

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA



TESIS

“EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DE PLANTAS DE GASIFICACIÓN INTEGRADAS EN CICLOS COMBINADOS (IGCC) ALIMENTADAS CON CARBÓN ANTRACITA DEL ALTO CHICAMA PARA SU IMPLEMENTACIÓN EN PERÚ”

**PARA OBTENER EL TÍTULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO MECÁNICO ELECTRICISTA**

**ELABORADO POR:
EMILIO ROGER GRANDY GONZALES**

**ASESOR
DR. JOSÉ RAMOS SARAVIA
LIMA – PERÚ
2020**

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, gracias a Dios por haberme dado la vida, a quienes conocí en ella y por haber guiado mis pasos hasta este punto.

Gracias a mi familia por haberme apoyado durante toda mi vida, y en especial por su soporte durante mi carrera y el proceso de redacción de la presente tesis.

Gracias a mi Alma Mater, la Universidad Nacional de Ingeniería (UNI), por haberme formado un profesional capaz de afrontar y superar cualquier reto que aparezca.

Gracias a mi asesor, Dr. José Ramos Saravia, por haber puesto su confianza en mí y por haberme acompañado durante el trabajo de investigación y redacción, y también por las oportunidades brindadas.

Gracias a la Universidad de Ingeniería y Tecnología (UTEC), en especial al Departamento de Ingeniería de la Energía e Ingeniería Mecánica y sus integrantes, por el apoyo brindado con el uso de sus instalaciones y del software Thermoflow.

Gracias a mis amigos de siempre y a quienes conocí en el camino, por acompañarme en este viaje y animarme a no rendirme en el proceso.

“Ama y haz lo que quieras. [...]

*Si tienes el amor arraigado en tí,
ninguna otra cosa sino amor serán tus frutos”.*

San Agustín de Hipona

DEDICATORIA

A mis padres, Roger y Nelly,
y a mi hermana, Gianella,
por su amor, que es reflejo
del amor de Dios, pero en la Tierra.

RESUMEN

Actualmente, nuestro país cuenta con una matriz energética basada en el empleo de recursos hídricos y gas natural, casi en partes iguales. Sin embargo, Perú cuenta con una gran diversidad de potenciales fuentes de energía además de las mencionadas. Entre ellas tenemos cantidades importantes de carbón, ubicadas principalmente en el norte, el cual actualmente no es muy usado para la producción de electricidad.

El presente trabajo propone aprovechar el carbón como recurso energético con bajas emisiones a través de la tecnología de gasificación, la cual usa oxígeno y vapor de agua para convertir al carbón en una mezcla de gases llamada *syngas*, que se usará como combustible para alimentar un ciclo combinado. Este ciclo combinado ha sido integrado al proceso de gasificación para aprovechar la energía térmica del *syngas*, aumentando la eficiencia del ciclo. Se ha realizado el diseño conceptual de plantas de diferente número de niveles de presión del ciclo de vapor, después de lo cual se evaluaron técnica y económicamente. También se evaluaron las emisiones al medio ambiente. En todos los casos se han obtenido eficiencias mayores al 40%, llegando a acercarse al 50% en algunos escenarios.

Palabras clave: Carbón, gasificación, gas sintético, *syngas*, electricidad, ciclo combinado, integración de procesos.

ABSTRACT

Currently, our country has an energy matrix based on the use of water resources and natural gas, almost in equal parts. However, Peru has a great diversity of potential energy sources in addition to the specific ones. Among them, we have significant amounts of coal, located mainly in the north, which currently is not widely used for electricity production.

This work proposes to use coal as an energy resource with low emissions through gasification technology, the use of oxygen and steam to convert coal into a gas mixture called syngas, which can be used as fuel to feed a combined cycle. This combined cycle has been integrated with the gasification process to use the thermal energy of the syngas, increasing cycle efficiency. The conceptual design of plants with different number of pressure levels of the steam cycle has been carried out, after which a technical-economical evaluation was done. Emissions to the environment were also evaluated. In all cases, efficiencies greater than 40% have been obtained, reaching close to 50% in some cases.

Key words: Coal, gasification, synthetic gas, syngas, electricity, combined cycle, process integration.

ÍNDICE

1. CAPÍTULO I INTRODUCCIÓN	1
1.1 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA	1
1.2 ANTECEDENTES	3
1.3 JUSTIFICACIÓN	6
1.4 OBJETIVOS.....	7
1.4.1 <i>Objetivo general</i>	7
1.4.2 <i>Objetivos específicos</i>	7
1.5 HIPÓTESIS GENERAL Y ESPECÍFICA	7
1.5.1 <i>Hipótesis general</i>	7
1.5.2 <i>Hipótesis específicas</i>	8
1.6 ALCANCE	8
1.7 METODOLOGÍA	8
2. CAPÍTULO II CARBÓN COMO FUENTE ENERGÉTICA EN PERÚ Y EL MUNDO.....	10
2.1 SITUACIÓN DEL CARBÓN EN EL MUNDO	10
2.1.1 <i>Reservas y producción de carbón</i>	10
2.1.2 <i>Usos del carbón</i>	13
2.2 DISPONIBILIDAD DEL CARBÓN EN EL PERÚ Y APLICACIONES	16
2.2.1 <i>Reservas nacionales de carbón</i>	17
2.2.2 <i>Usos del carbón a nivel nacional</i>	20
3. CAPÍTULO III TECNOLOGÍAS DE GASIFICACIÓN DE CARBÓN.....	22
3.1 EL PROCESO DE GASIFICACIÓN.....	22
3.2 TECNOLOGÍAS CONVENCIONALES DE GASIFICACIÓN.....	27
3.2.1 <i>Gasificador de lecho fijo</i>	27
3.2.2 <i>Gasificador de lecho fluidizado</i>	34
3.2.3 <i>Gasificador de flujo arrastrado</i>	38
3.3 TECNOLOGÍAS COMERCIALES DE GASIFICACIÓN PARA PLANTAS IGCC	42
3.3.1 <i>GE Energy (ex Chevron-Texaco)</i>	42
3.3.2 <i>KBR Transport</i>	43
3.3.3 <i>PRENFLO™</i>	44
3.4 GASIFICACIÓN POR PLASMA.....	45
4. CAPÍTULO IV PLANTAS DE GASIFICACIÓN INTEGRADA EN CICLO COMBINADO (IGCC).....	49
4.1 INTEGRACIÓN DE PROCESOS	49
4.2 PLANTAS DE GASIFICACIÓN.....	50
4.3 PLANTAS DE CICLO COMBINADO.....	51
4.3.1 <i>Turbina de gas</i>	52
4.3.2 <i>Caldera de recuperación de calor (HRSG)</i>	55
4.3.3 <i>Ciclo de vapor</i>	59

4.3.4	<i>Eficiencia del ciclo combinado</i>	61
4.3.5	<i>Factores que afectan a la operación del ciclo combinado</i>	61
4.4	INTEGRACIÓN DE PLANTAS DE GASIFICACIÓN CON PLANTAS DE CICLO COMBINADO.....	62
4.5	FILOSOFÍA DE INTEGRACIÓN DE PROCESOS APLICADA EN UNA PLANTA IGCC .	64
5.	CAPÍTULO V EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UNA PLANTA IGCC ALIMENTADA CON CARBÓN DEL ALTO CHICAMA	67
5.1	SELECCIÓN DE TECNOLOGÍAS DE EQUIPOS DE UNA PLANTA IGCC.....	68
5.1.1	<i>Selección del tipo de gasificador</i>	68
5.1.2	<i>Selección del equipo de limpieza</i>	68
5.1.3	<i>Selección de la turbina de gas</i>	69
5.1.4	<i>Selección de la turbina de vapor</i>	70
5.2	SELECCIÓN DE LOS PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE LOS EQUIPOS DE LA PLANTA	70
5.2.1	<i>Parámetros de operación del gasificador</i>	71
5.2.2	<i>Parámetros de operación del proceso de enfriamiento del syngas</i>	74
5.2.3	<i>Parámetros de operación del módulo de limpieza</i>	75
5.2.4	<i>Parámetros de operación de la turbina de gas operando con syngas</i> ...	75
5.2.5	<i>Parámetros de operación del HRSG</i>	78
5.2.6	<i>Parámetros de operación del ciclo de vapor</i>	80
5.3	CONSIDERACIONES GENERALES PARA LA SIMULACIÓN	82
5.4	CASO A: EFECTO DEL NÚMERO DE NIVELES DE PRESIÓN SOBRE LAS PRESTACIONES.....	82
5.4.1	<i>Planta IGCC de un nivel de presión (IGCC-1P)</i>	82
5.4.2	<i>Planta IGCC de dos niveles de presión (IGCC-2P)</i>	90
5.4.3	<i>Planta IGCC de tres niveles de presión (3P)</i>	97
5.4.4	<i>Discusión de resultados</i>	104
5.5	CASO B: EFECTO DEL TAMAÑO DE PLANTA SOBRE LAS PRESTACIONES	105
5.5.1	<i>Evaluación técnica</i>	105
5.5.2	<i>Evaluación económica</i>	110
5.6	CONSIDERACIONES GENERALES PARA EL CÁLCULO DE EMISIONES DE CO ₂ Y SO _x	123
	CONCLUSIONES	127
	TRABAJOS FUTUROS	129
	REFERENCIAS	130

ÍNDICE DE FIGURAS

FIG. 2.1: RESERVAS PROBADAS DE CARBÓN EN EL MUNDO EN EL AÑO 2018.	11
FIG. 2.2: EVOLUCIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE CARBÓN POR REGIÓN PERIODO 1993-2018.	11
FIG. 2.3: RATIO RESERVAS-PRODUCCIÓN POR REGIÓN PARA EL AÑO 2018.	12
FIG. 2.4: TECNOLOGÍAS TRADICIONALES Y MODERNAS DE CONVERSIÓN DE CARBÓN A QUÍMICOS.	14
FIG. 2.5: COMPOSICIÓN DEL CONSUMO REGIONAL POR TIPO DE COMBUSTIBLE.	15
FIG. 2.6: MATERIAS PRIMAS PARA GASIFICACIÓN A NIVEL MUNDIAL.	16
FIG. 2.7: APLICACIONES DEL SYNGAS EN EL MUNDO.	16
FIG. 2.8: DISTRIBUCIÓN DE LAS RESERVAS PROBADAS DE CARBÓN PERUANO POR REGIONES.....	17
FIG. 3.1: DIAGRAMA TERNARIO DE COMBUSTIBLES Y PROCESOS DE OBTENCIÓN DE ENERGÍA.....	25
FIG. 3.2: PROCESO DE GASIFICACIÓN EN UN REACTOR.....	26
FIG. 3.3: ESQUEMA DE PROCESOS, TEMPERATURA Y COMPOSICIÓN DE UN GASIFICADOR TIPO LURGI.....	29
FIG. 3.4: ESQUEMA DE GASIFICADOR LURGI.....	30
FIG. 3.5: ESQUEMA DE GASIFICADOR BGL.....	32
FIG. 3.6: VISTA TRANSVERSAL DE UN LECHO FLUIDIZADO.....	34
FIG. 3.7: ESQUEMA GENERAL DE UN GASIFICADOR DE LECHO FLUIDIZADO.....	35
FIG. 3.8: DIAGRAMA DE INSUMOS Y PRODUCTOS DE LA PROPUESTA DE PLANTA DEL GRUPO ADANI.....	36
FIG. 3.9: ESQUEMA GENERAL DE UN GASIFICADOR DE FLUJO ARRASTRADO ALIMENTADO POR LA PARTE SUPERIOR.....	39
FIG. 3.10: ESQUEMA GENERAL DE UN GASIFICADOR DE FLUJO ARRASTRADO ALIMENTADO POR LOS COSTADOS.....	39
FIG. 3.11: RESUMEN DE COMPOSICIÓN DEL SYNGAS SEGÚN TECNOLOGÍA DE GASIFICACIÓN.....	41
FIG. 3.12: GASIFICADOR GE ENERGY.....	43
FIG. 3.13: GASIFICADOR KBR.....	44
FIG. 3.14: GASIFICADOR PRENFLO™.....	45
FIG. 3.15: COMPOSICIÓN Y TEMPERATURA DEL SYNGAS EN FUNCIÓN DEL CONTENIDO EN PESO DE OXIDANTE PARA UN RATIO MÁSSICO DE $H_2O/O_2=25\%$	47
FIG. 3.16: EFICIENCIA TEÓRICA DE LA GASIFICACIÓN EN FUNCIÓN DEL COEFICIENTE DE EXCESO DE OXIDANTE.....	48
FIG. 4.1: ESQUEMA GENERAL DE UNA PLANTA DE GASIFICACIÓN.....	51
FIG. 4.2: CICLO CON TURBINA DE GAS.....	53
FIG. 4.3: HRSG DE UN NIVEL DE PRESIÓN.....	57
FIG. 4.4: CICLO CON TURBINA DE VAPOR.....	60
FIG. 4.5: ESQUEMA DE UNA PLANTA IGCC.....	62
FIG. 4.6: DIAGRAMA DE UNA PLANTA IGCC CON LAS DIFERENTES ESTRATEGIAS DE INTEGRACIÓN.....	64

FIG. 4.7: DISEÑO DE LA PLANTA IGCC APLICANDO LA FILOSOFÍA DE INTEGRACIÓN DE PROCESOS.	66
FIG. 5.1: EFICIENCIA DE LA PLANTA IGCC Y FRACCIÓN VOLUMÉTRICA DEL H ₂ Y DEL CO EN FUNCIÓN DEL RATIO DE CONSUMO DE VAPOR (RATIO DE CONSUMO DE OXÍGENO: 0,8).....	73
FIG. 5.2: EFICIENCIA DE LA PLANTA IGCC Y FRACCIÓN VOLUMÉTRICA DEL H ₂ Y DEL CO EN FUNCIÓN DEL RATIO DE CONSUMO DE OXÍGENO (RATIO DE CONSUMO DE VAPOR: 0,3).....	74
FIG. 5.3: EFICIENCIA ELÉCTRICA NETA DE LA CONFIGURACIÓN 1P EN FUNCIÓN DEL AUMENTO DEL ÁREA DE LA TOBERA DE LA TURBINA GE 7E.03.....	76
FIG. 5.4: EFICIENCIA ELÉCTRICA NETA DE LA CONFIGURACIÓN 1P EN FUNCIÓN DEL AUMENTO DEL ÁREA DE LA TOBERA DE LA TURBINA GE 6F.03.....	76
FIG. 5.5: EFICIENCIA ELÉCTRICA NETA DE LA CONFIGURACIÓN 1P EN FUNCIÓN DEL AUMENTO DEL ÁREA DE LA TOBERA DE LA TURBINA GE 7HA.01.....	77
FIG. 5.6: EFICIENCIA ELÉCTRICA NETA DE LA CONFIGURACIÓN 1P EN FUNCIÓN DEL AUMENTO DEL ÁREA DE LA TOBERA DE LA TURBINA OP16-3.....	77
FIG. 5.7: ESQUEMA PROPUESTO PARA LA PLANTA IGCC-1P.....	83
FIG. 5.8: MODELO DE PLANTA IGCC-1P.....	84
FIG. 5.9: COMPOSICIÓN VOLUMÉTRICA DEL SYNGAS LIMPIO.....	86
FIG. 5.10: COMPOSICIÓN VOLUMÉTRICA DE LOS GASES DE ESCAPE.....	87
FIG. 5.11: DIAGRAMA T-Q DEL HRSG DEL CICLO IGCC-1P.....	88
FIG. 5.12: DIAGRAMA H-S DE LA TURBINA DE VAPOR DEL CICLO IGCC-1P.....	89
FIG. 5.13: ESQUEMA PROPUESTO PARA LA PLANTA IGCC-2P.....	91
FIG. 5.14: MODELO DE PLANTA IGCC -2P.....	92
FIG. 5.15: DIAGRAMA T-Q DEL HRSG DE LA PLANTA IGCC-2P.....	94
FIG. 5.16: DIAGRAMAS T-Q DEL NIVEL LP DEL HRSG DE LA PLANTA IGCC-2P.....	95
FIG. 5.17: DIAGRAMAS T-Q DEL NIVEL HP DEL HRSG DE LA PLANTA IGCC-2P.....	95
FIG. 5.18: DIAGRAMA H-S DE LA TURBINA DE VAPOR DEL CICLO IGCC-2P.....	96
FIG. 5.19: ESQUEMA PROPUESTO PARA LA PLANTA IGCC-3P.....	98
FIG. 5.20: MODELO DE PLANTA IGCC-3P.....	100
FIG. 5.21: DIAGRAMA T-Q DEL HRSG DE LA PLANTA IGCC-3P.....	102
FIG. 5.22: DIAGRAMAS T-Q DEL NIVEL LP DEL HRSG DE LA PLANTA IGCC-3P.....	102
FIG. 5.23: DIAGRAMAS T-Q DEL NIVEL IP DEL HRSG DE LA PLANTA IGCC-3P.....	103
FIG. 5.24: DIAGRAMAS T-Q DEL NIVEL HP DEL HRSG DE LA PLANTA IGCC-3P.....	103
FIG. 5.25: MODELO DE PLANTA IGCC-1P CON TURBINA OPRA 16-3.....	107
FIG. 5.26: MODELO DE PLANTA IGCC-3P CON TURBINA 6F.03.....	108
FIG. 5.27: MODELO DE PLANTA IGCC-3P CON TURBINA 7HA.01.....	109
FIG. 5.28: INVERSIÓN ESPECÍFICA ANUALIZADA Y COSTO DE LA ENERGÍA GENERADA EN FUNCIÓN DEL TAMAÑO DE PLANTA IGCC.....	118
FIG. 5.29: COMPOSICIÓN DEL COSTO DE LA ENERGÍA DE LAS PLANTAS IGCC PROPUESTAS.....	118
FIG. 5.30: COMPARACIÓN DE COSTOS ENTRE DIFERENTES TECNOLOGÍAS DE GENERACIÓN.....	121

ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 2.1: ANÁLISIS APROXIMADO DE LA MUESTRA BP2900 [34]	19
TABLA 2.2: ANÁLISIS ÚLTIMO DE LA MUESTRA BP2900 [34]	19
TABLA 2.3: ANÁLISIS DE LAS CENIZAS DE LA MUESTRA BP2900 [34].....	19
TABLA 2.4: CONSUMO DE CARBÓN EN EL PERÚ POR SECTOR EN EL AÑO 2018.....	20
TABLA 2.5: CONSUMO DE CARBÓN EN EL SECTOR INDUSTRIAL PERUANO EN EL AÑO 2018	21
TABLA 2.6: CONSUMO DE CARBÓN EN EMPRESAS CEMENTERAS EN EL AÑO 2018	21
TABLA 3.1: DESEMPEÑO DEL GASIFICADOR TIPO LURGI.	31
TABLA 3.2: COMPARACIÓN ENTRE LOS GASIFICADORES LURGI Y BGL.	33
TABLA 3.3: PRESTACIONES DE GASIFICADORES DE LECHO FLUIDIZADO.....	37
TABLA 3.4: PRESTACIONES DE GASIFICADORES DE FLUJO ARRASTRADO.....	40
TABLA 3.5: COMPARACIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS DE GASIFICACIÓN CONVENCIONALES.	41
TABLA 3.6: ALGUNAS PLANTAS DE GASIFICACIÓN POR PLASMA.	48
TABLA 5.1: CARACTERÍSTICAS NOMINALES DE LAS TURBINAS SELECCIONADAS	70
TABLA 5.2: PRESIÓN DEL GASIFICADOR Y TEMPERATURA DEL SYNGAS PARA DIFERENTES TURBINAS.	72
TABLA 5.3: TEMPERATURAS DEL VAPOR DE ALIMENTACIÓN.....	80
TABLA 5.4: RESULTADOS GENERALES DE LA SIMULACIÓN DEL CICLO IGCC-1P.....	85
TABLA 5.5: RESULTADOS DEL MÓDULO DE GASIFICACIÓN DEL CICLO IGCC-1P	85
TABLA 5.6: COMPOSICIÓN VOLUMÉTRICA DEL SYNGAS LIMPIO DEL CICLO IGCC-1P	85
TABLA 5.7: RESULTADOS DEL MÓDULO DE TURBINA DE GAS DEL CICLO IGCC-1P	86
TABLA 5.8: COMPOSICIÓN VOLUMÉTRICA DE LOS GASES DE ESCAPE DEL CICLO IGCC-1P	86
TABLA 5.9: RESULTADOS DEL MÓDULO DE PRODUCCIÓN DE VAPOR DEL CICLO IGCC-1P	87
TABLA 5.10: RESULTADOS DEL MÓDULO DE VAPOR DEL CICLO IGCC-1P.....	88
TABLA 5.11: ÍNDICES DE PRODUCCIÓN DE LA PLANTA IGCC-1P.....	89
TABLA 5.12: RESULTADOS GENERALES DE LA SIMULACIÓN DEL CICLO IGCC-2P.....	93
TABLA 5.13: RESULTADOS DEL MÓDULO DE TURBINA DE GAS DEL CICLO IGCC-2P	93
TABLA 5.14: COMPOSICIÓN VOLUMÉTRICA DE LOS GASES DE ESCAPE DEL CICLO IGCC- 2P	93
TABLA 5.15: RESULTADOS DEL MÓDULO DE PRODUCCIÓN DE VAPOR DEL CICLO IGCC-2P	94
TABLA 5.16: RESULTADOS DEL MÓDULO DE VAPOR DEL CICLO IGCC-2P	96
TABLA 5.17: ÍNDICES DE PRODUCCIÓN DE LA PLANTA IGCC-2P.....	97
TABLA 5.18: RESULTADOS GENERALES DE LA SIMULACIÓN DEL CICLO IGCC-3P.....	99
TABLA 5.19: RESULTADOS DEL MÓDULO DE GASIFICACIÓN DEL CICLO IGCC-3P.....	99
TABLA 5.20: COMPOSICIÓN VOLUMÉTRICA DEL SYNGAS LIMPIO DEL CICLO IGCC-3P	99
TABLA 5.21: RESULTADOS DEL MÓDULO DE TURBINA DE GAS DEL CICLO IGCC-3P.....	101
TABLA 5.22: RESULTADOS DEL MÓDULO DE PRODUCCIÓN DE VAPOR DEL CICLO IGCC-3P	101
TABLA 5.23: RESULTADOS DEL MÓDULO DE VAPOR DEL CICLO IGCC-3P.....	101
TABLA 5.24: ÍNDICES DE PRODUCCIÓN DE LA PLANTA IGCC-3P.....	104

TABLA 5.25: PARÁMETROS DE OPERACIÓN DE PLANTAS IGCC DE DIFERENTES TAMAÑOS	106
TABLA 5.26: REVISIÓN DE LAS RESTRICCIONES DE PARÁMETROS DE LAS PLANTAS IGCC DE DIFERENTES TAMAÑOS.....	110
TABLA 5.27: COSTOS DESAGREGADOS DE PLANTA IGCC-7E.03-3P	111
TABLA 5.28: COSTOS TOTALES DE LAS PLANTAS IGCC DE DIFERENTES TAMAÑOS.....	117
TABLA 5.29: COSTOS ESPECÍFICOS DE LAS PLANTA IGCC DE DIFERENTES TAMAÑOS .	117
TABLA 5.30: DURACIÓN APROXIMADA DE LAS RESERVAS DE CARBÓN DEL ALTO CHICAMA	117
TABLA 5.31: COMPARACIÓN DE COSTOS ENTRE DIFERENTES TECNOLOGÍAS DE GENERACIÓN.	120
TABLA 5.32: EMISIONES DE CO ₂ Y SO _x DE LAS PLANTAS IGCC SIMULADAS.....	123
TABLA 5.33: LÍMITES MÁXIMOS PERMISIBLES PROPUESTOS PARA EMISIONES DE ACTIVIDADES DE GENERACIÓN TERMOELÉCTRICA.....	124
TABLA 5.34: RESUMEN DE BSER Y ESTÁNDARES PROPUESTOS PARA EL 2018 POR LA EPA.....	125
TABLA 5.35: CONSUMOS CALORÍFICOS DE LAS PLANTAS IGCC SIMULADAS.....	125

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 Definición del problema

El cuidado del medio ambiente es un tema de sumo interés a nivel mundial, y tanto gobiernos como instituciones están desarrollando medidas para mitigar los efectos de la contaminación en nuestro planeta. Una de estas medidas es buscar la disminución de las emisiones de dióxido de carbono (CO₂), un gas de efecto invernadero. Entre las actividades que lo emiten está la generación eléctrica, que se encuentra en constante crecimiento. Según la Agencia de Evaluación Ambiental de los Países Bajos [1], a nivel mundial, en el año 2017, el 39% de las emisiones anuales de dióxido de carbono fueron ocasionadas por la combustión del carbón, proceso que se realiza principalmente en plantas de generación eléctrica basadas en dicho combustible. Para reducir las emisiones, se recomienda cambiar el carbón por otras fuentes de energía, *mejorar la eficiencia energética*, o aplicar tecnologías de captura y almacenamiento de carbono. En la misma línea, la Agencia Internacional de Energía menciona que “la reducción de las emisiones de las centrales térmicas basadas en carbón tendría un impacto significativo en las emisiones globales y en el cambio climático” [2]. Por ello, si se desea seguir aprovechando el carbón como materia prima para la generación eléctrica, se deben utilizar tecnologías con menores emisiones de CO₂.

En nuestro país, el carbón, aunque no participa notablemente en la matriz energética (0,068% de la producción total de energía en el año 2019 [3]), es muy utilizado en la industria del cemento (92,5% del consumo total de carbón al año 2016 [4]), en donde es quemado para obtener el calor que necesitan sus procesos. Dado que el carbón es un recurso no renovable, y considerando que solo en la provincia de La Libertad tenemos reservas probadas de 4 180 000 toneladas de carbón antracita [4], se pueden encontrar nuevas oportunidades para el uso de este recurso [5].

Hasta el año 2018, la matriz energética peruana estaba participada compuesta en un 95.4% por energía hídrica y térmica y el resto por energías renovables [3]. En principio, una matriz energética con solo dos componentes presenta riesgos a futuro, por lo que es necesario diversificarla. Sobre los riesgos, la generación de electricidad con energía hídrica y térmica puede verse afectada porque: (i) se prevé que el potencial de suministro hídrico desde los glaciares disminuirá [6, 7, 8]; (ii) la mayor parte de las centrales termoeléctricas están ubicadas en el distrito de Chilca (Lima) y dependen de un solo gaseoducto que, de sufrir fallas técnicas, afectaría a todas esas centrales, comprometiendo el suministro eléctrico del país.

Por otro lado, en el Perú es prácticamente desconocida la tecnología de gasificación. Esta permite convertir materia prima que presente carbono en su composición (carbón, biomasa, entre otros) en una mezcla de gases llamada gas sintético (*synthetic gas*, en adelante *syngas*) que tiene diferentes usos en el ámbito de la energía y de la industria química. Si esta tecnología fuese más conocida,

investigada, y usada en nuestro medio, podría aportar mayor valor agregado a muchos materiales, entre ellos el carbón.

En la dirección de aprovechar el recurso carbonífero peruano para la generación eléctrica con bajas emisiones de CO₂, en este trabajo se propone el diseño de una central térmica de gasificación integrada en un ciclo combinado (*Integrated Gasification Combined Cycle*, en adelante IGCC), para emplear el carbón sin quemarlo y aprovechar su energía química con mayor eficiencia y menos emisiones que la combustión directa del mismo. De resultar factible, los resultados de esta tesis podrán aplicarse tanto en nuestro país como en el mundo, contribuyendo a solucionar los problemas medioambientales del uso del carbón.

1.2 Antecedentes

El carbón es un combustible abundante en países como China y Estados Unidos, y empleado significativamente en Japón e India [9]. En nuestro país también contamos con dicho recurso, y se ha manifestado interés por su aprovechamiento. Por ejemplo, Herencia y Herrera [10] propusieron usar carbón antracita para la generación de vapor. El problema del carbón es que su empleo siempre ha sido poco eficiente y muy contaminante debido a la emisión de dióxido de carbono y otros compuestos como SO_x, NO_x [11] y Hg [12] durante su combustión. Es en este contexto que, buscando aprovechar mejor dicho combustible, se dirige el interés a nuevas alternativas para su aprovechamiento [13]. Una de estas alternativas es la gasificación.

La gasificación de carbón ha sido y sigue siendo una opción alternativa a la combustión debido a que no quema dicho material, sino que lo convierte en *syngas*,

el cual es (i) usable directamente, (ii) separable en sus componentes (hidrógeno y monóxido de carbono, en su mayor parte), o (iii) transformable en combustible líquido. Estas aplicaciones otorgan un nuevo valor a la mencionada materia prima [14]. El *syngas* o el hidrógeno producto de la gasificación también pueden ser usados para la producción de electricidad mediante el empleo de pilas de combustible (*fuel cells*). Por ejemplo, el año 2007 Japón planificaba plantas IGCC, de gasificación integrada en celdas de combustible y plantas con captura y almacenamiento de carbón (*Carbon Capture and Storage, CCS*) [15]. China también está mostrando interés en estas tecnologías debido a que su matriz energética depende en un 62% del carbón [9].

Respecto a las plantas IGCC, son plantas que integran el proceso de gasificación en centrales eléctricas convencionales de ciclo combinado, permitiendo utilizar diferentes combustibles (tanto sólidos como líquidos) en este tipo de centrales, de tal manera que puedan ser aprovechados con las altas eficiencias y bajas emisiones características de las mismas [16]. Comparadas con otras tecnologías de generación con combustibles fósiles, presenta mejores eficiencias, bajo impacto de sus emisiones contaminantes, y costos de materia prima más estables [16]. Esta tecnología comenzó a implementarse desde la década del 70, y ya se considera madura; sin embargo, la integración de los componentes de una central de este tipo aún presenta diversos desafíos debido a la falta de sistemas estandarizados disponibles [17]. Algunos ejemplos actuales de sus aplicaciones se encuentran en Italia, donde existe experiencia de trabajo con este tipo de plantas [18]. En el ámbito comercial, empresas como General Electric, Mitsubishi y Siemens ofrecen plantas de referencia en su catálogo [19].

Acerca de las tecnologías disponibles para la gasificación, existen tres principales (según el tipo de reactor donde ocurre la conversión del carbón a *syngas*, llamado gasificador) que son las de mayor uso en el mundo por su alto grado de madurez: gasificador de lecho fijo, gasificador de lecho fluidizado, y gasificador de flujo arrastrado. También existe una cuarta tecnología llamada gasificación por plasma, la cual se encuentra en proceso de desarrollo y madurez [20, 21].

En nuestro país, en el ámbito académico se ha manifestado interés en la gasificación. En la Universidad Nacional de Ingeniería, Bravo [22] planteó en el año 1997 una planta de gasificación con tecnología Lurgi (un tipo de gasificador de lecho fijo) para aprovechar el carbón de la zona del Alto Chicama en una planta de generación eléctrica que alimentaría con 150 MW al Sistema Eléctrico Centro-Norte, que en ese entonces no estaba interconectado. Alonso [23] describe una planta de gasificación de lecho arrastrado para la gasificación del coque residual de una refinería con el objetivo de usar el *syngas* para obtener electricidad, vapor e hidrógeno. Propone una central de ciclo combinado para la producción de 240 MW de potencia. En la Universidad de Piura se han desarrollado prototipos de plantas de gasificación de biomasa que están experimentando con diferentes residuos agrícolas (hojas de caña de azúcar, bagazo, cáscaras de cacao, entre otros) para la obtención de gas de síntesis [24]. En el año 2017, en la Universidad Nacional de San Agustín (UNSA) de Arequipa, comenzó la investigación sobre la producción de electricidad a partir del uso de residuos sólidos [25]. Asimismo, Ramos et al., con colaboración del autor de la presente tesis [26, 27], analizaron la factibilidad de una planta de producción de hidrógeno y electricidad (con pilas de combustible) a partir de la gasificación de residuos sólidos hospitalarios no peligrosos. En la literatura revisada no se han encontrado propuestas de gasificación por plasma en Perú.

1.3 Justificación

Por un lado, con el fin de seguir diversificando nuestra matriz energética, es necesario desarrollar tecnologías que permitan aprovechar de forma sostenible nuestro carbón, pero sin las altas emisiones que suelen caracterizar su explotación. El diversificar la matriz energética también permitirá disminuir el impacto de la materialización de los riesgos mencionados en la definición del problema (deshielo de glaciares y vulnerabilidad del suministro de gas natural).

Por otro lado, la gasificación es una tecnología muy versátil que puede usarse para aprovechar de forma ecológica diferentes materias primas además del carbón: biomasa, residuos sólidos, residuos hospitalarios y aguas residuales. Con ello, además de solucionar el problema de su almacenamiento o tratamiento, obtendríamos gas sintético de ellos, el cual puede usarse de diferentes maneras: como combustible (uso directo), como materia prima para la obtención de combustibles líquidos, separado en los gases que lo componen, y para generación eléctrica.

Por tanto, se justifica evaluar la viabilidad técnica y económica de una planta de gasificación integrada en un ciclo combinado que emplee carbón como materia prima.

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo general

Evaluar la viabilidad técnica y económica de una planta de producción de electricidad a partir de carbón antracita peruano mediante un proceso de gasificación integrado en un ciclo combinado.

1.4.2 Objetivos específicos

- Estudiar la situación del carbón en el mundo y en Perú
- Revisar el estado del arte de la tecnología de gasificación de carbón
- Determinar la composición de *syngas* obtenido a partir de carbón antracita peruano
- Simular y analizar distintas configuraciones de equipos de la planta IGCC variando el número de niveles de presión y el tamaño de planta
- Determinar el costo de producción de la electricidad para diferentes configuraciones de equipos de la planta
- Comparar los costos de las plantas IGCC con los costos de otras tecnologías de generación
- Comparar las emisiones de dióxido de carbono (y otros gases contaminantes) de la planta IGCC con la normativa vigente

1.5 Hipótesis general y específica

1.5.1 Hipótesis general

Las plantas de gasificación integradas con ciclos combinados alimentadas con carbón antracita del Alto Chicama e instaladas en Perú son viables en los aspectos técnicos y económicos.

1.5.2 Hipótesis específicas

- Las tecnologías de plantas IGCC tienen un alto grado de madurez que permite su aplicación en el ámbito peruano
- El diseño de plantas IGCC con mayor número de niveles de presión favorece la viabilidad técnica.
- El diseño de plantas IGCC de gran escala favorece la viabilidad técnica.
- El diseño de plantas IGCC con mayor número de niveles de presión favorece la viabilidad económica.
- El diseño de plantas IGCC de gran escala favorece la viabilidad económica.
- Las emisiones de las plantas IGCC alimentadas con carbón del Alto Chicama son menores que otras tecnologías de aprovechamiento de carbón.

1.6 Alcance

El alcance del presente trabajo abarca el diseño conceptual y la evaluación técnica y económica de un sistema energético de producción de electricidad empleando una planta *IGCC*. Se enfatiza en los procesos de gasificación y producción de electricidad con un ciclo combinado. Se prueban, a través del diseño y la simulación, configuraciones de uno, dos y tres niveles de presión de vapor empleando el software Thermoflex ®. También se evalúa el efecto del tamaño de planta sobre las prestaciones de la planta. Asimismo, se compara el costo de producción de electricidad con tecnología *IGCC* frente a otras alternativas de generación.

1.7 Metodología

El desarrollo de este trabajo contempla la investigación sobre la situación del carbón en el Perú y el mundo, además de la revisión del estado del arte de las tecnologías de gasificación. Con ese conocimiento, se evalúan y seleccionan los equipos de producción de *syngas*, acondicionamiento de gases, y los que conforman el ciclo combinado convencional (turbina de gas, caldera recuperadora de calor (HRSG) y turbina de vapor). Para la simulación se emplea el software Thermoflex®, que permite simular el proceso de gasificación y la operación del ciclo combinado. En el diseño de cada configuración de la planta, el equipo principal es la turbina de gas, y a partir de ella se dimensionan los demás equipos.

Se evalúa la factibilidad técnica y económica de la planta IGCC para diferentes configuraciones, determinando el costo del MWh producido por la planta. Además, se obtienen las emisiones de agentes contaminantes producto de la operación de la planta y se comparan estos resultados con las emisiones de otras tecnologías. Con los resultados obtenidos se formulan las conclusiones.

CAPÍTULO II

CARBÓN COMO FUENTE ENERGÉTICA EN PERÚ Y EL MUNDO

En el presente capítulo se revisará el estado del carbón como fuente energética en el mundo y en nuestro país, pasando por sus cantidades, tipos y usos.

2.1 Situación del carbón en el mundo

2.1.1 Reservas y producción de carbón

Las reservas probadas de carbón¹ en el mundo al año 2018 ascienden a 1 054 782 millones de toneladas [28], las cuales se reparten entre las regiones según se muestra en la Fig. 2.1.

Acercas de la producción de carbón, en el mismo año se produjo el equivalente energético a 3916.8 millones de toneladas de petróleo². La evolución de la producción desde el año 1993 se aprecia en la Fig. 2.2.

¹ Se refiere a “aquellas cantidades cuya información geológica e ingenieril indica, con razonable certeza, que pueden ser recuperadas en el futuro de reservorios conocidos bajo condiciones económicas y operativas existentes” [28].

² Una tonelada de petróleo equivale a 41.868 GJ. Esta unidad de energía también se conoce como *tonelada equivalente de petróleo* (tep).

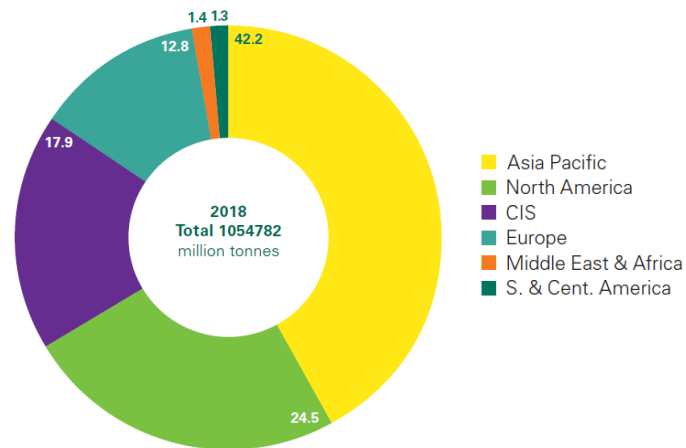


Fig. 2.1: Reservas probadas de carbón en el mundo en el año 2018.
Fuente: [28]

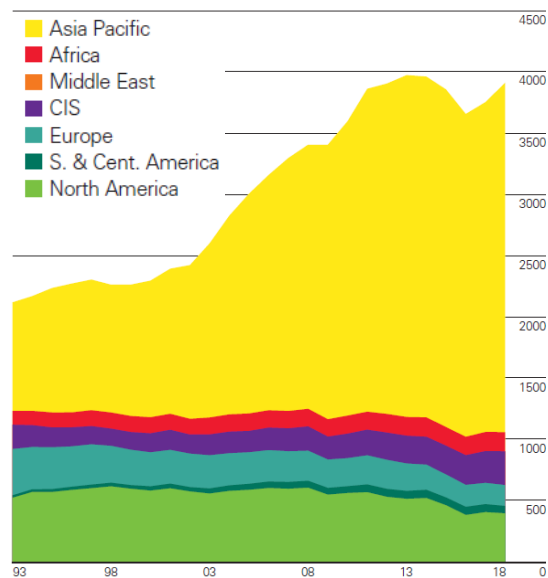


Fig. 2.2: Evolución de la producción de carbón por región periodo 1993-2018.
Eje vertical en millones de tep.
Fuente: [28]

Para estimar cuánto pueden durar las reservas de carbón, se introduce el concepto de ratio reserva-producción como sigue:

$$R_{R/P} = \frac{M_R}{m_P} \quad (2.1)$$

En donde M_R es la reserva de carbón en cada región en millones de toneladas, y m_P es la producción medida en millones de toneladas por año. El ratio se calcula en años, por lo que se puede interpretar este valor como la cantidad de años que las reservas de carbón de una región durarían si se mantuviese el mismo nivel de producción. Este ratio se calcula anualmente con la nueva información de reservas probadas y producción. Los valores calculados para el periodo 2018 aparecen en la Fig. 2.3.

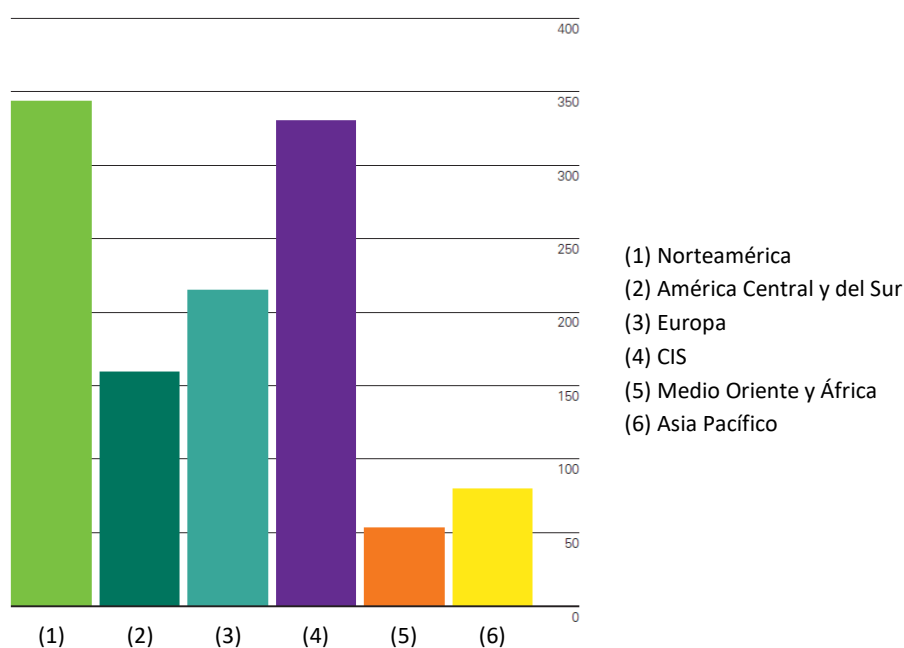


Fig. 2.3: Ratio reservas-producción por región para el año 2018.

Fuente: [28]

Este ratio muestra que, según la región, que las reservas de carbón podrían seguir siendo explotadas entre 53 y 342 años. Por país, el valor más alto del ratio lo tiene España con 433 años. Así mismo, el ratio mundial tiene un valor de 132 años [28]. Estas cifras demuestran que el mundo tiene cantidades de reservas probadas de este recurso suficientes para seguir siendo aprovechadas por mucho tiempo, sin contar las reservas posibles.

2.1.2 Usos del carbón

El carbón tiene múltiples aplicaciones [29]:

- generación de electricidad con plantas de ciclo Rankine;
- producción de acero y metal;
- conversión a combustible líquido a través de licuefacción (directa o indirecta);
- producción de cemento;
- materia prima para diferentes productos (jabón, aspirinas, disolventes, plásticos, carbón activado, entre otros);
- otros (refinación del aluminio, manufactura de papel, industrias químicas y farmacéuticas).

Los subproductos de la explotación del carbón también tienen valor de uso.

- El alquitrán refinado de carbón se usa en manufactura de aceite de creosota, naftaleno, fenol y benceno, entre otros químicos.
- El gas de amoníaco del horno de coque se usa para obtener sales de amoníaco, ácido nítrico y fertilizantes agrícolas.

En la Fig. 2.4 se muestran los usos no combustibles del carbón, tanto tradicionales como modernos.

En los siguientes acápite se profundizará más acerca de dos usos específicos del carbón: como fuente energética y como materia prima de gasificación.

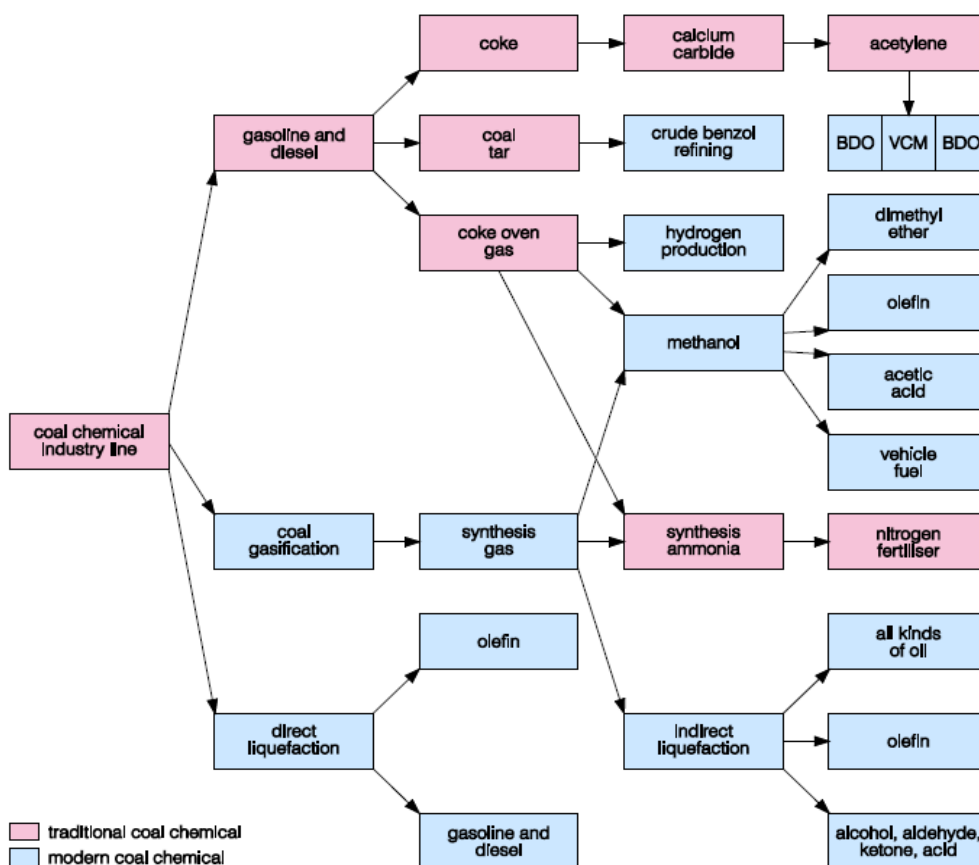


Fig. 2.4: Tecnologías tradicionales y modernas de conversión de carbón a químicos.
Fuente: [30]

2.1.2.1 Uso del carbón como fuente energética

En el año 2018, el consumo mundial de combustibles para la generación de energía ascendió a 13 864.9 millones de tep [28]. Los combustibles considerados fueron petróleo, gas natural, carbón, energía nuclear, energía hidroeléctrica, y renovables. De esa cantidad, 3772.1 millones de tep le corresponde al carbón, esto es, un 27.2% del total. En la Fig. 2.5 se aprecia el consumo de cada región por tipo de combustible.

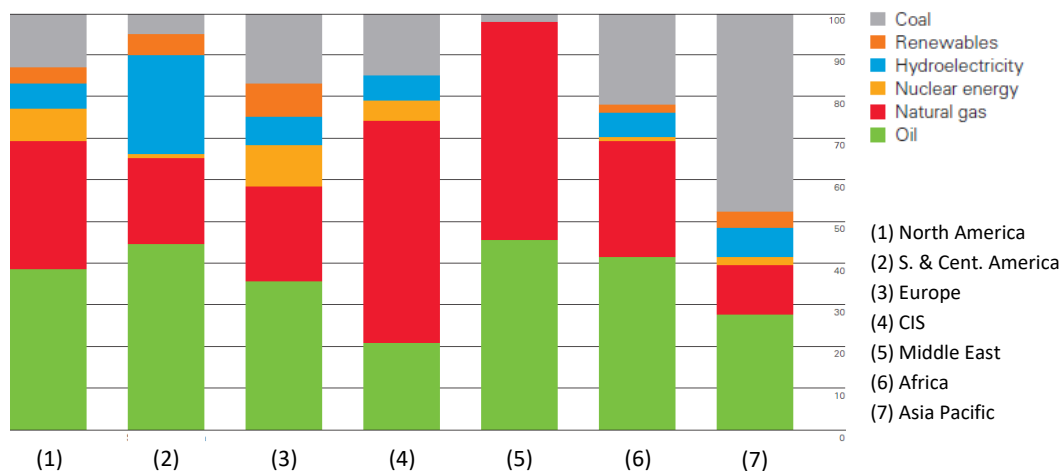


Fig. 2.5: Composición del consumo regional por tipo de combustible.
Fuente: [28]

A pesar de ocupar más de la cuarta parte del consumo mundial, el carbón no está presente como la principal fuente primaria de energía en las regiones, excepto por la región Asia Pacífico. Esto muestra la influencia de dicha región en la matriz energética mundial.

2.1.2.2 Uso del carbón como materia prima de gasificación

A nivel mundial, el carbón es la principal materia prima de plantas de gasificación que se encuentran en operación, y también lo será para las que están en construcción y planificadas hasta el año 2020 [31]. Véase la Fig. 2.6.

Las aplicaciones del *syngas* producto de la gasificación se muestran en la Fig. 2.7.

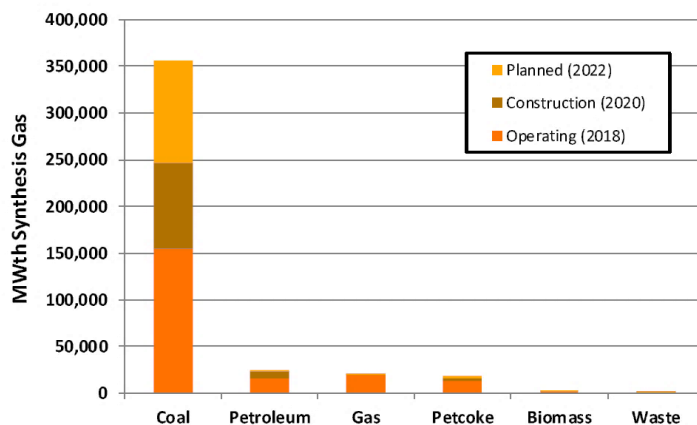


Fig. 2.6: Materias primas para gasificación a nivel mundial.
Fuente: [31]

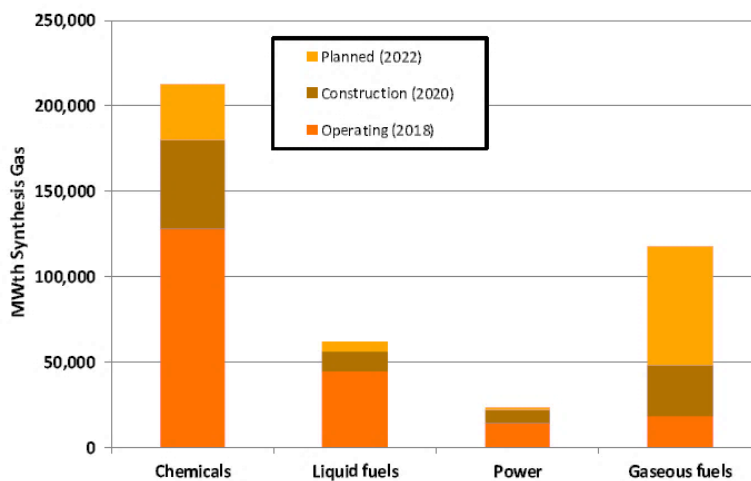


Fig. 2.7: Aplicaciones del syngas en el mundo.
Fuente: [31]

2.2 Disponibilidad del carbón en el Perú y aplicaciones

El Perú cuenta con reservas propias de carbón. Parte de ellas son usadas para la generación eléctrica, mientras que otra se emplea en su mayoría en la industria del cemento.

2.2.1 Reservas nacionales de carbón

Según el Balance Nacional de Energía 2018 [32], el Perú cuenta con 5,5 millones de toneladas de reservas de carbón probadas y 9,43 millones de toneladas de reservas probables. Las reservas probadas se reparten entre nuestras regiones como se muestra en la Fig. 2.8.

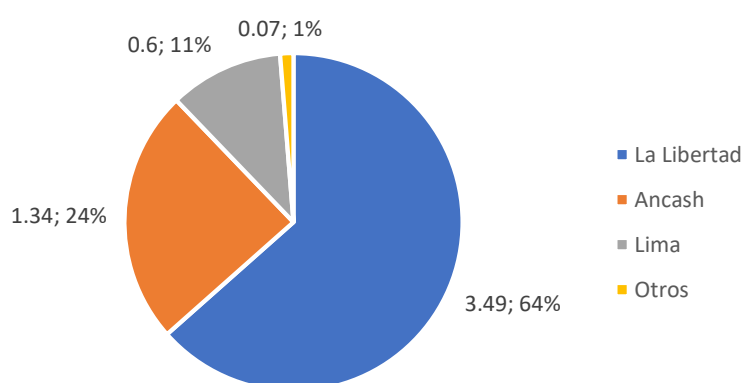


Fig. 2.8: Distribución de las reservas probadas de carbón peruano por regiones. Datos expresados en millones de toneladas y porcentaje.
Fuente: Adaptado de [32]

Los tipos de carbón con los que cuenta el país son carbón antracita y carbón bituminoso, siendo el primero el más abundante (98,8% de las reservas probadas) y “se caracteriza por ser un tipo de carbón que arde con dificultad, pero que es rico en carbono y posee un alto poder calorífico” [32]. En La Libertad, la región con mayor cantidad de carbón, los yacimientos contienen “básicamente carbón tipo antracita” [32].

2.2.1.1 Reserva del Alto Chicama

La reserva del Alto Chicama pertenece a la provincia de Otuzco, región La Libertad. Se ubica entre cotas de 800 a 4300 m.s.n.m. [33] y abarca un área de 1520

km² [34]. El carbón de esa cuenca es mayormente antracita. Según el Balance Nacional de Energía, en el Alto Chicama se produjeron 20 582 toneladas de carbón en el año 2018 [32]. Sin embargo, de manera no oficial, se puede estimar aproximadamente una producción de 401 500 toneladas anuales³, cifra mucho mayor a la oficial. Esta diferencia entre la data obtenida del Balance y la estimación debe motivar a realizar otros estudios para conocer con mayor precisión la producción en la cuenca.

Brooks et al. [34] obtuvo dieciséis muestras del carbón del Alto Chicama; sin embargo, “el número limitado de muestras y la ausencia de información geológica de algunas muestras impiden cualquier discusión detallada de los controles geológicos sobre la calidad del carbón o cualquier tratamiento estadístico de los datos analíticos”. Para los fines de la tesis, se tomarán los valores de una de las muestras (BP2900) como los valores del carbón que se usará en el proceso de gasificación. Su poder calorífico superior es:

$$PCS_{BP2900} = 28 \text{ MJ/kg}$$

Y los resultados de los análisis aproximado y final se muestran en la Tabla 2.1 y la Tabla 2.2. El análisis de las cenizas de la ceniza se aprecia en la Tabla 2.3.

³ Observaciones presenciales realizadas por el Dr. Salomé Gonzales Chavez [35] dan cuenta de que al día salen, en promedio, entre 60 y 80 volquetes de la cuenca, cada uno con capacidad de 20 toneladas de carbón. Asumiendo que salgan camiones de lunes a viernes y medio día del sábado, se estima la producción anual indicada.

Tabla 2.1: Análisis aproximado de la muestra BP2900 [34]

	Humedad	Materia volátil	Carbono fijo	Cenizas
Composición en peso (%)	3,22	4,12	83,93	8,73

Tabla 2.2: Análisis último de la muestra BP2900 [34]

	Hidrógeno	Carbono	Nitrógeno	Azufre	Oxígeno
Composición en peso (%)	0,79	82,90	0,32	0,44	3,60

Tabla 2.3: Análisis de las cenizas de la muestra BP2900 [34]

	SiO₂	Al₂O₃	CaO	MgO	Na₂O
Composición en peso (%)	38,2	32,8	2,2	1,40	2,30
	K₂O	Fe₂O₃	TiO₂	P₂O₅	SO₃
Composición en peso (%)	1,60	1,80	1,70	0,54	N.D.

N.D.: No determinado

Adicionalmente, para la estimación del calor específico de este carbón, se usan las ecuaciones propuestas por Postrzednik recogidas en el trabajo de Lesniak et al. [36]. Las ecuaciones son:

$$C_p(T) = 1015,32 + 812,26 \cdot V^{daf}, T < 100^\circ C \quad (2.2)$$

$$C_p(T) = c_0 + c_1 \cdot T, 100^\circ C < T < 300^\circ C \quad (2.3)$$

En donde $C_p(T)$ es el calor específico del carbón en $\frac{J}{kg-K}$; T es la temperatura en grados centígrados; V^{daf} es el contenido de materia volátil del carbón en base seca libre de ceniza, medido en porcentaje; y c_0 y c_1 son coeficientes que se calculan con las siguientes fórmulas:

$$c_0 = 850 + 680 \cdot V^{daf} \quad (2.4)$$

$$c_1 = 2.644 + 2,115 \cdot V^{daf} \quad (2.5)$$

Al reemplazar los datos de la muestra BP2900 en las ecuaciones, y convirtiendo a kJ, se obtiene:

$$C_{p_{25^{\circ}C}} = 1,048 \frac{kJ}{kg - K}$$

$$C_{p_{25^{\circ}C}} = 1,926 \frac{kJ}{kg - K}$$

2.2.2 Usos del carbón a nivel nacional

En Perú se usa carbón nacional e importado. Su demanda se separa en función a su destino en carbón para generación eléctrica y carbón para consumo final [32]. El carbón para generación se usa en la central térmica a vapor Ilo 2 y en la empresa Trupal S.A. para autoconsumo. En total, 161,7 miles de toneladas se utilizaron en centrales térmicas 17,9% de la demanda total.

El carbón usado para consumo final asciende a 741,6 miles de toneladas, las cuales se reparten entre diferentes sectores según lo mostrado por la Tabla 2.4.

Tabla 2.4: Consumo de carbón en el Perú por sector en el año 2018
Fuente: [32]

Sector	Carbón consumido (ton)	Porcentaje del consumo total
Industrial	741 430	99,98
Agricultura y agroindustrial	127	~0,02
Residencial y comercial	14	~0,00
Otros	6	~0,00

Como se puede observar, el sector industrial es el que mayor cantidad de carbón demanda. Analizando dicho sector, encontramos que casi la totalidad del consumo es por parte de plantas cementeras. El detalle se encuentra en la Tabla 2.5.

Las plantas cementeras queman carbón en sus hornos Clinker (entre otros combustibles) [37, 38], y esta forma de usar el carbón es la que más contamina el medio ambiente.

Tabla 2.5: Consumo de carbón en el sector industrial peruano en el año 2018
Fuente: [32]

Sector	Carbón consumido (ton)	Porcentaje del consumo total
Plantas cementeras	692 987	93,47
Metalurgia	42 919	5,79
Plantas de ladrillos	5486	0,74
Otras industrias	38	~0,00

El origen del carbón usado en la industria cementera se muestra en la Tabla 2.6. Se aprecia que el carbón peruano, si bien no abarca el total del carbón empleado, sí ocupa un porcentaje importante del consumo nacional.

Tabla 2.6: Consumo de carbón en empresas cementeras en el año 2018
Fuente: [32]

Empresa	Carbón antracita nacional (ton)	Carbón bituminoso nacional (ton)	Carbón importado (ton)	Total por empresa (ton)
UNACEM S.A.A. (Ex-Cemento Andino)	44 931	142 668	93 355	280 954
Cementos Pacasmayo S.A.A.	196 451	16 025	-	212 476
Cementos Selva S.A.	41 237	-	-	41 237
Cemento Sur S.A.	-	-	1468	1468
Cemento Yura S.A.	7089	-	149 763	156 852
Total por procedencia del carbón (ton)	282 619	158 693	244 586	
	41,20%	23,14%	35.84%	

CAPÍTULO III

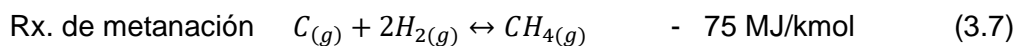
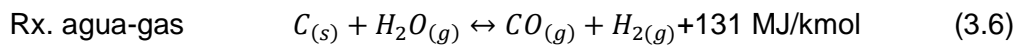
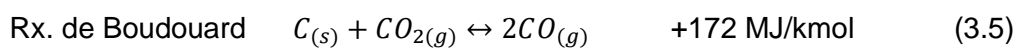
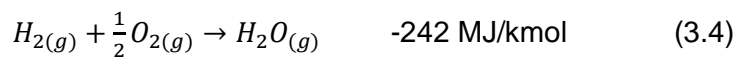
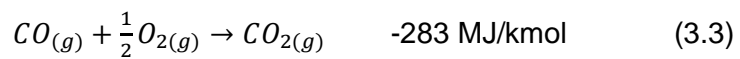
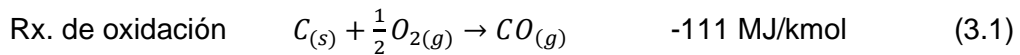
TECNOLOGÍAS DE GASIFICACIÓN DE CARBÓN

La gasificación es una tecnología que data del siglo XIX, cuando se inició en Europa y América la producción de gas de ciudad (*town gas*) a partir de carbón para su uso en calefacción e iluminación industrial [14]. Eventualmente, el desarrollo de la electricidad permitió reemplazar el alumbrado público con gas a alumbrado con electricidad, y en la Segunda Revolución Industrial se cambió la fuente de energía de las plantas del carbón a la electricidad. Desde entonces la gasificación ha tenido menos aplicaciones, pero siempre importantes. Actualmente es una tecnología con variantes desarrolladas y en desarrollo, y en este capítulo se presenta el estado actual de dichas tecnologías.

3.1 El proceso de gasificación

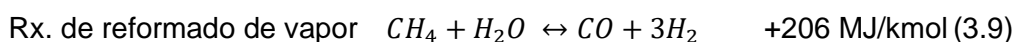
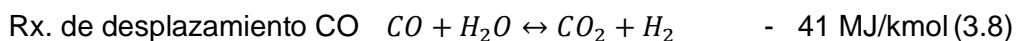
La gasificación es un proceso por el cual un combustible con contenido de carbono (carbón, biomasa, residuos sólidos, entre otros) es convertido, sin ser quemado, en una mezcla de gases (monóxido de carbono e hidrógeno en mayor proporción, dióxido de carbono y metano en menor) con poder calorífico utilizable [14, 39]. A esta mezcla se le llama gas sintético o *syngas*, de *synthetic gas*. A diferencia de la combustión, la gasificación almacena la energía en los enlaces químicos de los componentes del *syngas* en vez de romperlos [40].

El proceso de gasificación ocurre cuando determinados gases (oxígeno o vapor de agua) pasan, en determinadas condiciones, a través del combustible, dando lugar a diferentes reacciones, las cuales se enumeran a continuación [39]:



En estas ecuaciones, el carbón contenido en el combustible es representado como C. Las reacciones de oxidación siempre se dan debido a que se brinda oxígeno suficiente para ello, procurando siempre que el producto principal sea el monóxido de carbono. Con ello, solo se usan las tres últimas ecuaciones para determinar la composición del *syngas* en equilibrio [39]. También cabe destacar que las ecuaciones (3.5) y (3.6) son las únicas endotérmicas, y son las que más caracterizan a la gasificación. Dichas reacciones requieren altas temperaturas para llevarse a cabo [39].

Cuando la reacción del carbón es completa, se pueden reducir las reacciones (3.4), (3.5) y (3.6), que son heterogéneas, a dos nuevas ecuaciones homogéneas⁴, donde todos los compuestos están en estado gaseoso [39]:



Además de los elementos orgánicos (C, H O) presentes en las ecuaciones mencionadas, el carbón contiene también azufre, nitrógeno (contenido también en el aire) y otros elementos, pero en pequeñas cantidades. En la gasificación, el azufre se convierte en H₂S, COS, y el nitrógeno, en N₂, NH₃ y HCN. Como indica Higmann [39], si bien la formación de estos compuestos no afecta notablemente el cálculo de la composición del *syngas*, deben ser tomados en cuenta por sus implicaciones medioambientales, envenenamiento de catalizadores, y otros efectos.

El oxígeno y el agua que requieren las reacciones se abastecen a través de un *agente gasificante*, el cual puede ser vapor de agua junto con oxígeno puro o aire. El vapor de agua es fuente de hidrógeno (Ec. 3.6) y el oxígeno (puro o contenido en el aire) se requiere para las reacciones de combustión (Ec. 3.1-3.4). El oxígeno puro se obtiene empleando una unidad separadora de aire (*Air Separation Unit*, ASU). El efecto de cada agente puede apreciarse en el esquema ternario de la Fig. 3.1, junto con los diferentes posibles procesos de conversión del carbón y la biomasa.

⁴ Una ecuación homogénea es aquella en donde ambos lados de la ecuación se encuentran en el mismo estado.

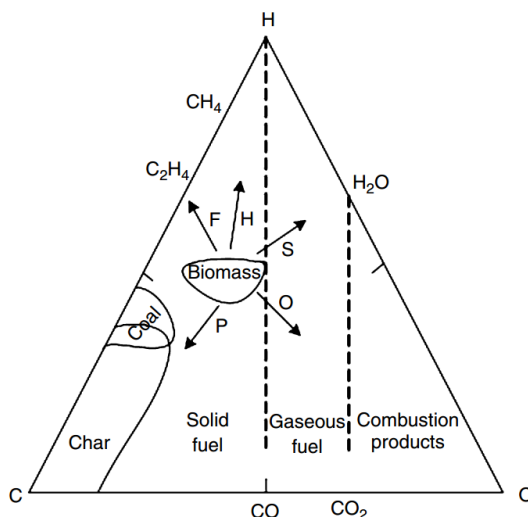


Fig. 3.1: Diagrama ternario de combustibles y procesos de obtención de energía. Procesos: P (pirólisis lenta o carbonización), F (pirólisis rápida), H (hidrogenación), S (gasificación con vapor), O (gasificación con oxígeno). Fuente: [40].

En el diagrama, cada vértice representa un elemento puro. En el interior del triángulo se ubican los combustibles y en los bordes, los gases resultantes. Se presentan tres combustibles: carbón, carbonilla (*char*) y biomasa. De ellos, la carbonilla y el carbón son los que presentan más porcentaje de carbono y menos de hidrógeno y oxígeno, mientras que la biomasa posee estos dos elementos en mayor proporción. A partir de la biomasa se ilustran los diversos procesos de conversión: la pirólisis lenta (P) forma carbonilla sólida, mientras que la rápida (F) permite obtener compuestos líquidos sin oxígeno; la hidrogenación (H) forma compuestos ricos en hidrógeno; la gasificación con oxígeno (O) permite la obtención de un gas rico en monóxido de carbono, pero con riesgo de que se forme dióxido de carbono (este gas no puede oxidarse más, por lo que no se puede obtener energía del mismo); y la gasificación con vapor (S) ayuda a formar compuestos con bajo carbono [40].

Las etapas del proceso de gasificación en el reactor se pueden distribuir en diferentes zonas (no exactamente delimitadas) del mismo, las cuales son (i) zona de

secado, (ii) zona de pirolisis, (iii) zona de gasificación, y (iv) zona de combustión. Un ejemplo de la distribución de estas zonas se puede ver en el reactor de corriente ascendente de la Fig. 3.2, donde el carbón ingresa por la parte superior del reactor, y el agente gasificante, por la parte inferior. En este tipo de reactor, el carbón se va consumiendo hasta llegar al fondo del reactor, de donde sale el material no gasificado en forma de ceniza (*ash*) y escoria (*slag*), a la vez que el agente gasificante va reaccionando con el carbón que encuentra mientras asciende por el reactor, formando el *syngas* deseado.

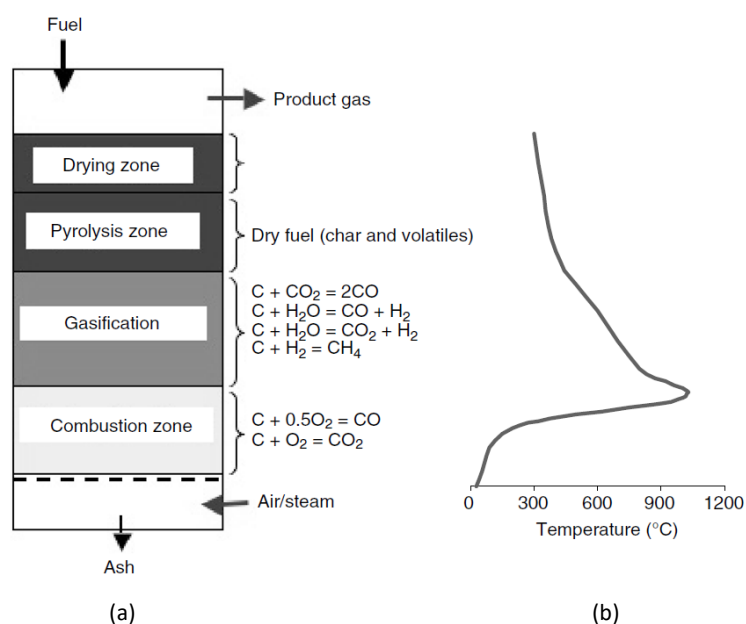


Fig. 3.2: Proceso de gasificación en un reactor.

(a) Etapas del proceso de gasificación en un reactor de corriente ascendente, (b) Temperatura en cada etapa. Fuente: [40]

El proceso de gasificación se describe en [40]. Desde el punto de vista del combustible, en la zona de secado (i), la humedad que este pudiese contener es evaporada por el calor contenido en el *syngas* producto de las etapas siguientes del carbón. Luego, en la zona de pirolisis (ii), las cadenas de hidrocarburos se rompen en cadenas más pequeñas, las cuales “se vaporizan y escapan de la partícula de carbón para formar gases ligeros y alquitrán” [41]. Después, en la zona de

gasificación (iii), ocurren las reacciones endotérmicas (3.5) y (3.6), además de la ecuación (3.7) entre el combustible (deshumedecido y sin cadenas de hidrocarburos) y el agente gasificante parcialmente consumido proveniente de la etapa de combustión (bajo en oxígeno). Las ecuaciones (3.5) y (3.6) expresan el proceso de liberación del hidrógeno y el monóxido de carbono característicos del *syngas*. Finalmente, en la etapa de combustión (iv), el combustible no gasificado y el agente gasificante forman monóxido y dióxido de carbono, según las reacciones (3.1) y (3.2). Este proceso libera una gran cantidad de calor, que alimenta a las zonas (i), (ii) y (iii) y a las reacciones endotérmicas.

Conocidas las reacciones y las etapas de gasificación, se revisará el estado del arte de las diferentes tecnologías usadas para llevar a cabo dicho proceso.

3.2 Tecnologías convencionales de gasificación

Primero se tratarán las tecnologías convencionales, que han alcanzado un alto grado de madurez. Estas pueden ser divididas en tres categorías según el tipo de reactor: gasificador de lecho fijo, de lecho fluidizado y de flujo arrastrado.

3.2.1 Gasificador de lecho fijo

El gasificador de lecho fijo (*fixed bed gasifier*), conocido también como gasificador de lecho móvil (*moving bed gasifier*)⁵, está conformado por un reactor

⁵ Acerca de la aparente contradicción en el nombre, el autor supone que la primera denominación se le ha dado en contraste con el gasificador de lecho fluidizado, que se verá en el punto 2.2.2; y que la segunda es en virtud del movimiento descendente del lecho dentro del reactor durante el proceso de gasificación.

alimentado con carbón de tal forma que se forma una cama (lecho), el cual entrará en contacto con el agente gasificante a contraflujo para convertir el carbón en *syngas*. A medida que el carbón se va gasificando, desciende por el reactor y queda reducido a escoria y cenizas. Algunas características del proceso son:

- El *syngas* producido sale a baja temperatura (425-650°C) [39], acompañado de elementos ajenos a lo deseado (alquitranes, hidrocarburos de cadena larga, entre otros), por lo que requiere limpieza posterior. Sin embargo, en la zona de combustión, la temperatura puede superar los 1000 °C. Véase la Fig. 3.3 (b).
- El flujo de agente gasificante sirve para preenfriar la escoria y las cenizas antes de su salida del reactor. Este proceso, a su vez, beneficia al agente gasificante porque lo precalienta antes de entrar en contacto con el carbón [39].

Dentro del reactor se llevan a cabo los procesos de la gasificación (véase la Fig. 3.3 a). En esta figura también se aprecia la temperatura (b) y la composición del gas (c) en cada zona del reactor.

A través de los años se han diseñado muchos tipos de reactores de lecho fijo. Las dos tecnologías más maduras son los reactores tipo Lurgi y tipo BGL.

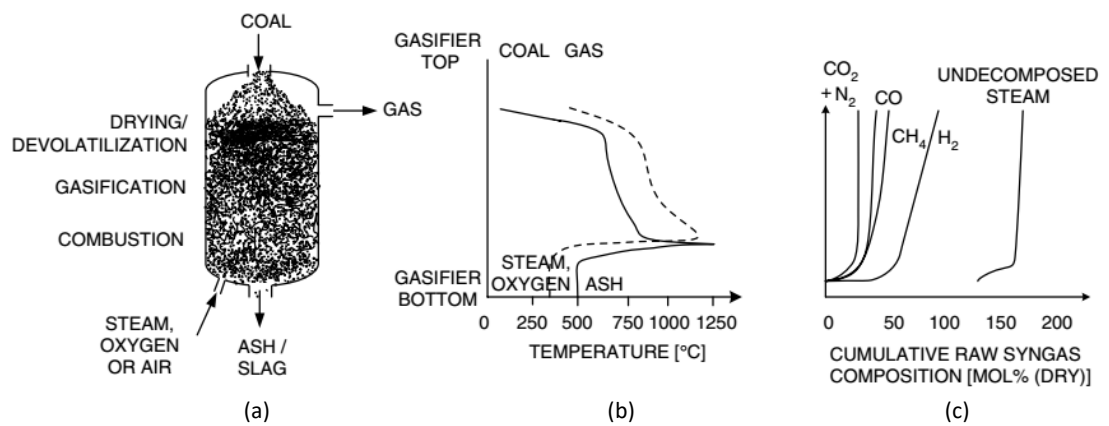


Fig. 3.3: Esquema de procesos, temperatura y composición de un gasificador tipo Lurgi.

(a) Esquema del gasificador y sus procesos. (b) Temperaturas a lo largo del gasificador. (c) Composición del *syngas* a lo largo del gasificador.

Fuente: [39]

El reactor Lurgi [39] es un reactor de lecho fijo en donde el carbón, después de ser granulado, se presuriza con *syngas* antes de ingresar al reactor (también presurizado) que cuenta con una camisa de refrigeración. Esta camisa refrigera el reactor y produce vapor a una presión similar a la del *syngas*. Al gasificador ingresa carbón esparcido por un distribuidor mecánico, que desciende a través de él (véase la Fig. 3.3(a)) experimentando los procesos de secado, devolatilización o pirólisis, gasificación y combustión. Cabe destacar que, en todo momento, la temperatura en la zona de gasificación no debe exceder la temperatura de formación de escoria (*slagging temperature*), la cual está alrededor de los 1000°C y varía según las características del carbón y las condiciones del proceso [42]. Un esquema de este gasificador se aprecia en la Fig. 3.4.

Respecto al agente gasificante, este ingresa por la parte inferior del reactor a través de una rejilla (*grate*), la cual distribuye el flujo por todo el lecho de carbón.

También sirve para remover la ceniza sobrante del proceso de gasificación. Esta rejilla puede ser tapada si se forma escoria a partir del carbón.

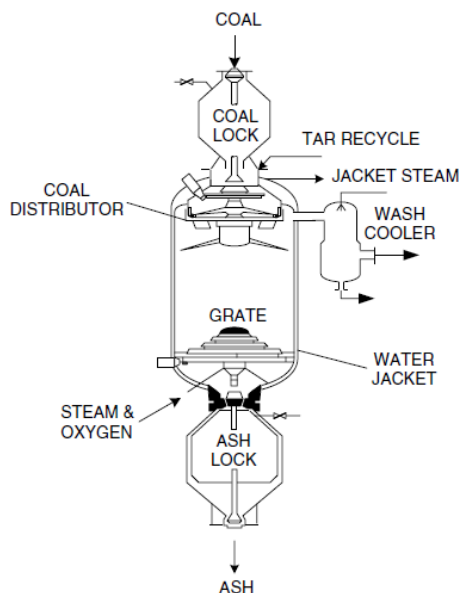


Fig. 3.4: Esquema de gasificador Lurgi.
Fuente: [39]

A diferencia de otros gasificadores, el reactor Lurgi requiere mucho vapor y poco oxígeno, dependiendo del tipo de materia prima. Esto se puede apreciar en los ratios de la Tabla 3.1, en donde se muestran datos generales de su desempeño.

En el **reactor British Gas Lurgi (BGL)**, la rejilla presente en parte inferior ha sido cambiada, como se aprecia en la Fig. 3.5. Esta mejora elimina la restricción de la formación de escoria que impedía la operación normal del reactor, por lo cual el rango de materias primas admitidas es mayor.

Tabla 3.1: Desempeño del gasificador tipo Lurgi.
Adaptado de [39].

	Tipo de carbón		
	Lignita	Bituminoso	Antracita
Componentes del carbón (porcentaje en peso)			
C	69,50	77,30	92,10
H	4,87	5,90	2,60
S	0,43	4,30	3,90
N	0,75	1,40	0,30
O	24,45	11,10	1,10
Componentes del syngas (porcentajes molares en base seca)			
CO ₂ +H ₂ S	30,4	32,4	30,8
CO	19,7	15,2	22,1
H ₂	37,2	42,3	40,7
CH ₄	11,8	8,6	5,6
C _n H _m	0,4	0,8	0,4
N ₂	0,5	0,7	0,4
Componentes de entrada por cada 1000 Nm³ CO+H₂ producidos			
Carbón (kg)	950	750	680
Vapor (kg)	1180	1930	1340
Oxígeno (Nm ³)	170	280	300
Ratios de operación			
Ratio syngas producido/carbón usado (Nm ³ /kg)	1,85	2,32	2,34
Ratio vapor usado/carbón transformado (kg/kg)	1,24	2,57	1,97
Ratio oxígeno usado/carbón transformado (Nm ³ /kg)	0,18	0,37	0,44

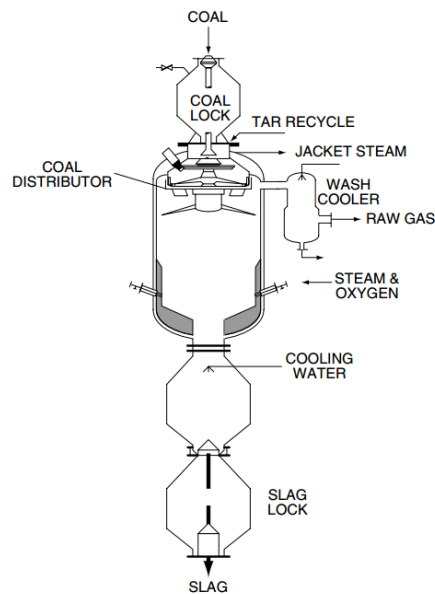


Fig. 3.5: Esquema de gasificador BGL.
Fuente: [39]

En lugar de la rejilla, cuenta con una serie de toberas (*tuyeres*) por donde ingresa el agente gasificante. La ceniza y escoria formada desciende por un agujero en el fondo del reactor, se enfría con agua en una cámara de enfriamiento, y finalmente se almacena hasta llegar a una cierta cantidad para su retiro. El flujo de escoria se regula por la diferencia de presiones entre el reactor de gasificación y la cámara de enfriamiento [43]. En la Una planta que usa esta tecnología es CPI Yinan , la cual planea producir 6 billones de metros cúbicos normales de *syngas* al año a través de la gasificación de carbón en un reactor tipo Lurgi. Esta planta se ubica en la ciudad de Yili, al noroeste de China.

Tabla 3.2 se muestra una comparación entre ambos gasificadores operando con carbón bituminoso Illinois No. 6 [45], en donde se evidencia que el BGL brinda menos dióxido de carbono que el Lurgi original, lo cual es conveniente. A su vez, requiere de menos materia prima para un mismo volumen de *syngas* producido, genera menos residuos de pirolisis, y usa menos vapor por cada kilo de carbón transformado. Cabe

destacar que esta tecnología requiere más oxígeno para una misma cantidad de carbón a transformar.

Una planta que usa esta tecnología es CPI Yinan [44], la cual planea producir 6 billones de metros cúbicos normales de *syngas* al año a través de la gasificación de carbón en un reactor tipo Lurgi. Esta planta se ubica en la ciudad de Yili, al noroeste de China.

Tabla 3.2: Comparación entre los gasificadores Lurgi y BGL.
Adaptado de [39].

	Tipo de gasificador	
	Lurgi	BGL
Componentes del syngas (porcentajes molares en base seca)		
CO ₂	30,89	3,46
CO	15,18	54,96
H ₂	42,15	31,54
CH ₄	8,64	4,54
C _n H _m	0,79	0,48
N ₂	0,68	3,35
H ₂ S+COS	1,31	1,31
NH ₃	0,36	0,36
Componentes de entrada por cada 1000 Nm³ CO+H₂ producidos		
Carbón (kg)	750	520
Vapor (kg)	1930	200
Oxígeno (Nm ³)	280	230
(productos de pirolisis kg)	81	19
Ratios de operación		
Ratio syngas producido/carbón usado (Nm ³ /kg)	2,33	2,22
Ratio vapor usado/carbón transformado (kg/kg)	2,57	0,38
Ratio oxígeno usado/carbón transformado (Nm ³ /kg)	0,37	0,44

3.2.2 Gasificador de lecho fluidizado

El gasificador de lecho fluidizado consiste en un reactor en el cual el lecho está conformado por carbón finamente molido, tal que su comportamiento sea similar al de un fluido cuando se haga pasar un gas a través del mismo. En la Fig. 3.6 se tiene una imagen de cómo el aire atraviesa el lecho desde el fondo hasta la superficie en forma de burbujas, como si el lecho fuese líquido.



Fig. 3.6: Vista transversal de un lecho fluidizado.

Tomado de [46].

En esta tecnología el aire o vapor de agua cumple dos funciones: la de agente gasificante y la de gas “fluidizador” del lecho. Esto hace al diseño y a la operación complejos, en especial en el arranque y en la parada. En la Fig. 3.7 se aprecia un esquema de estos gasificadores (a) y su perfil de temperaturas (b).

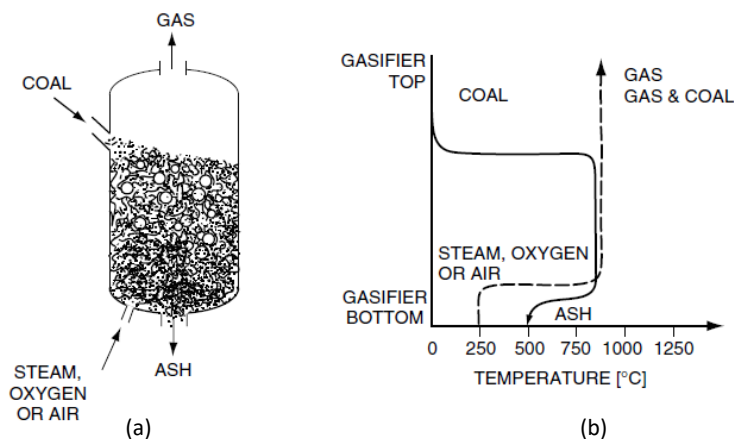


Fig. 3.7: Esquema general de un gasificador de lecho fluidizado. (a) Esquema del gasificador de lecho fluidizado. (b) Temperaturas a lo largo del gasificador. Fuente: [39].

Como el fundamento de este reactor es que el agente gasificante pase a través del carbón, se debe evitar que este, o los subproductos formados, se aglomeren o se derritan. Para lograr este objetivo, el reactor opera por debajo del punto de ablandamiento de la ceniza (*softening point of the ash*), cuyo valor oscila entre 950°C y 1100°C [39]. Esta temperatura de operación es baja en comparación a los gasificadores de lecho fijo, y es causante de una mayor cantidad de alquitrán presente en el *syngas* resultante. Sin embargo, el problema del alquitrán es tratable, incluso dentro del mismo reactor [47, 48, 49]. A pesar de que la temperatura en la zona de gasificación en este gasificador sea menor a la del gasificador de lecho fijo, la temperatura se mantiene en el *syngas*, según se ve en la Fig. 3.7 (b).

La ventaja de este tipo de gasificador frente al de lecho fijo radica en el contacto entre carbón y agente gasificante. Como el agente pasa a través de todo el carbón de manera uniforme, se logra una excelente transferencia de calor y masa entre ellos. Sin embargo, debido a que no todas las partículas reaccionan a la misma velocidad, el porcentaje de carbón convertido baja de un 99% (gasificadores de lecho

fijo y flujo arrastrado) a un 97%. En resumen, se transforma menos carbón, pero de forma más eficiente.

El desempeño tecnológico de los gasificadores de lecho fluidizado depende de la materia prima y del agente gasificador. La Tabla 3.3 cuantifica sus prestaciones.

En India, el grupo Adani preparó un estudio de prefactibilidad de una planta de gasificación con el objetivo de transformar carbón en diferentes productos (poligeneración) [50]. Para mayor detalle de los flujos de entradas y salida de la planta, véase la Fig. 3.8.

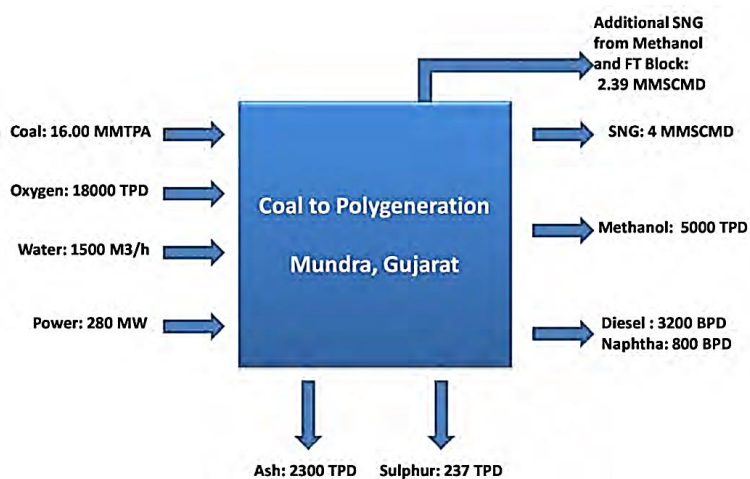


Fig. 3.8: Diagrama de insumos y productos de la propuesta de planta del grupo Adani.

Fuente: Grupo Adani [50]

Tabla 3.3: Prestaciones de gasificadores de lecho fluidizado.
Adaptado de [39].

Condiciones de operación	Tipo de carbón			
	Biomasa	Lignito	Bituminoso	Bituminoso
Agente gasificante	Aire	O₂/vapor	O₂/vapor	Aire
Temperatura (°C)	900	1000	1000	1000
Presión (bar)	30	30	30	30
Componentes del carbón (porcentaje en masa)				
C	50,45	66,66	81,65	81,65
H	5,62	4,87	5,68	5,68
S	0,10	0,41	1,13	1,13
N	0,10	1,14	1,71	1,71
O	43,73	26,92	9,83	9,83
Componentes del syngas (porcentajes molares en base seca)				
CO ₂	6,7	6,2	5,3	1,9
CO	31,0	56,7	52,0	30,7
H ₂	18,9	32,8	37,3	18,7
CH ₄	2,1	2,6	3,5	0,9
A	0,5	0,6	0,6	0,6
N ₂	40,8	0,9	1,0	47,0
H ₂ S	0,03	0,2	0,3	0,2
Componentes de entrada por cada 1000 Nm³ CO+H₂ producidos				
Combustible (kg)	100	1317	564	100
Vapor (kg)	0	26	260	24
Agente gasif. (Nm ³)	118	461	260	266
Ratios de operación				
Ratio syngas producido/comb. usado (Nm ³ /kg)	20,04	0,85	1,99	20,24
Ratio vapor usado/comb. transformado (kg/kg)	0	0,02	0,46	0,24
Ratio agente gasif. usado/comb. transformado (Nm ³ /kg)	1,18	0,35	0,46	2,66

3.2.3 Gasificador de flujo arrastrado

En los gasificadores de flujo arrastrado (*entrained flow gasifiers*), el agente gasificante y el carbón de menor tamaño que el requerido para la gasificación por lecho fluidizado, ingresan mezclados en un solo chorro. A veces el carbón se encuentra mezclado con agua para ayudar a la alimentación, especialmente si la entrada está presurizada. Como el agente gasificador ya no debe atravesar un lecho, se puede trabajar a temperaturas mayores al punto de ablandamiento del carbón. Esta configuración tiene significativas ventajas:

- Las altas temperaturas permiten eliminar los alquitranes y otros subproductos no deseados,
- se logra una alta conversión del carbón (más del 99%) gracias al buen contacto entre carbón y agente gasificador,
- se favorece la producción de monóxido de carbono y se produce menor cantidad de metano, aumentando así la calidad del *syngas* resultante.

Las ventajas descritas suponen un aumento del 20% de consumo de oxígeno [40]. En las Fig. 3.9 y Fig. 3.10 se presentan diagramas de estos gasificadores según su alimentación.

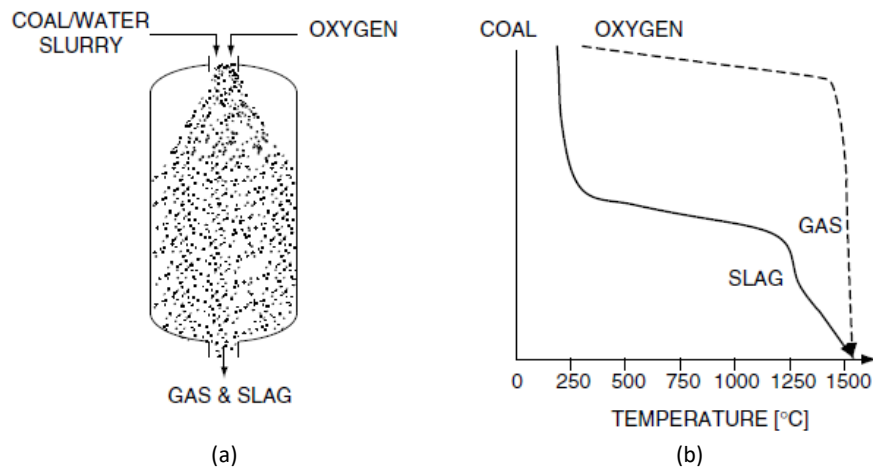


Fig. 3.9: Esquema general de un gasificador de flujo arrastrado alimentado por la parte superior.
 (a) Esquema del gasificador de flujo arrastrado. (b) Temperaturas a lo largo del gasificador.
 Fuente: [39].

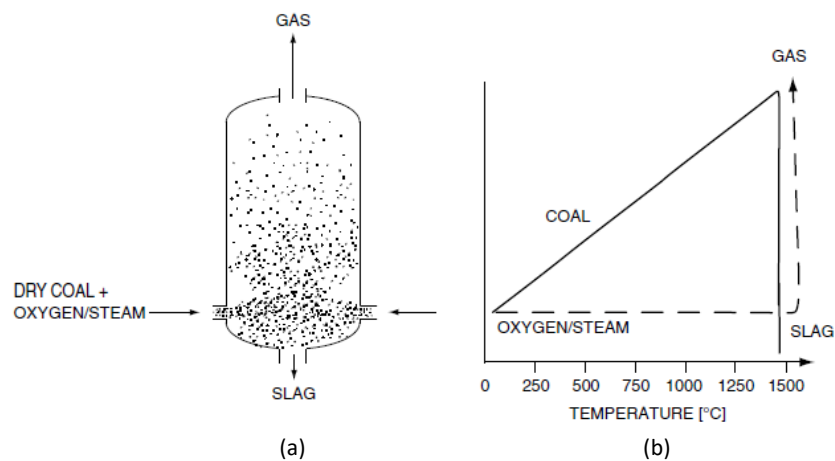


Fig. 3.10: Esquema general de un gasificador de flujo arrastrado alimentado por los costados.
 (a) Esquema del gasificador de flujo arrastrado. (b) Temperaturas a lo largo del gasificador.
 Fuente: [39].

En la Tabla 3.4 se muestran las prestaciones del gasificador de flujo arrastrado según el tipo de carbón empleado.

Tabla 3.4: Prestaciones de gasificadores de flujo arrastrado.
Adaptado de [39].

	Tipo de carbón		
	Lignito	Bituminoso	Antracita
	Dakota del norte	Illinois	Ruhr
	Estados Unidos	Estados Unidos	Alemania
Componentes del syngas (porcentajes molares en base seca)			
CO ₂	10	1	1
CO	62	61	65
H ₂	26	35	31
A	1	1	1
N ₂	1	1	1
H ₂ S	0,1	1,5	0,2
Consumibles por cada 1000 Nm³ CO+H₂ producidos			
Combustible (kg)	1070	493	440
Vapor (kg)	0	90	130
Oxígeno (Nm ³)	360	250	260
Ratios de operación			
Ratio syngas producido/carbón transformado (Nm ³ /kg)	1,06	2,11	2,37
Ratio vapor consumido/carbón transformado (kg/kg)	0	0,18	0,3
Ratio oxígeno. consumido/carbón transformado (Nm ³ /kg)	0,34	0,51	0,59

En Japón se está llevando a cabo proyecto el “Osaki CoolGen Project” [51], que consiste en una planta IGCC con captura de CO₂. El gasificador escogido para dicha aplicación es el de flujo arrastrado. Se espera que esté terminada para el año 2021.

Finalmente, en la Tabla 3.5 se resumen las tecnologías convencionales para la gasificación, y en la Fig. 3.11 se muestran las composiciones del syngas para el carbón bituminoso según las tecnologías de gasificación descritas.

Tabla 3.5: Comparación de las tecnologías de gasificación convencionales.
Fuente: [14, 39]

	Lecho fijo		Lecho fluidizado		Flujo arrastrado
Condición de la ceniza	Ceniza seca (Lurgi)	Formación de escoria (BGL)	Ceniza seca	Aglomerada	Formación de escoria
Tamaño del carbón de entrada (aprox.)	2"	2"	1/4"	1/4"	Malla 100
Calidad del carbón	Baja	Alta	Baja	Cualquiera	Cualquiera para alimentación seca
Temperatura del syngas	Baja 425-650°C	Baja 425-650°C	Moderada 900-1050°C	Moderada 900-1050°C	Alta 1250-1600°C
Requerimiento de oxígeno	Bajo	Bajo	Moderado	Moderado	Alto
Requerimiento de vapor	Alto	Bajo	Moderado	Moderado	Bajo

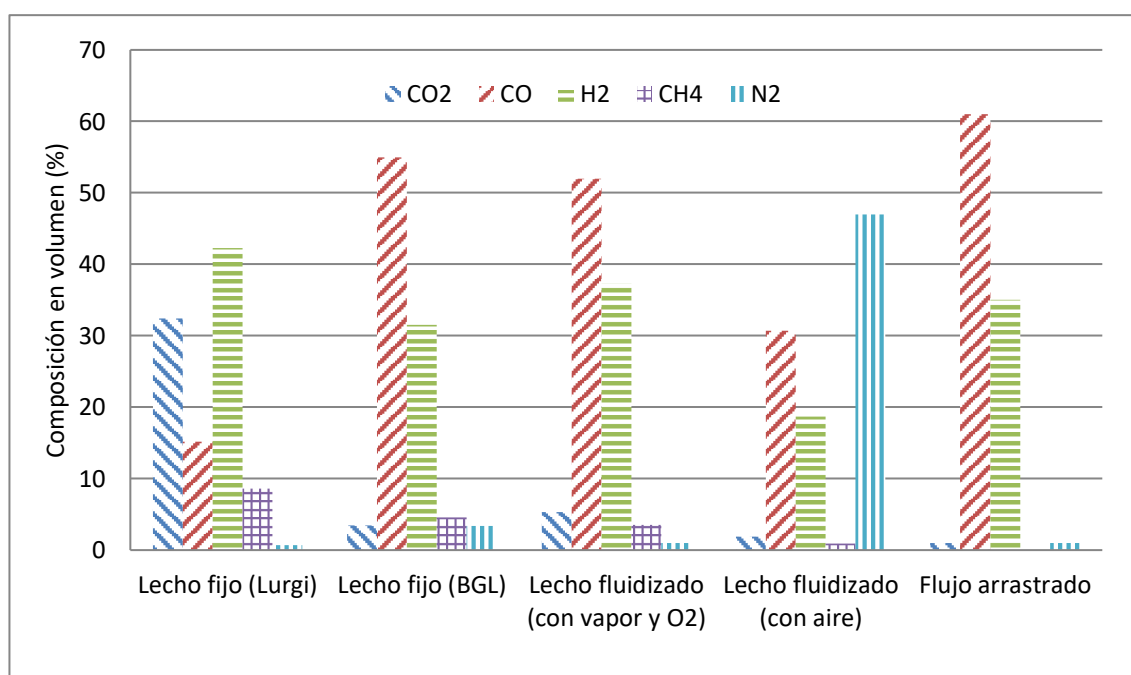


Fig. 3.11: Resumen de composición del syngas según tecnología de gasificación.

3.3 Tecnologías comerciales de gasificación para plantas IGCC

A continuación, se enumerarán algunas tecnologías comerciales usadas en plantas IGCC.

3.3.1 GE Energy (ex Chevron-Texaco)

La tecnología de gasificación de GE tiene las siguientes características [52]:

- Son de tipo flujo arrastrado.
- Se alimenta de una mezcla pastosa de carbón y agua, la cual se gasifica con oxígeno para producir *syngas* alto en hidrógeno y monóxido de carbono.
- El carbón reacciona a alta temperatura (1200-1500 °C) y presión (>20 bar).
- Su interior tiene recubrimiento refractario.
- Es bueno para gasificar carbón bituminoso, coque de petróleo, o mezclas de coque con carbones de rango inferior [14].

Posee dos modos de operación: (i) con enfriamiento por radiación, y (ii) con enfriamiento directo. El segundo es menos eficiente, pero también menos costoso [52].

Este gasificador se usa en 65 plantas, y existen 20 más en fase de planificación o construcción [52]. Fue parte de una planta de demostración entre 1984 y 1992, y actualmente se usa en plantas IGCC en Florida, EE. UU. [53]; Sardinia, Italia [54, 55]; y Falconara, Italia [56], entre otras.

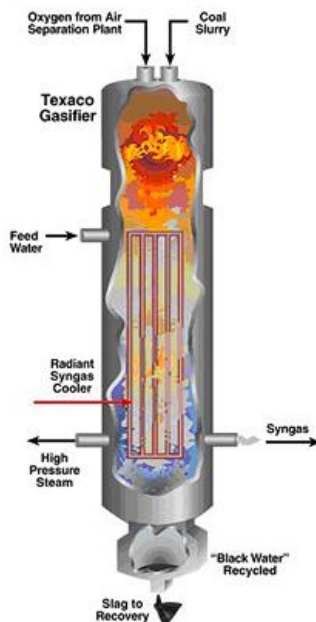


Fig. 3.12: Gasificador GE Energy.
Fuente: [52]

3.3.2 KBR Transport

El gasificador KBR también es conocido como gasificador TRIG™ (*Transport Integrated Gasification*). Es de tipo lecho fluidizado y opera de forma estable en diferentes condiciones y con distintas materias primas [57]. Usa como agente gasificante una mezcla de vapor y aire u oxígeno.

Este gasificador es la base del proyecto IGCC (en desarrollo) que se ubicará en Kemper, Mississippi y empleará carbón lignita del Mississippi como combustible [57]. La potencia instalada planificada es 560 MWe [14].

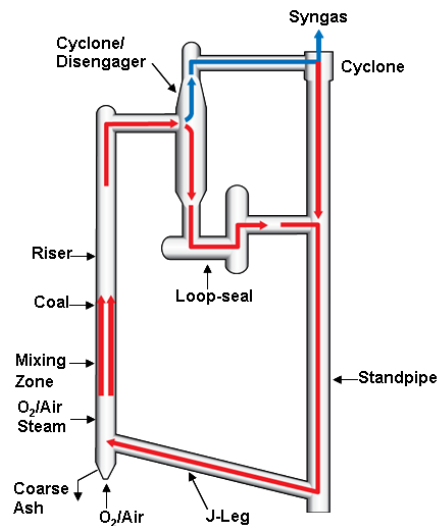


Fig. 3.13: Gasificador KBR.
Fuente: [58]

3.3.3 PRENFLO™

El gasificador PRENFLO™ es de tipo flujo arrastrado y opera con el reactor presurizado (>40 bar). Se ofrecen dos configuraciones según el método de enfriamiento del syngas: (i) PRENFLO™ PSG, y (ii) PRENFLO™ *Direct Quench* (PDQ). En la primera se incluye una caldera integrada que aprovecha el calor residual, y además recircula gas comprimido y enfriado, dando como resultado un gas de baja humedad. En contraparte, la segunda configuración usa enfriamiento directo, lo cual brinda un syngas de baja temperatura (200-250 °C), pero de alta humedad, hasta la saturación [59].

El gasificador PRENFLO™ se usó en la planta IGCC Puertollano de Elcogas, la cual actualmente se encuentra fuera de operación [60, 61]. También es parte del proyecto de una planta IGCC de 470 MW de la empresa C.GEN, la cual se encuentra en desarrollo [62].

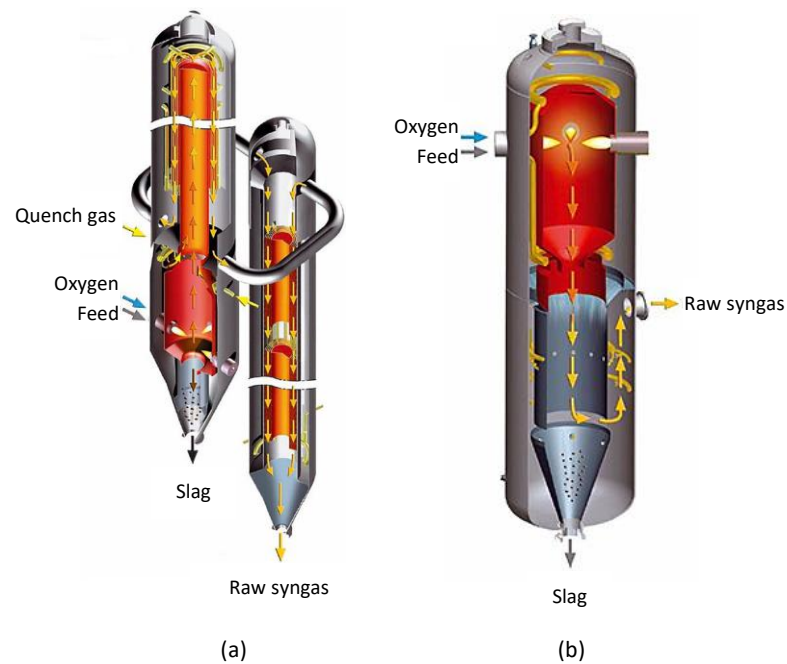


Fig. 3.14: Gasificador PRENFLO™.
 (a) PRENFLO™ PSG, (b) PRENFLO™ PDQ.
 Fuente: [59].

3.4 Gasificación por plasma

La gasificación por plasma consiste en utilizar antorchas de plasma⁶ para proveer de energía al proceso. El plasma permite realizar la gasificación a temperaturas cercanas a los 5000 °C [63], con lo cual:

- se puede gasificar casi cualquier materia prima. Los componentes orgánicos de la materia prima se convierten en los gases elementales del *syngas* (H₂, CO, CO₂, CH₄) y los inorgánicos forman una escoria vitrificada utilizable [40];

⁶ Una antorcha de plasma es un dispositivo que produce un gas “parcial o totalmente ionizado” [112] a presión atmosférica usando tecnologías como arcos de corriente continua [63] o de corriente alterna [113], o microondas [114].

- quedan destruidos los alquitranes (*tar*), los componentes orgánicos volátiles (*volatile organic compounds*, VOC), y contaminantes del aire peligrosos (*hazardous air pollutants*, HAP) [64, 17];
- no se requiere un lecho, por lo que desaparecen los problemas de aglomeración;
- se obtiene un *syngas* limpio a una temperatura cercana a los 1000 °C [40].

Adicionalmente, la gasificación con plasma se realiza en un ambiente con bajo oxígeno o con ausencia de este, para evitar que se den las reacciones de combustión [17]. Es así como una ASU ya no es necesaria para la gasificación [64], pero puede ser usada en algunos casos para brindar oxígeno a la antorcha de plasma [65].

Por otro lado, este tipo de plantas de gasificación demandan una alta inversión económica [20], por lo que se prefieren grandes tamaños para aprovechar las economías de escala [64], haciendo difícil la implementación de estas plantas.

Un ejemplo del desempeño de estos gasificadores se muestra en la Fig. 3.15, donde se muestra la composición del *syngas* producto de un gasificador de plasma en función del contenido en peso del oxidante⁷, el cual es una mezcla de vapor y oxígeno [66].

⁷ El oxidante es el agente gasificante, y su contenido en peso se calcula dividiendo el flujo másico de oxidante por la suma de flujos másicos de materiales que entran al reactor, o sea, carbón y agente.

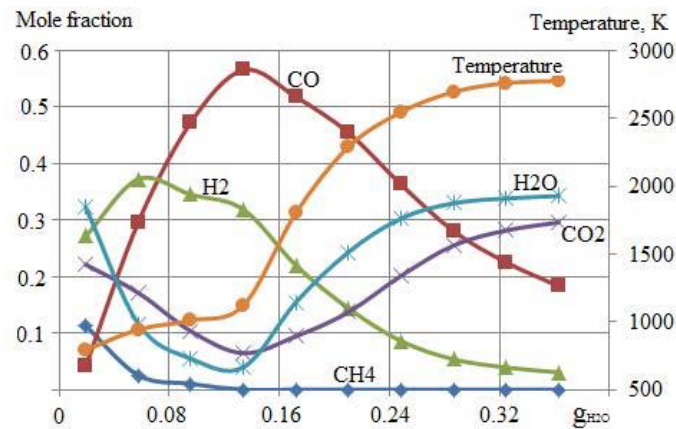


Fig. 3.15: Composición y temperatura del *syngas* en función del contenido en peso de oxidante para un ratio másico de $H_2O/O_2=25\%$

Fuente: [66]

El rendimiento del proceso de gasificación η_G se define como el cociente entre la energía química contenida en el *syngas* y la energía química del carbón:

$$\eta_G = \frac{\dot{m}_{SG} \cdot PCI_{SG}}{\dot{m}_C \cdot PCI_C} \quad (3.10)$$

Donde \dot{m}_{SG} y \dot{m}_C son los flujos másicos del *syngas* producido y del carbón ingresante, respectivamente, y PCI_{SG} y PCI_C son sus poderes caloríficos inferiores. En la Fig. 3.16 se aprecia cómo varía la eficiencia de la gasificación según el agente gasificador usado.

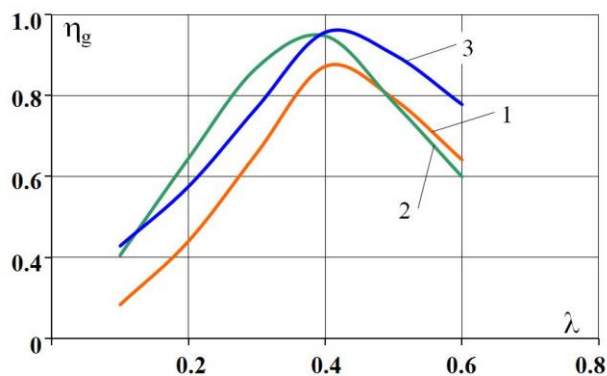


Fig. 3.16: Eficiencia teórica de la gasificación en función del coeficiente de exceso de oxidante.

(1) gasificación con aire, (2) gasificación con oxígeno, (3) gasificación con relación vapor-oxígeno de 56%. Fuente: [66]

La gasificación por plasma tiene un amplio uso en tratamiento de residuos sólidos municipales. Véase la Tabla 3.6.

Tabla 3.6: Algunas plantas de gasificación por plasma. Adaptado de [67]

Localización	Residuo	Capacidad (TPD)	Fecha de inicio
Kakogawa, JP	Cenizas de RSM	30	2003
Maizuru, JP	Cenizas de RSM	6	2003
Izuka, JP	Industrial	10	2004
Osaka, JP	Policlorobifenilos	4	2006
Taipei, TW	Médicos y baterías	4	2005
Ottawa, Canadá	RSM	85	2007 (demostración)
Hawthorne, NV	Municiones	10	2006
Armada de los EE. UU.	Agentes químicos	10	2004

CAPÍTULO IV

PLANTAS DE GASIFICACIÓN INTEGRADA EN CICLO COMBINADO (IGCC)

En este capítulo se explica la integración térmica de un proceso de gasificación en una planta de ciclo combinado. Para ello, se define el concepto de integración de procesos y se describen las plantas de gasificación y de ciclo combinado para aterrizar en las plantas IGCC. En relación con el objetivo de la tesis, se describe la operación del ciclo combinado en conjunto, sus componentes (de forma general), y los detalles que influyen en el posterior análisis de las prestaciones de la planta IGCC.

4.1 Integración de procesos

La integración de procesos es una “familia de metodologías para combinar diferentes partes de procesos o procesos completos para reducir el consumo de recursos o emisiones perjudiciales para el medio ambiente” [68]. Sus aplicaciones son la integración térmica (intercambio de calor entre flujos a diferentes temperaturas), *total site integration*, integración de masa, entre otras [69].

Los ciclos combinados constituyen un ejemplo de integración térmica. En lugar de usar una caldera para producir vapor para un ciclo Rankine, se emplea el calor remanente de los gases de escape de una turbina de gas.

4.2 Plantas de gasificación

Una planta de gasificación es aquella que utiliza un reactor para gasificar materia prima y convertirla en gas sintético. Los usos que se le pueden dar a dicho gas son:

- generación eléctrica, a través de turbinas de gas, motores de combustión interna, turbinas de vapor, ciclos combinados o pilas de combustible;
- cogeneración, usando el calor residual del mismo *syngas* o de la operación de turbinas y pilas de combustible;
- combustibles sintéticos, a través del proceso Fischer-Tropsch [70].

Sus componentes por separado también tienen diferentes aplicaciones:

- Hidrógeno: Combustible para pilas de combustible, refinamiento de petróleo, producción de fertilizantes, entre otros [71].
- Monóxido de carbono: como combustible, manufactura de químicos, y aplicaciones en electrónica [72].
- Dióxido de carbono: producción de hielo seco, bebidas carbonatadas, solvente para compuestos orgánicos (en su estado líquido), y demás [73].

El principal residuo de la planta de gasificación, la escoria (*slag*), también tiene aplicaciones en agricultura, industria cementera, construcción y mantenimiento de carreteras, entre otros [74].

Se presenta un esquema general de una planta de gasificación en la Fig. 4.1. En este se aprecian las distintas materias primas que pueden ser gasificadas, los procesos por los que pasa el *syngas*, y los productos obtenibles de la planta.

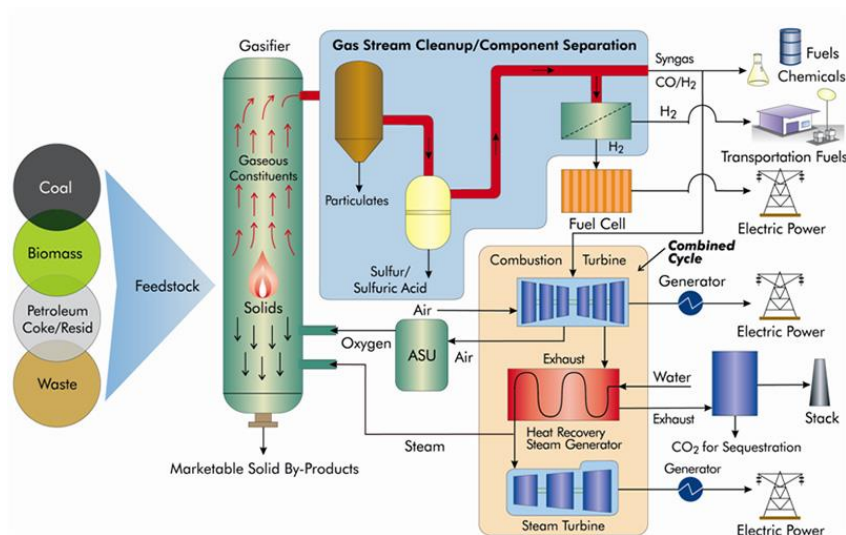


Fig. 4.1: Esquema general de una planta de gasificación.
Fuente: [75]

Independientemente de los productos finales de la planta, los componentes mínimos son el gasificador (tratado ampliamente en los acápites 3.2 y 3.3), el equipo de limpieza de *syngas*, y el equipo de tratamiento de combustible. Adicionalmente, según el agente gasificante escogido, se puede agregar a la planta una ASU para la obtención de oxígeno, o una caldera para la producción de vapor. Luego, el equipamiento posterior a la limpieza del *syngas* dependerá del producto principal de la planta.

4.3 Plantas de ciclo combinado

Una planta de ciclo combinado es una planta de generación eléctrica que “usa el calor residual de un motor primario (*prime mover*) para la producción de vapor y, en consecuencia, el vapor es usado en una turbina de vapor para la producción de potencia adicional” [76]. Este motor primario puede ser una turbina de gas, un motor de combustión interna o incluso una pila de combustible. Para los fines de esta tesis,

se empleará el ciclo combinado con turbina de gas. Como se comentó previamente, este tipo de planta es una aplicación de la integración de calor.

A continuación, se describen los componentes de una central de ciclo combinado.

4.3.1 Turbina de gas

Para la presente tesis, la turbina de gas es el motor primario del ciclo combinado. Esta convierte la energía térmica contenida en los gases combustionados en energía mecánica empleando álabes. Esta energía mecánica es después transferida a un generador eléctrico a través de un eje mecánico.

Para operar, la turbina de gas requiere de un compresor, que eleva la presión del aire atmosférico (compresión), y de una cámara de combustión, en donde al flujo de aire se le añade combustible, el cual se enciende para convertir su energía química en energía térmica (calentamiento), que después será aprovechada por la turbina (expansión). La energía calorífica del combustible que entra al ciclo de gas (\dot{Q}_{TG}) se expresa en función del flujo másico del combustible \dot{m}_{comb} y su poder calorífico inferior (PCI):

$$\dot{Q}_{TG} = \dot{m}_{comb} \cdot PCI \quad (4.1)$$

Al ciclo formado por el compresor, la cámara de combustión y la turbina se le conoce como ciclo Brayton.

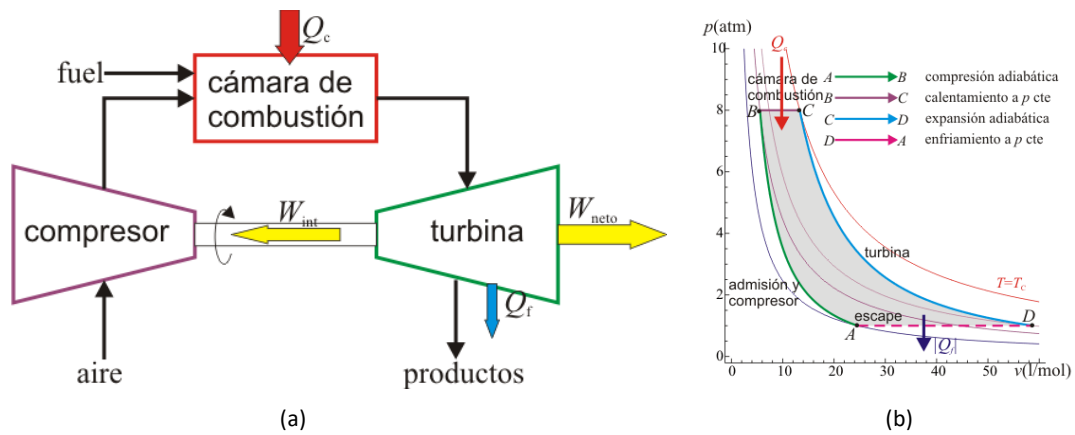


Fig. 4.2: Ciclo con turbina de gas.
 (a) Esquema de la planta (b) Diagrama pv del ciclo Brayton.
 Fuente: [77]

Cuando el fluido de trabajo es un gas ideal y los procesos son ideales (compresión y expansión adiabáticos, calentamiento isobárico), la eficiencia de la turbina se determina por su relación de compresión, esto es, la razón entre la presión de salida y presión de entrada del compresor. La expresión es:

$$\eta_{TG} = \frac{\dot{W}_{TG}}{\dot{Q}_{TG}} = 1 - \frac{1}{r_p^{(\gamma-1)/\gamma}} \quad (4.2)$$

Donde η_{TG} es la eficiencia del ciclo Brayton, \dot{W}_{TG} es la potencia desarrollada por la turbina de gas, \dot{Q}_{TG} es la energía calorífica del combustible, r_p es la relación de compresión del compresor (también llamada relación de presiones), y γ es el coeficiente adiabático del gas. Según la ecuación, cuando la relación de presiones está dada, la eficiencia no variará, independientemente de las temperaturas del ciclo.

Si bien las temperaturas no afectan el rendimiento de este tipo de plantas, sí influyen en la potencia. La ecuación del trabajo específico neto se puede escribir de la siguiente forma:

$$\begin{aligned}
 w_{neto} &= c_p[(T_C - T_D) - (T_B - T_A)] \\
 &= c_p \left[T_C \cdot \left(1 - \frac{1}{r_p^{(\gamma-1)/\gamma}} \right) - T_A \cdot (r_p^{(\gamma-1)/\gamma} - 1) \right] \quad (4.3)
 \end{aligned}$$

De esta forma, el trabajo específico neto ha quedado expresado en función del calor específico a presión constante c_p , de la relación de presiones r_p , el coeficiente adiabático γ , y las temperaturas de entrada a la turbina T_C y de entrada al compresor T_A . De estas magnitudes, dado un compresor con una relación de presiones fija, y sabiendo que T_A es igual a la temperatura del medio ambiente, solo la temperatura al ingreso de la turbina T_C puede variar, y lo hace en función del calor agregado en el proceso de calentamiento según la siguiente ecuación:

$$T_C = T_B + \frac{q}{c_p} = T_A \cdot r_p^{(\gamma-1)/\gamma} + \frac{q}{c_p} \quad (4.4)$$

Donde q es el calor específico agregado en la cámara de combustión.

Se concluye entonces que, dada una temperatura del medioambiente y una relación de compresión, la eficiencia queda definida por la relación de presiones, mientras que el calor agregado en la cámara de combustión eleva la temperatura T_C , la cual a su vez incrementa el trabajo neto específico del ciclo. Se deduce también

que la temperatura de los gases de escape T_D también se eleva, según el análisis de la ecuación:

$$T_D = \frac{T_C}{r_p^{(\gamma-1)/\gamma}} \quad (4.5)$$

Si bien los ciclos reales difieren del ciclo ideal detallado, las conclusiones teóricas obtenidas aún son aplicables.

4.3.2 Caldera de recuperación de calor (HRSG)

Como se mencionó, el ciclo combinado es un caso aplicado de integración de calor. Esta integración se da gracias a una caldera recuperadora (*Heat Recovery Steam Generator*, HRSG), la cual transfiere el calor remanente de los gases de escape de la turbina a un flujo de agua para calentarlo, evaporarlo y sobrecalentarlo. Esta transferencia ocurre a lo largo de diferentes intercambiadores de calor, los cuales se nombran según su función:

- Economizador: Es un intercambiador de calor que lleva el agua hasta una temperatura cercana a su temperatura de saturación. A la diferencia entre la temperatura de salida del economizador y la de saturación se le llama punto de acercamiento (*approach point*). La relación es:

$$T_{w,out,eco,XP} = T_{sat,XP} - \Delta T_{ap} \quad (4.6)$$

Donde $T_{w,out,eco,XP}$ es la temperatura del agua de X nivel de presión (X puede ser H de *high* (alta), por ejemplo), $T_{sat,XP}$ es la temperatura de saturación del agua de X nivel de presión, y ΔT_{ap} es el *approach point* escogido. El *approach point* puede variar entre 5 y 12°C [78, 76]. El proceso de calentamiento puede dividirse en diferentes economizadores si el ciclo lo requiere.

- Evaporador: Es aquel intercambiador donde ocurre el cambio de fase de agua a vapor saturado. En estos equipos, el parámetro que define la operación es el punto de pellizco (*pinch point*, ΔT_p), que determina la temperatura a la que los gases de escape salen del evaporador en función de la temperatura de saturación del vapor.

$$T_{g,out,evap,XP} = T_{sat,XP} + \Delta T_p \quad (4.7)$$

Donde $T_{g,out,evap,XP}$ es la temperatura a la que los gases abandonan el evaporador y ΔT_p es el *pinch point* escogido. El valor mínimo es de 8°C [78, 76].

- Sobrecalentador: Intercambiador de calor donde el vapor saturado del evaporador pasa a estado sobrecalentado para posteriormente ingresar a una turbina de vapor o a otro intercambiador de calor. La temperatura de salida del vapor es seleccionada por el diseñador acorde a la configuración de la planta y está limitada por la temperatura de los gases de escape de la turbina de gas.

Cuando el HRSG está conformado por solo un economizador, un evaporador y un sobrecalentador, se tiene un HRSG de un nivel de presión. En la Fig. 4.3 (a) se muestra un esquema básico de este conectado a la salida de una turbina de gas, en (b) se muestra el diagrama temperatura-calor (T-Q) del mismo (o, como se le conoce en el estudio de integración de procesos, curva compuesta), en donde se aprecia el proceso de transferencia entre el gas (línea recta superior) y el agua-vapor (línea quebrada inferior).

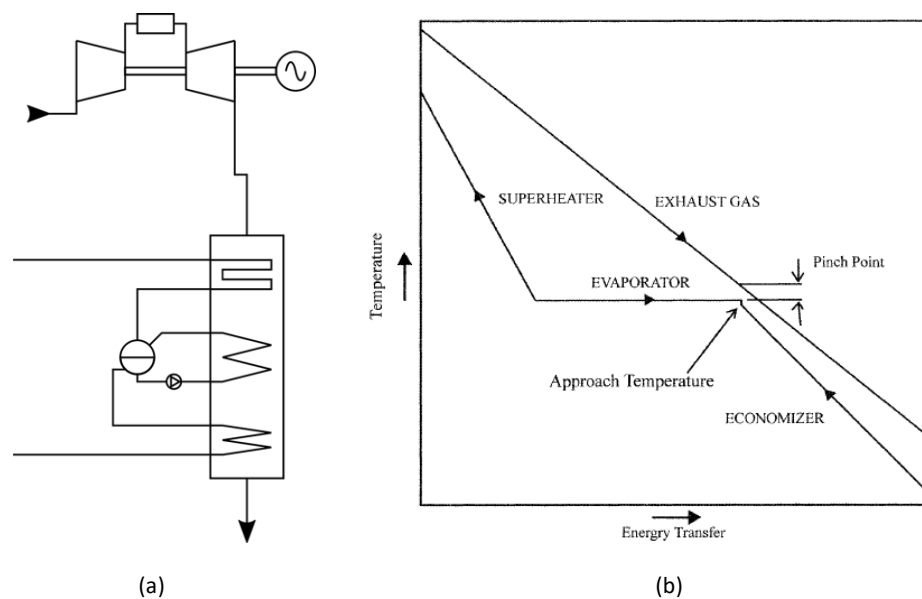


Fig. 4.3: HRSG de un nivel de presión.
 (a) Esquema de equipos (b) Diagrama T-Q del HRSG.
 Fuente: (a) Elaboración propia, (b) [78]

Si asumimos una transferencia de calor en cada intercambiador de calor del HRSG en condiciones adiabáticas, se pueden plantear las siguientes ecuaciones básicas:

$$\dot{m}_g \cdot c_{p,g} \cdot (T_{g,1} - T_{g,3}) = \dot{m}_{H_2O} \cdot (h_{vsc} - h_{w,2}) \quad (4.8)$$

$$\dot{m}_g \cdot c_{p,g} \cdot (T_{g,1} - T_{g,4}) = \dot{m}_{H_2O} \cdot (h_{vsc} - h_{w,1}) \quad (4.9)$$

Donde \dot{m}_g es el flujo másico de los gases de escape de la turbina, $c_{p,g}$ es su calor específico, $T_{g,1}$ es la temperatura a la que los gases entran al sobrecalentador, $T_{g,3}$ es la temperatura a la que el gas sale del evaporador, $T_{g,4}$ es la temperatura a la que los gases salen del economizador; y \dot{m}_{H_2O} es el flujo de agua/vapor que ingresa al HRSG, h_{vsc} es la entalpía del vapor sobrecalentado a la salida del sobrecalentador, $h_{w,2}$ es la entalpía del agua a la salida del economizador, y $h_{w,1}$ es la entalpía del agua a la entrada del mismo. La primera ecuación resulta de tomar solo el sobrecalentador y el evaporador; y la segunda, de tomar también el economizador.

De estos valores, $c_{p,g}$ es propiedad del gas, $T_{g,1}$ y \dot{m}_g están definidos por la turbina que alimenta al HRSG, $T_{g,3}$ está definido por el *pinch point*, h_{vsc} depende de la temperatura de salida del vapor sobrecalentado escogida, $h_{w,2}$ está definido por el *approach point*, y $h_{w,1}$ está definida por la bomba que lleva el agua al HRSG. Con esto, las únicas incógnitas son el flujo másico de agua/vapor \dot{m}_{H_2O} y la temperatura de los gases a la salida del economizador $T_{g,4}$.

Se concluye que la cantidad de vapor producido se define en el HRSG en base a los gases de escape de la turbina y a los parámetros seleccionados de cada equipo que conforman la caldera recuperadora. Por ejemplo, si aumenta la temperatura de los gases que entran al HRSG $T_{g,1}$, se producirá más vapor.

4.3.3 Ciclo de vapor

El ciclo de vapor es aquel donde la potencia es producida por una turbina alimentada con vapor. Opera con el ciclo Rankine, el cual consiste básicamente en:

- la turbina de vapor, que convierte la energía del vapor en energía mecánica, y expulsa vapor con calidad menor a 1;
- un condensador, que lleva el vapor proveniente de la turbina a líquido saturado;
- una bomba, la cual eleva la presión del agua a la presión que necesitará el vapor al entrar a la turbina; y
- una caldera (*boiler*), la cual entrega calor al agua para volverla vapor sobrecalentado.

En el caso de una planta de ciclo combinado, la caldera es reemplazada por el HRSG antes descrito.

El ciclo de vapor esquema general se muestra en la Fig. 4.4.

El ciclo Rankine puede incluir un desaireador, el cual utiliza vapor para eliminar gases no condensables del flujo de agua antes de que este entre a la caldera. Estos gases, como el oxígeno, que ingresan inevitablemente al ciclo por pequeñas filtraciones en los equipos, se deben eliminar para evitar corrosión.

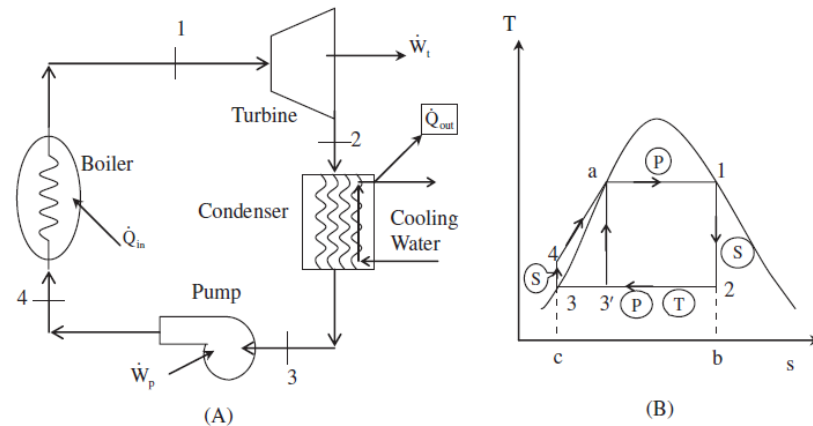


Fig. 4.4: Ciclo con turbina de vapor.
 (a) Esquema de la planta. (b) Diagrama hs del ciclo Rankine.
 Fuente: [78]

La eficiencia del ciclo de vapor se define como:

$$\eta_{TV} = \frac{\dot{W}_{TV}}{\dot{Q}_{vapor}} \quad (4.10)$$

Donde η_{TV} es la eficiencia del ciclo de vapor, \dot{W}_{TV} es la potencia neta del ciclo, y \dot{Q}_{vapor} es el calor que recibe el equipo donde ocurre la conversión del agua a vapor. En el ciclo combinado, \dot{Q}_{vapor} es el calor residual de la turbina de gas, por lo que se puede reescribir la ecuación como sigue:

$$\eta_{TV} = \frac{\dot{W}_{TV}}{\dot{Q}_{TG} \cdot (1 - \eta_{TG})} \quad (4.11)$$

La nueva forma de la eficiencia de la turbina demuestra que el desempeño del ciclo de vapor está fuertemente ligado al desempeño del ciclo de gas.

4.3.4 Eficiencia del ciclo combinado

Se define la eficiencia del ciclo combinado como:

$$\eta_{CC} = \frac{\dot{W}_{TG} + \dot{W}_{TV}}{\dot{Q}_{TG}} \quad (4.12)$$

Donde η_{CC} es la eficiencia del ciclo combinado, \dot{W}_{TG} y \dot{W}_{TV} son las potencias netas de los ciclos de gas y de vapor, respectivamente, y \dot{Q}_{TG} es la energía calorífica que entra al ciclo de gas

Realizando algunas transformaciones algebraicas, siguiendo el procedimiento de Kehlhofer et al. [78], se obtiene una nueva expresión de la eficiencia del ciclo combinado.

$$\eta_{CC} = \eta_{TG} + \eta_{TV} \cdot (1 - \eta_{TG}) \quad (4.13)$$

Diferenciando la ecuación respecto a la eficiencia del ciclo de gas, se llega a la conclusión de que “mejorar la eficiencia de la turbina de gas es beneficioso solo si no causa un gran decrecimiento en la eficiencia del ciclo de vapor” [78].

4.3.5 Factores que afectan a la operación del ciclo combinado

Diferentes parámetros afectan la operación del ciclo combinado [78]. Algunos de ellos son:

- Temperatura del ambiente: Cuando aumenta, varía la densidad del aire, dando como resultado una disminución de la potencia y de la eficiencia de la turbina de gas. Como se aprovecha menos potencia, los gases de escape tienen mayor calor residual, el cual mejora el rendimiento del ciclo de vapor;

con lo cual el beneficio global para el ciclo combinado es ligeramente positivo en términos de eficiencia. Sin embargo, la potencia total disminuye.

- Temperatura a la salida de la turbina: Cuando aumenta, significa que hay mayor cantidad de calor residual disponible para el HRSG y el ciclo de vapor.
- Presión del agua del HRSG: Si bien una presión elevada del vapor da un mayor salto entálpico en la turbina de vapor, esta implica una mayor temperatura de saturación, resultando en un menor flujo de vapor producido. Por ello, se busca un valor que balancee estos dos efectos.

4.4 Integración de plantas de gasificación con plantas de ciclo combinado

Un ciclo combinado habitualmente usa como materia prima al gas natural, un combustible gaseoso. Como el gas sintético también es un combustible gaseoso (aunque posee menor poder calorífico), se considera una alternativa para alimentar al ciclo combinado. Si una planta de gasificación es integrada a un ciclo combinado, se habla de una **planta de gasificación integrada en ciclo combinado (IGCC)**. Un esquema general se muestra en la Fig. 4.5

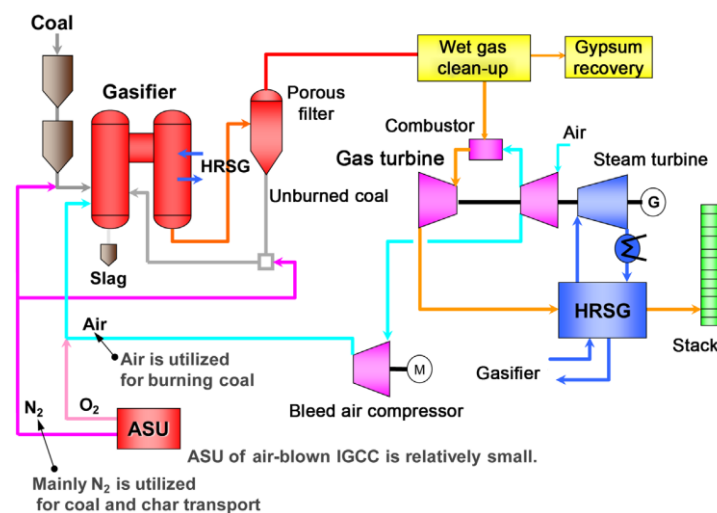


Fig. 4.5: Esquema de una planta IGCC.

Fuente: [17]

Una planta de IGCC integra los procesos de separación de aire a través de una ASU, de gasificación y limpieza de *syngas*, y de ciclo combinado al ponerlos seguidos de tal forma que los productos de uno sean los insumos de otro. Adicionalmente existen otras estrategias de integración, que son [79]:

- Integración de los sistemas agua-vapor: Los sistemas de limpieza de *syngas* requieren que este se encuentre a temperaturas menores a la que salen del gasificador, por lo que, para enfriarlos, se usa intercambiadores de calor que transfieren el calor del gas al vapor del ciclo combinado.
- Integración de nitrógeno: Cuando la planta IGCC cuenta con una ASU, se puede emplear el nitrógeno separado en la cámara de combustión para disminuir la temperatura de combustión (reduciendo así la formación de óxidos de nitrógeno), o como medio de transporte del carbón presurizado al gasificador [17].
- Integración de aire: Parte del proceso de separación de aire es la compresión. Normalmente se realiza en la misma ASU, pero se puede aprovechar parte del aire comprimido por la turbina de gas y llevarlo directamente al proceso de separación.

Estas estrategias se presentan en la Fig. 4.6.

Para una planta IGCC, su eficiencia se define de la siguiente manera:

$$\eta_{IGCC} = \frac{\dot{W}_{TG} + \dot{W}_{TV} - \Delta\dot{W}}{\dot{Q}_{fuel}} \quad (4.14)$$

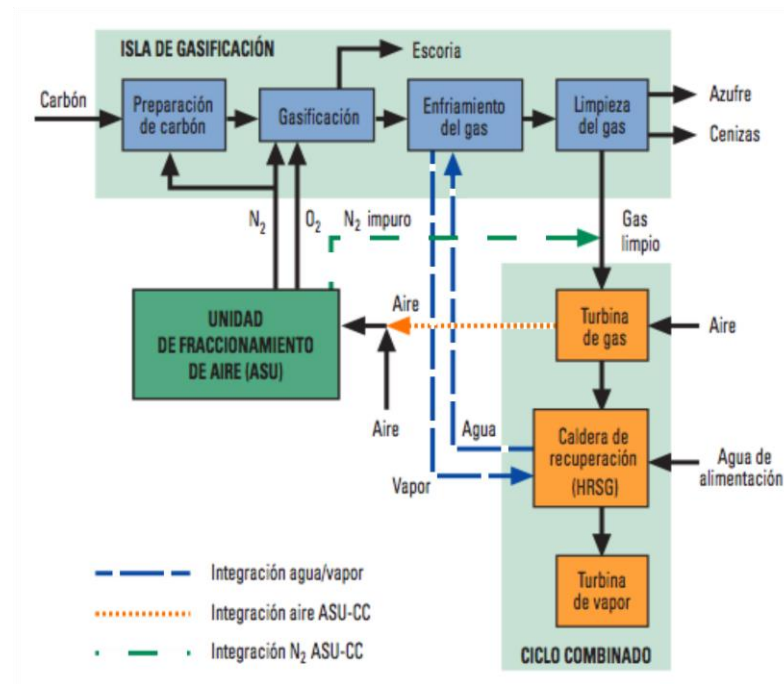


Fig. 4.6: Diagrama de una planta IGCC con las diferentes estrategias de integración.

Fuente: Adaptado de [79]

Donde η_{IGCC} es la eficiencia de la planta IGCC, \dot{W}_{TG} y \dot{W}_{TV} son las potencias netas de los ciclos de gas y de vapor respectivamente, $\Delta\dot{W}$ es la potencia consumida por equipos auxiliares, y \dot{Q}_{fuel} es la energía contenida en el combustible.

4.5 Filosofía de integración de procesos aplicada en una planta IGCC

La filosofía de integración de procesos revisada se utiliza en el diseño de una planta IGCC que aplica la estrategia de la integración de los sistemas agua-vapor usando el calor del *syngas* en el ciclo de vapor (integración térmica) y recuperando vapor de la turbina para usarlo como agente gasificante (integración de masa). El diseño divide a la planta IGCC en cuatro módulos: (i) módulo de gasificación, (ii)

módulo de generación con turbina de gas, (iii) módulo de recuperación de calor, (iv) módulo de generación con turbina de vapor.

El equipo central del módulo de gasificación (i) es el gasificador, al que ingresa oxígeno puro proveniente de una ASU, vapor de agua desde un sangrado de la turbina de vapor, y carbón previamente triturado. Luego, el *syngas* sucio (*raw syngas*) producto del gasificador se enfría antes de llegar al proceso de limpieza. Para lograr ello, se integra el enfriamiento del *syngas* al ciclo de vapor a través de intercambiadores de calor para calentar el vapor proveniente del HRSG. Además, de ser necesario, se hace uso de torres de refrigeración. Una vez que el *syngas* sucio ha alcanzado una temperatura adecuada, ingresa al proceso de limpieza para la remoción del H₂S. Finalmente, el *syngas* limpio (*clean syngas*) obtenido ingresa a la turbina de gas.

En el módulo de generación con turbina de gas (ii), la turbina de gas trabaja con aire de la atmósfera y *syngas* limpio. Adicionalmente, como el *syngas* tiene un poder calorífico inferior al gas natural, y las turbinas de gas se diseñan originalmente para operar con dicho combustible, es necesario aumentar el área de la tobera de ingreso para que pueda ingresar más gas sintético [80, 81]. La turbina de gas mueve a un generador eléctrico, y los gases de escape de la turbina se aprovechan en el siguiente módulo.

El módulo de producción de vapor (iii) consiste en un HRSG que contiene economizadores, evaporadores y sobrecalentadores según el número de niveles de presión del ciclo de vapor. Produce vapor para la turbina de vapor.

El módulo de generación con turbina de vapor (iv) incluye tanto la turbina de vapor como los otros elementos del ciclo Rankine, además de un desaireador. La turbina de vapor dispone de sangrados para alimentar con vapor al gasificador y al desaireador, y permite recalentamiento de vapor de media presión utilizando calor del syngas. También mueve a un segundo generador eléctrico.

El diseño se muestra en la Fig. 4.7, en donde se aprecia la integración propia de la planta de ciclo combinado y la integración de los módulos (i) y (iv) a través del vapor, fluido que realiza la integración de calor y de masa.

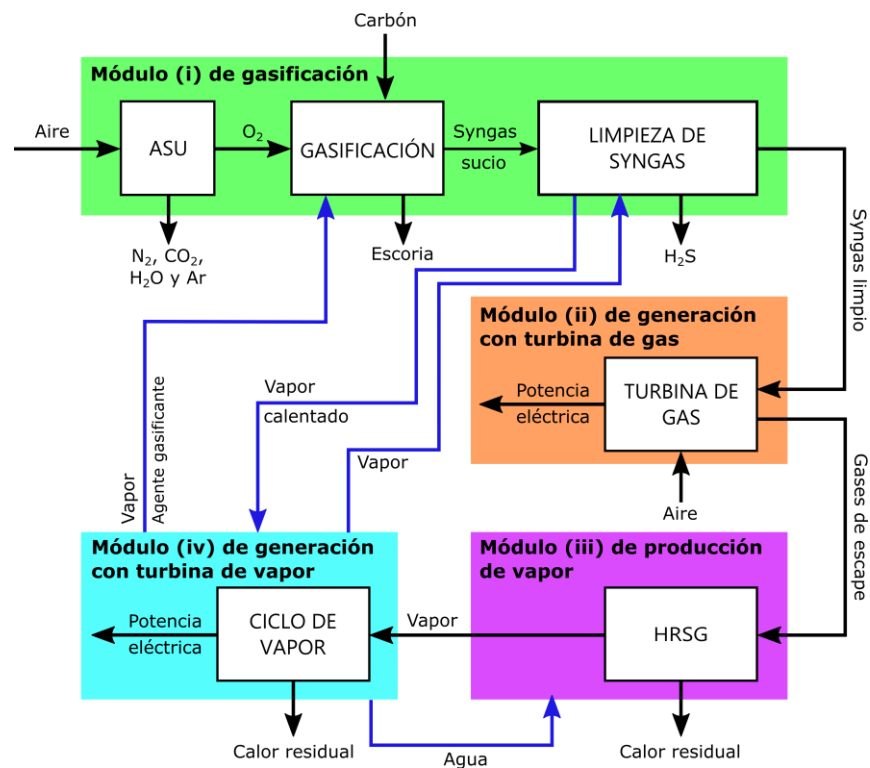


Fig. 4.7: Diseño de la planta IGCC aplicando la filosofía de integración de procesos.
Fuente: Elaboración propia.

CAPÍTULO V

EVALUACIÓN TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UNA PLANTA IGCC ALIMENTADA CON CARBÓN DEL ALTO CHICAMA

En este capítulo se explica el diseño conceptual y la simulación una planta de gasificación integrada en un ciclo combinado que emplea como materia prima carbón antracita del Alto Chicama (La Libertad) y se evalúa su factibilidad técnica y económica. Se estudian dos casos: (A) los efectos de los niveles de presión sobre las prestaciones, y (B) el efecto del tamaño de planta.

La simulación se llevó a cabo en el software Thermoflex® de la siguiente manera:

- (i) Se escogieron los equipos que conforman una planta IGCC de un nivel de presión (1P) y se definió el orden de los mismos tomando como base el esquema de la Fig. 4.7, dando como resultado el esquema de la Fig. 5.7 (mostrado en un acápite posterior).
- (ii) Definido el esquema de la central, se seleccionaron algunos modelos de turbinas de gas, y con cada uno se probaron diferentes valores de parámetros de operación de los demás equipos para obtener aquellos con los cuales la planta presentaba una adecuada eficiencia neta⁸.

⁸ Cabe destacar que algunos parámetros fueron definidos desde un comienzo en base a la literatura, mientras que otros se hicieron variar en intervalos de prueba para escoger el valor que brindaba los mejores resultados, sin ser esto una optimización de toda la planta.

- (iii) Una vez escogidas las turbinas de gas y los parámetros de operación de la planta con cada una de ellas, se prepararon configuraciones de dos y tres niveles de presión con cada una (en la medida de lo posible) utilizando dichos valores.

Los equipos y valores obtenidos de los pasos (i) y (ii) se muestran en los acápites 5 y 5.2. En el acápite 5.3 se definen consideraciones generales para la simulación. Los resultados de la simulación se presentan en los acápites 5.4 y 5.5.

5.1 Selección de tecnologías de equipos de una planta IGCC

5.1.1 Selección del tipo de gasificador

El modelo de gasificador de Thermoflex® es un modelo general que es adecuado para simular el *syngas* obtenido a partir de la gasificación de materia prima [82], mas no define el tipo de gasificador, por lo que se revisaron los resultados de las simulaciones (proceso explicado en el acápite 5.2.1) y se deduce una tecnología que coincida con lo obtenido. El tipo de gasificador encontrado fue el de lecho fluidizado.

5.1.2 Selección del equipo de limpieza

El proceso de limpieza se realizará utilizando un equipo de desulfurización de gas cálido (*Warm Gas Desulphurization Process, WGDP*), que permite el ingreso de *syngas* a temperaturas altas de hasta 650 °C [83], lo cual es adecuado para nuestros fines, puesto que refrigerar el gas sintético a la salida del gasificador a temperaturas

de admisión de equipos convencionales (<100 °C [84]) requeriría grandes torres de enfriamiento, con la respectiva penalización en la eficiencia.

5.1.3 Selección de la turbina de gas

Las turbinas de gas que se probarán en la presente tesis son las del propio catálogo de Thermoflex® que a su vez están incluidas en los catálogos de turbinas multicomcombustible de GE [85] o de OPRA [86] y puedan operar con gas sintético. La presión de la cámara de combustión define la presión del gasificador, y el flujo másico de combustible que corresponde con la operación a plena carga de la turbina define el caudal de *syngas* producido por el gasificador. Después de diferentes pruebas, las turbinas seleccionadas para el presente estudio y sus prestaciones a condiciones ISO se presentan en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1: Características nominales de las turbinas seleccionadas

Características	Turbina de gas			
	GE 7E.03 [87]	GE 6F.03 [88]	GE 7HA.01 [89]	OP16-3 [90]
Frecuencia (Hz)	60	60	60	60
Potencia nominal (MW)	91	82	290	1.88
Eficiencia neta PCI (%)	33,9	36,0	42,0	25
Relación de presiones	13:1	16,4:1	21,6:1	6,7:1
Flujo másico de gases de escape (kg/s)	299	213,1	586,8	9,0
Temperatura de salida de gases (°C)	548	613	626	573

5.1.4 Selección de la turbina de vapor

La turbina de vapor es de condensación para obtener la mayor potencia posible y trabaja con distintos niveles de presión según la estructura. Como la turbina de vapor puede diseñarse según los requerimientos de la planta, sus parámetros de operación se escogerán tomando como referencia los modelos del catálogo de Siemens [91]. Para las plantas con turbinas de gas de GE, los parámetros son similares a los de la turbina SST-700, destacada por su alta temperatura máxima de entrada y su amplio rango de valores de potencia eléctrica generable; mientras que para la turbina OPRA se escogen los valores de la SST-200. La turbina de vapor podrá admitir vapor a alta presión (*high pressure*, HP), presión intermedia (*intermediate pressure*, IP) y baja presión (*low pressure*, LP) en sus diferentes secciones.

5.2 Selección de los parámetros de operación de los equipos de la planta

Escogidos los equipos que conforman la planta, sigue definir los parámetros de operación de cada uno. Se definen aquellos que son controlables en cada equipo según el software.

El procedimiento para escoger los parámetros fue el siguiente: primero se evaluaron los parámetros del gasificador para que el *syngas* producido alimente solo a la turbina de gas, sin la recuperación de calor ni el ciclo de vapor, observando la eficiencia general y el contenido de hidrógeno en el gas sintético. Luego, con los valores seleccionados, se determinó el aumento del área de la tobera de la turbina necesario para alcanzar la mayor eficiencia o contenido volumétrico de hidrógeno. Con los parámetros de operación de los módulos (i) de gasificación y (ii) de generación con turbina de gas definidos, se procede a definir los parámetros de los siguientes módulos basándose en la literatura. Una vez definidos los módulos (iii) y (iv), se vuelven a evaluar los parámetros de los módulos (i) y (ii) para alcanzar la mayor eficiencia neta de la planta. Los resultados mostrados en los siguientes acápite son los resultados de esta última revisión mencionada.

5.2.1 Parámetros de operación del gasificador

Los parámetros que definen la operación de gasificador en el modelo de Thermoflex® son la presión del reactor (p_G), la temperatura de salida del *syngas* (T_G), y los ratios de consumo de oxígeno ($r_{O_2/C}$) y vapor de agua ($r_{H_2O/C}$) vs el consumo de combustible. Los ratios de consumo se definen como:

$$r_{O_2/C} = \frac{\dot{m}_{O_2}}{\dot{m}_C} \quad (5.1)$$

$$r_{H_2O/C} = \frac{\dot{m}_{H_2O}}{\dot{m}_C} \quad (5.2)$$

Donde \dot{m}_{O_2} es el flujo másico de oxígeno que llega al gasificador desde el ASU, \dot{m}_{H_2O} es el flujo másico de vapor que llega al gasificador desde el sangrado de la turbina de vapor, y \dot{m}_C es el flujo másico de carbón que alimenta al gasificador.

La presión del gasificador se ha seleccionado de tal forma que el gas sintético llegue con la presión necesaria a la turbina de gas⁹. La temperatura del *syngas* a la salida del gasificador es tal que hace que el calor residual del gasificador sea cercano a cero, con lo cual se busca reproducir condiciones cercanas a la operación adiabática. Los resultados para cada turbina se presentan en la Tabla 5.2.

Tabla 5.2: Presión del gasificador y temperatura del *syngas* para diferentes turbinas.

Parámetro del gasificador	Modelo de turbina de gas			
	GE 7E.03	GE 6F.03	GE 7HA.01	OPRA 16-3
Presión del gasificador (bar)	18,58	27,70	39,03	9,73
Temperatura del <i>syngas</i> producido (°C)	1150	1150	1150	1150

La temperatura del *syngas* producido es cercana a los valores de gasificadores de lecho fluidizado.

Para la selección de los ratios de consumo, se hicieron simulaciones con diferentes valores para observar cuál daba mejores resultados en la planta en

⁹ Esto es así porque entre el gasificador y la turbina de gas hay equipos, y ThermoFlow® considera caídas de presión en cada uno.

cuestión de eficiencia, además del contenido de hidrógeno y monóxido de carbono en volumen.

El primer ratio evaluado fue el de consumo de vapor. Se tomaron valores desde 0,1 a 0,6, y en la Fig. 5.1 se ve que el la mayor eficiencia se alcanza para un valor de 0,3, con un contenido de hidrógeno de 22,72% en volumen y un contenido de CO de 74,34%. Cabe destacar que estos son los resultados para un ratio de consumo de oxígeno constante igual a 0,8, valor hallado después de múltiples pruebas.

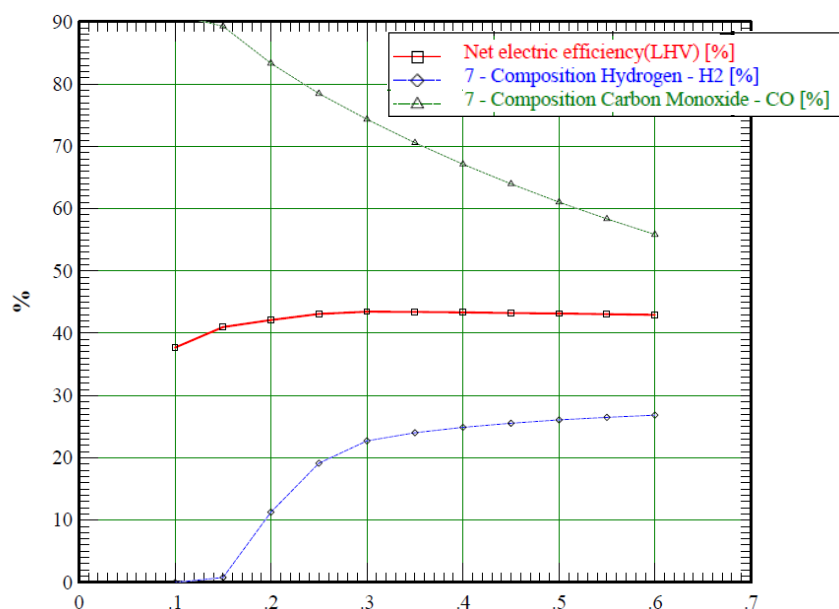


Fig. 5.1: Eficiencia de la planta IGCC y fracción volumétrica del H₂ y del CO en función del ratio de consumo de vapor (ratio de consumo de oxígeno: 0,8).
Fuente: Elaboración propia.

Luego se evaluó el ratio de consumo de oxígeno, variando su valor desde 0,1 a 1,1. Se encontró que, si bien la mayor eficiencia se alcanza para un valor de 0,6, el contenido de hidrógeno es casi cero, lo que indica que dicho valor no da una correcta gasificación, por lo que se opta por el valor de 0,8, que da una alta eficiencia y un

alto valor de composición de hidrógeno en el gas sintético, además de un valor aceptable de CO.

Definidos los parámetros del gasificador, y sabiendo que se necesita enfriar el gas sintético antes de entrar al módulo de limpieza, sigue definir los parámetros del proceso de enfriamiento.

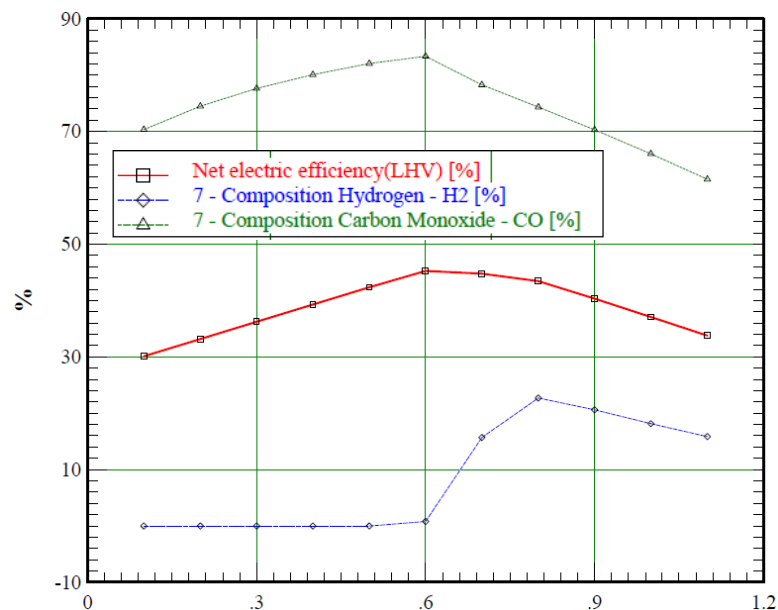


Fig. 5.2: Eficiencia de la planta IGCC y fracción volumétrica del H₂ y del CO en función del ratio de consumo de oxígeno (ratio de consumo de vapor: 0,3).
Fuente: Elaboración propia.

5.2.2 Parámetros de operación del proceso de enfriamiento del *syngas*

Para enfriar el gas sintético hasta la temperatura de admisión del módulo de limpieza, el primer método de enfriamiento es ceder el calor del gas al vapor del ciclo Rankine a través de intercambiadores de calor. Estos se definen a partir de las temperaturas de entrada del *syngas* y del vapor, y de la temperatura de salida del vapor (580 °C, véase el acápite 5.2.6.1). Si el calor transferido al vapor fuese

insuficiente para disminuir la temperatura del gas al valor deseado, se hace uso de torres de enfriamiento para disminuir la temperatura de los gases hasta 600 °C.

5.2.3 Parámetros de operación del módulo de limpieza

Los equipos de limpieza de *syngas* se caracterizan por el índice de remoción del H₂S. El módulo de limpieza WGDP seleccionado permite una remoción mayor al 99,9% [83], el cual será el valor usado en la simulación.

5.2.4 Parámetros de operación de la turbina de gas operando con *syngas*

Como se señaló en la descripción del módulo (ii) (ver acápite 4.5), para que una turbina de gas opere con *syngas*, se debe aumentar el área de la tobera de admisión. A continuación, se presentan los resultados de la simulación de diferentes aumentos del área (en porcentaje) y su influencia sobre la eficiencia neta de una planta IGCC con un nivel de presión. Los valores con los que se obtienen las mayores eficiencias son los escogidos para la simulación final (independientemente del número de niveles de presión).

Para la turbina GE 7E.03, se incrementó el área de la tobera de admisión en el rango de 0 a 30% para analizar los efectos de este parámetro sobre la eficiencia neta del ciclo combinado en la configuración 1P. Los resultados (Fig. 5.3) señalan que con un 15% de incremento se obtiene la mejor eficiencia neta del conjunto.

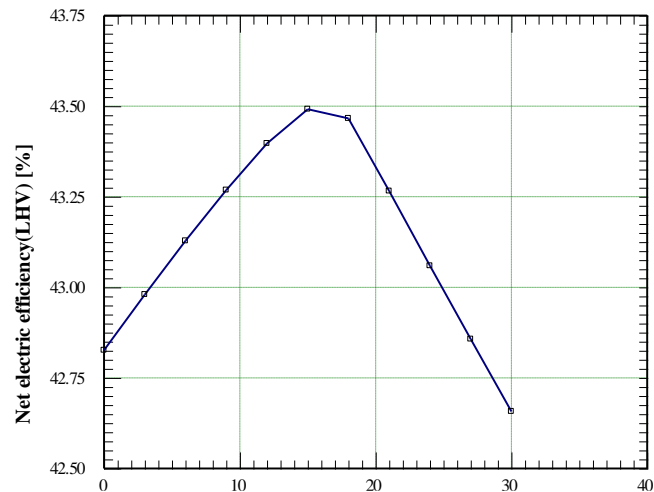


Fig. 5.3: Eficiencia eléctrica neta de la configuración 1P en función del aumento del área de la tobera de la turbina GE 7E.03.
Fuente: Elaboración propia.

Igualmente, para la turbina GE 6F.03, se replicó el procedimiento, obteniéndose como resultado que el aumento del área de la tobera debe ser de 24% para lograr la máxima eficiencia. Véase la Fig. 5.4.

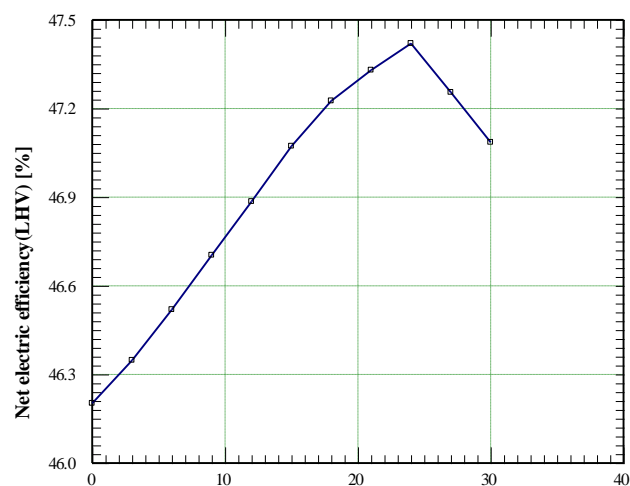


Fig. 5.4: Eficiencia eléctrica neta de la configuración 1P en función del aumento del área de la tobera de la turbina GE 6F.03.
Fuente: Elaboración propia.

Los resultados para la turbina GE 7HA.01 señalan que el aumento del área necesario es del 16%. Véase la Fig. 5.5.

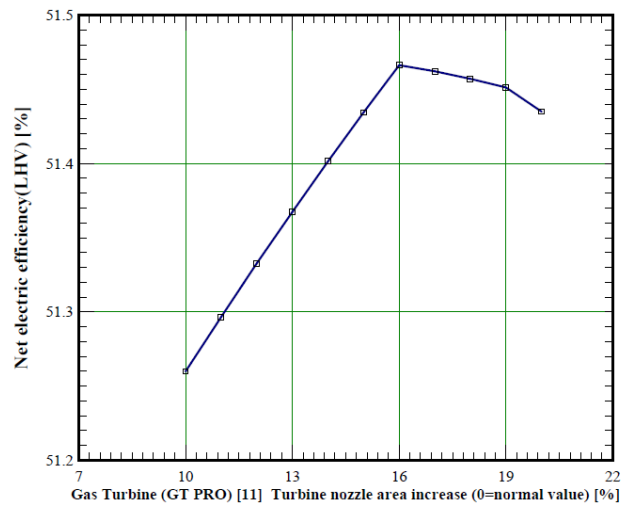


Fig. 5.5: Eficiencia eléctrica neta de la configuración 1P en función del aumento del área de la tobera de la turbina GE 7HA.01.
Fuente: Elaboración propia.

En la turbina más pequeña, la OP16-3, el mejor valor de eficiencia se alcanza cuando no varía el área de la tobera, como lo evidencia la Fig. 5.6.

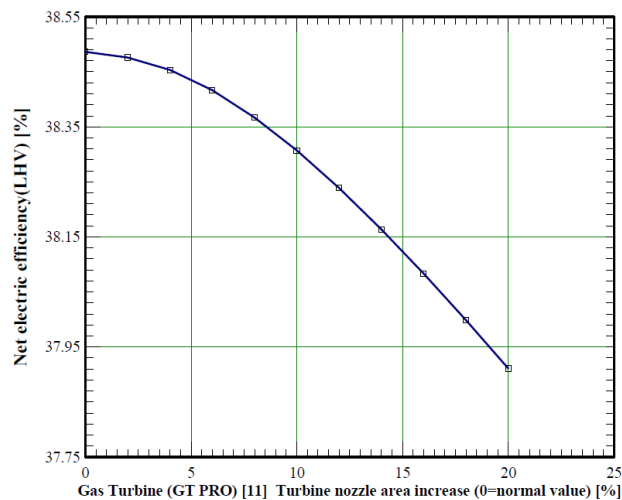


Fig. 5.6: Eficiencia eléctrica neta de la configuración 1P en función del aumento del área de la tobera de la turbina OP16-3.
Fuente: Elaboración propia.

5.2.5 Parámetros de operación del HRSG

Cada equipo que conforma la caldera de recuperación de calor cuenta con sus propios parámetros de operación, los cuales se detallan a continuación.

5.2.5.1 Parámetros de operación de los economizadores

En el diseño de la planta se han utilizado dos tipos de economizadores: economizador en paralelo y economizador simple. Un economizador en paralelo permite aprovechar la temperatura del gas que ingresa al equipo para transferir calor a dos flujos de agua simultáneamente. Este se usa en los ciclos de dos niveles de presión (2P) y de tres niveles de presión (3P)

En el economizador del ciclo 1P, el agua proviene de la bomba ubicada a la salida del desaireador, la cual determina su temperatura en ese punto. En los economizadores en paralelo de los ciclos 2P y 3P, las temperaturas de entrada del agua a los economizadores dependen de las bombas que llevan al agua desde el desaireador (una bomba de HP y otra de LP en el ciclo 2P, o de IP en el ciclo 3P). En dichos ciclos, solo las temperaturas de salida de los flujos de menor presión del economizador en paralelo (LP en el ciclo 2P, e IP en el ciclo 3P) se determinan por el *approach point*. Por su lado, los flujos HP se calientan parcialmente en el economizador en paralelo, y luego pasan a economizadores simples, en donde terminaban de calentarse hasta cumplir el *approach point* buscado. Para la presente tesis, se escogió el valor de 7 °C.

Cabe destacar que se debe vigilar que los gases no se enfríen demasiado para evitar posible corrosión por condensación de vapor de agua y ácido sulfúrico [78]. La temperatura mínima a la que pueden llegar los gases depende de los

componentes de los gases de escape de la turbina y del material de la tubería, y distintos autores han dado diferentes valores para dicha temperatura. En la presente tesis se toma como temperatura mínima de referencia el valor de 96 °C sugerido por Kehlhofer et al. [78].

5.2.5.2 Parámetros de operación de los evaporadores

Para esta tesis, se ha escogido para el *pinch point* el valor de 11 °C. Como caso particular, en los ciclos 3P, el vapor LP proviene directamente del evaporador LP, sin pasar por un sobrecalentador.

5.2.5.3 Parámetros de operación de los sobrecalentadores

La temperatura de salida escogida para los flujos de alta presión es de 530 °C, temperatura menor a la de los gases de escape de la turbina.

Para los niveles de menor presión, la temperatura del vapor depende de la temperatura de los gases en cada sobrecalentador y del aprovechamiento térmico general, siempre cuidando que la temperatura a la que los gases salen a la atmósfera no sea menor al valor de 96 °C mencionado previamente.

Las temperaturas de los vapores producidos por evaporadores y sobrecalentadores para la turbina se especifican en la Tabla 5.3.

Tabla 5.3: Temperaturas del vapor de alimentación

Nivel de presión	Número de niveles de presión	
	2P	3P
LP	225 °C	155,5 °C
IP	-	315 °C
HP	530 °C	530 °C

5.2.6 Parámetros de operación del ciclo de vapor

Para el ciclo de vapor se han escogido los siguientes parámetros por equipo:

5.2.6.1 Parámetros de operación de la turbina de vapor

La turbina de vapor cuenta con diferentes etapas de presión según el ciclo. En todos los diseños, el nivel HP será de 110 bar, valor recomendado por Boyce [76] y admitido por la turbina de vapor SST-700 [91]. Para el nivel LP de los ciclos 2P y 3P, el valor escogido varía entre 4,5 y 5,5¹⁰. Los ciclos 3P cuentan con un nivel IP. En el ciclo 3P con turbina GE 7E.03 esta presión es 19 bar, cercana a la del gasificador, mientras que en los ciclos con turbina GE 6F.03 y 7HA.01 se tomó el valor de 18 bar puesto que, cuando se escogía la presión del gasificador, el calor de los gases de escape producidos por la turbina resultaba insuficiente para la operación del HRSG. Adicionalmente, en todas las configuraciones, la turbina presenta sangrados para alimentar con vapor al gasificador y al desaireador. La presión de salida de la turbina de vapor es de 0,045 bar [78], y se mantuvo como límite inferior para la calidad del vapor el valor de 0,84 [78]

Una vez definidos los niveles de presión, los principales parámetros son las temperaturas de entrada de vapor en cada nivel. En el caso de las turbinas de GE, para el mayor nivel de presión se escogió 580 °C, una temperatura cercana a la

¹⁰ Estos valores se toman en base a ejemplos de plantas de ciclo combinado propuestos por Kehlhofer et al. [78].

temperatura máxima especificada admitida por una turbina SST-700 [91]. Para la turbina de OPRA, se seleccionó el valor de 520 °C por el mismo motivo. Estas temperaturas se alcanzan con la ayuda del intercambiador de calor que transfiere el calor del *syngas* a la salida del gasificador al vapor. Para la presión intermedia en el ciclo 3P, se usa otro intercambiador de calor para llevar la temperatura del vapor IP sobrecalentado hasta 580 °C.

5.2.6.2 Parámetros de operación del condensador

El condensador recibe el vapor de la turbina de gas y lo enfría hasta que la calidad se hace cero. El calor absorbido por el agua se libera a la atmósfera a través de una torre de refrigeración.

5.2.6.3 Parámetros de operación de la bomba de alimentación

La bomba recibe el agua del condensador y eleva su presión hasta el valor escogido para el desaireador, a donde la impulsa.

5.2.6.4 Parámetros de operación del desaireador

La presión escogida para la operación del desaireador es de 0,25 bar¹¹. En el ciclo 1P, el desaireador brinda un flujo de agua a la presión HP. En el ciclo 2P, brinda un flujo a alta presión y otro a baja. En el flujo 3P, da un flujo de alta presión y otro de presión intermedia.

¹¹ Este valores se toma en base a ejemplos de plantas de ciclo combinado propuestos por Kehlhofer et al. [78].

5.3 Consideraciones generales para la simulación

- Condiciones ISO ($p_{atm}=1,013$ bar, $T_{amb}=15^{\circ}\text{C}$, %HR=60)
- Combustible: Carbón del Alto Chicama (véase acápite 2.2.1.1). PCI: 27,75 kJ/kg¹²
- Eficiencia de generadores eléctricos: 98,11%
- Eficiencia mecánica de la turbina de vapor: 99,75%
- Caída de presión en limpiador de *syngas*, economizador, sobrecalentador, e intercambiador de calor: 2%
- Operación a plena carga
- Diseños de planta: Adaptados de Kehlhofer et al. [78]

5.4 Caso A: Efecto del número de niveles de presión sobre las prestaciones

5.4.1 Planta IGCC de un nivel de presión (IGCC-1P)

5.4.1.1 Estructura de equipos

Es el ciclo más simple de todos. El módulo de gasificación es como se describió en el módulo (i). A la salida del gasificador se tiene un intercambiador de calor que entrega el calor del *syngas* al vapor saliente del HRSG para calentarlo. Para alcanzar la temperatura de entrada necesaria al módulo de limpieza, se hace uso de una torre de refrigeración adicional. El ciclo combinado está conformado por una turbina con sangrado, un condensador, un desaireador y bombas. El HRSG está conformado por un economizador, un evaporador y un sobrecalentador.

¹² Valor calculado por el programa al ingresar los datos del carbón vistos en el acápite mencionado.

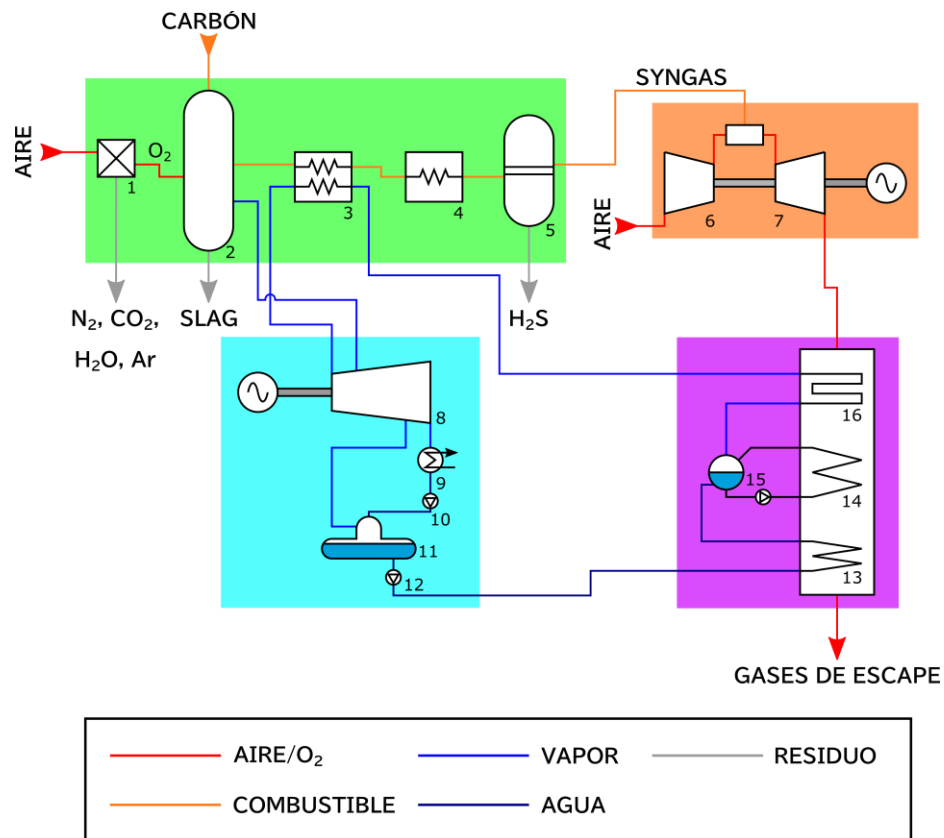


Fig. 5.7: Esquema propuesto para la planta IGCC-1P.

Elementos: (1) ASU, (2) gasificador, (3) intercambiador de calor, (4) torre de refrigeración, (5) equipo de limpieza, (6) compresor, (7) turbina de gas, (8) turbina de vapor, (9) condensador, (10) bomba de condensado, (11) desaireador, (12) bomba de alimentación, (13) economizador, (14) evaporador, (15) calderín, (16) sobrecalentador.

Fuente: Elaboración propia.

5.4.1.2 Simulación de la planta

La estructura de la presentación de resultados para la planta IGCC-1P se replica para las plantas IGCC-2P e IGCC-3P.

El esquema desarrollado en Thermoflex® se muestra en la Fig. 5.8.

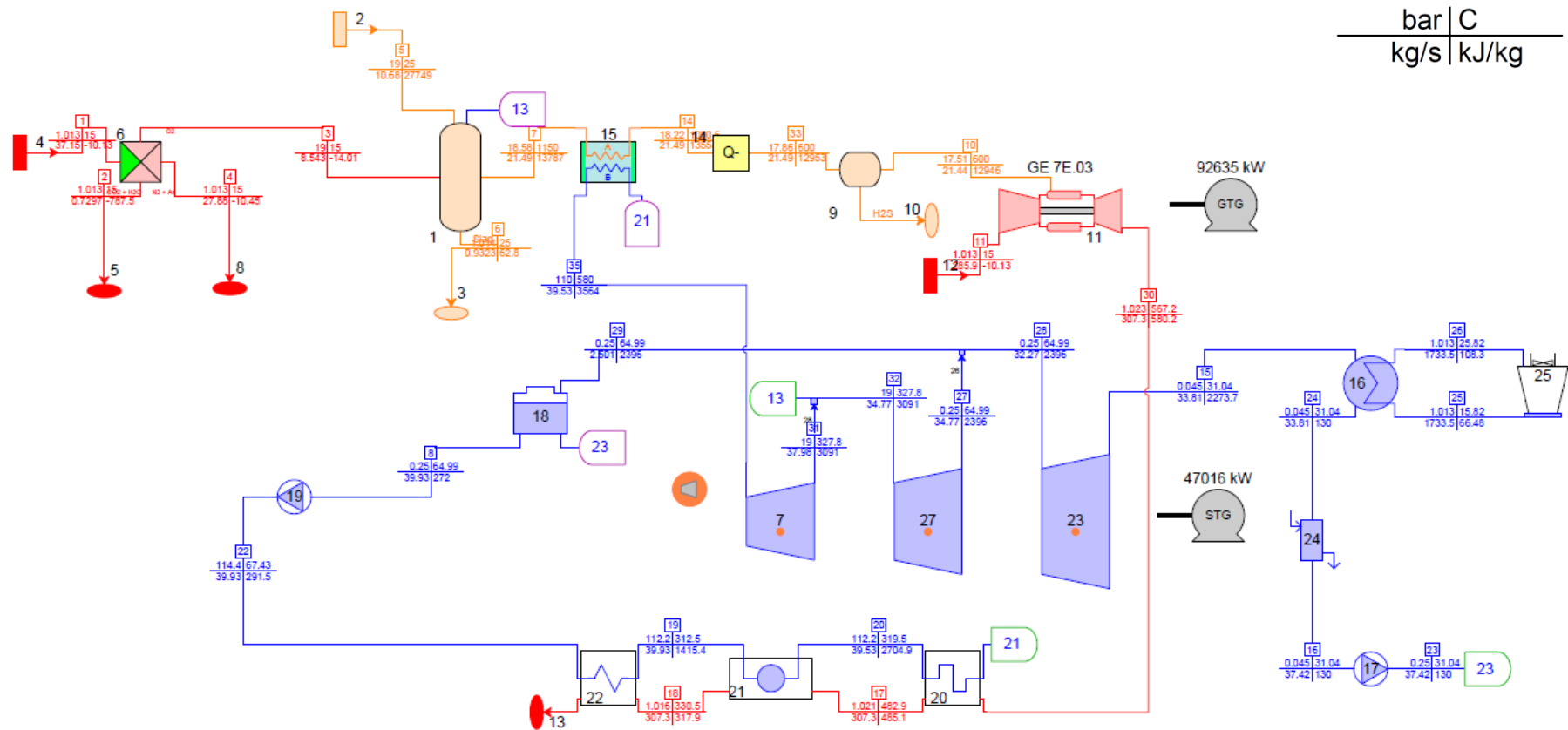


Fig. 5.8: Modelo de planta IGCC-1P.
Fuente: Elaboración propia.

Los resultados principales de la simulación la planta se muestran en la Tabla 5.4.

Tabla 5.4: Resultados generales de la simulación del ciclo IGCC-1P

Parámetro	Valor
Potencia bruta (MW)	139,7
Potencia neta (MW)	128,4
Eficiencia bruta PCI (%)	47,25
Eficiencia neta PCI (%)	43,44
Emisiones SO _x (kg/MWh bruto)	0,0024
Emisiones CO ₂ (kg/MWh bruto)	836,3

Los resultados por módulos son los siguientes:

Módulo (i) de gasificación

La Tabla 5.5 recoge los resultados de la simulación de la ASU, del gasificador y del equipo de limpieza. La Tabla 5.6 y la Fig. 5.9 muestran la composición del *syngas* limpio producido por el módulo.

Tabla 5.5: Resultados del módulo de gasificación del ciclo IGCC-1P

Parámetro	Valor
Potencia consumida por la ASU (MW)	7,95
Flujo de carbón (kg/s)	10,68
Flujo de oxígeno ingresante (kg/s)	8,543
Flujo de vapor ingresante (kg/s)	3,204
Flujo másico de slag producido (kg/s)	0,932
Flujo másico de <i>syngas</i> limpio producido (kg/s)	21,44
Caudal de <i>syngas</i> limpio producido (Nm ³ /s)	21,96
PCI del <i>syngas</i> limpio (kJ/kg)	12150
Temperatura del <i>syngas</i> limpio (°C)	600
H ₂ S retirado (kg/s)	0,050

Tabla 5.6: Composición volumétrica del *syngas* limpio del ciclo IGCC-1P

	H₂	CO	CO₂	CH₄	N₂	H₂O_(v)	H₂S
Valor (%)	22,75	74,46	1,309	0,4155	0,1254	0,9407	0,0002

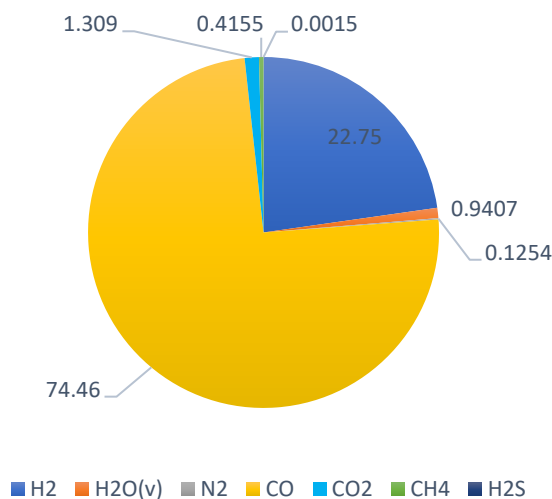


Fig. 5.9: Composición volumétrica del *syngas* limpio
Fuente: Elaboración propia.

Módulo (ii) de turbina de gas

La Tabla 5.7 muestra las prestaciones de la turbina 7F.03 operando con el *syngas* producido por el módulo (i), y en la Tabla 5.8 y la Fig. 5.10 se aprecian la composición de los gases de escape.

Tabla 5.7: Resultados del módulo de turbina de gas del ciclo IGCC-1P

Parámetro	Valor
Potencia generada (MW)	92,64
Flujo de aire al ingreso (kg/s)	285,9
Temperatura a la entrada de la turbina (°C)	1134,7
Flujo de gases de escape (kg/s)	307,3
Temperatura de gases de escape (°C)	567,2
Flujo de SO ₂ en los gases de escape (kg/h)	0,338

Tabla 5.8: Composición volumétrica de los gases de escape del ciclo IGCC-1P

	O ₂	CO ₂	H ₂ O(v)	N ₂	Ar	SO ₂
Valor (%)	15,149	7,114	3,242	73,609	0,886	0,00001

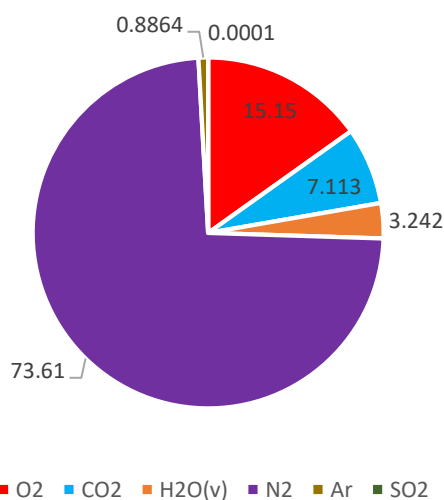


Fig. 5.10: Composición volumétrica de los gases de escape
Fuente: Elaboración propia.

Módulo (iii) de producción de vapor

En la Tabla 5.9 se recogen los resultados del módulo (iii), y en la Fig. 5.11 se presenta el diagrama T-Q del HRSG.

Tabla 5.9: Resultados del módulo de producción de vapor del ciclo IGCC-1P

Parámetro	Valor
Temperatura de ingreso del agua (°C)	114,4
Producción de vapor (kg/s)	39,53
Temperatura de los gases de salida del HRSG (°C)	191,56

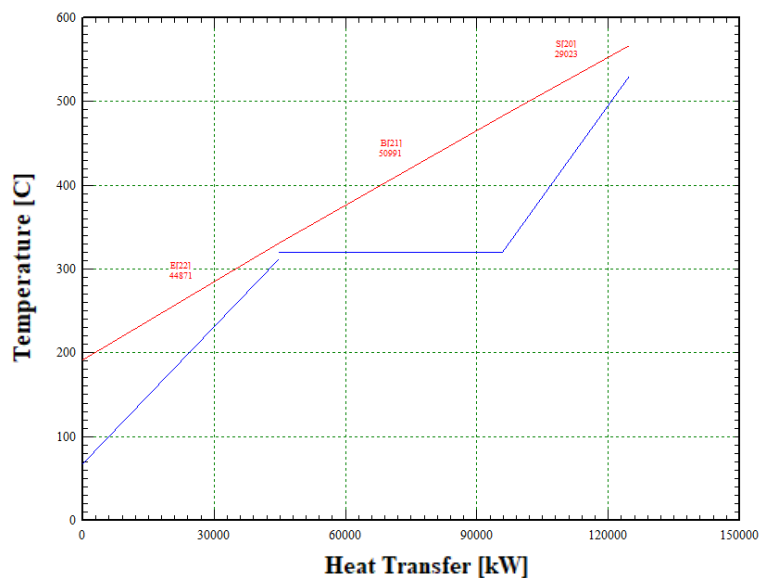


Fig. 5.11: Diagrama T-Q del HRSG del ciclo IGCC-1P.
Fuente: Elaboración propia.

Módulo (iv) de turbina de vapor

En la Tabla 5.10 se muestra la información correspondiente al módulo de vapor, y en la Fig. 5.12 se puede analizar el desempeño de la turbina de vapor en su diagrama h-s.

Tabla 5.10: Resultados del módulo de vapor del ciclo IGCC-1P

Parámetro	Valor
Potencia generada (MW)	47,02
Calidad del vapor a la salida de la turbina (%)	88,3
Calor expulsado por el condensador (MW)	72,49
Potencia de la bomba a la salida del condensador (kW)	1,432
Potencia de la bomba a la salida del desaireador (kW)	805,7

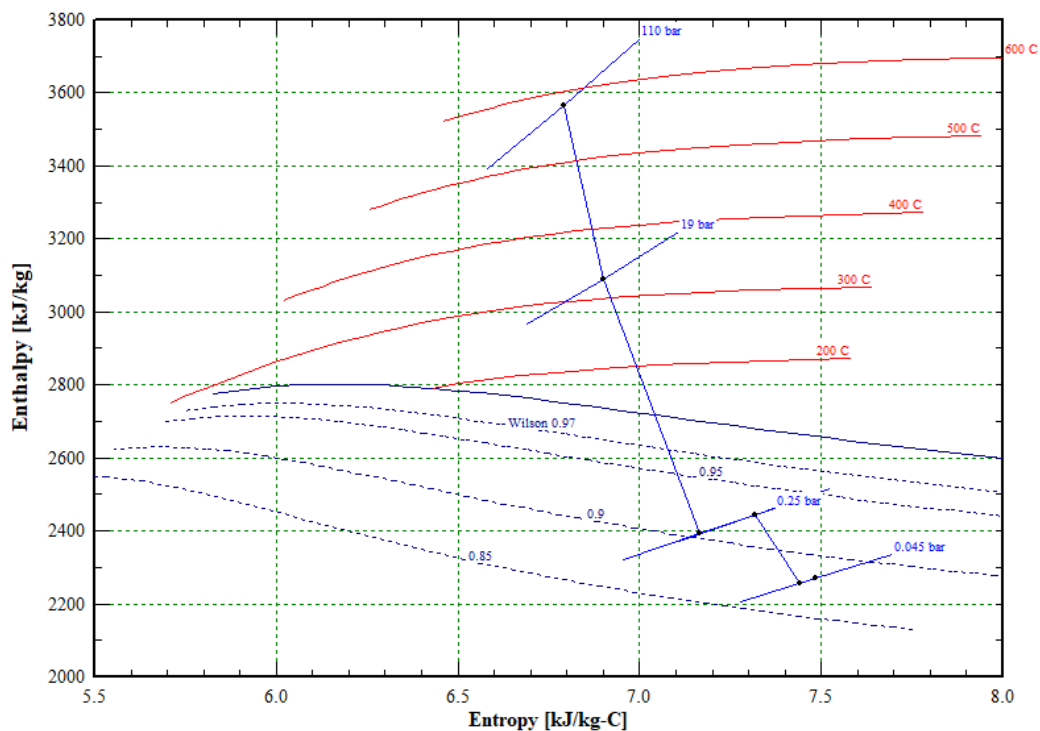


Fig. 5.12: Diagrama h-s de la turbina de vapor del ciclo IGCC-1P.
Fuente: Elaboración propia.

5.4.1.3 Evaluación técnica

A partir de los resultados de la simulación, se pueden obtener índices de producción a partir de la materia prima, los cuales se presentan en la Tabla 5.11.

Tabla 5.11: Índices de producción de la planta IGCC-1P

Ratio	Valor
Syngas limpio producido por kg de carbón (kg/kg)	2,01
Syngas limpio producido por kg de carbón (Nm ³ /kg)	2,06
Energía química del syngas por kg de carbón (kWh-T/kg)	6,78
Eficiencia de la gasificación (%)	87,9
Energía neta generada por kg de carbón (kWh _e /kg)	3,34
Vapor producido por kg de carbón (kg/kg)	3,70

El cálculo de la eficiencia de la gasificación es como el cálculo de la eficiencia del gasificador de la ecuación (3.10). La diferencia radica en que, en lugar de tomar el flujo másico y el poder calorífico del *syngas* a la salida del gasificador, se toman los valores a la salida de la etapa de limpieza, pues ese es el gas que será utilizado por la turbina.

5.4.2 Planta IGCC de dos niveles de presión (IGCC-2P)

5.4.2.1 Estructura de equipos

En este ciclo, el módulo (i) mantiene la misma configuración que en el ciclo 1P. La diferencia radica en el HRSG, en donde se hace uso de un economizador paralelo para calentar el agua de baja presión y de alta presión. El flujo LP pasa por el economizador paralelo, por el evaporador de baja presión y el evaporador de baja presión. El flujo HP pasa primero por el economizador en paralelo, y luego por un economizador simple adicional para llegar a una temperatura adecuada antes de llegar al evaporador de alta presión. Finalmente, pasa por el sobrecalentador de alta presión.

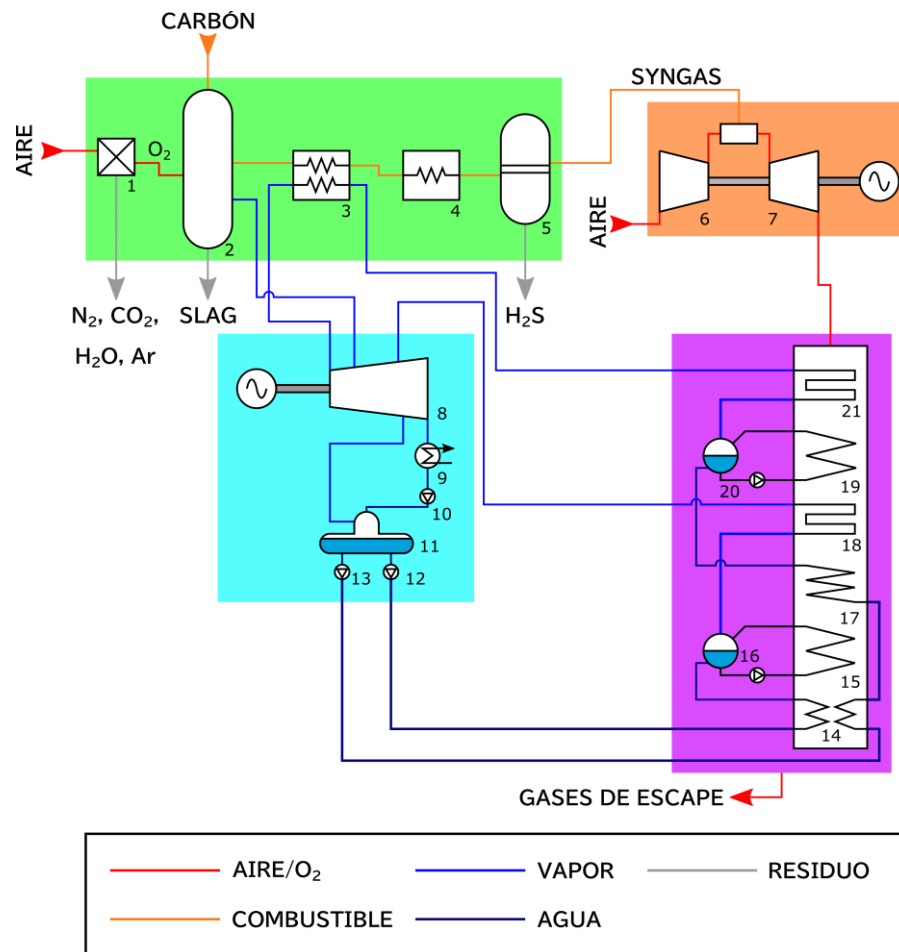


Fig. 5.13: Esquema propuesto para la planta IGCC-2P.

Elementos: (1) ASU, (2) gasificador, (3) intercambiador de calor, (4) torre de refrigeración, (5) equipo de limpieza, (6) compresor, (7) turbina de gas, (8) turbina de vapor, (9) condensador, (10) bomba de condensado, (11) desaireador, (12) bomba LP, (13) bomba HP, (14) economizador paralelo, (15) evaporador LP, (16) calderín LP, (17) evaporador HP, (18) sobrecalentador LP, (19) evaporador HP, (20) calderín HP, (21) sobrecalentador HP.

Fuente: Elaboración propia.

5.4.2.2 Simulación de la planta

El modelo en Thermoflex® se muestra en la Fig. 5.14.

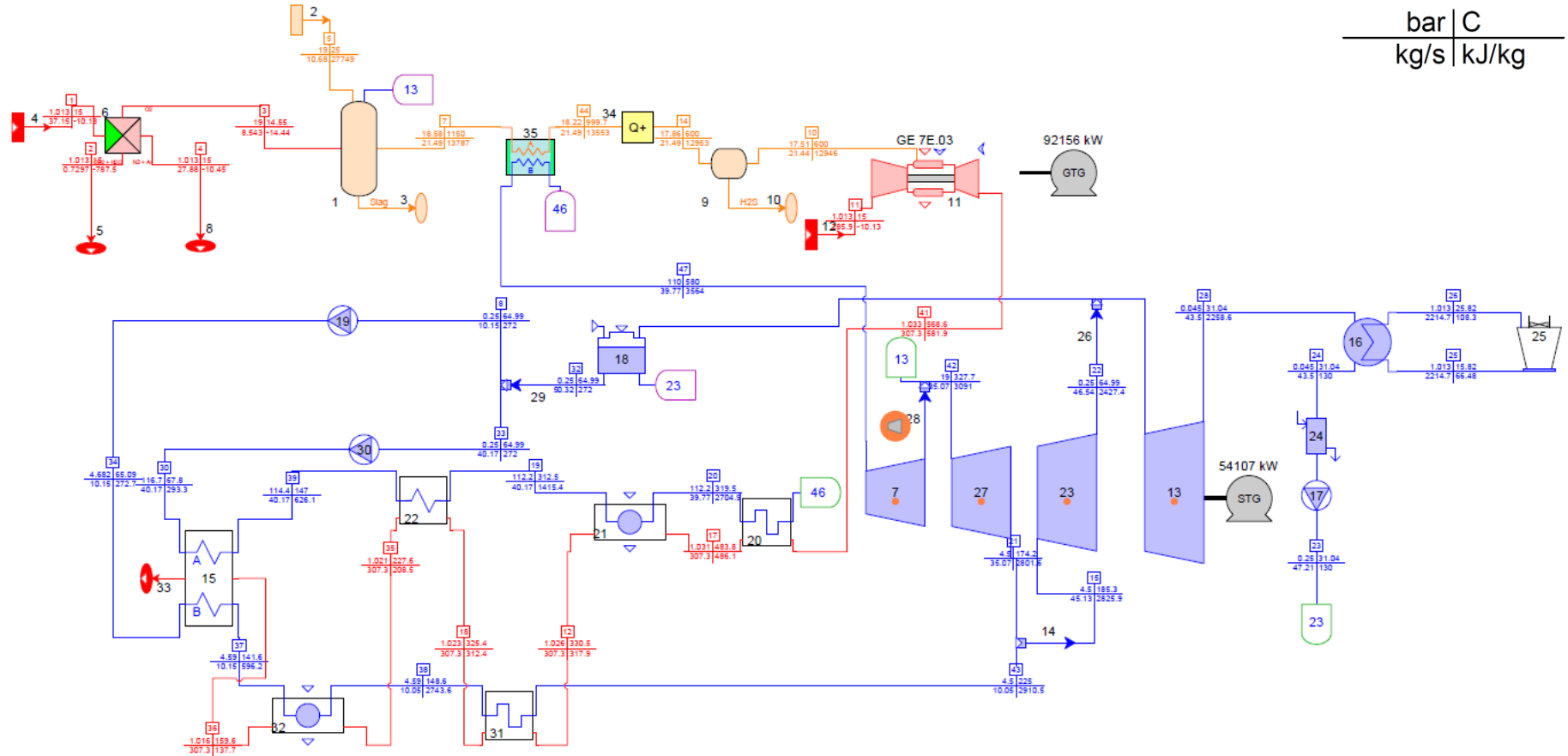


Fig. 5.14: Modelo de planta IGCC -2P.
Fuente: Elaboración propia.

Los resultados principales de la simulación la planta se muestran en la Tabla 5.12.

Tabla 5.12: Resultados generales de la simulación del ciclo IGCC-2P

Parámetro	Valor
Potencia bruta (MW)	146,3
Potencia neta (MW)	134,6
Eficiencia bruta PCI (%)	49,48
Eficiencia neta PCI (%)	45,55
Emisiones SO _x (kg/MWh bruto)	0,0023
Emisiones CO ₂ (kg/MWh bruto)	798,5

A continuación se presentan los resultados por módulos.

Módulo (i) de gasificación

El módulo de gasificación es el mismo que en la planta 1P.

Módulo (ii) de turbina de gas

El módulo de turbina de gas es el mismo que en la planta 1P.

Tabla 5.13: Resultados del módulo de turbina de gas del ciclo IGCC-2P

Parámetro	Valor
Potencia generada (MW)	92,16
Flujo de aire al ingreso (kg/s)	285,9
Temperatura a la entrada de la turbina (°C)	1134,7
Flujo de gases de escape (kg/s)	307,3
Temperatura de gases de escape (°C)	568,6
Flujo de SO _x en los gases de escape (kg/h)	0,338

Tabla 5.14: Composición volumétrica de los gases de escape del ciclo IGCC-2P

	O₂	CO₂	H₂O_(v)	N₂	Ar	SO₂
Valor (%)	15,149	7,114	3,242	73,609	0,886	0,00001

Módulo (iii) de producción de vapor

Tabla 5.15: Resultados del módulo de producción de vapor del ciclo IGCC-2P

Parámetro	Valor
Temperatura de ingreso del agua HP (°C)	67,8
Temperatura de ingreso del agua LP (°C)	65,09
Producción de vapor HP (kg/s)	39,77
Producción de vapor LP (kg/s)	10,05
Temperatura de los gases de salida del HRSG (°C)	106,6

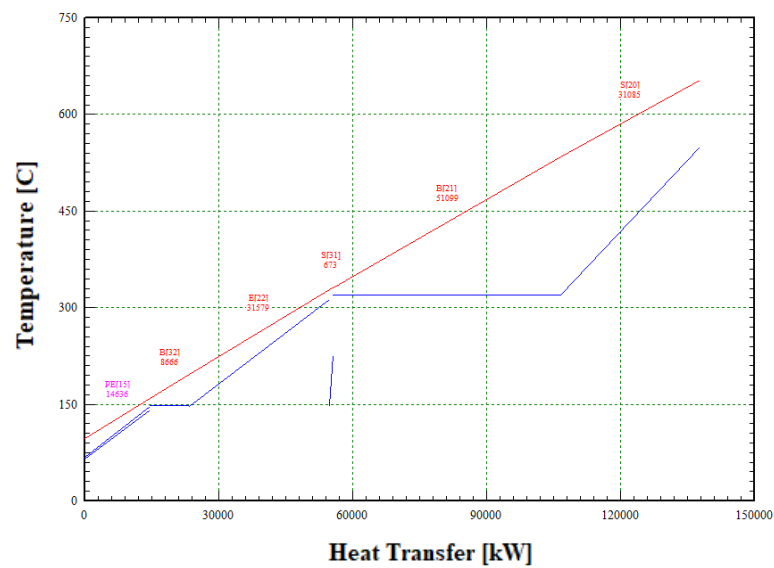


Fig. 5.15: Diagrama T-Q del HRSG de la planta IGCC-2P.
Fuente: Elaboración propia.

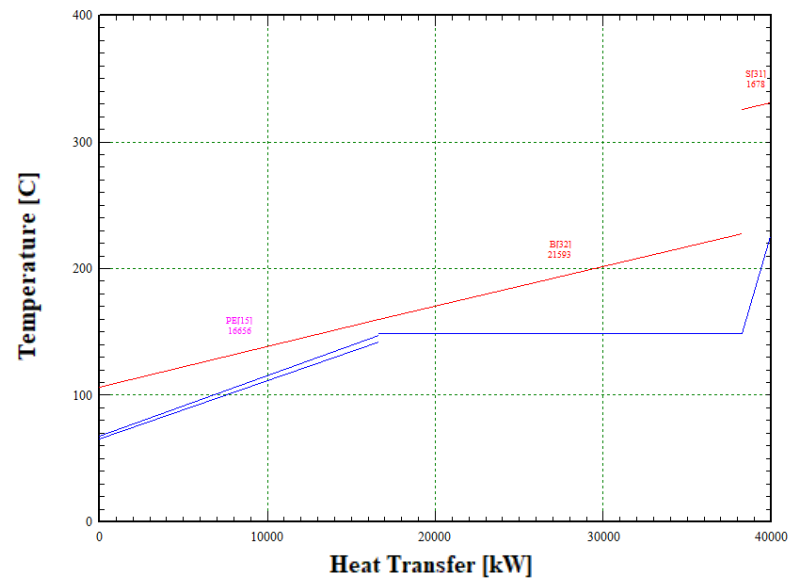


Fig. 5.16: Diagramas T-Q del nivel LP del HRSG de la planta IGCC-2P.

Fuente: Elaboración propia.

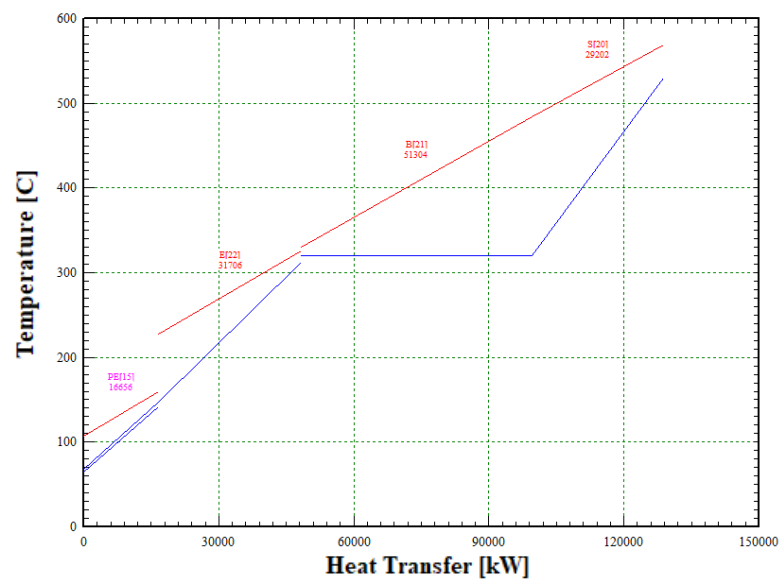


Fig. 5.17: Diagramas T-Q del nivel HP del HRSG de la planta IGCC-2P.

Fuente: Elaboración propia.

Módulo (iv) de turbina de vapor

Tabla 5.16: Resultados del módulo de vapor del ciclo IGCC-2P

Parámetro	Valor
Potencia generada (MW)	54,1
Calidad del vapor a la salida de la turbina (%)	87,66
Calor expulsado por el condensador (MW)	92,6
Potencia de la bomba a la salida del condensador (kW)	1,806
Potencia de la bomba HP (kW)	884,3
Potencia de la bomba LP (kW)	7,953

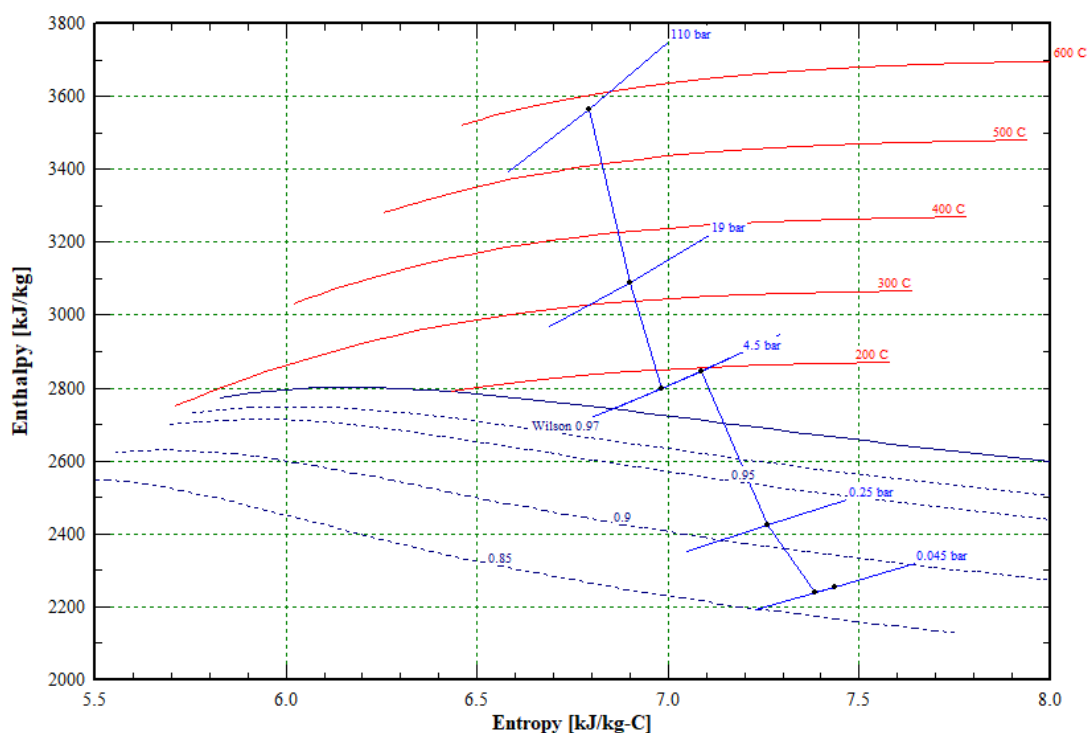


Fig. 5.18: Diagrama h-s de la turbina de vapor del ciclo IGCC-2P.

Fuente: Elaboración propia.

5.4.2.3 Evaluación técnica

Los índices de producción de la etapa de gasificación no varían respecto a la configuración 1P. En la Tabla 5.17 se muestran los índices que sí cambian.

Tabla 5.17: Índices de producción de la planta IGCC-2P

Ratio	Valor
Energía neta generada por kg de carbón (kWhe/kg)	3,50
Vapor producido por kg de carbón (kg/kg)	4,66

5.4.3 Planta IGCC de tres niveles de presión (3P)

5.4.3.1 Estructura de equipos

A diferencia de los ciclos anteriores, en el módulo (i) se ha cambiado la torre de refrigeración por un intercambiador de calor para poder recalentar el vapor de presión intermedia. En el HRSG, el economizador en paralelo ahora calienta agua presiones HP e IP. El flujo de agua IP viene del desaireador y pasa por un economizador en paralelo, un economizador simple, un evaporador y un sobrecalentador. El flujo LP nace a la salida del flujo IP del economizador en paralelo, donde se coloca una válvula para disminuir la presión de una fracción del flujo, el cual después pasará por un evaporador antes de alimentar a la turbina de vapor. El flujo HP recorre los mismos equipos que en la configuración 2P.

5.4.3.1 Simulación de la planta

El modelo en Thermoflex® se muestra en la Fig. 5.20.

Los resultados principales de la simulación la planta se muestran en la Tabla 5.18.

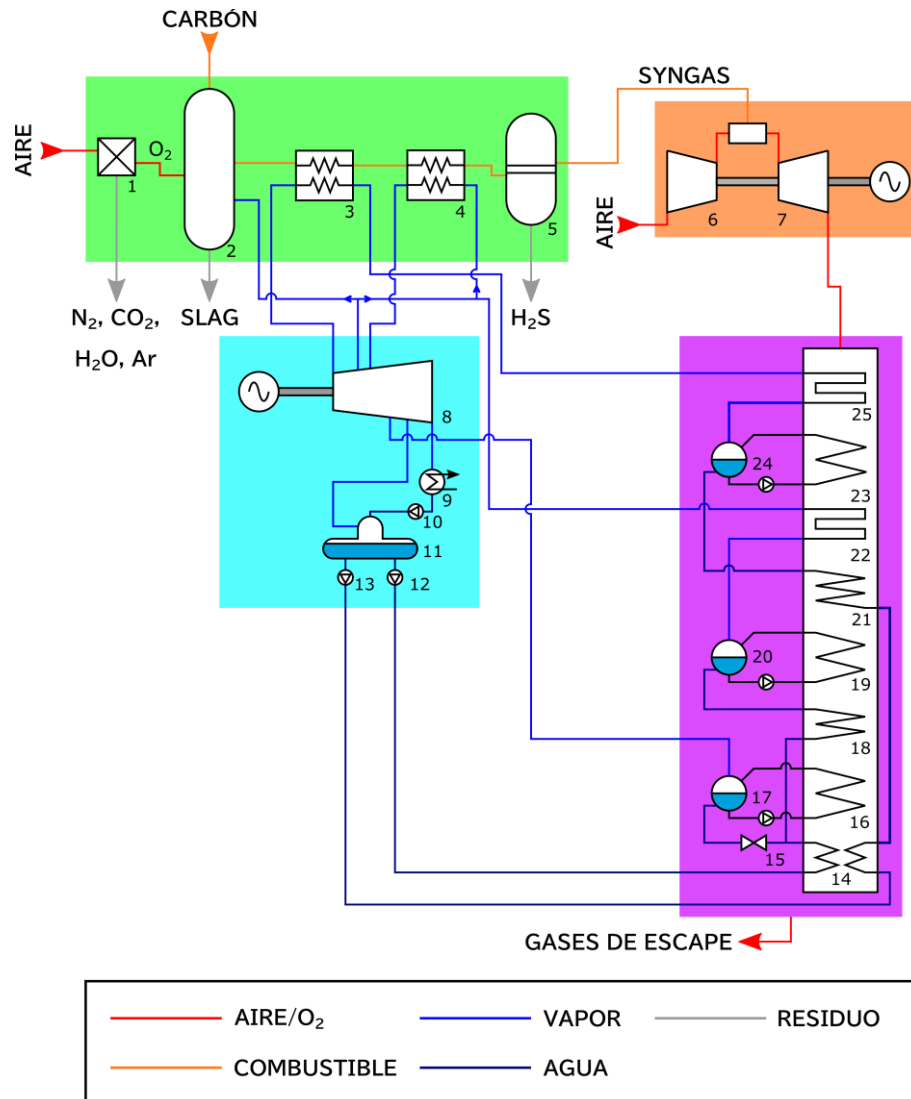


Fig. 5.19: Esquema propuesto para la planta IGCC-3P.

Elementos: (1) ASU, (2) gasificador, (3) intercambiador de calor HP, (4) intercambiador de calor IP, (5) equipo de limpieza, (6) compresor, (7) turbina de gas, (8) turbina de vapor, (9) condensador, (10) bomba de condensado, (11) desaireador, (12) bomba IP, (13) bomba HP, (14) economizador paralelo, (15) válvula, (16) evaporador LP, (17) calderín LP, (18) economizador IP, (19) evaporador IP, (20) calderín IP, (21) economizador HP, (22) sobrecalentador IP, (23) evaporador HP, (24) calderín HP, (25) sobrecalentador HP.

Fuente: Elaboración propia.

Tabla 5.18: Resultados generales de la simulación del ciclo IGCC-3P

Parámetro	Valor
Potencia bruta (MW)	159,4
Potencia neta (MW)	147,2
Eficiencia bruta PCI (%)	52,31
Eficiencia neta PCI (%)	48,33
Emisiones SO _x (kg/MWh bruto)	0,0022
Emisiones CO ₂ (kg/MWh bruto)	755,4

Módulo (i) de gasificación

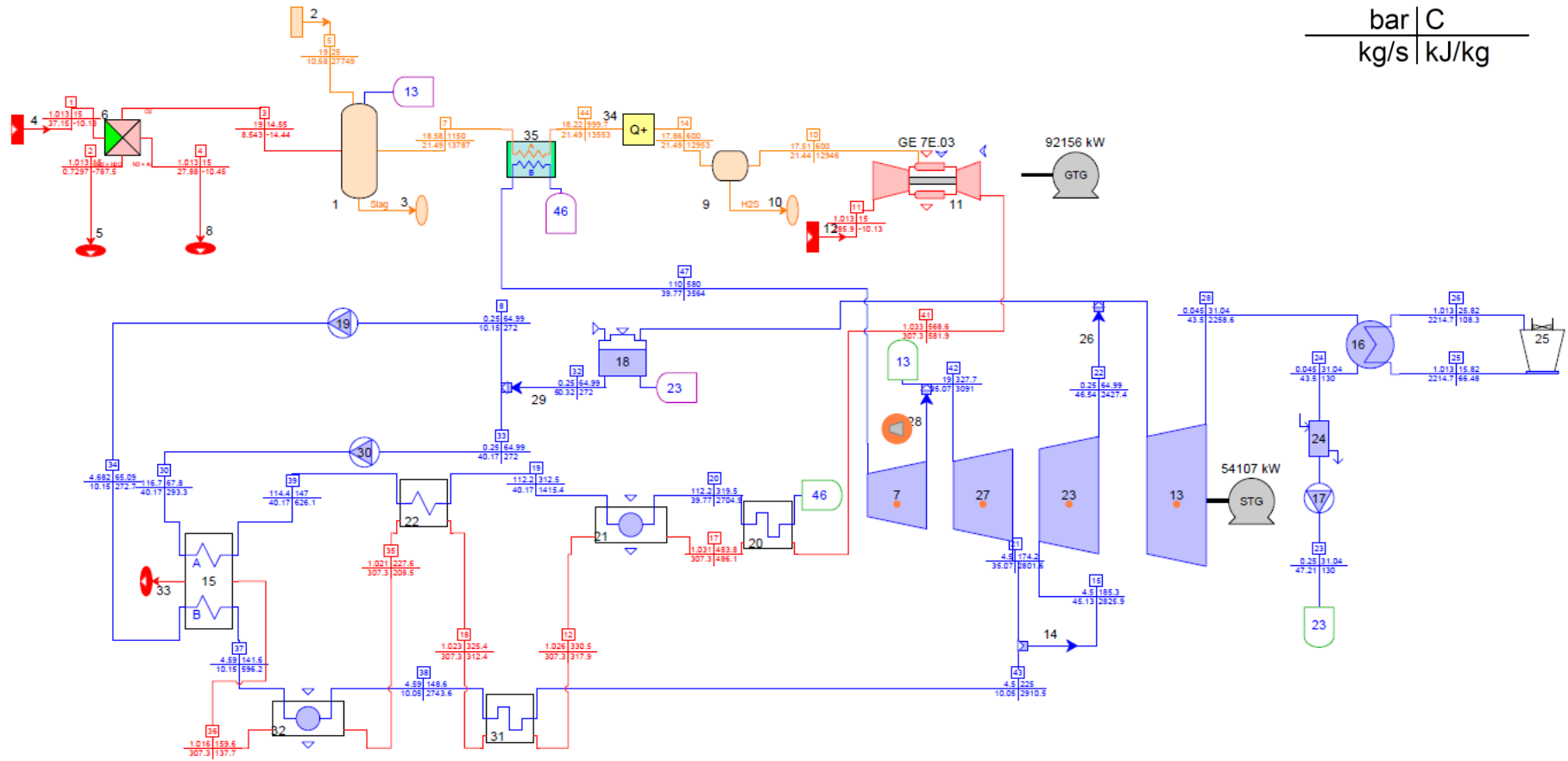
Debido al reemplazo de la torre de refrigeración por el intercambiador de calor, algunos valores cambian respecto al ciclo 1P.

Tabla 5.19: Resultados del módulo de gasificación del ciclo IGCC-3P

Parámetro	Valor
Potencia consumida por la ASU (MW)	8,2
Flujo de carbón (kg/s)	11,01
Flujo de oxígeno ingresante (kg/s)	8,806
Flujo de vapor ingresante (kg/s)	3,302
Flujo másico de slag producido (kg/s)	0,961
Flujo másico de <i>syngas</i> limpio producido (kg/s)	22,10
PCI del <i>syngas</i> limpio (kJ/kg)	12150
Temperatura del <i>syngas</i> limpio (°C)	347,7
H ₂ S retirado (kg/s)	0,0514

Tabla 5.20: Composición volumétrica del *syngas* limpio del ciclo IGCC-3P

	H₂	CO	CO₂	CH₄	N₂	H₂O_(v)	H₂S
Valor (%)	23,28	74,49	1,131	0,1381	0,1247	0,8313	0.0002



bar	C
kg/s	kJ/kg

Fig. 5.20: Modelo de planta IGCC-3P.
Fuente: Elaboración propia.

Módulo (ii) de turbina de gas

Tabla 5.21: Resultados del módulo de turbina de gas del ciclo IGCC-3P

Parámetro	Valor
Potencia generada (MW)	92
Flujo de aire al ingreso (kg/s)	285,9
Temperatura a la entrada de la turbina (°C)	1133,6
Flujo de gases de escape (kg/s)	308
Temperatura de gases de escape (°C)	569,4
Flujo de SO _x en los gases de escape (kg/h)	0,3484

Módulo (iii) de producción de vapor

Tabla 5.22: Resultados del módulo de producción de vapor del ciclo IGCC-3P

Parámetro	Valor
Temperatura de ingreso del agua HP (°C)	67,53
Temperatura de ingreso del agua IP (°C)	65,47
Temperatura del agua LP a la salida de la válvula (°C)	154,2
Producción de vapor HP (kg/s)	40,01
Producción de vapor IP (kg/s)	2,637
Producción de vapor LP (kg/s)	8,114
Temperatura de los gases de salida del HRSG (°C)	105,3

Módulo (iv) de turbina de vapor

Tabla 5.23: Resultados del módulo de vapor del ciclo IGCC-3P

Parámetro	Valor
Potencia generada (MW)	67,4
Calidad del vapor a la salida de la turbina (%)	94,1
Calor expulsado por el condensador (MW)	101,7
Potencia de la bomba a la salida del condensador (kW)	1,831
Potencia de la bomba HP (kW)	840
Potencia de la bomba IP (kW)	40,46

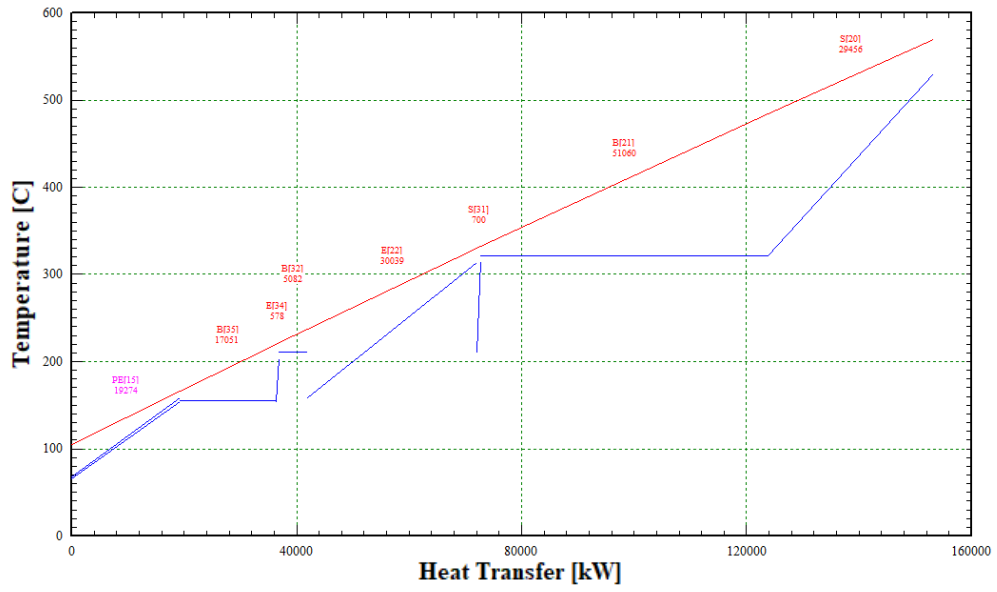


Fig. 5.21: Diagrama T-Q del HRSG de la planta IGCC-3P.
Fuente: Elaboración propia.

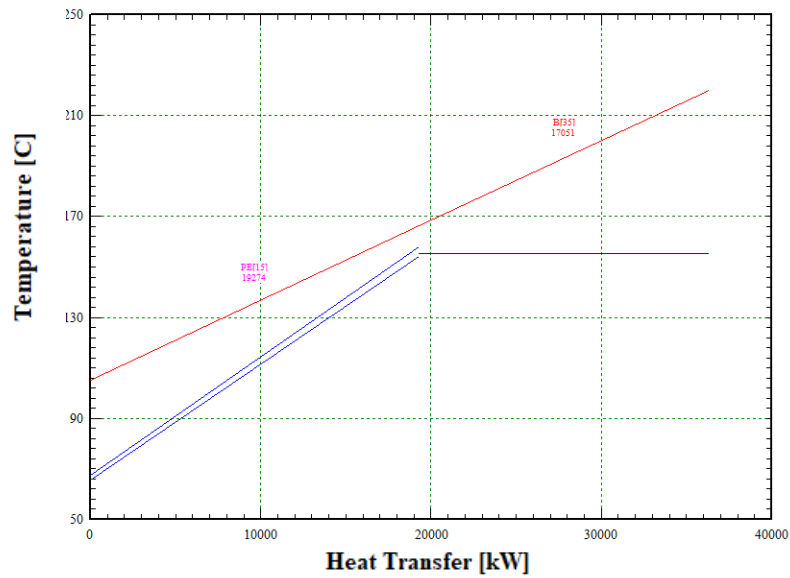


Fig. 5.22: Diagramas T-Q del nivel LP del HRSG de la planta IGCC-3P.
Fuente: Elaboración propia.

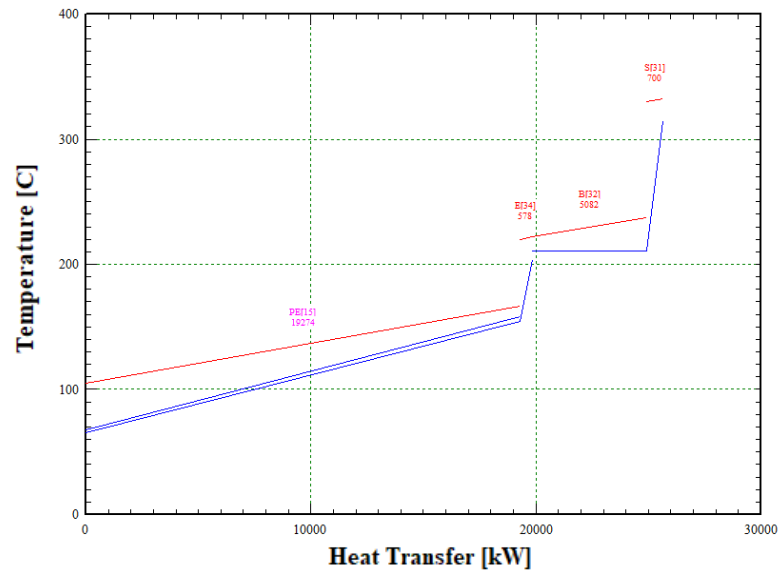


Fig. 5.23: Diagramas T-Q del nivel IP del HRSG de la planta IGCC-3P.
Fuente: Elaboración propia.

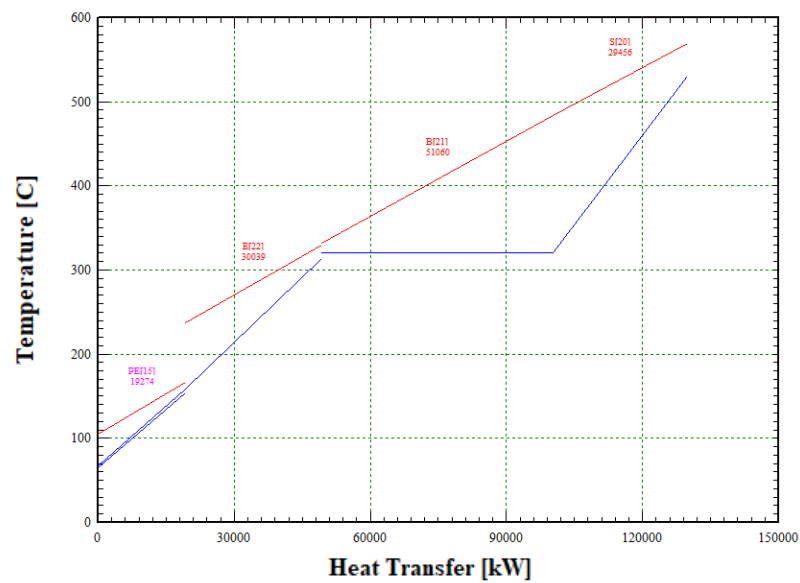


Fig. 5.24: Diagramas T-Q del nivel HP del HRSG de la planta IGCC-3P.
Fuente: Elaboración propia.

5.4.3.2 Evaluación técnica

En la Tabla 5.24 se aprecian los índices de producción que varían respecto a la configuración 1P.

Tabla 5.24: Índices de producción de la planta IGCC-3P

Ratio	Valor
Syngas limpio producido por kg de carbón (kg/kg)	2,01
Syngas limpio producido por kg de carbón (Nm ³ /kg)	2,06
Energía química del syngas por kg de carbón (kWh-T/kg)	6,77
Eficiencia de la gasificación (%)	87,89
Energía neta generada por kg de carbón (kWh _e /kg)	3,71
Vapor producido por kg de carbón (kg/kg)	4,61

5.4.4 Discusión de resultados

Con referencia al gas natural de Camisea, cuyo PCI es de 48 458 kJ/kg (calculado a partir de [92]), el PCI del syngas simulado (12 150 kJ/kg) es la cuarta parte. Sin embargo, permite accionar las plantas IGCC propuestas.

Respecto al desempeño de la turbina de gas, se aprecia que, al operar con gas sintético, desarrolla potencias ligeramente mayores a su capacidad nominal. Si calculamos una eficiencia a la turbina de gas usando como base el syngas que ingresa, se obtienen los valores de 35,56% (1P), 35,38% (2P) y 34,26% (3P). Los tres valores son superiores al 33,9% nominal. Este fenómeno se debe a que, al operar con syngas, ingresa más combustible gaseoso a la turbina, lo cual aumenta el caudal y, por ende, la potencia desarrollada. Como se aumenta el caudal de combustible hasta que la energía química ingresante sea aproximadamente la misma que cuando se opera con gas natural, la base de cálculo de la eficiencia se mantiene. Al desarrollarse mayor potencia para el mismo ingreso de energía, la eficiencia

aumenta. El riesgo que se corre es que, si el poder calorífico disminuye demasiado, el compresor puede entrar en sobretensión (*surge*). Esto se explica a detalle en [93].

La eficiencia de la planta IGCC mejora según el nivel de recuperación de calor, reflejado en el número de niveles de presión. Se observa que la eficiencia de la configuración 3P representa una mejora de 2,84 puntos porcentuales (p. p.) respecto a la 2P, y a su vez esta es mayor a la 1P por 2.06 p. p. Este incremento se debe al mayor aprovechamiento de la energía térmica de los gases de escape de la turbina y de la energía calorífica residual del *syngas* al sobrecalentar el vapor IP hasta los 580 °C.

5.5 Caso B: Efecto del tamaño de planta sobre las prestaciones

5.5.1 Evaluación técnica

5.5.1.1 Estructura de equipos

Para evaluar el efecto del tamaño de planta sobre el desempeño de la planta se realizaron simulaciones con los modelos de turbinas mostradas en la Tabla 5.1, considerando la configuración 3P, a excepción de la simulación con la turbina OPRA (simulada en configuración 1P¹³).

5.5.1.1 Simulación de la planta y evaluación técnica

Los esquemas de las plantas simuladas se presentan en tres figuras (Fig. 5.25, Fig. 5.26 y Fig. 5.27). Los esquemas propuestos difieren del presentado en la Fig. 5.19 para subsanar problemas presentados en algunos equipos (como

¹³ Se simuló esta turbina en configuración 1P puesto que, para el análisis económico posterior, se requiere usar la curva de ajuste de precios de plantas de ciclo combinado mostrada en [96], y, para ello, dicho documento especifica que las plantas pequeñas fueron costeadas tomando uno o dos niveles de presión.

economizadores) por bajas temperaturas de los gases de escape. También cabe destacar que, para todas las plantas que siguen, la composición del *syngas* es la misma que la mostrada en la Tabla 5.20.

Los resultados principales de las simulaciones se recogen en la Tabla 5.25.

Tabla 5.25: Parámetros de operación de plantas IGCC de diferentes tamaños

Parámetros de operación	Turbina de la central IGCC			
	OPRA 16-3	6F.03	7E.03	7HA.01
Carbón consumido (kg/s)	0,28	9,81	11,01	28,80
Eficiencia de la gasificación (%)	88,25	87,68	87,89	87,36
Syngas limpio producido (kg/s)	0,57	19,7	22,1	57,8
PCI del <i>syngas</i> limpio (kJ/kg)	12179	12116	12150	12073
Flujo másico de gases de escape (kg/s)	9,1	228,5	308	617,2
Temperatura de gases a la salida de la turbina (°C)	569	653	569	655
Potencia bruta (MW)	3,3	148,5	159,4	466,5
Potencia neta (MW)	3,0	137,7	147,2	434,9
Eficiencia neta (%)	38,49	50,72	48,33	54,56
Energía neta generada por kg de carbón (kWhe/kg)	2,98	3,90	3,71	4,19

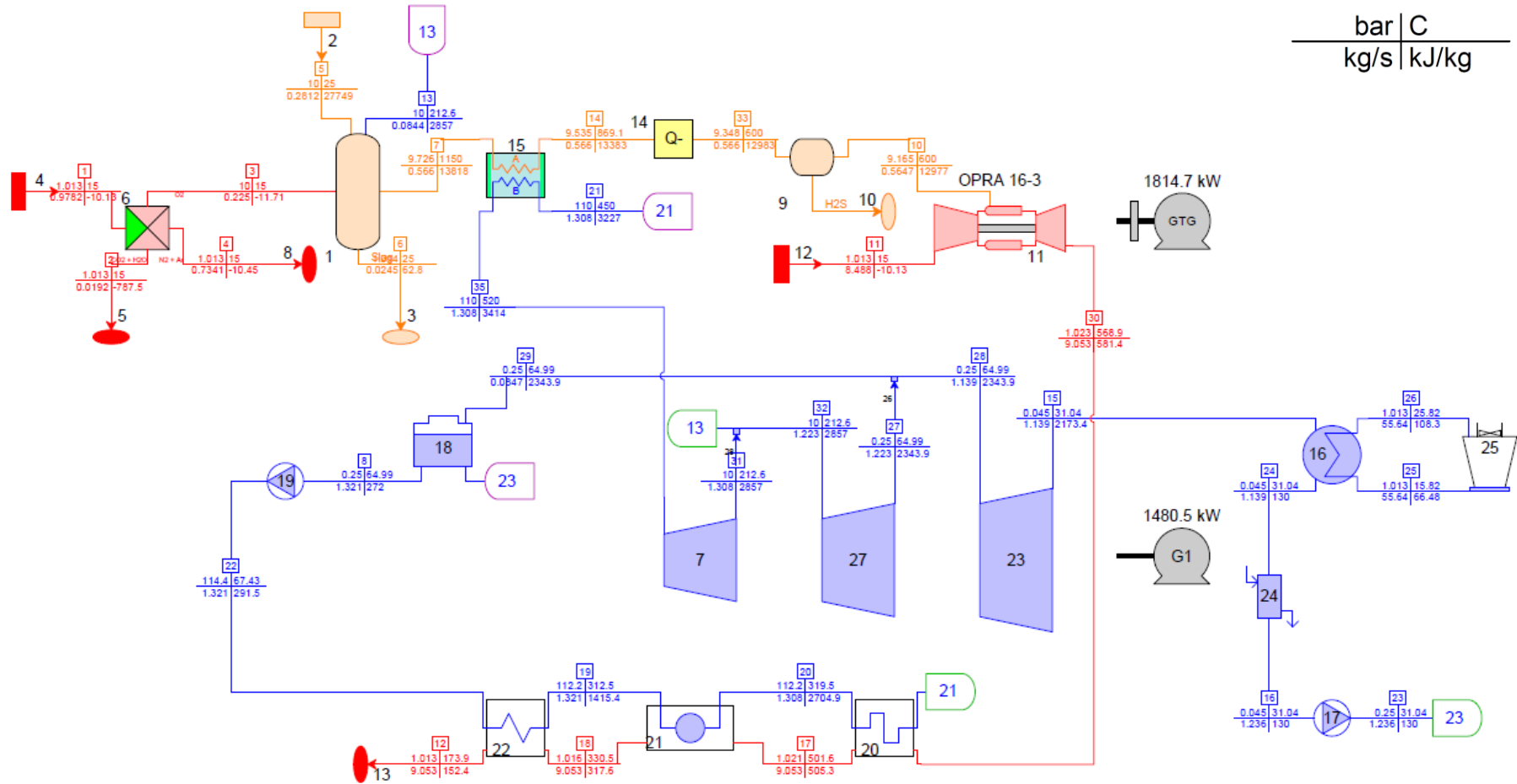


Fig. 5.25: Modelo de planta IGCC-1P con turbina OPRA 16-3.
Fuente: Elaboración propia.

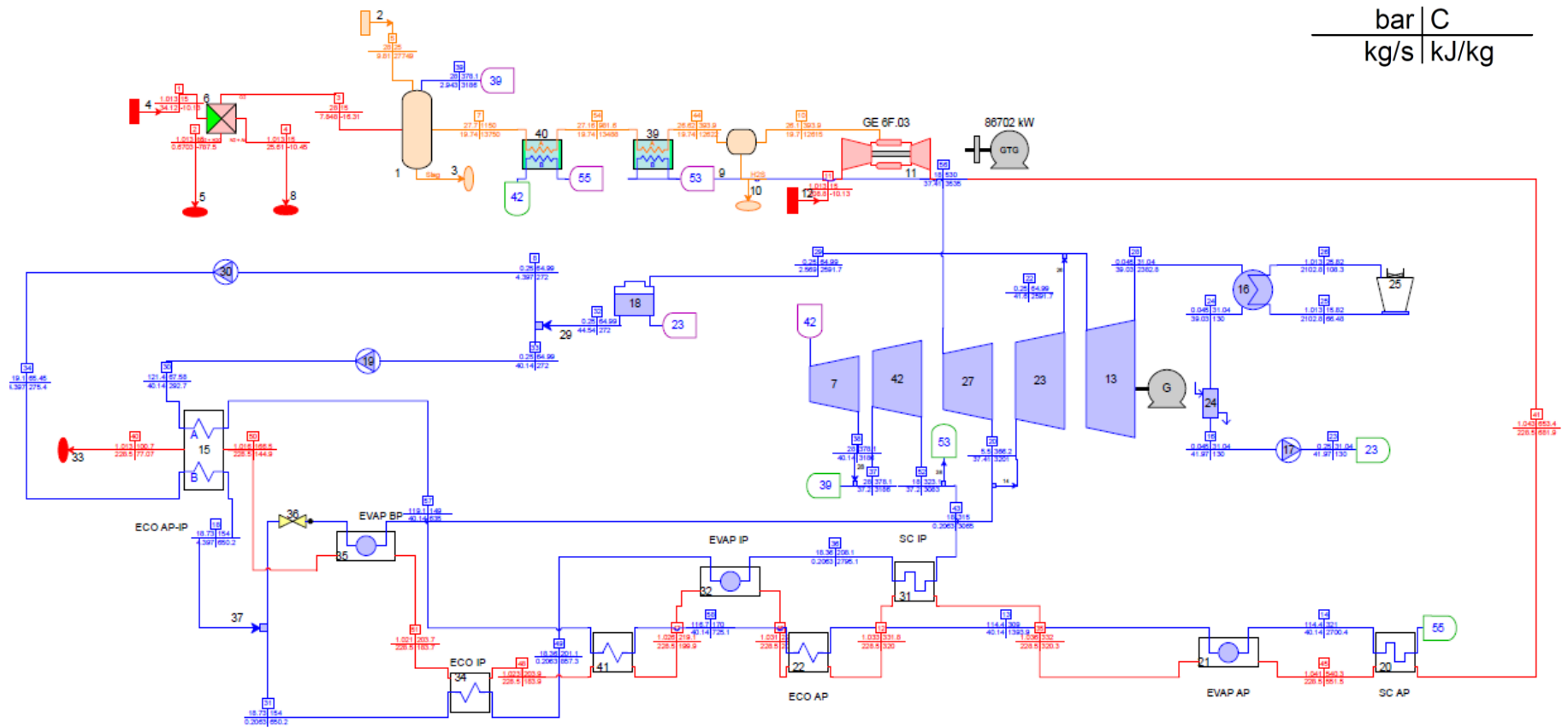


Fig. 5.26: Modelo de planta IGCC-3P con turbina 6F.03.
Fuente: Elaboración propia.

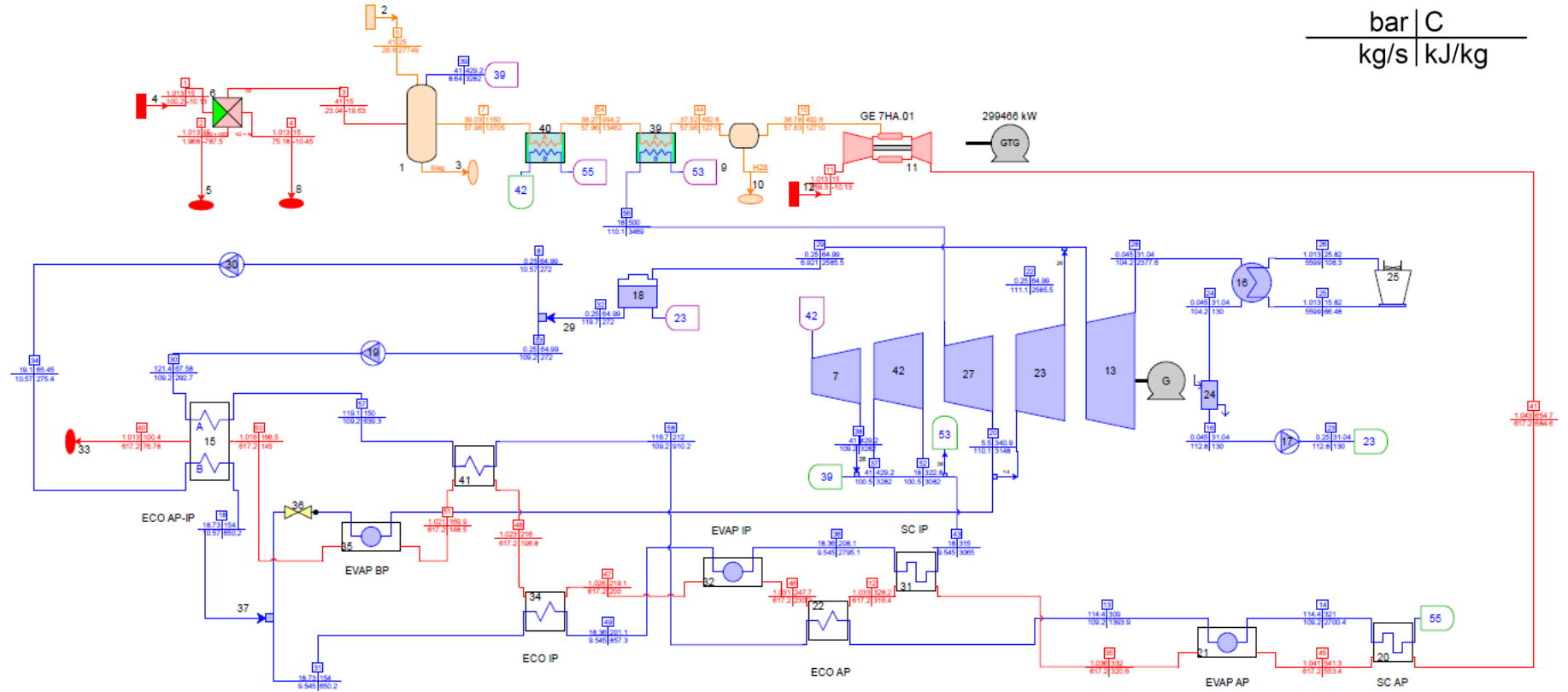


Fig. 5.27: Modelo de planta IGCC-3P con turbina 7HA.01.
 Fuente: Elaboración propia.

Adicionalmente, en la Tabla 5.26 se muestran los parámetros cuyos valores tienen restricciones mencionadas en los acápites 5.2.5.1 y 5.2.6.1. Como se aprecia, todas las configuraciones operan respetando las restricciones.

Tabla 5.26: Revisión de las restricciones de parámetros de las plantas IGCC de diferentes tamaños

Parámetros restrictivos	Turbina de la central IGCC				Valor mínimo
	OPRA 16-3	6F.03	7E.03	7HA.01	
Temperatura de gases de escape a la salida a la atmósfera (°C)	173,9	100,7	105,3	100,4	100
Calidad del vapor a la salida de la turbina	0,842	0,928	0,941	0,926	0.84

Se observa que, en general, la eficiencia neta aumenta junto con el tamaño de planta, llegando hasta el valor de 54,56%. La única excepción es la planta con turbina 6F.03. Esto puede explicarse con el cambio de configuración de equipos en el HRSG, que deriva en un mayor aprovechamiento del calor disponible en los gases de escape por parte de esta. Los gases dan calor al HRSG de la planta con turbina 6F.03 hasta llegar a 100,7 °C, mientras que en la planta con turbina 7E.03 solo descienden hasta 105,3 °C.

5.5.2 Evaluación económica

Se realiza la evaluación económica de las plantas IGCC-3P evaluadas en el acápite anterior. Se obtuvieron costos de equipos a partir de diversas fuentes, y estos fueron actualizados a dólares del año 2018 empleando una calculadora de inflación [94].

5.5.2.1 Procedimiento de cálculo de costos

El cálculo comienza con la planta IGCC 3P con turbina 7E.03, cuyo modelo se carga en el software GT PRO ® para obtener una estimación del costo total de la planta, el cual incluye el costo de los equipos y el costo del montaje (al año 2017). También se obtuvieron los costos de la planta de gasificación y del ciclo combinado por separado. Los resultados obtenidos son [95]:

Tabla 5.27: Costos desagregados de planta IGCC-7E.03-3P

Item	Costo (MM USD ¹⁴ 2017)
Planta de gasificación	450
Ciclo combinado	160
Planta IGCC	740

Luego, se define el costo específico de la etapa de gasificación como la división del costo de la planta de gasificación entre la potencia térmica contenida en el *syngas* producido.

$$c_{gasif} = \frac{C_{gasif}}{\dot{m}_{SG} \cdot PCI_{SG}} \quad (5.3)$$

Donde c_{gasif} es el costo específico de la etapa de gasificación en USD/kW-T, C_{gasif} es el costo total de la planta de gasificación en USD, \dot{m}_{SG} es el flujo másico de *syngas* limpio producido por la planta, y PCI_{SG} es su poder calorífico inferior en kJ/kg. Este índice servirá para estimar los costos de las plantas gasificación de las plantas IGCC de diferentes tamaños. El valor obtenido actualizado al año 2018 es:

¹⁴ "MM USD" se refiere a millones de dólares.

$$c_{gasif} = 1769,6 \frac{USD}{kW}$$

Los costos de los ciclos combinados se obtienen de la referencia Gas Turbine World Handbook 2018 [96]. Para homogenizar los resultados, en la planta con turbina GE 7E.03 se reemplaza el costo del ciclo combinado obtenido del software por los valores de la referencia.

Después, los costos de instalación y sistemas auxiliares (en adelante, costos BOP, del inglés *balance of plant*) C_{BOP} se estiman como un porcentaje del costo total CT_{IGCC} . En base a resultados en la literatura [97, 98, 99], el valor estimado es de 14%.

$$C_{BOP} = 14\% CT_{IGCC} \quad (5.4)$$

Cabe destacar que el costo BOP de la planta IGCC 3P 7E.03 equivale a un 17,57% del costo total de la planta, diferente al valor estimado. Esto es debido a que el porcentaje no es un valor definido, sino que puede variar según el contexto. Nuevamente, para homogenizar los resultados finales, se tomará el valor de 14% en el cálculo del costo total de dicha planta.

La inversión o costo total de la planta IGCC se calcula como la suma de los tres costos.

$$CT_{IGCC} = C_{gasif} + C_{CC} + C_{BOP} \quad (5.5)$$

Conocido el costo total de la planta IGCC, se calcula la inversión específica y la inversión específica anualizada.

$$c_{kW} = \frac{CT_{IGCC}}{P_{IGCC}} \quad (5.6)$$

$$c_{kW,A} = c_{kW} \cdot \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (5.7)$$

Donde c_{MW} es el costo específico de la planta en USD/kW instalado, P_{IGCC} es la potencia neta de la planta IGCC en kW, $c_{MW,A}$ es el costo específico anualizado de la planta, i es la tasa de interés del proyecto, y n es el tiempo de vida de la planta. El valor de i de la presente tesis es de 12% [100], y el tiempo de vida de la planta es 30 años [101, 102, 103].

Obtenido el costo específico de la planta, se determinan los costos anuales. El primero es el costo fijo de operación y mantenimiento $c_{F,O\&M}$, el cual se obtuvo de [104]. Su valor actualizado al 2018 es:

$$c_{F,O\&M} = 68,08 \frac{USD}{kW \cdot año}$$

De la misma fuente se obtiene el costo variable de operación y mantenimiento $c_{V,O\&M}$, que a su vez es el costo variable no combustible (CVNC), cuyo valor actualizado es:

$$c_{V,O\&M} = CVNC = 7,90 \frac{USD}{MWh \cdot \text{año}}$$

Acerca del costo del carbón antracita de la cuenta del Alto Chicama, Rodríguez y Velásquez [105] indican que “no se tiene un precio de mercado establecido”, por lo que, para la presente tesis, se toman las proyecciones del precio FOB del carbón antracita al año 2018 realizadas por ellos. Para el año 2018, la proyección del precio del carbón c_{carb} es de:

$$c_{carb} = 97,71 \frac{USD}{ton}$$

Con el fin de obtener el costo del carbón en función de la energía generada (esto es, el costo variable combustible CVC), se divide el costo del combustible entre la energía neta generada por kilogramo de carbón e_{kg} de la Tabla 5.25. Este valor varía según la configuración de la planta.

$$c_{V,carb} = CVC = c_{carb} / e_{kg} \quad (5.8)$$

Donde $c_{V,carb}$ (o CVC) es el costo del carbón por unidad de energía generada expresado en USD/MWh.

El costo variable total de la planta CVT se calcula como la suma de los costos variables.

$$CVT = c_{V,carb} + c_{V,O\&M} = CVC + CVNC \quad (5.9)$$

El último valor asumido es el factor de planta fp . En Perú, en el año 2018, los ciclos combinados han tenido factores de planta que van desde 0,37 hasta 0,84 (calculados a partir de [106]). Para la tesis, se asumirá un valor intermedio entre estos dos.

$$fp = \frac{E_{anual}}{P_{planta} \cdot 8,76} \quad (5.10)$$

$$fp = 0,6$$

Donde E_{anual} es la energía neta actual generada por la central en MWh, y P_{planta} es la potencia instalada en kW.

Finalmente, el costo de cada unidad de energía generada se calcula con la siguiente expresión:

$$c_{MWh} = \frac{(c_{MW,A} + c_{F,O\&M}) \cdot P_{IGCC} + CVT \cdot E_{anual}}{E_{anual}} \quad (5.11)$$

Adicionalmente, se aproxima la duración de las reservas de carbón antracita del Alto Chicama al ser usadas únicamente en la planta IGCC con la siguiente ecuación:

$$D = \frac{m_{Ach}}{\dot{m}_{IGCC} \cdot 3600 \cdot 8,76 \cdot fp} \quad (5.12)$$

Donde D es la duración de las reservas del Alto Chicama en años, m_{Ach} es la reserva probada de carbón en la localidad en toneladas, y \dot{m}_{IGCC} es el consumo de carbón de la planta IGCC en kg/s.

5.5.2.2 Resultados

Los resultados económicos obtenidos se presentan en dos tablas (Tabla 5.28 y Tabla 5.29). La duración aproximada de las reservas se muestra en la Tabla 5.30.

5.5.2.1 Análisis y discusión de resultados.

Los valores más relevantes para el análisis económico son la inversión específica, el costo variable total CVT, y el costo de la energía generada c_{MWh} .

El tamaño de planta juega un papel muy importante en el costo total de la energía generada y en la inversión específica, y esto se aprecia en la Fig. 5.28. Los resultados evidencian que esta tecnología requiere aprovechar las economías de escala para lograr la disminución de sus costos específicos hasta niveles que no hagan prohibitiva la inversión. Como ejemplo, el costo de la energía generada disminuye en casi un 50% desde las plantas IGCC-3P 6F.03 y 7E.03 hasta la planta IGCC-3P 7HA.01, que tiene los menores costos específicos.

Tabla 5.28: Costos totales de las plantas IGCC de diferentes tamaños

Turbina de planta IGCC	Inversión (MMUSD)	Inversión anualizada (MMUSD/a)	Energía anual generada (GWh)	Costo anual de carbón (MMUSD/a)	Costo fijos anuales de O&M (MMUSD/a)	Costos variables anuales de O&M (MMUSD/a)	Costos totales anuales (MMUSD/a)
OPRA 16-3	25,8	3,2	15,8	0,52	0,20	0,12	4,05
6F.03	616,0	76,5	723,8	18,14	9,38	5,72	109,70
7E.03	684,9	85,0	773,7	20,36	10,02	6,11	121,51
7HA.01	890,9	110,6	2 285,8	53,25	29,61	18,05	211,50

Tabla 5.29: Costos específicos de las planta IGCC de diferentes tamaños

Turbina de planta IGCC 3P	c_{kW} (USD/kW)	$c_{kW,A}$ (USD/kW-a)	$c_{V,carb}$ (USD/MWh-a)	CVT (USD/MWh-a)	c_{MWh} (USD/MWh-a)
OPRA 16-3	8601	1068	32,79	40,69	257,0
6F.03	4473	555	25,05	32,95	151,6
7E.03	4652	578	26,34	34,23	157,1
7HA.01	2048	254	23,32	31,22	92,5

Tabla 5.30: Duración aproximada de las reservas de carbón del Alto Chicama

Turbina de planta IGCC 3P	Consumo de carbón (kg/h)	Duración de la reserva (a)
OPRA 16-3	0,28	788.97
6F.03	9,81	22.52
7E.03	11,01	20.06
7HA.01	28,8	7.67

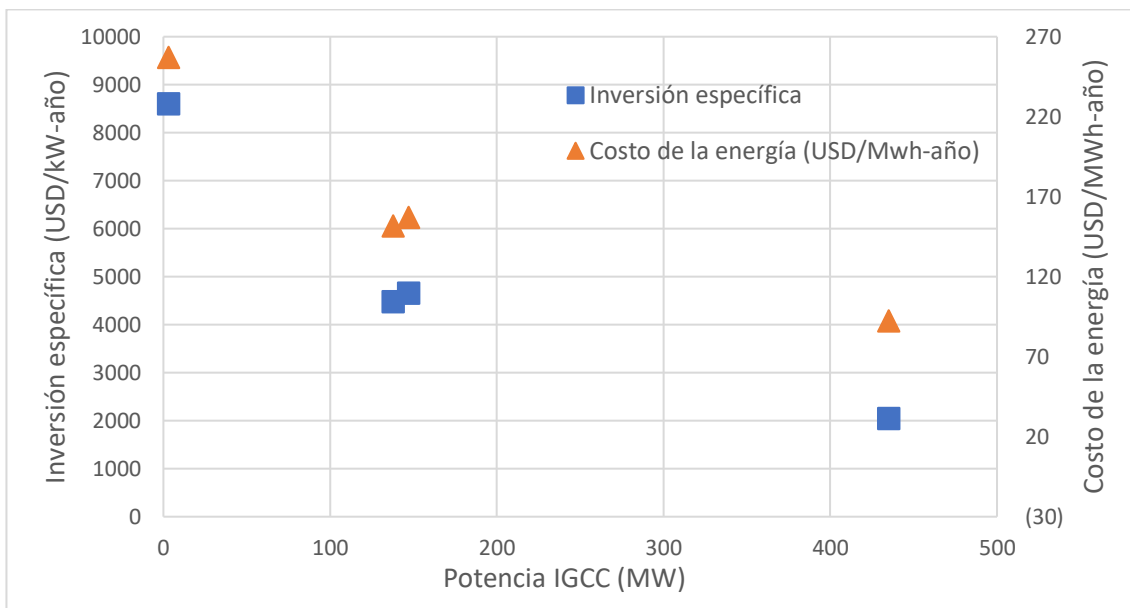


Fig. 5.28: Inversión específica anualizada y costo de la energía generada en función del tamaño de planta IGCC.
Fuente: Elaboración propia.

Se analiza la composición del costo de la energía generada de cada planta IGCC propuesta en este Caso en la Fig. 5.29.

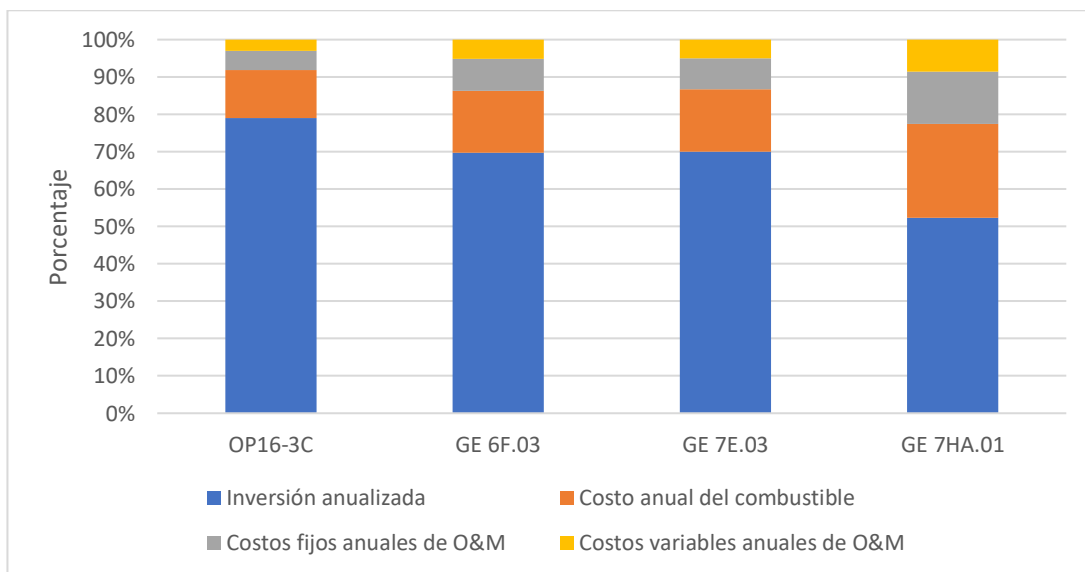


Fig. 5.29: Composición del costo de la energía de las plantas IGCC propuestas.
Fuente: Elaboración propia.

Como se evidencia, la inversión de la planta representa un porcentaje muy alto del costo de la energía. Si bien las economías de escala ayudan a que su importancia se reduzca al aumentar el tamaño de planta, aún con el mayor tamaño simulado la inversión sigue representando más del 50% del costo. El carbón representa el segundo lugar en la composición del costo, y su importancia aumenta conforme disminuye el porcentaje de la inversión. Por ello, si se desea disminuir el costo de cada MWh generado, lo primero que se debe evaluar es cómo disminuir la inversión que requiere la planta IGCC.

La inversión específica y el CVT se analizan en conjunto comparando dichos valores con los costos de centrales de generación en Perú (obtenidos a partir de [107, 108]¹⁵) y estimaciones de la *U.S. Energy Information Administration* (EIA) del año 2019 [109]. La Tabla 5.31 y la Fig. 5.30 ilustran la comparación de precios de las diferentes tecnologías.

Se puede apreciar que, en el medio peruano, aún la planta más grande simulada (IGCC-7HA.01-3P) no puede competir contra los ciclos combinados ya existentes. Además de requerir menor inversión por MW instalado, tanto el $c_{V,carb}$ como el $c_{V,O\&M}$ son menores a los de las plantas IGCC simuladas. El bajo precio del gas natural en nuestro país favorece a las plantas a gas por sobre las demás tecnologías.

¹⁵ Los CVC y CVNC fueron convertidos de soles a dólares tomando el tipo de cambio promedio de la primera semana de setiembre del 2019, calculado a partir de [116], cuyo valor es de 3,3885 S// USD.

Tabla 5.31: Comparación de costos entre diferentes tecnologías de generación.

Central	Combustible	Potencia (MW)	c_{kW} (USD/kW)	$c_{V,carb}$ (USD/MWh-a)	$c_{V,O\&M}$ (USD/MWh-a)	CVT (USD/MWh-a)
IGCC-1P OPRA 16-3	Carbón antracita	3,0	8601	32,79	7,90	40,69
IGCC-3P GE 6F.03	Carbón antracita	137,7	4473	25,05	7,90	32,95
IGCC-3P GE 7E.03	Carbón antracita	147,2	4652	26,34	7,90	34,23
IGCC-3P GE 7HA.03	Carbón antracita	434,9	2048	23,32	7,90	31,22
C. C. Kallpa	Gas natural	853	756	5,97	3,36	9,49
C. C. Santo Domingo de los Olleros	Gas natural	297,6	1023	3,29	3,36	8,87
Central térmica Ilo21	Carbón	414,1	1595	49,24	2,40	52,55
Central térmica Santa Rosa (turbina TG7)	Gas natural	121,3	338	17,67	2,03	19,70
Central a carbón con 30% CCS¹⁶ (Estimación EIA)	Carbón	650	4713	-	7,31	-
Ciclo combinado (Estimación EIA)	Gas o petróleo	702	952	-	3,61	-
Motor de combustión interna (Estimación EIA)	(No específica)	85	1306	-	6,03	-

¹⁶ CCS: *Carbon capture and storage* (captura y almacenamiento de carbono)

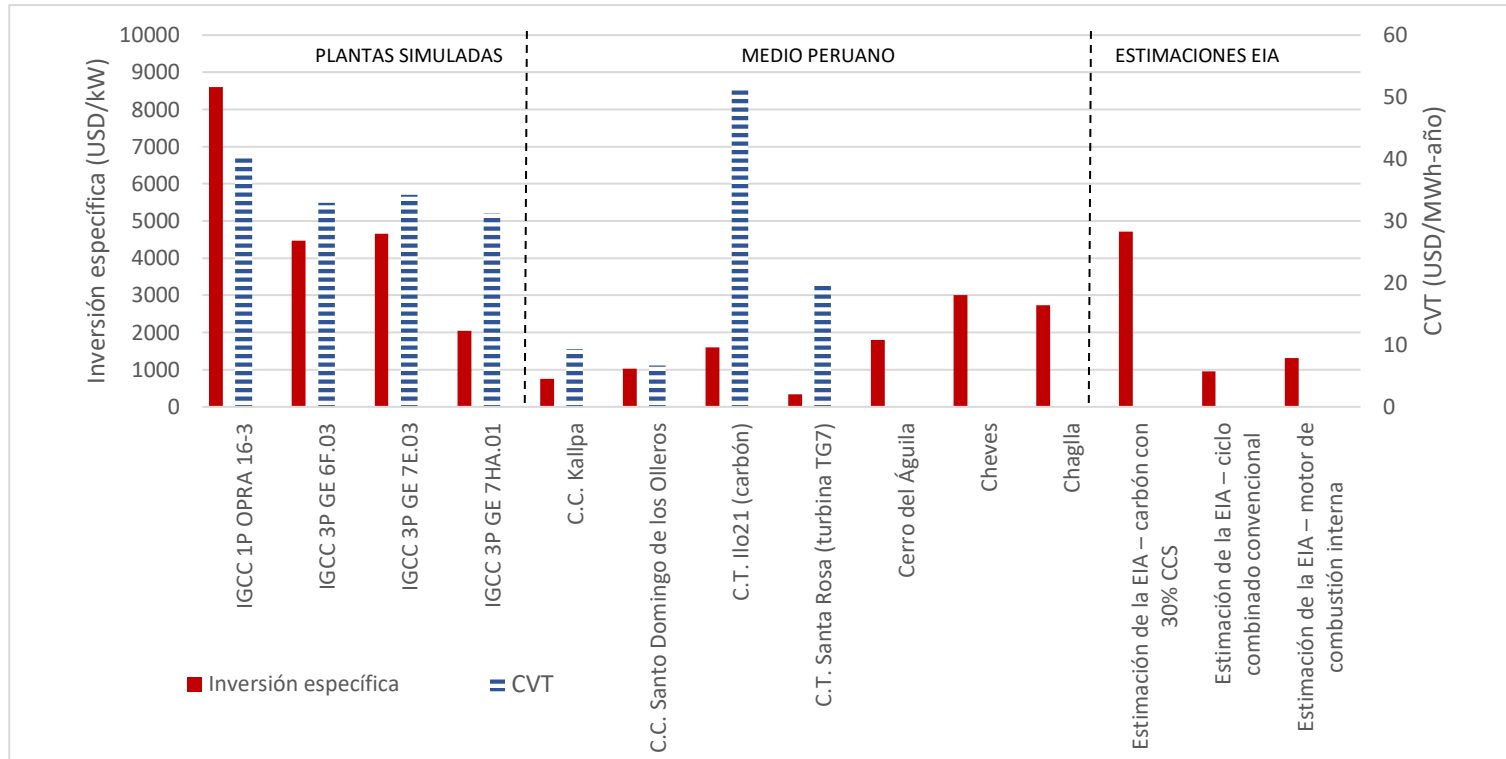


Fig. 5.30: Comparación de costos entre diferentes tecnologías de generación.
Fuente: Elaboración propia.

Al comparar la tecnología IGCC propuesta con la única planta que opera con carbón en el país, la central térmica Ilo 21, vemos que todas las plantas propuestas presentan un menor $c_{V,carb}$ (esto debido a la alta eficiencia de estas). Sin embargo, la inversión específica anualizada de la planta de Ilo es menor que la de las plantas propuestas (por ejemplo, es un 23,6% menor que la planta IGCC 3P 7HA.01, que tiene la menor inversión específica de todas las propuestas).

En comparación con las estimaciones de la EIA, solo la planta IGCC 3P 7HA.01 y la 6F.03 tienen menores inversiones específicas que la tecnología de carbón con CCS, pero aún son mayores que las inversiones para ciclos combinados y las centrales con motores de combustión interna.

Adicionalmente, los CVT obtenidos son altos en comparación con los de las centrales de ciclo combinado y de ciclo simple peruanas. Como, en general, las centrales despachan al sistema en función de su costo variable, las centrales IGCC propuestas entrarían después que las centrales de ciclo combinado y ciclo simple, disminuyendo su competitividad. Esto puede traer como consecuencia que el factor de planta no sea el esperado, incrementando el costo de la energía generada.

Acerca de la duración de las reservas, la Tabla 5.30 muestra claramente que, con excepción de la central con turbina OPRA 16-3, las reservas probadas del Alto Chicama no son suficientes para garantizar el funcionamiento de la planta durante los 30 años de operación asumidos. La planta requeriría abastecerse no solo del carbón de dicha localidad, sino también de otras reservas o de carbón importado, lo que a su vez variaría las estimaciones económicas realizadas.

5.6 Consideraciones generales para el cálculo de emisiones de CO₂ y SO_x

En la Tabla 5.32 se presentan las emisiones de las plantas simuladas. Los resultados muestran que, conforme aumenta el número de niveles de presión y el tamaño de planta, las emisiones específicas (kg-emisión/MWh bruto) disminuyen.

Tabla 5.32: Emisiones de CO₂ y SO_x de las plantas IGCC simuladas.

Planta	Emisiones de CO ₂		Emisiones de SO _x		
	kg/h	kg/MWh-bruto	kg/h	kg/MWh-bruto	mg/Nm ³
IGCC 7E.03 1P	116 788	836,3	0,338	0,0024	0,139
IGCC 7E.03 2P	116 790	798,5	0,338	0,0023	0.208
IGCC 7E.03 3P	120 377	755,4	0,348	0,0022	0,216
IGCC OP16-3 1P	3 075	933,3	0,0089	0,0027	0,134
IGCC 6F.03 3P	107 283	722,4	0,3105	0,0021	0,267
IGCC 7HA.01 3P	314 960	675,1	0,9115	0,0020	0,291

En nuestro país, La resolución Ministerial N.º 014-2010-MINAM, la cual publica el Proyecto de Decreto Supremo que aprueba los Límites Máximos Permisibles para emisiones de actividades de generación termoeléctrica, propone los valores que se muestran en la Tabla 5.33 para plantas mayores a 500 kW de potencia.

Como se aprecia, la Resolución no regula emisiones de CO₂. Las plantas simuladas no emiten H₂S pues este es separado del *syngas* antes de su combustión. De igual manera, las simulaciones indican que no se producen óxidos de nitrógeno en la turbina de gas.

Tabla 5.33: Límites máximos permisibles propuestos para emisiones de actividades de generación termoeléctrica.

Fuente: [110]

PROPUESTA DE LMP (LMP) PARA EMISIONES DE ACTIVIDADES DE GENERACIÓN TERMOELÉCTRICA ^a (en mg/Nm ³) ^{c,1/}						
TIPO COMBUSTIBLE	MP mg/Nm3 mayor a 0,5 MW menor o igual a 20 MW	MP mg/Nm3 mayor a 20 MW	SO ₂ mg/Nm3 mayor a 0,5 MW menor o igual a 20 MW	SO ₂ mg/Nm3 mayor a 20 MW	NOx mg/Nm3 mayor a 0,5 MW menor o igual a 20 MW	NOx mg/Nm3 mayor a 20 MW
SÓLIDO	50	30	400	800	510	510
LÍQUIDO ^b	40	30	200	400 ^d 200 ^e	400	400
GAS NATURAL ^b	N/A	N/A	N/A	N/A	150	150
^{1/} Valores que deben ser reportados a la autoridad competente medidos en base seca a condiciones normales 25°C y 1 atm y 11% oxígeno y condiciones de operación normales excluyendo los procesos de pruebas, arranques y paradas						
^a no aplicable para equipos con menos de 500 kW y para grupos auxiliares que son empleados para uso propio de la planta o menos de 500 horas de operación conectadas a un servicio público. En el caso de unidades duales se considerará de forma independiente el número de horas de operación por cada tipo de combustible.						
^b para unidades duales se considerará el combustible utilizado en la operación al momento del monitoreo.						
^c en el caso se proponga plazos de adecuación la autoridad competente establecerá los valores a cumplir durante este período según la certificación ambiental vigente.						
^d vigente a partir de su publicación						
^e vigente a partir 01 de enero 2019						
N/A No aplica para objetivos de cumplimiento de LMP						

Respecto a los óxidos de azufre, la planta emite dicho químico por debajo de lo permitido por la ley, con lo cual se puede afirmar que las plantas IGCC del presente trabajo cumplirían con la ley peruana si el documento se publicase sin alteraciones.

Para evaluar las emisiones de dióxido de carbono, se comparan a las mismas con normativa internacional. En el año 2018 la Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos (EPA, por sus siglas en inglés) propuso nuevos estándares de emisiones para reemplazar los del año 2015. La propuesta para nuevas plantas IGCC se presenta en la Tabla 5.34.

Tabla 5.34: Resumen de BSER y estándares propuestos para el 2018 por la EPA.
Fuente: Traducido y adaptado de [111]

Fuente afectada	Mejor sistema de reducción de emisiones (BSER)	Estándar de emisión
Plantas de vapor e IGCC nuevas y reconstruidas	Tecnologías de generación más eficientes combinadas con las mejores prácticas operativas	1. 1900 lb CO ₂ /MWh- bruto para fuentes con consumo calorífico >2000 MMBtu/h 2. 2000 lb CO ₂ /MWh- bruto para fuentes con consumo calorífico ≤2000 MMBtu/h 3. 2200 lb CO ₂ /MWh- bruto para fuentes alimentadas con desechos de carbón

Convirtiendo a unidades del Sistema Internacional, los límites son: (1) 861,8 kg de CO₂/MWh-bruto para plantas con consumo calorífico mayor a 586,1 MW, (2) 907,2 kg de CO₂/MWh-bruto de CO₂ para plantas con consumo calorífico menor o igual a 586,1 MW, y 997,9 2 kg de CO₂/MWh-bruto de CO₂ para plantas que utilicen desechos de carbón como materia prima. Considerando el poder calorífico del carbón antracita peruano visto en el acápite 2.2.1.1 y los flujos másicos de cada configuración, los consumos de calor de cada planta (el producto del flujo másico de carbón por su poder calorífico inferior) se calculan y se muestran en la Tabla 5.35.

Tabla 5.35: Consumos caloríficos de las plantas IGCC simuladas.

Planta	IGCC 7E.03- 1P	IGCC 7E.03- 2P	IGCC 7E.03- 3P	IGCC OP16-3- 1P	IGCC 6F.03- 3P	IGCC 7HA.01- 3P
Consumo de calor (MW)	296,3	296,33	305,25	7,73	272,54	798,80

Todas las tablas tienen un consumo de calor menor a 586,1 MW excepto por la planta IGCC-7HA.01-3P, que es la más grande. Comparando los resultados de la

Tabla 5.32 con estos estándares, notamos que todas las plantas tienen menores emisiones que las recomendadas, excepto la planta IGCC OP16-3 1P.

CONCLUSIONES

- Se propusieron diferentes configuraciones de planta IGCC, basadas en la integración térmica de procesos, habiéndose generado 6 escenarios de operación, los cuales se modelaron y simularon con la herramienta informática Thermoflow.
- Se demostró que las plantas IGCC tienen el potencial para gasificar los recursos carboníferos con los que cuenta el país y convertirlos en energía eléctrica.
- Se creó un modelo de gasificador en Thermoflow con los ratios de consumo de oxígeno y de vapor adecuados para gasificar correctamente el carbón del Alto Chicama. También se modeló dicho carbón. Este modelo de gasificador constituye un elemento importante para determinar los resultados técnicos y económicos para cada escenario de operación.
- El *syngas* obtenido de la gasificación del carbón antracita peruano con los parámetros seleccionados (ratios de consumo de oxígeno y de vapor) es rico en hidrógeno y monóxido de carbono.
- Las plantas IGCC son adecuadas técnicamente para utilizar el carbón del Alto Chicama como fuente energética gracias a sus características operativas y a las eficiencias alcanzadas, presentando mejores valores con el aumento del número de niveles de presión (hasta tres) y del tamaño de planta.

- El costo de cada unidad de energía generada oscila entre 92,5 y 257,0 USD/MWh y está conformado en su mayor parte por el costo de inversión de la planta.
- Frente a los costos actuales de otras alternativas de generación, las plantas IGCC producen energía a un costo mayor.
- En comparación con las plantas de carbón estimadas por la EIA, los costos de inversión de las plantas IGCC propuestas las pueden hacer atractivas en contextos donde haya abundancia de recurso carbonífero y se busque una forma de aprovecharlo.
- Las emisiones de CO₂ y SO_x de plantas IGCC están por debajo de los límites establecidos por la normativa nacional e internacional, y disminuyen conforme aumenta el tamaño de planta y el número de niveles de presión.

TRABAJOS FUTUROS

- La presente tesis ofrece la composición del *syngas* obtenido a partir de carbón antracita peruano para la exploración de otras aplicaciones del mismo, como las enumeradas en el acápite 4.2.
- La diferencia entre la cifra oficial de producción de carbón en la cuenca del Alto Chicama y estimaciones a partir de observaciones presenciales (acápites 2.2.1.1) es muy amplia y deben realizarse otros estudios para conocer una cifra más certera.
- Se pueden aprovechar los gases de la turbina para cogeneración, con lo cual se puede evaluar la conveniencia de aplicaciones de cogeneración con carbón antracita peruano.
- Así como el carbón, se pueden probar otros posibles combustibles para la planta de gasificación, tales como residuos sólidos municipales, hospitalarios, o biomasa. Incluso, podría ser interesante investigar la gasificación de una mezcla de combustibles. Adicionalmente, el uso de combustibles de menor costo ayudaría a la economía de la planta.
- Se pueden evaluar los resultados de implementar diferentes estrategias de integración en la planta IGCC, como las mencionados en el acápite 4.4.

REFERENCIAS

- [1] PBL Netherland Environmental Assessment Agency, «Trends in Global CO₂ and Total Greenhouse Gas Emissions: 2019 report», mayo 2020. [En línea]. Available: https://www.pbl.nl/sites/default/files/downloads/pbl-2020-trends-in-global-co2-and-total-greenhouse-gas-emissions-2019-report_4068.pdf. [Último acceso: 01 junio 2020].
- [2] International Energy Agency, «Technology Roadmap: High-Eficiency, Low-Emissions Coal-Fired Power Generation», Francia, 2012.
- [3] COES, «Estadísticas Anuales 2019», [En línea]. Available: <http://www.coes.org.pe/Portal/publicaciones/estadisticas/estadistica2019#>. [Último acceso: 01 junio 2020].
- [4] Ministerio de Energía y Minas, «Balance Nacional de Energía 2016», Lima, 2018.
- [5] A. Luyo Quiroz, «Visión futura del carbón Peruano», *Revista del Instituto de Investigaciones de la Facultad de Geología, Minas, Metalurgia y Ciencias Geográficas*, vol. 14, nº 28, Abril 2012.
- [6] T. P. Barnett, J. C. Adam y D. Lettenmaier, «Potential impacts of a warming climate on water availability in snow-dominated regions», *Nature*, vol. 438, pp. 303-309, 2005.
- [7] A. Rabatel y et al., «Current state of glaciers in the tropical Andes: a multi-century perspective on glacier evolution and climate change», *The Cryosphere*, vol. 7, nº 1, pp. 81-102, 2013.
- [8] W. Vergara, A. M. Deeb, A. M. Valencia, R. S. Bradley, B. Francou, A. Zarzar, A. Grünwaldt y S. M. Haeussling, «Economic Impacts of Rapid Glacier Retreat in the Andes», *Eos*, vol. 88, nº 25, pp. 261-264, 2007.
- [9] British Petroleum, «BP Statistical Review of World Energy - June 2017,» Londres, 2017.
- [10] D. Herencia Quispe y C. Herrera Descalzi, «Diseño de la circulación natural de un generador de vapor con parrilla transportadora para quemar antracita peruana. Condiciones de operación: 30000 kg/hr de vapor a 40 kg/cm² y 450 øc», Lima, 1969.
- [11] M. L. Mittal, C. Sharma y R. Singh, «Estimates of emissions from coal fired thermal power plants in India», de *International Emission Inventory Conference*, Tampa, Florida, USA, 2012.
- [12] L. Qi-Zhen, B. Yong, X. Xiao-Yu, T. Ying-Ming y L. Jinmei, «Characteristics of Mercury Emissions from a Coal-fired Power Plant», *Journal of Residuals Science & Technology*, vol. 13, nº 1, pp. 175-180, 2016.
- [13] S. Chang, J. Zhuo, S. Meng, S. Qin y Q. Yao, «Clean Coal Technologies in China: Current Status and Future Perspectives», *Engineering*, vol. 2, pp. 447-459, 2016.

- [14] R. W. Breault, «Gasification Processes Old and New: A Basic Review of the Major Technologies», *Energies*, vol. 3, pp. 216-240, 2010.
- [15] H. Kondo, «IGCC, IGFC and CCS in Japan», de *Power Generation and Transmission & Cleaner Fossil Energy Task Forces Meeting and Seminar*, Melbourne, 2008.
- [16] M. Treviño Coca, Tecnología de gasificación integrada en ciclo combinado: GICC, España: Elcogas S.A., 2006.
- [17] T. Wang y G. Stiegel, *Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technologies*, Woodhead Publishing, 2017.
- [18] Saipem, «Power Generation: Engineering and Construction Project References», Eni Saipem, Milan, 2019.
- [19] Gas Turbine World, 2012 GTW handbook, Connecticut: Pequot Publishing Inc., 2011.
- [20] C. Ducharme, «Technical and economic analysis of Plasma-assisted Waste-to-Energy processes», 2010.
- [21] F. Fabry, C. Rehmert, V.-J. Rohani y L. Fulcheri, «Waste Gasification by Thermal Plasma: A Review», de *Waste and Biomass Valorization*, Dordrecht, Springer, 2013, pp. 421-439.
- [22] J. V. Bravo Sánchez, «Proyecto de una planta de gasificación Lurgi de carbón antracita de 1200 TM/día de capacidad de alimentación ubicada en el puerto Chicama», Lima, 1997.
- [23] J. A. Alonso Portocarrero, «Análisis técnico-económico de gasificación del coque de petróleo integrado a un sistema de generación eléctrico de ciclo combinado», Lima, 2010.
- [24] Universidad de Piura, «Analizan la calidad de gas obtenido a partir de residuos orgánicos», 21 Abril 2017. [En línea]. Available: <http://udep.edu.pe/ingenieria/noticias/2017/analizan-la-calidad-de-gas-obtenido-a-partir-de-residuos-organicos/>. [Último acceso: 10 Agosto 2017].
- [25] Redacción LR, «Arequipa: Proponen generar energía eléctrica utilizando basura», *La República*, 22 junio 2017.
- [26] J. Ramos Saravia, A. Inga, S. Quesnel, H. Álvarez, C. Nuñez, O. Morante, J. Calderón, Y. Carhuaricra, E. Grandy Gonzales, G. Fuentes, C. Gonzales Montoya y C. Oyague, «Plantas de producción combinada de hidrógeno y electricidad a partir de residuos sólidos hospitalarios no peligrosos. Parte I: Tecnología.», de *Congreso Nacional de Ingeniería Mecánica, Eléctrica y Ramas Afines*, Lima, 2017.
- [27] J. Ramos Saravia, A. Inga, S. Quesnel, H. Álvarez, C. Nuñez, O. Morante, J. Calderón, Y. Carhuaricra, E. Grandy Gonzales, G. Fuentes, W. Huaccachi y M. Galindo, «Plantas de producción combinada de hidrógeno y electricidad a partir de residuos sólidos hospitalarios no peligrosos. Parte II: Aplicación.», de *Congreso Nacional de Ingeniería Mecánica, Eléctrica y Ramas Afines*, Lima, 2017.
- [28] BP p.l.c., «BP Statistical Review of World Energy», BP, Londres, 2019.

- [29] World Coal Institute, «The coal resource: A comprehensive overview of coal», Londres, 2009.
- [30] H. Nalbandian, «Non-fuel of coal», IEA Clean Coal Centre, Londres, 2014.
- [31] C. Higman, «GSTC Global Syngas Database», 29 octubre 2018. [En línea]. Available: <https://www.globalsyngas.org/uploads/downloads/2018-presentations/1-3-Higman-GSTC-2018.pdf>. [Último acceso: 08 agosto 2019].
- [32] Ministerio de Energía y Minas, «Balance Nacional de Energía 2018», Junio 2020. [En línea]. Available: <https://sinia.minam.gob.pe/documentos/balance-nacional-energia-2018>. [Último acceso: 1 Setiembre 2020].
- [33] J. Agramonte Bernejo y A. Díaz Valdiviezo, Inventario preliminar del carbón mineral en el Perú, Lima: Dirección General de Geología, 1983.
- [34] W. E. Brooks, R. B. Finkelman, J. C. Willett, A. C. Gurmendi, T. R. Yager, R. Carrascal Miranda y R. Mucho, «World Coal Quality Inventory: Peru», de *World Coal Quality Inventory: South America*, 2006, pp. 158-185.
- [35] S. Gonzales Chávez, Entrevista, *Extracción de carbón del Alto Chicama*. [Entrevista]. setiembre 2020.
- [36] B. Lesniak, L. Slupik y G. Jakubina, «The determination of the specific heat capacity of coal based on literature data», *CHEMIK*, vol. 67, nº 6, pp. 560-571, 2013.
- [37] Centrum Católica, «Reporte Financiero Burkenroad Perú - Sector Cementero del Perú», 26 Mayo 2010. [En línea]. Available: [https://www.latinburkenroad.com/docs/BRLA%20Peruvian%20Cement%20Industry%20\(201002%20Spanish\).pdf](https://www.latinburkenroad.com/docs/BRLA%20Peruvian%20Cement%20Industry%20(201002%20Spanish).pdf). [Último acceso: 22 octubre 2019].
- [38] Ministerio de Energía y Minas, «Guía de Orientación del Uso Eficiente de la Energía y de Diagnóstico Energético - Industrias Cementeras», 06 setiembre 2019. [En línea]. Available: http://www.minem.gob.pe/minem/archivos/file/DGEE/eficiencia%20energetica/publicaciones/guias/12_%20%20guia%20industrias%20cementeras%20DGEE%2006-09-19.pdf. [Último acceso: 22 Octubre 2019].
- [39] C. Higman y M. van der Burgt, *Gasification*, Burlington, Estados Unidos: Elsevier, 2003.
- [40] P. Basu, *Biomass gasification and pyrolysis : practical design and theory*, Burlington: Academic Press, 2010.
- [41] R. Nayak y R. K. Mewada, «Simulation of Coal Gasification Process using ASPEN PLUS», de *International Conference on Current Trends in Technology*, Ahmedabad, 2011.
- [42] A. N. Alekhovich, «Initial slagging temperature as a coal slagging index: determination and application», *Power Technology and Engineering*, vol. 48, nº 3, pp. 16-24, 2014.

- [43] U.S. Department of Energy, «Fixed (moving) bed gasifiers», [En línea]. Available: <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/bgl>. [Último acceso: 17 enero 2018].
- [44] F. Hanneman, W. De Hui, Y. Jia Yi y H. Bin, «Siemens Gasification Technology at the World's Largest Coal to Polypropylene Plant», Octubre 2011. [En línea]. Available: <https://www.globalsyngas.org/uploads/eventLibrary/07HANNEMANN.pdf>. [Último acceso: 27 octubre 2018].
- [45] E. Supp, How to produce Methanol from coal, Frankfurt: Springer, 1990.
- [46] Thermal Cleaning, «SCHWING: Fluidized Bed Principle», [En línea]. Available: <https://www.youtube.com/watch?v=FcNuxk8vDu8>. [Último acceso: 23 enero 2018].
- [47] U. Arena, L. Zaccariello y M. L. Mastellone, «Tar removal during the fluidized bed gasification of plastic waste», *Waste management*, vol. 29, pp. 783-791, 2009.
- [48] M. L. Mastellone y U. Arena, «Olivine as a Tar Removal Catalyst During Fluidized Bed Gasification of Plastic Waste», *AIChE Journal*, vol. 54, nº 6, pp. 1656-1667, 2008.
- [49] J. Delgado, M. P. Aznar y J. Corella, «Biomass Gasification with Steam in Fluidized Bed: Effectiveness of CaO, MgO, and CaO-MgO for Hot Raw Gas Cleaning», *Industrial & Engineering Chemistry Research*, vol. 36, nº 5, pp. 1535-1543, 1997.
- [50] Adani Synenergy Limited, «Pre-feasibility Report on Coal to Polygeneration (CTP) Project», Julio 2014. [En línea]. Available: http://environmentclearance.nic.in/writereaddata/Online/TOR/0_0_06_Aug_2014_1005083971PFR_Adani_CTP_Mundra.pdf. [Último acceso: 2018 Octubre 2018].
- [51] Osaki CoolGen Corporation, «Current Status of Osaki CoolGen Project», 18 Junio 2018. [En línea]. Available: <https://jp.globalccsinstitute.com/sites/jp.globalccsinstitute.com/files/content/mediarelease/122882/files/s6osaki-coolgenjapan-ccs-forum-2018upload.pdf>. [Último acceso: 28 Octubre 2018].
- [52] National Energy Technology Laboratory, «GE Energy (Formerly Chevron Texaco) Gasifier», [En línea]. Available: <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/ge>. [Último acceso: 21 agosto 2019].
- [53] National Energy Technology Laboratory, «Tampa Electric Integrated Gasification Combined-Cycle Project», [En línea]. Available: <https://www.netl.doe.gov/research/Coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/tampa>. [Último acceso: 21 agosto 2019].
- [54] Power Technology, «Sarlux IGCC Power Plant», [En línea]. Available: <https://www.power-technology.com/projects/sarlux/>. [Último acceso: 21 agosto 2019].
- [55] G. Collodi y R. M. Jones, «The Sarlux IGCC Project: An Outline of the Construction and Commissioning Activities», de *1999 Gasification Technologies Conference*, California, 1999.

- [56] Global Energy Observatory, «Api Energia Falconara IGCC Power Plant - Italy», [En línea]. Available: <http://globalenergyobservatory.org/geoid/43995>. [Último acceso: 21 agosto 2019].
- [57] National Energy Technology Laboratory, «KBR Transport Gasifiers», [En línea]. Available: <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/kbr>. [Último acceso: 21 agosto 2019].
- [58] S. Ariyapado, P. Shires, M. Bhargava y D. Ebborn, «KBR's Transport Gasifier (TRIG TM) - An Advanced Gasification Technology for SNG Production for Low-Rank Coals», de *Twenty-fifth Annual International Pittsburgh Coal Conference*, Pensilvania, 2008.
- [59] National Energy Technology Laboratory, «UHDE - PRENFLO», [En línea]. Available: <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/uhde-prenflo>. [Último acceso: 21 agosto 2019].
- [60] La Tribuna de Ciudad Real, ««El cierre de Elcogas es un punto y seguido» », 14 febrero 2016. [En línea]. Available: <https://www.latribunadeciudadreal.es/noticia/Z9C4ECDF1-B6ED-F1D5-A6B93D75F9D6A31D/20160214/cierre/elcogas/es/punto/seguido>. [Último acceso: 21 agosto 2019].
- [61] Elcogas S.A., «Central Térmica G.I.C.C en fase de Desmantelamiento», [En línea]. Available: <http://www.elcogas.es/>. [Último acceso: 21 agosto 2019].
- [62] C.GEN, «North Killingholme Power Project», [En línea]. Available: <http://www.cgenpower.com/kgf/index.html>. [Último acceso: 21 agosto 2019].
- [63] N. Venkatramani, «Industrial Plasma Torches and applications», *Current Science*, vol. 83, nº 3, pp. 254-262, 2002.
- [64] Cormark Securities, «Alter NRG Initiation Report», 2014.
- [65] M. Minutillo, A. Perna y D. Di Bona, «Modeling and performance analysis of an integrated plasma gasification combined cycle (IPGCC) power plant», *Energy Conversion and Management*, vol. 50, pp. 2837-2842, 2009.
- [66] I. B. Matveev, N. V. Washcilenko, S. I. Serbin y N. A. Goncharova, «Integrated Plasma Coal Gasification Power Plant», *IEEE Transactions on Plasma Science*, vol. 41, nº 12, pp. 3195-3200, 2013.
- [67] Georgia Tech Research Institute, «Plasma Arc Gasification», Enero 2010. [En línea]. Available: <http://www.thesciencecouncil.com/index.php/dr-louis-j-circeo/65-gasification-of-municipal-solid-waste>. [Último acceso: 28 Octubre 2018].
- [68] J. Klemes, P. Varbanov, S. Wan Alwi y Z. Manan, *Process Integration and Intensification. Saving Energy, Water and Resources*, Berlin, Boston: De Gruyter, 2014.
- [69] J. Klemes, *Handbook of Process integration (PI). Minimisation of energy and water use, waste and emissions*, Cambridge: Woodhead Publishing Limited, 2013.

- [70] National Energy Technology Laboratory, «10.2. Fischer-Tropsch Synthesis», [En línea]. Available: <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/ftsynthesis>. [Último acceso: 27 agosto 2019].
- [71] Hydrogen Tools, «Hydrogen Applications», [En línea]. Available: <https://h2tools.org/bestpractices/hydrogen-applications>. [Último acceso: 27 agosto 2019].
- [72] Linde , «Carbon Monoxide», [En línea]. Available: https://www.linde-gas.com/en/products_and_supply/packaged_chemicals/product_range/carbon_monoxide.html. [Último acceso: 27 agosto 2019].
- [73] Universal Industrial Gases, Inc., «Carbon Dioxide (CO₂) Properties, Uses, Applications», [En línea]. Available: <http://www.uigi.com/carbondioxide.html>. [Último acceso: 27 agosto 2019].
- [74] V. Choudhry y S. R. Hadley, «Utilization of Coal Gasification Slag», de *Clean Energy from Waste and Coal*, vol. 515, M. R. Khan, Ed., Washington, American Chemical Society, 1992, pp. 253-263.
- [75] National Energy Technology Laboratory, «5.1. Gasification Introduction», [En línea]. Available: <https://www.netl.doe.gov/research/Coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/intro-to-gasification>. [Último acceso: 27 agosto 2019].
- [76] M. P. Boyce, *Handbook for Cogeneration and Combined Cycle Power Plants*, Segunda ed., Nueva York: ASME Press, 2010.
- [77] Departamento de Física Aplicada III de la Universidad de Sevilla, «Ciclo Brayton», 20 mayo 2009. [En línea]. Available: http://laplace.us.es/wiki/index.php/Ciclo_Brayton. [Último acceso: 27 agosto 2019].
- [78] R. Kehlhofer, F. Hannemann, F. Stirnimann y B. Rukes, *Combined-Cycle Gas & Steam Turbine Power Plants*, Tercera ed., Oklahoma: PennWell, 2009, pp. 66-124.
- [79] B. Maluenda y P. Fraissinet, «Nuevas formas de generación termoeléctrica: una visión de los IGCC», 2014. [En línea]. Available: <http://hrudnick.sitios.ing.uc.cl/alumno14/igcc/localhost/mercados/tecnologia-igcc/index.html>. [Último acceso: 22 agosto 2019].
- [80] E. O. Oluyede y J. Phillips, «Fundamental Impact of Firing Syngas in Gas Turbines», *ASME Turbo Expo 2007: Power for Land, Sea, and Air*, vol. 3, pp. 175-182, 2007.
- [81] GE Power Systems, «GEI 41040 G Specification for Fuel Gases for Combustion in Heavy-Duty Gas Turbines», 2002.
- [82] Thermoflex, «Gasifier (Simplified)».
- [83] D. Henton, «Update on Clean Energy R&D Projects and Programs at RTI International,» de *2015 Gasification Technologies Conference*, Colorado, 2015.
- [84] G. Raggio, A. Pettinau, A. Orsini, M. Fadda, D. Cocco, P. Deiana, M. L. Pelizza y M. Marengo, «Coal Gasification Pilot Plant for Hydrogen Production. Part A: Coal

Gasification and Syngas Desulphurization», de *Second International Conference on Clean Coal Technologies for Our Future*, Sardinia, 2005.

- [85] GE Power, «2016 Gas Power Systems Products Catalog», Noviembre 2015. [En línea]. Available: https://www.ge.com/content/dam/gepower-pgdp/global/en_US/documents/product/2016-gas-power-systems-products-catalog.pdf. [Último acceso: 16 Mayo 2019].
- [86] OPRA Turbines, «Gas Turbine Power», [En línea]. Available: <https://csme.com.sg/wp-content/uploads/2016/08/OPRA-Turbines-brochure-English.pdf>. [Último acceso: 16 Mayo 2019].
- [87] General Electric, «GE GT-7E.03 Brochure», 2014. [En línea]. Available: https://www.ge.com/content/dam/gepower-pgdp/global/en_US/documents/product/gas%20turbines/Fact%20Sheet/7e03-brochure.pdf. [Último acceso: 16 Mayo 2019].
- [88] Russian Gas Turbines, «6F.03 (6FA) gas turbine unit», [En línea]. Available: <https://www.rusgt.ru/en/products/6fa-gas-turbine/>. [Último acceso: 2019 Mayo 16].
- [89] General Electric, «Gas Power Systems Offering,» abril 2019. [En línea]. Available: https://www.ge.com/content/dam/gepower-pgdp/global/en_US/documents/product/gas-power-systems-product-catalog-2019.pdf. [Último acceso: 17 setiembre 2019].
- [90] OPRA Turbines, «OP16 Gas Turbine Genset», 2018. [En línea]. Available: <https://www.opraturbines.com/wp-content/uploads/2018/10/OPRA-Technical-Leaflet-English.pdf>. [Último acceso: 28 agosto 2019].
- [91] Siemens, «Turbinas de vapor industriales», Erlangen, 2009.
- [92] V. Arroyo Chalco, «COSTOS DE LOS COMBUSTIBLES», setiembre 2008. [En línea]. Available: [http://www2.congreso.gob.pe/sicr/cendocbib/con_uibd.nsf/AE982758BA07E4B3052574F7005E39CA/\\$FILE/Costosdeloscombustibles.pdf](http://www2.congreso.gob.pe/sicr/cendocbib/con_uibd.nsf/AE982758BA07E4B3052574F7005E39CA/$FILE/Costosdeloscombustibles.pdf). [Último acceso: 19 setiembre 2019].
- [93] L.-U. Axelsson, M. Beran y T. Bouten, «Technical challenges and opportunities for utilizing syngas in gas turbines», 2014. [En línea]. Available: <https://www.opraturbines.com/wp-content/uploads/2018/10/Technical-challenges-and-opportunities-for-utilizing-syngas-in-gas-turbines.-OPRA-Turbines-2014.pdf>. [Último acceso: 23 octubre 2019].
- [94] Official Data Foundation, «U.S. Dollar Inflation Calculator», [En línea]. Available: <http://www.in2013dollars.com/>. [Último acceso: 10 setiembre 2019].
- [95] M. Ignacio, Entrevista, *Modelo Thermoflex de PlamtaGCC con tres niveles de presión*. [Entrevista]. 28 junio 2018.
- [96] Gas Turbine World, 2018 GTW Handbook, vol. 33, Pequot Publishing, 2018.

- [97] N. Holt, «IGCC Power Plants – EPRI Design & Cost Studies», de *EPRI/GTC Gasification Technologies Conference*, San Francisco, 1998.
- [98] National Energy Technology Laboratory, «Cost and Performance Baseline for Fossil Energy Plants. Volume 1: Bituminous Coal and Natural Gas to Electricity», noviembre 2010. [En línea]. Available: <https://www.nrc.gov/docs/ML1217/ML12170A423.pdf>. [Último acceso: 18 setiembre 2019].
- [99] N. Weiland y C. W. White, «Techno-economic Analysis of an Integrated Gasification Direct-Fired Supercritical CO₂ Power Cycle», de *8th International Conference on Clean Coal Technologies*, Estados Unidos de América, 2017.
- [100] Diario Oficial El Peruano, *D.L. N° 25844 Ley de Concesiones Eléctricas*, Lima, 1992.
- [101] B. Hartwell, N. Ismail, D. G. Kim y J. H. Ma, «Design for a Coal IGCC Plant for the Co-production of Electricity and H₂ in Pittsburgh, PA», 1 mayo 2009. [En línea]. Available: https://personal.ems.psu.edu/~fkd/courses/egee580/coal_final_2009.pdf. [Último acceso: 18 setiembre 2019].
- [102] Y. Wang, V. Nian y H. Y. J. Li, «Life Cycle Analysis of Integrated Gasification Combined Cycle Power Generation in the Context of Southeast Asia», *Energies*, vol. 11, nº 6, p. 1587, 2018.
- [103] W. Yujia, X. Zhaofeng y L. Zheng, «Lifecycle Analysis of Coal-fired Power Plants with CCS in China», *Energy Procedia*, vol. 63, pp. 7444-7451, 2014.
- [104] U.S. Energy Information Administration, «Updated Capital Cost Estimates for Utility Scale Electricity Generating Plants», Washington, 2013.
- [105] R. M. Rodríguez Pinillos y P. Velásquez Wong, «La formalización de la mina de carbón MRP Resources & Mining Perú del departamento de La Libertad y su incidencia en la exportación de carbón antracita al mercado de Turquía, 2015,» 2016. [En línea]. [Último acceso: 18 setiembre 2019].
- [106] COES, «Informe de la operación anual del SEIN», Lima, 2018.
- [107] Osinergmin, «CENTRALES DE GENERACIÓN ELÉCTRICA - EN OPERACIÓN», marzo 2018. [En línea]. Available: https://www.osinergmin.gob.pe/seccion/centro_documental/electricidad/Documentos/PROYECTOS%20GFE/Generaci%C3%B3n/2-EN-OPERACION.pdf. [Último acceso: 13 setiembre 2019].
- [108] COES, «Programa de Operación Diario», 1 setiembre 2019. [En línea]. Available: <http://www.coes.org.pe/Portal/Operacion/ProgOperacion/ProgramaDiario>. [Último acceso: 13 setiembre 2019].
- [109] U.S. Energy Information Administration, «Assumptions to the Annual Energy Outlook 2019: Electricity Market Module», febrero 2019. [En línea]. Available: <https://www.eia.gov/outlooks/aeo/assumptions/pdf/electricity.pdf>. [Último acceso: 19 setiembre 2019].

- [110] Ministerio del Ambiente, *Resolución Ministerial N° 162-2014-MINAM*, Lima, 2014.
- [111] Environmental Protection Agency, «Review of Standards of Performance for Greenhouse Gas Emissions From New, Modified and Reconstructed Stationary Sources: Electric Utility Generating Units», *Federal Register*, vol. 83, nº 244, pp. 65424-65464, 2018.
- [112] K. Moustakas, D. Fatta, S. Malamis, K. Haralambous y M. Loizidou, «Demonstration plasma gasification/vitrification system for effective hazardous waste treatment», *Journal of Hazardous Materials*, pp. 120-126, 2005.
- [113] A. Surov, S. Popov, V. Popov, D. Subbotin, E. Serba, V. Spodobin, G. Nakonechny y A. Pavlov, «Multi-gas AC plasma torches for gasification od organic substances», *Fuel*, vol. 203, pp. 1007-2014, 2017.
- [114] International Union of Pure and Applied Chemistry, «Radiofrequency plasmas», de *Compendium of Analytical Nomenclature. Definitive Rules.*, Tercera ed., 1997.
- [115] National Energy Technology Laboratory, «8.6. IGCC Project Examples», [En línea]. Available: <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/project-examples>. [Último acceso: 22 agosto 2019].
- [116] SUNAT, «Tipo de Cambio Oficial», setiembre 2019. [En línea]. Available: <http://www.sunat.gob.pe/cl-at-ittipcam/tcS01Alias>. [Último acceso: 20 setiembre 2019].