un caudal promedio de $662.937 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right]$ de agua, y genera un flujo de $607,04 \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right]$ de lodos deshidratados [36].

La línea de lodos de esta planta es similar a la de La Farfana, pero incluye, luego del espesado, un acondicionamiento de los lodos. Esta etapa corresponde a una hidrólisis térmica que permite una mayor y más rápida degradación de la materia orgánica posteriormente en el digestor [36][94].

C.1.3. Centro Integral de Gestión de Biosólidos El Rutal

Actualmente, el 70% de los lodos generados en las plantas La Farfana y El Trebal son llevados al Centro Integral de Gestión de Biosólidos El Rutal, ubicado en Til Til, perteneciente a la empresa Aguas Andinas

S.A. El 30% restante se dispone en el relleno sanitario Loma Los Colorados, ubicado en la misma comuna [36][37].

El Rutal cuenta con canchas para el acopio y secado de los lodos, además de un monorrelleno especial para este tipo de residuos. También, se realiza un acondicionamiento de los lodos para su uso, tanto interno como externo, en silvicultura, agricultura y recuperación de suelos [37].

A pesar de que esta alternativa disminuye la dependencia con respecto a los rellenos sanitarios, no evita los efectos ambientales asociados a la disposición final de los lodos. Además, el centro tiene capacidad para almacenar los lodos generados en ambas plantas solo hasta el año 2020, por lo que la empresa debe buscar alternativas de valorización para los que se generen a partir de tal año [36].

C.1.4. Análisis lodo

Considerando la generación de las dos plantas, se tiene un flujo total de 1.158,09 $\left[\frac{t}{\text{día}}\right]$ de lodo deshidratado, con una humedad promedio del 75%, es decir, 289,52 $\left[\frac{t}{\text{día}}\right]$ de lodo seco.

Se considera para estos lodos el análisis elemental presentado en la Tabla 57.

Tabla 57: Análisis elemental en base seca de los lodos del caso 1 [95].

Parámetro	Valor
Cenizas	33,6%
Carbono (C)	32,76%
Hidrógeno (H)	5,08%
Oxígeno (O)	22,91%
Nitrógeno (N)	3,59%
Azufre (S)	1,59%
Cloro (Cl)	0,47%

Para obtener el poder calorífico de los lodos a partir del análisis elemental, se utilizan las fórmulas de Dulong [96]:

$$PCS_{ms} \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right] = \left[35,96 \cdot C + 142,69 \cdot \left(H - \frac{O}{8}\right) + 9,21 \cdot S\right] \quad (11)$$

$$PCI_{ms} \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right] = PCS_{ms} - 2,48 \cdot (9 \cdot H + \text{Humedad}) \quad (12)$$

Donde PCS_{ms} es el poder calorífico superior en base seca y PCI_{ms} poder calorífico inferior en base seca.

Reemplazando los datos de la Tabla 57 en las ecuaciones (11) y (12), se obtiene que los lodos correspondientes a este caso tienen un poder calorífico superior de 14,5 $\left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right]$ y un poder calorífico inferior de 11,48 $\left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}}\right]$, ambos en base seca.

C.1.5. Escenarios

Caso 1a

Este escenario corresponde al flujo de lodos ya mencionado, sin ninguna coalimentación. Es decir, la alimentación corresponde a $1.158,09 \left[\frac{t}{día} \right]$ de lodos deshidratados con un 75% de humedad, un poder calorífico superior en base seca de $14,5 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$ y un poder calorífico inferior en base seca de $11,48 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$.

Caso 1b

Este escenario corresponde al lodo con una coalimentación formada por una mezcla de plásticos, en específico, polipropileno (PP), polietileno de baja densidad (LDPE) y poliestireno (PS).

Se considera un flujo de plásticos secos de $53,5 \left[\frac{t}{día} \right]$, con un poder calorífico superior de $47,05 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$ y un poder calorífico inferior de $44,26 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$, ambos en base seca (anexo D.1). El flujo de estos residuos fue determinado por expertos en Thermylis®, de acuerdo a su disponibilidad y a las limitaciones del proceso [13][54].

C.2. Caso 2: Región de O'Higgins – Rancagua y alrededores

Para este caso, se consideran los lodos de las plantas de tratamiento de aguas servidas de las principales ciudades de la región, correspondientes a las PTAS Rancagua, PTAS Rengo, PTAS San Fernando y PTAS Santa Cruz (anexo 0). Estas plantas pertenecen a la empresa ESSBIO S.A. y utilizan la tecnología de lodos activados [42].

C.2.1. PTAS Rancagua

La PTAS Rancagua atiende a aproximadamente 400.000 habitantes, de las localidades de Rancagua, Machalí y Graneros. Trata un caudal de agua promedio de $64.109 \left[\frac{m^3}{día} \right]$ y genera un flujo de lodos deshidratados de $76,5 \left[\frac{t}{día} \right]$ [42][97].

La línea de lodos de la planta comienza con un espesado mecánico, seguido de una digestión aerobia donde el lodo proveniente de la línea de agua es estabilizado. Posteriormente, se realiza una deshidratación en filtros banda y un secado natural en chanchas de secado, obteniéndose un lodo con una humedad promedio del 70% [98].

C.2.2. PTAS Rengo

La PTAS Rengo atiende a aproximadamente 55.000 habitantes, de las localidades de Rengo, Pelequén y Rosario. En esta planta se tratan en promedio $12.131 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right]$ de agua, y se generan $10,93 \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right]$ de lodos deshidratados ^{[42][97]}.

El tratamiento de los lodos en la planta comienza con un espesamiento por flotación, seguido de una digestión aerobia. Luego, mediante filtros banda, los lodos son deshidratados hasta alcanzar una humedad del 82%. Finalmente, se realiza un secado al aire en canchas de secado, hasta obtener humedades promedio del 70% ^[99].

C.2.3. PTAS San Fernando

La PTAS San Fernando atiende a la localidad del mismo nombre, de aproximadamente 70.000 habitantes. En esta planta se trata un caudal de agua promedio de $10.056 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right]$, generando un flujo de $14 \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right]$ de lodos deshidratados ^{[42][97]}.

La línea de tratamiento de lodos de esta planta es igual a la de la PTAS Rengo descrita anteriormente ^[100].

C.2.4. PTAS Santa Cruz

La PTAS Santa Cruz atiende a aproximadamente 50.000 habitantes, de las localidades de Santa Cruz y La Palmilla. Esta planta trata un caudal promedio de $10.066 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right]$ de agua, y genera un flujo de $3,74 \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right]$ de lodos deshidratados ^{[42][97]}.

La línea de lodos de la planta consiste en un espesamiento por gravedad y posterior deshidratación en un filtro banda, obteniéndose un lodo con una humedad promedio del 82% ^[101].

C.2.5. Destino actual del lodo

Como se mencionó anteriormente, el único relleno sanitario de la Región de O'Higgins no recibe estos residuos, por lo que, hasta el año 2015, los lodos generados por las cuatro plantas descritas eran trasladados a la Región Metropolitana para ser dispuestos en el relleno sanitario Santa Marta. Sin embargo, debido al incendio ocurrido en este recinto en enero del año 2016, el relleno dejó de recibir este tipo de residuos. Actualmente, estos son dispuestos en el relleno sanitario Loma Los Colorados de la empresa KDM, en la Región Metropolitana ^{[41][47]}.

Lo anterior significa un problema para la empresa ESSBIO S.A., debido a que los lodos deben ser trasladados más de 150 [km], lo que tiene grandes implicancias económicas y ambientales ^{[43]-[46]}.

C.2.6. Análisis lodo

Considerando la generación de las cuatro plantas, se tiene un total de $105,16 \left[\frac{t}{día} \right]$ de lodo deshidratado, con una humedad promedio del 71%, es decir $31,1 \left[\frac{t}{día} \right]$ de lodo seco.

Para estos lodos, se supone el análisis elemental presentado en la Tabla 58.

Tabla 58: Análisis elemental en base seca de los lodos del caso 2 ^[102].

Parámetro	Valor
Cenizas	29,48%
Carbono (C)	35,15%
Hidrógeno (H)	5,52%
Oxígeno (O)	22,65%
Nitrógeno (N)	5,55%
Azufre (S)	1,25%
Cloro (Cl)	0,4%

Utilizando las fórmulas de Dulong (ecuaciones (11) y (12)) y los datos de la Tabla 58, se obtiene para este caso un poder calorífico superior de $15,96 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$ y un poder calorífico inferior de $12,94 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$, ambos en base seca.

C.2.7. Escenarios

Caso 2a

Al igual que el caso 1a, este escenario corresponde al flujo total de lodos sin coalimentación. Considerando lo anterior, esto corresponde a $105,16 \left[\frac{t}{día} \right]$ de lodo deshidratado con un 71% de humedad promedio, un poder calorífico superior en base seca de $15,96 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$ y un poder calorífico inferior en base seca de $12,94 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$.

Caso 2b

De forma análoga al caso 1b, este escenario corresponde a los lodos con una coalimentación formada por una mezcla de plásticos. Se considera un flujo de plásticos secos de $2,47 \left[\frac{t}{día} \right]$, con un poder calorífico superior de $47,05 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$ y un poder calorífico inferior $44,26 \left[\frac{MJ}{kg} \right]$, ambos en base seca (anexo D.1). El flujo de estos residuos fue determinado por expertos en Thermylis®, de acuerdo a su disponibilidad y a las limitaciones del proceso ^{[13][54]}.

C.3. Caso 3: Región del Biobío – Gran Concepción y alrededores

Para este caso, se consideran los lodos provenientes de las principales plantas de tratamiento de aguas servidas de la región, correspondientes a las PTAS Gran Concepción, PTAS Chillán y PTAS Los Ángeles (anexo 0). Las tres plantas pertenecen a la empresa ESSBIO S.A. y utilizan la tecnología de lodos activos [50].

C.3.1. PTAS Gran Concepción

La PTAS Gran Concepción, ubicada en Talcahuano, atiende a más de 500.000 habitantes, de las localidades de Concepción, Chiguayante, Hualpén y parte de Talcahuano [50].

En esta planta se trata un caudal de agua promedio de $106.789 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right]$, generando $130,69 \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right]$ de lodos deshidratados [103].

La línea de lodos de la planta comienza con un espesado de los lodos provenientes de la línea de agua, donde se aumenta el porcentaje de materia sólida. Posteriormente, se realiza una digestión anaerobia produciendo un lodo estabilizado, que finalmente es deshidratado en filtros prensa y canchas de secado hasta alcanzar humedades del 70% [104].

Debido a que ningún relleno sanitario de la región tiene capacidad para recibir la cantidad generada en esta planta, actualmente, estos lodos son llevados a Temuco para su disposición final, por lo que deben ser trasladados más de 300 [km]. Como ya se mencionó, esto conlleva un alto costo económico para la empresa ESSBIO S.A. y negativos impactos para el medio ambiente [51][53].

C.3.2. PTAS Chillán

La PTAS Chillán atiende a la ciudad del mismo nombre, de aproximadamente 200.000 habitantes. Esta planta trata un caudal promedio de agua de $50.371 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right]$, y genera un flujo de $64,31 \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right]$ de lodos deshidratados [50][103].

La línea de lodos de la planta comienza con un cribado de estos para su posterior espesamiento en tambores rotatorios. Luego, se realiza una deshidratación en decantadores centrífugos, y, finalmente, una estabilización mediante adición de cal. El lodo de salida de este proceso tiene una humedad promedio del 80% [105].

Los lodos generados en esta planta son entregados a la empresa Ecobio S.A., para su disposición final en el relleno sanitario Fundo Las Cruces, ubicado en la comuna de Chillán [51].

C.3.3. PTAS Los Ángeles

La PTAS Los Ángeles atiende a aproximadamente 190.000 habitantes de la localidad del mismo nombre. En esta, se trata un caudal de agua promedio de $44.703 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right]$ y se generan $54,41 \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right]$ de lodos deshidratados ^{[50][103]}.

El tratamiento de lodos de esta planta inicia con un espesamiento mecánico en espesadores rotatorios. Posteriormente, se realiza una digestión aerobia y deshidratación en filtros banda y una centrífuga, hasta una humedad del 78%. La línea finaliza con una estabilización mediante encalado ^[106].

Los lodos generados en esta planta son dispuestos de la misma forma que los de la PTAS Gran Concepción, pero en este caso deben ser trasladados aproximadamente 200 [km] ^{[51][52]}.

C.3.4. Análisis lodo

Considerando los lodos generados por las tres plantas, se tiene un flujo total de $249,4 \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right]$ de lodo deshidratado con una humedad promedio del 73,5%, es decir, $64,04 \left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right]$ de lodo seco.

Se considera para estos lodos el análisis elemental presentado en la Tabla 59.

Tabla 59: Análisis elemental en base seca de los lodos del caso 3 ^[107].

Parámetro	Valor
Cenizas	30%
Carbono (<i>C</i>)	36,05%
Hidrógeno (<i>H</i>)	5,68%
Oxígeno (<i>O</i>)	22,55%
Nitrógeno (<i>N</i>)	3,91%
Azufre (<i>S</i>)	1,38%
Cloro (<i>Cl</i>)	0,43%

A partir de las fórmulas de Dulong (ecuaciones (11) y (12)) y los datos presentados en la Tabla 59, se obtiene que el poder calorífico superior de los lodos de este caso es $16,53 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right]$ y el poder calorífico inferior es $13,42 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right]$, ambos en base seca.

C.3.5. Escenarios

Caso 3a

De forma análoga a los casos 1a y 2a, este escenario corresponde solo a la alimentación de lodos. Para este, como ya se mencionó anteriormente, se tiene un flujo de lodo deshidratado de $249,4 \left[\frac{t}{\text{día}} \right]$, con un 73,5% de humedad promedio.

Caso 3b

De igual forma que los casos 1b y 2b, este escenario corresponde a una mezcla de plásticos formada por polipropileno, polietileno de baja densidad y poliestireno. Se considera un flujo de $8,06 \left[\frac{t}{\text{día}} \right]$, un poder calorífico superior en base seca de $47,05 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right]$ y un poder calorífico inferior en base seca de $44,26 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right]$ (anexo D.1). El flujo de estos residuos fue determinado por expertos en Thermylis®, de acuerdo a su disponibilidad y a las limitación del proceso ^{[13][54]}.

Caso 3c

Este escenario corresponde a una coalimentación formada por biomasa celulósica proveniente de residuos del sector forestal, específicamente, astillas, aserrín, despuntes y virutas de madera.

Se supone un flujo de estos residuos de $2,33 \left[\frac{t}{\text{día}} \right]$, con un poder calorífico superior de $19,73 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right]$ y un poder calorífico inferior de $17,94 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{mg}} \right]$, ambos en base seca (anexo D.2). El flujo de estos residuos fue determinado por expertos en Thermylis®, de acuerdo a su disponibilidad y a las limitaciones del proceso ^{[30][54]}.

D. Coalimentaciones

D.1. Plásticos (PP, LDPE, PS)

Esta coalimentación corresponde a una mezcla de plásticos secos compuesta por polipropileno (PP), polietileno de baja densidad (LDPE) y poliestireno (PS) en igual proporción. Para estos, se considera el análisis elemental presentado en la Tabla 60.

Tabla 60: Análisis elemental en base seca de la coalimentación de plásticos ^[108].

Parámetro	Valor
Cenizas	0,5%
Carbono (<i>C</i>)	86%
Hidrógeno (<i>H</i>)	12,4%
Oxígeno (<i>O</i>)	0,65%
Nitrógeno (<i>N</i>)	0,1%
Azufre (<i>S</i>)	0,35%
Cloro (<i>Cl</i>)	0%

A partir de los datos presentados en la Tabla 60 y las fórmulas de Dulong (ecuaciones (11) y (12)), se obtiene que el poder calorífico superior de esta coalimentación es $47,05 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right]$ y el poder calorífico inferior es $44,26 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right]$, ambos en base seca.

D.2. Biomasa celulósica proveniente de residuos del sector forestal

Esta coalimentación está compuesta por biomasa proveniente de residuos del sector forestal, específicamente, se consideran aserrín, virutas, astillas y despuntes de madera. Se supone un flujo de estos residuos con una humedad promedio del 15% y el análisis elemental presentado en la Tabla 61.

Utilizando las fórmulas de Dulong (ecuaciones (11) y (12)) y los datos de la Tabla 61, se obtiene que esta coalimentación tiene un poder calorífico superior de $19,73 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right]$ y un poder calorífico inferior de $17,94 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \right]$, ambos en base seca.

Tabla 61: Análisis elemental en base seca de la coalimentación de biomasa celulósica ^[108].

Parámetro	Valor
Cenizas	0,94%
Carbono (<i>C</i>)	52,44%
Hidrógeno (<i>H</i>)	6,3%
Oxígeno (<i>O</i>)	40%
Nitrógeno (<i>N</i>)	0,23%
Azufre (<i>S</i>)	0,06%
Cloro (<i>Cl</i>)	0,03%

E. Balances de masa global

E.1. Caso 1a

Tabla 62: Balance de masa caso 1a.

	Flujo total		T [K]	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$								
	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$	$\left[\frac{\text{t}}{\text{día}}\right]$		Ceniza	H_2O	CH_4	H_2	CO	CO_2	C_6H_6	HCl	HCN
F ₁	16.084	386	293	1.351	12.063							
F ₂	48.807	1.171	1.123	1.079	14.546	$1,67 \cdot 10^{-2}$	1,7	2,72	2.112	$6,69 \cdot 10^{-2}$	18,97	0,93
F ₃	287	6,89	353	287								
F ₄	32.892	789	402									
F ₅	32.892	789	923									
F ₆	48.807	1.171	863	1.079	14.546	$1,67 \cdot 10^{-2}$	1,7	2,72	2.112	$6,69 \cdot 10^{-2}$	18,97	0,93
F ₇	8.138	195	293		8.138							
F ₈	8.138	195	573		8.138							
F ₉	8.138	195	300		8.138							
F ₁₀	48.807	1.171	498	1.079	14.546	$1,67 \cdot 10^{-2}$	1,7	2,72	2.112	$6,69 \cdot 10^{-2}$	18,97	0,93
F ₁₁	48.807	1.171	478	1.079	14.546	$1,67 \cdot 10^{-2}$	1,7	2,72	2.112	$6,69 \cdot 10^{-2}$	18,97	0,93
F ₁₂	43.539	1.044	341	3,42	11.112	$1,67 \cdot 10^{-2}$	1,7	2,72	2.112	$6,69 \cdot 10^{-2}$	0,84	$4,15 \cdot 10^{-2}$
F ₁₃	151.751	3.642	293		151.751				2.112			
F ₁₄	44.390	1.065	353	854	11.112	$1,67 \cdot 10^{-2}$	1,7	2,72	2.112	$6,69 \cdot 10^{-2}$	0,84	$4,15 \cdot 10^{-2}$
F ₁₅	156.174	3.748	–	214	155.185						18,44	0,91
F ₁₆	57.534	1.380	293		57.534							
F ₁₇	43.539	1.044	315	3,42	11.112	$1,67 \cdot 10^{-2}$	1,7	2,72	2.112	$6,69 \cdot 10^{-2}$	0,84	$4,15 \cdot 10^{-2}$
F ₁₈	58.384	1.401	–	851	57.534							

Tabla 62: Balance de masa caso 1a (continuación).

	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$												
	H_2S	NH_3	C_2H_4	O_2	N_2	SO_2	N_2O	Carbono	Hidrógeno	Oxígeno	Nitrógeno	Azufre	Cloro
F ₁								1.317	204	921	144	63,90	18,88
F ₂	$7,94 \cdot 10^{-2}$	1,26	553	4.751	24.998	98,67	644						
F ₃													
F ₄				7.894	24.998								
F ₅				7.894	24.998								
F ₆	$7,94 \cdot 10^{-2}$	1,26	553	4.751	24.998	98,67	644						
F ₇													
F ₈													
F ₉													
F ₁₀	$7,94 \cdot 10^{-2}$	1,26	553	4.751	24.998	98,67	644						
F ₁₁	$7,94 \cdot 10^{-2}$	1,26	553	4.751	24.998	98,67	644						
F ₁₂	$3,53 \cdot 10^{-3}$	$5,58 \cdot 10^{-2}$	553	4.751	24.998	4,39	$2,67 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₃													
F ₁₄	$3,53 \cdot 10^{-3}$	$5,58 \cdot 10^{-2}$	553	4.751	24.998	4,39	$2,67 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₅	$7,73 \cdot 10^{-2}$	1,22				95,96	659						
F ₁₆													
F ₁₇	$3,53 \cdot 10^{-3}$	$5,58 \cdot 10^{-2}$	553	4.751	24.998	4,39	$2,67 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₈													

E.2. Caso 1b

Tabla 63: Balance de masa caso 1b.

	Flujo total		T [K]	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$								
	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$	$\left[\frac{\text{t}}{\text{día}}\right]$		Ceniza	H_2O	CH_4	H_2	CO	CO_2	C_6H_6	HCl	HCN
F ₁	16.828	404	293	1.355	12.064							
F ₂	55.571	1.334	1.123	1.082	13.138	$2,14 \cdot 10^{-2}$	1,7	3,74	3.465	$9,81 \cdot 10^{-2}$	18,99	$2,12 \cdot 10^{-5}$
F ₃	288	6,91	353	288								
F ₄	38.970	935	445									
F ₅	38.970	935	923									
F ₆	55.571	1.334	863	1.082	13.138	$2,14 \cdot 10^{-2}$	1,7	3,74	3.465	$9,81 \cdot 10^{-2}$	18,99	$2,12 \cdot 10^{-5}$
F ₇	8.837	212	293		8.837							
F ₈	8.837	212	573		8.837							
F ₉	8.837	212	300		8.837							
F ₁₀	55.571	1.334	498	1.082	13.138	$2,14 \cdot 10^{-2}$	1,7	3,74	3.465	$9,81 \cdot 10^{-2}$	18,99	$2,12 \cdot 10^{-5}$
F ₁₁	55.571	1.334	478	1.082	13.138	$2,14 \cdot 10^{-2}$	1,7	3,74	3.465	$9,81 \cdot 10^{-2}$	18,99	$2,12 \cdot 10^{-5}$
F ₁₂	49.844	1.196	341	3,43	9.493	$2,14 \cdot 10^{-2}$	1,7	3,74	3.465	$9,81 \cdot 10^{-2}$	0,85	$9,44 \cdot 10^{-7}$
F ₁₃	166.015	3.984	293		166.015							
F ₁₄	50.697	1.217	353	856	9.493	$2,14 \cdot 10^{-2}$	1,7	3,74	3.465	$9,81 \cdot 10^{-2}$	0,85	$9,44 \cdot 10^{-7}$
F ₁₅	170.898	4.102	–	214	169.660						18,45	$2,06 \cdot 10^{-5}$
F ₁₆	65.709	1.577	293		65.709							
F ₁₇	49.844	1.196	315	3,43	9.493	$2,14 \cdot 10^{-2}$	1,7	3,74	3.465	$9,81 \cdot 10^2$	0,85	$9,44 \cdot 10^{-7}$
F ₁₈	66.562	1.597	–	853	65.708							

Tabla 63: Balance de masa caso 1b (continuación).

	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$												
	H_2S	NH_3	C_2H_4	O_2	N_2	SO_2	N_2O	Carbono	Hidrógeno	Oxígeno	Nitrógeno	Azufre	Cloro
F ₁								1.956	297	926	145	66,5	18,88
F ₂	$4,75 \cdot 10^{-2}$	0,36	818	6.436	29.617	125	864						
F ₃													
F ₄				9.353	29.617								
F ₅				9.353	29.617								
F ₆	$4,75 \cdot 10^{-2}$	0,36	818	6.436	29.617	125	864						
F ₇													
F ₈													
F ₉													
F ₁₀	$4,75 \cdot 10^{-2}$	0,36	818	6.436	29.617	125	864						
F ₁₁	$4,75 \cdot 10^{-2}$	0,36	818	6.436	29.617	125	864						
F ₁₂	$2,11 \cdot 10^{-3}$	$1,61 \cdot 10^{-2}$	818	6.436	29.617	5,57	$2,67 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₃													
F ₁₄	$2,11 \cdot 10^{-3}$	$1,61 \cdot 10^{-2}$	818	6.436	29.617	5,57	$2,67 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₅	$4,61 \cdot 10^{-2}$	0,35				122	884						
F ₁₆													
F ₁₇	$2,11 \cdot 10^{-3}$	$1,61 \cdot 10^{-2}$	818	6.436	29.617	5,57	$2,67 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₈													

E.3. Caso 2a

Tabla 64: Balance de masa caso 2a.

	Flujo total		T [K]	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$								
	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$	$\left[\frac{\text{t}}{\text{día}}\right]$		Ceniza	H_2O	CH_4	H_2	CO	CO_2	C_6H_6	HCl	HCN
F ₁	4.382	105	293	382	3.086							
F ₂	13.138	315	1123	308	3.322	$4,29 \cdot 10^{-3}$	$7,01 \cdot 10^{-2}$	$3,59 \cdot 10^{-3}$	855	$2 \cdot 10^{-19}$	5,21	0,21
F ₃	81,8	1,96	353	81,8								
F ₄	8.848	212	417									
F ₅	8.848	212	923									
F ₆	13.138	315	863	308	3.322	$4,29 \cdot 10^{-3}$	$7,01 \cdot 10^{-2}$	$3,59 \cdot 10^{-3}$	855	$2 \cdot 10^{-19}$	5,21	0,21
F ₇	2.127	51,04	293		2.127							
F ₈	2.127	51,04	573		2.127							
F ₉	2.127	51,04	300		2.127							
F ₁₀	13.138	315	498	308	3.322	$4,29 \cdot 10^{-3}$	$7,01 \cdot 10^{-2}$	$3,59 \cdot 10^{-3}$	855	$2 \cdot 10^{-19}$	5,21	0,21
F ₁₁	13.138	315	478	308	3.322	$4,29 \cdot 10^{-3}$	$7,01 \cdot 10^{-2}$	$3,59 \cdot 10^{-3}$	855	$2 \cdot 10^{-19}$	5,21	0,21
F ₁₂	11.547	277	342	0,97	2.435	$4,29 \cdot 10^{-3}$	$7,01 \cdot 10^{-2}$	$3,59 \cdot 10^{-3}$	855	$2 \cdot 10^{-19}$	0,23	$8,96 \cdot 10^{-6}$
F ₁₃	39.530	949	293		39.530							
F ₁₄	11.787	2823	353	241	2.435	$4,29 \cdot 10^{-3}$	$7,01 \cdot 10^{-2}$	$3,59 \cdot 10^{-3}$	855	$2 \cdot 10^{-19}$	0,23	$8,96 \cdot 10^{-3}$
F ₁₅	40.884	981	–	60,35	40.417						5,07	0,198
F ₁₆	15.278	367	293		15.278							
F ₁₇	11.547	277	315	0,97	2.435	$4,29 \cdot 10^{-3}$	$7,01 \cdot 10^{-2}$	$3,59 \cdot 10^{-3}$	855	$2 \cdot 10^{-19}$	0,23	$8,96 \cdot 10^{-3}$
F ₁₈	15.518	372	–	241	15.278							

Tabla 64: Balance de masa caso 2a (continuación).

	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$												
	H_2S	NH_3	C_2H_4	O_2	N_2	SO_2	N_2O	Carbono	Hidrógeno	Oxígeno	Nitrógeno	Azufre	Cloro
F ₁								456	71,51	294	71,91	16,2	5,18
F ₂	$2,9 \cdot 10^{-3}$	0,2	195	1.339	6.724	29,88	364						
F ₃													
F ₄				2.124	6.724								
F ₅				2.124	6.724								
F ₆	$2,9 \cdot 10^{-3}$	0,2	195	1.339	6.724	29,88	364						
F ₇													
F ₈													
F ₉													
F ₁₀	$2,9 \cdot 10^{-3}$	0,2	195	1.339	6.724	29,88	364						
F ₁₁	$2,9 \cdot 10^{-3}$	0,2	195	1.339	6.724	29,88	364						
F ₁₂	$1,28 \cdot 10^{-4}$	$8,58 \cdot 10^{-3}$	195	1.339	6.724	1,32	$2,64 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₃													
F ₁₄	$1,28 \cdot 10^{-4}$	$8,58 \cdot 10^{-3}$	195	1.339	6.724	1,32	$2,64 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₅	$2,82 \cdot 10^{-3}$	0,19				29,05	372						
F ₁₆													
F ₁₇	$1,28 \cdot 10^{-4}$	$8,58 \cdot 10^{-3}$	195	1.339	6.724	1,32	$2,64 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₈													

E.4. Caso 2b

Tabla 65: Balance de masa caso 2b.

	Flujo total		T [K]	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$								
	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$	$\left[\frac{\text{t}}{\text{día}}\right]$		Ceniza	H_2O	CH_4	H_2	CO	CO_2	C_6H_6	HCl	HCN
F ₁	4.485	108	293	383	3.086							
F ₂	13.856	333	1123	308	3.312	$4,8 \cdot 10^{-3}$	$3,72 \cdot 10^{-2}$	$2,64 \cdot 10^{-3}$	965	$2,7 \cdot 10^{-22}$	5,21	0,12
F ₃	81,91	1,97	353	81,91								
F ₄	9.551	229	434									
F ₅	9.551	229	923									
F ₆	13.856	33	863	308	3.312	$4,8 \cdot 10^{-3}$	$3,72 \cdot 10^{-2}$	$2,64 \cdot 10^{-3}$	965	$2,7 \cdot 10^{-22}$	5,21	0,12
F ₇	2.217	53,22	293		2.217							
F ₈	2.217	53,22	573		2.217							
F ₉	2.217	53,22	300		2.217							
F ₁₀	13.856	333	498	308	3.312	$4,8 \cdot 10^{-3}$	$3,72 \cdot 10^{-2}$	$2,64 \cdot 10^{-3}$	965	$2,7 \cdot 10^{-22}$	5,21	0,12
F ₁₁	13.856	333	478	308	3.312	$4,8 \cdot 10^{-3}$	$3,72 \cdot 10^{-2}$	$2,64 \cdot 10^{-3}$	965	$2,7 \cdot 10^{-22}$	5,21	0,12
F ₁₂	12.226	293	341	0,97	2.392	$4,8 \cdot 10^{-3}$	$3,72 \cdot 10^{-2}$	$2,64 \cdot 10^{-3}$	965	$2,7 \cdot 10^{-22}$	0,23	$5,47 \cdot 10^{-3}$
F ₁₃	41.300	991	293		41.300							
F ₁₄	12.467	299	353	242	2.392	$4,8 \cdot 10^{-3}$	$3,72 \cdot 10^{-2}$	$2,64 \cdot 10^{-3}$	965	$2,72 \cdot 10^{-22}$	0,23	$5,47 \cdot 10^{-3}$
F ₁₅	42.693	1.025	—	60,44	42.220						5,07	0,12
F ₁₆	16.158	388	293		16.158							
F ₁₇	12.226	293	315	0,97	2.392	$4,8 \cdot 10^{-3}$	$3,72 \cdot 10^{-2}$	$2,64 \cdot 10^{-3}$	965	$2,72 \cdot 10^{-22}$	0,23	$5,47 \cdot 10^{-3}$
F ₁₈	16.399	394	—	241	16.158							

Tabla 65: Balance de masa caso 2b (continuación).

	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$												
	H_2S	NH_3	C_2H_4	O_2	N_2	SO_2	N_2O	Carbono	Hidrógeno	Oxígeno	Nitrógeno	Azufre	Cloro
F ₁								544	84,28	294	72,02	16,56	5,18
F ₂	$8,6 \cdot 10^{-3}$	$8,7 \cdot 10^{-2}$	228	1.379	7.259	30,19	370						
F ₃													
F ₄				2.292	7.259								
F ₅				2.292	7.259								
F ₆	$8,6 \cdot 10^{-3}$	$8,7 \cdot 10^{-2}$	228	1.379	7.259	30,19	370						
F ₇													
F ₈													
F ₉													
F ₁₀	$8,6 \cdot 10^{-3}$	$8,7 \cdot 10^{-2}$	228	1.379	7.259	30,19	370						
F ₁₁	$8,6 \cdot 10^{-3}$	$8,7 \cdot 10^{-2}$	228	1.379	7.259	30,19	370						
F ₁₂	$3,79 \cdot 10^{-4}$	$3,83 \cdot 10^{-3}$	228	1.379	7.259	1,33	$2,65 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₃													
F ₁₄	$3,79 \cdot 10^{-4}$	$3,83 \cdot 10^{-3}$	228	1.379	7.259	1,33	$2,65 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₅	$8,36 \cdot 10^{-3}$	$8,45 \cdot 10^{-2}$				29,35	378						
F ₁₆													
F ₁₇	$3,79 \cdot 10^{-4}$	$3,83 \cdot 10^{-3}$	228	1.379	7.259	1,33	$2,65 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₈													

E.5. Caso 3a

Tabla 66: Balance de masa caso 3a.

	Flujo total		T [K]	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$								
	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$	$\left[\frac{\text{t}}{\text{día}}\right]$		Ceniza	H_2O	CH_4	H_2	CO	CO_2	C_6H_6	HCl	HCN
F ₁	10.392	249	293	801	7.724							
F ₂	30.074	722	1123	641	8.158	$1,11 \cdot 10^{-2}$	0,27	$1,48 \cdot 10^{-2}$	1.788	$6,23 \cdot 10^{-2}$	11,43	0,51
F ₃	170	4,09	353	170								
F ₄	20.029	481	405									
F ₅	20.029	481	923									
F ₆	30.074	722	863	641	8.158	$1,11 \cdot 10^{-2}$	0,27	$1,48 \cdot 10^{-2}$	1.788	$6,23 \cdot 10^{-2}$	11,43	0,51
F ₇	4.922	118	293		4.922							
F ₈	4.922	118	573		4.922							
F ₉	4.922	118	300		4.922							
F ₁₀	30.074	722	498	641	8.158	$1,11 \cdot 10^{-2}$	0,27	$1,48 \cdot 10^{-2}$	1.788	$6,23 \cdot 10^{-2}$	11,43	0,51
F ₁₁	30.074	7212	478	641	8.158	$1,11 \cdot 10^{-2}$	0,27	$1,48 \cdot 10^{-2}$	1.788	$6,23 \cdot 10^{-2}$	11,43	0,51
F ₁₂	26.735	642	341	2,02	6.095	$1,11 \cdot 10^{-2}$	0,27	$1,48 \cdot 10^{-2}$	1.788	$6,23 \cdot 10^{-2}$	0,5	$2,27 \cdot 10^{-2}$
F ₁₃	91.429	2.194	293		91.429							
F ₁₄	27.239	654	353	506	6.095	$1,11 \cdot 10^{-2}$	0,27	$1,48 \cdot 10^{-2}$	1.788	$6,23 \cdot 10^{-2}$	0,5	$2,27 \cdot 10^{-2}$
F ₁₅	94.271	2.263	—	127	93.492						11,12	0,499
F ₁₆	35.304	848	293		35.304							
F ₁₇	26.735	642	315	2,02	6.095	$1,11 \cdot 10^{-2}$	0,27	$1,48 \cdot 10^{-2}$	1.788	$6,23 \cdot 10^{-2}$	0,5	$2,27 \cdot 10^{-2}$
F ₁₈	35.808	859	—	504	35.304							

Tabla 66: Balance de masa caso 3a (continuación).

	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$												
	H_2S	NH_3	C_2H_4	O_2	N_2	SO_2	N_2O	Carbono	Hidrógeno	Oxígeno	Nitrógeno	Azufre	Cloro
F ₁								962	152	602	105	36,71	11,37
F ₂	$1,67 \cdot 10^{-2}$	0,55	405	3.219	15.222	67,85	561						
F ₃													
F ₄				4.807	15.222								
F ₅				4.807	15.222								
F ₆	$1,67 \cdot 10^{-2}$	0,55	405	3.219	15.222	67,85	561						
F ₇													
F ₈													
F ₉													
F ₁₀	$1,67 \cdot 10^{-2}$	0,55	405	3.219	15.222	67,85	561						
F ₁₁	$1,67 \cdot 10^{-2}$	0,55	405	3.219	15.222	67,85	561						
F ₁₂	$7,4 \cdot 10^{-4}$	$2,42 \cdot 10^{-2}$	405	3.219	15.222	3,01	$2,66 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₃													
F ₁₄	$7,4 \cdot 10^{-4}$	$2,42 \cdot 10^{-2}$	405	3.219	15.222	3,01	$2,66 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₅	$1,62 \cdot 10^{-2}$	0,53				65,98	574						
F ₁₆													
F ₁₇	$7,4 \cdot 10^{-4}$	$2,42 \cdot 10^{-2}$	405	3.219	15.222	3,01	$2,66 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₈													

E.6. Caso 3b

Tabla 67: Balance de masa caso 3b.

	Flujo total		T [K]	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$								
	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$	$\left[\frac{\text{t}}{\text{día}}\right]$		Ceniza	H_2O	CH_4	H_2	CO	CO_2	C_6H_6	HCl	HCN
F ₁	10.728	258	293	802	7.724							
F ₂	34.819	836	1.123	642	9.032	$1,15 \cdot 10^{-2}$	1,05	1,72	2.060	$5,28 \cdot 10^{-2}$	11,44	0,45
F ₃	171	4,1	353	171								
F ₄	24.578	590	440									
F ₅	24.578	590	923									
F ₆	34.819	836	863	642	9.032	$1,15 \cdot 10^{-2}$	1,05	1,72	2.060	$5,28 \cdot 10^{-2}$	11,44	0,45
F ₇	5.639	135	293		5.639							
F ₈	5.639	135	573		5.639							
F ₉	5.639	135	300		5.639							
F ₁₀	34.819	836	498	642	9.032	$1,15 \cdot 10^{-2}$	1,05	1,72	2.060	$5,28 \cdot 10^{-2}$	11,44	0,45
F ₁₁	34.819	836	478	642	9.032	$1,15 \cdot 10^{-2}$	1,05	1,72	2.060	$5,28 \cdot 10^{-2}$	11,44	0,45
F ₁₂	31.121	747	341	2,03	6.682	$1,15 \cdot 10^{-2}$	1,05	1,72	2.060	$5,28 \cdot 10^{-2}$	$5,08 \cdot 10^{-1}$	$1,98 \cdot 10^{-2}$
F ₁₃	105.244	2.526	293		105.244							
F ₁₄	31.626	759	353	507	6.682	$1,15 \cdot 10^{-2}$	1,05	1,72	2.060	$5,28 \cdot 10^{-2}$	$5,08 \cdot 10^{-1}$	$1,98 \cdot 10^{-2}$
F ₁₅	108.444	2.603	–	127	107.593						11,12	0,43
F ₁₆	40.990	984	293		40.990							
F ₁₇	31.121	747	315	2,03	6.682	$1,15 \cdot 10^{-2}$	1,05	1,72	2.059,88	$5,28 \cdot 10^{-2}$	$5,08 \cdot 10^{-1}$	$1,98 \cdot 10^{-2}$
F ₁₈	41.495	996	–	505	40.990							

Tabla 67: Balance de masa caso 3b (continuación).

	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$												
	H_2S	NH_3	C_2H_4	O_2	N_2	SO_2	N_2O	Carbono	Hidrógeno	Oxígeno	Nitrógeno	Azufre	Cloro
F ₁								1.251	193	604	105	37,89	11,37
F ₂	$2,85 \cdot 10^{-2}$	0,42	525	3.166	18.679	75,02	624						
F ₃													
F ₄				5.899	18.679								
F ₅				5.899	18.679								
F ₆	$2,85 \cdot 10^{-2}$	0,42	525	3.166	18.679	75,02	624						
F ₇													
F ₈													
F ₉													
F ₁₀	$2,85 \cdot 10^{-2}$	0,42	525	3.166	18.679	75,02	624						
F ₁₁	$2,85 \cdot 10^{-2}$	0,42	525	3.166	18.679	75,02	624						
F ₁₂	$1,27 \cdot 10^{-3}$	$1,84 \cdot 10^{-2}$	525	3.166	18.679	3,33	$2,67 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₃													
F ₁₄	$1,27 \cdot 10^{-3}$	$1,84 \cdot 10^{-2}$	525	3.166	18.679	3,33	$2,67 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₅	$2,77 \cdot 10^{-2}$	0,4				72,92	639						
F ₁₆													
F ₁₇	$1,27 \cdot 10^{-3}$	$1,84 \cdot 10^{-2}$	525	3.166	18.679	3,33	$2,67 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₈													

E.7. Caso 3c

Tabla 68: Balance de masa caso 3c.

	Flujo total		T [K]	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$								
	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$	$\left[\frac{\text{t}}{\text{día}}\right]$		Ceniza	H_2O	CH_4	H_2	CO	CO_2	C_6H_6	HCl	HCN
F ₁	10.489	252	293	801	7.738							
F ₂	28.836	692	1.123	642	8.137	$1,04 \cdot 10^{-2}$	0,95	1,55	1.856	$4,76 \cdot 10^{-2}$	11,46	0,4
F ₃	171	4,09	353	171								
F ₄	18.792	451	389									
F ₅	18.792	451	923									
F ₆	28.836	692	863	642	8.137	$1,04 \cdot 10^{-2}$	0,95	1,55	1.856	$4,76 \cdot 10^{-2}$	11,46	0,4
F ₇	4.765	114	293		4.765							
F ₈	4.765	114	573		4.765							
F ₉	4.765	114	300		4.765							
F ₁₀	28.836	692	498	642	8.137	$1,04 \cdot 10^{-2}$	0,95	1,55	1.856	$4,76 \cdot 10^{-2}$	11,46	0,4
F ₁₁	28.836	692	478	642	8.137	$1,04 \cdot 10^{-2}$	0,95	1,55	1.856	$4,76 \cdot 10^{-2}$	11,46	0,4
F ₁₂	25.547	613	341	2,03	6.127	$1,04 \cdot 10^{-2}$	0,95	1,55	1.856	$4,76 \cdot 10^{-2}$	0,51	$1,78 \cdot 10^{-2}$
F ₁₃	87.818	2.108	293		87.818							
F ₁₄	26.052	625	353	506	6.127	$1,04 \cdot 10^{-2}$	0,95	1,55	1.856	$4,76 \cdot 10^{-2}$	0,51	$1,78 \cdot 10^{-2}$
F ₁₅	90.609	2.175	–	127	89.828						11,15	0,39
F ₁₆	33.765	810	293		33.765							
F ₁₇	25.547	613	315	2,03	6.127	$1,04 \cdot 10^{-2}$	0,95	1,55	1.856	$4,76 \cdot 10^{-2}$	0,51	$1,78 \cdot 10^{-2}$
F ₁₈	34.270	823	–	504	33.765							

Tabla 68: Balance de masa caso 3c (continuación).

	Flujo por especie $\left[\frac{\text{kg}}{\text{h}}\right]$												
	H_2S	NH_3	C_2H_4	O_2	N_2	SO_2	N_2O	Carbono	Hidrógeno	Oxígeno	Nitrógeno	Azufre	Cloro
F ₁								1.005	157	635	105	36,76	11,4
F ₂	$2,57 \cdot 10^{-2}$	0,37	422	2.853	14.282	67,59	562						
F ₃													
F ₄				4.510	14.282								
F ₅				4.510	14.282								
F ₆	$2,57 \cdot 10^{-2}$	0,37	422	2.853	14.282	67,59	562						
F ₇													
F ₈													
F ₉													
F ₁₀	$2,57 \cdot 10^{-2}$	0,37	422	2.853	14.282	67,59	562						
F ₁₁	$2,57 \cdot 10^{-2}$	0,37	422	2.853	14.282	67,59	562						
F ₁₂	$1,13 \cdot 10^{-3}$	$1,65 \cdot 10^{-2}$	422	2.853	14.282	2,99	$2,65 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₃													
F ₁₄	$1,13 \cdot 10^{-3}$	$1,65 \cdot 10^{-2}$	422	2.853	14.282	2,99	$2,65 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₅	$2,50 \cdot 10^{-2}$	0,36				65,75	576						
F ₁₆													
F ₁₇	$1,13 \cdot 10^{-3}$	$1,65 \cdot 10^{-2}$	422	2.853	14.282	2,99	$2,65 \cdot 10^{-4}$						
F ₁₈													

F. Reactor

F.1. Velocidad mínima de fluidización

En la fluidización, la velocidad del aire aumenta hasta alcanzar un determinado valor en que las fuerzas de arrastre sobre las partículas igualan el peso de estas, y el lecho fluidiza. Este valor se denomina velocidad mínima de fluidización (u_{mf})^{[56][61]}.

A partir de lo anterior, el inicio de la fluidización ocurre cuando:

$$\left(\begin{array}{l} \text{caída de presión} \\ \text{a través del lecho} \end{array} \right) \left(\begin{array}{l} \text{sección transversal} \\ \text{del lecho} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{l} \text{volumen} \\ \text{del lecho} \end{array} \right) \left(\begin{array}{l} \text{fracción} \\ \text{de sólidos} \end{array} \right) \left(\begin{array}{l} \text{peso específico} \\ \text{de los sólidos} \end{array} \right) \cdot g$$

Considerando que la caída de presión es positiva, lo anterior se expresa mediante la siguiente relación^[61]:

$$\Delta P \cdot S_l = S_l \cdot L_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g$$

Reordenando los términos:

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g \quad (13)$$

La velocidad superficial en condiciones de fluidización se obtiene igualando la ecuación (13) con la ecuación de Ergun (ecuación (14))^[61]:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\mu_f \cdot u}{(\phi_s \cdot d_p)^2} + 1,75 \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_f \cdot u^2}{\phi_s \cdot d_p} \quad (14)$$

A partir de lo anterior, la velocidad mínima de fluidización se calcula mediante la siguiente expresión^[61]:

$$\frac{d_p^3 \cdot \rho_f \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}{\mu_f^2} = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s^2} \cdot \left(\frac{d_p \cdot u_{mf} \cdot \rho_f}{\mu_f} \right) + \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s} \cdot \left(\frac{d_p \cdot u_{mf} \cdot \rho_f}{\mu_f} \right)^2 \quad (15)$$

Donde el subíndice mf representa las condiciones de mínima fluidización.

De forma análoga, se puede escribir la ecuación anterior en función del número de Reynolds (Re) y número de Arquímedes (Ar)^[61]:

$$Ar = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s^2} \cdot Re_{mf} + \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s} \cdot R_{mf}^2 \quad (16)$$

Para el caso de partículas pequeñas ($d_p < 100$ [μm]), se utiliza la siguiente relación para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización^[61]:

$$u_{mf} = \frac{d_p^2 \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}{150 \cdot \mu_f} \cdot \frac{\varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s^2}{(1 - \varepsilon_{mf})} \quad (17)$$

Para partículas de mayor tamaño, se utiliza la siguiente ecuación ^[61]:

$$u_{mf}^2 = \frac{d_p \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot g}{1,75 \cdot \rho_f} \cdot \varepsilon_{mf}^3 \cdot \phi_s \quad (18)$$

En este caso, se suponen partículas esféricas ($\phi_s = 1$) con un diámetro teórico de 0,001 [m], por lo que se utiliza la ecuación (18). Además, se considera que la porosidad mínima de fluidización es 0,6, la densidad del lodo es 1.150 $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$ y la densidad del aire a la temperatura de operación es 0,387 $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$, con lo que se obtiene una velocidad mínima de fluidización de 1,9 $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$ ^{[57][58][61]}.

F.2. Resultados volatilización

A continuación, se presentan las fracciones máxicas obtenidos a partir de los balances molares realizados en base al trabajo de Marias et al. y los análisis elementales en base seca de las alimentaciones de cada caso ^[58].

Tabla 69: Productos de la volatilización de la materia orgánica.

	Caso 1a	Caso 1b	Caso 2a	Caso 2b	Caso 3a	Caso 3b	Caso 3c
Fase sólida	8,88%	10,11%	9,22%	9,76%	9,27%	10,07%	9,25%
Fase gaseosa	91,12%	89,89%	90,78%	90,24%	90,73%	89,93%	90,75%

Tabla 70: Composición de la fase sólida producida en la volatilización.

	Caso 1a	Caso 1b	Caso 2a	Caso 2b	Caso 3a	Caso 3b	Caso 3c
<i>C</i>	93,61%	95,58%	91,04%	92,37%	93,67%	95,04%	93,91%
<i>N</i>	6,39%	4,42%	8,96%	7,63%	6,33%	4,96%	6,09%

Tabla 71: Composición de la fase gaseosa producida en la volatilización.

	Caso 1a	Caso 1b	Caso 2a	Caso 2b	Caso 3a	Caso 3b	Caso 3c
CH_4	2,53%	2,97%	2,58%	2,77%	2,67%	2,95%	2,66%
H_2	0,26%	0,30%	0,27%	0,29%	0,28%	0,30%	0,28%
H_2O	15,81%	13,08%	14,89%	13,72%	14,99%	13,20%	15,12%
CO	13,88%	12,81%	13,33%	12,89%	13,52%	12,82%	13,62%
CO_2	17,30%	15,09%	16,43%	15,49%	16,59%	15,15%	16,73%
C_6H_6	17,34%	20,39%	17,60%	18,99%	18,21%	20,21%	18,20%
HCl	0,78%	0,62%	0,63%	0,57%	0,67%	0,58%	0,65%
HCN	0,95%	0,92%	1,20%	1,16%	0,99%	0,96%	0,97%
H_2S	2,65%	2,19%	1,97%	1,83%	2,19%	1,94%	2,10%
NH_3	5,76%	4,94%	8,00%	7,40%	6,00%	5,39%	5,79%
C_2H_4	22,73%	26,69%	23,09%	24,90%	23,90%	26,50%	23,88%

F.3. Modelo de núcleo sin reaccionar para partículas esféricas de tamaño constante

Para reacciones no catalíticas sólido – fluido existen distintos modelos teóricos que permiten representar de forma simplificada la situación real. Estudios experimentales sobre la combustión de carbón y madera, han demostrado que el modelo de núcleo sin reaccionar para partículas esféricas de tamaño constante de Kunii y Levenspiel (*shrinking core model*) es el que se ajusta de mejor manera al comportamiento real [61][109].

Como se observa en la Figura 31, según este modelo, la reacción se produce primero en la superficie exterior de una partícula sólida esférica. Luego, la zona de reacción se desplaza hacia el interior del sólido, dejando atrás el material completamente convertido y el sólido inerte (denominado ceniza). De este modo, existe durante la reacción un núcleo sin reaccionar, cuyo tamaño disminuye a medida que ocurre la reacción. El tamaño de la partícula sólida no varía, debido a que los productos que se forman quedan adheridos al núcleo junto con la ceniza [61][109].

Cabe destacar que el modelo supone que la reacción es irreversible. Además, considera que el espesor de la zona de reacción es pequeño en comparación con las dimensiones de las partículas [61].

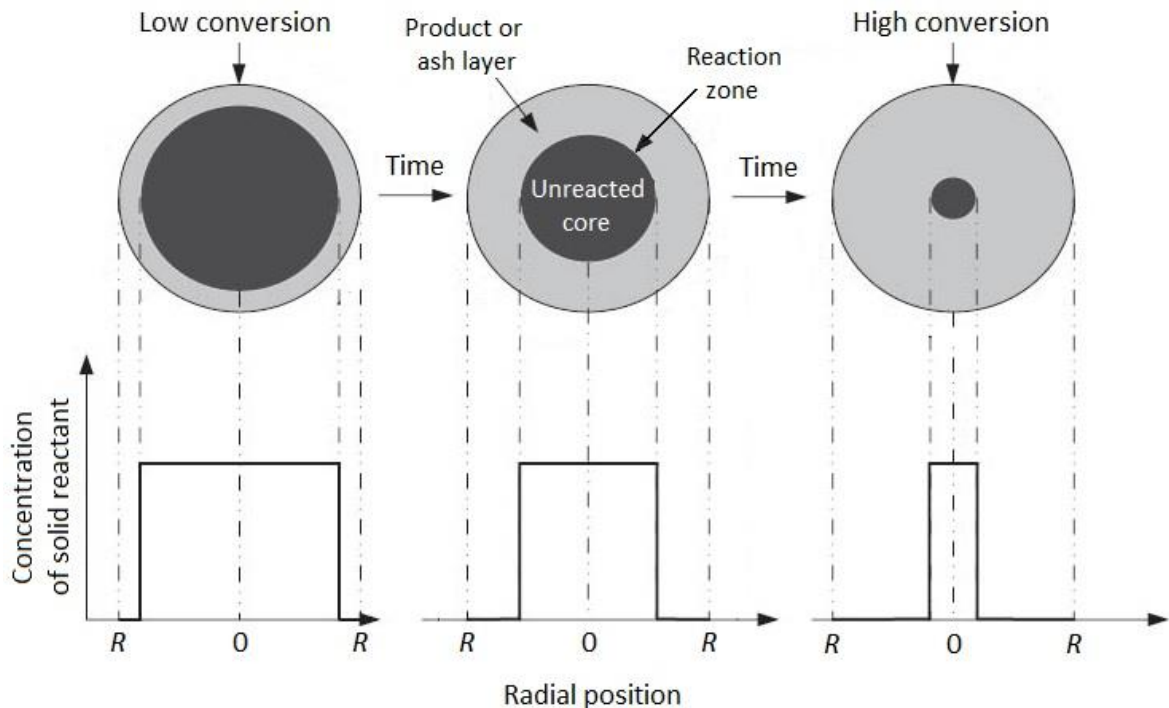


Figura 31: Modelo de núcleo sin reaccionar para partículas esféricas de tamaño constante.

Durante la reacción, ocurren de forma sucesiva las siguientes etapas ^[61]:

- Etapa 1: Difusión externa del reactivo gaseoso hasta la superficie del sólido a través de la película gaseosa que lo rodea.
- Etapa 2: Penetración y difusión interna del reactivo gaseoso hasta la zona de reacción a través de la capa de ceniza.
- Etapa 3: Reacción entre el reactivo gaseoso y el sólido en la zona de reacción.

Las resistencias de las distintas etapas suelen ser diferentes, por lo que se considera que la etapa que presenta mayor resistencia corresponde a la etapa controlante de la velocidad de reacción ^[109].

La difusión externa solo puede controlar en fases tempranas de la reacción, cuando no hay una capa de producto definida. Una vez que esta se forma, domina su resistencia; en consecuencia, la etapa 1 puede ignorarse siempre que exista una capa de producto en la partícula ^{[58][61]}.

A partir de lo anterior y del estudio de Marias et al., se considera que la difusión interna en el sólido y la reacción en su superficie son controlantes. Para esta combinación de resistencias, la constante efectiva (\tilde{k}) se expresa a través de la siguiente ecuación ^[61]:

$$\frac{1}{\tilde{k}} \cong \frac{1}{k_{rxn}} + \frac{d_p \cdot a}{12D_s} \quad (19)$$

Dónde k_{rxn} es la constante cinética de la reacción, d_p el diámetro teórico de partícula, a la superficie específica del lecho, y D_s la difusividad efectiva del reactante gaseoso a través del sólido.

F.4. Balance de masa y dimensionamiento

Para realizar los balances de masa y dimensionamientos de los reactores de cada caso, se implementa en Matlab un modelo matemático de la oxidación de los productos formados en la volatilización, utilizando los resultados presentados en el anexo F.2 como condiciones iniciales. En las siguientes secciones, se presentan los datos y supuestos considerados, los balances de masa por especie, y el código del modelo realizado.

F.4.1. Datos y supuestos

Los datos utilizados para el modelo se presentan en la Tabla 72.

Tabla 72: Datos utilizados en el modelo.

Diámetro de partícula del lodo (d_p) ^[58]	0,001 [m]
Densidad del aire a la temperatura de operación (ρ_f) ^[57]	0,387 $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$
Densidad del lodo (ρ_s) ^[60]	1.150 $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$
Viscosidad dinámica del aire a la temperatura de operación (μ_f) ^[57]	4,035 · 10 ⁻⁵ [Pa · s]

Debido a que el reactor opera en modalidad burbujeante, se considera que la velocidad de operación es el doble de la velocidad mínima de fluidización, es decir, 3,8 $\left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$ ^[55].

La superficie específica del lecho (a) se obtiene a partir de la porosidad (ε), el factor de esfericidad (ϕ_s) y el diámetro teórico de partícula (d_p), según la siguiente relación^[110]:

$$a = \frac{6(1 - \varepsilon)}{\phi_s \cdot d_p} \quad (20)$$

Para estimar la porosidad del lecho durante la operación (lecho expandido), se utiliza la ecuación de Elmaleh y Grasmick para lodos biológicos, que depende del número de Reynolds (Re) y el número de Arquímedes (Ar)^[111]:

$$\varepsilon = \left(\frac{18Re + 2,7Re^{1,69}}{Ar} \right)^{\frac{1}{4,7}} \quad (21)$$

$$Re = \frac{\rho_f \cdot u \cdot d_p}{\mu_f} \quad (22)$$

$$Ar = \frac{\rho_f \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_f) \cdot d_p^3}{\mu_f^2} \quad (23)$$

Utilizando los datos de la Tabla 72, el valor de la velocidad de operación, y considerando que las partículas son esféricas ($\phi_s = 1$), se obtiene que la porosidad del lecho expandido es 0,9. Por lo tanto, la superficie específica del lecho es $600 \left[\frac{1}{\text{m}} \right]$.

La difusividad efectiva del oxígeno gaseoso a través del sólido se obtiene a partir de la siguiente ecuación [61]:

$$D_s = \frac{\varepsilon \cdot D}{2,75} \quad (24)$$

Dónde D es la difusividad del oxígeno en fase gas $\left(1 \cdot 10^{-5} \left[\frac{\text{m}^2}{\text{s}} \right] \right)$ [57].

Reemplazando el valor calculado anteriormente para la porosidad del lecho y la difusividad del oxígeno en fase gas en la ecuación (24), se obtiene que la difusividad efectiva del oxígeno a través del sólido es $3,352 \cdot 10^{-6} \left[\frac{\text{m}^2}{\text{s}} \right]$.

Además, se considera que la temperatura en la cama del reactor se mantiene constante en 680°C y que los gases salen del reactor a 850°C [23].

Finalmente, el flujo de aire de fluidización (aire seco) para cada caso fue determinado por expertos en Thermylis® [54].

Tabla 73: Flujo de aire de fluidización para cada caso [54]

Caso	Flujo aire de fluidización $\left[\frac{\text{t}}{\text{día}} \right]$
Caso 1a ^j	789,42
Caso 1b ^j	935,28
Caso 2a	212,35
Caso 2b	229,22
Caso 3a	480,70
Caso 3b	589,87
Caso 3c	451,01

F.4.2. Balances de masa

Se plantea el balance de masa en el reactor, donde la acumulación es cero:

$$\text{Flujo entrada} - \text{Flujo salida} + \text{Generación} - \text{Consumo} = \text{Acumulación} = 0$$

Para un reactivo A genérico, se tiene lo siguiente:

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - r_A(S \cdot \Delta z) = 0$$

^j Flujo por línea

Donde F_A es el flujo másico de A evaluado en z y $(z + \Delta z)$, y S el área transversal del reactor.

Suponiendo que no hay dispersión axial:

$$F_A = f \cdot C_A, \quad f = S \cdot u$$

Donde f es el flujo volumétrico y u la velocidad al interior del reactor.

Considerando lo anterior, el balance de masa queda de la siguiente forma:

$$(C_A|_z - C_A|_{z+\Delta z}) \cdot (S \cdot u) - r_A \cdot (S \cdot \Delta z) = 0$$

Dividiendo por $(S \cdot \Delta z)$:

$$\frac{u \cdot (C_A|_z - C_A|_{z+\Delta z})}{\Delta z} - r_A = 0$$

Finalmente, haciendo Δz tender a cero:

$$-u \cdot \frac{dC_A}{dz} - r_A = 0$$

Reordenando los términos, el balance de masa para una especie A queda representado por la siguiente ecuación:

$$\frac{dC_A}{dz} = -\frac{r_A}{u} \quad (25)$$

A partir de lo anterior, se realiza el balance de masa para cada especie. Se obtiene el siguiente sistema de EDOs, donde r_j representa las cinéticas de cada reacción (Tabla 6):

$$\frac{dC_{CH_4}}{dz} = -\frac{r_1}{u} \quad (26)$$

$$\frac{dC_{O_2}}{dz} = -\frac{1}{2} \cdot \frac{r_1}{u} - \frac{1}{2} \cdot \frac{r_2}{u} - \frac{1}{2} \cdot \frac{r_3}{u} - 3 \cdot \frac{r_6}{u} - \frac{3}{2} \cdot \frac{r_7}{u} - \frac{r_8}{u} - \frac{3}{2} \cdot \frac{r_9}{u} - \frac{r_{10}}{u} \quad (27)$$

$$\frac{dC_{CO}}{dz} = \frac{r_1}{u} - \frac{r_3}{u} - \frac{r_4}{u} + \frac{r_5}{u} + 6 \cdot \frac{r_6}{u} + 0,42 \cdot \frac{r_{10}}{u} \quad (28)$$

$$\frac{dC_{H_2}}{dz} = 2 \cdot \frac{r_1}{u} - \frac{r_2}{u} + \frac{r_4}{u} - \frac{r_5}{u} + 2 \cdot \frac{r_6}{u} \quad (29)$$

$$\frac{dC_{H_2O}}{dz} = \frac{r_2}{u} - \frac{r_4}{u} + \frac{r_5}{u} + \frac{r_7}{u} + \frac{2}{3} \cdot \frac{r_8}{u} + 2 \cdot \frac{r_9}{u} \quad (30)$$

$$\frac{dC_{CO_2}}{dz} = \frac{r_3}{u} + \frac{r_4}{u} - \frac{r_5}{u} + \frac{r_9}{u} + 0,79 \cdot \frac{r_{10}}{u} \quad (31)$$

$$\frac{dC_{C_6H_6}}{dz} = -\frac{r_6}{u} \quad (32)$$

$$\frac{dC_{H_2S}}{dz} = -\frac{r_7}{u} \quad (33)$$

$$\frac{dC_{SO_2}}{dz} = \frac{r_7}{u} \quad (34)$$

$$\frac{dC_{NH_3}}{dz} = -\frac{r_8}{u} \quad (35)$$

$$\frac{dC_{HCN}}{dz} = -\frac{r_9}{u} \quad (36)$$

$$\frac{dC_{N_2O}}{dz} = 2 \cdot \frac{r_8}{u} + 2 \cdot \frac{r_{10}}{u} \quad (37)$$

$$\frac{dC_C}{dz} = -1,21 \cdot \frac{r_{10}}{u} \quad (38)$$

F.4.3. Dimensionamiento

Para determinar el largo de cada reactor, se selecciona la altura a la que se alcanza la mínima concentración para el carbono sólido ($C(s)$). Los resultados obtenidos para cada caso se presentan más adelante, en la sección F.4.5 ^[54].

Por otro lado, se obtiene el área transversal del equipo utilizando la ecuación de gases ideales y la velocidad de operación:

$$S = \frac{\dot{n} \cdot R \cdot T}{u \cdot P} \quad (39)$$

En la ecuación anterior, \dot{n} es el flujo molar total, R es la constante de los gases ideales, T la temperatura de los gases, u la velocidad y P la presión.

Se considera que los gases de combustión salen del reactor a presión atmosférica, con una temperatura de 850°C ^[23].

Luego, el diámetro del reactor (d) se obtiene mediante la siguiente relación:

$$d = 2 \sqrt{\frac{S}{\pi}} \quad (40)$$

F.4.4. Códigos modelo

Reactor.m (ejemplo caso 1a)

```
clear all
close all
clc

%Concentraciones iniciales [mol/m3]
Cs_0=0.1449;      %13
Ns_0=0.0085;     %No reacciona
CH4_0=0.0301;    %1
```



```

H2_0=0.0248;      %4
H2O_0=5.4232;    %5
CO_0=0.0946;     %3
CO2_0=0.0750;    %6
C6H6_0=0.0424;   %7
HCl_0=0.0041;    %No reacciona
HCN_0=0.0067;    %11
H2S_0=0.0148;    %8
NH3_0=0.0645;    %10
C2H4_0=0.1546;   %No reacciona
O2_0=1.9363;     %2
N2_0=7.0036;     %No reacciona
SO2_0=0;         %9
N2O_0=0;         %12

%Vector concentraciones iniciales
C0=zeros(13,1);
C0(1)=CH4_0;
C0(2)=O2_0;
C0(3)=CO_0;
C0(4)=H2_0;
C0(5)=H2O_0;
C0(6)=CO2_0;
C0(7)=C6H6_0;
C0(8)=H2S_0;
C0(9)=SO2_0;
C0(10)=NH3_0;
C0(11)=HCN_0;
C0(12)=N2O_0;
C0(13)=Cs_0;

[z,C] = ode23s('modeloreactor',[0 15],C0);

CH4=C(:,1);
O2=C(:,2);
CO=C(:,3);
H2=C(:,4);
H2O=C(:,5);
CO2=C(:,6);
C6H6=C(:,7);
H2S=C(:,8);
SO2=C(:,9);
NH3=C(:,10);
HCN=C(:,11);
N2O=C(:,12);
Cs=C(:,13);

```

```

figure(1)
plot(z,CH4,'b','LineWidth',1.5)
title('Concentración CH4 en el reactor')
xlabel('Altura reactor [m]')
ylabel('Concentración CH4 [mol/m3]')

```

modeloreactor.m

```

function dCdz=modeloreactor(z,C)

%Datos
R=8.314472;      %Constante gases ideales [J/K*mol]
T=680+273.15;   %Temperatura [K]
u=2*1.90;       %Velocidad fluido [m/s]
rp=0.001/2;     %Radio sólidos [m]
a=600;          %Superficie específica lecho [1/m]
Ds=3.358*10^-6; %Difusividad oxígeno gaseoso en sólido [m2/s]

%Constantes cinéticas
k1=1.58*10^10*exp(-202641/(R*T));
k2=1.08*10^10*exp(-125525/(R*T));
k3=1.78*10^10*exp(-180032/(R*T));
k4=2.778*exp(-12560/(R*T));
k5=k4/(0.022*exp(3.473*10^4/(R*T)));
k6=1.58*10^12*exp(-202641/(R*T));
k7=1.78*10^10*exp(-180032/(R*T));
k8=4.766*10^10*exp(-50719/T);
k9=9.232*10^5*exp(-37639/T);
kc=5.957*10^2*T*exp(-149440/(R*T))*6/(2*rp); %constante reacción carbono
k10=(1/kc+(rp^2*a)/(12*Ds))^-1; %constante efectiva

%Cinéticas
r1=100*k1*(C(1).^0.7)*(C(2).^0.8);
r2=0.001*k2*C(4).*C(2);
r3=k3*C(3).*C(5).^0.5).*C(2).^0.25);
r4=0.1*k4*C(3).*C(5);
r5=0.1*k5*C(6).*C(4);
r6=k6*C(7).*C(2);
r7=k7*C(8).*C(2).^0.7);
r8=k8*C(10)*C(2);
r9=k9*C(11)*C(2);
r10=k10*C(2);

%EDOs
dCdz=zeros(13,1);

```

```

dCdZ (1)=-r1/u; %CH4
dCdZ (2)=(-r1/2-r2/2-r3/2-3*r6-3*r7/2-r8-3*r9/2-r10)/u; %O2
dCdZ (3)=(r1-r3-r4+r5+6*r6+0.42*r10)/u; %CO
dCdZ (4)=(2*r1-r2+r4-r5+2*r6)/u; %H2
dCdZ (5)=(r2-r4+r5+r7+2*r8/3+2*r9)/u; %H2O
dCdZ (6)=(r3+r4-r5+r9+0.79*r10)/u; %CO2
dCdZ (7)=-r6/u; %C6H6
dCdZ (8)=-r7/u; %H2S
dCdZ (9)=r7/u; %SO2
dCdZ (10)=-r8/u; %NH3
dCdZ (11)=-r9/u; %HCN
dCdZ (12)=(2*r8+2*r9)/u; %N2O
dCdZ (13)=-1.21*r10/u; %Cs

%Control de la concentración de Cs
c_crit=1e-5;
iCs=(C(13)>=c_crit);
dCdZ (13)=iCs*dCdZ (13);

end

```

F.4.5. Resultados modelo

Caso 1a

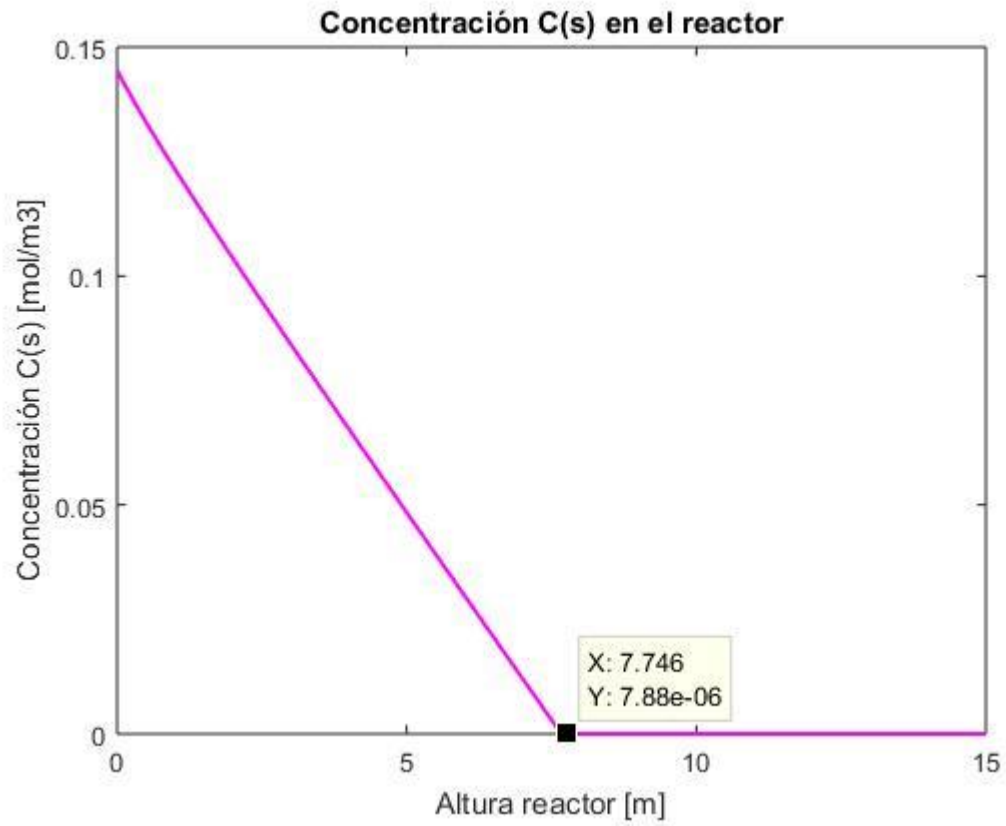
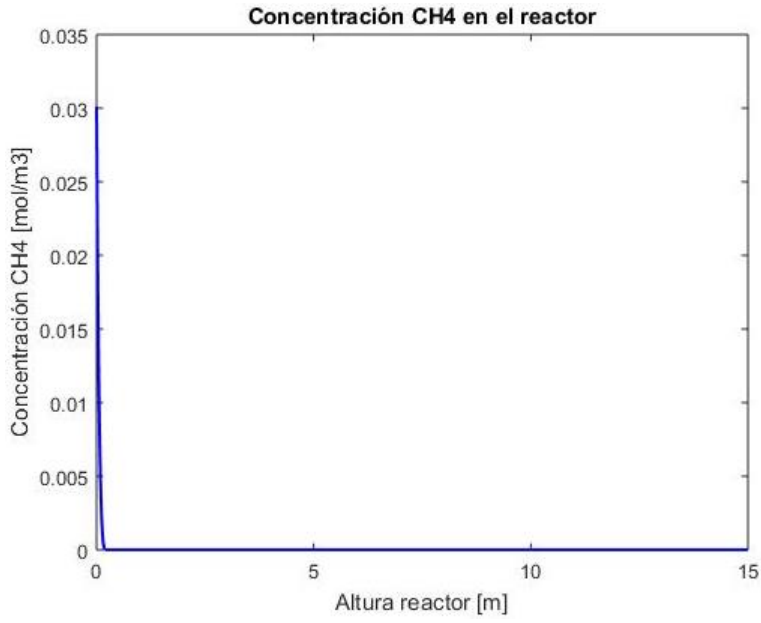
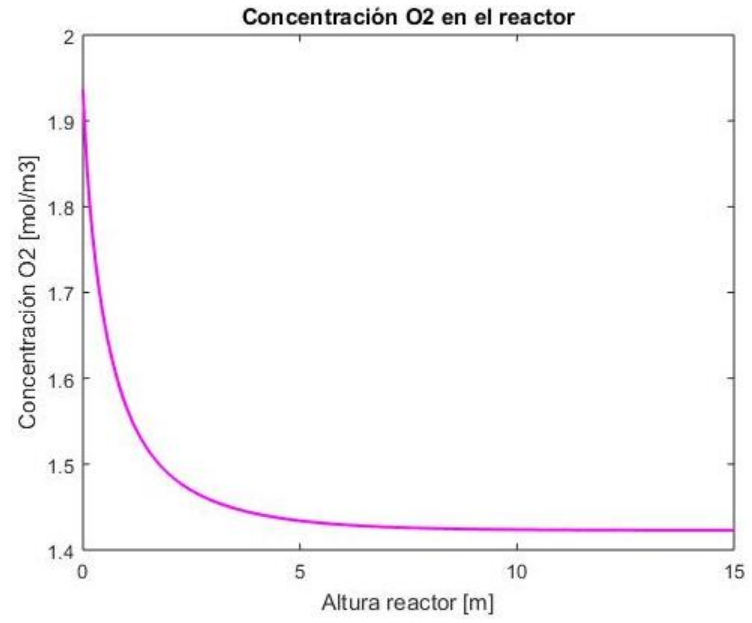


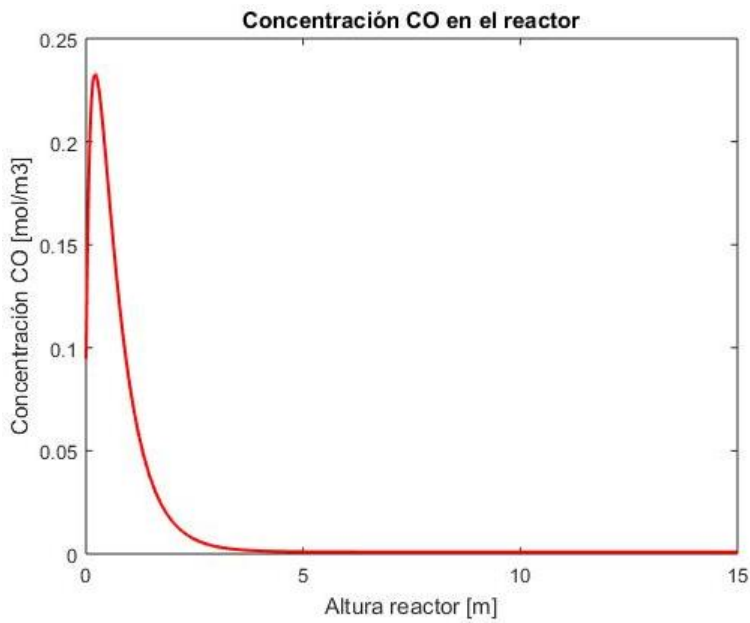
Figura 32: Resultados modelo caso 1a: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.



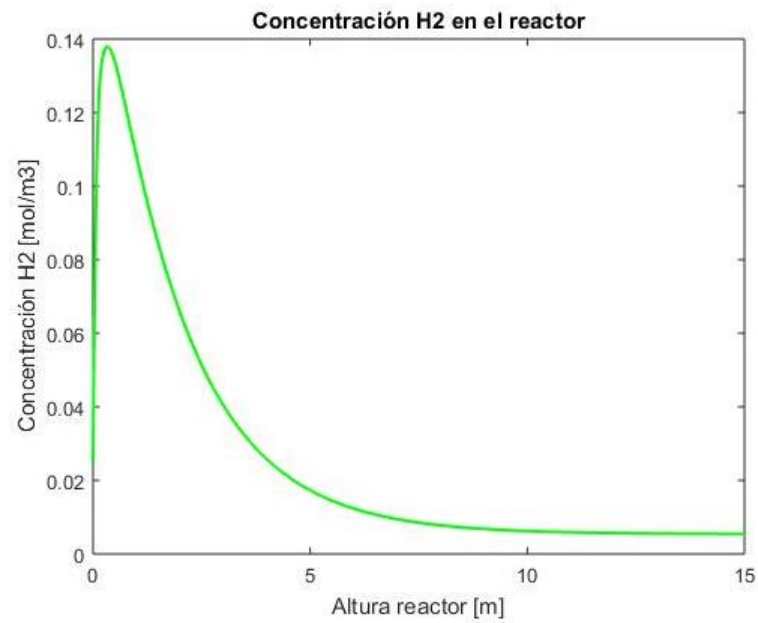
(a)



(b)

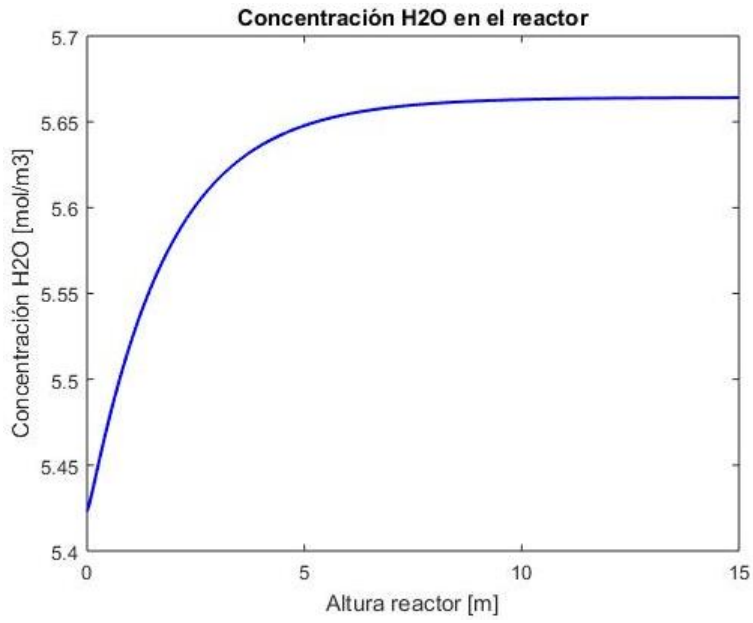


(c)

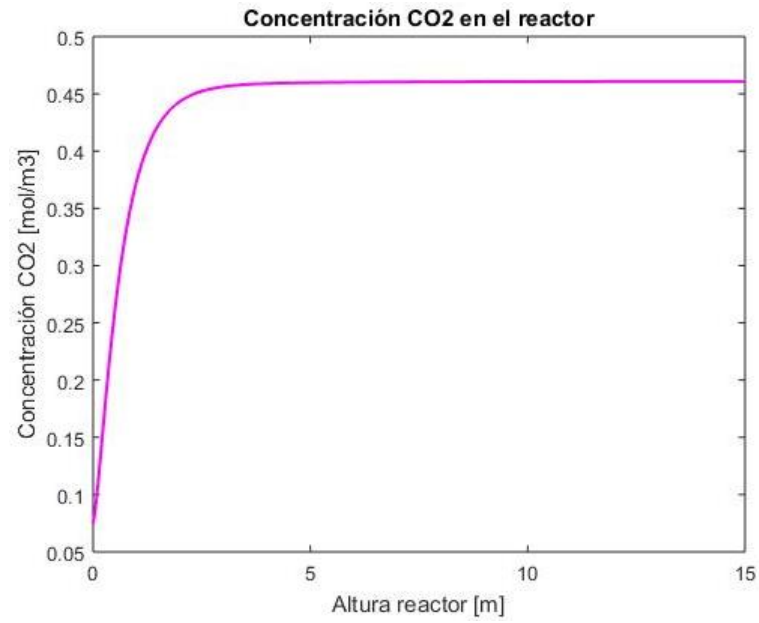


(d)

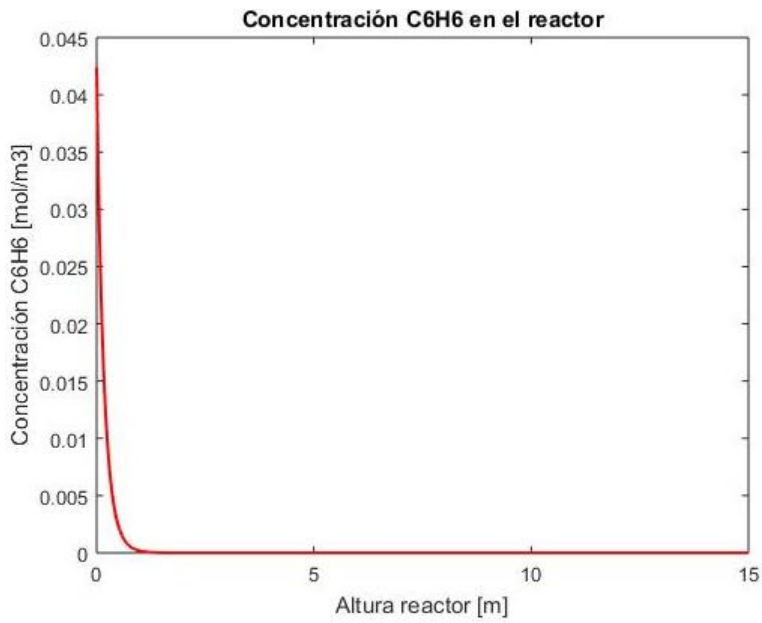
Figura 33: Resultados modelo caso 1a: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .



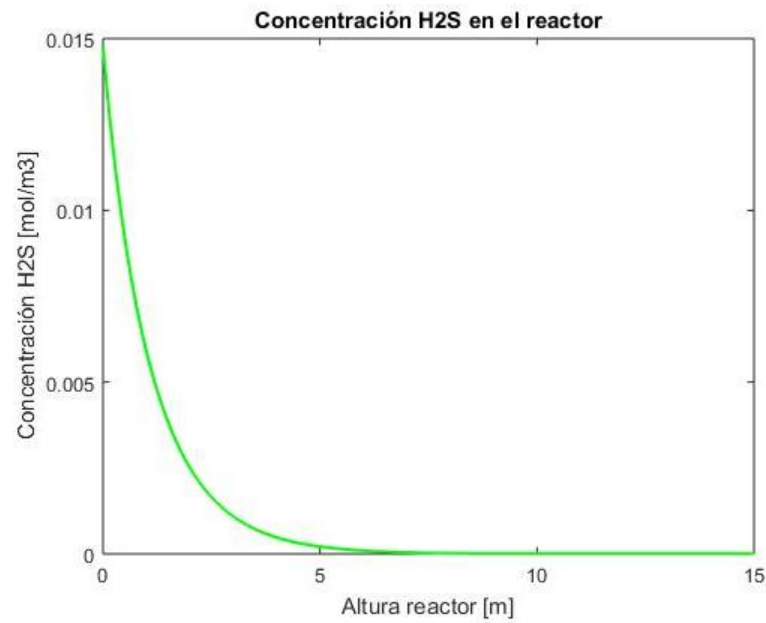
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 34: Resultados modelo caso 1a: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .

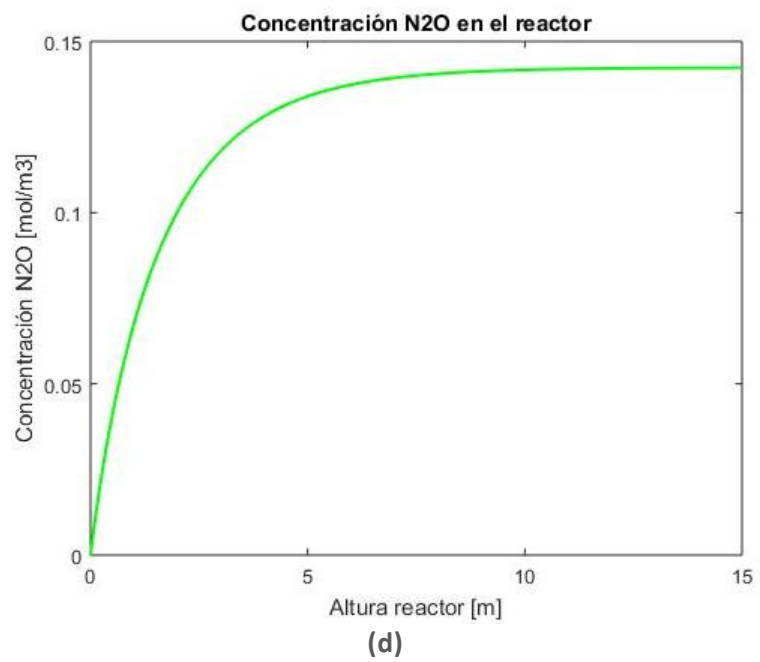
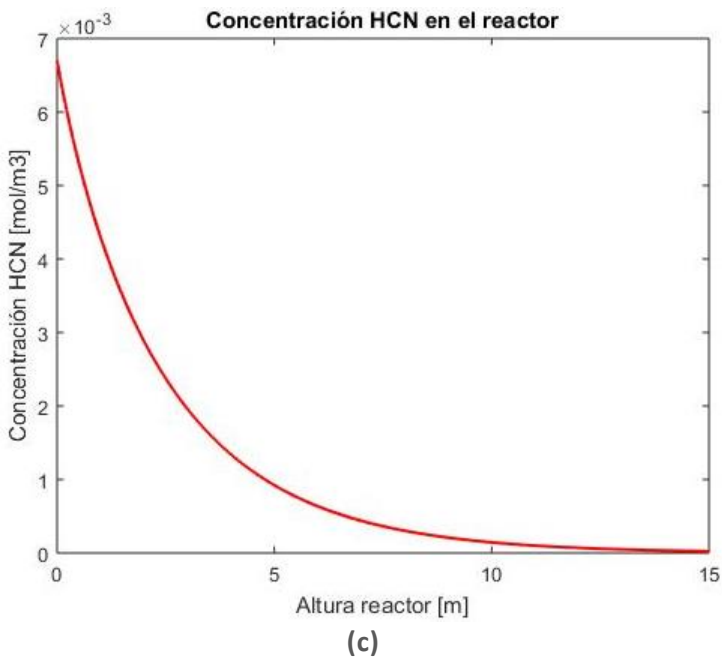
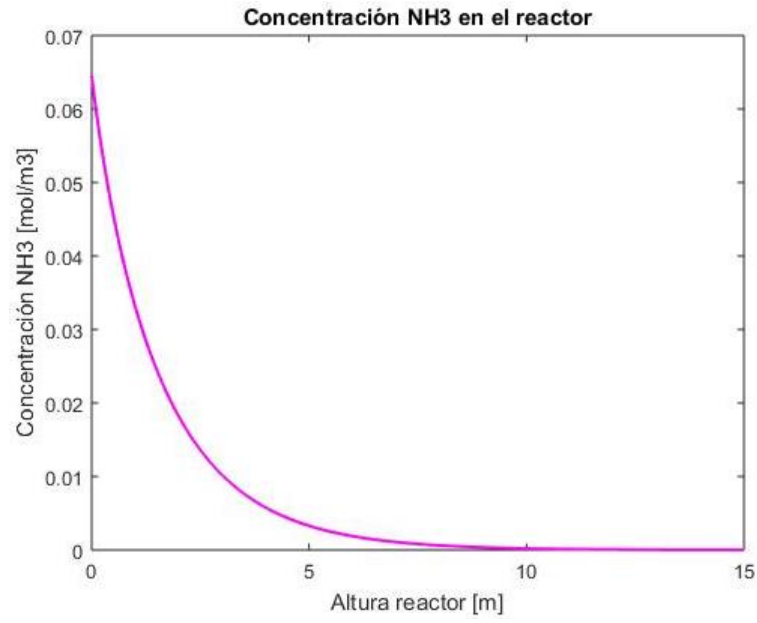
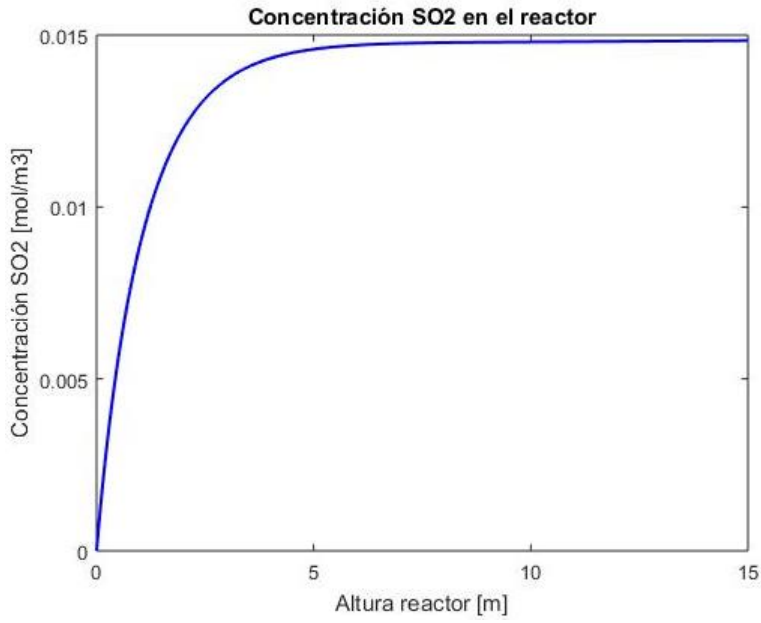


Figura 35: Resultados modelo caso 1a: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .

Caso 1b

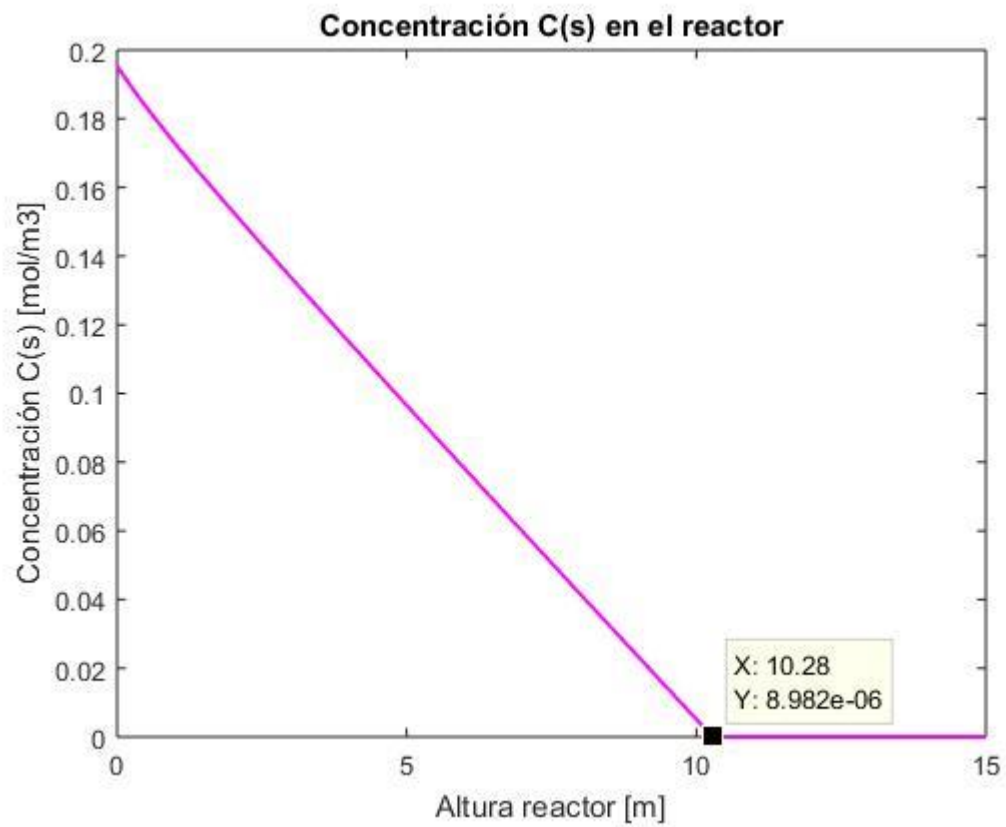


Figura 36: Resultados modelo caso 1b: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.

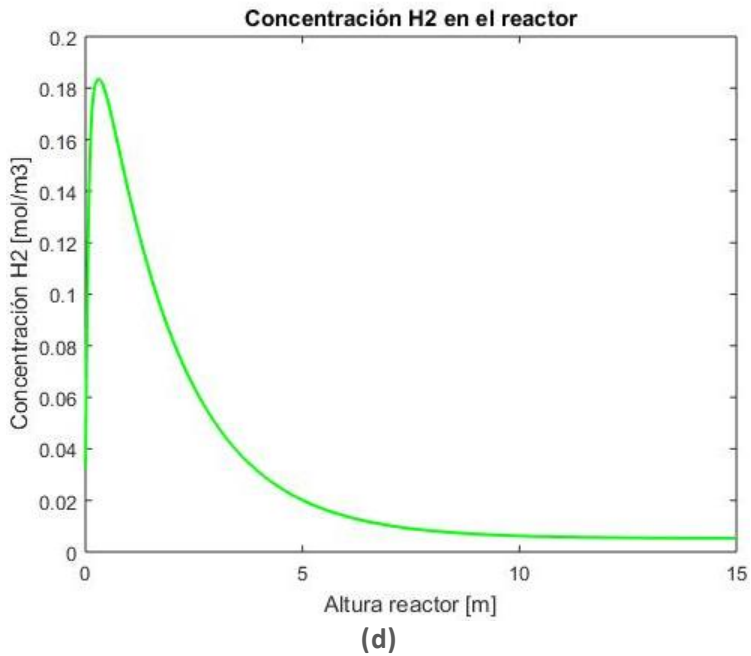
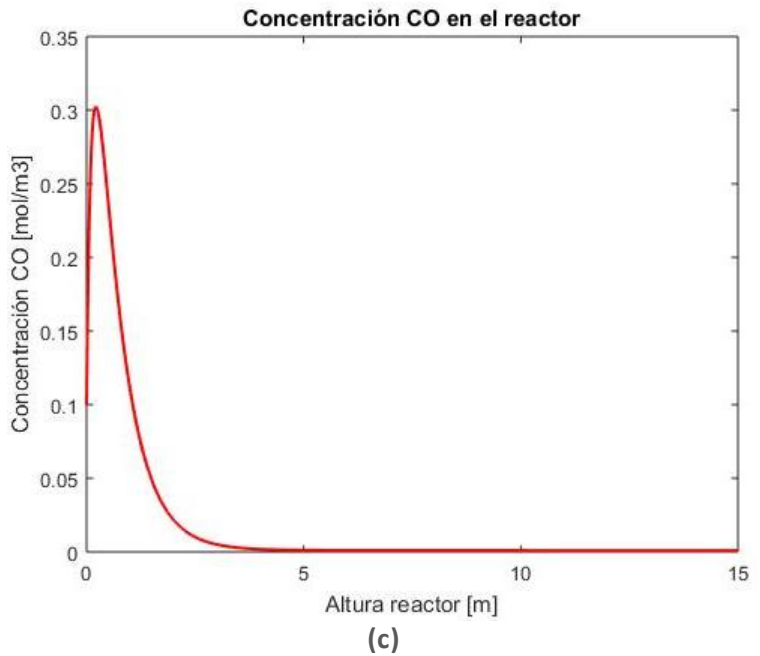
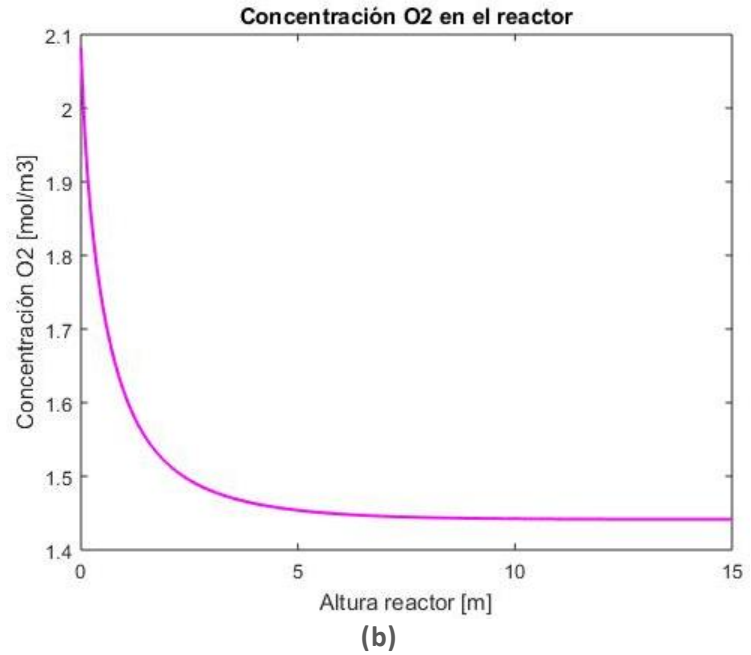
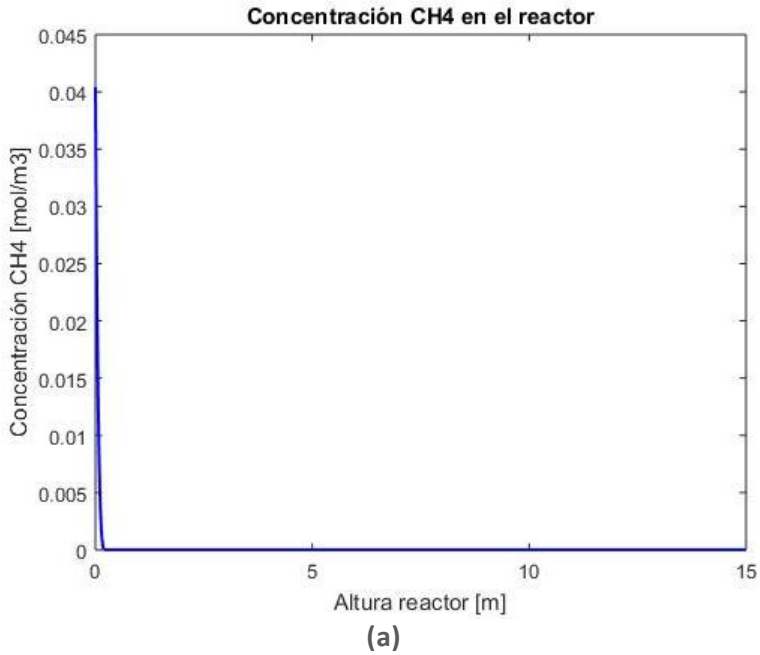


Figura 37: Resultados modelo caso 1b: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .

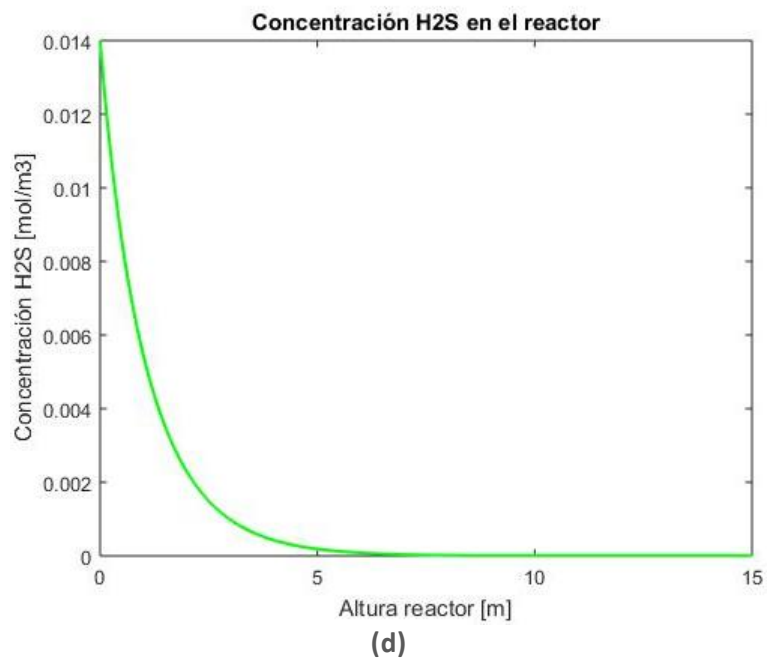
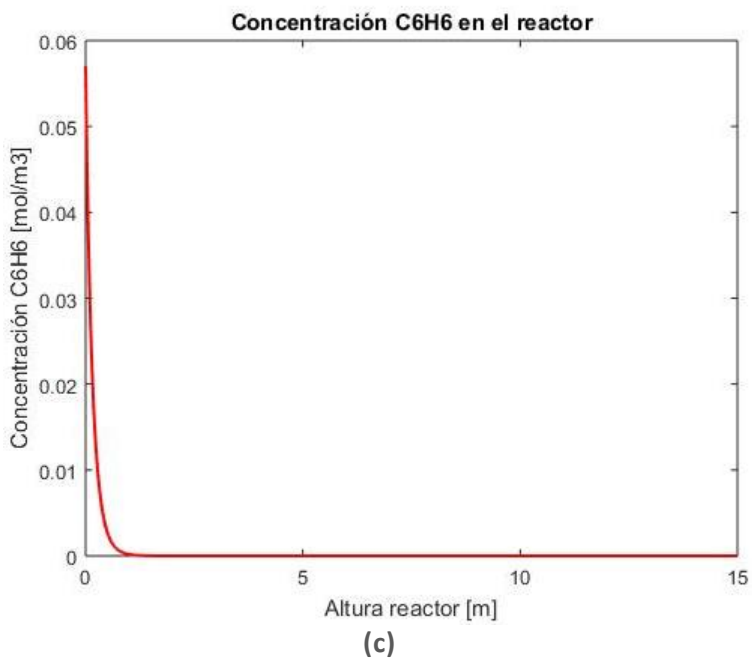
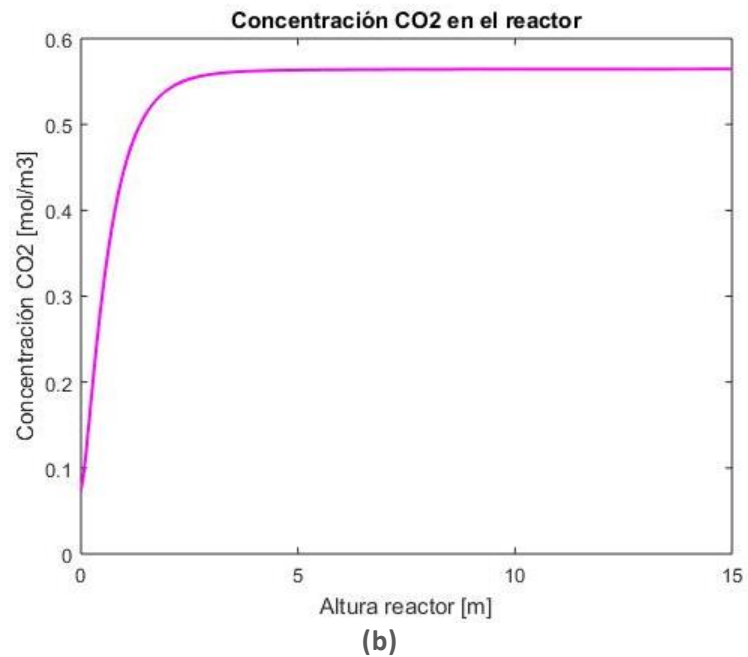
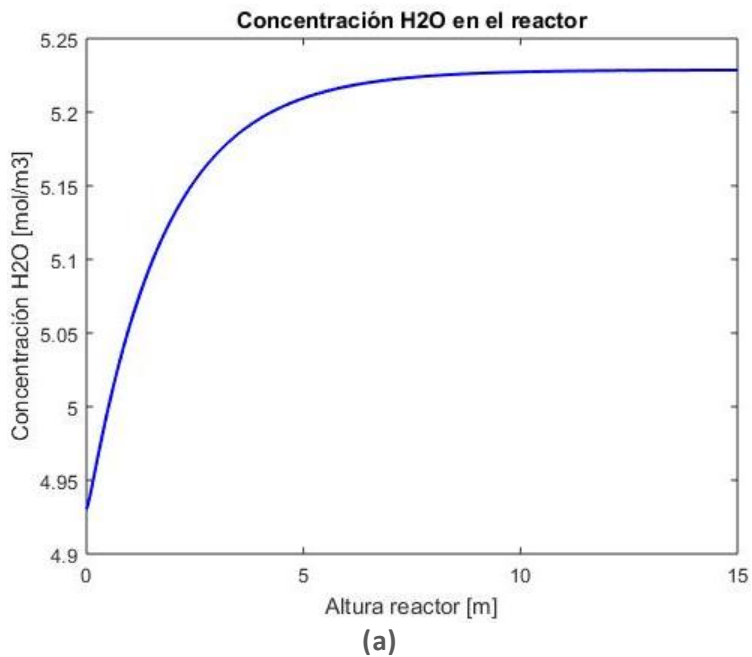


Figura 38: Resultados modelo caso 1b: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .

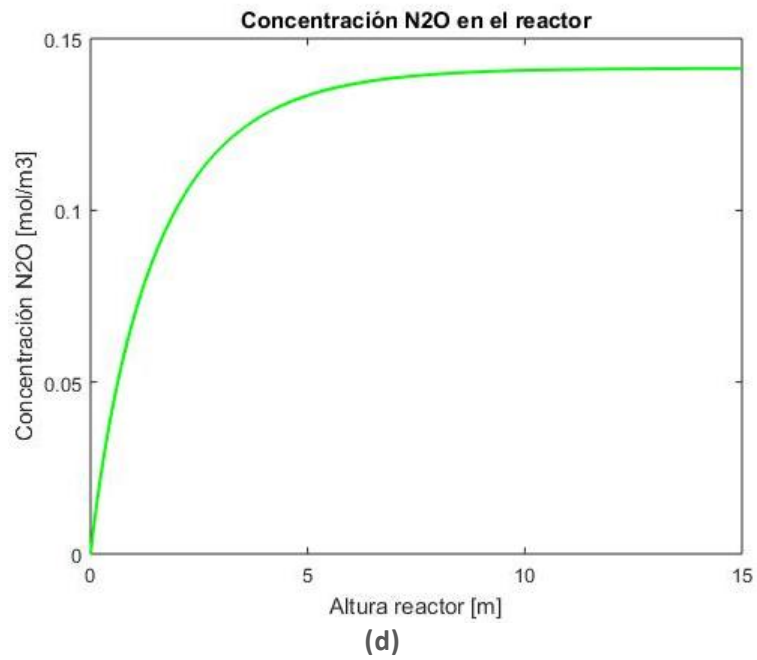
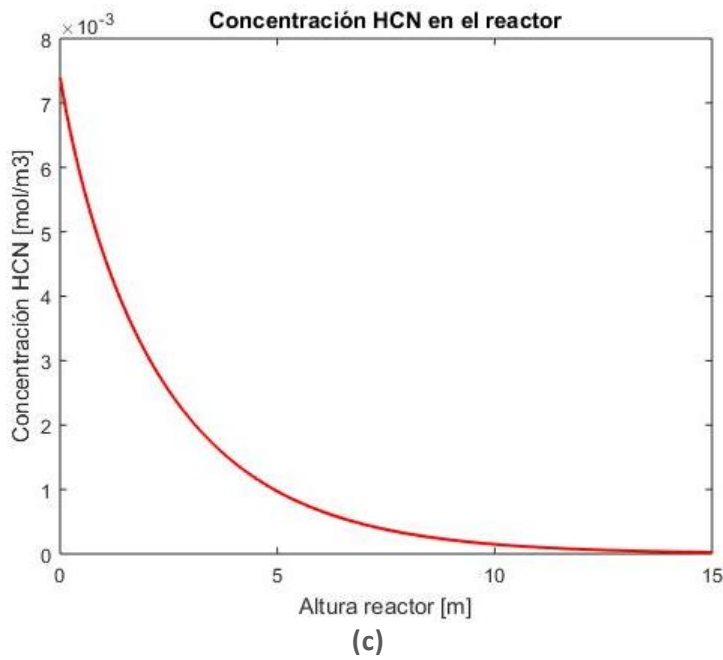
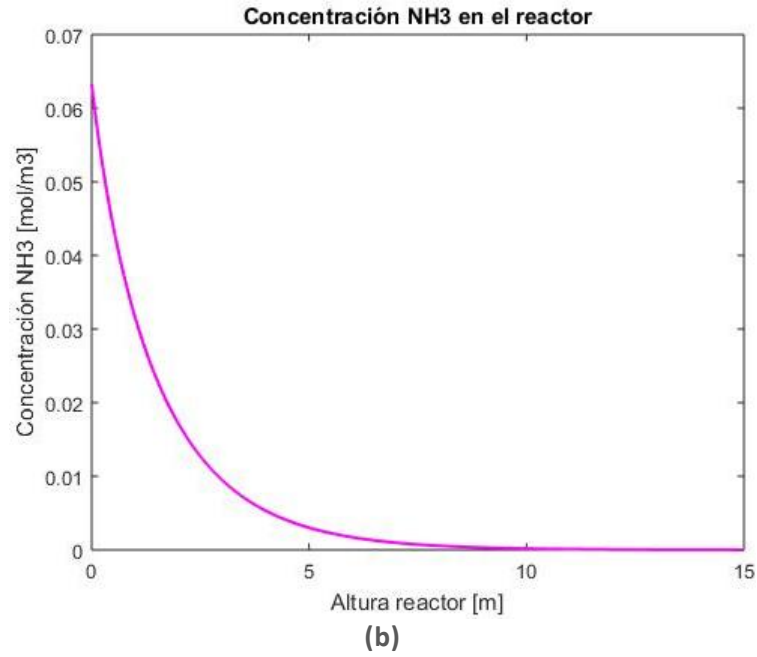
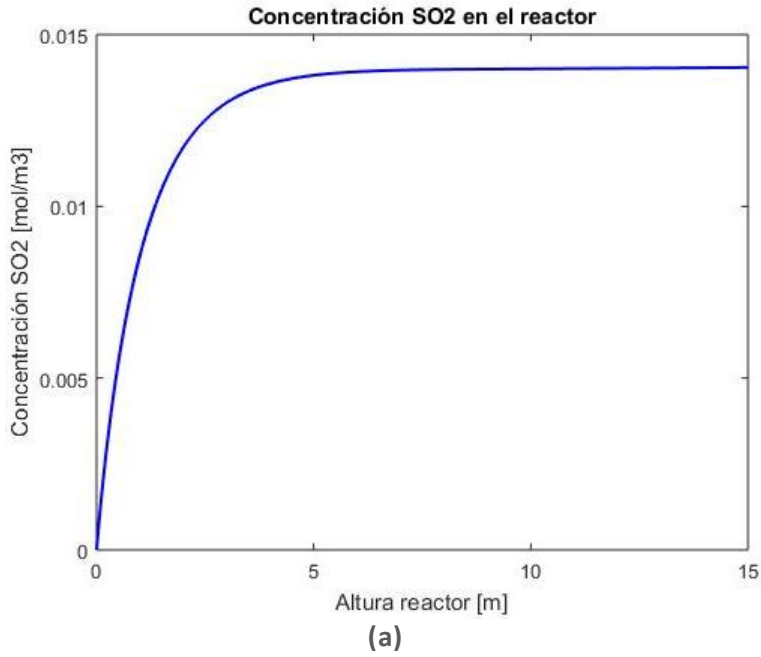


Figura 39: Resultados modelo caso 1b: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .

Caso 2a

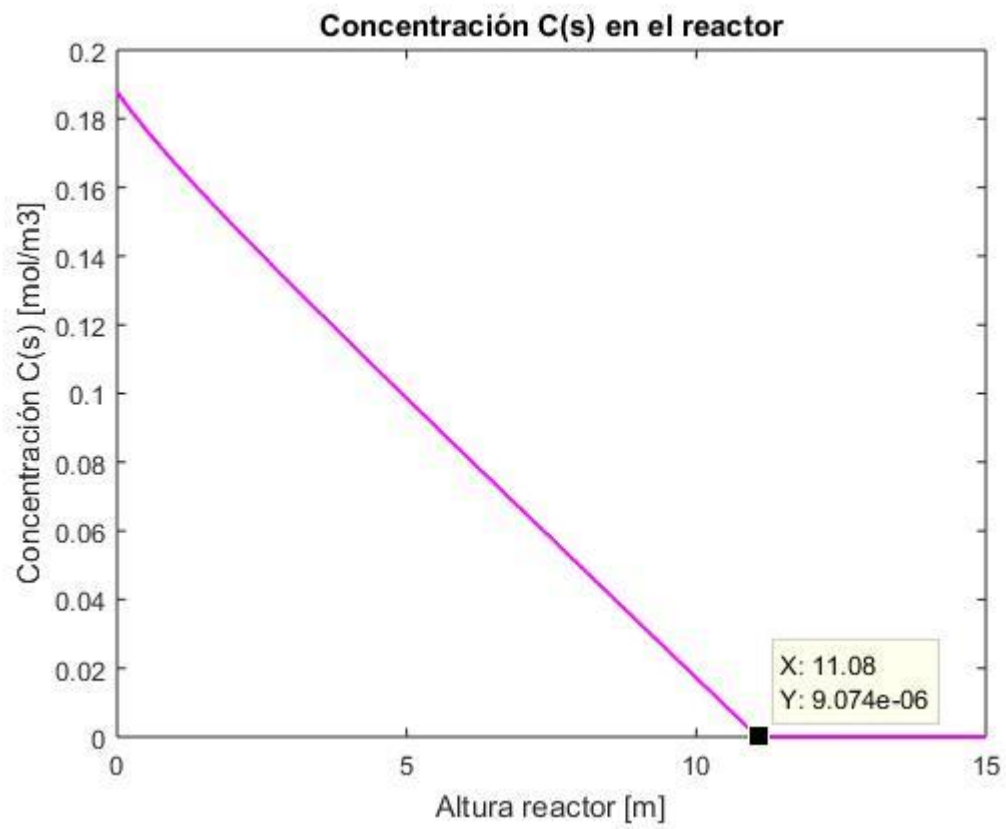


Figura 40: Resultados modelo caso 2a: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.

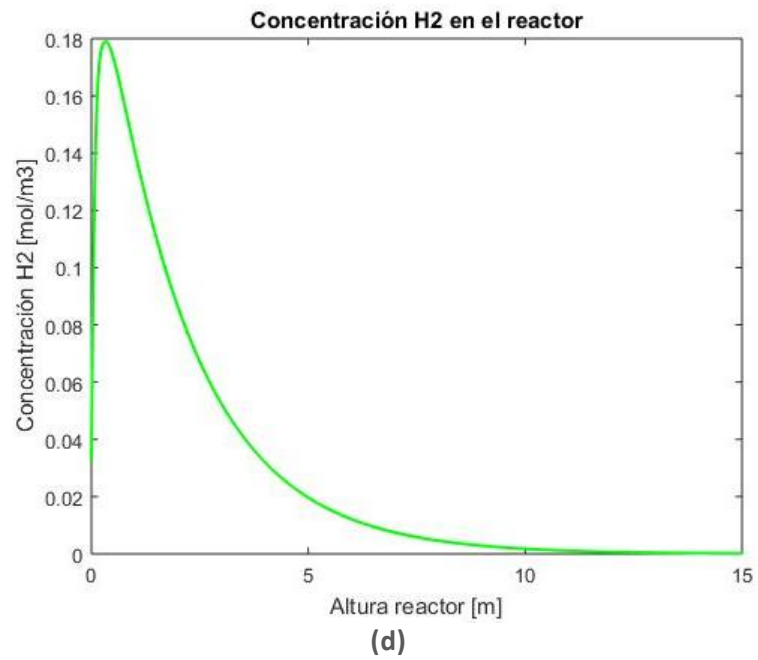
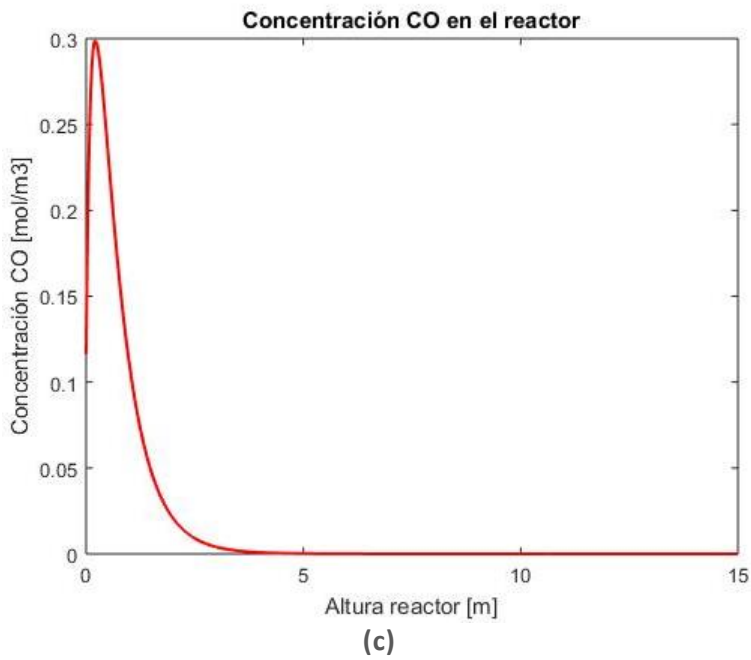
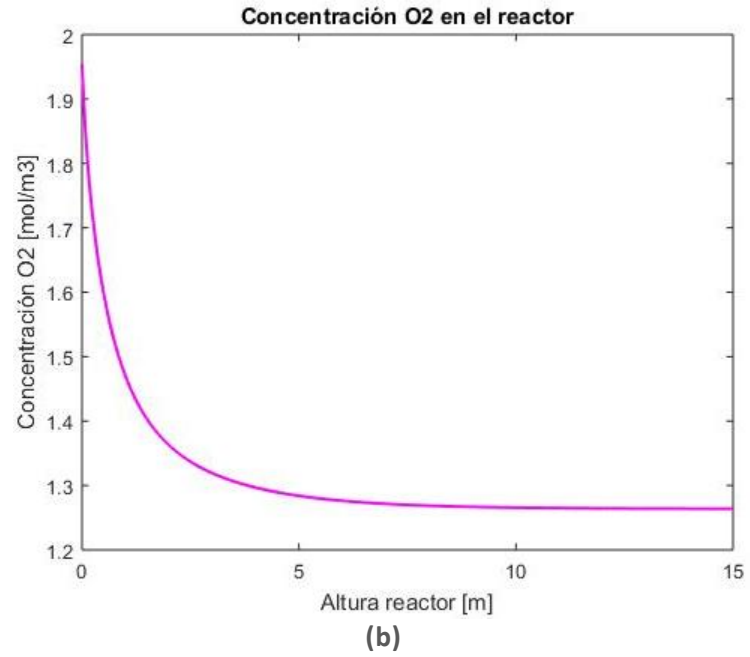
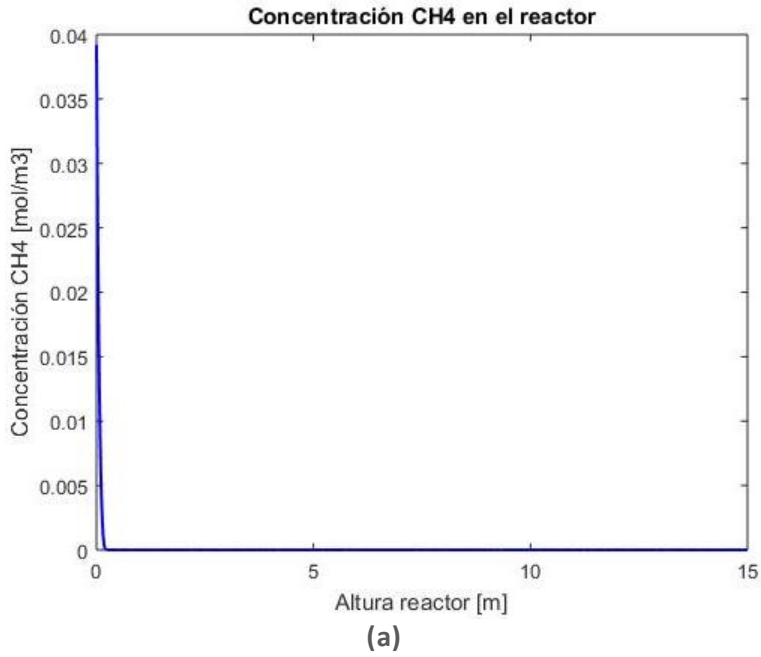


Figura 41: Resultados modelo caso 2a: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .

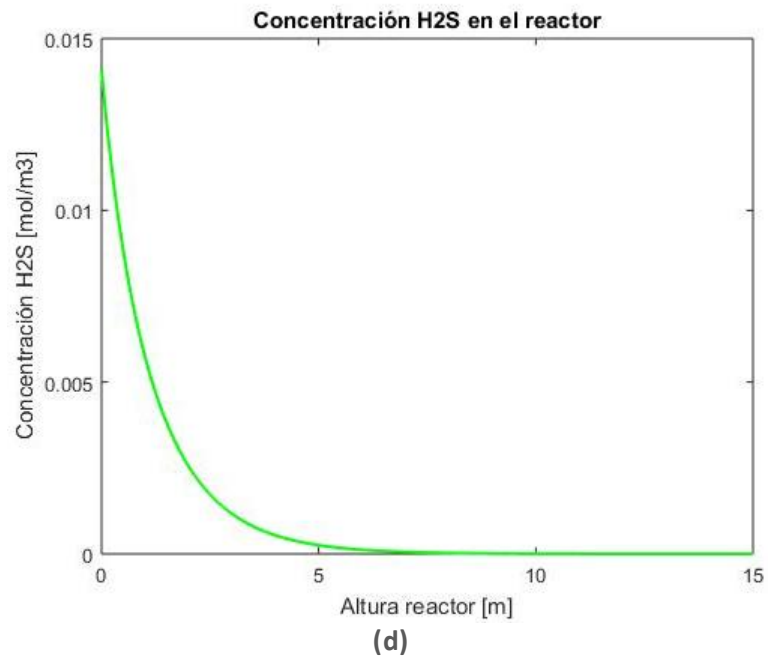
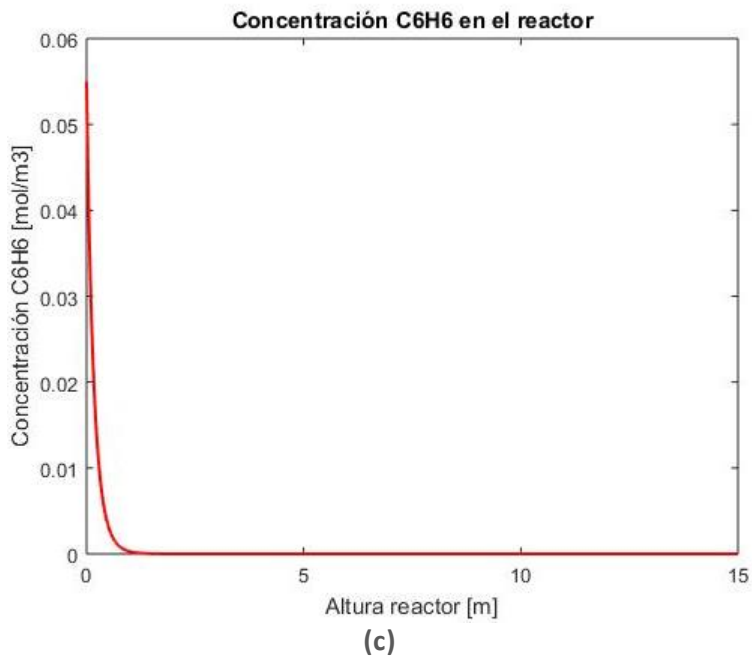
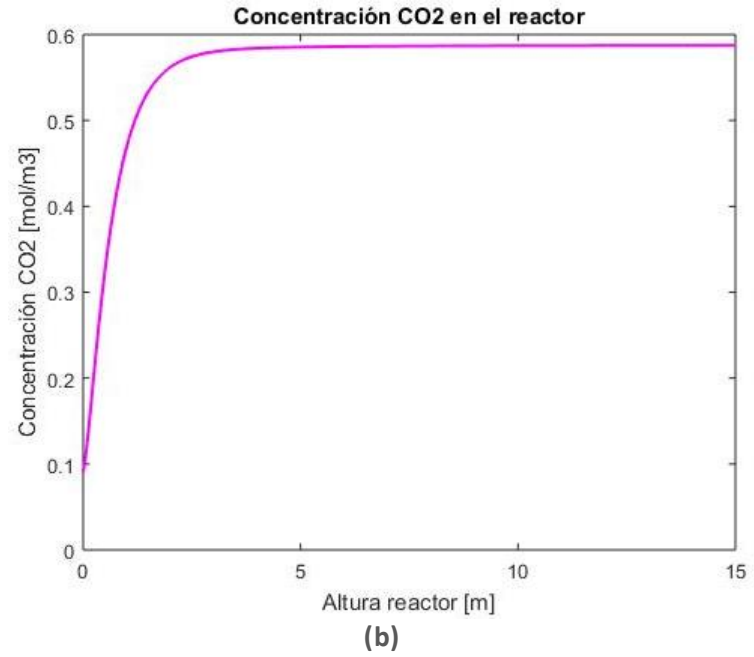
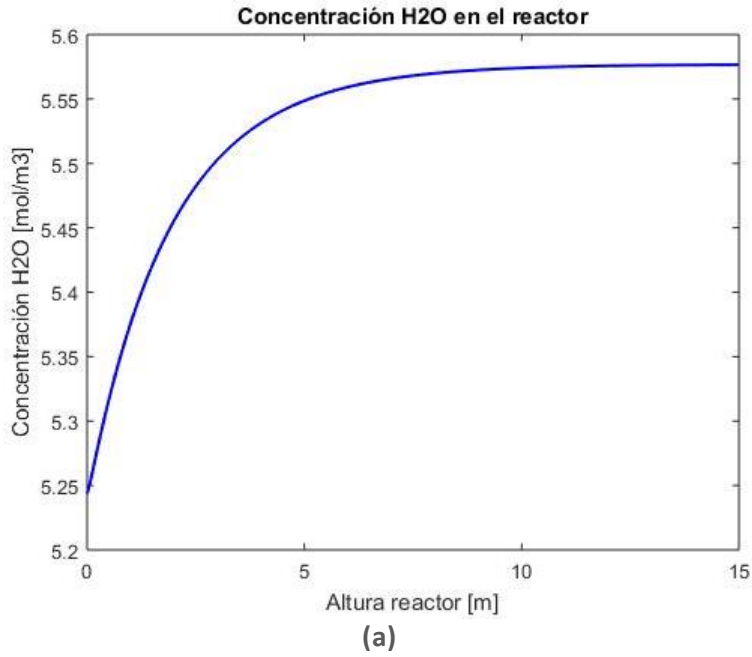


Figura 42: Resultados modelo caso 2a: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .

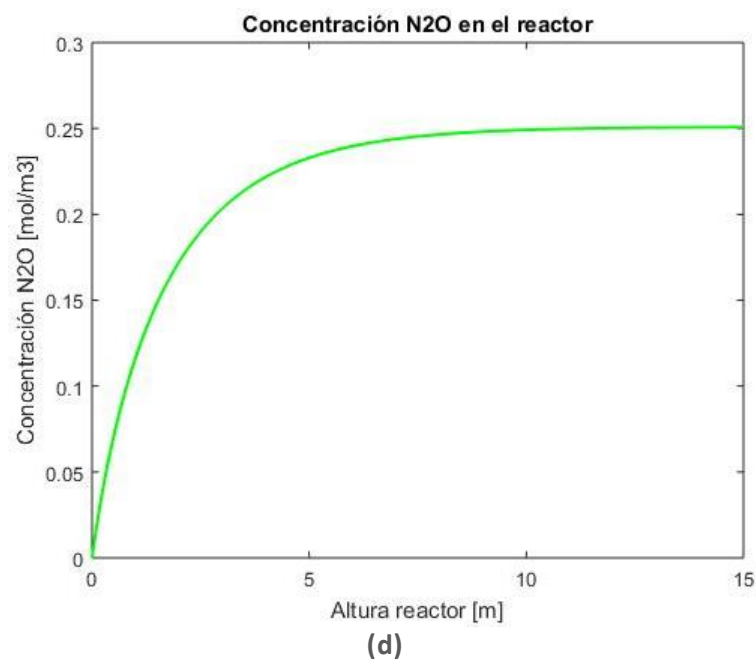
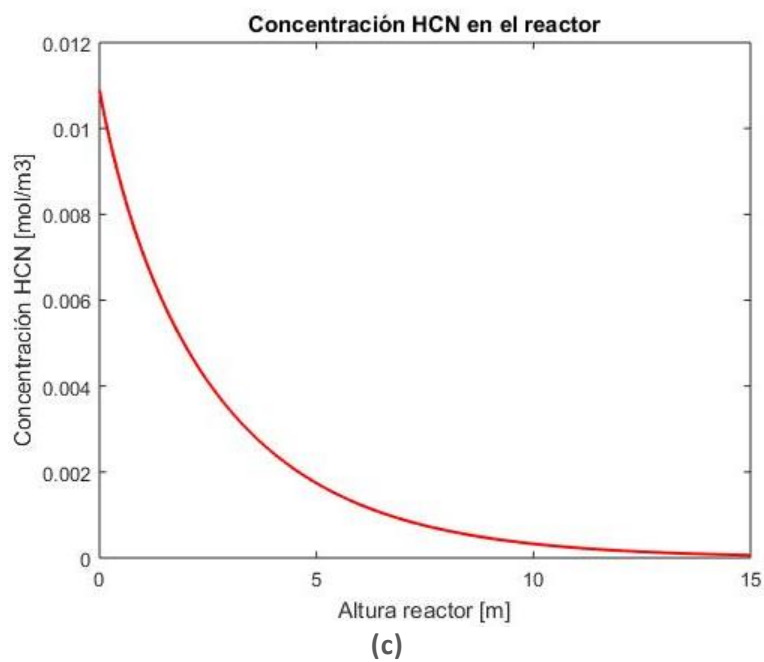
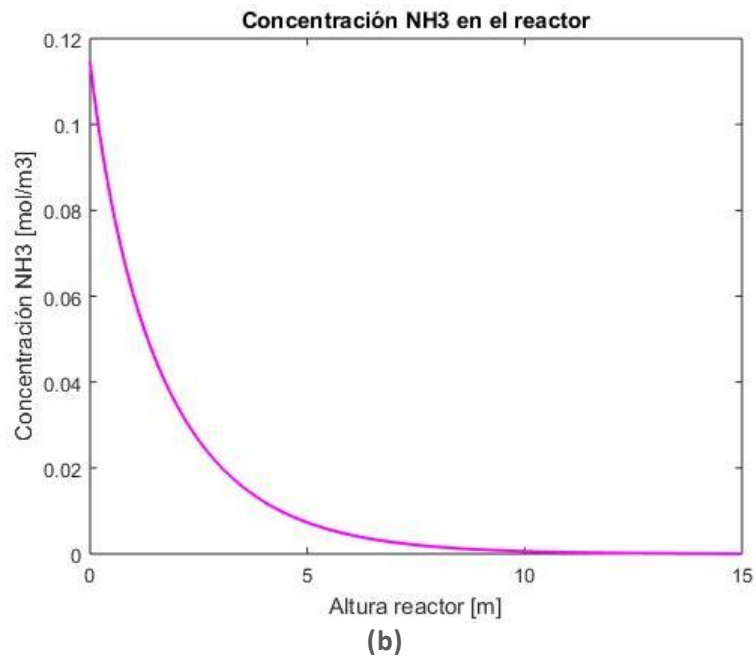
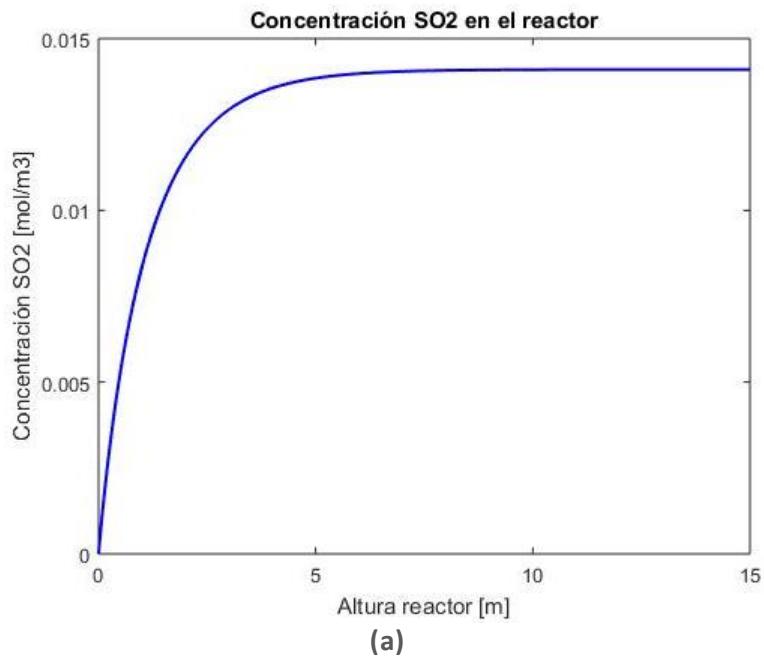


Figura 43: Resultados modelo caso 2a: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .

Caso 2b

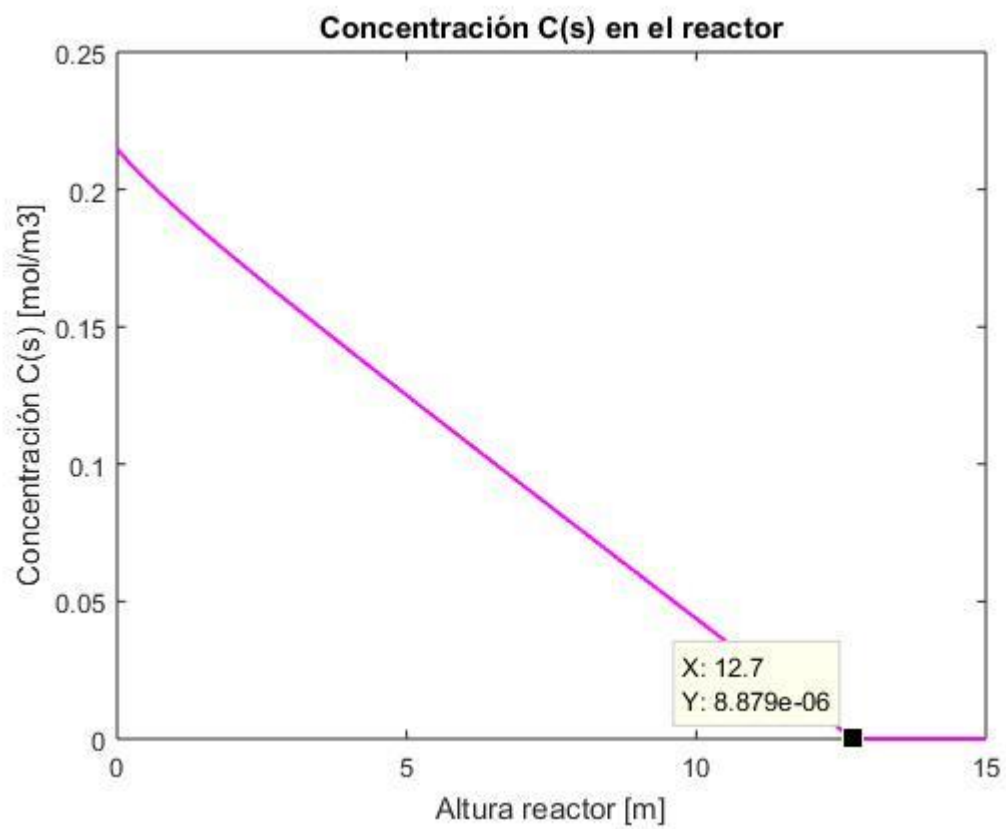


Figura 44: Resultados modelo caso 2b: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.

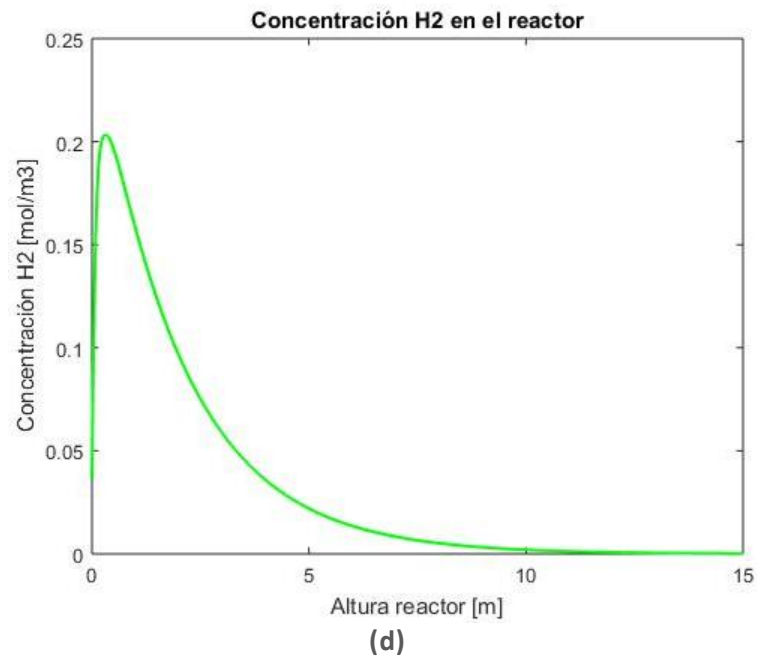
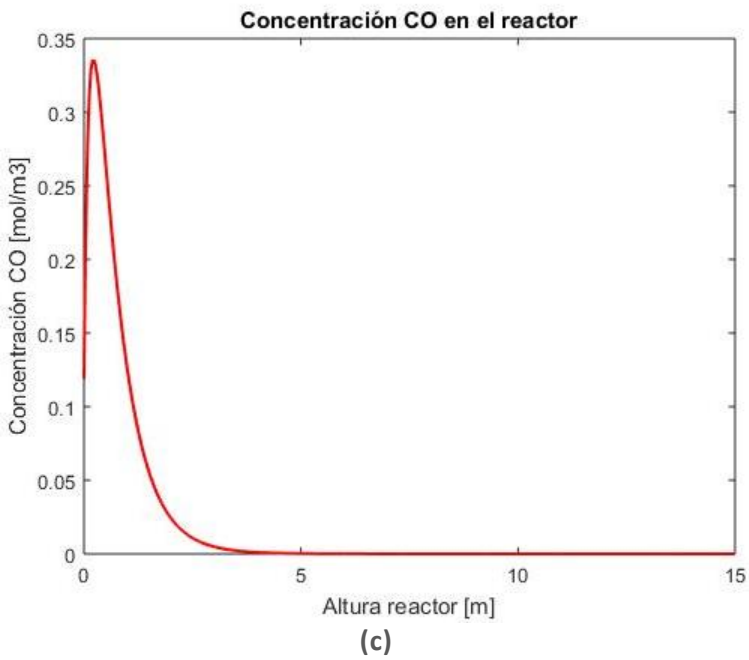
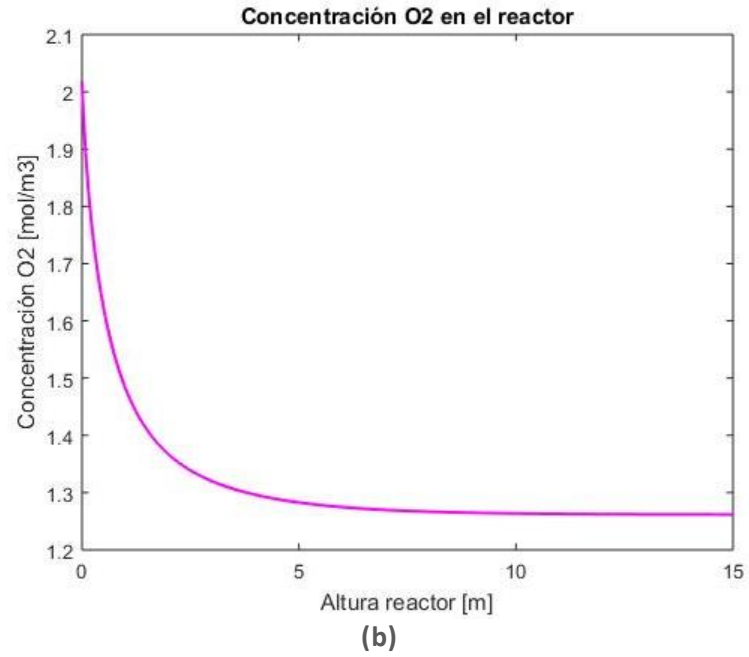
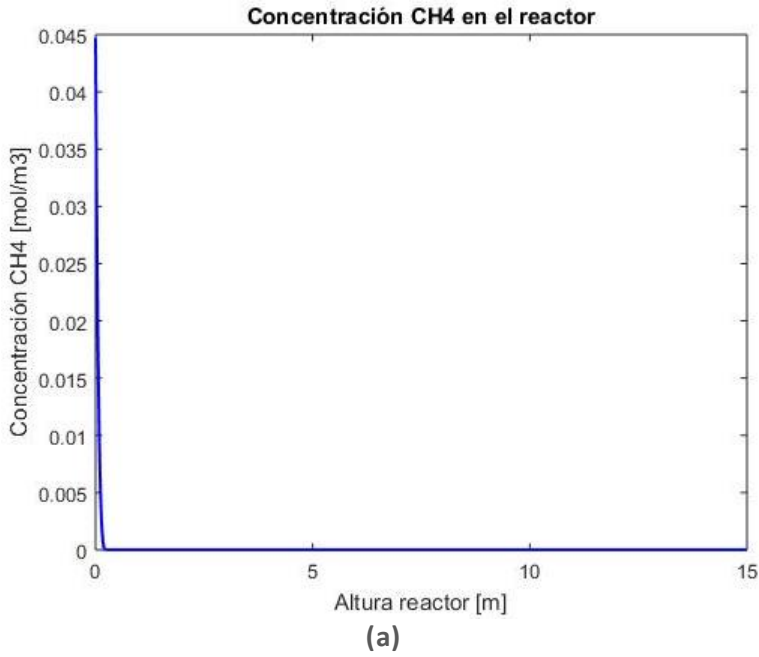


Figura 45: Resultados modelo caso 2b: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .

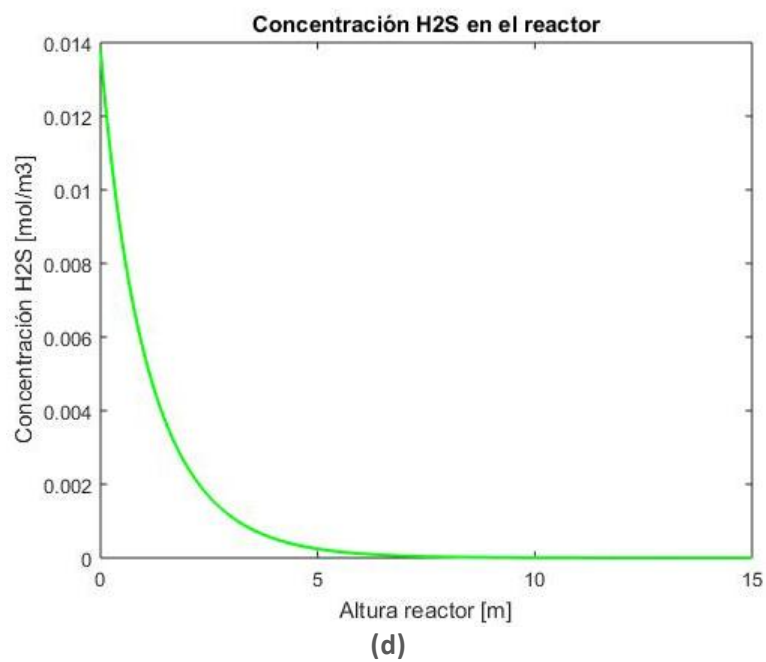
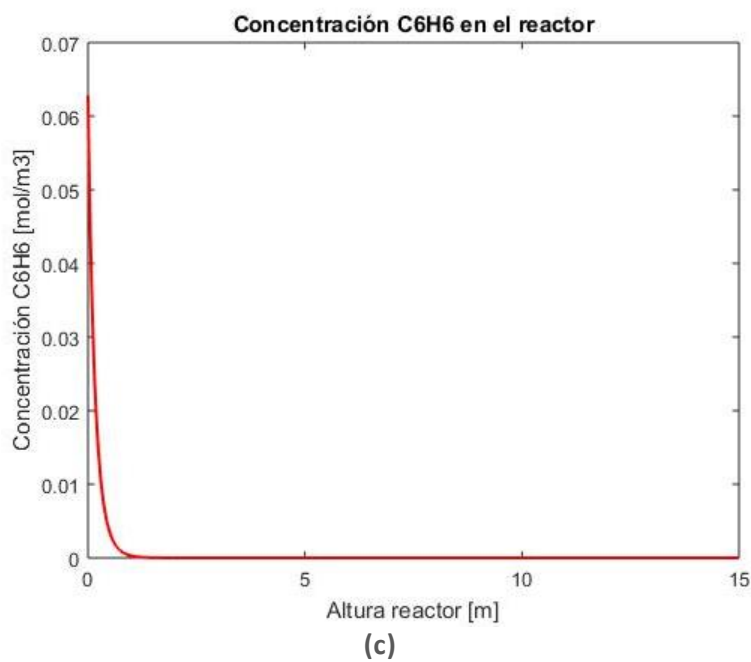
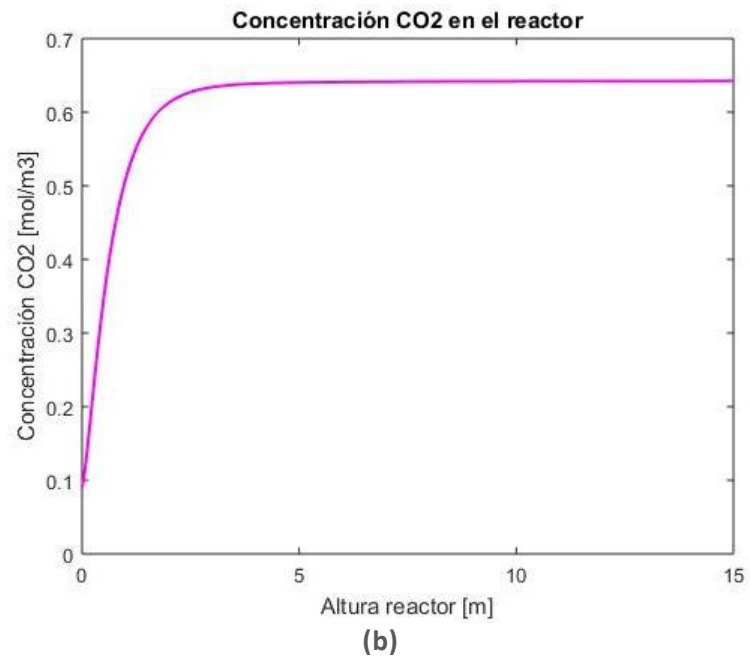
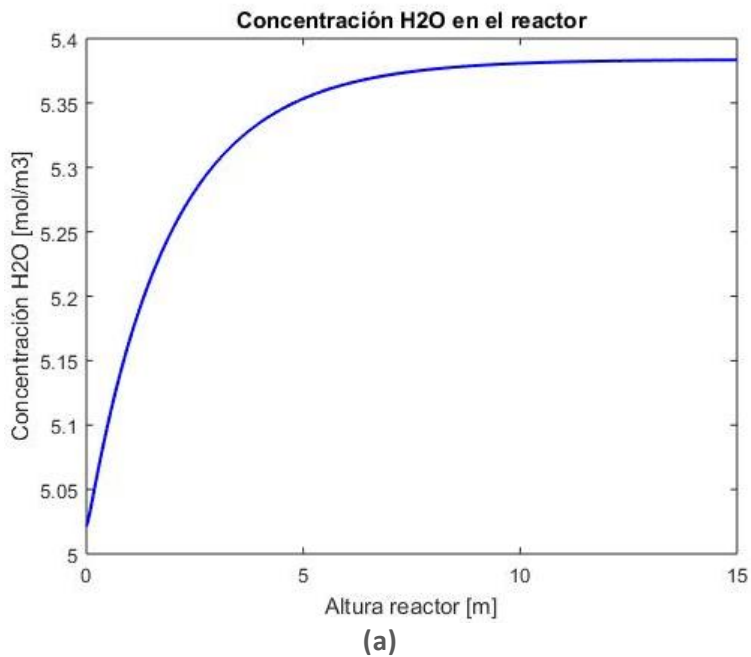


Figura 46: Resultados modelo caso 2b: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .

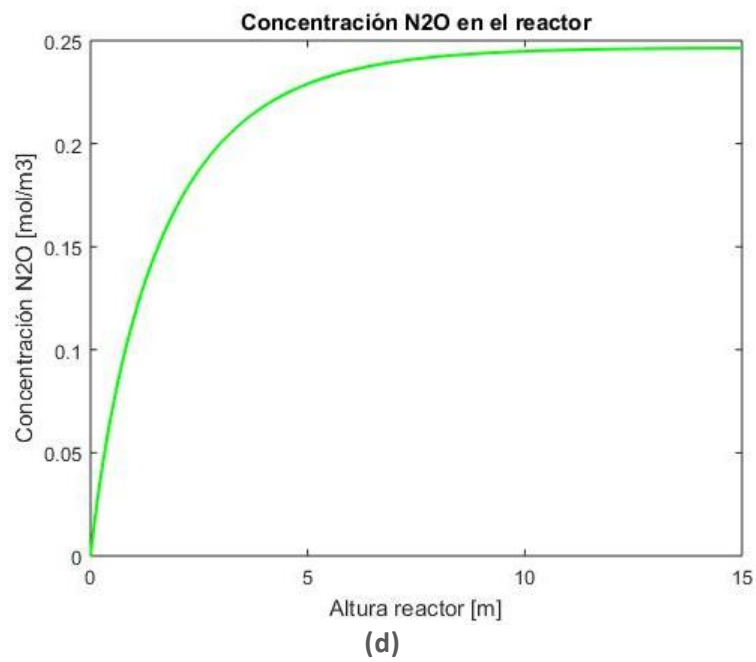
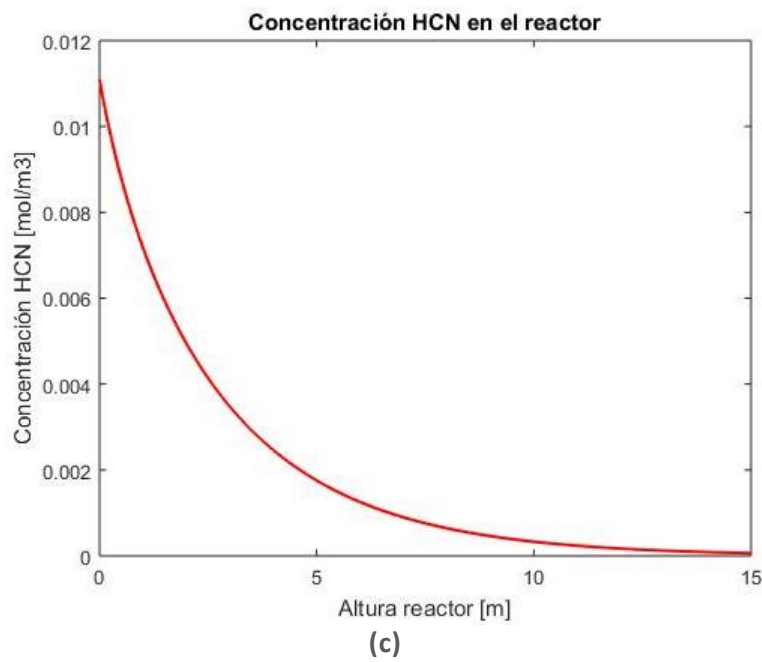
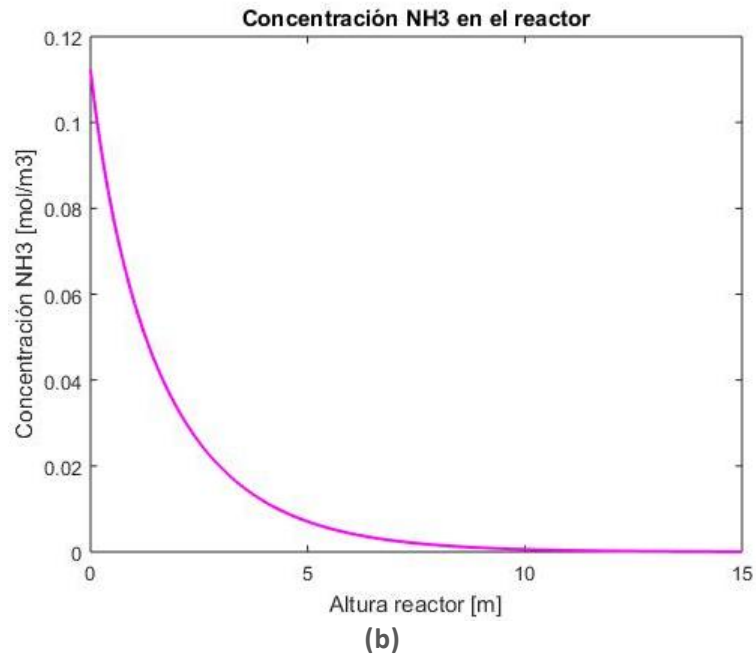
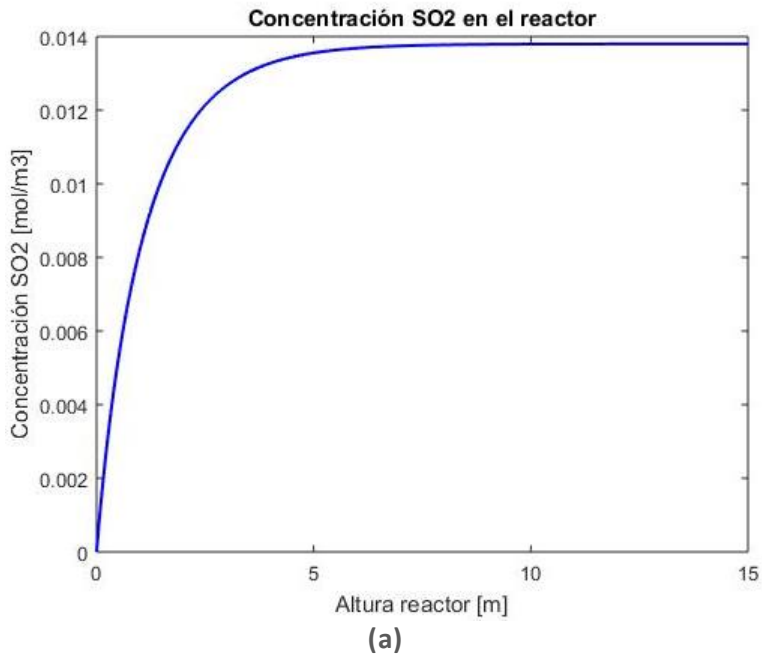


Figura 47: Resultados modelo caso 2b: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .

Caso 3a

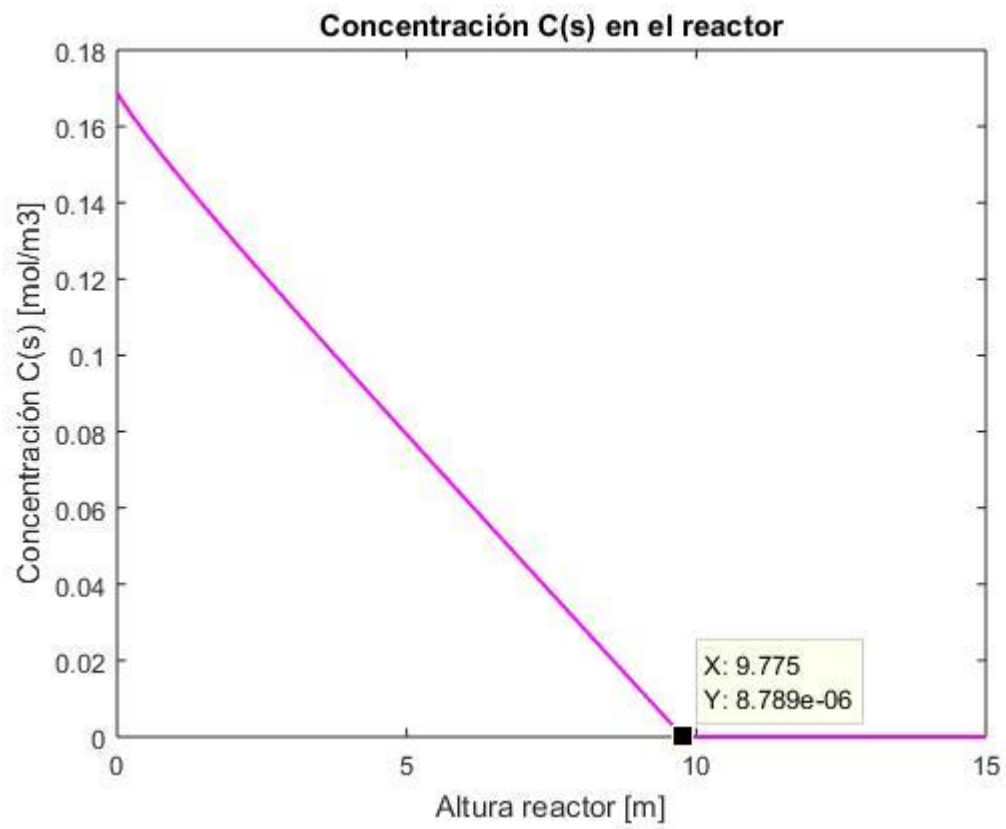


Figura 48: Resultados modelo caso 3a: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.

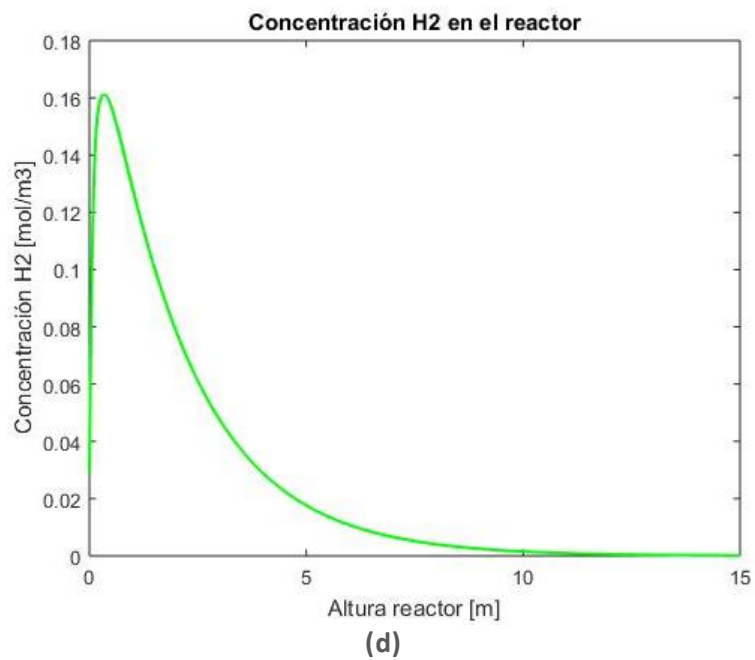
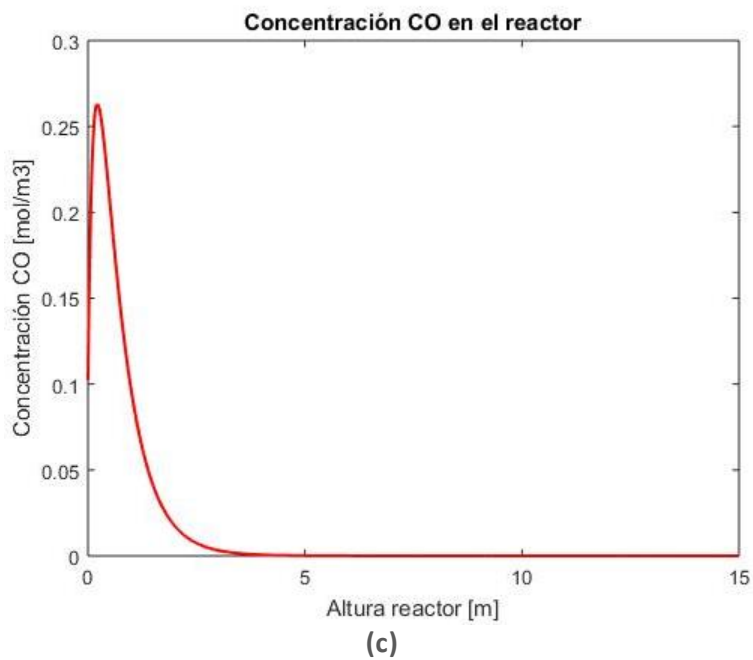
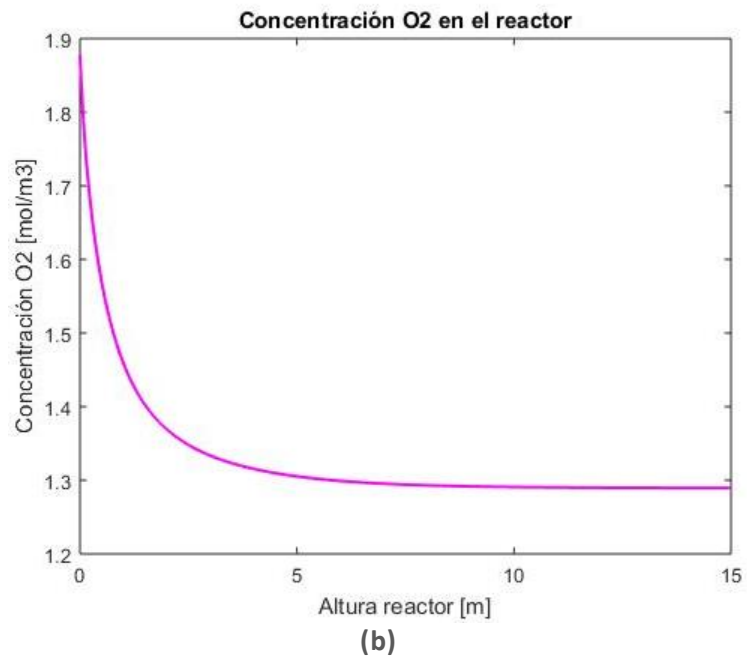
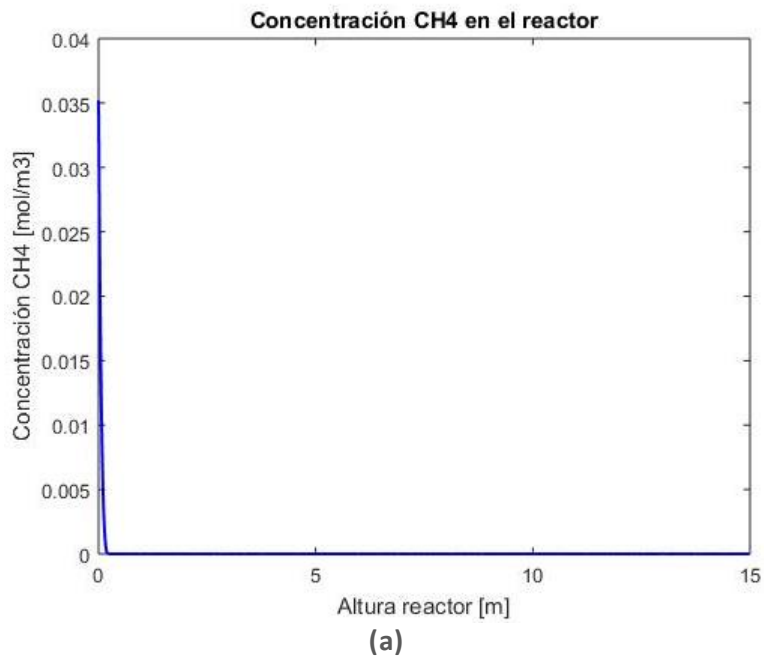


Figura 49: Resultados modelo caso 3a: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .

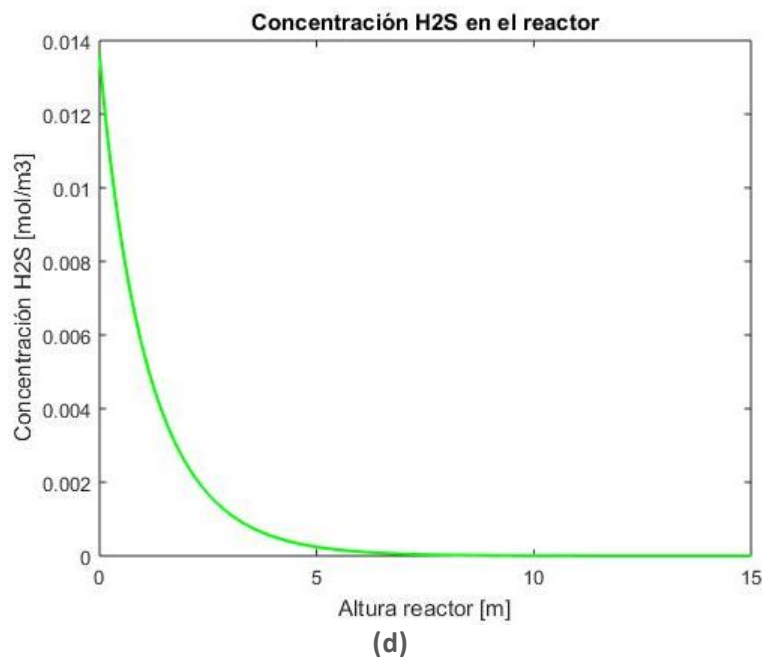
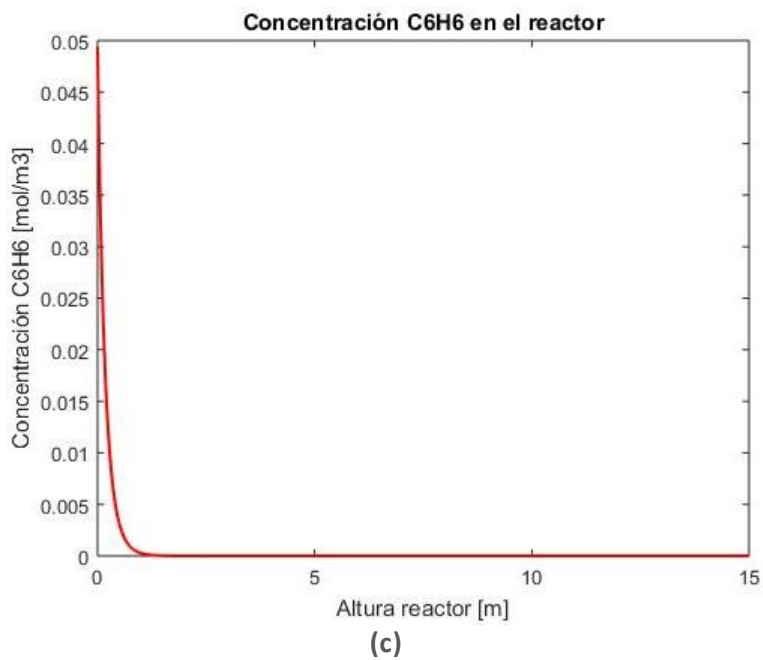
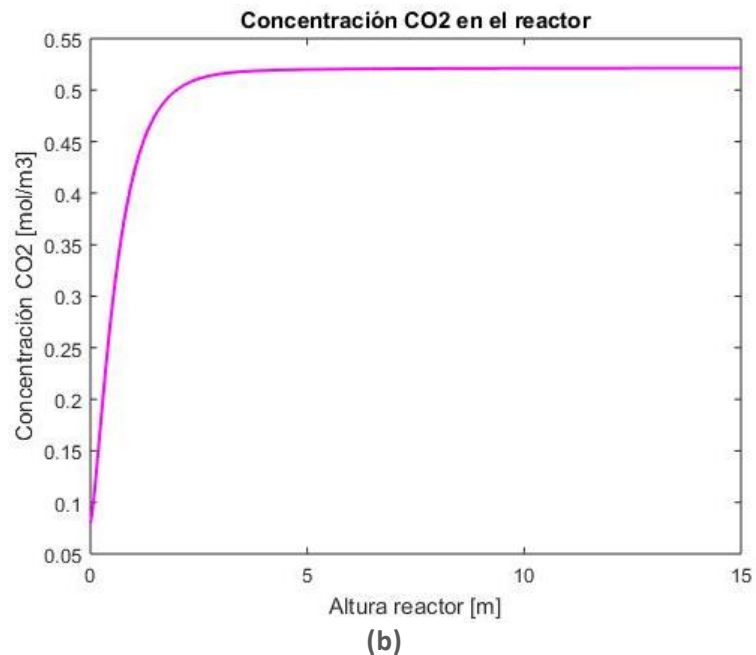
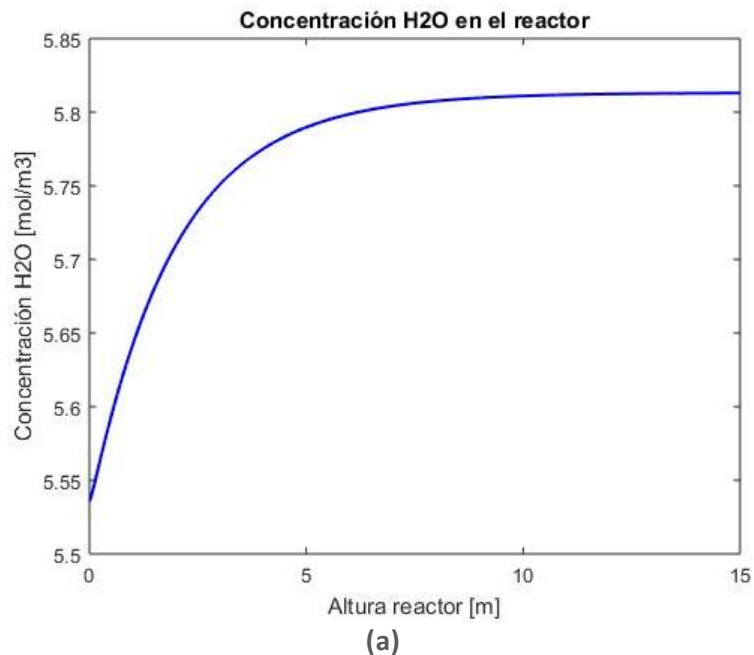


Figura 50: Resultados modelo caso 3a: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .

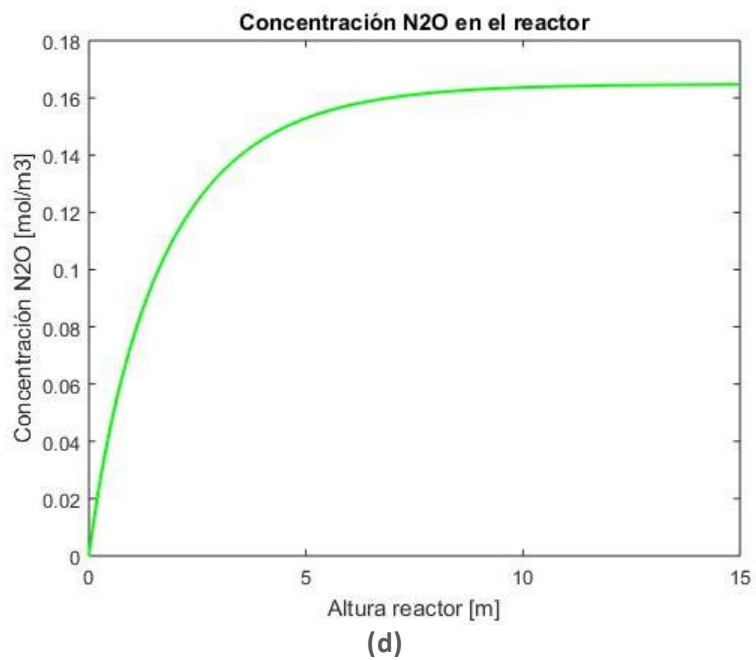
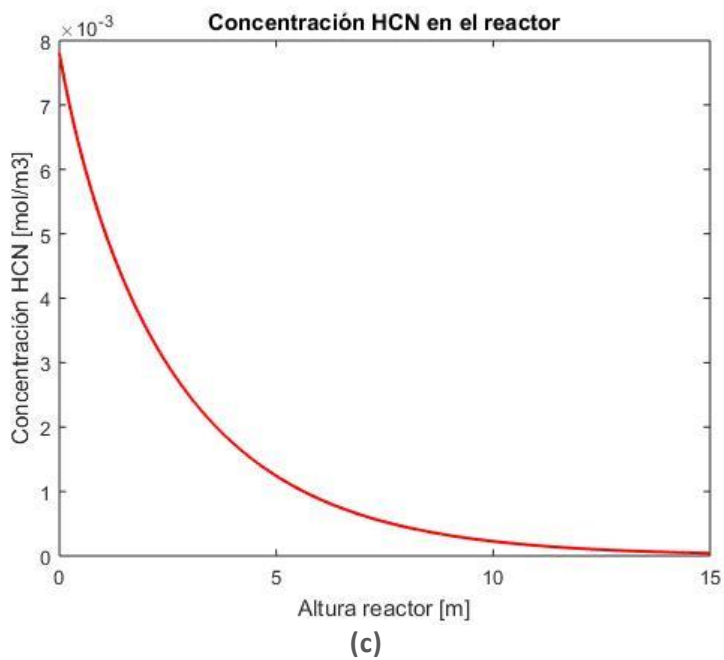
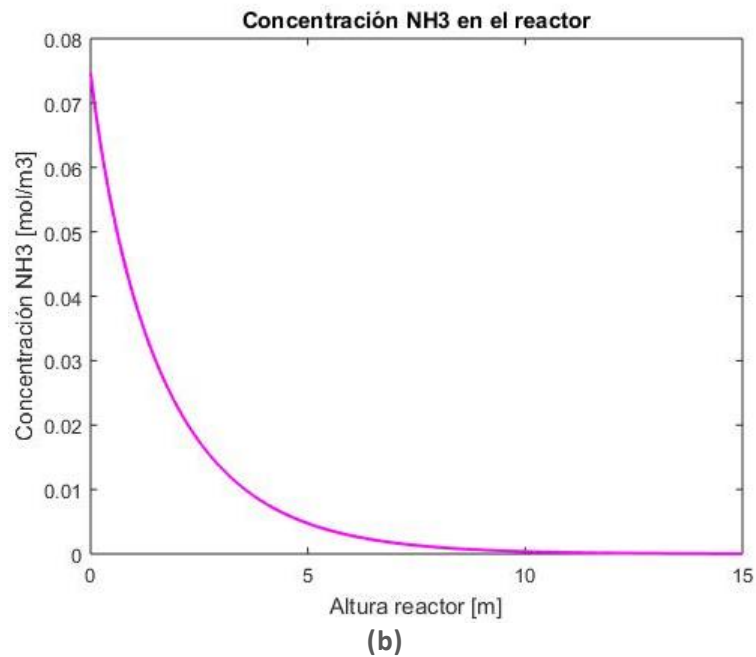
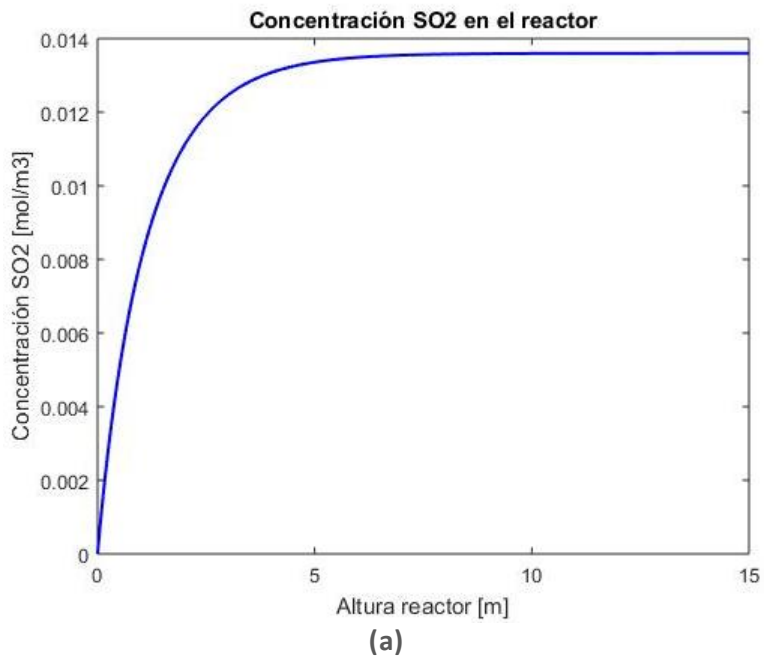


Figura 51: Resultados modelo caso 3a: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .

Caso 3b

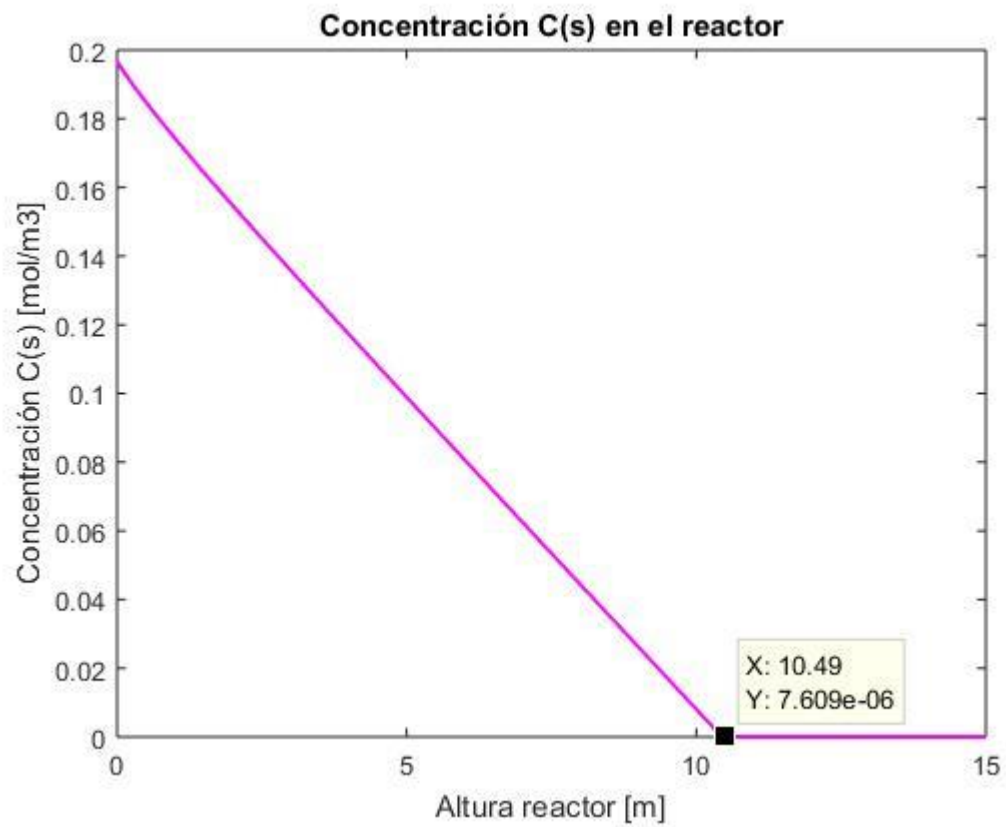
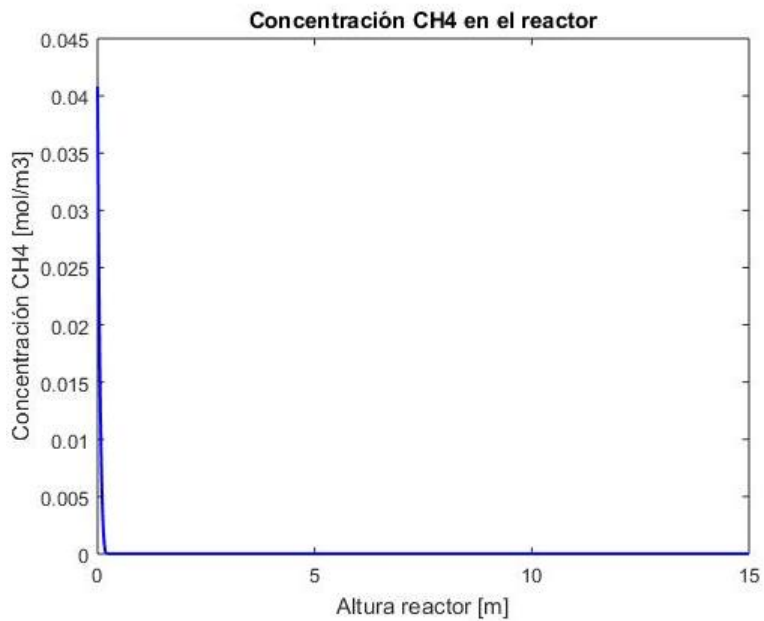
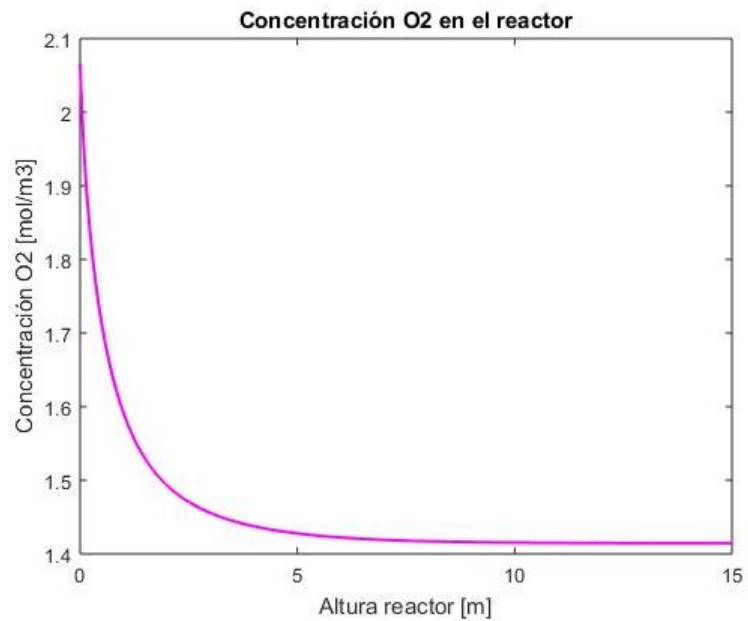


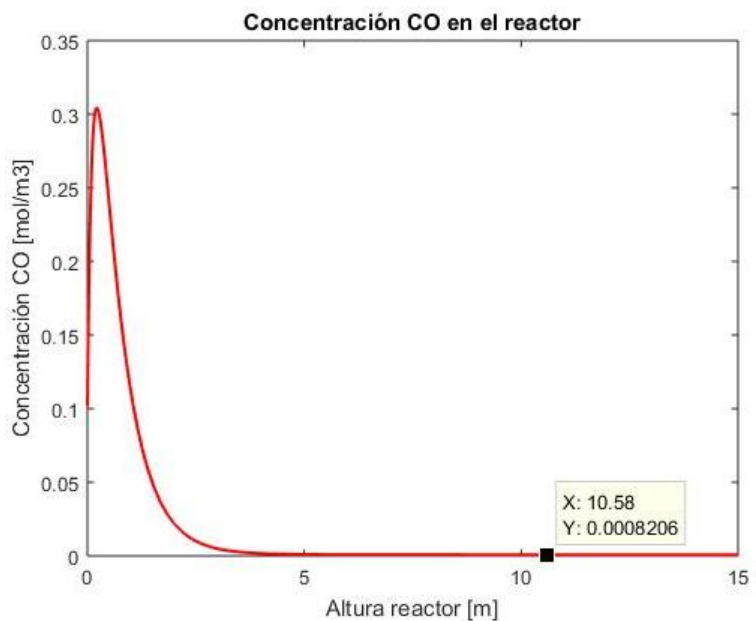
Figura 52: Resultados modelo caso 3b: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.



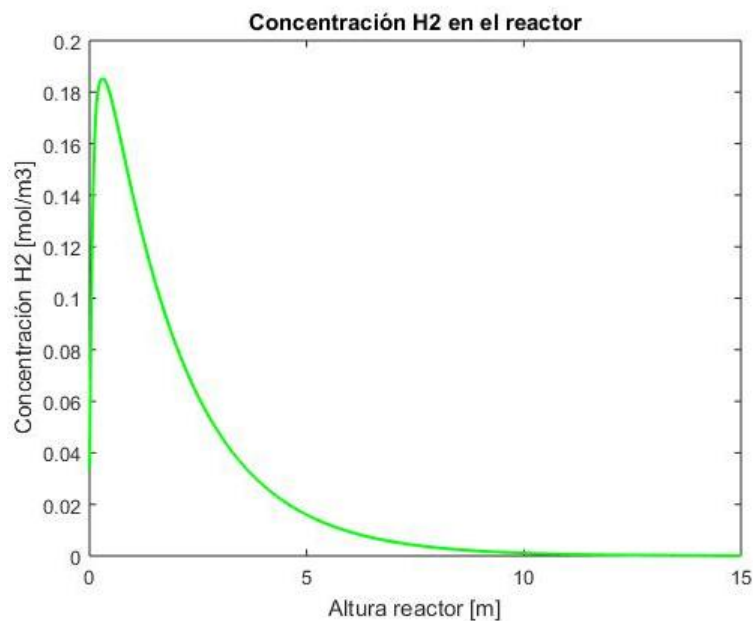
(a)



(b)

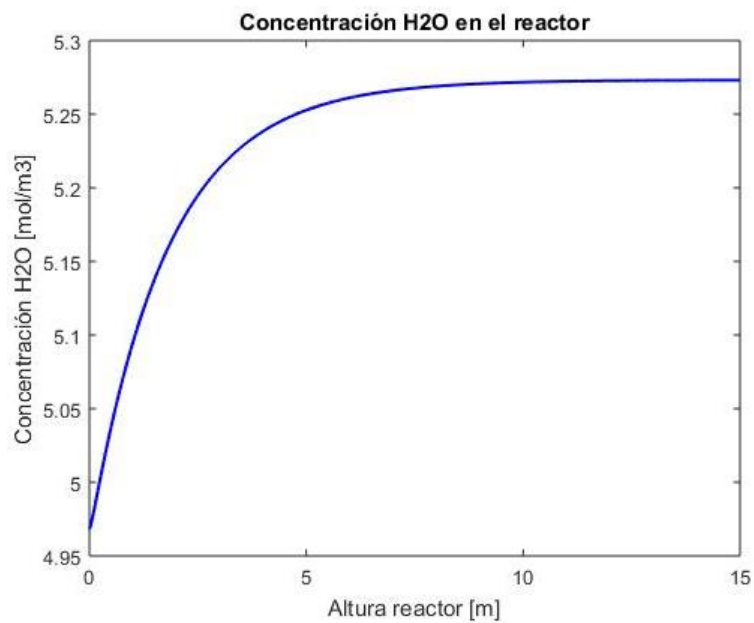


(c)

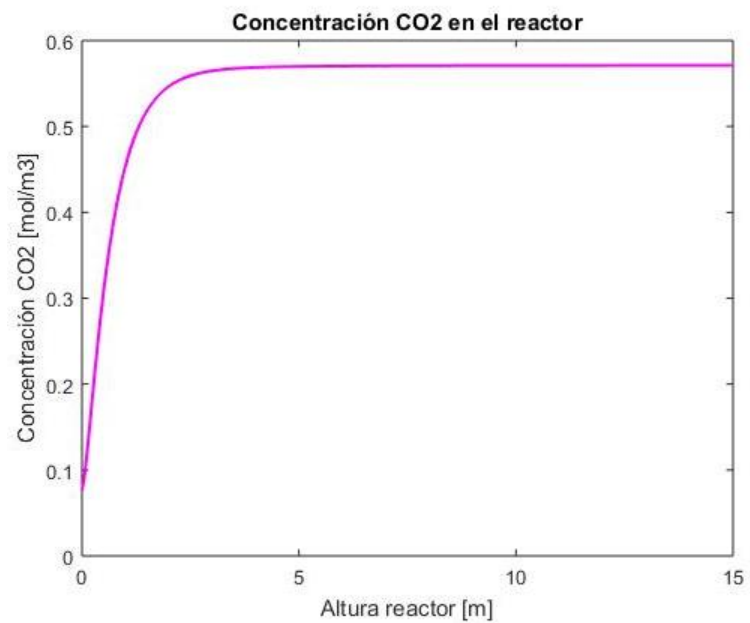


(d)

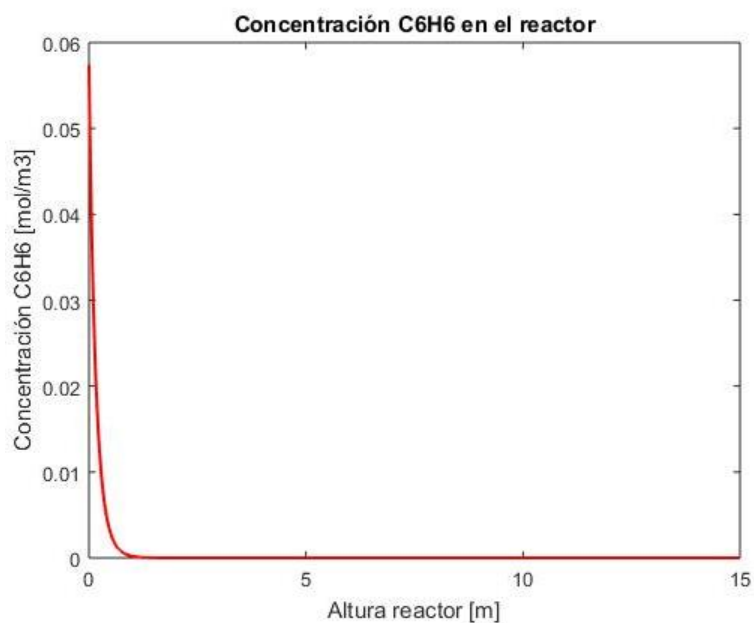
Figura 53: Resultados modelo caso 3b: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .



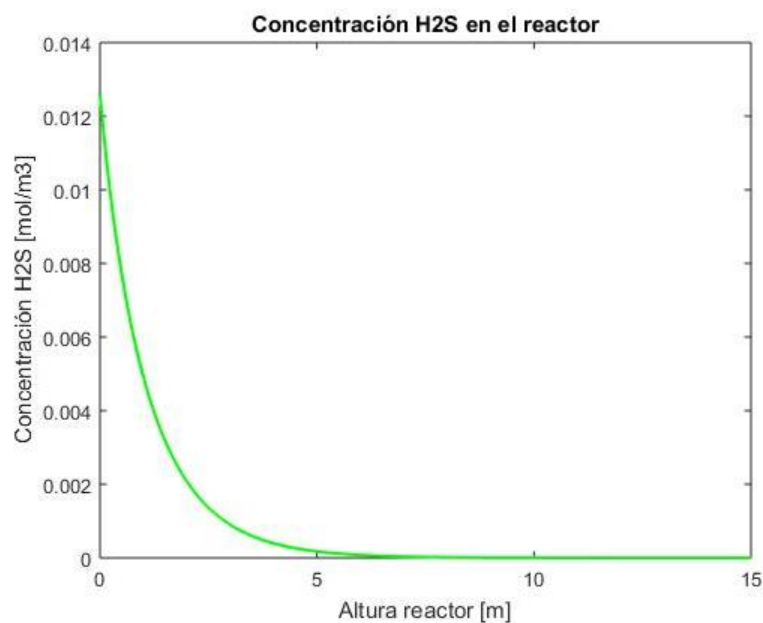
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 54: Resultados modelo caso 3b: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .

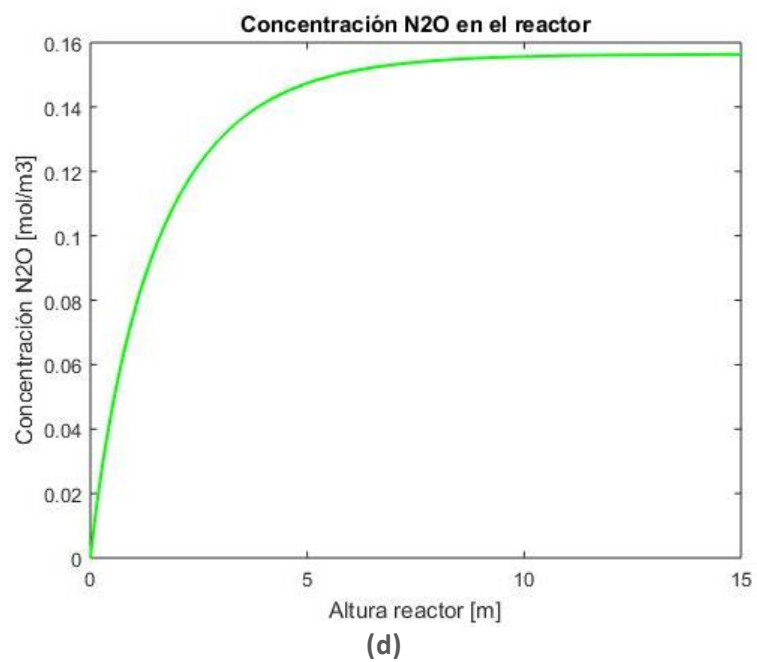
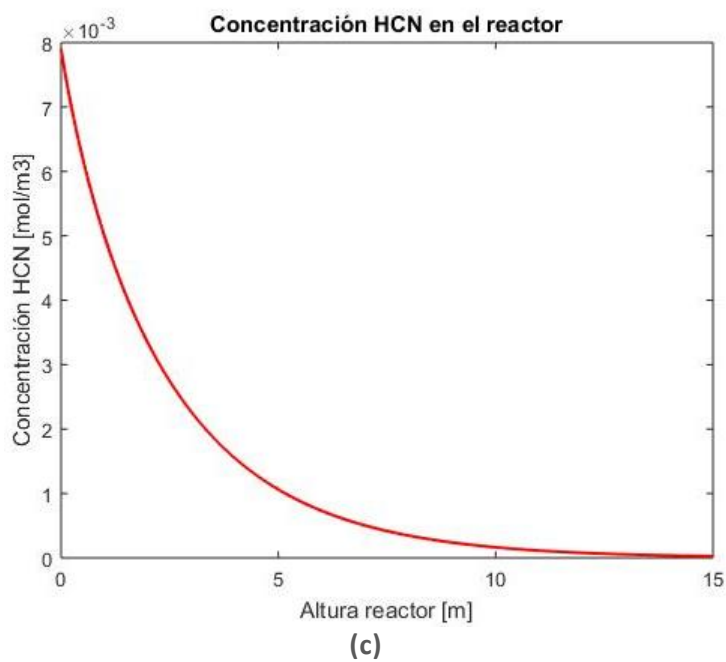
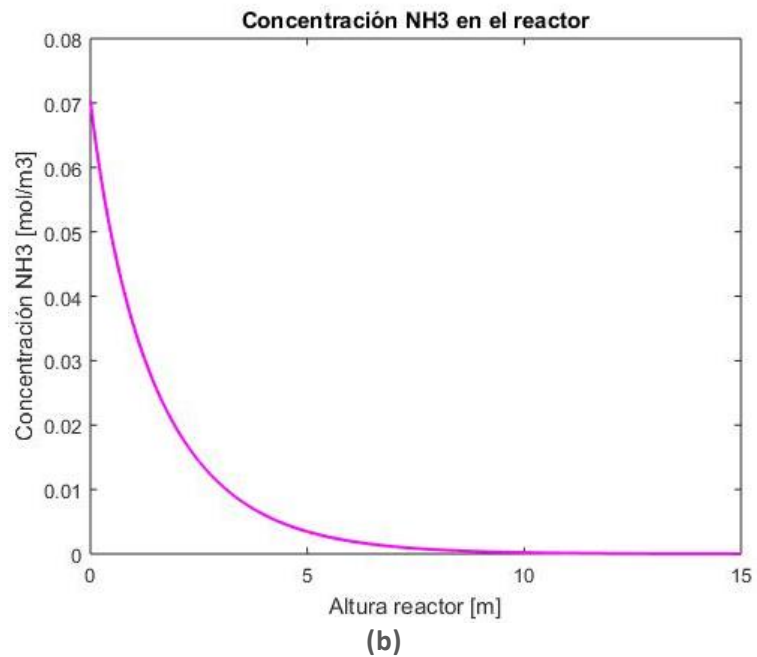
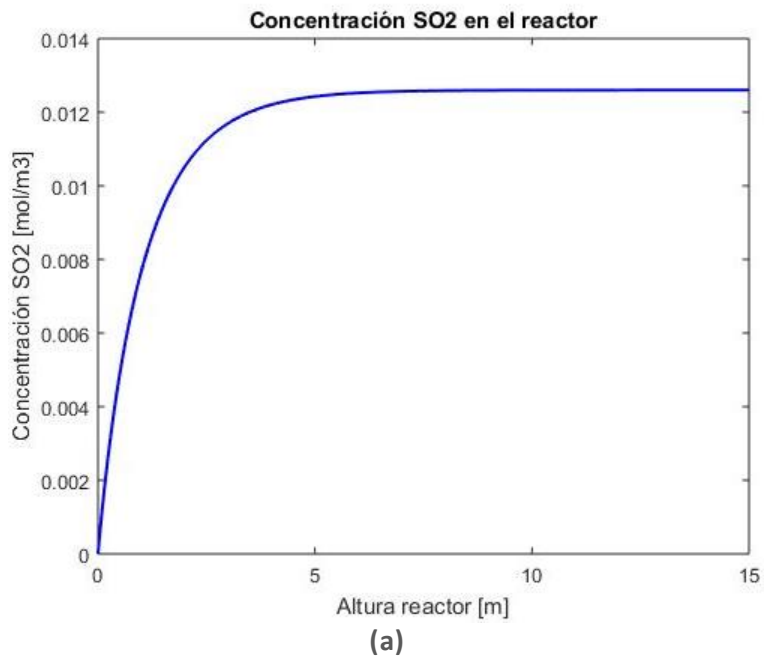


Figura 55: Resultados modelo caso 3b: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .

Caso 3c

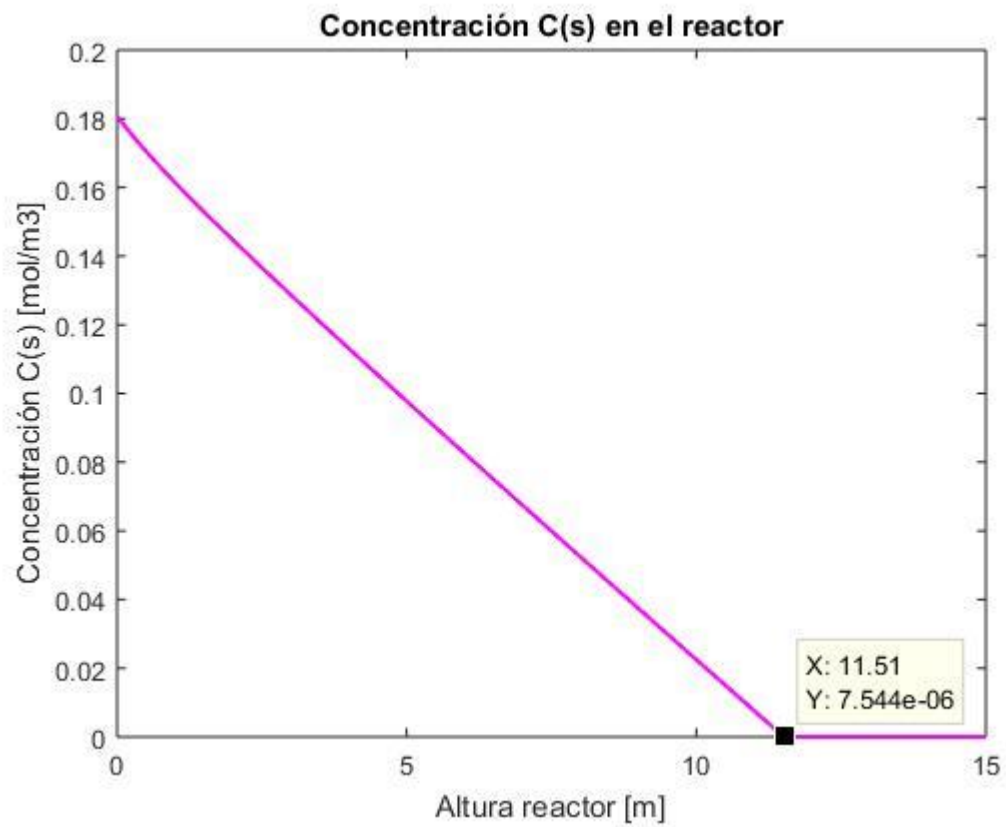
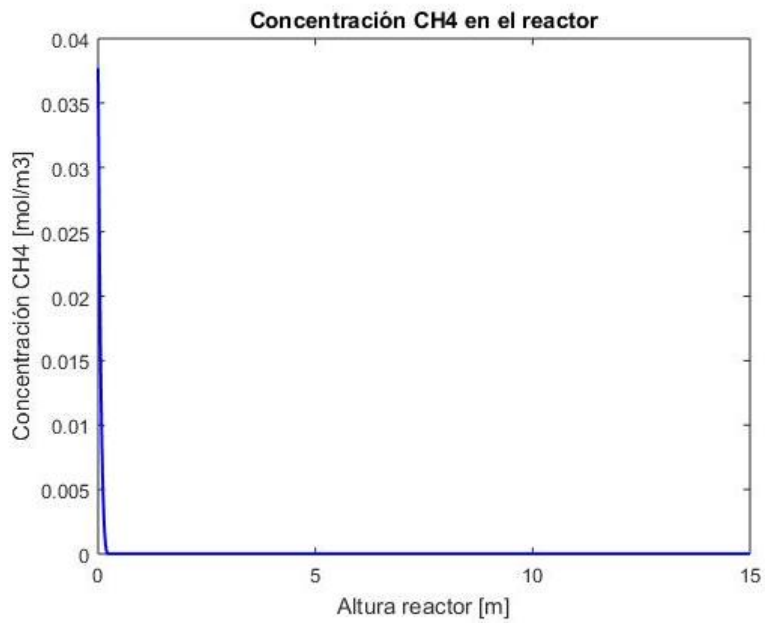
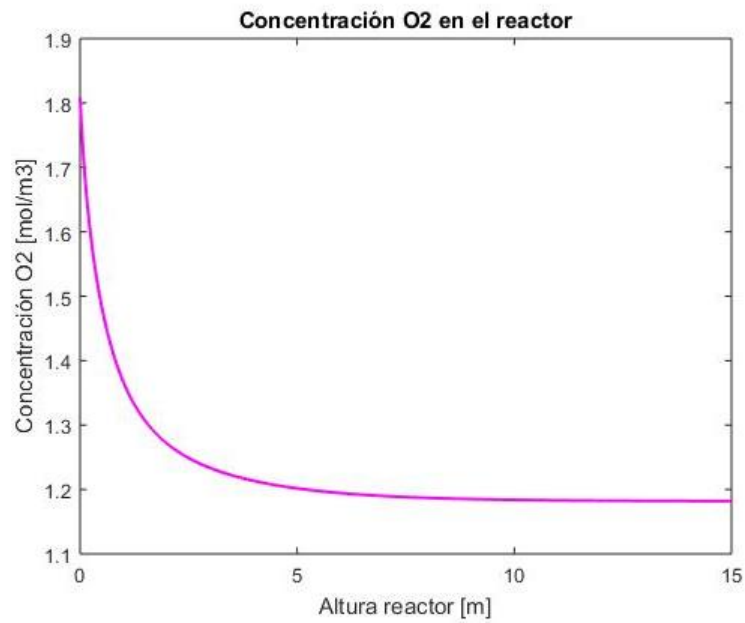


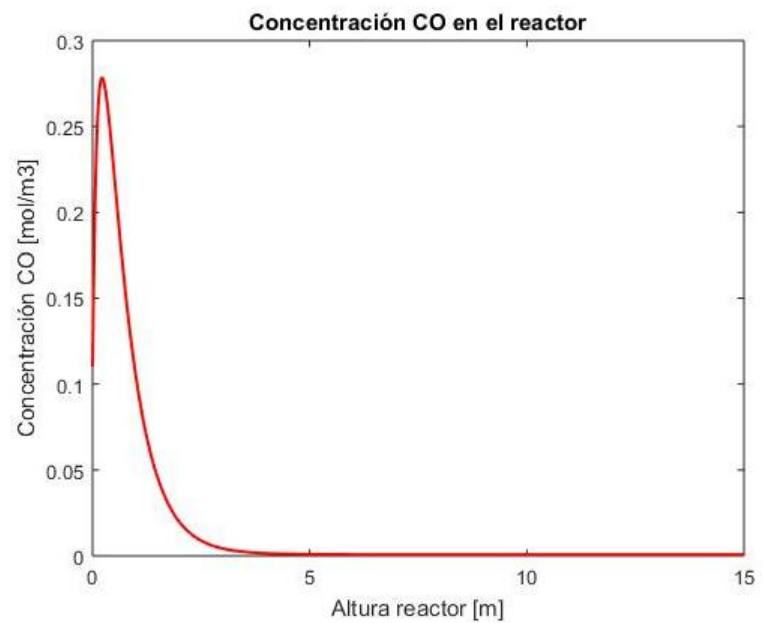
Figura 56: Resultados modelo caso 3c: Concentración $C(s)$ y largo del reactor.



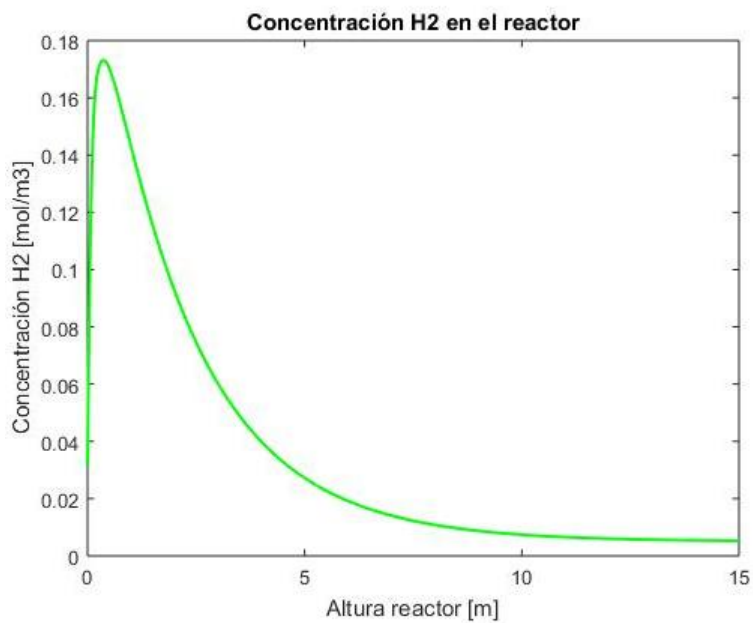
(a)



(b)



(c)



(d)

Figura 57: Resultados modelo caso 3c: (a) Concentración de CH_4 , (b) Concentración de O_2 , (c) Concentración de CO , (d) Concentración de H_2 .

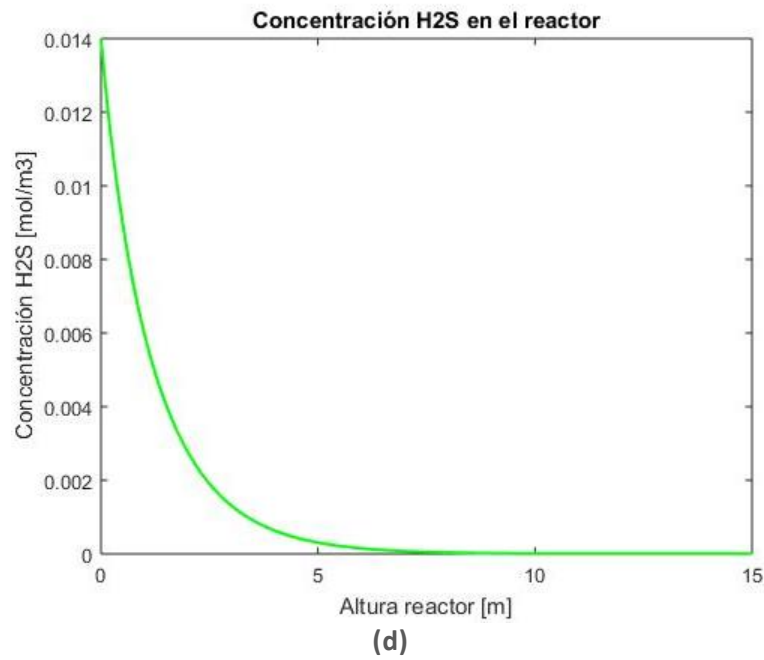
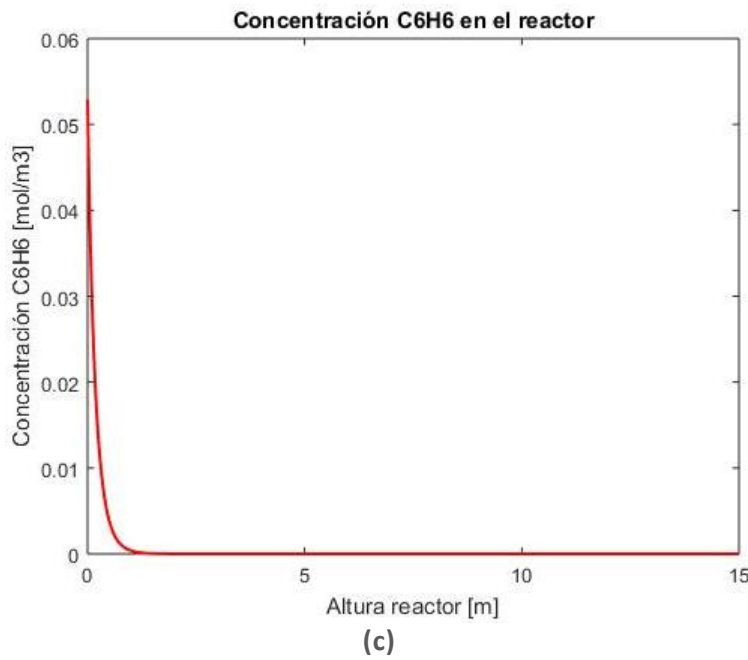
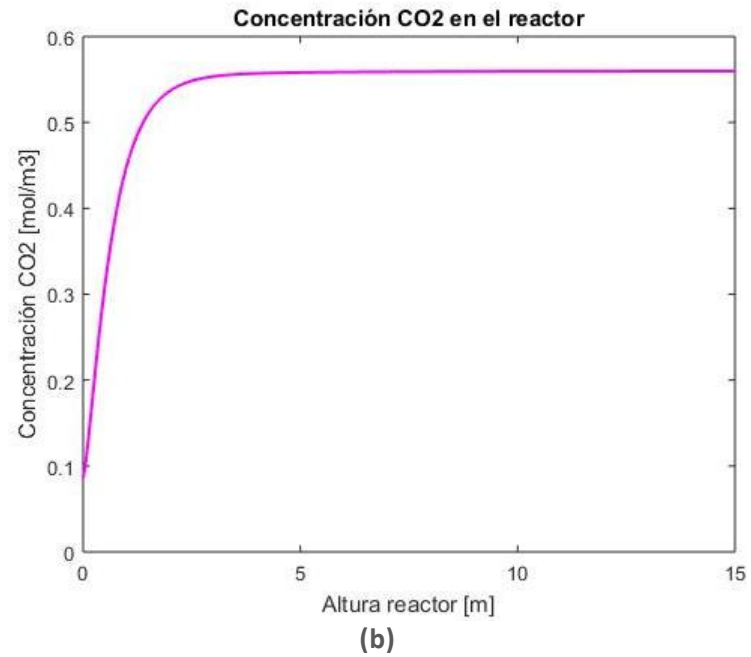
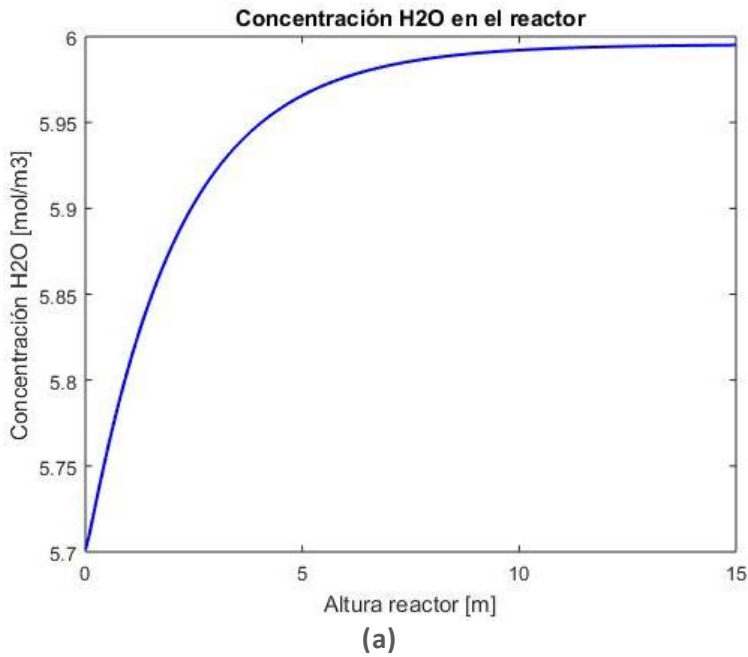


Figura 58: Resultados modelo caso 3c: (a) Concentración de H_2O , (b) Concentración de CO_2 , (c) Concentración de C_6H_6 , (d) Concentración de H_2S .

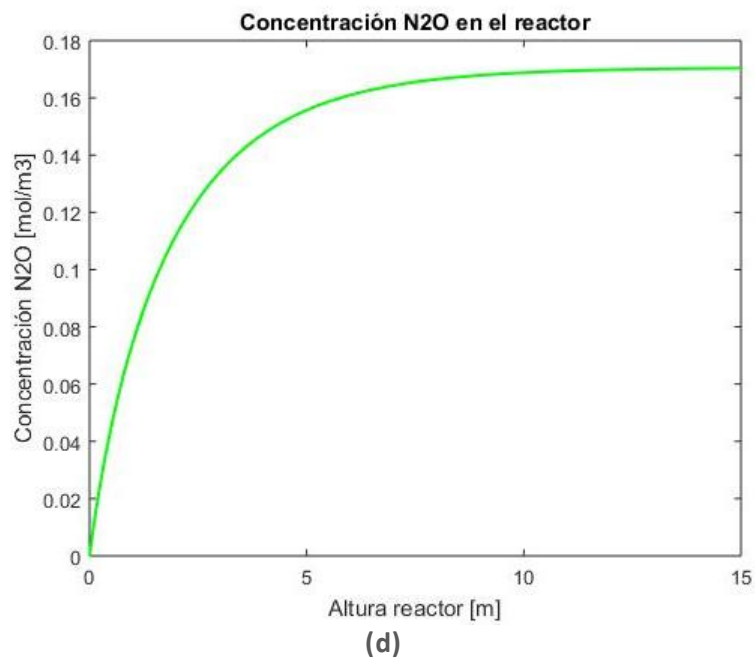
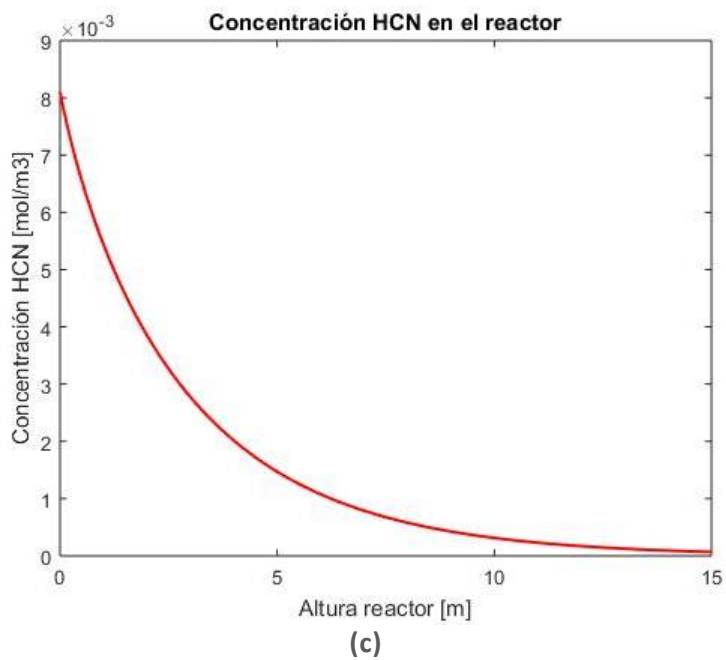
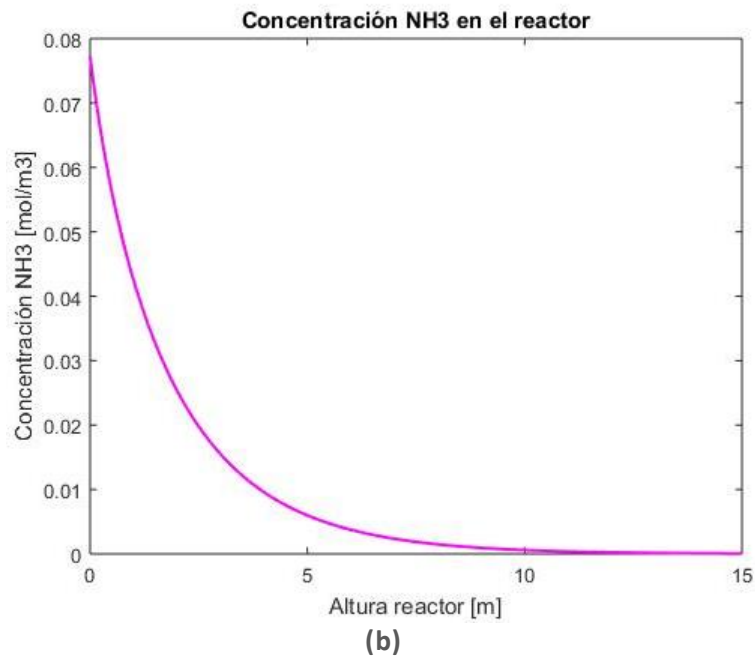
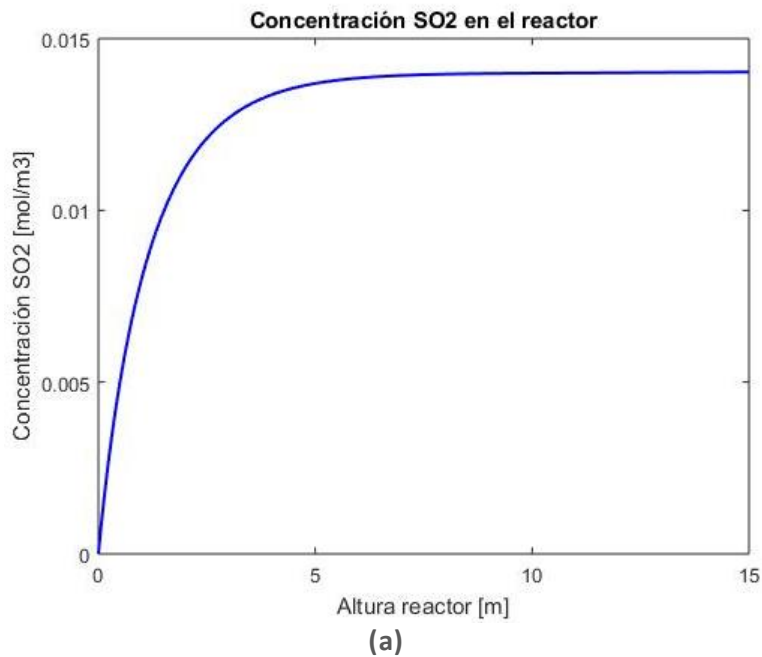


Figura 59: Resultados modelo caso 3c: (a) Concentración de SO_2 , (b) Concentración de NH_3 , (c) Concentración de HCN , (d) Concentración de N_2O .

Los resultados obtenidos a partir del modelo realizado concuerdan con lo esperado. Las concentraciones de $C(s)$, CH_4 , C_6H_6 , H_2S , NH_3 y HCN disminuyen hasta estabilizarse en un valor cercano al cero, es decir, se consumen casi completamente. Como se observa, el CH_4 y C_6H_6 reaccionan rápidamente, lo que se debe al alto valor de las constantes asociadas a las reacciones (R1) y (R6), mientras que el HCN se consume lentamente debido a que la constante de la reacción (R9) es pequeña. El O_2 también disminuye su concentración, sin embargo, no se acerca al cero, lo que se debe a que el proceso ocurre en exceso de oxígeno.

Por otro lado, para las concentraciones de CO y H_2 se aprecia un aumento rápido, lo que se debe al alto valor de la constante asociada a la (R6). Luego, el CO se consume de acuerdo con las reacciones (R3) y (R4), y el H_2 según las reacciones (R2) y (R5).

Finalmente, el H_2O , CO_2 , SO_2 y N_2O se forman hasta estabilizarse en la concentración de salida para cada caso.

G. Precalentador

G.1. Datos

Debido a que la composición de los gases de combustión es distinta para cada caso, sus propiedades no son constantes. A partir de lo anterior, se estima el valor de la densidad (ρ_h), calor específico (C_{p_h}), viscosidad (μ_h), conductividad térmica (k_h) y número de Prandt (Pr_h) a la temperatura promedio (720°C), considerando que están compuestos solo por $\text{H}_2\text{O}(g)$, CO_2 , O_2 y N_2 (Tabla 74).

Tabla 74: Propiedades de los gases de combustión a 720°C .

Caso	$\rho_h \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$	$C_{p_h} \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right]$	$\mu_h [\text{Pa} \cdot \text{s}]$	$k_h \left[\frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}} \right]$	$Pr_h [-]$
Caso 1a	0,338	1,473	$3,86 \cdot 10^{-5}$	$7,03 \cdot 10^{-2}$	0,770
Caso 1b	0,352	1,406	$3,90 \cdot 10^{-5}$	$6,92 \cdot 10^{-2}$	0,758
Caso 2a	0,351	1,429	$3,88 \cdot 10^{-5}$	$6,95 \cdot 10^{-2}$	0,763
Caso 2b	0,354	1,413	$3,89 \cdot 10^{-5}$	$6,92 \cdot 10^{-2}$	0,760
Caso 3a	0,347	1,446	$3,87 \cdot 10^{-5}$	$6,98 \cdot 10^{-2}$	0,766
Caso 3b	0,348	1,432	$3,88 \cdot 10^{-5}$	$6,96 \cdot 10^{-2}$	0,763
Caso 3c	0,348	1,460	$3,85 \cdot 10^{-5}$	$6,99 \cdot 10^{-2}$	0,768

Por otro lado, para el fluido frío, se utilizan las propiedades del aire seco a 400°C :

Tabla 75: Propiedades del aire seco a 400°C ^[112].

Densidad (ρ_c)	$0,448 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$
Calor específico (C_{p_c})	$1,096 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right]$
Viscosidad dinámica (μ_c)	$3,61 \cdot 10^{-5} [\text{Pa} \cdot \text{s}]$
Conductividad térmica (k_c)	$5,65 \cdot 10^{-2} \left[\frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}} \right]$
Número de Prandt (Pr_c)	0,699

Además, se considera un diámetro de tubos de $0,025 [\text{m}]$ y un diámetro de carcasa de $1,5 [\text{m}]$ ^[113].

G.2. Temperatura de entrada del aire de fluidización

En primer lugar, se calcula el flujo de calor cedido por los gases de combustión, considerando que su temperatura disminuye de 850°C a 590°C [25].

El flujo de calor se expresa mediante la siguiente ecuación [63]:

$$\dot{Q}_h = F_h \cdot C_{p_h} \cdot (T_{h_{in}} - T_{h_{out}}) \quad (41)$$

Dónde el subíndice h representa al fluido caliente, es decir, a los gases de combustión.

Utilizando la ecuación (41), el flujo de gases de cada caso y su respectivo calor específico, se obtiene el calor cedido por el fluido caliente:

Tabla 76: Calor cedido por los gases de combustión en el precalentador.

Caso	Calor cedido por los gases de combustión [kW]
Caso 1a	5.224
Caso 1b	5.671
Caso 2a	1.365
Caso 2b	1.423
Caso 3a	3.159
Caso 3b	3.619
Caso 3c	3.059

De forma análoga, el calor absorbido por el aire se puede expresar por la siguiente ecuación [63]:

$$\dot{Q}_c = F_c \cdot C_{p_c} \cdot (T_{c_{out}} - T_{c_{in}}) \quad (42)$$

Dónde el subíndice c representa al aire de fluidización (fluido frío).

Considerando que el sistema es adiabático, el calor cedido por los gases de combustión es igual al calor absorbido por el aire, por lo que se pueden igualar las ecuaciones (41) y (42) [63].

$$\dot{Q} = \dot{Q}_h = \dot{Q}_c = F_c \cdot C_{p_c} \cdot (T_{c_{out}} - T_{c_{in}})$$

Despejando la relación anterior, se obtiene una ecuación para la temperatura de entrada del aire de fluidización:

$$T_{c_{in}} = T_{c_{out}} - \frac{\dot{Q}}{F_c \cdot C_{p_c}} \quad (43)$$

G.3. Dimensionamiento

Para dimensionar el precalentador, se utiliza la ecuación de transferencia de calor en un intercambiador de tubos y carcasa de paso múltiple ^[63]:

$$\dot{Q} = F \cdot A_t \cdot U \cdot \Delta T_{ml} \quad (44)$$

La media logarítmica de las diferencias de temperatura queda expresada por la siguiente ecuación ^[63]:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} \quad (45)$$

Dónde ΔT_1 es el gradiente de temperaturas en el extremo caliente del intercambiador y ΔT_2 el gradiente en el extremo frío (Figura 60). Los gradientes de temperatura en un intercambiador en contracorriente se obtienen mediante las ecuaciones (46) y (47) ^[63].

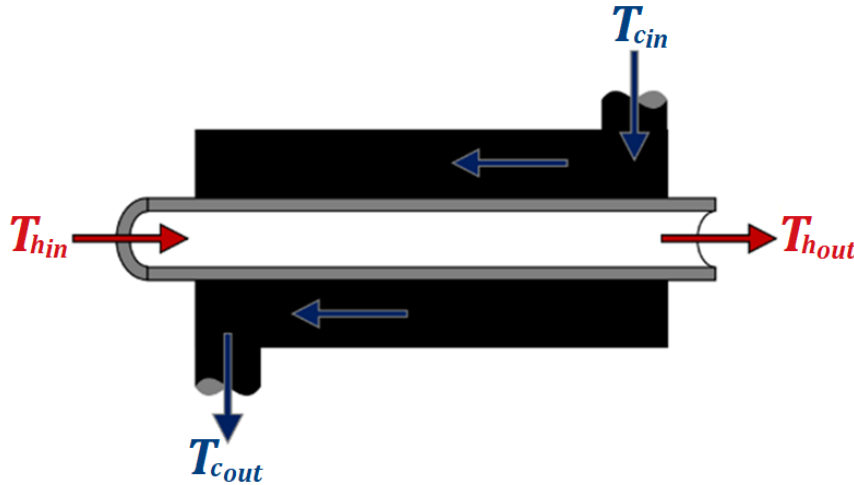


Figura 60: Esquema intercambiador en contracorriente. El fluido caliente circula por los tubos y el frío por la carcasa.

$$\Delta T_1 = T_{hin} - T_{cout} \quad (46)$$

$$\Delta T_2 = T_{hout} - T_{cin} \quad (47)$$

Por otro lado, el factor de corrección de la media logarítmica de las diferencias de temperatura (\mathcal{F}) se obtiene a partir de gráficos que dependen de la configuración del intercambiador. En la Figura 61 se presenta el gráfico para un intercambiador 2 – 4.

El factor Z es la relación de la disminución real de temperatura del fluido caliente con respecto al incremento de temperatura del fluido frío (ecuación (48)) ^[63].

$$Z = \frac{T_{hin} - T_{hout}}{T_{cout} - T_{cin}} \quad (48)$$

El factor η_H es la efectividad de calentamiento que representa la relación del aumento de temperatura real del fluido frío con respecto al máximo incremento posible si el gradiente de temperaturas en el extremo caliente fuera cero (ecuación (49)) [63].

$$\eta_H = \frac{T_{c_{out}} - T_{c_{in}}}{T_{h_{in}} - T_{c_{in}}} \quad (49)$$

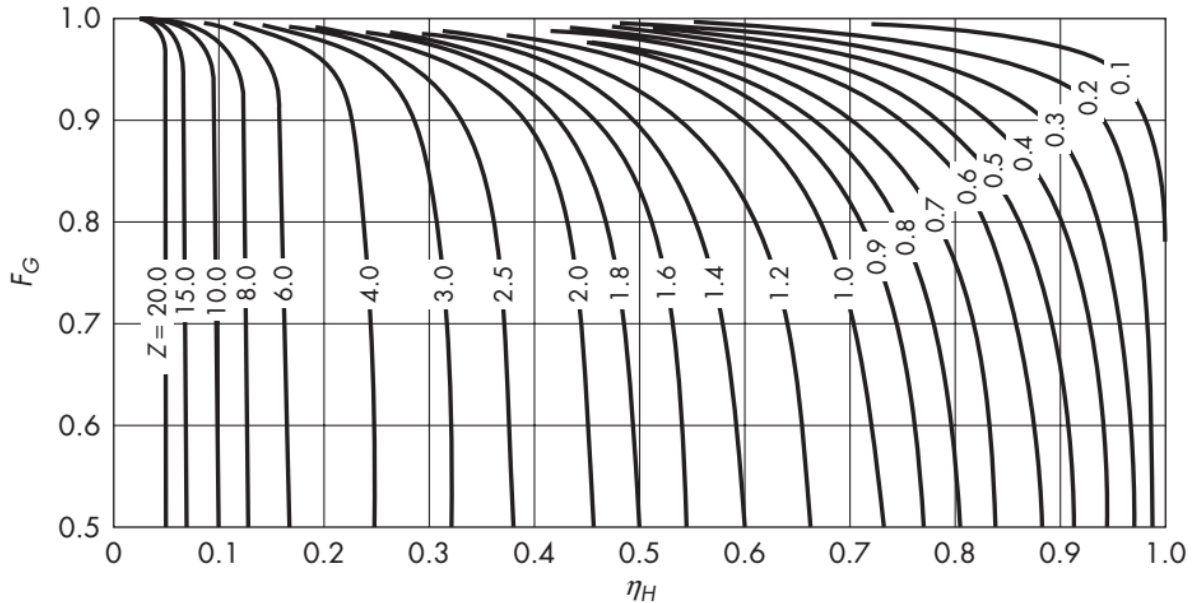


Figura 61: Corrección de la media logarítmica de las diferencias de temperatura para un intercambiador 2 – 4 [63].

El coeficiente global de transferencia de calor (U) depende de las propiedades físicas de los fluidos y la pared de los tubos. Suponiendo que los tubos son muy delgados ($A_{ext} \approx A_{int}$) y que el material tiene una alta conductividad ($k \gg 1$), no hay resistencia por conducción en los tubos, por lo que el coeficiente global de transferencia queda expresado por la siguiente relación [63]:

$$U_{ext} = U_{int} = U = \left(\frac{1}{h_c} + \frac{1}{h_h} \right)^{-1} \quad (50)$$

Los coeficientes de transferencia de calor (h_f y h_c) se obtienen a partir de correlaciones relacionadas con el número de Nusselt (ecuación (51)).

$$Nu_i = \frac{h_i \cdot d}{k_i} \quad (51)$$

Para el fluido que circula por los tubos (gases de combustión), se utiliza la ecuación de Dittus – Boelter [63]:

$$Nu_h = 0,023 \cdot Re_h^{0,8} \cdot Pr_h^{0,4} = \frac{h_h \cdot d_t}{k_h} \quad (52)$$

$$Re_h = \frac{d_t \cdot u_h \cdot \rho_h}{\mu_h} \quad (53)$$

De la ecuación (52), se puede despejar una expresión para el coeficiente de transferencia de calor del fluido caliente:

$$h_h = \frac{Nu_h \cdot k_h}{d_t} \quad (54)$$

A partir de lo anterior y los datos presentados en el anexo G.1, se calculan los coeficientes de transferencia para el fluido caliente. Los resultados obtenidos son presentados en Tabla 77.

Tabla 77: Coeficiente de transferencia para el fluido caliente en cada caso.

Caso	$h_h \left[\frac{W}{K \cdot m^2} \right]$
Caso 1a	65,85
Caso 1b	65,89
Caso 2a	66,44
Caso 2b	66,45
Caso 3a	66,35
Caso 3b	66,12
Caso 3c	66,83

Por otro lado, para el fluido que circula por la carcasa (aire seco), se utiliza la correlación de Hilpert ^[112]:

$$Nu_c = 0,027 \cdot Re_c^{0,805} \cdot Pr_c^{\frac{1}{3}} = \frac{h_c \cdot d_c}{k_c} \quad (55)$$

$$Re_c = \frac{d_c \cdot u_c \cdot \rho_c}{\mu_c} \quad (56)$$

Al igual que para el fluido caliente, de la ecuación (55) se despeja una relación para el coeficiente de transferencia del fluido frío:

$$h_c = \frac{Nu_c \cdot k_c}{d_c} \quad (57)$$

Utilizando las ecuaciones (55), (56) y (57), y los datos presentados en el anexo G.1, se obtiene que el coeficiente de transferencia para el fluido frío es $33,025 \left[\frac{W}{K \cdot m^2} \right]$. El valor es igual para todos los casos debido a que el aire que ingresa al precalentador tiene las mismas propiedades (igual temperatura y presión).

A partir de lo anterior, se obtienen los coeficientes globales de transferencia para cada caso (Tabla 78). Luego, reemplazando estos valores en la ecuación (44), se obtienen las áreas de transferencia correspondientes (resultados en sección 3.2).

Tabla 78: Coeficientes globales de transferencia obtenidos para cada caso.

Caso	Coeficiente global de transferencia $\left[\frac{W}{K \cdot m^2}\right]$
Caso 1a	21,99
Caso 1b	22
Caso 2a	22,06
Caso 2b	22,06
Caso 3a	22,05
Caso 3b	22,02
Caso 3c	22,1

H. Unidad de recuperación de calor residual

H.1. Datos

Para el agua líquida, se utilizan las propiedades a 60°C:

Tabla 79: Propiedades del agua líquida a 60°C ^[112].

Densidad (ρ_{c_l})	983,2 $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$
Calor específico ($C_{p_{c_l}}$)	4,182 $\left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}\right]$
Viscosidad dinámica (μ_{c_l})	4,67 · 10 ⁻⁴ [Pa · s]
Conductividad térmica (k_{c_l})	0,654 $\left[\frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}\right]$
Número de Prandt (Pr_{c_l})	2,981

Por otro lado, para el vapor de agua, se utilizan las propiedades a 200°C:

Tabla 80: Propiedades del vapor de agua a 200°C ^[112].

Densidad (ρ_{c_v})	0,467 $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$
Calor específico ($C_{p_{c_v}}$)	1,976 $\left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}}\right]$
Viscosidad dinámica (μ_{c_v})	1,62 · 10 ⁻⁵ [Pa · s]
Conductividad térmica (k_{c_v})	3,33 · 10 ⁻² $\left[\frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}\right]$
Número de Prandt (Pr_{c_v})	0,96

Además, se utilizan los siguientes datos para el cambio de fase:

Tabla 81: Datos para la vaporización del agua ^[112].

Calor latente de vaporización del agua (λ_{vap})	$2.326 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$
Densidad del líquido a la temperatura de saturación (ρ_l)	$958,5 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$
Densidad del vapor de agua a 110°C^k (ρ_v)	$0,581 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$
Calor específico del vapor a 110°C^k (C_{p_v})	$2,044 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right]$
Viscosidad del vapor a 110°C^k (μ_v)	$1,26 \cdot 10^{-5} [\text{Pa} \cdot \text{s}]$
Conductividad térmica del vapor a 110°C^k (k_v)	$2,58 \cdot 10^{-2} \left[\frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}} \right]$

Al igual que para el precalentador, se estiman los valores de las propiedades de los gases de combustión a la temperatura promedio (480°C):

Tabla 82: Propiedades de los gases de combustión a 480°C .

Caso	$\rho_h \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$	$C_{p_h} \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right]$	$\mu_h [\text{Pa} \cdot \text{s}]$	$k_h \left[\frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}} \right]$	$Pr_h [-]$
Caso 1a	0,470	1,387	$3,03 \cdot 10^{-5}$	$5,15 \cdot 10^{-2}$	0,768
Caso 1b	0,488	1,324	$3,08 \cdot 10^{-5}$	$5,01 \cdot 10^{-2}$	0,754
Caso 2a	0,484	1,346	$3,06 \cdot 10^{-5}$	$5,01 \cdot 10^{-2}$	0,759
Caso 2b	0,489	1,332	$3,07 \cdot 10^{-5}$	$4,98 \cdot 10^{-2}$	0,756
Caso 3a	0,479	1,362	$3,05 \cdot 10^{-5}$	$5,05 \cdot 10^{-2}$	0,762
Caso 3b	0,482	1,349	$3,06 \cdot 10^{-5}$	$5,04 \cdot 10^{-2}$	0,759
Caso 3c	0,478	1,375	$3,04 \cdot 10^{-5}$	$5,04 \cdot 10^{-2}$	0,766

Finalmente, se considera un diámetro de carcasa de 1 [m] y un diámetro de tubos de 0,038 [m] ^[113].

H.2. Flujo de vapor

Para obtener el flujo de vapor generado^d, se calcula el flujo de calor cedido por los gases de combustión utilizando la ecuación (41). Considerando que la temperatura de este fluido disminuye de 590°C a 225°C , se obtienen los resultados presentados en la siguiente tabla ^[25]:

^k Temperatura promedio

Tabla 83: Calor cedido por los gases de combustión en la unidad de recuperación de calor residual.

Caso	Calor cedido por los gases de combustión [kW]
Caso 1a	6.906
Caso 1b	7.499
Caso 2a	1.805
Caso 2b	1.882
Caso 3a	4.177
Caso 3b	4.785
Caso 3c	4.044

Se considera que el agua se calienta hasta alcanzar la temperatura de saturación (100°C), luego ocurre el cambio de fase, y, finalmente, el vapor aumenta su temperatura hasta los 300°C para ingresar a la turbina. A partir de lo anterior, el flujo de calor absorbido por este fluido queda expresado por la ecuación (58) ^[63].

$$\dot{Q}_c = \dot{Q}_{cal_l} + \dot{Q}_{vap} + \dot{Q}_{cal_v} \quad (58)$$

Dónde \dot{Q}_{cal_l} representa el flujo de calor requerido para el calentamiento del líquido, \dot{Q}_{vap} el flujo de calor para el cambio de fase, y \dot{Q}_{cal_v} el flujo de calor requerido para el calentamiento del vapor.

Los flujos de calor para cada etapa se obtienen mediante las siguientes ecuaciones ^[63]:

$$\dot{Q}_{cal_l} = F_c \cdot C_{p_{c_l}} \cdot (T_{c_{in}} - T_{sat}) \quad (59)$$

$$\dot{Q}_{vap} = F_c \cdot \lambda_{vap} \quad (60)$$

$$\dot{Q}_{cal_v} = F_c \cdot C_{p_{c_v}} \cdot (T_{sat} - T_{c_{out}}) \quad (61)$$

Suponiendo que el sistema es adiabático, los flujos de calor son iguales ($\dot{Q} = \dot{Q}_h = \dot{Q}_c$), con lo que se puede despejar una ecuación para el flujo de vapor generado:

$$F_c = \frac{\dot{Q}}{C_{p_{c_l}} \cdot (T_{c_{in}} - T_{sat}) + \lambda_{vap} + F_c \cdot C_{p_{c_v}} \cdot (T_{sat} - T_{c_{out}})} \quad (62)$$

A partir de la ecuación anterior y los datos presentados en el anexo H.1, se obtienen los flujos de vapor para cada caso. Los resultados se presentan en la sección 3.3.

El calor requerido para cada etapa se obtiene reemplazando los flujos de vapor obtenidos en las ecuaciones (59), (60), (61). Los resultados para cada caso se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 84: Calor requerido para el calentamiento del agua líquida (\dot{Q}_{cal_l}), cambio de fase (\dot{Q}_{vap}) y calentamiento del vapor de agua (\dot{Q}_{cal_v}).

Caso	\dot{Q}_{cal_l} [kW]	\dot{Q}_{vap} [kW]	\dot{Q}_{cal_v} [kW]
Caso 1a	753	5.258	895
Caso 1b	817	5.710	972
Caso 2a	197	1.374	234
Caso 2b	205	1.433	244
Caso 3a	455	3.180	541
Caso 3b	521	3.643	620
Caso 3c	441	3.079	524

H.3. Dimensionamiento

Para dimensionar la unidad de recuperación de calor residual, se considera que las etapas mencionadas (calentamiento del líquido, cambio de fase y calentamiento del vapor) ocurren en tres equipos en serie. Para cada uno de estos equipos, se utiliza la ecuación de transferencia de calor en un intercambiador de tubos y carcasa de paso simple ^[63]:

$$\dot{Q}_i = A_{t_i} \cdot U_i \cdot \Delta T_{l_i} \quad (63)$$

Dónde el subíndice w representa cada una de las etapas.

Al igual que para el precalentador, se supone que los tubos son muy delgados ($A_{ext} \approx A_{int}$) y que el material tiene una alta conductividad ($k \gg 1$), por lo que los coeficientes globales de transferencia para cada etapa queda expresados por la siguiente relación ^[63]:

$$U_i = \left(\frac{1}{h_{c_i}} + \frac{1}{h_h} \right)^{-1} \quad (64)$$

El coeficiente de transferencia para el fluido caliente se obtiene a través del número de Nusselt y la correlación de Dittus – Boelter (ecuaciones (52), (53) y (54)). Los resultados obtenidos se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 85: Coeficiente de transferencia para el fluido caliente en cada caso.

Caso	$h_h \left[\frac{W}{K \cdot m^2} \right]$
Caso 1a	70,14
Caso 1b	68,79
Caso 2a	68,98
Caso 2b	68,65
Caso 3a	69,27
Caso 3b	69,21
Caso 3c	69,4

Para el fluido frío, se tienen tres coeficientes de transferencia que se obtienen a partir del número de Nusselt y correlaciones adecuadas para cada etapa. Para las dos etapas de calentamiento se utiliza la correlación de Hilpert (ecuación (55), (56) y (57)).

Para el cambio de fase, se supone ebullición de película, por lo que se utiliza la siguiente correlación ^[63]:

$$h_{c_{vap}} \left[\frac{\lambda_c \cdot \mu_v \cdot \Delta T}{k_v^3 \cdot \rho_v \cdot (\rho_l - \rho_v) \cdot \lambda'} \right] = 0,59 + 0,069 \cdot \frac{\lambda_c}{d_c} \quad (65)$$

En la ecuación anterior, λ' es la diferencia promedio de entalpía entre el líquido y el vapor sobrecalentado, y se expresa mediante la siguiente expresión ^[63]:

$$\lambda' = \lambda_{vap} \left(1 + \frac{0,34 \cdot C_{p_v} \cdot \Delta T}{\lambda_{vap}} \right) \quad (66)$$

El término λ_c en la ecuación (65) es la longitud de onda de la ondulación más pequeña que puede crecer en amplitud sobre una interfase horizontal plana. Está relacionado con las propiedades del fluido por la siguiente ecuación ^[63]:

$$\lambda_c = 2 \cdot \pi \left[\frac{\sigma}{g \cdot (\rho_l - \rho_v)} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (67)$$

La tensión interfacial entre el líquido y el vapor se obtiene mediante la siguiente relación ^[63]:

$$\sigma \left[\frac{N}{m} \right] = 7,838 \cdot 10^{-2} (1 - 0,0025 \cdot T) \quad (68)$$

A partir de lo anterior, se obtienen los coeficientes de transferencia presentados en la Tabla 86.

Tabla 86: Coeficientes de transferencia para el fluido frío.

Coeficiente de transferencia	Valor $\left[\frac{W}{K \cdot m^2}\right]$
$h_{c_{cal_l}}$	3,133
$h_{c_{vap}}$	51,96
$h_{c_{cal_v}}$	30,53

Luego, utilizando la ecuación (64) y los coeficientes de transferencia presentados, se calcula el coeficiente global de transferencia para cada etapa:

Tabla 87: Coeficientes globales de transferencia en cada caso.

Caso	$U_{c_{cal_l}} \left[\frac{W}{K \cdot m^2}\right]$	$U_{c_{vap}} \left[\frac{W}{K \cdot m^2}\right]$	$U_{c_{cal_v}} \left[\frac{W}{K \cdot m^2}\right]$
Caso 1a	68,6	29,52	21,37
Caso 1b	67,31	29,28	21,14
Caso 2a	67,49	29,31	21,16
Caso 2b	67,18	29,25	21,13
Caso 3a	67,87	29,38	21,2
Caso 3b	67,71	29,35	21,18
Caso 3c	67,89	29,38	51,2

Finalmente, se obtienen las áreas de transferencia para cada etapa. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 88.

Tabla 88: Área de transferencia para el calentamiento del agua líquida ($A_{t_{cal_l}}$), cambio de fase ($A_{t_{vap}}$) y calentamiento del vapor de agua ($A_{t_{cal_v}}$).

Caso	$A_{t_{cal_l}} [m^2]$	$A_{t_{vap}} [m^2]$	$A_{t_{cal_v}} [m^2]$
Caso 1a	21,51	577,19	868,88
Caso 1b	23,8	631,92	949,09
Caso 2a	5,71	151,88	228,19
Caso 2b	5,99	158,7	238,3
Caso 3a	13,15	350,7	527,25
Caso 3b	15,1	402,17	604,46
Caso 3c	12,73	339,47	510,39

El área de transferencia total del equipo corresponde a la suma de las áreas requeridas para cada etapa:

$$A_t = A_{t_{cal_l}} + A_{t_{vap}} + A_{t_{cal_v}} \quad (69)$$

I. Turbina

El balance de energía para un sistema general en estado estacionario es ^[64]:

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum_{out} F \left(h + \frac{u^2}{2} + g \cdot z \right) - \sum_{in} F \left(h + \frac{u^2}{2} + g \cdot z \right) \quad (70)$$

Para equipos de una sola corriente (Figura 62), la expresión anterior se reduce a la siguiente ecuación:

$$\dot{Q} - \dot{W} = F \left[h_{out} - h_{in} + \frac{u_{out}^2 - u_{in}^2}{2} + g \cdot (z_{out} - z_{in}) \right] \quad (71)$$

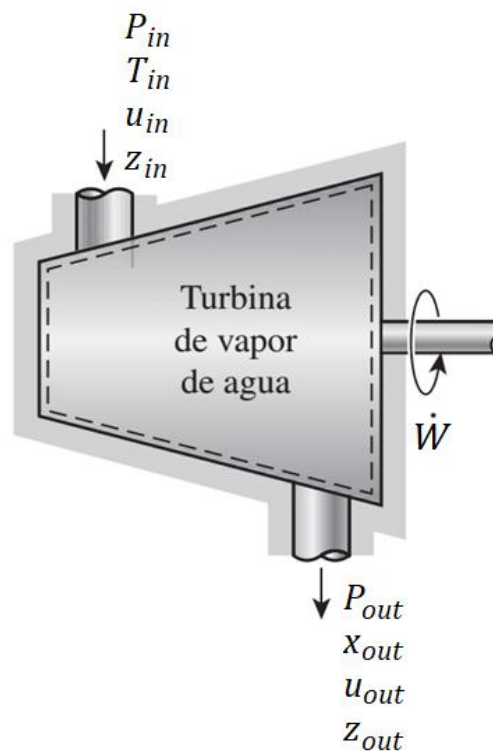


Figura 62: Turbina de vapor de agua.

Considerando que el equipo está bien aislado, el flujo de calor es cero. Además, en una turbina, los cambios de energía potencial son despreciables, mientras que las velocidades del fluido son muy altas, por lo que este experimenta un cambio importante en su energía cinética. Sin embargo, este cambio es muy pequeño con respecto al cambio de entalpía, por lo que no se toma en cuenta ^[64].

A partir de lo anterior, el balance de energía para el equipo se expresa a través de la ecuación (72).

$$\dot{W} = F \cdot (h_{in} - h_{out}) \quad (72)$$

A la turbina ingresa vapor sobrecalentado a 300°C y 1 [MPa], con una entalpía de 3.051,6 $\left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$ ^{[64][65]}.

Para obtener la entalpía a la salida del equipo, se utiliza la siguiente expresión ^[64]:

$$h_{out} = h_f + x_{out} \cdot h_{fg} \quad (73)$$

Suponiendo que el vapor sale de la turbina a 15 [kPa] y con una calidad del 90%, la entalpía de salida es $2.326,88 \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right]$ ^{[64][65]}.

Utilizando los flujos de vapor generado, y los valores de la entalpía de entrada y salida, se obtienen los siguientes resultados:

Tabla 89: Potencia generada por cada turbina.

Caso	Potencia generada [kW]
Caso 1a	1.638
Caso 1b	1.779
Caso 2a	428
Caso 2b	446
Caso 3a	991
Caso 3b	1.135
Caso 3c	959

J. Torre de lavado

J.1. Datos

Se considera un empaque de *metal pall rings* de 50,8 [mm] (2 [in]), el que tiene un factor de empaquetamiento (F_p) de 20. Además, se supone una pérdida de carga de 42 [mm c. d. a], y una razón entre el flujo líquido y gaseoso de $2 \left[\frac{\text{l}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{m}^3_{\text{gas}}} \right]$ ^{[57][67]}.

El agua utilizada ingresa al equipo a temperatura ambiente (20°C), con una densidad de $997 \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$ (ρ_l) y una viscosidad cinemática de $1 \cdot 10^{-6}$ (ν_l) ^[57].

La densidad de los gases de combustión (ρ_g) en cada caso se presenta en la Tabla 90.

Tabla 90: Densidad de los gases de combustión al ingreso de la torre de lavado ¹.

Caso	$\rho_g \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$
Caso 1a	0,645
Caso 1b	0,671
Caso 2a	0,667
Caso 2b	0,673
Caso 3a	0,66
Caso 3b	0,663
Caso 3c	0,659

J.2. Flujo de agua

El flujo de agua se calcula a partir del flujo de gas y la relación entre el líquido y el gas, mediante la siguiente ecuación:

$$F_l \left[\frac{\text{l}}{\text{h}} \right] = 2 \cdot F_g \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right] \quad (74)$$

Los resultados obtenidos para cada caso se presentan en la Tabla 91.

¹ Valores calculados a partir de la composición de los gases, suponiendo que están compuestos solo por H_2O , N_2 , O_2 y CO_2 .

Tabla 91: Flujo de agua en la torre de lavado.

Caso	Flujo de agua $\left[\frac{l}{h}\right]$
Caso 1a	151.752
Caso 1b	166.015
Caso 2a	39.530
Caso 2b	41.300
Caso 3a	91.429
Caso 3b	105.244
Caso 3c	87.818

J.3. Dimensionamiento

El diámetro de la torre de lavado depende del empaque utilizado, la pérdida de carga y la velocidad del gas. A partir del gráfico presentado en la Figura 63, se puede obtener la sección transversal del equipo [57][66].

En primer lugar, se calcula el valor de la coordenada x considerando que la razón másica entre el líquido y el gas es $\left[\frac{l_{H_2O}}{m^3_{gas}}\right]$ [57][67]. Luego, a partir de la curva para caída de presión seleccionada y el valor de la coordenada x, se obtiene el valor de la coordenada y, de dónde se despeja el flujo específico del gas (\bar{G}):

$$\frac{10,764 \cdot \bar{G}^2 \cdot F_p \cdot \nu^{0,1}}{\rho_g \cdot (\rho_l - \rho_g)} \quad (75)$$

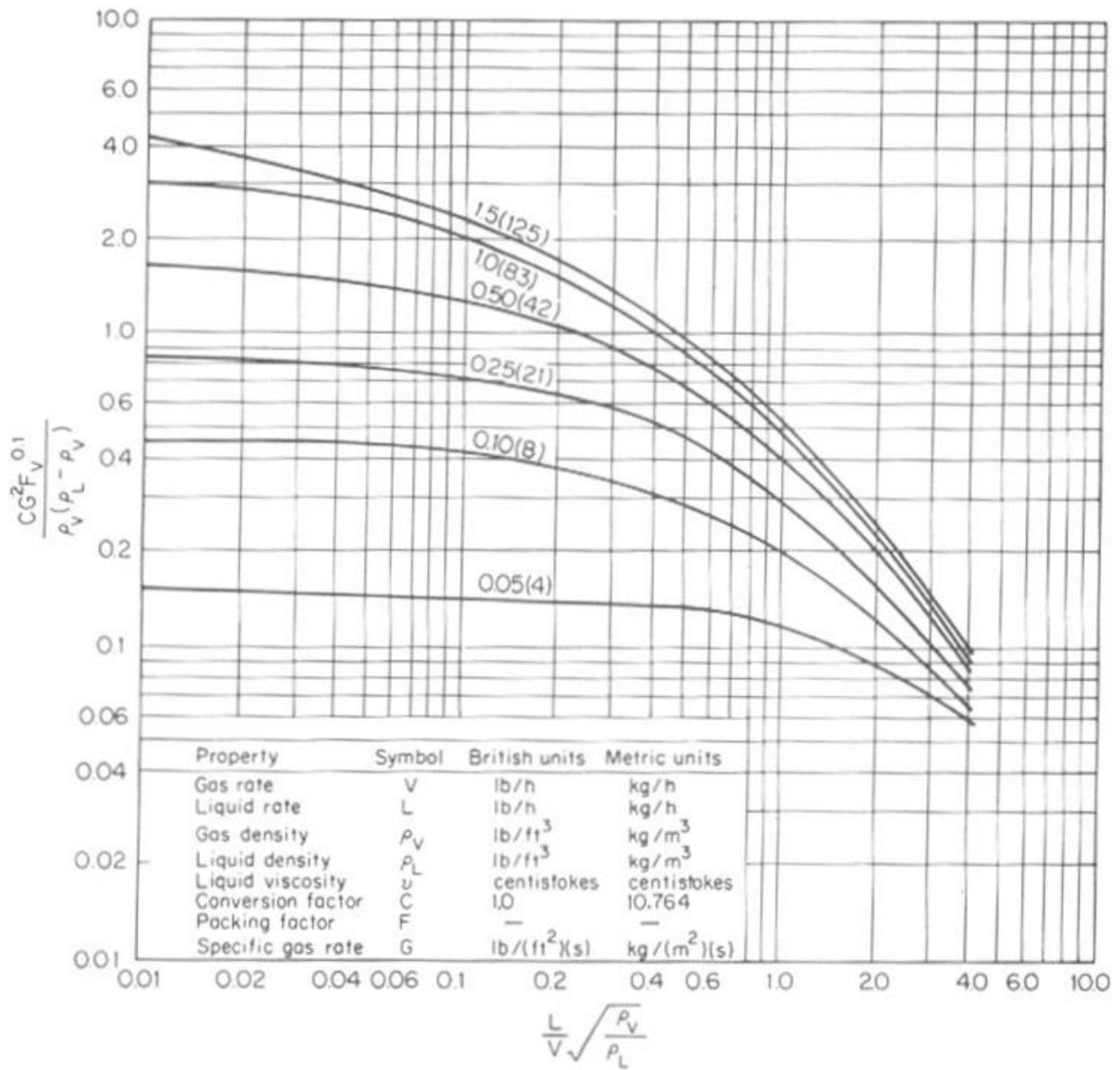


Figura 63: Gráfico de correlaciones para el dimensionamiento de una torre de absorción.

La sección transversal de la torre se obtiene a partir del cociente entre el flujo másico y el flujo específico del gas:

$$S = \frac{F_g}{\bar{G}} \quad (76)$$

Los resultados obtenidos para cada caso se presentan en la Tabla 92.

Tabla 92: Sección transversal de la torre de lavado en cada caso

Caso	Sección transversal [m ²]
Caso 1a	5,57
Caso 1b	6,22
Caso 2a	1,48
Caso 2b	1,55
Caso 3a	3,39
Caso 3b	3,92
Caso 3c	3,26

Finalmente, el diámetro se calcula con la ecuación (77). Los resultados se presentan en la sección 3.5.

$$d = 2 \sqrt{\frac{S}{\pi}} \quad (77)$$

Para obtener el largo de la torre, se necesita determinar el número de etapas necesarias. El dimensionamiento se realiza en base al N_2O debido a que es el que se encuentra en mayor concentración. Se considera que el resto de los gases (HCl , HCN , H_2S , NH_3 y SO_2) se absorben antes, por lo que se calculan las concentraciones de salida suponiendo un 95% de remoción.

La curva de equilibrio se construye a partir de la ley de Raoult:

$$y = \frac{P_{sat}}{P} \cdot x \quad (78)$$

Por otro lado, para la línea de operación, se realiza el balance de masa en el equipo:

$$L_{out} \cdot x_{out} + G_{out} \cdot y_{out} = L_{in} \cdot x_{in} + G_{in} \cdot y_{in} \quad (79)$$

La fracción en la fase gaseosa a la entrada depende cada caso, y la de salida es impuesta para cumplir con la normativa. La fracción en la fase líquida a la entrada es cero porque entra agua "limpia".

A partir de lo anterior, se obtiene que en todos los casos se requieren 2 etapas. A continuación, se presentan los gráficos obtenidos para cada caso. Cabe destacar que la primera etapa no se puede apreciar debido a que las concentraciones son muy bajas.

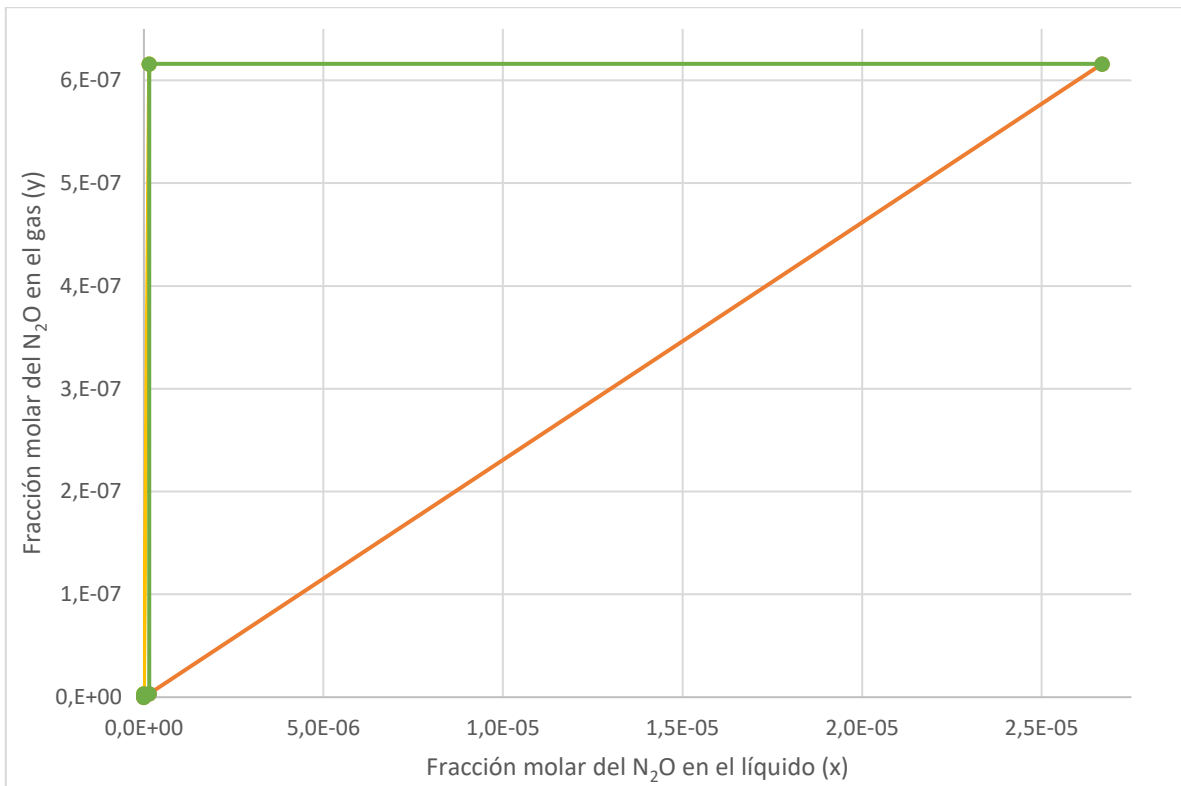


Figura 64: Número de etapas torre de lavado – Caso 1a.

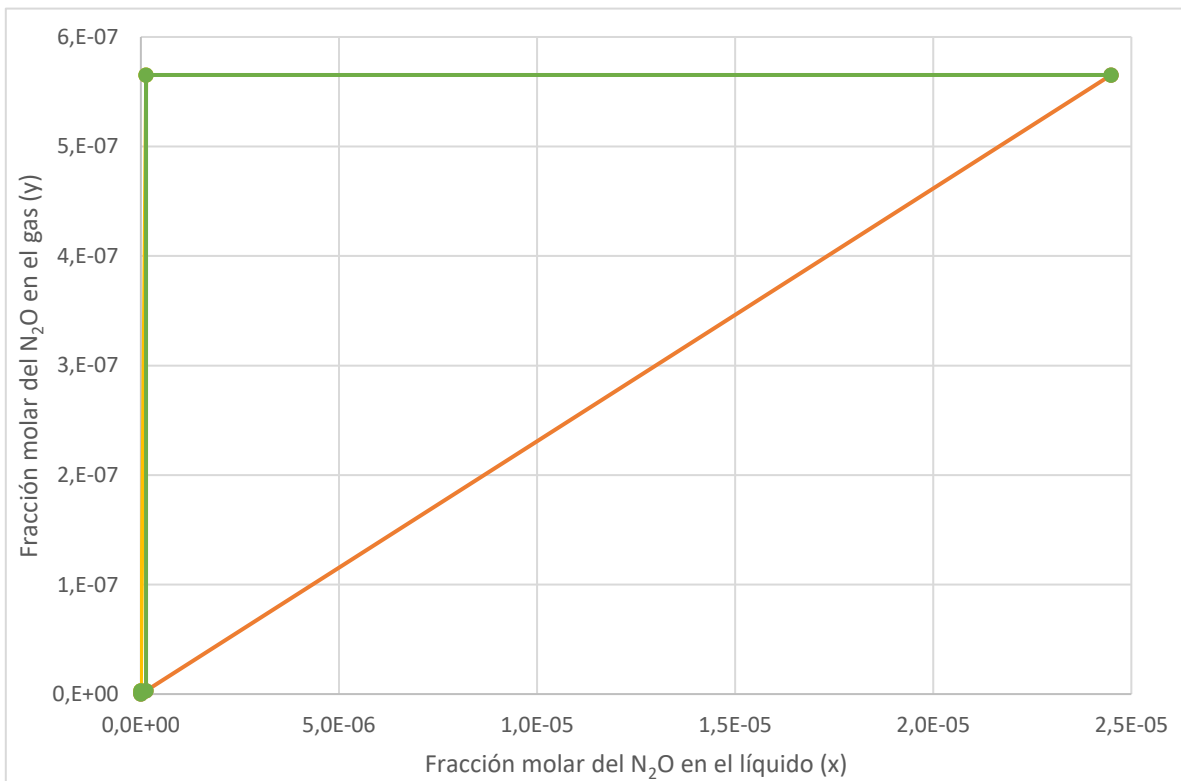


Figura 65: Número de etapas torre de lavado – Caso 1b.

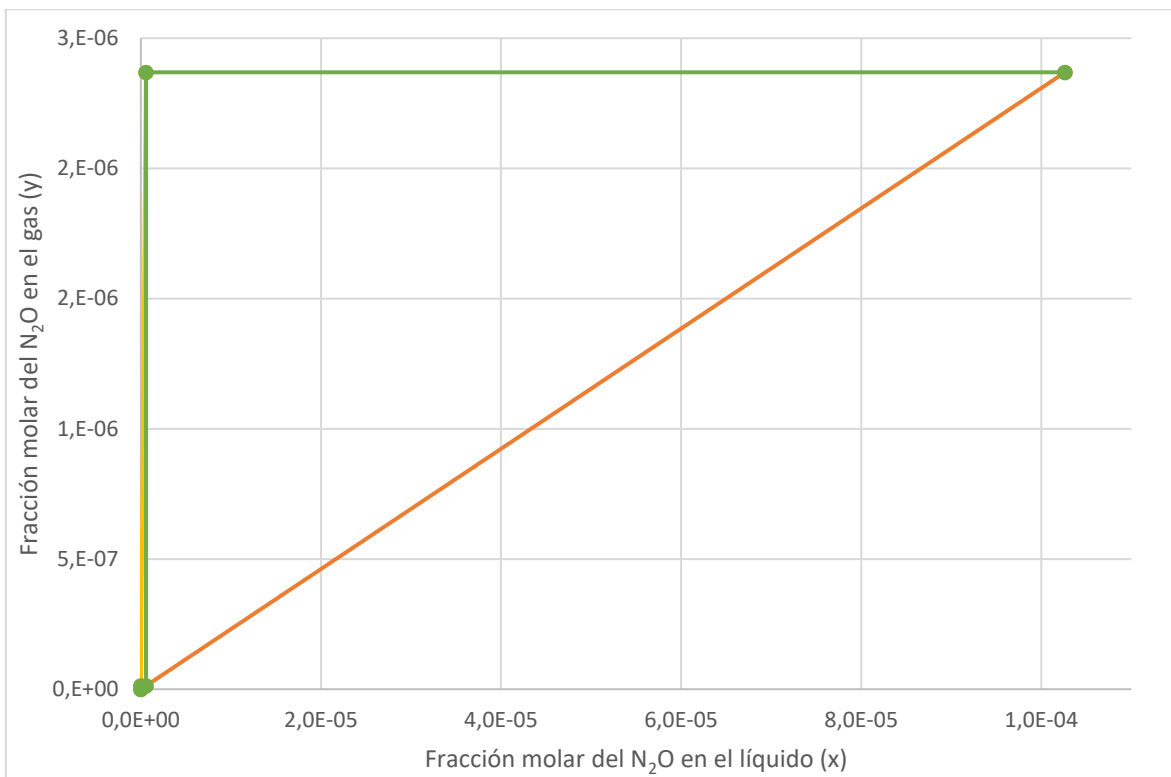


Figura 66: Número de etapas torre de lavado – Caso 2a.

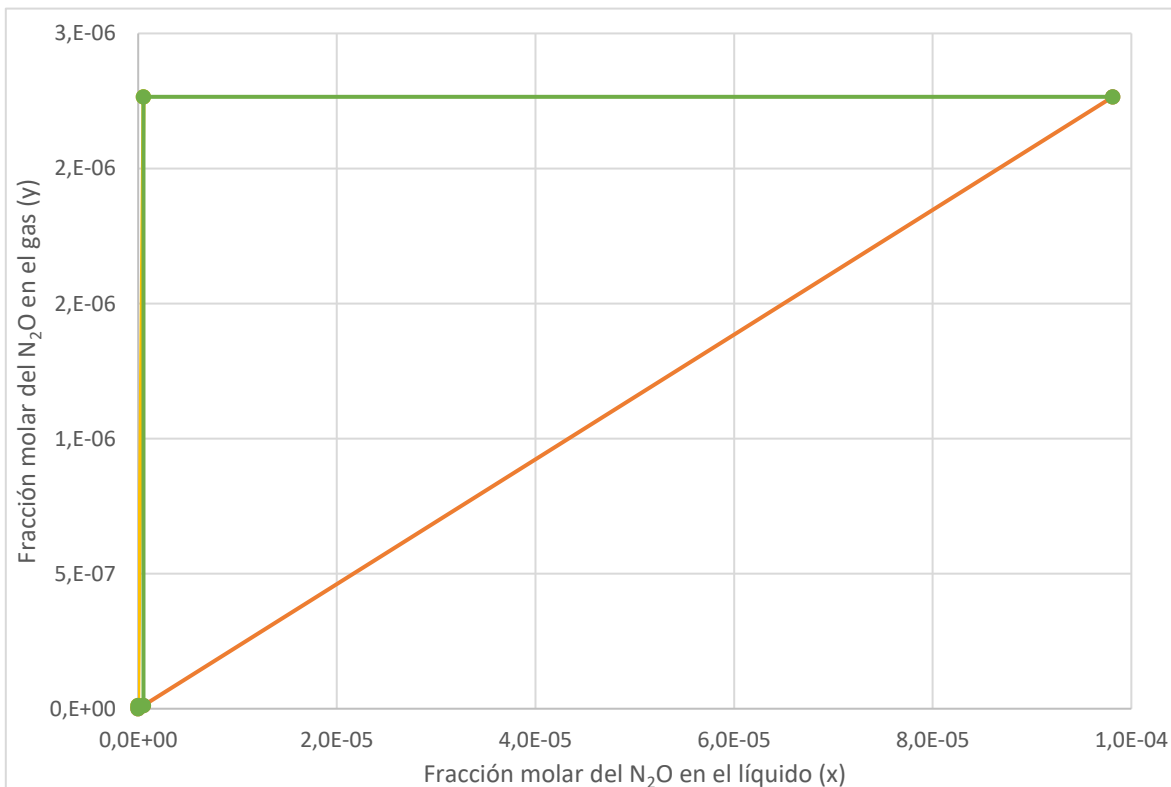


Figura 67: Número de etapas torre de lavado – Caso 2b.

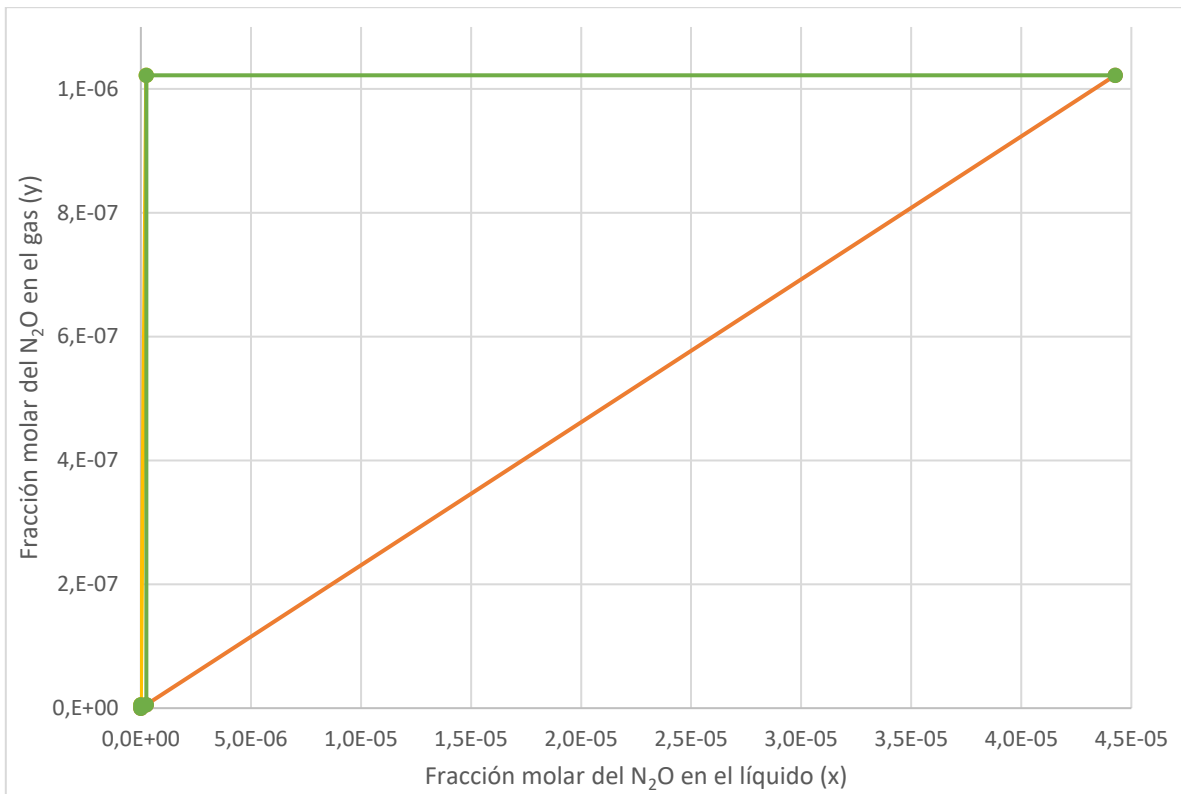


Figura 68: Número de etapas torre de lavado – Caso 3a.

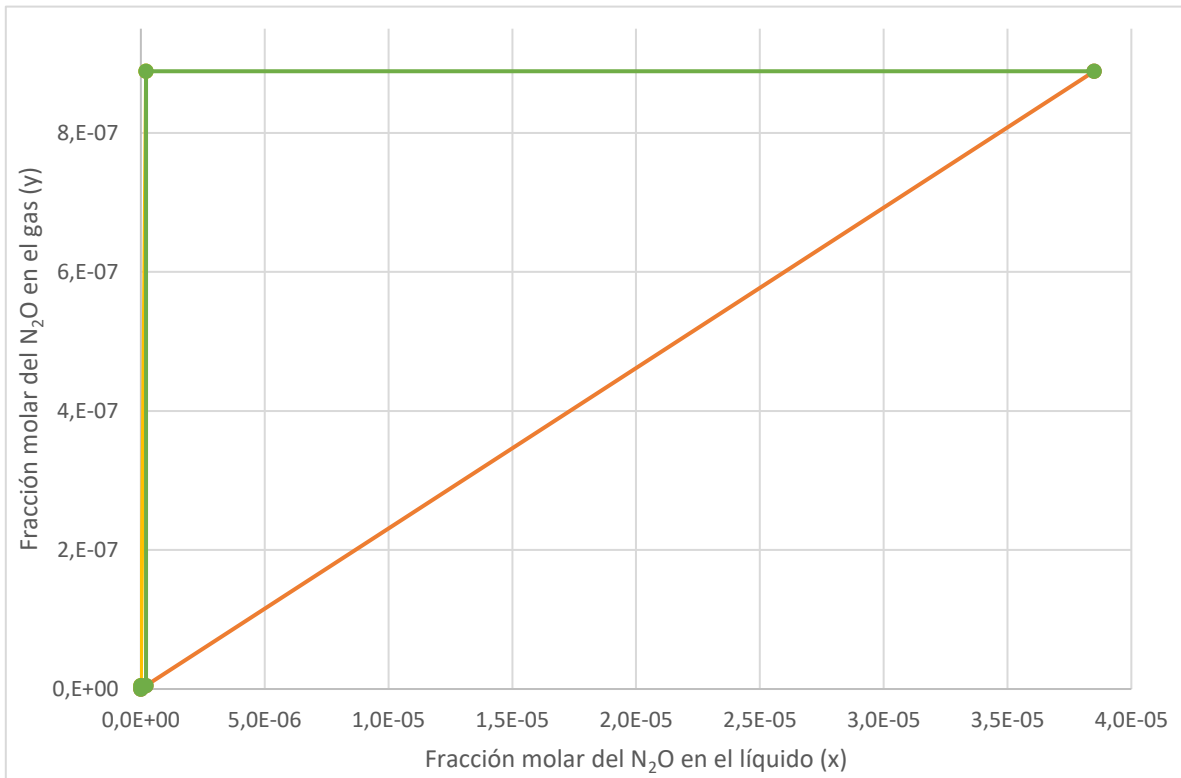


Figura 69: Número de etapas torre de lavado – Caso 3b.

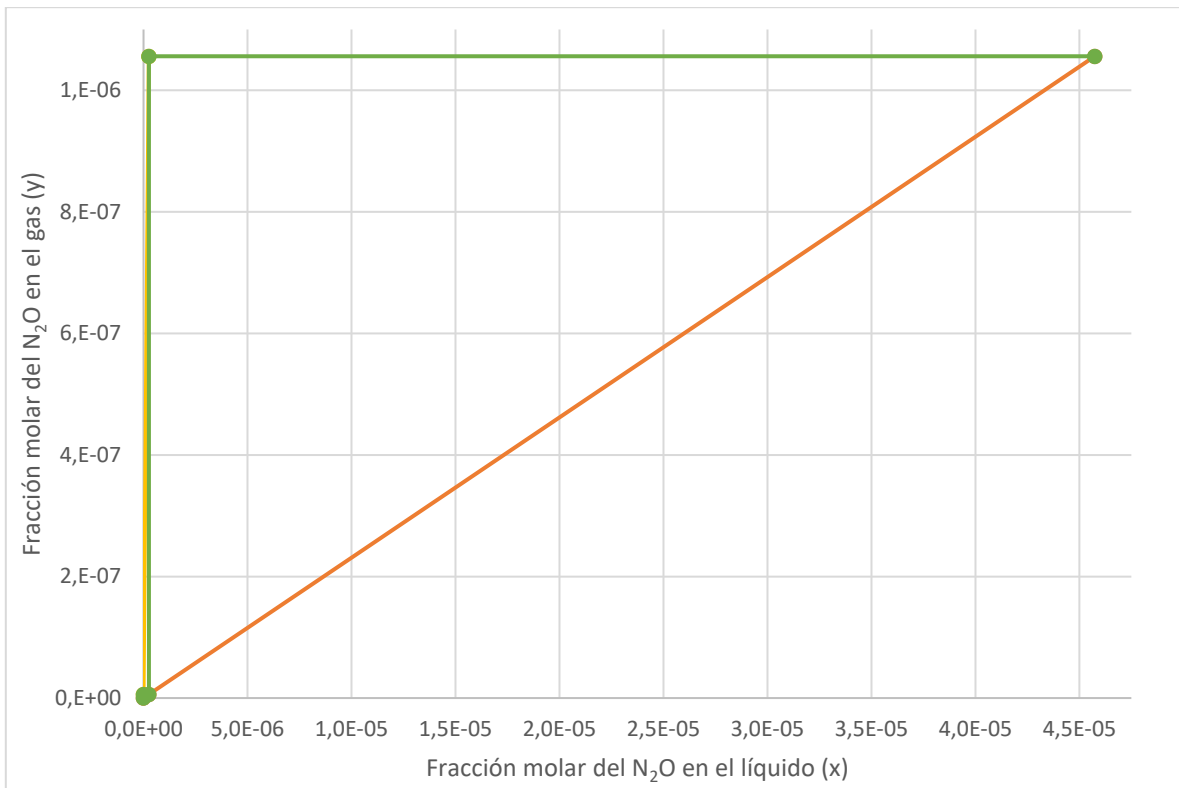


Figura 70: Número de etapas torre de lavado – Caso 3c.

Considerando que la altura equivalente de una placa teórica (*Height Equivalent to a Theoretical Plate - HETP*) para un equipo de absorción es 2 [m], la altura de la torre de lavado es 4 [m] ^[114].

K. Scrubber venturi

K.1. Datos

Los datos utilizados para el dimensionamiento del equipo se presentan en la Tabla 93.

Tabla 93: Datos utilizados para el dimensionamiento del *scrubber venturi*.

Razón entre el líquido y el gas ^[67]	$1,3 \left[\frac{\text{l}_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{m}^3_{\text{gas}}} \right]$
Caída de presión ^[67]	200 [mm c. d. a.]
Diámetro de las partículas sólidas (d_p) ^[115]	$9 \cdot 10^{-6}$ [m]
Diámetro de gota (d_d) ^[116]	$8 \cdot 10^{-5}$ [m]
Densidad de los sólidos (ρ_s) ^[115]	850 $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$
Densidad del agua a la temperatura de ingreso (20°C) ^[57]	997 $\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$

Además, se considera que los gases ingresan al *scrubber* a 80°C, y su temperatura de salida es 42°C.

La densidad (ρ_g), viscosidad dinámica (μ_g) y viscosidad cinemática (ν_g) de los gases se estima considerando que están compuestos solo por H_2O , CO_2 , O_2 y N_2 :

Tabla 94: Propiedades de los gases de combustión a la temperatura promedio (60°C).

Caso	$\rho_g \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$	$\mu_g [\text{Pa} \cdot \text{s}]$	$\nu_g \left[\frac{\text{m}^2}{\text{s}} \right]$
Caso 1a	0,947	$1,85 \cdot 10^{-5}$	$2,04 \cdot 10^{-5}$
Caso 1b	0,978	$1,9 \cdot 10^{-5}$	$2,02 \cdot 10^{-5}$
Caso 2a	0,974	$1,88 \cdot 10^{-5}$	$2,02 \cdot 10^{-5}$
Caso 2b	0,981	$1,9 \cdot 10^{-5}$	$2,01 \cdot 10^{-5}$
Caso 3a	0,965	$1,87 \cdot 10^{-5}$	$2,02 \cdot 10^{-5}$
Caso 3b	0,969	$1,88 \cdot 10^{-5}$	$2,02 \cdot 10^{-5}$
Caso 3c	0,965	$1,86 \cdot 10^{-5}$	$2,02 \cdot 10^{-5}$

K.2. Flujo de agua

El flujo de agua se calcula de forma análoga a la torre de lavado, pero considerando la relación entre el líquido y gas de este equipo:

$$F_l \left[\frac{l}{h} \right] = 1,3 \cdot F_g \left[\frac{m^3}{h} \right] \quad (80)$$

Los resultados obtenidos para cada caso se presentan en la Tabla 95.

Tabla 95: Flujo de agua en el *scrubber venturi*.

Caso	Flujo de agua $\left[\frac{l}{h} \right]$
Caso 1a	57.534
Caso 1b	65.709
Caso 2a	15.278
Caso 2b	16.158
Caso 3a	35.304
Caso 3b	40.990
Caso 3c	33.766

K.3. Velocidad en la garganta

La velocidad del fluido en la garganta está determinada por la caída de presión y la relación entre el líquido y el gas. En la Figura 71 se presenta el gráfico de correlaciones para un *venturi* con ángulo de convergencia de 30° [68].

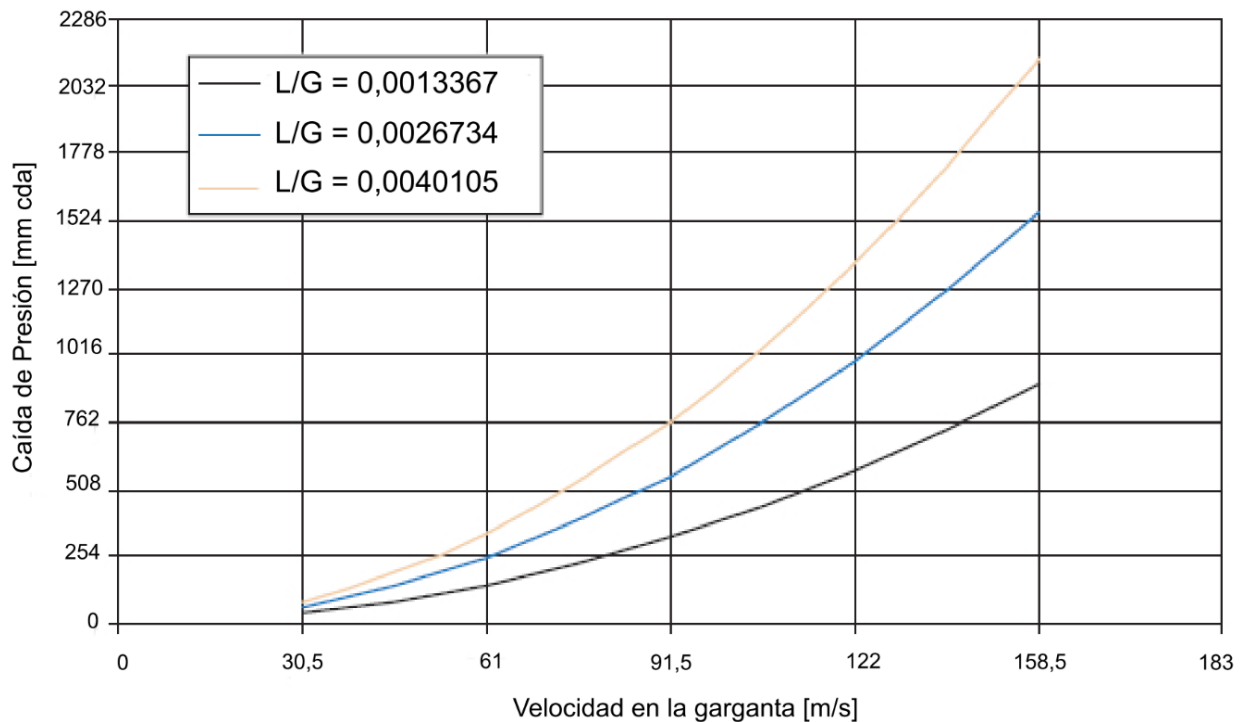


Figura 71: Correlación entre la caída de presión, la razón entre el líquido y gas, y la velocidad del fluido en la garganta [68].

Cabe destacar que la relación entre el líquido y gas de la Figura 71 está en $\left[\frac{\text{m}^3_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{m}^3_{\text{gas}}}\right]$. Realizando un cambio de unidades, la razón entre el líquido y gas utilizada corresponde a $0,0013 \left[\frac{\text{m}^3_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{m}^3_{\text{gas}}}\right]$, por lo que se utiliza la curva de color negro.

A partir de lo anterior, se obtiene que la velocidad del fluido en la garganta es $70 \left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$.

K.4. Dimensionamiento

En primer lugar, se calcula la sección transversal de la garganta del *venturi* a partir de la velocidad de entrada (u_{in}), la velocidad en la garganta (u_{gt}) y la sección transversal de la entrada (S_{in}) [68]:

$$S_{gt} = S_{in} \cdot \frac{u_{in}}{u_{gt}} \quad (81)$$

Considerando que la entrada de la garganta tiene una sección transversal de $0,03 \text{ [m}^2\text{]}$ y la velocidad de ingreso es $15 \left[\frac{\text{m}}{\text{s}}\right]$, se obtienen que la sección transversal del *venturi* es $75 \text{ [cm}^2\text{]}$ [67][68].

Luego, mediante la ecuación (82), se obtiene que el diámetro de la garganta del *venturi* es $9,77 \text{ [cm]}$.

$$d = 2 \sqrt{\frac{S}{\pi}} \quad (82)$$

Para una recuperación óptima de la presión, la literatura sugiere un largo de la garganta tres veces mayor a su diámetro. A partir de lo anterior, el largo de la garganta del *venturi* es $29,32 \text{ [cm]}$ [68].

K.5. Eficiencia de recolección

La eficiencia de recolección depende de la razón entre el líquido y el gas, la velocidad del gas y la caída de presión en la garganta del *venturi*. Para obtenerla, en primer lugar se debe calcular el Factor de corrección de Cunningham (ecuación (83)) y el diámetro aerodinámico geométrico promedio (ecuación (84)) [116]:

$$C_c = 1 + \frac{(6,21 \cdot 10^{-10}) \cdot T}{d_p} \quad (83)$$

$$d_{pg} = d_p \cdot (C_c \cdot \rho_s)^{0,5} \quad (84)$$

Luego, utilizando el gráfico de correlaciones presentado en la Figura 72, se obtiene la penetración general (\overline{Pt}) [116].

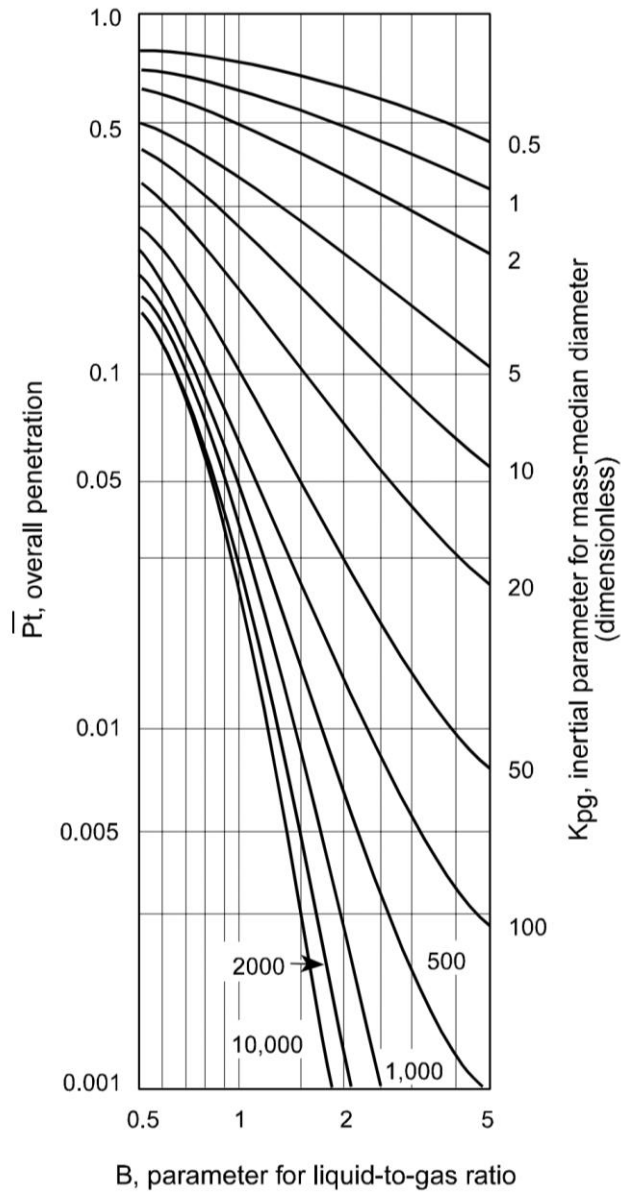


Figura 72: Correlación entre la penetración general, el parámetro inercial para el diámetro medio y el parámetro característico de la razón entre el líquido y el gas ^[116].

El Parámetro inercial para el diámetro medio (K_{pg}) se obtiene mediante la siguiente ecuación ^[116]:

$$K_{pg} = \frac{d_{pg}^2 \cdot u_{gt}}{9 \cdot \mu_g \cdot d_d} \quad (85)$$

Por otro lado, el parámetro característico de la razón entre el líquido y el gas se calcula a partir del coeficiente de arrastre para el líquido a la entrada de la garganta (C_D) ^[116]:

$$C_D = 0,22 + \frac{24}{Re} \cdot (1 + 0,15 \cdot Re^{0,6}) \quad (86)$$

$$Re = \frac{u_{gt} \cdot d_d}{\nu_g} \quad (87)$$

El parámetro característico de la razón entre el líquido y el gas (B) se calcula utilizando la ecuación (88) [116].

$$B = \left(\frac{F_l}{F_g} \right) \cdot \frac{\rho_l}{\rho_g \cdot C_D} \quad (88)$$

A partir de las ecuaciones anteriores, se obtienen los siguientes valores para el parámetro inercial y el parámetro de la relación entre el líquido y el gas:

Tabla 96: Valores de los parámetros requeridos para obtener la penetración general.

Caso	K_{pg}	B
Caso 1a	827	1,98
Caso 1b	805	1,93
Caso 2a	814	1,94
Caso 2b	809	1,93
Caso 3a	819	1,96
Caso 3b	814	1,95
Caso 3c	825	1,96

Considerando los valores presentados en la Tabla 96, y utilizando el gráfico de correlaciones de la Figura 72, la penetración es 0,004. Se decide utilizar el mismo valor para todos los casos debido a que hay poca diferencia entre los parámetros calculados

Finalmente, la eficiencia de recolección se obtiene mediante la siguiente ecuación [116]:

$$\eta_V = 1 - \overline{Pt} \quad (89)$$

A partir de lo anterior, se obtiene que la eficiencia de recolección del *scrubber venturi* es 99,6%.

L. Recalentador de gases

L.1. Datos

Al igual que para los equipos anteriores, se estiman las propiedades de los gases a la temperatura promedio considerando que están compuestos únicamente por $H_2O(g)$, CO_2 , O_2 y N_2 (Tabla 97 y Tabla 98).

Tabla 97: Propiedades de los gases de combustión a la temperatura promedio (215°C).

Caso	$\rho_h \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$	$C_{p_h} \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right]$	$\mu_h [\text{Pa} \cdot \text{s}]$	$k_h \left[\frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}} \right]$	$Pr_h [-]$
Caso 1a	0,655	1,324	$2,96 \cdot 10^{-5}$	$3,72 \cdot 10^{-2}$	0,779
Caso 1b	0,68	1,263	$2,88 \cdot 10^{-5}$	$3,74 \cdot 10^{-2}$	0,763
Caso 2a	0,676	1,283	$2,91 \cdot 10^{-5}$	$3,72 \cdot 10^{-2}$	0,769
Caso 2b	0,676	1,283	$2,91 \cdot 10^{-5}$	$3,72 \cdot 10^{-2}$	0,769
Caso 3a	0,669	1,299	$2,93 \cdot 10^{-5}$	$3,72 \cdot 10^{-2}$	0,773
Caso 3b	0,673	1,286	$2,91 \cdot 10^{-5}$	$3,73 \cdot 10^{-2}$	0,077
Caso 3c	0,668	1,311	$2,94 \cdot 10^{-5}$	$3,71 \cdot 10^{-2}$	0,777

Tabla 98: Propiedades de los gases tratados a la temperatura promedio (55°C).

Caso	$\rho_c \left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right]$	$C_{p_c} \left[\frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right]$	$\mu_c [\text{Pa} \cdot \text{s}]$	$k_c \left[\frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}} \right]$	$Pr_c [-]$
Caso 1a	0,4	1,138	$7,38 \cdot 10^{-6}$	$1,44 \cdot 10^{-2}$	0,521
Caso 1b	0,407	1,06	$7,15 \cdot 10^{-6}$	$1,36 \cdot 10^{-2}$	0,511
Caso 2a	0,421	1086	$7,36 \cdot 10^{-6}$	$1,4 \cdot 10^{-2}$	0,521
Caso 2b	0,422	1,067	$7,31 \cdot 10^{-6}$	$1,38 \cdot 10^{-2}$	0,519
Caso 3a	0,416	1,106	$7,4 \cdot 10^{-6}$	$1,42 \cdot 10^{-2}$	0,522
Caso 3b	0,411	1,09	$7,29 \cdot 10^{-6}$	$1,4 \cdot 10^{-2}$	0,517
Caso 3c	0,429	1,121	$7,56 \cdot 10^{-6}$	$1,44 \cdot 10^{-2}$	0,53

Además, se considera un diámetro de carcasa de 1 [m] y un diámetro de tubos de 0,0254 [m] ^[113].

L.2. Temperatura de salida de los gases tratados

Se debe verificar que con el flujo de gases de combustión se logra el calentamiento requerido de los gases tratados. Para esto, en primer lugar, se calcula el flujo de calor cedido por los gases de combustión mediante la ecuación (41), considerando que su temperatura disminuye desde 225°C a 205°C ^[25]:

Tabla 99: Calor cedido por los gases de combustión en el recalentador.

Caso	Calor cedido por los gases de combustión [kW]
Caso 1a	364
Caso 1b	392
Caso 2a	94,25
Caso 2b	98,26
Caso 3a	218
Caso 3b	250
Caso 3c	211

Suponiendo que el sistema es adiabático, a partir de las ecuaciones (41) y (42) se puede obtener una relación para la temperatura de salida de los gases tratados:

$$T_{c_{out}} = \frac{\dot{Q}}{F_c \cdot C_{p_c}} + T_{c_{in}} \quad (90)$$

Los resultados obtenidos para cada caso se presentan en la Tabla 100.

Tabla 100: Temperaturas de salida de los gases tratados en cada caso.

Caso	Temperatura de salida de los gases tratados [K]
Caso 1a	67,69
Caso 1b	68,26
Caso 2a	68,5
Caso 2b	67,5
Caso 3a	68,08
Caso 3b	68,11
Caso 3c	68,02

L.3. Dimensionamiento

El dimensionamiento del equipo se realiza de forma análoga al precalentador, pero considerando que el intercambiador es solo de un paso, es decir, $\mathcal{F} = 1$ (anexo G).

Mediante la correlación de Dittus – Boelter y el número de Nusselt, se obtienen los siguientes coeficientes de transferencia para los gases de combustión:

Tabla 101: Coeficiente de transferencia para el fluido caliente en cada caso.

Caso	$h_h \left[\frac{W}{K \cdot m^2} \right]$
Caso 1a	73,49
Caso 1b	76,93
Caso 2a	76,05
Caso 2b	76,87
Caso 3a	75,14
Caso 3b	75,72
Caso 3c	74,73

Luego, utilizando la correlación de Hilpert y el número de Nusselt, se calculan los coeficientes de transferencia para los gases tratados. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 102.

Tabla 102: Coeficiente de transferencia para el fluido frío en cada caso.

Caso	$h_c \left[\frac{W}{K \cdot m^2} \right]$
Caso 1a	22,55
Caso 1b	22,03
Caso 2a	22,85
Caso 2b	22,72
Caso 3a	22,89
Caso 3b	22,05
Caso 3c	23,56

Finalmente, considerando los coeficientes presentados anteriormente y la ecuación (50), se calculan los coeficientes globales de transferencia (Tabla 103), a partir de los cuales se obtiene el área requerida para cada caso.

Tabla 103: Coeficiente global de transferencia para cada caso.

Caso	$U \left[\frac{W}{K \cdot m^2} \right]$
Caso 1a	17,25
Caso 1b	17,12
Caso 2a	17,57
Caso 2b	17,54
Caso 3a	17,54
Caso 3b	17,35
Caso 3c	17,91

M. Residuos generados al incluir el tratamiento de RILes propuesto

El sistema para el tratamiento de los RILes propuesto se compone de una torre de enfriamiento, un DensaDeg® y un filtro banda. Con este, se recircularía el 80% del agua al proceso, disminuyendo su consumo y produciendo un lodo estabilizado que puede ser dispuesto en un relleno sanitario ^[72].

En la Tabla 104 se presenta el flujo total de residuos a disponer, incluyendo las cenizas de fondo y el lodo generado en el tratamiento de los RILes.

Tabla 104: Flujo de residuos a disponer al incluir el tratamiento de los RILes generados en el proceso.

Caso	Flujo másico $\left[\frac{t}{\text{día}}\right]$	Flujo volumétrico $\left[\frac{m^3}{\text{día}}\right]$
Caso 1a	76,03	80,45
Caso 1b	83,34	87,9
Caso 2a	23,09	23,76
Caso 2b	23,31	23,99
Caso 3a	42,44	43,73
Caso 3b	44,65	45,98
Caso 3c	42,49	43,78

N. Ahorro por no disponer

El ahorro por no disponer el lodo se obtiene considerando el cobro del relleno sanitario y el gasto asociado al transporte. Para el costo por disposición, se considera el valor actual, que corresponde a $14 \left[\frac{\text{USD}}{\text{t}} \right]$ [13].

Por otra parte, debido a que las plantas propuestas para cada caso incluyen los lodos generados en más de una PTAS, habrá de igual manera que trasladarlos, es decir, no se elimina el transporte, solo se disminuye. Luego, el ahorro por transporte se obtiene a partir de la ecuación (6) presentada en la sección 4.2.

Se supone que la capacidad de los camiones es $30 \text{ [m}^3\text{]}$, su rendimiento promedio es $6,5 \left[\frac{\text{km}}{\text{l}} \right]$ y el valor del diésel es $0,8 \left[\frac{\text{USD}}{\text{l}} \right]$ [77]. Luego, considerando los flujos de lodo generados en cada PTAS, se obtiene que para cada caso se requiere la cantidad de camiones presentada en la Tabla 105.

Tabla 105: Cantidad de camiones requeridos en cada caso.

PTAS	Camiones requeridos por año
El Trebal	5.830
La Farfana	6.422
Rancagua	809
Rengo	116
San Fernando	148
Santa Cruz	40
Gran concepción	1.383
Chillán	680
Los Ángeles	576

Para calcular el costo actual del transporte, se utilizan los datos presentados anteriormente y las distancias entre las PTAS y los sitios de disposición final de cada una de ellas:

Tabla 106: Distancias entre PTAS y sitios de disposición final actuales ^{[43]-[46][52][53]}.

	Planta	Distancia [km]
Caso 1	PTAS El Trebal	117
	PTAS La Farfana	107
Caso 2	PTAS Rancagua	198
	PTAS Rengo	228
	PTAS San Fernando	258
	PTAS Santa Cruz	298
Caso 3	PTAS Concepción	303
	PTAS Chillán	–
	PTAS Los Ángeles	205

Cabe destacar que para la PTAS Chillán no hay costo de transporte asociado debido a que la planta y el Relleno Sanitario Fundo las Cruces se ubican en la misma comuna.

Por otro lado, para estimar el costo de transporte hasta la planta de co-incineración (propuesta), se supone que estas se ubicarán cerca de la PTAS que genere el mayor flujo de lodos en cada caso, para minimizar este gasto. A partir de lo anterior, para el caso 2 la planta se ubicaría en Rancagua y para el caso 3 en Talcahuano. Para el caso 1, se considera que la planta se ubica en una distancia media entre las dos PTAS, debido a que los flujos generados por ambas son similares. Luego, las distancias que deberán recorrer los camiones son las siguientes:

Tabla 107: Distancias entre PTAS y plantas de co-incineración propuestas ^{[43]-[46][52][53]}.

	Planta	Distancia [km]
Caso 1	PTAS El Trebal	14,8
	PTAS La Farfana	14,8
Caso 2	PTAS Rengo	33,6
	PTAS San Fernando	63,5
	PTAS Santa Cruz	107
Caso 3	PTAS Chillán	140
	PTAS Los Ángeles	139

A partir de lo anterior y los flujos presentados en la Tabla 104, se obtiene el costo por transporte actual y el costo por transporte de la propuesta:

Tabla 108: Costo por transporte para cada caso.

Caso	Costo por transporte actual [USD] [año]	Costo por transporte de la propuesta [USD] [año]
Caso 1	168.529	22.318
Caso 2	29.119	3.585
Caso 3	66.086	21.570

O. CAPEX

Los CAPEX se determinan siguiendo la metodología planteada en el libro *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, dónde, conociendo el costo de los equipos, se estima el resto de la inversión suponiendo distintos porcentajes para cada ítem [78].

El costo de los equipos se obtiene utilizando la regla de los seis décimos y la propuesta de incineración de lodos mediante Thermylis® realizada por Suez para la empresa CMPC [67][78]:

$$\text{Costo equipos} = \text{Costo equipos CMPC} \cdot \left(\frac{\text{Capacidad}}{\text{Capacidad CMPC}} \right)^{\frac{6}{10}} \quad (91)$$

La capacidad requerida por la empresa CMPC es $12.759 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$, lo que tiene un costo FOB para los equipos de 31.395.000 [USD]. Considerando que los equipos viajan desarmados y su montaje se realiza en terreno, se supone que el costo CIF es un 5% mayor. Además, el sistema propuesto para el tratamiento de los RILes generados tiene un costo de 2.240.000 [USD] para una capacidad de $140.000 \left[\frac{\text{kg}}{\text{h}} \right]$ [26][79].

El costo final de los equipos considera el costo FOB estimado a partir del proyecto para CMPC más el costo del sistema de tratamiento. Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 109.

Tabla 109: Costo total de los equipos para cada caso

Caso	Costo total de los equipos [USD]
Caso 1	81.195.985
Caso 2	18.940.498
Caso 3	32.045.769

Para estimar los costos directos, se consideran los siguientes porcentajes del costo total de los equipos [67][78].

Tabla 110: Porcentaje del costo total de los equipos considerado para cada ítem de los costos directos [67][78].

	Porcentaje del costo de los equipos
Instalación de los equipos	28%
Instrumentación y control	8%
Piping	6%
Equipos y materiales eléctricos	6%
Construcciones	20%
Mejoras de terreno	5%
Instalación de servicios	20%
Terreno	2%

Por otro lado, los costos indirectos se obtienen a partir del total de los costos directos, suponiendo los siguientes porcentajes ^{[67][78]}:

Tabla 111: Porcentaje de los costos directos considerado para cada ítem de los costos indirectos ^{[67][78]}.

	Porcentaje de los costos directos
Ingeniería y supervisión	8%
Gastos de construcción	5%
Honorarios de contratista	2%
Contingencias	5%

A partir de lo anterior, se obtienen los resultados presentados en la sección 4.3.

P. OPEX

Para estimar los costos operacionales se considera lo siguiente:

- Mano de obra de operación: $8 \left[\frac{\text{USD}}{\text{h}} \right]$ por línea. Las plantas operan de forma continua las 24 horas del día ^{[26][79]}
- Supervisión directa de la operación: 50% del costo asociado a mano de obra de operación ^[78]
- Mantenimiento y reparación: 0,2% del CAPEX total ^[78]
- Laboratorio: 10% del costo de mano de obra de operación ^[78]
- Seguros: 0,25% del CAPEX total ^[78]
- Mano de obra indirecta: 15% del costo de mano de obra, supervisión directa y mantenimiento ^[78]
- Patentes municipales: 0,1% del CAPEX total ^[78]
- Costos generales ^m: 25% del costo de mano de obra, mantenimiento y administración ^[78]

Los servicios requeridos en el proceso corresponden a electricidad y agua (Tabla 112) ⁿ. Se considera que la planta se autoabastece con la energía generada, por lo que no se tiene un costo asociado a la potencia. Por otro lado, el flujo de agua requerido considera la recirculación del agua contenida en los RILes tratados, y tiene un costo de $2 \left[\frac{\text{USD}}{\text{m}^3} \right]$ ^[54].

Tabla 112: Servicios requeridos para cada caso.

Caso	Energía $\left[\frac{\text{kWh}}{\text{año}} \right]$	Agua $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{año}} \right]$
Caso 1	34.590.965	227.096
Caso 2	3.072.785	19.029
Caso 3	7.350.680	47.421

Para el tratamiento de los RILes generados se consideran los costos presentados en la Tabla 113, que fueron entregados por la empresa ^[79].

Tabla 113: Flujo de RILes a tratar en cada caso y OPEX asociado ^[79].

Caso	Flujo de RILes $\left[\frac{\text{t}}{\text{año}} \right]$	OPEX $\left[\frac{\text{USD}}{\text{año}} \right]$
Caso 1	6.240.450	255.187
Caso 2	517.647	21.168
Caso 3	1.313.462	53.711

^m Incluye mantenimiento y servicios de uso común, seguridad y protección general de la planta, casino para trabajadores, zonas de recreación y almacenamientos ^[78].

ⁿ No se considera combustible debido a que este sólo es requerido para la puesta en marcha ^{[26][54]}.

Finalmente, los residuos que son llevados a disposición final son las cenizas de fondo y el lodo generado en el sistema de tratamiento de RILes propuesto (Tabla 114). Para estos, se considera un costo de disposición de $14 \left[\frac{\text{USD}}{\text{t}} \right]$ ^[13]

Tabla 114: Residuos a disposición final para cada caso.

Caso	Residuos $\left[\frac{\text{t}}{\text{año}} \right]$
Caso 1	30.419
Caso 2	8.509
Caso 3	16.298

Q. Flujo de caja

Se elaboran los flujos de caja sin financiamiento considerando lo siguiente:

- Horizonte de evaluación de 15 años
- Tasa de descuento del 15%
- Ingresos, CAPEX y OPEX presentados en secciones 4.2, 4.3 y 4.4
- Depreciación lineal acelerada considerando la vida útil para cada activo presentada en la Tabla 115 y un valor residual del 10% de la inversión:

Tabla 115: Vida útil de cada activo ^[82]

Activo	Vida útil
Equipos	5
Instalación equipos	3
Instrumentación y control	3
<i>Piping</i>	3
Sistema eléctrico	3
Construcciones	13
Instalación de servicios	3

- Impuesto de Primera Categoría del 25% ^[80]
- Capital de trabajo de 3 meses de costos operacionales (OPEX)

A continuación, se presentan los flujos de cada para cada caso, considerando los modelos de negocio planteados.

Q.1. Caso 1 – Sanitaria

Tabla 116: Flujo de caja puro para el caso 1 - Sanitaria en [USD].

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
Ingreso 1 (electricidad)		1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312
Ingreso 2 (coalimentación)		273.365	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365
Ingreso 3 (ahorro disposición)		6.064.082	6.064.082	6.064.082	6.064.082	6.064.082	6.064.082	6.064.082
OPEX		-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084
Ganancias/pérdidas de capital								
Depreciaciones		-35.892.789	-35.892.789	-35.892.789	-17.488.366	-17.488.366	1.249.169	1.249.169
Pérdidas ejercicio anterior			-31.045.116	-62.090.232	-93.135.347	-105.776.040	-118.416.733	-112.319.890
Utilidad antes de impuestos		-31.045.116	-62.090.232	-93.135.347	-105.776.040	-118.416.733	-112.319.890	-106.223.048
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos		-31.045.116	-62.090.232	-93.135.347	-105.776.040	-118.416.733	-112.319.890	-106.223.048
Depreciaciones		35.892.789	35.892.789	35.892.789	17.488.366	17.488.366	-1.249.169	-1.249.169
Pérdidas ejercicio anterior			31.045.116	62.090.232	93.135.347	105.776.040	118.416.733	112.319.890
Ganancias/pérdidas de capital								
Flujo de caja operacional		4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673
Inversiones	-189.998.604							
IVA Inversión	-36.099.735							
Recuperación IVA		36.099.735						
Valor residual activos								
Capital de trabajo	-676.521							
Recuperación capital de trabajo								
Flujo de capitales	-226.774.860	36.099.735						
Flujo de caja	-226.774.860	40.947.408	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673

Tabla 116: Flujo de caja puro para el caso 1 – Sanitaria en [USD] (continuación).

	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Ingreso 1 (electricidad)	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312
Ingreso 2 (coalimentación)	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365
Ingreso 3 (ahorro disposición)	6.064.082	6.064.082	6.064.082	6.064.082	6.064.082	6.064.082	6.064.082	6.064.082
OPEX	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084
Ganancias/pérdidas de capital								15.264.845
Depreciaciones	1.249.169	1.249.169	1.249.169	1.249.169	1.249.169	1.249.169		
Pérdidas ejercicio anterior	-106.223.048	-100.126.206	-94.029.363	-87.932.521	-81.835.679	-75.738.837	-69.641.994	-64.794.321
Utilidad antes de impuestos	-100.126.206	-94.029.363	-87.932.521	-81.835.679	-75.738.837	-69.641.994	-64.794.321	-44.681.802
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos	-100.126.206	-94.029.363	-87.932.521	-81.835.679	-75.738.837	-69.641.994	-64.794.321	-44.681.802
Depreciaciones	-1.249.169	-1.249.169	-1.249.169	-1.249.169	-1.249.169	-1.249.169		
Pérdidas ejercicio anterior	106.223.048	100.126.206	94.029.363	87.932.521	81.835.679	75.738.837	69.641.994	64.794.321
Ganancias/pérdidas de capital								-15.264.845
Flujo de caja operacional	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673
Inversiones								
IVA Inversión								
Recuperación IVA								
Valor residual activos								15.264.845
Capital de trabajo								
Recuperación capital de trabajo								676.521
Flujo de capitales								15.941.366
Flujo de caja	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	4.847.673	20.789.040

Q.2. Caso 1 – Empresa privada

Tabla 117: Flujo de caja puro para el caso 1 – Empresa privada en [USD].

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
Ingreso 1 (electricidad)		1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312
Ingreso 2 (lodo)		5.917.871	5.917.871	5.917.871	5.917.871	5.917.871	5.917.871	5.917.871
Ingreso 3 (coalimentación)		273.365	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365
OPEX		-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084
Ganancias/pérdidas de capital								
Depreciaciones		-35.892.789	-35.892.789	-35.892.789	-17.488.366	-17.488.366	1.249.169	1.249.169
Pérdidas ejercicio anterior			-31.191.327	-62.382.654	-93.573.980	-106.360.884	-119.147.787	-113.197.156
Utilidad antes de impuestos		-31.191.327	-62.382.654	-93.573.980	-106.360.884	-119.147.787	-113.197.156	-107.246.525
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos		-31.191.327	-62.382.654	-93.573.980	-106.360.884	-119.147.787	-113.197.156	-107.246.525
Depreciaciones		35.892.789	35.892.789	35.892.789	17.488.366	17.488.366	-1.249.169	-1.249.169
Pérdidas ejercicio anterior			31.191.327	62.382.654	93.573.980	106.360.884	119.147.787	113.197.156
Ganancias/pérdidas de capital								
Flujo de caja operacional		4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462
Inversiones	-189.998.604							
IVA Inversión	-36.099.735							
Recuperación IVA		36.099.735						
Valor residual activos								
Capital de trabajo	-676.521							
Recuperación capital de trabajo								
Flujo de capitales	-226.774.860	36.099.735						
Flujo de caja	-226.774.860	40.801.197	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462

Tabla 117: Flujo de caja puro para el caso 1 – Empresa privada en [USD] (continuación).

	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Ingreso 1 (electricidad)	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312	1.216.312
Ingreso 2 (lodo)	5.917.871	5.917.871	5.917.871	5.917.871	5.917.871	5.917.871	5.917.871	5.917.871
Ingreso 3 (coalimentación)	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365	273.365
OPEX	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084	-2.706.084
Ganancias/pérdidas de capital								15.264.845
Depreciaciones	1.249.169	1.249.169	1.249.169	1.249.169	1.249.169	1.249.169		
Pérdidas ejercicio anterior	-107.246.525	-101.295.893	-95.345.262	-89.394.631	-83.443.999	-77.493.368	-71.542.736	-66.841.274
Utilidad antes de impuestos	-101.295.893	-95.345.262	-89.394.631	-83.443.999	-77.493.368	-71.542.736	-66.841.274	-46.874.967
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos	-101.295.893	-95.345.262	-89.394.631	-83.443.999	-77.493.368	-71.542.736	-66.841.274	-46.874.967
Depreciaciones	-1.249.169	-1.249.169	-1.249.169	-1.249.169	-1.249.169	-1.249.169		
Pérdidas ejercicio anterior	107.246.525	101.295.893	95.345.262	89.394.631	83.443.999	77.493.368	71.542.736	66.841.274
Ganancias/pérdidas de capital								-15.264.845
Flujo de caja operacional	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462
Inversiones								
IVA Inversión								
Recuperación IVA								
Valor residual activos								15.264.845
Capital de trabajo								
Recuperación capital de trabajo								676.521
Flujo de capitales								15.941.366
Flujo de caja	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	4.701.462	20.642.829

Q.3. Caso 2 – Sanitaria

Tabla 118: Flujo de caja puro para el caso 2 – Sanitaria en [USD].

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
Ingreso 1 (electricidad)		83.772	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772
Ingreso 2 (coalimentación)		12.632	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632
Ingreso 3 (ahorro disposición)		562.881	562.881	562.881	562.881	562.881	562.881	562.881
OPEX		-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250
Ganancias/pérdidas de capital								
Depreciaciones		-8.372.671	-8.372.671	-8.372.671	-4.079.492	-4.079.492	291.392	291.392
Pérdidas ejercicio anterior			-8.323.636	-16.647.272	-24.970.908	-29.001.365	-33.031.822	-32.691.394
Utilidad antes de impuestos		-8.323.636	-16.647.272	-24.970.908	-29.001.365	-33.031.822	-32.691.394	-32.350.966
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos		-8.323.636	-16.647.272	-24.970.908	-29.001.365	-33.031.822	-32.691.394	-32.350.966
Depreciaciones		8.372.671	8.372.671	8.372.671	4.079.492	4.079.492	-291.392	-291.392
Pérdidas ejercicio anterior			8.323.636	16.647.272	24.970.908	29.001.365	33.031.822	32.691.394
Ganancias/pérdidas de capital								
Flujo de caja operacional		49.035	49.035	49.035	49.035	49.035	49.035	49.035
Inversiones	-44.320.766							
IVA Inversión	-8.420.945							
Recuperación IVA		8.420.945						
Valor residual activos								
Capital de trabajo	-152.562							
Recuperación capital de trabajo								
Flujo de capitales	-52.894.274	8.420.945						
Flujo de caja	-52.894.274	8.469.981	49.035	49.035	49.035	49.035	49.035	49.035

Tabla 118: Flujo de caja puro para el caso 2 – Sanitaria en [USD] (continuación).

	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Ingreso 1 (electricidad)	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772
Ingreso 2 (coalimentación)	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632
Ingreso 3 (ahorro disposición)	562.881	562.881	562.881	562.881	562.881	562.881	562.881	562.881
OPEX	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250
Ganancias/pérdidas de capital								3.560.814
Depreciaciones	291.392	291.392	291.392	291.392	291.392	291.392		
Pérdidas ejercicio anterior	-32.350.966	-32.010.539	-31.670.111	-31.329.683	-30.989.256	-30.648.828	-30.308.400	-30.259.365
Utilidad antes de impuestos	-32.010.539	-31.670.111	-31.329.683	-30.989.256	-30.648.828	-30.308.400	-30.259.365	-26.649.516
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos	-32.010.539	-31.670.111	-31.329.683	-30.989.256	-30.648.828	-30.308.400	-30.259.365	-26.649.516
Depreciaciones	-291.392	-291.392	-291.392	-291.392	-291.392	-291.392		
Pérdidas ejercicio anterior	32.350.966	32.010.539	31.670.111	31.329.683	30.989.256	30.648.828	30.308.400	30.259.365
Ganancias/pérdidas de capital								-3.560.814
Flujo de caja operacional	49.035	49.035	49.035	49.035	49.035	49.035	49.035	49.035
Inversiones								
IVA Inversión								
Recuperación IVA								
Valor residual activos								3.560.814
Capital de trabajo								
Recuperación capital de trabajo								152.562
Flujo de capitales								3.713.376
Flujo de caja	49.035	49.035	49.035	49.035	49.035	49.035	49.035	3.762.411

Q.4. Caso 2 – Empresa privada

Tabla 119: Flujo de caja puro para el caso 2- Empresa privada en [USD].

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
Ingreso 1 (electricidad)		83.772	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772
Ingreso 2 (lodo)		537.348	537.348	537.348	537.348	537.348	537.348	537.348
Ingreso 3 (coalimentación)		12.632	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632
OPEX		-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250
Ganancias/pérdidas de capital								
Depreciaciones		-8.372.671	-8.372.671	-8.372.671	-4.079.492	-4.079.492	291.392	291.392
Pérdidas ejercicio anterior			-8.349.170	-16.698.339	-25.047.509	-29.103.499	-33.159.489	-32.844.594
Utilidad antes de impuestos		-8.349.170	-16.698.339	-25.047.509	-29.103.499	-33.159.489	-32.844.594	-32.529.700
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos		-8.349.170	-16.698.339	-25.047.509	-29.103.499	-33.159.489	-32.844.594	-32.529.700
Depreciaciones		8.372.671	8.372.671	8.372.671	4.079.492	4.079.492	-291.392	-291.392
Pérdidas ejercicio anterior			8.349.170	16.698.339	25.047.509	29.103.499	33.159.489	32.844.594
Ganancias/pérdidas de capital								
Flujo de caja operacional		23.502	23.502	23.502	23.502	23.502	23.502	23.502
Inversiones	-44.320.766							
IVA Inversión	-8.420.945							
Recuperación IVA		8.420.945						
Valor residual activos								
Capital de trabajo	-152.562							
Recuperación capital de trabajo								
Flujo de capitales	-52.894.274	8.420.945						
Flujo de caja	-52.894.274	8.444.447	23.502	23.502	23.502	23.502	23.502	23.502

Tabla 119: Flujo de caja puro para el caso 2 – Empresa privada en [USD] (continuación).

	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Ingreso 1 (electricidad)	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772	83.772
Ingreso 2 (lodo)	537.348	537.348	537.348	537.348	537.348	537.348	537.348	537.348
Ingreso 3 (coalimentación)	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632	12.632
OPEX	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250	-610.250
Ganancias/pérdidas de capital								3.560.814
Depreciaciones	291.392	291.392	291.392	291.392	291.392	291.392		
Pérdidas ejercicio anterior	-32.529.700	-32.214.806	-31.899.912	-31.585.017	-31.270.123	-30.955.229	-30.640.335	-30.616.833
Utilidad antes de impuestos	-32.214.806	-31.899.912	-31.585.017	-31.270.123	-30.955.229	-30.640.335	-30.616.833	-27.032.517
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos	-32.214.806	-31.899.912	-31.585.017	-31.270.123	-30.955.229	-30.640.335	-30.616.833	-27.032.517
Depreciaciones	-291.392	-291.392	-291.392	-291.392	-291.392	-291.392		
Pérdidas ejercicio anterior	32.529.700	32.214.806	31.899.912	31.585.017	31.270.123	30.955.229	30.640.335	30.616.833
Ganancias/pérdidas de capital								-3.560.814
Flujo de caja operacional	23.502	23.502	23.502	23.502	23.502	23.502	23.502	23.502
Inversiones								
IVA Inversión								
Recuperación IVA								
Valor residual activos								3.560.814
Capital de trabajo								
Recuperación capital de trabajo								152.562
Flujo de capitales								3.713.376
Flujo de caja	23.502	23.502	23.502	23.502	23.502	23.502	23.502	3.736.878

Q.5. Caso 3 – Sanitaria

Tabla 120: Flujo de caja puro para el caso 3 – Sanitaria en [USD].

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
Ingreso 1 (electricidad)		259.331	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331
Ingreso 2 (coalimentación)		41.207	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207
Ingreso 3 (ahorro disposición)		1.318.964	1.318.964	1.318.964	1.318.964	1.318.964	1.318.964	1.318.964
OPEX		-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119
Ganancias/pérdidas de capital								
Depreciaciones		-14.165.873	-14.165.873	-14.165.873	-6.902.166	-6.902.166	493.012	493.012
Pérdidas ejercicio anterior			-13.550.490	-27.100.980	-40.651.470	-46.938.252	-53.225.034	-52.116.639
Utilidad antes de impuestos		-13.550.490	-27.100.980	-40.651.470	-46.938.252	-53.225.034	-52.116.639	-51.008.244
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos		-13.550.490	-27.100.980	-40.651.470	-46.938.252	-53.225.034	-52.116.639	-51.008.244
Depreciaciones		14.165.873	14.165.873	14.165.873	6.902.166	6.902.166	-493.012	-493.012
Pérdidas ejercicio anterior			13.550.490	27.100.980	40.651.470	46.938.252	53.225.034	52.116.639
Ganancias/pérdidas de capital								
Flujo de caja operacional		615.383	615.383	615.383	615.383	615.383	615.383	615.383
Inversiones	-74.987.099							
IVA Inversión	-14.247.549							
Recuperación IVA		14.247.549						
Valor residual activos								
Capital de trabajo	-251.030							
Recuperación capital de trabajo								
Flujo de capitales	-89.485.677	14.247.549						
Flujo de caja	-89.485.677	14.862.932	615.383	615.383	615.383	615.383	615.383	615.383

Tabla 120: Flujo de caja puro para el caso 3 – Sanitaria en [USD] (continuación).

	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Ingreso 1 (electricidad)	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331
Ingreso 2 (coalimentación)	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207
Ingreso 3 (ahorro disposición)	1.318.964	1.318.964	1.318.964	1.318.964	1.318.964	1.318.964	1.318.964	1.318.964
OPEX	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119
Ganancias/pérdidas de capital								6.024.605
Depreciaciones	493.012	493.012	493.012	493.012	493.012	493.012		
Pérdidas ejercicio anterior	-51.008.244	-49.899.849	-48.791.453	-47.683.058	-46.574.663	-45.466.268	-44.357.873	-43.742.490
Utilidad antes de impuestos	-49.899.849	-48.791.453	-47.683.058	-46.574.663	-45.466.268	-44.357.873	-43.742.490	-37.102.502
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos	-49.899.849	-48.791.453	-47.683.058	-46.574.663	-45.466.268	-44.357.873	-43.742.490	-37.102.502
Depreciaciones	-493.012	-493.012	-493.012	-493.012	-493.012	-493.012		
Pérdidas ejercicio anterior	51.008.244	49.899.849	48.791.453	47.683.058	46.574.663	45.466.268	44.357.873	43.742.490
Ganancias/pérdidas de capital								-6.024.605
Flujo de caja operacional	615.383	615.383	615.383	615.383	615.383	615.383	615.383	615.383
Inversiones								
IVA Inversión								
Recuperación IVA								
Valor residual activos								6.024.605
Capital de trabajo								
Recuperación capital de trabajo								251.030
Flujo de capitales								6.275.634
Flujo de caja	615.383	615.383	615.383	615.383	615.383	615.383	615.383	6.891.018

Q.6. Caso 3 – Empresa privada

Tabla 121: Flujo de caja puro para el caso 3- Empresa privada en [USD].

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7
Ingreso 1 (electricidad)		259.331	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331
Ingreso 2 (lodo)		1.274.448	1.274.448	1.274.448	1.274.448	1.274.448	1.274.448	1.274.448
Ingreso 3 (coalimentación)		41.207	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207
OPEX		-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119
Ganancias/pérdidas de capital								
Depreciaciones		-14.165.873	-14.165.873	-14.165.873	-6.902.166	-6.902.166	493.012	493.012
Pérdidas ejercicio anterior			-13.595.005	-27.190.011	-40.785.016	-47.116.314	-53.447.612	-52.383.732
Utilidad antes de impuestos		-13.595.005	-27.190.011	-40.785.016	-47.116.314	-53.447.612	-52.383.732	-51.319.852
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos		-13.595.005	-27.190.011	-40.785.016	-47.116.314	-53.447.612	-52.383.732	-51.319.852
Depreciaciones		14.165.873	14.165.873	14.165.873	6.902.166	6.902.166	-493.012	-493.012
Pérdidas ejercicio anterior			13.595.005	27.190.011	40.785.016	47.116.314	53.447.612	52.383.732
Ganancias/pérdidas de capital								
Flujo de caja operacional		570.868	570.868	570.868	570.868	570.868	570.868	570.868
Inversiones	-74.987.099							
IVA Inversión	-14.247.549							
Recuperación IVA		14.247.549						
Valor residual activos								
Capital de trabajo	-251.030							
Recuperación capital de trabajo								
Flujo de capitales	-89.485.677	14.247.549						
Flujo de caja	-89.485.677	14.818.417	570.868	570.868	570.868	570.868	570.868	570.868

Tabla 121: Flujo de caja puro para el caso 3 – Empresa privada en [USD] (continuación).

	Año 8	Año 9	Año 10	Año 11	Año 12	Año 13	Año 14	Año 15
Ingreso 1 (electricidad)	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331	259.331
Ingreso 2 (lodo)	1.274.448	1.274.448	1.274.448	1.274.448	1.274.448	1.274.448	1.274.448	1.274.448
Ingreso 3 (coalimentación)	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207	41.207
OPEX	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119	-1.004.119
Ganancias/pérdidas de capital								6.024.605
Depreciaciones	493.012	493.012	493.012	493.012	493.012	493.012		
Pérdidas ejercicio anterior	-51.319.852	-50.255.972	-49.192.093	-48.128.213	-47.064.333	-46.000.454	-44.936.574	-44.365.706
Utilidad antes de impuestos	-50.255.972	-49.192.093	-48.128.213	-47.064.333	-46.000.454	-44.936.574	-44.365.706	-37.770.234
Impuestos (25%)								
Utilidad después de impuestos	-50.255.972	-49.192.093	-48.128.213	-47.064.333	-46.000.454	-44.936.574	-44.365.706	-37.770.234
Depreciaciones	-493.012	-493.012	-493.012	-493.012	-493.012	-493.012		
Pérdidas ejercicio anterior	51.319.852	50.255.972	49.192.093	48.128.213	47.064.333	46.000.454	44.936.574	44.365.706
Ganancias/pérdidas de capital								-6.024.605
Flujo de caja operacional	570.868	570.868	570.868	570.868	570.868	570.868	570.868	570.868
Inversiones								
IVA Inversión								
Recuperación IVA								
Valor residual activos								6.024.605
Capital de trabajo								
Recuperación capital de trabajo								251.030
Flujo de capitales								6.275.634
Flujo de caja	570.868	570.868	570.868	570.868	570.868	570.868	570.868	6.846.502

R. Análisis de Sensibilidad

R.1. Caso 1

Tabla 122: Análisis de sensibilidad para el caso 1 – sanitaria

Caso	VAN [USD]	Variación
Caso basal	-165.078.540	-
Ingreso electricidad 20% menor	-166.500.985	0,9%
Ingreso electricidad 50% menor	-168.634.652	2,2%
Costo disposición 28 $\left[\frac{\text{USD}}{\text{t}}\right]$	-132.845.389	19,5%
Costo disposición 50 $\left[\frac{\text{USD}}{\text{t}}\right]$	-87.640.206	46,9%
Costo disposición 100 $\left[\frac{\text{USD}}{\text{t}}\right]$	6.573.993	104%
Potencia Thermylis®	-145.802.776	11,7%
CAPEX 150 [MUSD]	-124.088.666	24,8%
CAPEX 70 [MUSD]	-42.106.058	74,5%
CAPEX 25 [MUSD]	4.009.160	102,4%

Tabla 123: Análisis de sensibilidad para el caso 1 – empresa privada.

Caso	VAN [USD]	Variación
Caso basal	-165.933.490	-
Ingreso electricidad 20% menor	-167.355.935	1,4%
Ingreso electricidad 50% menor	-169.489.602	2,7%
Costo disposición 28 $\left[\frac{\text{USD}}{\text{t}}\right]$	-133.613.449	19,1%
Costo disposición 50 $\left[\frac{\text{USD}}{\text{t}}\right]$	-88.349.849	46,5%
Costo disposición 100 $\left[\frac{\text{USD}}{\text{t}}\right]$	5.932.781	103,6%
Potencia Thermylis®	-146.590.344	11,2%
CAPEX 150 [MUSD]	-124.943.616	24,3%
CAPEX 70 [MUSD]	-42.961.007	74%
CAPEX 25 [MUSD]	3.154.210	101,9%

R.2. Caso 2

Tabla 124: Análisis de sensibilidad para el caso 2 – sanitaria

Caso	VAN [USD]	Variación
Caso basal	-44.828.631	–
Ingreso electricidad 20% menor	-44.926.600	72,8%
Ingreso electricidad 50% menor	-45.073.553	72,7%
Costo disposición 28 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-42.335.361	74,4%
Costo disposición 50 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-38.417.365	76,7%
Costo disposición 100 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-29.973.615	81,8%
Potencia Thermylis®	-42.908.878	74%
CAPEX 25 [MUSD]	-25.029.046	84,8%
CAPEX 10 [MUSD]	-9.657.307	94,1%
CAPEX 5 [MUSD]	-4.533.394	97,3%

Tabla 125: Análisis de sensibilidad para el caso 2 – empresa privada.

Caso	VAN [USD]	Variación
Caso basal	-44.977.934	–
Ingreso electricidad 20% menor	-45.075.903	72,7%
Ingreso electricidad 50% menor	-45.222.856	72,6%
Costo disposición 28 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-42.484.664	74,3%
Costo disposición 50 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-38.566.669	76,6%
Costo disposición 100 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-30.105.878	81,8%
Potencia Thermylis®	-43.058.181	73,9%
CAPEX 25 [MUSD]	-25.178.350	84,7%
CAPEX 10 [MUSD]	-9.806.610	94,1%
CAPEX 5 [MUSD]	-4.682.697	97,2%

R.3. Caso 3

Tabla 126: Análisis de sensibilidad para el caso 3 – sanitaria

Caso	VAN [USD]	Variación
Caso basal	-72.726.890	–
Ingreso electricidad 20% menor	-73.030.171	55,8%
Ingreso electricidad 50% menor	-73.485.093	55,5%
Costo disposición 28 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-66.417.964	59,8%
Costo disposición 50 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-56.652.750	65,7%
Costo disposición 100 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-37.062.357	77,5%
Potencia Thermylis®	-68.549.031	58,5%
CAPEX 50 [MUSD]	-47.120.545	71,5%
CAPEX 25 [MUSD]	-21.500.980	87,0%
CAPEX 10 [MUSD]	-6.129.241	96,3%

Tabla 127: Análisis de sensibilidad para el caso 3 – empresa privada.

Caso	VAN [USD]	Variación
Caso basal	-72.987.188	–
Ingreso electricidad 20% menor	-73.290.469	55,6%
Ingreso electricidad 50% menor	-73.745.391	55,3%
Costo disposición 28 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-66.678.263	59,6%
Costo disposición 50 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-56.892.533	65,5%
Costo disposición 100 $\left[\frac{\text{USD}}{t}\right]$	-37.278.415	77,4%
Potencia Thermylis®	-68.809.329	58,3%
CAPEX 50 [MUSD]	-47.380.844	71,3%
CAPEX 25 [MUSD]	-21.761.279	86,8%
CAPEX 10 [MUSD]	-6.389.539	96,1%

S. Potencial de calentamiento global

S.1. Disposición de residuos

El PCG por disposición se obtiene considerando los flujos de residuos a disponer (Tabla 49) y los factores de emisiones presentados en la sección 5.1 (Tabla 45).

En primer lugar, se calculan los flujos generados de cada GEI (F_i), multiplicando el flujo a disponer por el factor de emisiones correspondiente (ecuación (92)). Para el lodo, se utilizan los factores de emisión correspondientes a biosólidos, mientras que para los plásticos y residuos generados en el tratamiento de los RILes se utilizan los factores para residuos sólidos de bajo contenido orgánico.

$$F_i = F_w \cdot \mathcal{F}_e \quad (92)$$

A partir de lo anterior, se obtienen los resultados presentados en las siguientes tablas:

Tabla 128: GEI generados por la disposición de residuos en un relleno sanitario – caso actual.

Caso	Flujo CO_2 $\left[\frac{t}{día}\right]$	Flujo CH_4 $\left[\frac{t}{día}\right]$	Flujo N_2O $\left[\frac{t}{día}\right]$
Caso 1	7,71	1,12	$3,24 \cdot 10^{-2}$
Caso 2	0,57	$8,36 \cdot 10^{-2}$	$2,45 \cdot 10^{-3}$
Caso 3	1,29	0,19	$5,46 \cdot 10^{-3}$

Tabla 129: GEI generados por la disposición de residuos en un relleno sanitario – caso con proyecto.

Caso	Flujo CO_2 $\left[\frac{t}{día}\right]$	Flujo CH_4 $\left[\frac{t}{día}\right]$	Flujo N_2O $\left[\frac{t}{día}\right]$
Caso 1	0,53	$3,7 \cdot 10^{-2}$	$3,23 \cdot 10^{-4}$
Caso 2	0,15	$1,04 \cdot 10^{-2}$	$9,04 \cdot 10^{-5}$
Caso 3	0,28	$1,98 \cdot 10^{-2}$	$1,73 \cdot 10^{-4}$

Luego, utilizando la ecuación (8), y los datos de la Tabla 45, se obtiene que los PCG asociados a la disposición de residuos en cada caso son los presentados en la Tabla 48 (sección 5.1).

S.2. Transporte de residuos

Para obtener el PCG por transporte, se calcula el volumen de combustible requerido en cada caso, utilizando la siguiente relación:

$$\text{Combustible} = \frac{\text{Camiones} \cdot \text{Distancia}}{\text{Rendimiento promedio}} \quad (93)$$

Considerando un rendimiento promedio de $6,5 \left[\frac{\text{km}}{\text{l}} \right]$, los camiones y distancias presentadas en la Tabla 105 y Tabla 106, se obtiene que los volúmenes de diésel requeridos para el traslado de los lodos desde cada PTAS al respectivo sitio de disposición final son los siguientes:

Tabla 130: Combustible requerido – caso actual.

Caso	Diésel requerido $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{año}} \right]$
Caso 1	211
Caso 2	36,4
Caso 3	82,61

Por otra parte, para el caso con proyecto, primero se debe trasladar el lodo desde cada PTAS a la planta de incineración y luego, los residuos generados en el proceso al relleno sanitario correspondiente (Tabla 107). Considerando lo anterior, se obtiene que la cantidad de camiones requerida para el transporte de los residuos generados al sitio de disposición final para cada caso es la que se presenta en la Tabla 131.

Tabla 131: Cantidad de camiones requeridos en cada caso.

Caso	Cantidad de camiones requeridos por año
Caso 1	1.069
Caso 2	28
Caso 3	559

Luego, al igual que para el caso actual, se calcula el volumen de combustible requerido en cada caso. Los resultados obtenidos se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 132: Combustible requerido – caso con proyecto.

Caso	Diésel requerido $\left[\frac{\text{m}^3}{\text{año}} \right]$
Caso 1	44,35
Caso 2	3,55
Caso 3	32,06

Utilizando la ecuación (92), los factores de emisión presentados en la Tabla 46 y los resultados anteriores, se obtienen los flujos de GEI presentados en la Tabla 133 y Tabla 134.

Tabla 133: GEI generados por el transporte de los residuos – caso actual.

Caso	Flujo CO_2 $\left[\frac{t}{día}\right]$	Flujo CH_4 $\left[\frac{t}{día}\right]$	Flujo N_2O $\left[\frac{t}{día}\right]$
Caso 1	16,11	0,86	0,86
Caso 2	2,78	0,15	0,15
Caso 3	6,32	0,34	0,34

Tabla 134: GEI generados por el transporte de los residuos – caso con proyecto.

Caso	Flujo CO_2 $\left[\frac{t}{día}\right]$	Flujo CH_4 $\left[\frac{t}{día}\right]$	Flujo N_2O $\left[\frac{t}{día}\right]$
Caso 1	3,39	0,18	0,18
Caso 2	0,27	0,15	0,15
Caso 3	2,45	0,13	0,13

Finalmente, utilizando la ecuación (8) y los datos de la Tabla 45, se obtiene que los PCG asociados al transporte en cada caso son los presentados en la Tabla 48 (sección 5.1).

