



UNIVERSIDAD DE ZARAGOZA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA
ÁREA MÁQUINAS Y MOTORES TÉRMICOS
MÁSTER EN ENERGÍAS RENOVABLES Y EFICIENCIA ENERGÉTICA

PROYECTO FIN DE MÁSTER

**ESTUDIO DE FUNCIONAMIENTO
DE LA INTEGRACIÓN DE UNA
PLANTA SIDERÚRGICA CON UNA
CENTRAL DE POTENCIA Y UN
SISTEMA DE CAPTURA DE CO₂**

Eloy Pueyo Casabón

Dirección del trabajo:
D. Luis Miguel Romeo Giménez

Zaragoza, 15 de noviembre de 2012

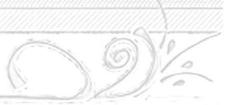


*A Manuel Casabón, que su inteligencia y humor
están grabados al rojo vivo en mi memoria.*

*A Marino Pueyo, que su bondad y cariño son un
fuelle que alimenta su recuerdo en mí.*

*Herreros de profesión, maestros del metal, y
sobre todo abuelos de corazón.*

AGRADECIMIENTOS



"Todas las adversidades que he tenido en mi vida, todos los problemas y obstáculos, me han fortalecido"

Walt Disney

"Ciencia es todo aquello sobre lo cual siempre cabe discusión"

José Ortega y Gasset

En primer lugar debo agradecer a mi director de proyecto D. Luis Miguel Romeo Giménez por aceptar acogerme y guiarme en la realización de este último trabajo del máster. Aunque sé que su trabajo se debe a un número de personas elevado entre las que me encuentro yo; brindarme cualquier momento posible para aclararme y despejarme las dudas es un esfuerzo que debo tenerle en consideración. Debo agradecer de forma sobremanera su buen saber hacer y su orientación afectuosa y su cercanía a la hora de guiarme.

Mi más sincero agradecimiento a mis familiares por su apoyo moral en todo momento. Un apoyo incondicional, gratuito e inagotable. Por sus palabras de aliento en los momentos bajos, por sus 'enhorabuenas' en los momentos de alegría. Por su curiosidad a la hora de conocer el transcurrir de mi carrera aunque no supiesen de que les estaba hablando. Por aguantarme durante la realización del TFM y darme ánimos cuando lo veía todo oscuro. Definitivamente, agradecerles que estuvieran allí y que sigan estando por muchos años.

No podría olvidarme aunque quisiese de mis insustituibles compañeros de Universidad. Esos amigos 'Robles' que cada vez quedan menos por lo que fue el Centro Politécnico Superior. Espero que alguno de ellos quiera seguir la senda que hemos ido abriendo otros y así poder seguir compartiendo experiencias.

A mis amigos de toda la vida, que después de aguantarme durante toda la carrera me he metido en un máster más especializado, decirles que para ellos siempre seré el ingeniero de la pandilla y que les podré ofrecer una visión tecnológica del mundo. Y por sus risas afectuosas cuando lesuento de qué ha ido el máster y sus caras de no comprender mucho.

Como no podría ser de otro modo, agradecer a los nuevos compañeros del máster, casi todos foráneos de Aragón sus horas invertidas en 'echar cervezas' y en sudar la gota gorda en la sala de estudios del CPS. Y por esas conversaciones lingüísticas tan profundas que nos han hecho ver la diversidad de léxico de este idioma.

También agradecer al Tribunal que evaluará el trabajo invertido en el presente trabajo fin de máster. Agradecer el tiempo que ha tenido que dedicar a su lectura, a la correspondiente reflexión para evaluarlo y por último el dedicado a escuchar la defensa, que aunque breve su carencia haría inútil el trabajo ejecutado.

RESUMEN

ESTUDIO DE FUNCIONAMIENTO DE LA INTEGRACIÓN DE UNA PLANTA SIDERÚRGICA CON UNA CENTRAL DE POTENCIA Y UN SISTEMA DE CAPTURA DE CO₂

Como parte de las estrategias en la lucha contra el cambio climático y el reto que supone para la industria siderúrgica mejorar la eficiencia energética en la producción de acero y por tanto en la reducción de emisiones de CO₂, se ha propuesto la integración de una planta siderúrgica con un sistema de captura de CO₂ y una central de potencia.

El objetivo de este TFM ha sido el desarrollo de una simulación de una industria siderúrgica, a nivel energético como másico. Seguidamente de un estudio de viabilidad de integración con una central de potencia para finalmente estudiar la integración con el sistema de captura de CO₂.

Para el estudio de la integración de los diferentes componentes se han simulado los balances de masa y de energía de la industria siderúrgica, atendiendo al comportamiento de cada componente interno según las mejores tecnologías disponibles actualmente. Todo ello seguido de un estudio del potencial inherente a la industria siderúrgica para una auto-captura de CO₂.

A la vista de los resultados obtenidos, el autor y director se decantan por la elección de un sistema CCS de solvente químico con aminas. De esta manera la integración energética y de captura permite la reducción de las emisiones de CO₂ del orden del 90% con una producción eléctrica adecuada al régimen de funcionamiento de la planta siderúrgica.

Para la producción eléctrica se ha escogido un ciclo combinado con turbina de gas en cabecera que aprovecha los gases energéticos de la siderurgia, con un ciclo de vapor en cola con una extracción de vapor para el sistema CCS. El sistema CCS es un ciclo de aminas de configuración básica (absorbedor-regenerador) con compresión de CO₂.

Por último se ha realizado un análisis económico así como de sensibilidad. Para ello se ha introducido el concepto de 'emisiones evitadas' estudiando las emisiones en cada una de las plantas por separado antes y después de la integración del sistema CCS. Los resultados preliminares son los suficientemente óptimos como para seguir investigando en este sector del campo de CCS.

Máster universitario

Energías renovables

y

Eficiencia energética

15 de noviembre de 2012

ÍNDICE GENERAL

Eloy Pueyo Casabón

Director: D. Luis Miguel Romeo Giménez

ÍNDICE GENERAL

MEMORIA

0.- Índice de la memoria	2
1.- Objeto	5
2.- Alcance	6
3.- Introducción. Gases de efecto invernadero y Kyoto	7
3.1.- Motivación histórica	7
3.2.- Gases que causan el efecto invernadero	7
3.3.- El protocolo de Kyoto	11
4.- Producción de acero	14
4.1.- Introducción	14
4.2.- Mejores tecnologías disponibles (BAT)	14
4.3.- Basic oxygen furnace	15
4.4.- Alto horno o Blast furnace	16
4.5.- Plantas de coque	16
4.6.- Plantas de sinterizado	17
4.7.- Unidad de separación de aire (ASU)	18
5.- Sistemas de captura de CO ₂	20
5.1.- Absorción química	20
5.2.- Ciclos de carbonatación-calcinación	21
5.3.- Oxicombustión	22
5.4.- Chemical looping	24
5.5.- IGCC con captura de CO ₂	25
6.- Simulación de la planta siderúrgica	28
6.1.- Producción de la industria siderúrgica	28
6.2.- Diagramas de bloques	28
6.3.- Diagramas de interacción	30
6.4.- Propiedades de los gases energéticos	33
6.5.- Balances de masa y energía	34
6.6.- Funcionamiento aislado	38
7.- Integración con una central de potencia	40
7.1.- Caracterización de la siderurgia	40
7.2.- Elección de turbina de gas	41
7.3.- Simulación del HRSG	41
7.4.- Caracterización del ciclo de vapor	42
7.5.- Simulación y resultados	42
7.6.- Potencial de captura de CO ₂	44
8.- Integración con una central de potencia y CCS	48
8.1.- Caracterización de las aminas	48
8.2.- Descripción y parametrización del ciclo de aminas	48
8.3.- Diagrama de funcionamiento general	49

Índice general

8.4.- Turbinas de gas empleadas	50
8.5.- Potencias y producción eléctrica	51
8.6.- Emisiones de CO ₂	53
9.- Emisiones de CO ₂ evitadas	53
9.1.- Metodología	54
9.2.- Caso real. Integración CP+CCS	54
9.3.- Caso ficticio. Integración CP+CPficticia	55
9.4.- Emisiones de CO ₂ evitadas	56
9.5.- Análisis económico	56
9.6.- Análisis de sensibilidad	58
10.- Conclusiones	61
10.1.- Metodología	61
10.2.- Caso real. Integración CP+CCS	61
10.3.- Caso ficticio. Integración CP+CPficticia	62
11.- Referencias de la memoria y Anexos	63
12.- Abreviaturas	70

ANEXOS

Anexo I – Industria de la siderurgia	71
1.- Introducción	74
2.- Mejores tecnologías disponibles actualmente	74
3.- Basic oxygen furnace (BOF)	75
4.- Blast furnace (BF)	77
5.- Electric arc furnace (EAF)	80
6.- Coke oven plants (CO)	82
7.- Plantas de sinterizado (Sinter plants)	84
8.- Unidades de separación de aire (ASU)	87
9.- Producción de la industria metalúrgica	91
10.- Configuración de la industria siderúrgica de simulación	92
Anexo II – Propiedades de las corrientes gaseosas energéticas	108
1.- Identificación de las corrientes gaseosas energéticas	110
2.- Método para calcular las propiedades	112
3.- Propiedades de las corrientes gaseosas energéticas	114
4.- Propiedades del vapor	115
Anexo III – Propiedades del resto de inputs	118
1.- Breve introducción	120
2.- Calores específicos	120
3.- Temperaturas de operación	121
4.- Balances de masa	123
5.- Balances de energía	126
Anexo IV – Modelización de la central de potencia	133
1.- Parámetros de funcionamiento de la caldera	135
2.- Turbina de gas	137
3.- Turbina de vapor	139

Índice general

Anexo V – Simulación del caso base	143
1.- Introducción	145
2.- Funcionamiento aislado y sin integración	145
3.- Caracterización de la siderurgia	146
4.- Caracterización del ciclo de gas y HRSG	147
5.- Caracterización del ciclo de vapor	148
6.- Resultados	149
Anexo VI – Integración de un sistema CCS	154
1.- Introducción	156
2.- Propiedades de las aminas	157
3.- Potencial energético de la siderurgia para captura de CO ₂	159
4.- Integración de CCS	163
Anexo VII – Emisiones de CO₂ evitadas	172
1.- Introducción	174
2.- Metodología	174
3.- Caso real – Integración CP+CCS	175
4.- Caso ficticio – Integración CP+CP ficticia	176
5.- Emisiones de CO ₂ evitadas	178
6.- Análisis económico	179
7.- Análisis de sensibilidad	182
Anexo VIII – Simulación EES	187

Máster universitario

Energías renovables

y

Eficiencia energética

15 de noviembre de 2012

MEMORIA

Eloy Pueyo Casabón

Director: D. Luis Miguel Romeo Giménez



0 Índice de la Memoria

0	<u>ÍNDICE DE LA MEMORIA</u>	- 2 -
1	<u>OBJETO</u>	- 5 -
2	<u>ALCANCE</u>	- 6 -
3	<u>INTRODUCCIÓN. GASES DE EFECTO INVERNADERO Y KYOTO</u>	- 7 -
3.1	MOTIVACIÓN HISTÓRICA	- 7 -
3.2	GASES QUE CAUSAN EL EFECTO INVERNADERO	- 7 -
3.2.1	DIÓXIDO DE CARBONO (CO ₂)	- 7 -
3.2.2	METANO (CH ₄)	- 9 -
3.2.3	DIÓXIDO DE NITRÓGENO (NO ₂)	- 9 -
3.2.4	OZONO (O ₃)	- 10 -
3.2.5	HALOCARBONOS	- 10 -
3.3	EL PROTOCOLO DE KYOTO [9]	- 11 -
3.3.1	OBJETIVOS ADQUIRIDOS	- 11 -
3.3.2	MECANISMOS FLEXIBLES DEL PROTOCOLO DE KYOTO	- 12 -
4	<u>PRODUCCIÓN DE ACERO</u>	- 14 -
4.1	INTRODUCCIÓN	- 14 -
4.2	MEJORES TECNOLOGÍAS DISPONIBLES (BAT)	- 14 -
4.3	BASIC OXYGEN FURNACE	- 15 -
4.4	ALTO HORNO O BLAST FURNACE	- 16 -
4.5	PLANTAS DE COQUE	- 16 -
4.6	PLANTAS DE SINTERIZADO	- 17 -
4.7	UNIDAD DE SEPARACIÓN DE AIRE (ASU)	- 18 -
5	<u>SISTEMAS DE CAPTURA DE CO₂</u>	- 20 -
5.1	ABSORCIÓN QUÍMICA	- 20 -
5.1.1	VENTAJAS DE LA ABSORCIÓN QUÍMICA [12]	- 20 -
5.1.2	DESVENTAJAS DE LA ABSORCIÓN QUÍMICA [12]	- 21 -
5.2	CICLOS DE CARBONATACIÓN-CALCINACIÓN	- 21 -
5.2.1	VENTAJAS DEL CICLO CARBONATACIÓN-CALCINACIÓN	- 22 -
5.3	OXICOMBUSTIÓN	- 22 -
5.3.1	VENTAJAS DE LA OXICOMBUSTIÓN [12]	- 23 -
5.3.2	DESVENTAJAS DE LA OXICOMBUSTIÓN [12]	- 23 -
5.4	CHEMICAL LOOPING	- 24 -
5.4.1	VENTAJAS DEL CHEMICAL LOOPING [12]	- 25 -
5.4.2	DESVENTAJAS DEL CHEMICAL LOOPING [12]	- 25 -
5.5	IGCC CON CAPTURA DE CO₂	- 25 -
5.5.1	VENTAJAS DEL IGCC [12]	- 26 -
5.5.2	DESVENTAJAS DEL IGCC [12]	- 26 -

6	<u>SIMULACIÓN DE LA PLANTA SIDERÚRGICA</u>	- 28 -
6.1	PRODUCCIÓN DE LA INDUSTRIA SIDERÚRGICA	- 28 -
6.2	DIAGRAMAS DE BLOQUES	- 28 -
6.3	DIAGRAMAS DE INTERACCIÓN	- 30 -
6.4	PROPIEDADES DE LOS GASES ENERGÉTICOS	- 33 -
6.5	BALANCES DE MASA Y ENERGÍA	- 34 -
6.5.1	BALANCES DE MASA Y ENERGÍA COMPONENTE A COMPONENTE	- 34 -
6.5.2	BALANCE DE MASA Y ENERGÍA GLOBAL	- 37 -
6.6	FUNCIONAMIENTO AISLADO	- 38 -
6.6.1	ABASTECIMIENTO TÉRMICO	- 38 -
6.6.2	ABASTECIMIENTO ELÉCTRICO	- 38 -
6.6.3	EMISIONES DE CO ₂	- 38 -
7	<u>INTEGRACIÓN CON UNA CENTRAL DE POTENCIA</u>	- 40 -
7.1	CARACTERIZACIÓN DE LA SIDERURGIA	- 40 -
7.2	ELECCIÓN DE TURBINA DE GAS	- 41 -
7.3	SIMULACIÓN DEL HRSG	- 41 -
7.4	CARACTERIZACIÓN DEL CICLO DE VAPOR	- 42 -
7.5	SIMULACIÓN Y RESULTADOS	- 42 -
7.5.1	RESULTADOS TERMODINÁMICOS	- 42 -
7.5.2	POTENCIAS Y PRODUCCIÓN ELÉCTRICA	- 43 -
7.5.3	EMISIONES DE CO ₂	- 44 -
7.6	POTENCIAL DE CAPTURA DE CO₂	- 44 -
7.6.1	CICLO DE VAPOR	- 45 -
7.6.2	POTENCIAS TÉRMICAS Y PRODUCCIÓN ELÉCTRICA	- 46 -
7.6.3	EMISIONES DE CO ₂	- 47 -
7.6.4	EMISIONES DE CO ₂ EQUIVALENTES	- 47 -
8	<u>INTEGRACIÓN CON UNA CENTRAL DE POTENCIA Y CCS</u>	- 48 -
8.1	CARACTERIZACIÓN DE LAS AMINAS	- 48 -
8.2	DESCRIPCIÓN Y PARAMETRIZACIÓN DEL CICLO DE AMINAS	- 48 -
8.2.1	CONFIGURACIÓN DEL CICLO DE AMINAS	- 48 -
8.2.2	PARAMETRIZACIÓN DE LOS COMPONENTES PRINCIPALES	- 49 -
8.2.3	CONSUMO ELÉCTRICO DEL CICLO DE AMINAS	- 49 -
8.3	DIAGRAMA DE FUNCIONAMIENTO GENERAL	- 49 -
8.4	TURBINAS DE GAS EMPLEADAS	- 50 -
8.5	POTENCIAS Y PRODUCCIÓN ELÉCTRICA	- 51 -
8.5.1	POTENCIA TÉRMICA	- 51 -
8.5.2	POTENCIA ELÉCTRICA	- 52 -
8.6	EMISIONES DE CO₂	- 53 -
8.6.1	DATOS RESUMIDOS	- 53 -
8.6.2	EMISIONES DE CO ₂ EQUIVALENTE A LA RED ELÉCTRICA	- 53 -
9	<u>EMISIONES DE CO₂ EVITADAS</u>	- 53 -
9.1	METODOLOGÍA	- 54 -
9.2	CASO REAL. INTEGRACIÓN CP+CCS	- 54 -
9.3	CASO FICTICIO. INTEGRACIÓN CP+CPFICTION	- 55 -

9.4	EMISIONES DE CO₂ EVITADAS	- 56 -
9.5	ANÁLISIS ECONÓMICO	- 56 -
9.5.1	PARÁMETROS INFLUYENTES	- 56 -
9.5.2	VALORES DE LOS PARÁMETROS	- 57 -
9.5.3	RESULTADOS PRELIMINARES	- 57 -
9.6	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	- 58 -
9.6.1	INFLUENCIA DE LOS AÑOS DE VIDA	- 58 -
9.6.2	INFLUENCIA DEL INTERÉS ECONÓMICO	- 58 -
9.6.3	INFLUENCIA DEL PRECIO DE EMISIÓN	- 59 -
9.6.4	IMPORTANCIA DE LOS PARÁMETROS	- 59 -
10	<u>CONCLUSIONES</u>	- 61 -
10.1	NIVEL TECNOLÓGICO	- 61 -
10.2	RESULTADOS OBTENIDOS	- 61 -
10.3	FUTURO DE LA INTEGRACIÓN CCS EN SIDERURGIA	- 62 -
11	<u>REFERENCIAS DE LA MEMORIA</u>	- 63 -
11.1	REFERENCIAS ANEXO I	- 63 -
11.2	REFERENCIAS ANEXO II	- 64 -
11.3	REFERENCIAS ANEXO III	- 66 -
11.4	REFERENCIAS ANEXO IV	- 67 -
11.5	REFERENCIAS ANEXO V	- 68 -
11.6	REFERENCIAS ANEXO VI	- 68 -
11.7	REFERENCIAS ANEXO VII	- 69 -
12	<u>LISTADO DE ABREVIATURAS</u>	- 70 -

1 Objeto

El TFM presentado a través de este trabajo surge tras la necesidad de la finalización académica del Máster de Energías renovables y Eficiencia energética de la Universidad de Zaragoza impartido en la EINA.

El presente TFM está orientado hacia el estudio de la viabilidad de una integración de un sistema de captura de CO₂ (CCS) en la industria siderúrgica actual. Debido a las mayores restricciones en emisiones que se ven a lo largo de los años y a los objetivos adquiridos por las diferentes naciones, en un futuro los sistemas CCS pueden llegar a ser una realidad tecnológica y económica en el sector eléctrico, siderúrgico y cementero.

Ya que este tipo de industria es uno de los principales focos de emisión de gases de efecto invernadero, la implementación de un sistema de CCS es adecuado tanto desde el punto de vista tecnológico como desde el punto de vista medioambiental.

El mundo de la captura de CO₂, entre todos los posibles TFM ofrecidos, supone un reto importante al ser un frente de investigación abierto muy amplio y con un futuro poco definido, por lo que cualquier tipo de esfuerzo actual puede suponer una mejora a futuro sustancial.

Junto con el director de proyecto y a la vista de los resultados previos obtenidos, el TFM plantea diversos objetivos a alcanzar. El objeto del presente TFM consiste en:

- Realización de una modelización de una planta siderúrgica que refleje en la medida de lo posible la realidad tecnológica y operativa de este tipo de industria, basándose en diferentes referencias bibliográficas y en la realidad tecnológica actual.
- Elección de/del sistema/s de captura de CO₂ que se adecuen en mejor medida a las condiciones de operación de la planta de referencia.
- Estudio de las posibilidades tecnológicas en cuanto a equipos de producción eléctricos: turbinas de gas y turbinas de vapor. Listado y características de los productos ofrecidos por los fabricantes a nivel mundial.
- Simulación de la integración siderurgia-central de potencia-CCS
- Análisis de los resultados obtenidos en las simulaciones. Analizar las posibilidades de mejoras.
- Extracción de conclusiones que reflejen el trabajo desarrollado en el TFM.

2 Alcance

La modelización de una planta siderúrgica se hará de forma que se incluyan todos sus componentes básicos de producción. En cada uno de ellos se reflejará los flujos de materias y de energías entrantes y salientes. Se crearán unos diagramas de interacción interna de la planta siderúrgica. Los parámetros de operación se obtendrán de los valores obtenidos en la bibliografía, siempre dentro de los límites de uso.

Al tratar el tema de la simbiosis con la central de potencia y el sistema CCS, ante la falta de bibliografía especializada en el área y el aspecto novedoso de esta simbiosis, es necesario una elección de un sistema de captura de CO₂. Tras las simulaciones iniciales se podrá discernir qué sistema de CCS se implementará para la simbiosis final que se acomode en mejor medida a las condiciones de operación de la planta de referencia.

La simulación de la simbiosis se efectuará a nivel termodinámico y haciendo uso de los balances de masa y energía pertinentes así como de los parámetros de funcionamiento de los elementos, sustancias, maquinaria, etc.. de uso en la siderurgia, planta de potencia y sistema CCS elegido. Los parámetros de funcionamiento implementados estarán acorde a la realidad tecnológica o físico-química actual y debidamente referenciados. La simulación económica de la simbiosis permanecerá en un plano oculta ya que el alcance de la simulación es ver si la operación física de la planta es posible.

En cuanto al tema final de extracción de conclusiones, el alcance que se da a este TFM es el de precursor de unas posibles vías de investigación posteriores. A saber: estudio económico de implementación de la planta industrial y estudio económico de emisiones de gases nocivos, viabilidad actual económico-financiera y tecnológica y viabilidad futura. Posible integración con otras fuentes de EERR tras los resultados obtenidos anteriormente. Implementación de mejoras en el ciclo CCS. Como se puede ver en la Fig. 1, aún nos encontramos en la primera parte de las estrategias, la demostración tecnológica.

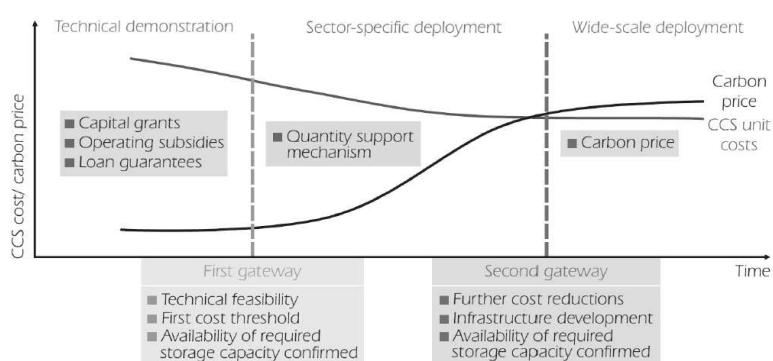


Fig. 1 Estrategias primarias en CCS y puntos críticos [11]

3 Introducción. Gases de efecto invernadero y Kyoto

3.1 Motivación histórica

Desde finales del siglo XIX el aumento de emisiones de gases de efecto invernadero fruto de actividades humanas ha provocado un incremento significativo de su concentración en la atmósfera [1]. Sin lugar a dudas, la aportación más relevante proviene del uso intensivo de combustibles de origen fósil, cuya combustión produce emisiones de CO₂ a gran escala. Las alteraciones del clima detectadas a finales del siglo XX y comienzos del siglo XXI, manifestadas en los incrementos de temperatura superficial en el planeta, del nivel medio de los océanos o de los ritmos de desaparición de los hielos polares (ver Fig. 2), están originadas por la alteración de los procesos naturales de fijación y producción de gases de efecto invernadero.

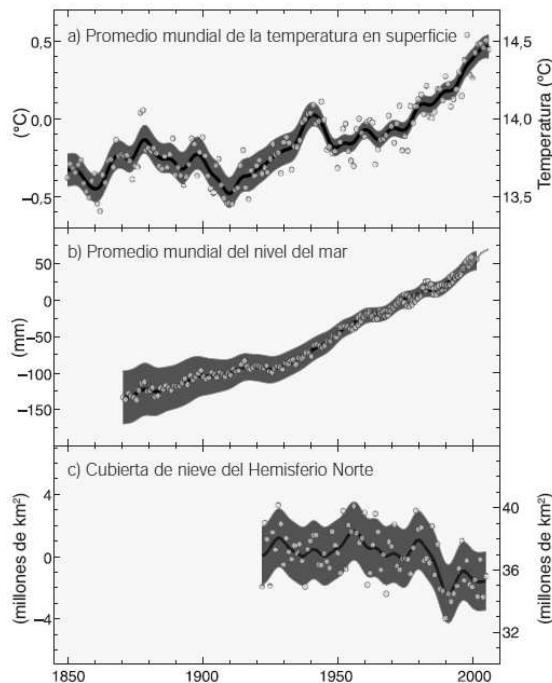


Fig. 2 Cambios en la temperatura, en el nivel del mar y en la cubierta de nieve para el hemisferio norte. [2]

La movilización internacional para afrontar la problemática del cambio climático desembocó en la firma del conocido Protocolo de Kyoto en 1997, en el que se estableció un marco de compromisos de control de emisiones tomando como horizonte el año 2012. En la actualidad, las negociaciones de los países más industrializados del planeta con los países en vías de desarrollo no han permitido alcanzar un consenso de cara a unificar políticas y actuaciones para horizontes temporales más lejanos (2020, 2050). Resulta obvio que la mezcla de intereses de índole político, económico, social y medioambiental dificulta enormemente tal objetivo.

3.2 Gases que causan el efecto invernadero

3.2.1 Dióxido de carbono (CO₂)

La principal fuente de emisión de dióxido de carbono (CO₂) a la atmósfera es la quema de combustibles fósiles y biomasa (gas natural, petróleo, combustibles, leña)(ver Fig. 3) en procesos industriales, transporte, y actividades domiciliarias (cocina y calefacción). Los

incendios forestales y de pastizales constituyen también una fuente importante de CO₂ atmosférico. La concentración del CO₂ atmosférico subió desde 280 ppm en el periodo 1000 - 1750, a 368 ppm en el año 2000 [3], lo que representa un incremento porcentual de 31%. Se estima que la concentración actual es mayor que ocurrida durante cualquier periodo en los últimos 420.000 años, y es muy probable que también sea el máximo de los últimos 20 millones de años.

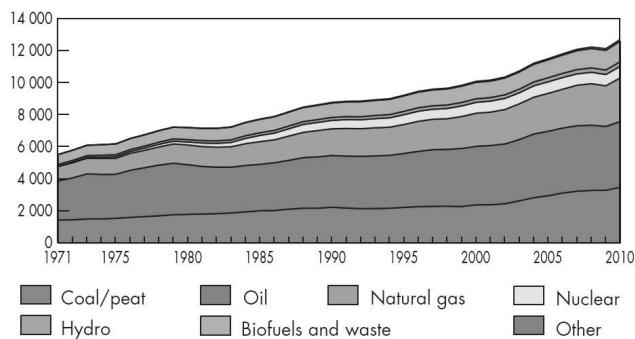


Fig. 3 Energía primaria total suministrada [Mtep] [10]

Cabe hacer presente que el carbono en la atmósfera en la forma de CO₂ constituye una porción muy pequeña del total de este elemento en el sistema climático. El carbono contenido en la atmósfera se estima en 730 PgC (1 PgC = 1 Peta-gramo de carbono = 1000 millones de toneladas) mientras que el CO₂ disuelto en los océanos es del orden de 38.000 PgC. Por otra parte, en el sistema terrestre se estima que existen unos 500 PgC en las plantas, y que son fijados mediante el proceso de fotosíntesis, y otros 1.500 PgC en materia orgánica en diferente estado de descomposición.

Se estima que entre 1990 y 1999 el hombre emitió a la atmósfera un promedio de 6.3 PgC de carbono por año (ver Fig. 5). Por otra parte, en el mismo periodo la tasa anual de traspaso de carbono atmosférico hacia la biosfera se estimó en 1.4 PgC/año, y hacia el océano en unos 1.9 PgC/año. De esta forma el hombre contribuyó a aumentar la concentración del carbono en el reservorio atmosférico a una tasa de 3.0 PgC/año durante este periodo. Ver Fig. 4.

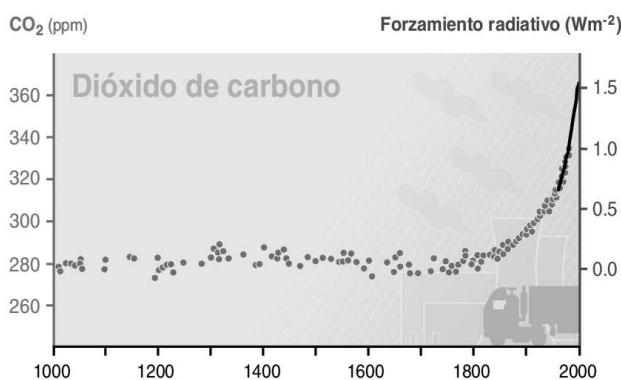
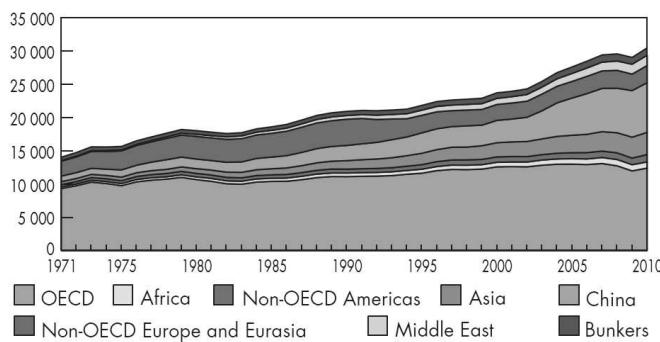
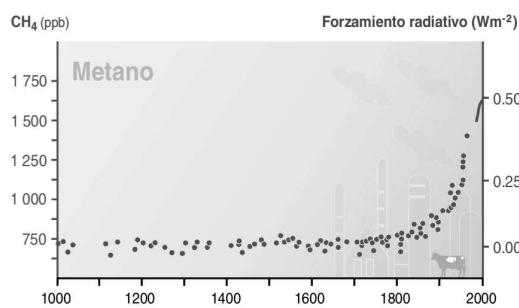


Fig. 4 Concentración atmosférica mundial de CO₂ [3]

Fig. 5 Emisiones globales de CO_2 por región [Mton CO_2] [10]

3.2.2 Metano (CH_4)

La principal fuente natural de producción de CH_4 son los pantanos. El CH_4 se produce también en la descomposición anaeróbica de la basura en los rellenos sanitarios; en el cultivo de arroz, en la descomposición de residuos fecales de animales; en la producción y distribución de gas y combustibles; y en la combustión incompleta de combustibles fósiles. La concentración de metano aumentó entre 700 ppb en el periodo 1000 - 1750 y 1750 ppb en el año 2000, con un aumento porcentual del 151%. Ver Fig. 6.

Fig. 6 Concentración atmosférica mundial de CH_4 [3]

3.2.3 Dióxido de nitrógeno (NO_2)

El aumento del NO_2 en la atmósfera se deriva parcialmente del uso creciente de fertilizantes nitrogenados. El NO_2 también aparece como subproducto de la quema de combustibles fósiles y biomasa, y asociado a diversas actividades industriales (producción de nylon, producción de ácido nítrico y emisiones vehiculares). Un 60% de la emisión de origen antropogénico se concentra en el Hemisferio Norte. La concentración de NO_2 atmosférico creció entre 270 ppb en el periodo 1000 - 1750, a 316 ppb en el año 2000.

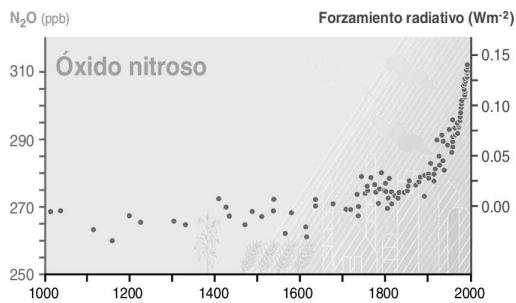


Fig. 7 Concentración atmosférica mundial de óxido nitroso [3]

3.2.4 Ozono (O_3)

El ozono troposférico se genera en procesos naturales y en reacciones fotoquímicas que involucran gases derivados de la actividad humana. Su incremento se estima en un 35% entre el año 1750 y el 2000.

El ozono estratosférico es de origen natural y tiene su máxima concentración entre 20 y 25 km de altura sobre el nivel del mar. En ese nivel cumple un importante rol al absorber gran parte de la componente ultravioleta de la radiación solar. Se ha determinado que compuestos gaseosos artificiales que contienen cloro o bromo han contribuido a disminuir la concentración del ozono en esta capa, particularmente alrededor del polo sur durante la primavera del hemisferio sur. Ver Fig. 8.

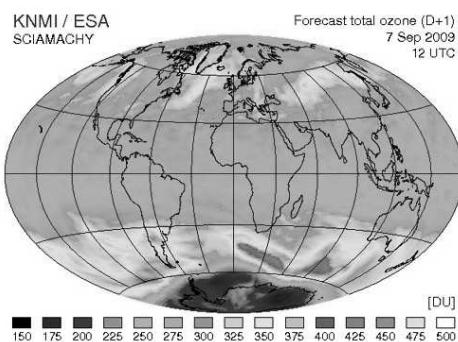


Fig. 8 Concentración atmosférica mundial de ozono. Sept 2009 [DU=Dobson units]

3.2.5 Halocarbonos

Los halocarbonos son compuestos gaseosos que contienen carbono y algunos de los siguientes elementos: cloro, bromo o fluoro. Estos gases, que fueron creados para aplicaciones industriales específicas, han experimentado un significativo aumento de su concentración en la atmósfera durante los últimos 50 años. Una vez liberados, algunos de ellos son muy activos como agentes intensificadores del efecto invernadero planetario. Como resultado de la larga vida media de la mayoría de ellos, las emisiones que se han producido en los últimos 20 o 30 años continuarán teniendo un impacto por mucho tiempo.

Tabla 1 Potencial de calentamiento global de los principales gases de efecto invernadero. [4]

Especie	Fórmula	Vida [años]	Potencial de calentamiento global		
			20 años	100 años	500 años
CO ₂	CO ₂	variable	1	1	1
Metano	CH ₄	12±3	56	21	6.5
Óxido nitroso	N ₂ O	120	280	310	170
HFC-23	CHF ₃	264	9100	11700	9800
HFC-32	CH ₂ F ₂	5.6	2100	650	200
HFC-41	CH ₃ F	3.7	490	150	45
HFC-43-10mee	C ₅ H ₂ F ₁₀	17.1	3000	1300	400
HFC-125	C ₂ HF ₅	32.6	4600	2800	920
HFC-134	C ₂ H ₂ F ₄	10.6	2900	1000	310
HFC-134a	CH ₂ FCF ₃	14.6	3400	1300	420
HFC-152a	C ₂ H ₄ F ₂	1.5	460	140	42
HFC-143	C ₂ H ₃ F ₃	3.8	1000	300	94
HFC-143a	C ₂ H ₃ F ₃	48.3	5000	3800	1400

HFC-227ea	C3HF7	36.5	4300	2900	950
HFC-236fa	C3H2F6	209	5100	6300	4700
HFC-245ca	C3H3F5	6.6	1800	560	170
Hexafluoruro de azufre	SF6	3200	16300	23900	34900
Perfluoromethane	CF4	50000	4400	6500	10000
Perfluoroethane	C2F6	10000	6200	9200	14000
Perfluoropropane	C3F8	2600	4800	7000	10100
Perfluorobutane	C4F10	2600	4800	7000	10100
Perfluoroclobutane	c-C4F8	3200	6000	8700	12700
Perfluoropentane	C5F12	4100	5100	7500	11000
Perfluorohexane	C6F14	3200	5000	7400	10700
Perfluoromethane	CF4	50000	4400	6500	10000
Perfluoroethane	C2F6	10000	6200	9200	14000
Perfluoropropane	C3F8	2600	4800	7000	10100
Perfluorohexane	C6F14	3200	5000	7400	10700

La Tabla 1 nos presenta el potencial de calentamiento global de cada tipo de gas. De esta manera se pueden comparar los distintos gases de efecto invernadero entre sí ya que se toma como referencia el carbono. Todo ello, unido a la mentalidad cada vez más respetuosa con el medio ambiente, ha permitido desarrollar herramientas de cálculo de la huella de carbono [5][6][7] incluso páginas web interactivas para concienciar a la población sobre actuaciones futuras para la reducción de los efectos del cambio medioambiental [8].

3.3 El protocolo de Kyoto [9]

El protocolo de Kyoto tiene su origen en la convención Marco de las Naciones Unidas sobre el cambio climático que fue aprobado en la sede de las Naciones Unidas, en Nueva York, el 9 de mayo de 1992. Esta convención es fruto de un proceso internacional de negociación a raíz de la publicación del primer informe de evaluación del Panel Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (IPCC). En este Informe se confirmaba la existencia y peligrosidad del fenómeno del cambio climático.

3.3.1 Objetivos adquiridos

El protocolo de Kyoto marca objetivos obligatorios relativos a las emisiones de gases de efecto invernadero para las principales economías mundiales que lo han aceptado. Estos objetivos individuales van desde una reducción del -8% hasta un crecimiento máximo del +10% respecto a las emisiones del año base, que ha sido fijado en 1990 (se podrá utilizar el año 1995 para los gases fluorados) y resumen del protocolo de Kyoto según cita el protocolo 'con miras a reducir el total de sus emisiones de los gases de efecto invernadero a un nivel inferior de no menos de un 5% al nivel de 1990 en el periodo de compromiso 2008-2012 a nivel mundial.

A continuación se presenta la Fig. 9 con los objetivos de emisión de gases de efecto invernadero contraídos por las diferentes partes:

Memoria

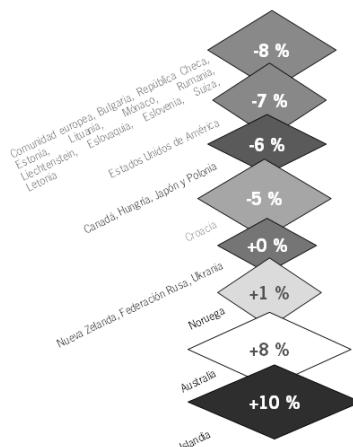


Fig. 9 Objetivos fijados por los países firmantes del protocolo de Kyoto [9]

La Unión Europea ha asumido un objetivo conjunto de reducción del -8% de sus emisiones de 1990 para 2008-2012, si bien esta reducción ha sido distribuida de forma diferenciada entre sus estados miembros en función del resumen del protocolo de Kyoto y de sus características individuales. Así, el estado español tiene un objetivo de incremento máximo del +15% de sus emisiones de gases de efecto invernadero respecto a las generadas en 1990. La Fig. 10 muestra el objetivo fijado por el protocolo de Kyoto y la evolución de las emisiones para España.

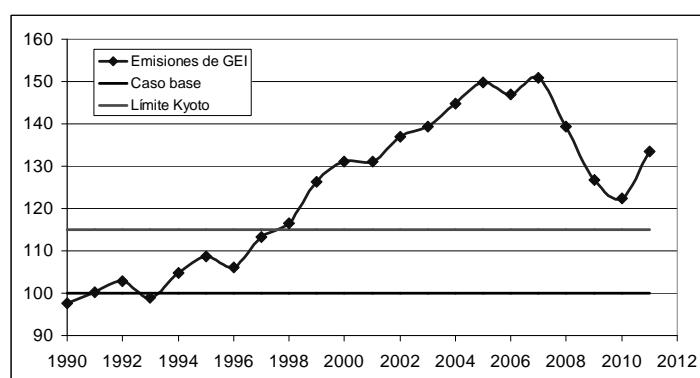


Fig. 10 Emisiones de gases de efecto invernadero, referencia y límite establecido por el protocolo de Kyoto para España [Fuente propia]

3.3.2 Mecanismos flexibles del protocolo de Kyoto

Estos mecanismos tienen el doble objetivo de facilitar a los países desarrollados el cumplimiento de sus compromisos de reducción y limitación de emisiones y promocionar la financiación de proyectos 'limpios' en países en desarrollo o en transición hacia económicas de mercado. Entre los mecanismos flexibles se incluyen los siguientes:

- El comercio de Derechos de Emisión: mediante este mecanismo los países industrializados podrán comprar o vender una parte de sus derechos de emisión a otros países con el objetivo de alcanzar, de forma eficiente desde el punto de vista económico, los compromisos adquiridos en Kyoto. De esta manera, los países que reduzcan sus emisiones más de lo comprometido podrán vender los créditos de emisiones excedentarios a los países que consideren más difícil satisfacer sus objetivos.
- La aplicación conjunta (JI por sus siglas en inglés): este mecanismo regula proyectos de cooperación entre países obligados a contener o reducir sus emisiones, de manera que

Memoria

la cantidad de ahorro gracias a las nuevas instalaciones, respecto a plantas más contaminantes, se comparte entre los participantes en los proyectos.

· Mecanismos de desarrollo limpio (CDM por sus siglas en inglés): se trata de un mecanismo similar al anterior, dirigido a países con compromisos de reducción de emisiones, de manera que puedan vender o compensar las emisiones equivalentes que han sido reducidas a través de proyectos realizados en otros países sin compromisos de reducción, generalmente en vías de desarrollo.

4 Producción de acero

Para información más detallada, ver Anexo I.

4.1 Introducción

La historia de la industria siderúrgica en España comienza en el siglo XIX. Los primeros altos hornos privados surgieron en Lugo en 1794. Más tarde, la siderurgia pasó a Andalucía. Siguiendo el modelo europeo de altos hornos se instalaron plantas en Marbella en Sevilla. A partir de 1852 las fábricas asturianas empezaron a trabajar a pleno rendimiento.

La primacía de Asturias se debió a la abundancia de hulla y de mena de hierro en su territorio. Pero esta superioridad pasó a Vizcaya, al terminar 1876, comenzaron a instalarse en la ría del Nervión. Se acentuó la hegemonía vizcaína al frente de la siderurgia española y se concentró toda la producción en el norte. Altos Hornos de Vizcaya, empresa creada en 1902, se convirtió en la dominante en la siderurgia española.

Después de la primera guerra mundial, a las provincias cantábricas se añadieron dos nuevas competidoras, Barcelona y sobre todo Valencia, que en los años 20 superó a Asturias. Despues con el franquismo, se creó Ensidesa, que dio lugar a Aceralia, que se integró con la francesa Usinor y la luxemburguesa Arbed, creando así la actual Arcelor.

4.2 Mejores tecnologías disponibles (BAT)

La producción de acero en la actualidad tiene cuatro posibles tecnologías o procesos para su obtención:

- El alto horno (de ahora en adelante ‘Blast furnace’; BF) junto a la ruta de oxígeno básico en horno (a partir de ahora ‘Basic oxygen furnace’; BOF) para producir arrabio.
- La fusión directa de la chatarra ferrosa (a partir de ahora ‘Electric arc furnace’; EAF)
- La reducción por fundición o ‘Smelting reduction’
- La reducción directa o ‘Direct reduction’

En 2006 la producción de acero en la Unión Europea (EU27) se basaba en tecnología blast furnace/basic oxygen route (alrededor del 59.8%) y en el electric arc furnace (40.2%) (Fig. 11). Las tecnologías de direct reduction tan solo suponían un 6.8% de la producción mundial de acero y la smelting reduction tan solo operaban seis plantas a nivel mundial a finales de 2007. Por lo tanto las tecnologías mayormente difundidas son las dos primeras: blast furnace & Basic oxygen furnace, en las que se centrará el desarrollo de la siderurgia de este TFM. La Fig. 11 la producción de acero y el número de plantas para la unión europea.

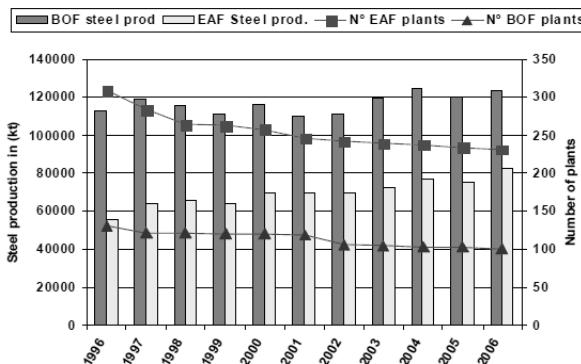


Fig. 11 Producción de acero en la UE para BF y EAF. N° de plantas de cada tecnología

4.3 Basic oxygen furnace

El reemplazo de aire por oxígeno en la industria siderúrgica fue sugerido por Henry Bessemer. Desde la década de los '50, el oxígeno ha sido utilizado en la siderurgia independientemente del método específico de producción utilizado. La primera producción de un BOF a escala industrial fue en Linz (Austria) en 1952.

El objetivo del proceso BOF es oxidar las impurezas no deseadas contenidas en el metal caliente/fundido. Los elementos principales que se convierten en óxidos son el carbono, silicio, manganeso y fósforo. El contenido en azufre se reduce considerablemente en los pretratamientos del metal caliente. Las reacciones de oxidación que se dan son las contenidas en la Tabla 2.

Tabla 2 Reacciones químicas que se producen en el BOF. []=disuelto en metal.
()=contenido en la escoria

Elemento a eliminar	Reacción química
Carbono	$[C]+[O] \rightarrow CO$
	$[CO]+[O] \rightarrow CO_2$
Silicio	$[Si]+2[O]+2[CaO] \rightarrow (2CaO \cdot SiO_2)$
	$[Si]+2[O] \rightarrow (SiO_2)$
Manganeso	$(Mn)+[O] \rightarrow (MnO)$
Fósforo	$2[P]+5[O]+3[CaO] \rightarrow (3CaO \cdot P_2O_5)$
Aluminio	$2[Al]+3[O] \rightarrow (Al_2O_3)$

La operación del BOF es semi-continua. En las acerías modernas cada ciclo puede realizar hasta 380 toneladas de acero y le cuesta entre 30 – 40 minutos. Existen muchos tipos de reactores BOF, pero el más comúnmente extendido es el tipo LD converter (Linz-Donawitz) (ver Fig. 12) para metales con bajo contenido en fósforo. El reactor tiene forma de pera, con paredes refractarias y está enfriado por agua. El oxígeno se aplica mediante una lanza de soplado con una pureza superior al 99%.

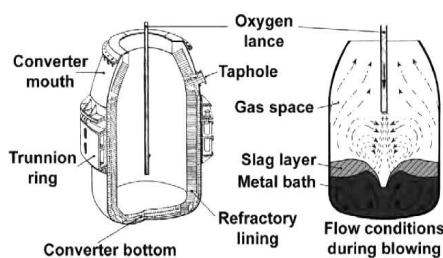


Fig. 12 Convertidor básico BOF tipo LD

4.4 Alto horno o blast furnace

El BF es un sistema cerrado donde los materiales ferreos (mineral de hierro, sinter o pellets) aditivos (formadores de escorias) y agentes reductores (coque) están continuamente siendo alimentados desde la parte superior del horno mediante un sistema de carga que a la vez permite recoger el gas del BF. La Fig. 13 ilustra la forma física y los principales flujos físicos que intervienen en el proceso simplificado dentro de un BF.

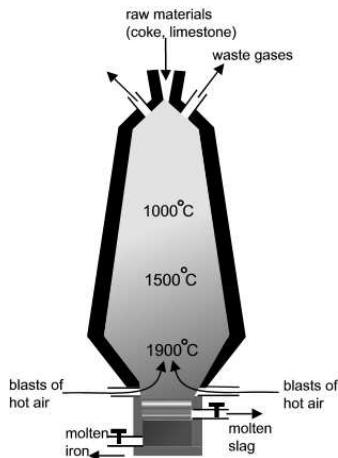


Fig. 13 Representación simplificada de un BF

El proceso se puede describir como sigue. Un chorro de aire caliente/plasma enriquecido con oxígeno y con agentes reductores auxiliares se inyecta en la zona de toberas produciendo una contracorriente de un gas reductor. Este aire introducido reacciona para producir principalmente monóxido de carbono que a su vez reduce los óxidos de hierro en el arrabio producto. El arrabio es recolectado en la zona del crisol junto con la escoria. El arrabio se transporta para un posterior procesamiento y las escorias se eliminan para la posible venta a otras industrias. El gas del BF se recoge a través de la parte superior, se le hace un tratamiento y se distribuye a través de los diferentes procesos de la planta siderúrgica para su aprovechamiento como fuel o para la producción eléctrica de autoconsumo de la planta.

4.5 Plantas de coque

El concepto básico de las plantas de coque es la pirólisis. La pirólisis del carbón (ver Fig. 14) significa el calentamiento del mismo en una atmósfera sin o parcialmente de oxígeno para producir el coque y otros gases y líquidos. La pirólisis del carbón a altas temperaturas también se le llama carbonización. En este proceso, la temperatura de los gases de calentamiento comprende entre 1150 a 1350 °C calentando la carga de carbón hasta los 1000 – 1100 °C y comprende un periodo entre 14 a 28 horas. La duración del mismo depende de diversos factores como por ejemplo de la anchura del horno, la densidad del carbón o la calidad deseada del coque.

El coque es el agente reductor más importante por su extendido uso en la producción del arrabio. El coque de carbón funciona como material de soporte y a la vez como matriz por la cual el gas circula en el alto horno. El coque de carbón no puede ser reemplazado en su totalidad por carbón u otros fueles, por lo que su producción en la industria de la siderurgia es esencial.

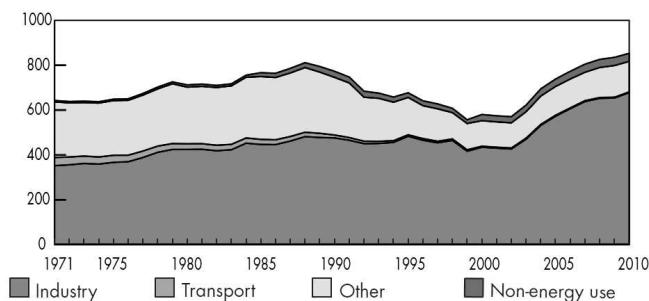


Fig. 14 Consumo final del carbón según sector [Mtep] [10]

Solo ciertos tipos de carbones, como son el carbón de coque o el bituminoso, con las propiedades plásticas adecuadas, pueden ser convertidos a coque. El petróleo, aceite y residuos de los mismos son añadidos para dar una mejora en cuanto a compactación del carbón.

El diseño básico de los hornos de coque modernos se desarrolló en la década de los '40. Los hornos tenían unos 12 metros de largo, 4 metros de alto y 50 centímetros de ancho y se equipaban con puertas a ambos lados (ver Fig. 16). El aire de alimentación se precalentaba con los gases de escape para recuperar calor y permitir conseguir altas temperaturas y mejorar el ratio de producción de coque. Desde los '40 el proceso se ha mecanizado y los materiales usados en la construcción del horno de coque se han mejorado consiguiéndose mejoras significantes. Las baterías pueden contener hasta 70 toneladas de coque que pueden llegar a medir 14x6x0.6 metros. Por motivos de transferencia de calor indirecta, las anchuras se de estos CO se establecen entre 30 hasta 60 centímetros. En las acerías modernas se pueden conseguir CO con hasta 70 toneladas de carbón dispuestos en batería (ver Fig. 15).

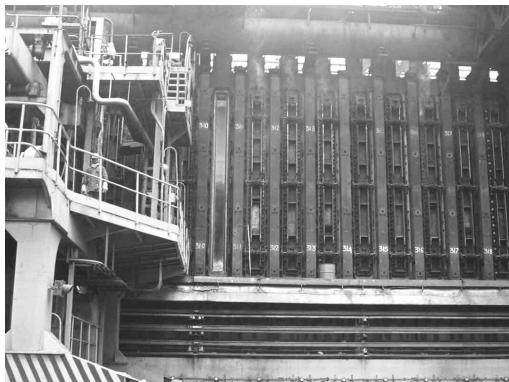


Fig. 15 Batería de hornos de coque con un horno abierto



Fig. 16 Vaciado de un horno de coque

4.6 Plantas de sinterizado

Los altos hornos o BF actuales de gran rendimiento consiguen mejorar las prestaciones mediante diversas preparaciones previas tanto físicas como metalúrgicas de la carga que van a contener. Con estos pretratamientos se consiguen mejores permeabilidades y capacidad de reducción de la carga introducida. Esta preparación implica una aglomeración de la carga del BF ya sea por aglomerado (sintering) o por peletizado.

La carga en el proceso de sinterizado consiste en una mezcla de minerales en polvo, aditivos (por ejemplo caliza u olivina) y materiales reciclados provenientes de otros procesos aguas abajo (por ejemplo polvo de los fangos del BF o escamas de los molinos) a lo cual se le añade el

polvo de coque para permitir una ignición favorable a la carga. En Europa se usa exclusivamente el proceso denominado down draft sintering on continuous travelling grates.

La planta de sinterizado consiste esencialmente en una parrilla circulante alargada capaz de soportar altas temperaturas (normalmente hierro forjado) (ver Fig. 17). El material mezclado en los procesos previos se dispone sobre una capa de un grosor de entre 30 a 50 cm formada por sinterizado reciclado. Esta capa inferior tiene como función prevenir que la mezcla fresca pase a través de los agujeros de la parrilla y protege la parrilla del foco de calor que se generará en la combustión de la mezcla.



Fig. 17 Parrilla circulante de transporte de la mezcla previa

En las plantas modernas de sinterizado la capa de material a sinterizar tiene aproximadamente 40 – 60 cm de profundidad. Al principio de la parrilla se ignicia la mezcla mediante quemadores de gas. En procesos aguas abajo se colocan potentes ventiladores de tiro inducido para que el aire pase a través de toda la longitud del proceso de sinterizado. El aire se introduce gracias a cámaras de introducción de aire que se colocan debajo de la parrilla. El gas que se produce por la combustión del combustible se extrae mediante colectores de gas para luego tratarlo y limpiarlo.

4.7 Unidad de separación de aire (ASU)

El aire es una mezcla de gases formada mayoritariamente por nitrógeno y oxígeno. También contiene pequeñas cantidades de argón, trazas de otros gases (CO_2 , Ne , He , ...) y una cantidad variable de vapor de agua. Las grandes plantas comerciales siguen utilizando el proceso tradicional de destilación criogénica. Tanto el agua como el CO_2 se eliminan en una fase previa al proceso de separación de aire. El proceso más sencillo de esta tecnología es el de Linde con columna simple que fue utilizado por primera vez en 1902. Actualmente, las grandes compañías productoras (Air liquide, Air products, BOC, Linde, Praxair...) emplean una gran variedad de procesos más complejos según sean los gases que se desean producir (O_2 , N_2 , Ar), el grado de pureza de los mismos (90%; 99%; 99,9%; 99,99%) y su fase (líquido, gas). La mayor parte de estos procesos utilizan la columna doble de Linde.

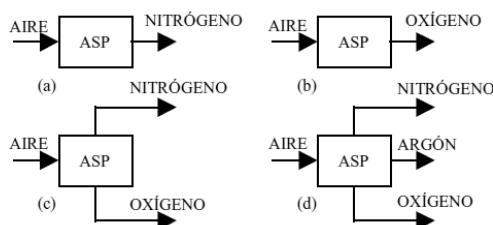


Fig. 18 Diferentes tipos de producción de ASU

Las plantas de separación criogénica del aire (ver Fig. 18) constituyen un tipo especial de plantas químicas, basadas en procesos de licuefacción y destilación del aire. La destilación criogénica se utiliza principalmente para la obtención de nitrógeno, oxígeno y argón en cantidades elevadas (>100 Tm/día), ya sea como producto líquido o gaseoso, o bien cuando se requiere una alta pureza de oxígeno ($>95\%$) o producir argón.

La separación criogénica del aire conlleva diversos procesos. Inicialmente el aire de alimentación a la planta es filtrado y comprimido (aproximadamente a 6 bar). A continuación el aire se seca mediante su enfriamiento en un intercambiador aire-agua o aire-aire y con el posible apoyo de un sistema de refrigeración mecánica. La eliminación total del vapor de agua, anhídrido carbónico y otros contaminantes (por ejemplo hidrocarburos) se realiza mediante tamices moleculares.

El enfriamiento del aire a temperaturas criogénicas se lleva a cabo en intercambiadores de calor multiflujo que aprovechan la capacidad de refrigeración de los gases que salen de la planta. Aún así, la intensidad energética en cuanto a demanda eléctrica de las ASU es muy elevada, situada en valores entre 180 – 240 kWh/tonO₂ (ver Fig. 19).

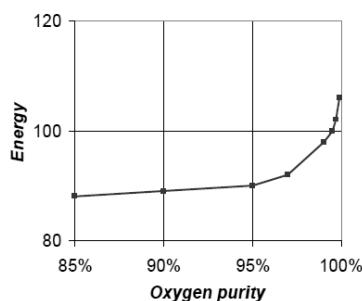


Fig. 19 Energía requerida según la pureza del oxígeno

5 Sistemas de captura de CO₂

5.1 Absorción química

La absorción química es el proceso de CCS por excelencia en post-combustión. Éste implica un proceso de transferencia de masa con un proceso de reacción química [1]. La reacción que tiene lugar en la columna de absorción es exotérmica, mientras que la de regeneración es endotérmica. Ha de existir un compromiso entre velocidad de reacción y entalpía de formación ya que los compuestos químicos que reaccionan a mayor velocidad tienen energías de regeneración más elevadas y viceversa. Los disolventes orgánicos disponibles están compuestos principalmente por las aminas primarias, secundarias y terciarias (ver Anexo VI para mayor información sobre las aminas y el ciclo de aminas).

Antes del proceso de separación del CO₂ es necesario enfriar la corriente de gas que lo contiene limpiándola de partículas e impurezas todo lo posible. Esta corriente se lleva a la columna de absorción para que tenga contacto con los solventes químicos. Cuando el CO₂ es liberado en el regenerador se comprime para su transporte y almacenamiento. Los ratios de recuperación del solvente pueden ser del 98% y la pureza del CO₂ separado puede llegar al 99%. Ver la Fig. 20 para un esquema simplificado de CCS en post-combustión.

Decir que también se incluyen dentro de la categoría de post-combustión la absorción física, membranas selectivas y adsorción. Su desarrollo es muy inferior a los solventes químicos y por lo tanto no se incluye un resumen de en qué consiste.

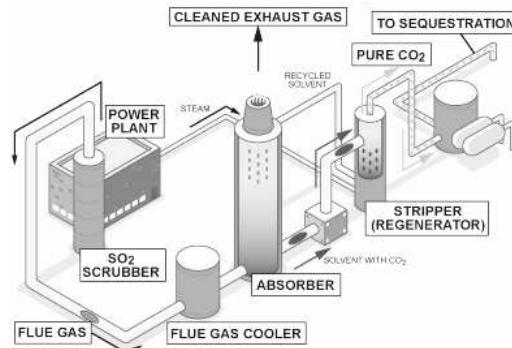


Fig. 20 Esquema básico de un sistema CCS en post-combustión [13]

5.1.1 Ventajas de la absorción química [12]

Como ventaja principal es la técnica CCS más desarrollada, con plantas piloto y de dimensionamiento casi industrial en funcionamiento.

Las aminas son capaces de trabajar a bajas presiones parciales de CO₂. Pero para ello se debe disponer de una mezcla de aminas diluida ya que tiene carácter corrosivo y recircular un gran caudal para poder captar el CO₂ requerido.

La instalación principal (central de potencia, pozo de extracción de gas natural, siderurgia, cementera...) no sufre modificaciones sustanciales. En la fase de construcción del sistema CCS la instalación puede seguir funcionando y produciendo.

Existe un auge en el uso del amoníaco NH_3 como solvente químico ya que su precio es muy inferior al precio de las aminas. El problema del amoníaco es su elevada volatilidad y su carácter nocivo para la salud humana y del medio ambiente.

5.1.2 Desventajas de la absorción química [12]

El principal problema de este tipo de instalación es la elevada energía de regeneración y un elevado consumo energético en la columna de regeneración. Las aminas primarias pueden llegar a tener valores de 4.7 MJ/kg CO_2 . Esto supone una caída en el rendimiento de una central de potencia tipo del orden de 10 puntos porcentuales (en torno a un 30%).

Debido a la razón anterior, la implementación en centrales actuales (de vida entre 15-30 años) no es muy apetecible ya que tienen un rendimiento bajo por la obsolescencia de la tecnología y porque le restan pocos años de vida útil. La amortización del sistema CCS es complicado.

Corrosión en los equipos por presencia de oxígeno. Degradación prematura del solvente químico al oxidarse con el oxígeno presente en la corriente de gases (3-4% de concentración). Los equipos suelen construirse en aceros al carbono por su bajo precio, pero muy ineficaces frente a la corrosión.

Problemas con el SO_2 y los NO_x . Ya que las aminas tienen carácter básico reaccionarán con los ácidos de éstos compuestos. En primer lugar con los del SO_x , posteriormente con los NO_x y finalmente con los del CO_2 . De esta manera se degrada mucha cantidad de aminas por lo que es obligatorio colocar un desulfurador (<10ppm) y un eliminador de NO_x .

No se consiguen capturas del 100% ya que el tamaño de los equipos debería ser enorme, y consigo las inversiones económicas. Se alcanzan ratios del 90% que son suficientes para alcanzar térmicos de compromisos globales medioambientales.

5.2 Ciclos de carbonatación-calcinación

Este tipo emergente de tecnología CCS se enmarca también dentro de las técnicas de post-combustión, pero se le da un trato especial ya que en Zaragoza, tanto en la Escuela de ingenieros como en el INCAR-CSIC (Instituto de Carbón Química) son precursores de este tipo de tecnología.

La idea de utilizar CaO como sorbente regenerable de CO_2 se remonta al siglo XIX, con varias patentes en la primera mitad del siglo XX en el campo de la gasificación de carbón [1]. Estas tecnologías se están reactivando en la actualidad con propuestas de procesos de gasificación favorecida, así como en nuevas aplicaciones en post-combustión.

Los gases de combustión procedentes de la industria se ponen en contacto con el sorbente en un reactor adecuado para que tenga lugar la reacción gas-sólido entre el CO_2 y el sorbente. Por lo general se trata de una carbonatación. El sólido se separa con facilidad de la corriente gaseosa y se transporta a otro reactor donde tiene lugar su regeneración o calcinación. Existe una circulación interna de sólido entre ambos reactores. En el segundo reactor se libera una corriente de CO_2 concentrado lista para ser comprimida y transportada para su almacenamiento final. Para que tenga lugar la reacción de regeneración es necesaria la aportación de un flujo de calor al reactor.



Se requiere un aporte constante de sorbente fresco que compense las pérdidas de sorbente activo que existen en el sistema. Estas pérdidas están relacionadas con la atrición del material y su arrastre con la corriente de gases de salida que abandona la instalación, así como con la

disminución de la actividad química del sorbente al sufrir varios ciclos. Ver la Fig. 21 para hacerse una idea del diagrama de flujos.

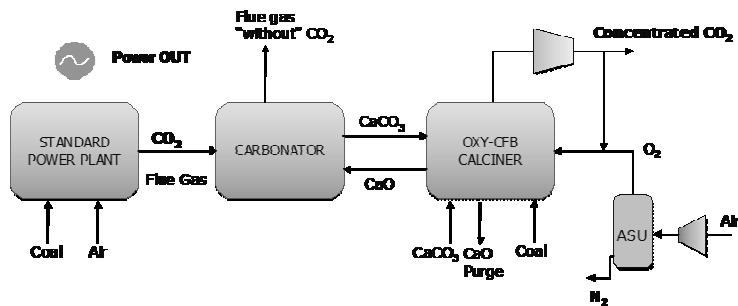


Fig. 21 Esquema básico de un sistema CCS de carbonatación-calcinación

5.2.1 Ventajas del ciclo carbonatación-calcinación

El consumo de energía de la regeneración del sorbente se recupera en fuentes de calor a alta temperatura, lo que facilita su aprovechamiento en el ciclo de vapor de una central.

Sinergia con la industria del cemento. Si el sorbente es utilizado por la cementera, su coste podría considerarse cero para la captura.

No existen residuos problemáticos ni utilización de consumibles caros, escasos o sujetos a patentes. Bajo coste específico del material.

Los reactores de lecho fluidizado circulantes son tecnologías ya desarrolladas para otras aplicaciones a gran escala.

Altas velocidades de reacción en el rango de temperatura de los gases de combustión emitidos por la planta de referencia o en el caso de aplicaciones donde un mismo reactor alberga la reacción de combustión y carbonatación (captura de CO₂ in situ).

Elevada capacidad específica de adsorción del sorbente disminuye el inventario sólido necesario en el interior del ciclo, simplificando la operación y disminuyendo al mismo tiempo el consumo energético.

Larga estabilidad química y mecánica del sorbente para un elevado número de ciclos. Esta característica tiene una influencia muy fuerte en el coste del CO₂ evitado a través de la minimización de la purga requerida en el sistema.

5.3 Oxicombustión

La oxicombustión [1] consiste en realizar una combustión con oxígeno de tal modo que se obtenga una corriente de gases con una elevada concentración de CO₂ haciendo económicamente viable su separación del resto de gases generados.

Si la combustión se realiza con aire, el nitrógeno que se introduce diluye el dióxido de carbono a la salida, siendo la separación de ambos gases muy costosa, mientras que en la oxicombustión, los gases que se obtienen están compuestos principalmente por CO₂ y vapor de agua, pudiéndose separar de manera sencilla mediante condensación. Ver Fig. 22.

La oxicombustión fue propuesta por primera vez con el fin de generar una corriente de gases rica en CO₂ en 1982 para injectarlo en pozos de petróleo. También se utiliza en otras aplicaciones industriales con requerimientos de calentamiento a altas temperaturas, como la industria del vidrio, aluminio, etc. El desarrollo de la oxicombustión a gran escala, y su

extensión a grandes plantas de generación de energía eléctrica depende sustancialmente de la posibilidad de obtener oxígeno de forma económicamente viable, de una alta pureza y a presiones moderadas. Por otro lado, no tiene requerimientos energéticos para regeneración del sorbente, como ocurre por ejemplo con la absorción o adsorción, aunque la concepción y el diseño de los equipos se ven alterados por las diferencias existentes cuando se utiliza una combustión con oxígeno puro frente a la utilización de aire en una planta de combustión convencional, lo que supone una desventaja.

Las empresas y los centros de investigación están estudiando la viabilidad del proceso de oxicombustión para plantas existentes y nuevas centrales. La conclusión que se ha obtenido hasta hoy de las plantas piloto en funcionamiento es que no existen limitaciones técnicas para aplicar la oxicombustión, aunque algunos parámetros de la transferencia de calor se ven modificados y la cantidad de gases que circula disminuye. El factor más determinante es la disminución de eficiencia global de las plantas.

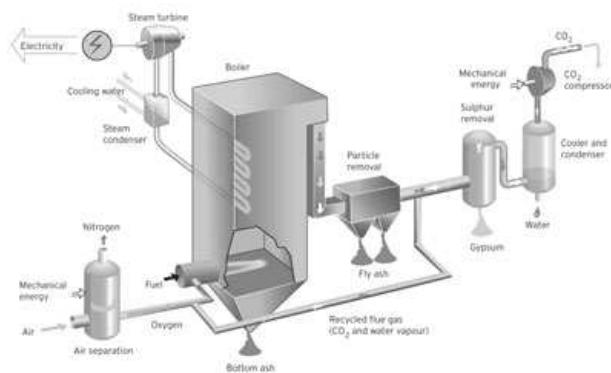


Fig. 22 Esquema básico de un sistema CCS en oxi-combustión [15]

5.3.1 Ventajas de la oxicombustión [12]

La pureza obtenida en la corriente de gases de combustión en cuanto al componente de CO₂ es muy elevado, llegándose a valores cercanos al 92% según la International flame research fundation italiana.

Tecnología probada en otras aplicaciones.

Reducción del tamaño de la caldera y de los equipos para una misma potencia ya que el caudal de gases de escape es menor al no tener el gas inerte nitrógeno N₂.

Reducción de los costes de inversión al disponer de equipos de menor tamaño.

No se forman NO_x derivados del mecanismo de formación térmico ya que no se introduce nitrógeno con el oxígeno.

5.3.2 Desventajas de la oxicombustión [12]

Redimensionamiento de los equipos por quemar el combustible directamente con oxígeno y por disponer de menor caudal de combustión.

Difícil reconversión de planta actuales a una oxicombustión completa (se ha conseguido ratios de 35% de O₂ en el aire de alimentación).

Alto consumo energético o penalización por la inclusión de una ASU, en torno al 7%.

Infiltraciones nocivas de aire porque la caldera funciona a depresión.

La temperatura adiabática de llama aumenta por lo que los materiales deben adaptarse. Actualmente se soluciona recirculando gases de escape para que el CO₂ actúe como inerte en la combustión. Problemática de dónde coger el caudal de recirculado, antes o después de la desulfuración.

Impacto en el rendimiento global de la planta del orden de 10 puntos porcentuales ($\pm 20\%$).

Incremento de los costes de inversión del orden del 40% de las actuales CP.

5.4 Chemical looping

Uno de los mayores inconvenientes que presenta la oxicombustión tal y como se ha planteado hasta ahora, es el coste de la obtención de oxígeno puro, tanto económico como energético [1]. Con el fin de reducirlo, se plantea hacer la separación del oxígeno del aire dentro del ciclo de combustión. Para ello se desarrolla el uso de transportadores sólidos de oxígeno, que son unas partículas que se encargan de capturar el oxígeno del aire mediante una reacción de oxidación para, posteriormente, reaccionar con el combustible y reducirse. Además de utilizar los transportadores para la generación de una corriente de elevada pureza de CO₂, estas partículas también pueden ser empleadas para la producción de H₂ o en gasificación de combustibles fósiles. Inicialmente estaba concebido para utilizar combustibles gaseosos, por ello toda la explicación se basa en este tipo de combustibles.

En el reactor de oxidación (ver Fig. 23 y Fig. 24) se introduce el aire comprimido y las partículas que van a actuar como transportador de oxígeno (Me). Dichas partículas suelen ser metales, que en contacto con el oxígeno del aire se oxidan. De este reactor sale una corriente formada por los óxidos metálicos (MeO).

Esta corriente de sólidos se introduce en el reactor de reducción en el cual las partículas de transportador oxidado se reducen con el combustible para transformarse de nuevo en partículas capaces de capturar oxígeno en el reactor de oxidación.

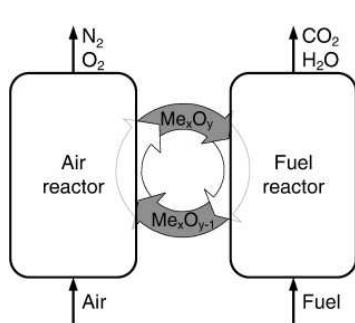
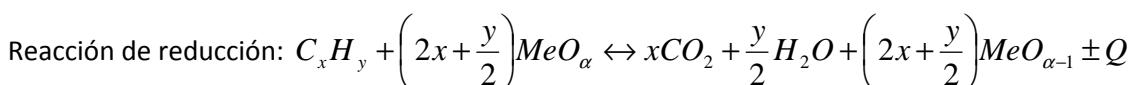


Fig. 23 Esquema básico de un sistema CCS en chemical looping [16]

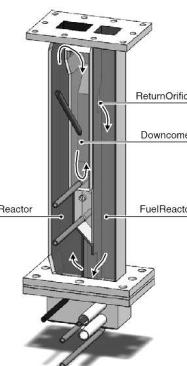


Fig. 24 Esquema compacto de un reactor de chemical looping [16]

5.4.1 Ventajas del chemical looping [12]

Se tiene como producto de combustión una mezcla de CO₂ y vapor de agua, fácilmente separables mediante condensación del vapor. Esto conlleva a un menor coste por no necesitar incluir una etapa de separación de gases posterior.

Hay una disponibilidad de óxidos metálicos posibles muy elevada. Además tienen un coste relativo mucho más bajo que en los demás tipos de CCS.

La regeneración del sorbente se realiza in situ.

Ausencia de emisiones de NO_x ya que no se introduce nitrógeno con el gas de combustión.

Los transportadores tienen muy buenas propiedades ante la aglomeración. Mayor facilidad de transporte y de generar ciclos sin inconvenientes.

Menor penalización energética al no tener que disponer de una ASU. Posibilidad de producción de H₂ como gas de salida.

Los costes simulados son lo suficientemente buenos para mantener el interés en esta tecnología (<10€/tonCO₂). La tecnología no tiene detractores en general.

5.4.2 Desventajas del chemical looping [12]

Solo existen plantas piloto de muy poca potencia ($\approx 120\text{kW}$). En un futuro se estudia ampliar la potencia de las plantas piloto hasta 1MW_t.

Se acumulan muy pocas horas de operación ($\approx 4000\text{h}$). Operación discontinua.

Al disponerse de tantos transportadores de oxígeno la elección del más favorable para cada tipo de planta piloto es un enigma. Existen problemas con los transportadores sobre su reactividad según los ciclos, posibilidad de desactivación de algunos de ellos...)

Sólo está probada tecnológicamente con gas natural. Para combustibles sólidos aún no.

No existen estudios reales de costes, ni de inversión, ni de instalación, ni de operación ni de coste de tonelada evitada de CO₂. Sólo hay simulaciones.

5.5 IGCC con captura de CO₂

Los procesos de captura de CO₂ previos a la combustión se basan de forma muy resumida en la transformación del combustible primario en una corriente de gases cuyos principales componentes son CO₂ y H₂, que pueden ser separados de forma relativamente sencilla por sus concentraciones y presiones disponibles [17]. Las tecnologías de captura en pre-combustión pueden ser aplicadas a todos los recursos fósiles, tales como gas natural, fuel y carbón, haciéndose extensible también a la biomasa y residuos.

Se pueden distinguir tres pasos principales en el aprovechamiento de combustibles primarios con captura en precombustión (ver Fig. 25):

- Reacción de producción de gas de síntesis. Procesos que llevan a la generación de una corriente compuesta principalmente por hidrógeno (H₂) y monóxido de carbono (CO) a partir del combustible primario.
- Reacción gas-agua (shift) para convertir el CO del gas de síntesis en CO₂. La reacción se puede expresar según la fórmula de la eq. 1.



y su objetivo es convertir el CO del gas de síntesis que se obtuvo en el primer paso en CO₂ manteniendo la mayor parte de la energía del CO en la corriente gaseosa resultante. Al utilizar agua como agente oxidante se obtiene hidrógeno. La reacción requiere catalizador que optimiza la cinética y la temperatura de trabajo.

· Separación del CO₂. Esta etapa tiene como objetivo separar el CO₂ de la corriente de gas que está formada principalmente por CO₂/H₂, existiendo varios procedimientos. La concentración de CO₂ en esta corriente puede estar comprendida entre el 15-60% en base seca y la presión de la corriente entre 2-7 MPa. El CO₂ separado queda disponible para su almacenamiento.

Para llevar a cabo todos estos procesos son necesarios una serie de sistemas adicionales que son los que constituyen los principales inconvenientes de la tecnología de captura de CO₂ en pre-combustión: la unidad de separación de aire (ASU), la unidad de gasificación, las unidades de lavado del gas de síntesis (eliminación de S, Cl..), la utilización de catalizadores para la reacción shift y los residuos obtenidos y la recirculación del nitrógeno de la ASU para poder introducir el H₂ obtenido en la turbina de gas para la producción de electricidad.

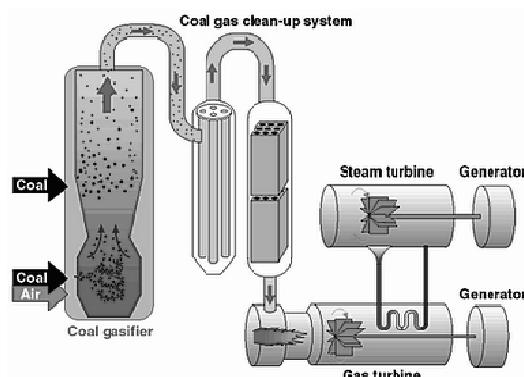


Fig. 25 Esquema básico de un sistema CCS en IGCC

5.5.1 Ventajas del IGCC [12]

Los procesos de reformado y gasificación son procesos conocidos y ampliamente establecidos.

Amplia gama de combustibles a utilizar, tanto gaseoso como líquidos como sólidos.

La separación del CO₂ y del H₂ ya se lleva a cabo a grandes escalas en refinerías. La separación es más fácil que en post-combustión al disponerse en altas concentraciones y a altas presiones. Menores costes por compresión del CO₂ por disponer menos etapas de compresión.

Altos ratios de separación. En unidades PSA se consiguen purezas del 99.99% de H₂.

El gas de combustión es el H₂ que tiene mayor contenido energético que el metano.

Menores pérdidas de rendimiento del sistema. En torno a 6 puntos porcentuales frente a los 10 puntos porcentuales de la post-combustión.

Menores costes por tonelada de CO₂ evitada. Valores entre 13-38 €/ton frente a los valores en post-combustión de 40-60 €/ton.

5.5.2 Desventajas del IGCC [12]

Es obligatoria la conversión del combustible en gas de síntesis. Lo que implica un proceso más complejo y la necesidad de reactores.

No todos los carbones son gasificables de manera rentable. Se necesitan aquellos carbones que presentan bajo contenido en carbono (lignitos) aunque se ha conseguido gasificar con mezclas de coque del petróleo.

La aplicación directa a centrales térmicas actuales es inviable ante la necesidad de disponer del reactor de gasificado.

Las plantas IGCC tienen un alto coste de inversión. Los estudios fijan como potencia mínima rentable los 300MW. Aquí es muy importante el factor de escala.

Alto coste y consumo energético de separación del oxígeno en el aire y plantas ASU. Abre el campo de alternativa para la separación con membranas.

Necesidad de catalizadores para llevar a cabo la reacción shift (adecuación en presión y/o temperatura). A veces pueden llegar a ser caros. Pero estos catalizadores ya están desarrollados.

Al utilizar el hidrógeno como combustible, las turbinas actuales adaptadas al gas natural no pueden utilizar 100% H₂. Se necesitan desarrollar turbinas para el H₂. Actualmente se soluciona mezclando con N₂ de la ASU para diluir el H₂.

Falta generalizada de experiencias reales a gran escala. Las estaciones de Puertollano y ELCOGAS acumulan algunas horas de funcionamiento.

6 Simulación de la planta siderúrgica

6.1 Producción de la industria siderúrgica

Un primer dato a tener muy en cuenta es qué cantidad de arrabio/acero es capaz de producir una planta siderúrgica. Para contestar a esta pregunta se ha desarrollado el apartado 9 del Anexo I. En él se encuentran las producciones de 33 altos hornos y de 6 BOF encontrados en la bibliografía referenciada.

Como valores promedio se dispone de una producción de 2.63 millones de toneladas de arrabio al año en el alto horno y de una producción de 2.8 millones de toneladas de acero al año en el BOF. Calculando el valor promedio equivalente a producción de acero según se indica en el citado apartado se obtiene la Tabla 3:

Tabla 3 Producción del alto horno, BOF y producción ponderada

Tipo de horno	Nº de hornos	Producto	Producción promedio	
			[mill ton /año]	[kg/s]
Alto horno	33	Arrabio	2.63	83.37
BOF	6	Acero	2.8	88.99
Producción ponderada			95.727 kg _{acero} /s	

6.2 Diagramas de bloques

A continuación se representan los diagramas de bloques para los 6 componentes principales que conforman la industria de siderurgia de referencia. En ellos se indican los principales inputs y outputs que intervienen. Ver Fig. 26 a Fig. 31. Para más información ir al Anexo I apartado 10.

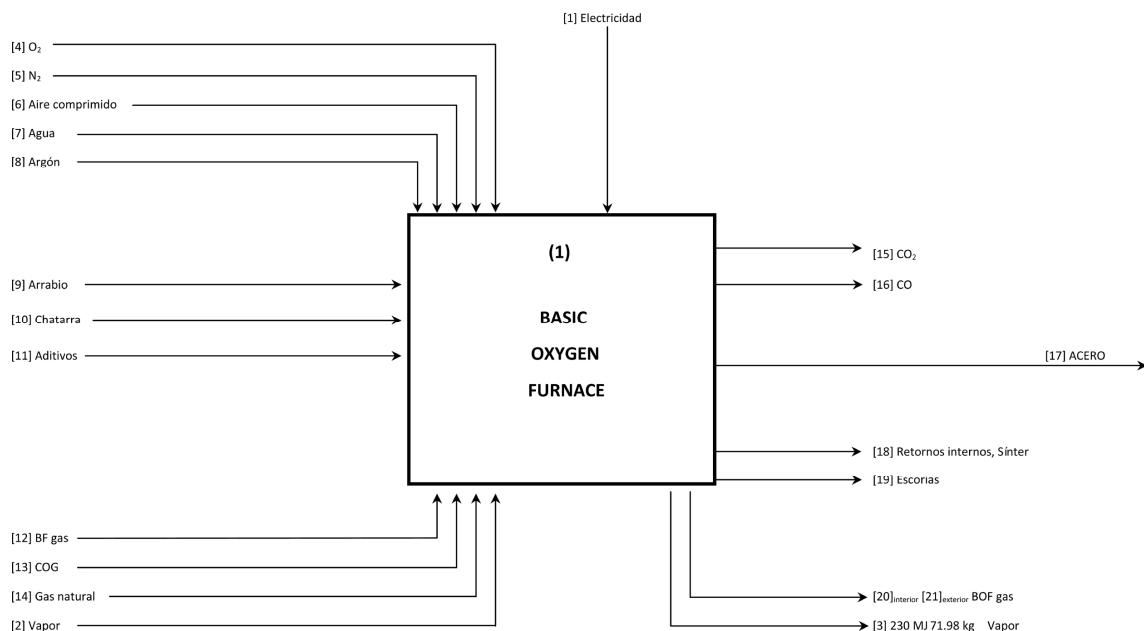


Fig. 26 Flujos del BOF [Fuente propia]

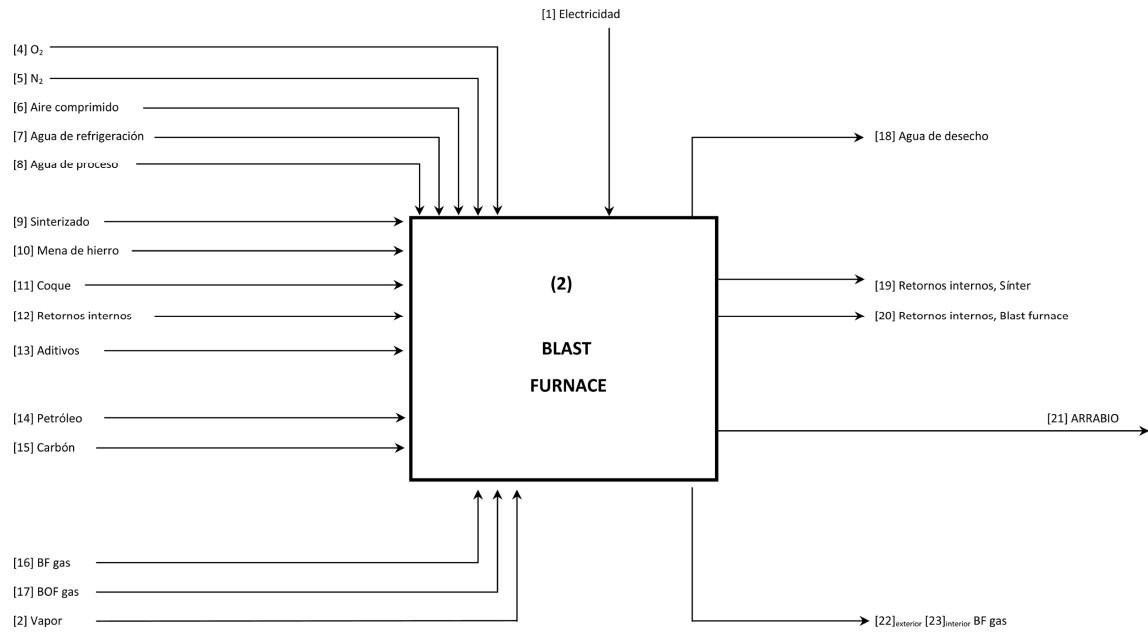


Fig. 27 Flujos en el BF [Fuente propia]

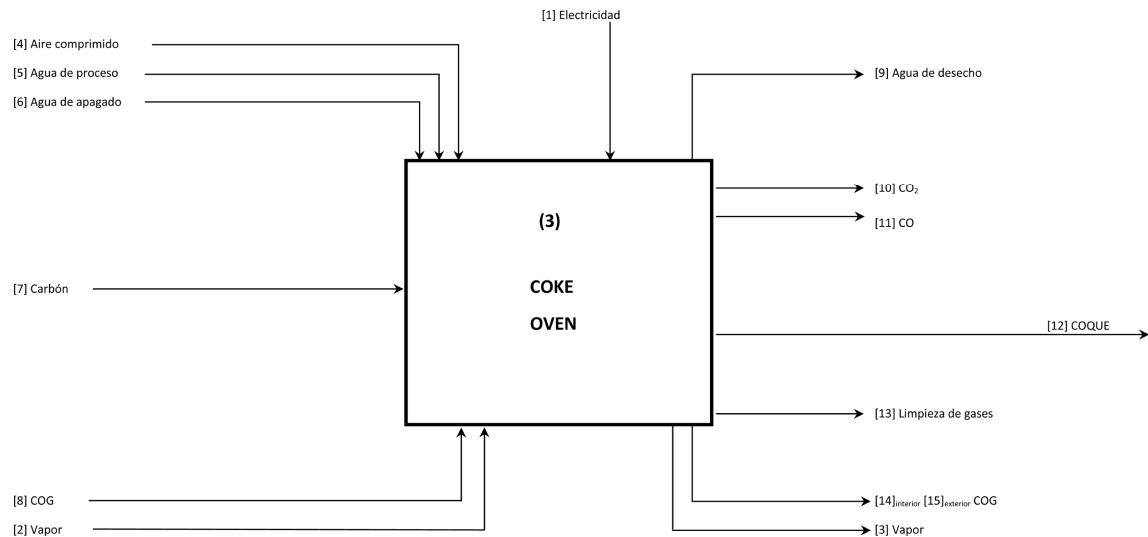


Fig. 28 Flujos en el horno de coque [Fuente propia]

Memoria

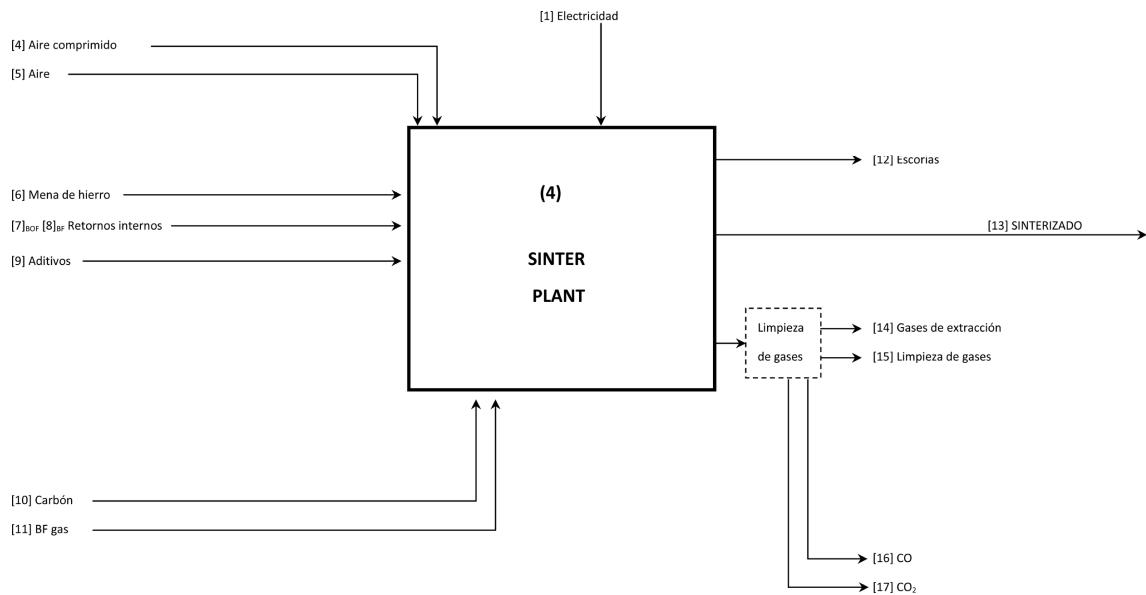


Fig. 29 Flujos en la planta de sinterizado [Fuente propia]

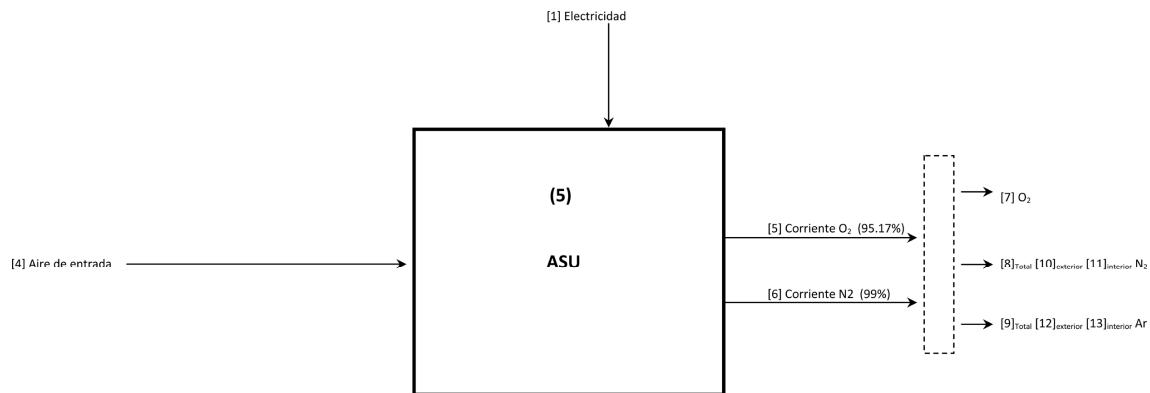


Fig. 30 Flujos en la ASU [Fuente propia]

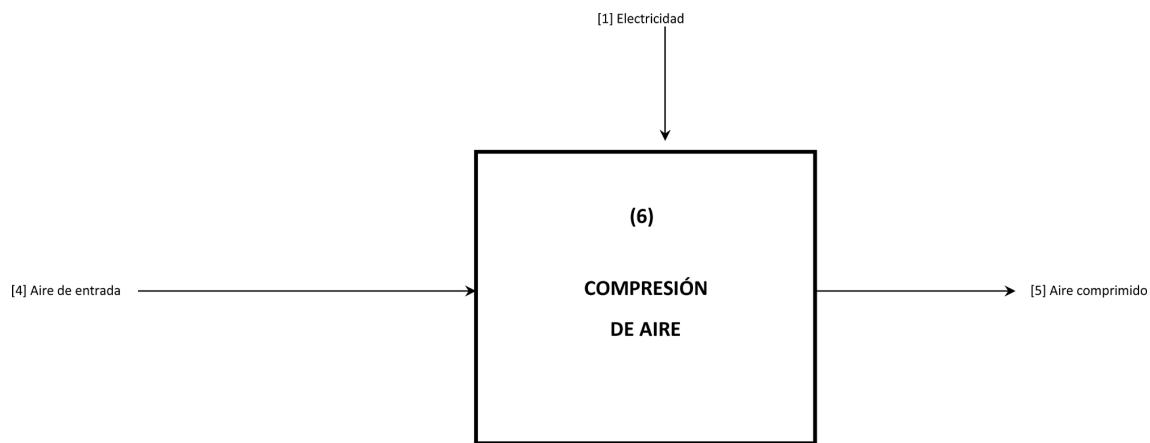


Fig. 31 Flujos en la compresión de aire [Fuente propia]

6.3 Diagramas de interacción

En los diagramas de interacción se muestra de forma simplificada las interacciones que surgen entre los diferentes componentes presentados en el apartado anterior. Se atiende a clasificarlos dependiendo del aspecto de interés que se requiere en cada momento. Se han

obtenido 6 diagramas de interacción (Fig. 32 a Fig. 37) atendiendo a criterios como pueden ser: flujos másicos más significativos, gases energéticos, producción de CO₂, vapor/agua, electricidad, producción de la ASU y la compresión. Para más información ir al Anexo I apartado 10.

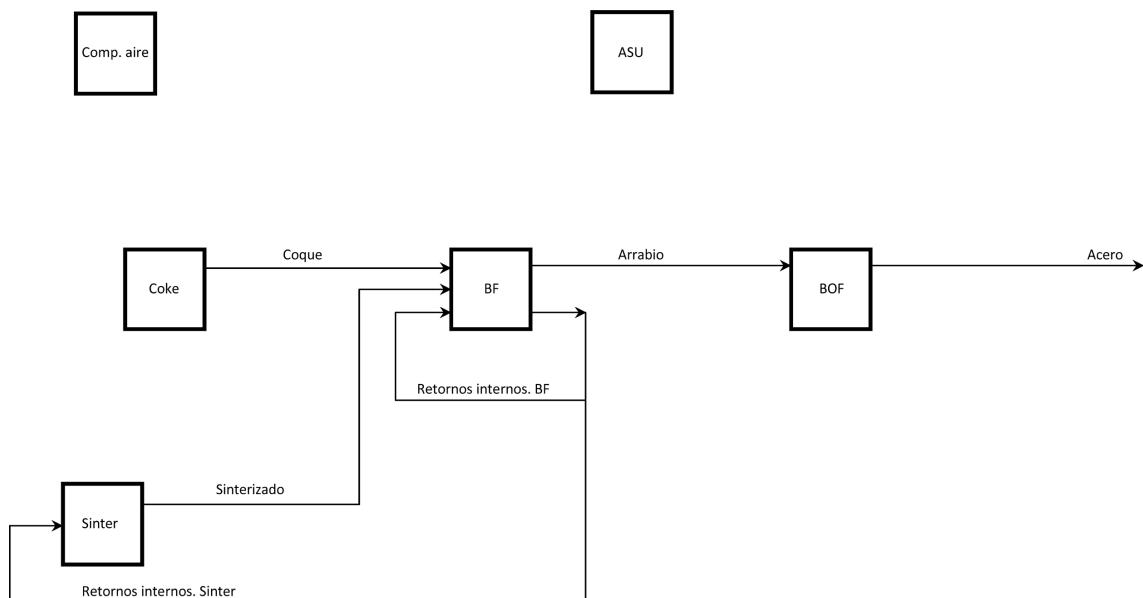


Fig. 32 Principales flujos másicos [Fuente propia]

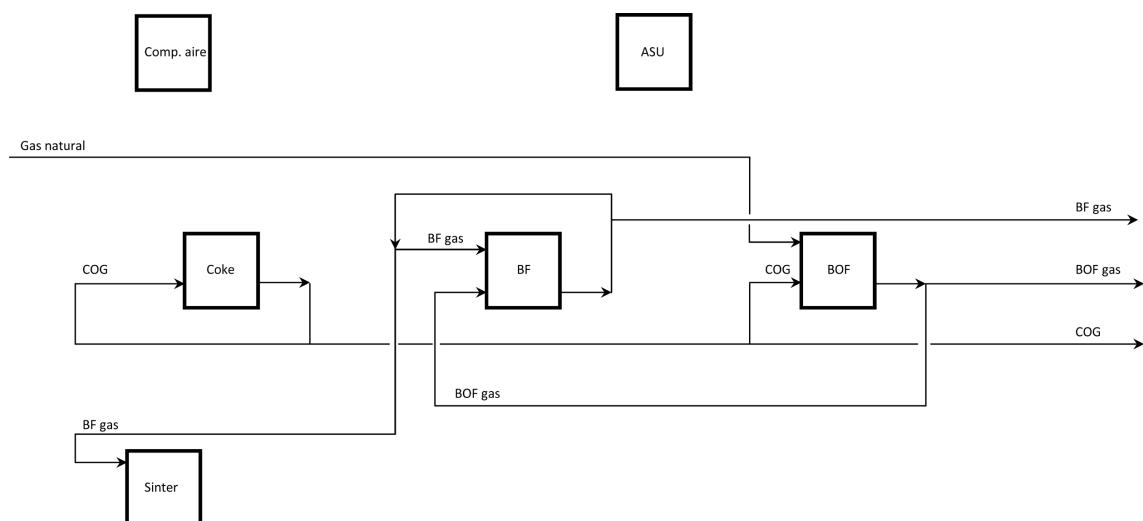


Fig. 33 Flujos de los gases energéticos [Fuente propia]

Memoria

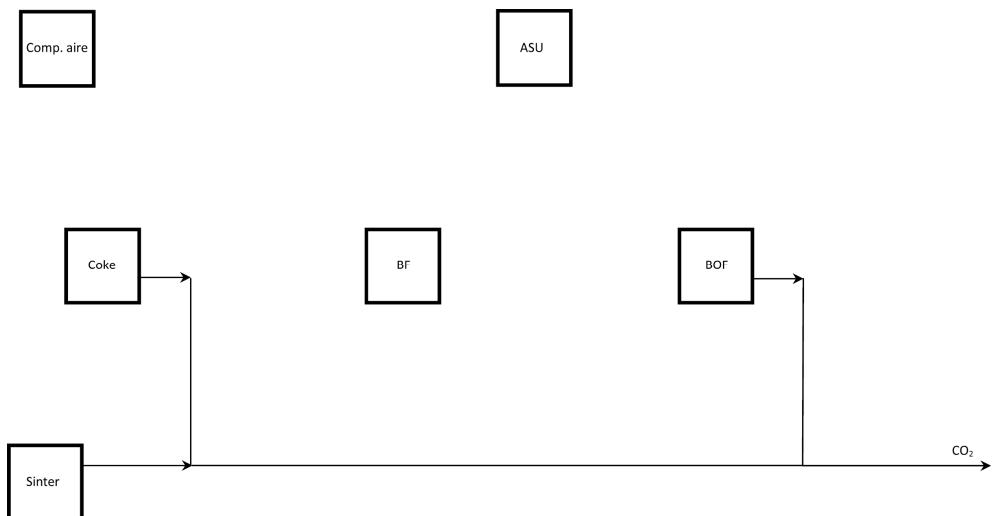


Fig. 34 Flujos de producción de CO_2 [Fuente propia]

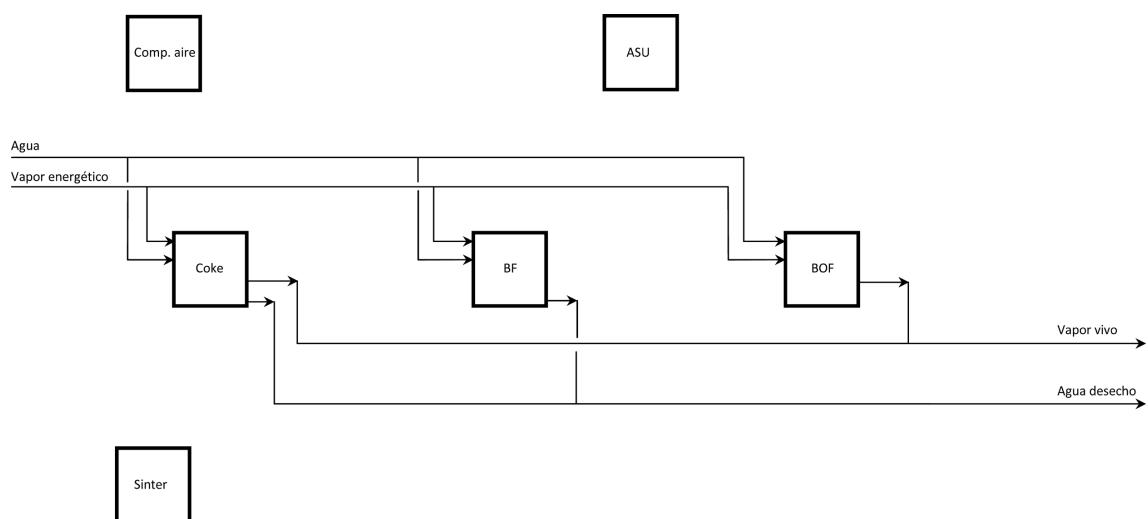


Fig. 35 Flujos del agua y del vapor [Fuente propia]

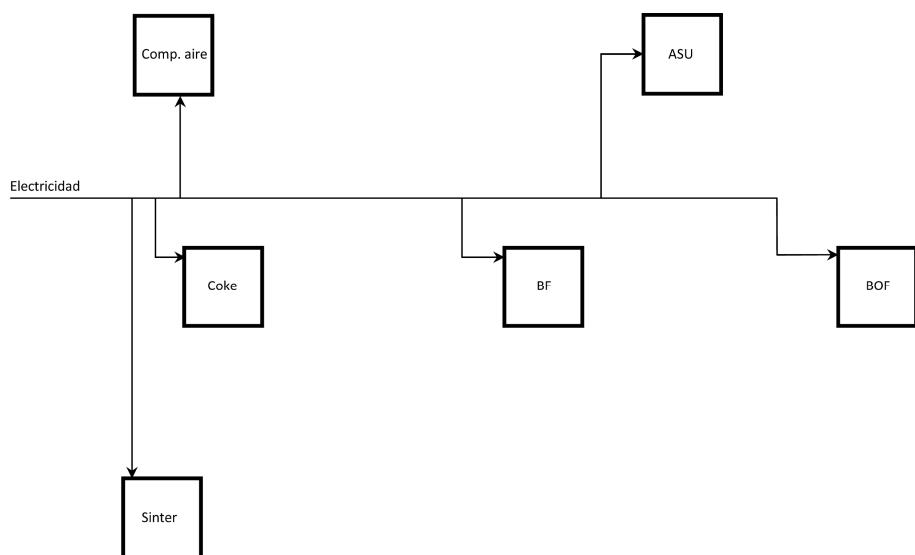


Fig. 36 Consumos de electricidad [Fuente propia]

Memoria

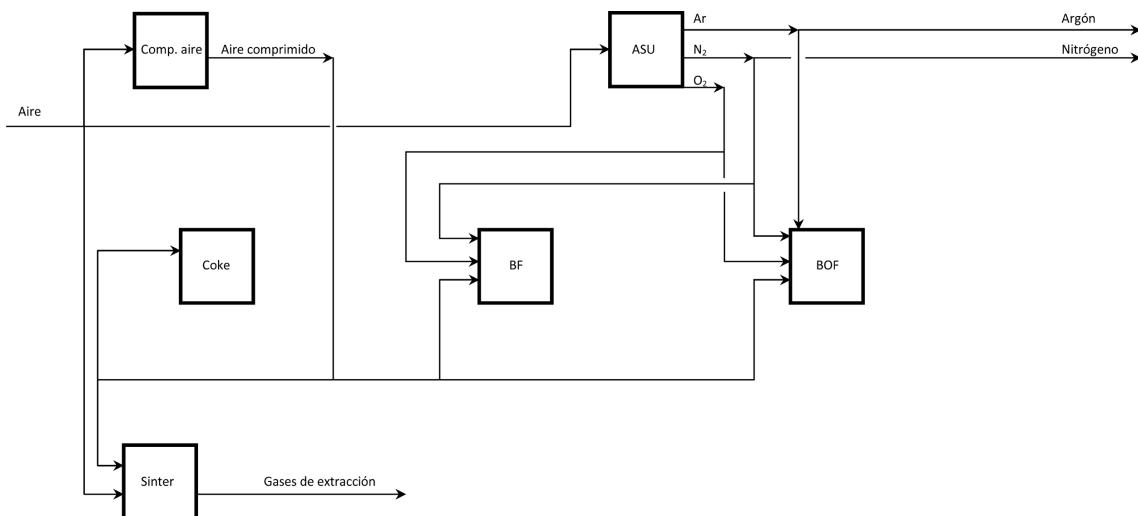


Fig. 37 Aire atmosférico, aire comprimido y productos de la ASU [Fuente propia]

6.4 Propiedades de los gases energéticos

La totalidad del desarrollo para la obtención de los gases energéticos está desarrollado en el Anexo II. A continuación se muestra resumidamente en tablas las propiedades de los gases que aparecen en la industria siderúrgica.

La Tabla 4 muestra los pesos atómicos de los elementos que conforman las diferentes moléculas que se componen los gases de la industria siderúrgica. En la Tabla 5 se muestran las ocho moléculas de las que se componen dichos gases y las propiedades que interesan para el desarrollo de las siguientes características.

Tabla 4 Pesos atómicos [g/mol]

Hidrógeno	Carbono	Nitrógeno	Oxígeno
1,00797	12,01115	14,00670	15,99940

Tabla 5 Pesos moleculares de los elementos y energías de combustión

	Peso molecular	Energía de combustión	Calor específico *
	M_r [g/mol]	E_{comb} [kJ/mol]	C_p [kJ/kg·K]
CO	28.1	283.0	1.049
H_2	2.02	285.8	14.42
CO_2	44.01	0.0	0.942
N_2	28.01	0.0	1.040
CH_4	16.04	887.1	2.191
C_2H_6	30.07	1559.7	1.723
C_3H_8	44.10	2219.2	1.642
C_4H_{10}	58.12	2879.0	1.647

A continuación, la Tabla 6 recoge las composiciones elementales de los gases energéticos de la industria de la siderurgia. La composición se recoge en porcentaje en volumen.

Tabla 6 Composición elemental de los gases energéticos [%]

	Gas natural	COG	BOF	BF gas
CO	0.0	5.9	61.6	24.3
H ₂	0.0	57.4	2.9	2.9
CO ₂	0.9	2.0	17.0	20
N ₂	1.3	6.4	18.1	52.7
CH ₄	90.9	26.9	0.4	0.1
C ₂ H ₆	5.4	0.9	0.0	0
C ₃ H ₈	1.1	0.5	0.0	0
C ₄ H ₁₀	0.3	0.0	0.0	0

Finalmente en la Tabla 7 se tienen las propiedades de los gases energéticos que se buscaban desde el principio: poder calorífico, densidad, densidad energética y calor específico.

Tabla 7 Poder calorífico, densidad, densidad energética y calor específico de los gases energéticos de la industria siderúrgica

		Gas natural	COG	BOF	BF gas
Poder calorífico	[MJ/Nm ³]	41.34	19.83	8.30	3.47
Densidad	[kg/Nm ³]	0.789	0.459	1.335	1.358
Densidad energética	[kg/MJ]	0.01909	0.02315	0.16080	0.39060
Calor específico	[kJ/kg·K]	2.131	9.037	1.422	1.412

6.5 Balances de masa y energía

A continuación se presentan de forma resumida y tabulada (desde la Tabla 8 a la Tabla 19) los balances de masa y de energía para la industria siderúrgica. Para ver el desarrollo completo, por favor consultar el Anexo III.

6.5.1 Balances de masa y energía componente a componente

Basic oxygen furnace

Tabla 8 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en el BOF

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [°C]	E [MJ]
Oxígeno	85.66	0.942	725	55.0
Nitrógeno	12.5	1.045	725	9.1
Aire comprimido	21.97	1.012	650	13.9
Agua	82.65	4.180	25	0
Argón	1.6	0.520	728	0.6
Arrabio	860	0.450	1250	474.1
Chatarra	220	0.450	25	0
Aditivos	119	0.483	25	0
BF gas	3.79	1.407	160	0.72
COG	9.26	9.035	80	4.6
Gas natural	7.39	2.131	25	0
Vapor	27.86	----	----	82
Electricidad	----	----	----	177.9

Tabla 9 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en el BOF

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
CO ₂	123.12	0.942	660	73.6
CO	5.20	1.049	660	3.5
Acero	1000	0.500	800	388.74
Retornos internos. Sinter	84.80	0.794	380	23.9
Escorias	82.20	0.794	380	23.2
BOF gas	84.47	1.426	650	74.98
Vapor	71.98	----	----	230

Blast furnace

Tabla 10 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en el BF

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Oxígeno	79.23	0.942	327	21.96
Nitrógeno	73.11	1.045	327	22.96
Aire comprimido	15.12	1.012	326.9	4.6
Agua de refrigeración	320	4.180	70	60.2
Agua de proceso	1444.02	4.180	90	392.34
Sinterizado	935	0.482	200	78.9
Mena de hierro	155	0.731	25	0
Coque	360	0.836	180	46.65
Retornos internos	17.2	0.794	800	10.6
Aditivos	22.1	0.907	25	0
Petróleo	25.8	2.090	25	0
Carbón	140	0.835	60	4.1
BF gas	535.4	1.407	160	101.8
BOF gas	84.4	1.426	550	62.9
Vapor	33.47	----	----	98.5
Electricidad	----	----	----	501.93

Tabla 11 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en el BF

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Agua de desecho	1555.9	4.180	90	422.7
Retornos internos. Sinter	220.6	0.794	1200	205.8
Retornos internos. BF	17.2	0.794	1200	16
Arrabio	860	0.450	1100	416
BF gas	1585.3	1.407	180	346.8

Coke oven

Tabla 12 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en el coke oven

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Aire comprimido	18.61	1.012	326.9	5.7
Agua de proceso	200	4.180	60	29.3
Agua de apagado	19.46	4.180	25	0

Memoria

Carbón	465	0.835	25	0
COG	29.17	9.035	80	14.5
Vapor	18.55	----	----	54
Electricidad	----	----	----	243.66

Tabla 13 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en el coke oven

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Agua de desecho	200	4.180	70	37.6
CO ₂	3.38	0.942	90	0.2
CO	15.75	1.049	90	1.1
Coque	360	0.836	190	49.7
Limpieza de gases	37.5	2.660	90	6.5
COG	67.5	9.035	90	39.7
Vapor	66.66	----	----	213

Planta de sinterizado

Tabla 14 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en la planta de sinterizado

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Aire comprimido	28.1	1.012	327	8.6
Aire	776	1.012	25	0
Mena de hierro	760	0.731	25	0
Retornos internos	305.3	0.794	375	84.9
Aditivos	185.5	0.907	25	0
Carbón	48.13	0.835	60.2	1.4
BF gas	40.19	1.407	160	7.7
Electricidad	----	----	----	65.8

Tabla 15 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en la planta de sinterizado

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Escorias	12.25	0.794	250	2.2
Sinterizado	935	0.482	250	101.4
Gases de extracción	804.1	1.012	80	44.8
Limpieza de gases	14.88	0.192	80	0.2
CO	53.48	1.049	80	3.1
CO ₂	323.59	0.942	80	16.8

Unidad de separación de aire (ASU)

Tabla 16 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en ASU

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Aire de entrada	736.2	1.012	25	0
Electricidad	----	----	----	118.7

Tabla 17 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en ASU

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [°C]	E [MJ]
Oxígeno	164.9	0.918	185	24.21
Nitrógeno	564.8	1.040	185	96.96
Argón	6.55	0.5203	185	0.54

Compresión de aire

Tabla 18 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en la etapa de compresión de aire

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [°C]	E [MJ]
Aire de entrada	83.79	1.012	25	0
Electricidad	----	----	----	55.36

Tabla 19 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en la etapa de compresión de aire

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [°C]	E [MJ]
Aire comprimido	83.79	1.057	650	55.36

6.5.2 Balance de masa y energía global

Las tablas que vienen a continuación recogen de forma global los balances de masa (Tabla 20) y balances de energía (Tabla 21) tanto componente a componente como al global de la industria siderúrgica. También se puede observar que el balance global es prácticamente nulo tanto en masa como en energía. En la Tabla 21 se ha dividido la energía de los inputs en dos ítems: energía de los inputs o de los flujos básicos y energía de aporte, principalmente referido a electricidad.

Tabla 20 Balance de masa global [kg]

	Inputs	Outputs	
<i>Basic oxygen furnace</i>	1451.8	1451.8	
<i>Blast furnace</i>	4239.2	4239.2	
<i>Coke oven</i>	750.8	750.8	
<i>Sinter plant</i>	2143.3	2143.3	
<i>ASU</i>	736.2	736.2	
<i>Compresión de aire</i>	83.79	83.79	
			<i>Balance de masa</i>
<i>Total</i>	9405.09	9405.09	+0.007731 kg

Tabla 21 Balance de energía global descompuesto en los diferentes componentes

	Inputs	Aporte	Outputs
<i>Basic oxygen furnace</i>	640.02	177.9	817.92
<i>Blast furnace</i>	905.60	501.93	1408
<i>Coke oven</i>	104.04	243.66	347.70
<i>Sinter plant</i>	102.55	65.8	168.35

ASU	0	118.72	118.72	
Compresión de aire	0	55.36	55.36	
				<i>Balance de energía</i>
Total	1752.22	1163.37	2916.06	+1.74 kJ

6.6 Funcionamiento aislado

La información más detallada se encuentra en el Anexo V apartado 2.

El caso de funcionamiento aislado significa que la planta siderúrgica se encuentra sin ningún tipo de integración, es decir, sin planta de potencia propia ni sistema CCS. Esto implica que la planta siderúrgica debe abastecerse tanto de la energía eléctrica mediante compra a la red como de energía térmica para la generación de vapor mediante una caldera propia. Todo ello va a suponer unas emisiones de CO₂ a la atmósfera, que sumadas a las emisiones propias de los procesos internos de la siderurgia sumarán el total de emisiones de este tipo de industria.

6.6.1 Abastecimiento térmico

Para el abastecimiento térmico del vapor de aporte a los distintos elementos de la industria siderúrgica se necesita una caldera. Los parámetros que caracterizan a la caldera se encuentran reflejados en el apartado 1 del Anexo IV. La Tabla 22 contiene resumidos estos valores.

Tabla 22 Datos para el abastecimiento térmico

Potencia caldera	Carbón	Aire combustión	CO ₂ emitido
[kW]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
24600	3.94	29.15	5.23

6.6.2 Abastecimiento eléctrico

El abastecimiento eléctrico se hace conectándose a la red de energía eléctrica disponible. De este modo se compra la totalidad de la electricidad. Suponiendo un rendimiento eléctrico de la red eléctrica española del 50% y traduciendo la demanda eléctrica a demanda térmica a través de este rendimiento se puede calcular la potencia térmica que definiría la caldera ficticia de la red eléctrica para poder obtener el total de electricidad que requiere la siderurgia. Esta caldera ficticia tendría asociado una emisión de CO₂ que se simulará mediante los parámetros reflejados en el apartado 1 del Anexo IV. En la Tabla 23 vienen contenidos los resultados de aplicar las ideas aquí reflejadas.

Tabla 23 Datos para el abastecimiento eléctrico

Energía eléctrica consumida	Energía térmica equivalente	Potencia caldera	Carbón	Aire combustión	CO ₂ emitido
[MW _e]	[kW]	[kW _t]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
111.4	222700	244000	38.98	288.5	51.77

6.6.3 Emisiones de CO₂

Finalmente, en la Tabla 24 se encuentran resumidos los datos de emisiones de CO₂. Estas emisiones vienen dadas por los diferentes elementos de la industria siderurgia, por el abastecimiento térmico y por el abastecimiento eléctrico.

Tabla 24 Datos globales para la siderurgia en modo sin integración

	<i>CO₂ emitido [kg/s]</i>
<i>Siderurgia</i>	44.09
<i>Demanda eléctrica</i>	51.77
<i>Demanda térmica</i>	5.23
<i>Total</i>	101.09

7 Integración con una central de potencia

El paso que se propone a continuación es la integración de la siderurgia con una central de potencia. Dado que la siderurgia tiene un excedente de producción de gases energéticos, podría ser beneficioso sacarles un partido energético e incluso económico. De este modo también se podría reducir las emisiones de CO₂ ya que el combustible no es del todo 'sucio' como el carbón.

Para aprovechar la energía contenida en los gases energéticos de la siderurgia se plantea un ciclo combinado con turbina de gas en cabecera, caldera de recuperación y ciclo de vapor de cola. Para hacerse una idea se tiene la Fig. 38.

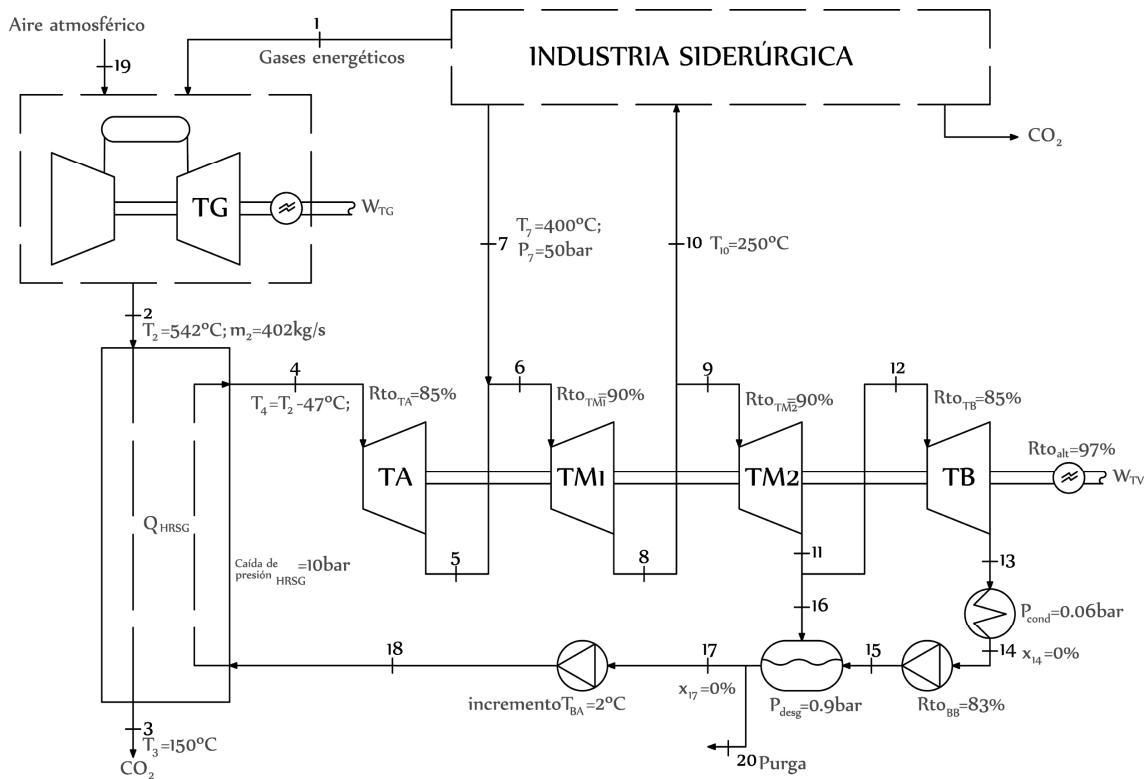


Fig. 38 Esquema general de integración de la CP con la siderurgia [Fuente propia]

7.1 Caracterización de la siderurgia

En este breve apartado lo que se va a hacer es representar la industria siderúrgica anteriormente analizada de forma más simplificada. Para entenderlo mejor, se va a caracterizar la siderurgia desde el punto de vista de la central de potencia (CP). Es decir, se representará como una caja negra de dónde se tendrán unos pocos inputs/outputs que son los de interacción siderurgia-CP. Más información en el apartado 3 del Anexo V. La Fig. 39 muestra la caracterización de la siderurgia y sus tres interacciones con la CP: gases energéticos, vapor de aporte y vapor de extracción.

Memoria

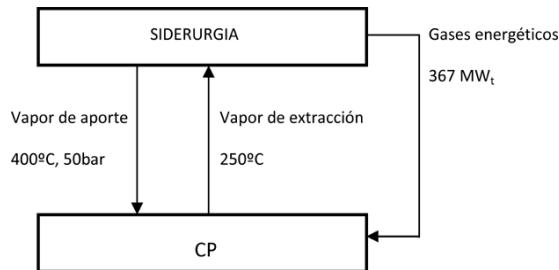


Fig. 39 Esquema de caracterización de la siderurgia [Fuente propia]

7.2 Elección de turbina de gas

La elección de la turbina de gas (TG) se ha realizado en el apartado 2 del Anexo IV. Resumiendo el procedimiento se tendría: se sabe la potencia disponible en los gases energéticos de la siderurgia que son 367MW_t. Aplicando un rendimiento eléctrico de la turbina de entre 30 hasta el 40 % se debe buscar una turbina con una potencia comprendida entre 110 – 146 MW_e.

Con estas premisas sencillas, ya que la turbina de gas se va a modelizar como una 'caja negra' y parametrizada con sus parámetros más fundamentales, la elección de la turbina es de la marca Mitsubishi Heavy Industries concretamente el modelo M701DA. La Tabla 25 contiene las propiedades más significativas de esta TG. La Fig. 40 muestra una imagen de la misma.

Tabla 25 Propiedades técnicas de la turbina de gas Mitsubishi M701DA

Potencia	Rendimiento	Heat rate	Frecuencia	rpm	Ratio presión
[MW _e]	[%]	[kJ/kWh]	[Hz]	[rpm]	[-]
144	34.8	10350	50	3000	14
Masa gases extracción	Temperatura gases extracción	Emisiones NO _x	Tiempo de encendido	Peso	Dimensiones
[kg/s]	[°C]	[ppmv]	[min]	[ton]	[m]
453	542	25	30	200	13x5x5

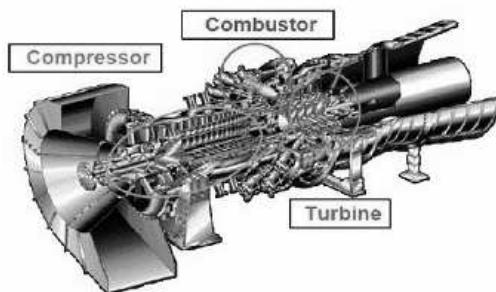


Fig. 40 Corte de la turbina de gas M701DA

7.3 Simulación del HRSG

El HRSG (heat recovery steam generator) se va a caracterizar con muy pocos parámetros para denotar su simplicidad a la hora de simular. Un parámetro crítico es la temperatura de salida de los gases provenientes de la TG, ya que si se recupera mucho calor y se bajan por debajo de la temperatura de condensación del agua, ésto puede provocar la condensación del agua así como elementos nocivos para los elementos estructurales del HRSG como pueden ser el azufre formándose ácido sulfúrico. Se va a suponer una caída de presión en el circuito de agua/vapor de 10 bares.

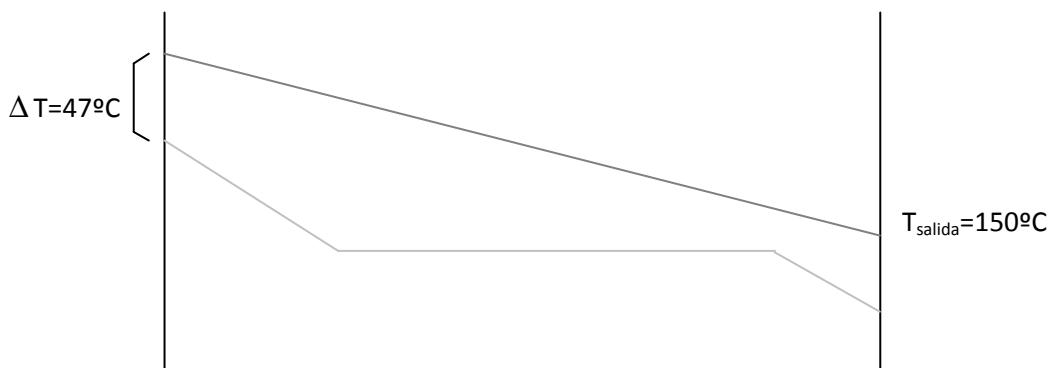


Fig. 41 Esquema de funcionamiento del HRSG [Fuente propia]

La Fig. 41 muestra la temperatura de los gases de escape de la TG (línea superior) con la condición impuesta de la temperatura de salida a 150°C. Por otro lado (línea inferior), entra el agua proveniente de la parte del condensador del ciclo de vapor como líquido subenfriado y sufre un calentamiento con cambio de fase para obtener vapor a una temperatura final de 495°C.

7.4 Caracterización del ciclo de vapor

En primer lugar se disponen de 4 cuerpos de turbinas. Se les ha llamado turbina de alta (TA), turbina de media 1 (TM1), turbina de media 2 (TM2) y turbina de baja (TB). De este modo se dispone de 3 puntos de extracción de caudales, dos de ellos se emplean para el aporte/extracción a la siderurgia y el tercero de ellos para la extracción hacia el desgasificador. Las turbinas de alta y de baja tienen un rendimiento isoentrópico del 85% mientras que las turbinas de media tienen uno equivalente al 90%. La bomba de baja se supone un rendimiento isoentrópico del 83%.

El condensador trabaja a 0.06 bares de presión y el desgasificador a 0.9 bares de presión. Se incluye un alternador eléctrico acoplado al eje mecánico de las turbinas con un rendimiento electromecánico del 97%. La bomba de alta produce un incremento de la temperatura del fluido de 2°C. La temperatura del vapor vivo procedente del HRSG depende de la temperatura de entrada de gases de escape de la TG como se ha visto en la Fig. 41.

Ya que el funcionamiento del ciclo de vapor depende en su totalidad de la turbina de gas de cabecera y de los aportes/extracciones de la siderurgia, la elección de un modelo específico de turbina de vapor se hace inviable a primera estancia. Para ello se han listado las turbinas de vapor de tres grandes fabricantes: Siemens, MAN turbo y GE (ver apartados 3.2 3.3 3.4 del Anexo IV).

7.5 Simulación y resultados

7.5.1 Resultados termodinámicos

La Tabla 26 contiene los datos termodinámicos de los fluidos que intervienen en el ciclo de potencia del caso base planteado.

Como se puede observar, el máximo caudal de vapor a manejar por el ciclo de vapor es de casi 70 kg/s. El de aire asciende a 402 kg/s. Existe un caudal de purga de 5.6 kg/s.

Tabla 26 Resultados tabulados. Caudal, presión, temperatura, entalpía, entropía y título de los puntos del ciclo de vapor

	<i>Caudal</i>	<i>Presión</i>	<i>Temp.</i>	<i>Entalpía</i>	<i>Entropía</i>	<i>Título</i>
	[kg/s]	[bar]	[°C]	[kJ/kg]	[kJ/kg·K]	[%]
1	99,16	1				
2	401,7	14	542	838,9		
3	401,7	14	150	424,8		
4	56,52	96,58	495	3365	6,601	
5	56,52	50	400	3196	6,646	
6	69,79	50	400	3196	6,646	
7	13,27	50	400	3196	6,646	
8	69,79	15,09	250	2922	6,704	
9	62,14	15,09	250	2922	6,704	
10	7,646	15,09	250	2922	6,704	
11	62,14	0,9	96,71	2466	6,841	
12	55,33	0,9	96,71	2466	6,841	
13	55,33	0,06	36,17	2160	7,016	
14	55,33	0,06	36,17	151,5	0,5208	0
15	55,33	0,9	36,17	151,6	0,5208	
16	6,81	0,9	96,71	2466	6,841	
17	56,52	0,9	96,71	405,2	1,27	0
18	56,52	106,6	98,71	421,6	1,284	
19	302,6	1				
20	5,624					

7.5.2 Potencias y producción eléctrica

A continuación, en la Tabla 27 se incluyen los valores de potencias térmicas que intervienen en este ciclo. Se han incluido las potencias del HRSG, condensador, del vapor de aporte y del vapor de extracción.

Tabla 27 Potencias térmicas de relevancia en el ciclo de vapor

<i>Elemento</i>	<i>Potencia [MW]</i>
HRSG	166.3
Condensador	111.1
Aporte vapor	42.4
Extracción vapor	22.34

En la Tabla 28 se incluyen los valores de potencia generada por las turbinas, tanto de gas como de vapor; así como el consumo eléctrico de las bombas del ciclo de vapor. Se puede comprobar que la TG produce el 64% de la energía eléctrica y el ciclo de vapor el 36%, lo que está acorde a la típica producción de un ciclo combinado de 2/3 para la TG y 1/3 para las TV.

Tabla 28 Potencias eléctricas de la CP

<i>Elemento</i>	<i>Potencia [MW_e]</i>
Turbina de gas	127.7
Turbina de alta	9.6
Turbina de media 1	19
Turbina de media 2	28.3

Memoria

Turbina de baja	16.9
Bomba de baja	5.7 kW
Bomba de alta	0.92
TOTAL neto	198.4

Finalmente se ha resumido en la Tabla 29 los valores de demanda eléctrica de la siderurgia, la producción neta en la CP y, haciendo la resta, la potencia eléctrica disponible para poder exportar a la red eléctrica. En este caso son 87MW_e.

Tabla 29 Producción y demanda, potencia exportable de energía eléctrica

Elemento	Potencia [MW _e]
Demandas de la siderurgia	111.3
Producción de la CP	198.4
Potencia exportable	87.1

7.5.3 Emisiones de CO₂

Las emisiones de CO₂ se han dividido en las dos fuentes de emisiones de esta sinergia: la siderurgia y la CP. En total asciende a casi 110kg/s, con un reparto del orden del 39% para la siderurgia y 61% para la central de potencia (ver Tabla 30).

Tabla 30 Emisiones de CO₂ de la integración siderurgia-CP

Elemento emisor	Emisiones de CO ₂
Industria siderúrgica	43.09 kg/s
Combustión gases en TG	66.39 kg/s
TOTAL emisiones	109.5 kg/s

En este caso, al contrario que ocurría con la siderurgia sin ningún tipo de integración, la central de potencia es capaz de producir un exceso de electricidad que se venderá a la red. Al contabilizar todas las emisiones en la Tabla 30, el excedente eléctrico supone emisiones de CO₂ evitadas al sistema eléctrico español. Siguiendo la forma de operación del apartado 6.6.2 de esta memoria y del apartado 6.3.2 del Anexo V se pueden calcular las emisiones de CO₂ evitadas. La Tabla 31 contiene los datos obtenidos para el cálculo del CO₂ evitado.

Tabla 31 Emisiones de CO₂ evitadas

Energía eléctrica vendida	Energía térmica equivalente	Potencia caldera	Carbón	Aire combustión	CO ₂ evitado
[MW _e]	[kW]	[kW _t]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
87.1	174200	190900	30.48	225.62	40.49

7.6 **Potencial de captura de CO₂**

Una vez simulado el comportamiento de la sinergia entre siderurgia y central de potencia y obtenerse unos resultados satisfactorios, se va a proceder a analizar que potencial tiene esta sinergia a la hora de capturar CO₂. Para poder incorporar la captura de CO₂ es necesario disponer de un flujo de vapor a 130°C que habrá que extraer del ciclo de vapor. La Fig. 42 muestra la nueva configuración con la extracción al regenerador. En el esquema se ha eliminado la turbina de baja presión ya que queremos ver de cuánto vapor se dispone para el

regenerador y producir así la captura de CO_2 . En cierto modo el regenerador funciona como el condensador del ciclo, pero con la diferencia que la turbina de media nº2 es una turbina de contrapresión (presión a la salida de 2.7bar).

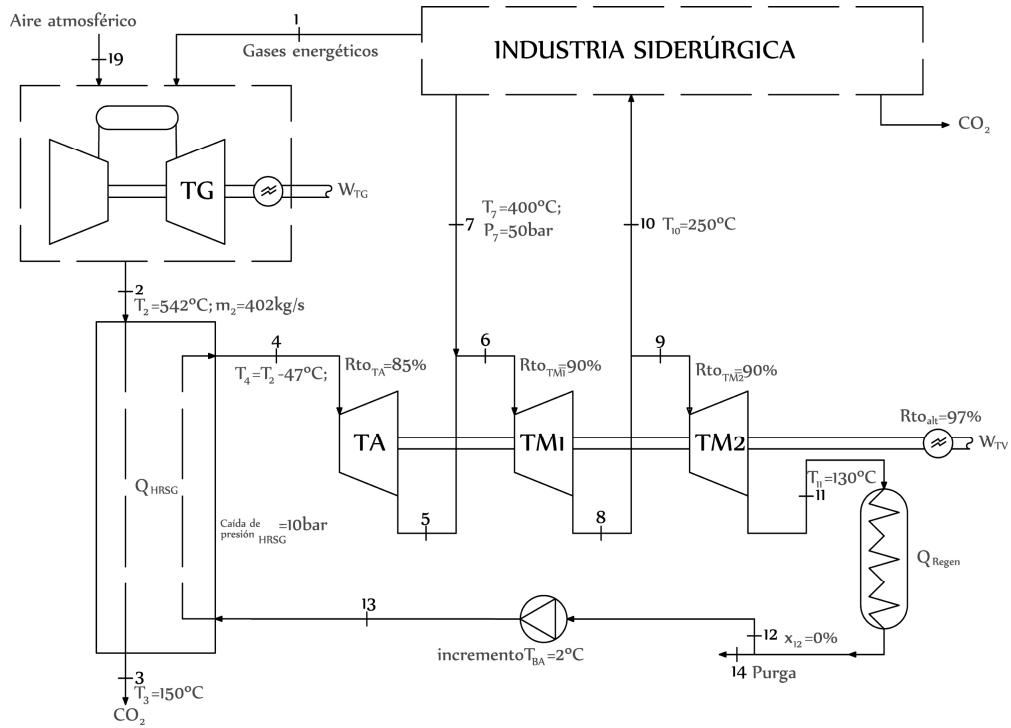


Fig. 42 Esquema de funcionamiento del estudio del potencial energético [Fuente propia]

Los equipos utilizados siguen siendo los mismos que se han empleado en el caso base, por lo que no modifican sus parámetros de funcionamiento. De este modo se puede decir que el caso ficticio que nos ocupa, el caso de mayor potencial energético, es de alguna manera lo más fiel al planteamiento inicial propuesto.

Como se pretende estudiar tres tipos de aminas (MEA, DEA y MDEA), caracterizadas por su energía de regeneración, se obtendrán tres valores máximos de CO_2 a capturar. Las características de las aminas que influyen en este apartado se encuentran reflejadas en el apartado 8.1 de esta memoria.

7.6.1 Ciclo de vapor

Como en los casos anteriores, primero se presentan los resultados termodinámicos de los puntos especificados en la Fig. 42. Los resultados se obtienen tabulados en la Tabla 32.

Tabla 32 Resultados tabulados. Caudal, presión, temperatura, entalpía, entropía y título de los puntos del ciclo de vapor. Ciclo de potencial energético

	<i>Caudal</i>	<i>Presión</i>	<i>Temp.</i>	<i>Entalpía</i>	<i>Entropía</i>	<i>Título</i>
	[kg/s]	[bar]	[°C]	[kJ/kg]	[kJ/kg·K]	[%]
1	99,16	1				
2	401,7	14	542	838,9		
3	401,7	14	150	424,8		
4	59,35	96,58	495	3365	6,601	
5	59,35	50	400	3196	6,646	
6	72,62	50	400	3196	6,646	
7	13,27	50	400	3196	6,646	
8	72,62	15,09	250	2922	6,704	
9	64,97	15,09	250	2922	6,704	
10	7,646	15,09	250	2922	6,704	
11	64,97	2,7	130	2623	6,787	
12	59,35	2,7	130	546,4	1,635	0
13	59,35	106,6	132	561,9	1,646	
14	5,624					

7.6.2 Potencias térmicas y producción eléctrica

En este apartado se obtiene el potencial térmico de captura de CO₂. Como se puede observar en la Tabla 33 la potencia disponible en el regenerador es de 135MW_t. Por lo tanto, si la siderurgia se la combina con una central de potencia con el fin de capturar el máximo CO₂ posible tenemos 135MW_t dedicados exclusivamente a la captura de CO₂. Se observa que la potencia transmitida en el HRSG es la misma que en el caso anterior.

Tabla 33 Potencias térmicas de relevancia en el ciclo de vapor

<i>Elemento</i>	<i>Potencia [MW_t]</i>
HRSG	166.3
Regenerador	134.95
Aporte vapor	42.4
Extracción vapor	22.34

Más datos de potencias eléctricas se encuentran tabulados en las Tabla 34 y Tabla 35. Como dato más característico es el de potencia exportable o potencia para vender a la red que asciende a 63MW_e. En este caso la producción eléctrica disminuye en 23.9MW_e lo que es equivalente a una reducción del 27.5%.

Tabla 34 Producción y demanda, potencia exportable de energía eléctrica

<i>Elemento</i>	<i>Potencia [MW_e]</i>
Demandas de la siderurgia	111.3
Producción de la CP	174.6
Potencia exportable	63.2

Tabla 35 Potencias eléctricas de relevancia en la CP

<i>Elemento</i>	<i>Potencia [MW_e]</i>
Turbina de gas	127.7

Memoria

Turbina de alta	10
Turbina de media 1	19.8
Turbina de media 2	19.4
Bomba de alta	0.92
TOTAL neto	174.6

7.6.3 Emisiones de CO₂

Como emisiones de CO₂ se van a tener las mismas que en el caso base, ya que tanto la siderurgia como el TG funcionan en el mismo régimen. La Tabla 36 hace un resumen de las emisiones de CO₂ que produce la industria.

Tabla 36 Emisiones de CO₂ de la integración siderurgia-CP

Elemento emisor	Emisiones de CO ₂
Industria siderúrgica	43.09 kg/s
Combustión gases en TG	66.39 kg/s
TOTAL emisiones	109.5 kg/s

Como se ha obtenido el flujo de vapor destinado a la regeneración que equivale a 135MW_t, conociendo las propiedades de las aminas, en particular su energía de regeneración (ver Tabla 39 de esta memoria); se puede traducir en flujo de CO₂ máximo a capturar según la configuración mostrada en la Fig. 42. Utilizando la mejor amina disponible, la MDEA, se tiene que se puede capturar hasta el 62% del CO₂.

Tabla 37 Potencial de captura de CO₂ [kg/s]

Tipo amina	CO ₂ capturado	CO ₂ emitido	% Capturado
MEA	32.36	77.14	29.55
DEA	45.85	63.65	41.87
MDEA	67.95	41.55	62.05

7.6.4 Emisiones de CO₂ equivalentes

Como se ha procedido en el caso anterior, se va a calcular las emisiones de CO₂ equivalentes al disponer de energía eléctrica a vender a la red. La Tabla 38 contiene los resultados. El más significativo es que se puede evitar del orden de 29kg/s de CO₂.

Tabla 38 Emisiones de CO₂ evitadas en ciclo de potencial de captura

Energía eléctrica vendida	Energía térmica equivalente	Potencia caldera	Carbón	Aire combustión	CO ₂ evitado
[MW _e]	[kW]	[kW _t]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
63.2	126400	138500	22.12	163.70	29.37

8 Integración con una central de potencia y CCS

La captura de CO₂ se va a realizar utilizando un ciclo de absorbente químico o aminas (ver apartado 1 del Anexo VI). Aunque lo que no se tiene claro es el tipo de amina que se va a utilizar ya que la operación de la CP y del CCS va a variar drásticamente según el tipo de amina utilizado. Se dispone de estos tres tipos de aminas: MEA (monoetanolamina), DEA (dietanolamina) y MDEA (metildietanolamina) ya que son de los tres tipos que más fácilmente se conocen sus propiedades y de disponer de un mayor número de industrias químicas que las producen.

8.1 Caracterización de las aminas

Las propiedades de las aminas que se muestran en la Tabla 39 se han obtenido de la bibliografía especializada (ver apartado 2 del Anexo VI). En esta tabla tan solo se recogen los valores promedio y son aquellos con los que se simularán la integración siderurgia-CP-CCS. Como valores a remarcar es la energía de regeneración que es muy elevada para la MEA, que si se combina con un bajo porcentaje en la mezcla, una carga de captura de CO₂ menor a las otras aminas y un flujo de CO₂ remanente elevado lo que produce es una cantidad de fluido en el ciclo de aminas muy superior al resto.

Tabla 39 Propiedades físico-químicas de las aminas

	Unidades	MEA	DEA	MDEA
Peso molecular	[g/mol]	61.08	105.14	119.16
Energía de regeneración	[MJ/kg _{CO2}]	4.170	2.943	1.986
Porcentaje de mezcla	[%]	28.7	31.3	35.0
Carga de captura	[kg _{CO2} /kg _{amina}]	0.31137	0.49687	0.59085
Calor específico	[kJ/kg·K]	2.4857	2.3803	2.7260
Flujo CO ₂ remanente	[kg _{CO2} /kg _{amina}]	0.154	0.090	0.079

Un aspecto clave en captura de CO₂ con solvente químico es que no se puede realizar una captura del 100% a costes relativamente asequibles. Los valores típicos para este tipo de tecnología son del orden del 80 – 95 %. En el caso que atañe, se ha buscado diversos ejemplos de operación de CCS con solvente químico (ver apartado 3.4 del Anexo VI) y se ha obtenido un valor promedio de captura de 89.14%.

8.2 Descripción y parametrización del ciclo de aminas

Para más información, ver el apartado 4.1. del Anexo VI.

8.2.1 Configuración del ciclo de aminas

Se ha escogido para el ciclo de aminas la configuración básica (ver Fig. 43). El ciclo de aminas tiene unos elementos básicos que se describen a continuación:

- Absorbedor. Es un intercambiador de calor y de masa. En el se produce la separación o absorción del CO₂ en las aminas.
- Intercambiador de calor o economizador. Se coloca en medio de las dos torres y su cometido principal es el de repartir el calor que disponen los diferentes flujos de aminas de modo que se minimice el aporte/extracción de calor.

- Regenerador (Stripper). Es el otro intercambiador de calor y de masa. En el ocurre el efecto contrario que el absorbador, el CO_2 se desprende de las aminas.
- Refrigerador. Sirve para evacuar el sobrante térmico del flujo de aminas pobre. Temperaturas de operación típicas de 90-40°C.

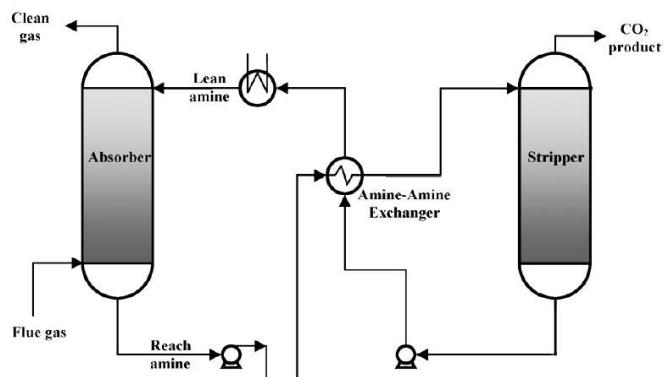


Fig. 43 Configuración básica del ciclo de aminas

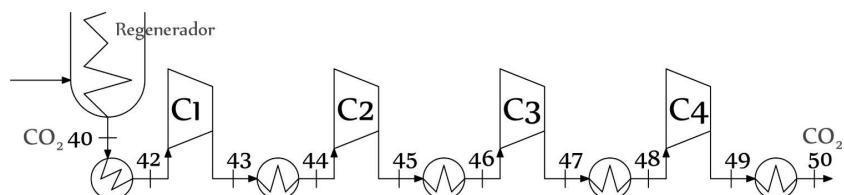
8.2.2 Parametrización de los componentes principales

Para simular el absorbador tan solo necesitamos la temperatura de entrada del flujo de aminas pobre (lean amine). La temperatura de salida se obtendrá aplicando un balance de masa y de energía a la totalidad del absorbador. La temperatura de entrada es de 39.9°C.

Para simular el regenerador, las condiciones a aplicar son también en temperatura. Hay que tener en cuenta que la temperatura máxima del vapor de aporte está admitida a 132°C debido a que si se sobrepasa la degradación de las aminas aumenta y su costo económico de reposición es elevadísimo. Suponiendo una temperatura de approach de 10°C, se tiene una temperatura máxima del fluido de aminas de 122°C. En el caso de simulación que atañe a este TFM se han escogido 116.5°C la temperatura de salida y 87.4°C la temperatura de entrada al regenerador.

8.2.3 Consumo eléctrico del ciclo de aminas

El ciclo de aminas tiene dos consumos eléctricos diferenciados, tal como se explica en el apartado 4.1.5 del Anexo VI. Por un lado se tiene que impulsar el fluido formado por agua, aminas y CO_2 a través de los diferentes elementos que componen el ciclo de aminas. Para ello es necesario colocar una bomba de impulsión que consumirá energía eléctrica para funcionar. Por otro lado se va a disponer un tren de compresión del CO_2 (ver Fig. 44) de cuatro etapas con la misma relación de presión (≈ 2.6) e intercoolers intermedios.

Fig. 44 Tren de compresión del CO_2

8.3 Diagrama de funcionamiento general

La idea básica del diagrama de funcionamiento, con respecto al anterior caso estudiado, es la incorporación del ciclo de captura de CO_2 en la cola de los gases de escape (ver Fig. 45).

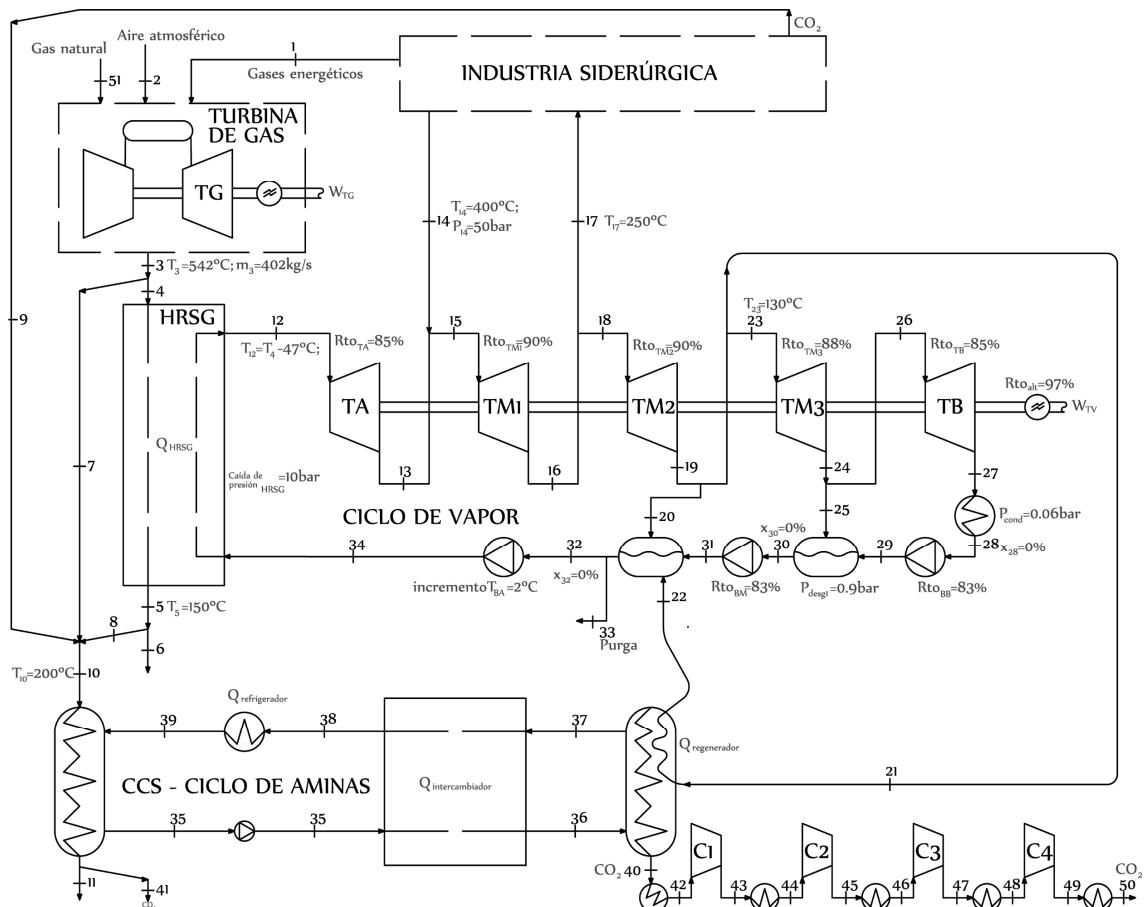


Fig. 45 Diagrama de funcionamiento de la integración de la siderurgia con una central de potencia y ciclo de captura de CO_2 [Fuente propia]

Como diferencias principales se observa la inclusión del ciclo CCS que consiste en el absorbedor (izquierda) el regenerador (derecha) el intercambiador de calor o economizador (en medio) y el refrigerador. Luego se tiene el tren de compresión del CO_2 .

Por otro lado, antes de introducir el flujo de gases de escape al absorbedor se debe juntar las corrientes de gases de escape de la TG y el CO_2 de la siderurgia. Además se le hace un by-pass al HRSG para obtener en el punto 10 una temperatura de 200°C.

La característica que más va a modificar el funcionamiento del CC es el hecho de disponer de una toma de vapor (extracción del punto 21 y 22). El sistema de funcionamiento elegido es aquel que la TG produzca el caudal de gases de escape necesarios para que el flujo 21 ceda la energía requerida en la regeneración del CO_2 . De este modo la restricción introducida en la simulación es que $m[23]=0\text{kg/s}$, lo que implica que la turbina de media nº3, la turbina de baja, el condensador, bomba de baja, desgasificador 1 y bomba de media es como si no funcionasen realmente.

8.4 Turbinas de gas empleadas

Ya que el estudio del funcionamiento de la integración con la captura de CO_2 se hace con tres tipos de aminas con parámetros de funcionamiento diferentes, la operación de los componentes de la CP y del sistema CCS van a modificarse debido a que estos solventes químicos introducen variaciones significativas.

El elemento en cabeza del ciclo, la turbina de gas, va a ser decisivo ya que los demás componentes de la CP y del CCS dependen del funcionamiento de esta turbina de gas. Al igual que se hizo en el apartado 7.2 de esta memoria, se va a listar a continuación las turbinas de gas elegidas para el funcionamiento con cada tipo de amina a emplear. Para más información, por favor leed el apartado 4.3 del Anexo VI.

En la Tabla 40 se tiene el listado de cada tipo de turbina y su fabricante, nº de turbinas a colocar, rendimiento, potencia nominal, relación de presión, caudal de gases de escape y temperatura de los gases de escape. Lo que más llama la atención es que no se va a colocar 1 turbina en ningún caso, siendo necesario el uso de al menos 2 turbinas. Esto es debido a que la potencia eléctrica de salida en algunos casos es muy elevada y con un solo equipo no es posible satisfacerla y en otros casos porque la introducción de una turbina con sus parámetros de funcionamiento reales no se aadecua a lo que le está exigiendo el CC y el CCS.

Tabla 40 Turbinas de gas para cada tipo de amina

	MEA	DEA	MDEA
<i>Fabricante</i>	Mitsubishi heavy ind.	General electric energy	Alstom power
<i>Modelo</i>	M701F5	109FA	GT11N2(1)
<i>Nº de turbinas</i>	6	2	2
<i>Rendimiento</i>	40%	42.9%	33.3%
<i>Potencia nominal</i>	359MW _e	254.1MW _e	113.6MW _e
<i>Relación de presión</i>	21	16.6	16
<i>Caudal de gases de escape</i>	730kg/s	655kg/s	400kg/s
<i>Temperatura gases de escape</i>	611°C	592°C	555°C

8.5 Potencias y producción eléctrica

8.5.1 Potencia térmica

En este apartado se tienen 2 principales modificaciones. Al no disponerse de un condensador en el ciclo de potencia ya que $m[23]=0$ (lo que es lo mismo que la turbina de media nº2 trabaja a contrapresión) entonces esa necesidad de refrigeración no se tendrá. Más o menos el regenerador hace esa utilizad visto desde el punto de vista del ciclo de vapor.

Por otro lado, en el tema de compresión de CO₂ se ha dispuesto de intercoolers para enfriar la corriente de CO₂. Se han incluido para bajar la temperatura de la corriente de CO₂ para que su entalpía no se disparase y así tener unos consumos eléctricos de los compresores menores que si no se instalase intercoolers.

Tabla 41 Potencias térmicas de relevancia [MW_t]

Elemento	MEA	DEA	MDEA
HRSG	1845	535	285
Condensador	0	0	0
Apote vapor	42.4	42.4	42.4
Extracción vapor	22.34	22.34	22.34
Intercoolers	177	75.2	62.2

Como se puede ver, la introducción de los intercoolers maneja mucha cantidad de potencia térmica. Sería adecuado darle un uso de tal manera que los requerimientos energéticos térmicos de los demás componentes bajasen. El problema es que estos intercoolers funcionan en un rango de operación de entre 40 hasta 120 °C, por lo tanto son una fuente de calor residual (calefacción, precalentar otros flujos...).

8.5.2 Potencia eléctrica

Como se ha hecho en apartados anteriores, ahora se muestran los valores de potencias eléctricas generadas o consumidas por los diversos elementos de que consta el ciclo de potencia. La Tabla 42 contiene todos los resultados. Llama la atención los valores nulos de los elementos turbina de media nº3, turbina de baja, bomba de baja y bomba de media. Como se ha dicho con anterioridad, al no circular flujo de vapor en estos componentes, entonces es como si no estuviesen colocados en el CP. De todos modos se han incluido tanto en la simulación como en los resultados ya que si se hubiese impuesto una condición diferente a la de $m[23]=0$ (por ejemplo Potencia neta eléctrica = 400 MW) entonces el funcionamiento de estos equipos debería considerarse.

A la vista de los resultados, uno que destaca por encima del resto es la potencia de la turbina de gas en el caso de empleo de MEA. La potencia de 2GW_e viene debido a que los requerimientos energéticos para la regeneración del CO_2 en el regenerador son muy elevados, lo que se traduce en que se necesita más vapor en la extracción del punto 21. Para satisfacer esta demanda de vapor se debe intercambiar más potencia térmica en el HRSG. Por lo tanto la TG debe quemar más combustible. Al hacerlo, la producción de CO_2 aumenta con lo que el ciclo CCS demanda más cantidad de energía térmica en el regenerador. Así que es un círculo vicioso que tiene su punto de estabilidad en los resultados presentados aquí.

A la vista de los resultados ofrecidos, y comparándolos con los resultados de la Tabla 35 (integración del CP exclusivamente), se ha optado por escoger como mejor modo de operación el uso de aminas MDEA. Las producciones eléctricas de la turbina de gas y las potencias térmicas intercambiadas en los equipos son superiores a los de la integración de la CP, pero no muy desmesuradas. Hay que recordar que el objetivo de la empresa es la producción de acero con el superávit de captura de CO_2 , no transformar la siderurgia en una central de potencia eléctrica con un superávit de producción de acero.

Tabla 42 Potencias eléctricas de relevancia [MW_e]

Elemento	MEA	DEA	MDEA
Turbina de gas	2078	508.8	224.7
Turbina de alta	184	47.8	19.5
Turbina de media 1	176	54.3	31.2
Turbina de media 2	190	57.0	31.8
Turbina de media 3	0	0	0
Turbina de baja	0	0	0
Bomba de baja	0	0	0
Bomba de media	0	0	0
Bomba de alta	12	3.3	1.6

Finalmente se presentan los datos relacionadas con la potencia eléctrica para todos los componentes que no se han reflejado en la tabla anterior. Como se puede ver en la Tabla 43 se tiene una demanda de la siderurgia constante ya que opera en las mismas condiciones siempre. La demanda de bombeo de líquido en el sistema CCS es baja ya que el salto de presión es bajo (del orden de 5 bares). En cambio la compresión de CO_2 produce el mayor consumo en los sistemas de CCS con solvente químico (del orden del 10% de la producción eléctrica de la CP).

Tabla 43 Producción y demanda, potencia exportable de energía eléctrica [MW_e]

Elemento	MEA	DEA	MDEA
Demanda de la siderurgia	111.3	111.3	111.3
Demanda bombeo CCS	1.65	0.424	0.275
Compresión del CO ₂	84.8	36.0	29.8
Producción de la CP	2600	659.9	303.2
Potencia exportable	2402	512.1	161.7

8.6 Emisiones de CO₂

8.6.1 Datos resumidos

En el caso de integración total de la siderurgia con la CP y con el sistema CCS se van a tener tres fuentes de emisiones de CO₂: la propia siderurgia, la quema de los gases energéticos provenientes de la siderurgia y la quema del gas natural. Aunque las emisiones de las dos primeras fuentes permanezcan constantes ya que el funcionamiento y la producción de la industria siderúrgica no se ha modificado, si que lo hará el combustible extra de gas natural. La Tabla 44 contiene todos los datos relativos a emisiones de CO₂.

Tabla 44 Emisiones de CO₂ de la integración siderurgia-CP-CCS [kg/s]

Elemento emisor	MEA	DEA	MDEA
Industria siderúrgica	43.09	43.09	43.09
Combustión gases en TG	66.39	66.39	66.39
Combustión GN en TG	246.5	41.8	15.72
TOTAL CO ₂ producido	356	151.3	125.2
CO ₂ capturado con CCS	317.3	134.9	111.6
TOTAL emitido	38.66	16.43	13.6

8.6.2 Emisiones de CO₂ equivalente a la red eléctrica

Se va a proceder a calcular, como en los casos anteriores, las emisiones de CO₂ equivalentes a la red eléctrica porque la planta con la integración de CP y CCS es capaz de producir un excedente eléctrico y volcarlo a la red. La Tabla 45 contiene los datos acostumbrados a reflejar en este tipo de análisis.

Tabla 45 Datos de emisiones de CO₂ equivalente

Tipo amina	Energía eléctrica vendida	Energía térmica equivalente	Potencia de caldera ficticia	Carbón	Aire de combustión	CO ₂ evitado a red eléctrica
	[MW _e]	[kW _{t,eq}]	[kW _t]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
MEA	2402	4804000	5264600	840.7	6222.2	1116.6
DEA	512.1	1024200	1122400	179.2	1326.5	328.0
MDEA	161.7	323400	354400	56.6	418.8	75.1

9 Emisiones de CO₂ evitadas

El desarrollo más exhaustivo se encuentra contenido en el Anexo VII.

9.1 Metodología

La metodología básica consiste en comparar las producciones de los dos casos: el caso real que es el esquema integrado de siderurgia con central de potencia y con CCS (ver apartado 8) y el caso ficticio que corresponde a la integración de la siderurgia con central de potencia (ver apartado 7) más una central de potencia extra para suplir la carencia en producción eléctrica.

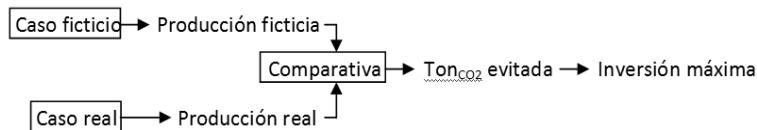


Fig. 46 Esquema básico de la metodología empleada

Como se muestra en la Fig. 46, una vez realizada la comparativa de producciones, en las que se busca que ambos casos produzcan igual cantidad de acero y de electricidad para poder hacer una comparativa más fidedigna, se buscará las emisiones de CO₂ evitadas. Con todo ello se podrá hacer un pequeño análisis económico relativo a la inversión y también será necesario un pequeño análisis de sensibilidad en cuanto a parámetros económicos.

9.2 Caso real. Integración CP+CCS

El caso real comprende el mismo esquema de funcionamiento que el explicado en el apartado 8 de esta memoria. Es el que consiste en la planta siderúrgica, con aprovechamiento de los gases energéticos en la central de potencia de ciclo combinado y con un sistema de captura de CO₂ mediante solvente químico. Para una configuración más en detalle ver la Fig. 45. A continuación se presenta la misma integración pero resaltando los flujos másicos y energéticos que son de especial relevancia, ver Fig. 47.

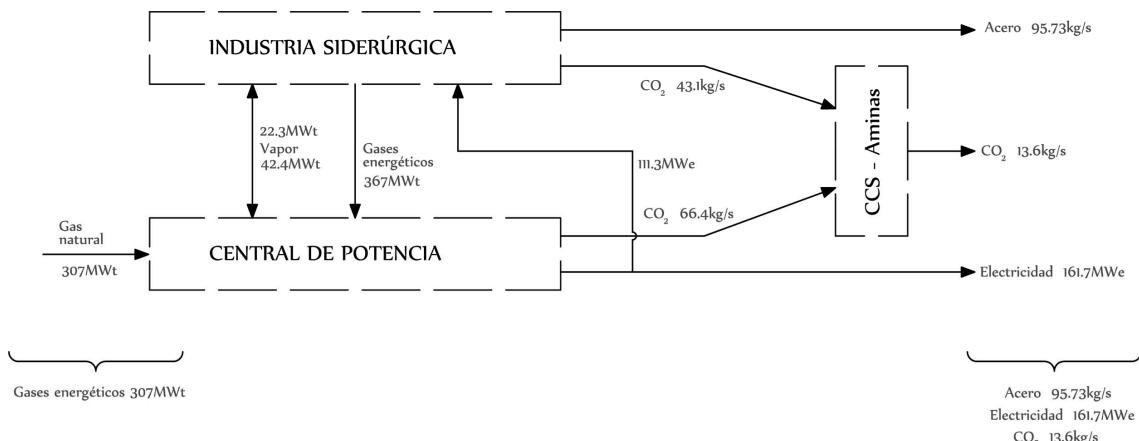


Fig. 47 Configuración para el Caso real

Extrayendo los resultados en forma de tabla, considerando las producciones como valores positivos y las necesidades como valores negativos, se confecciona la Tabla 46. Como valores a destacar son la producción de acero 95.73kg/s, la producción eléctrica neta 161.7kW_e y las emisiones de CO₂ tras su captura en 13.6kg/s.

Tabla 46 Emisiones de CO₂, flujos eléctricos y requerimientos térmicos. Caso real

	Acero	CO ₂	Electricidad	E. térmica
	[kg/s]	[kg/s]	[kW _e]	[kW _t]
Siderurgia	95.73	43.1	-111.3	-387.1
Central de potencia	---	66.4	273	694.1
Sistema CCS	---	-95.9	---	---
TOTAL	95.73	13.6	161.7	307

9.3 Caso ficticio. Integración CP+CPficticia

El caso ficticio es un poco más complicado en concepto, pero no en operación. Lo que viene a ser el 'Caso ficticio' es la adaptación de la integración siderurgia+CP estudiada en el apartado 7 añadiéndole una central de potencia ficticia que funcione en el mismo régimen que la ya integrada para que supla la carencia de producción eléctrica. El concepto está más desarrollado en el apartado 4 del Anexo VII. El esquema simplificado es el que muestra la Fig. 48.

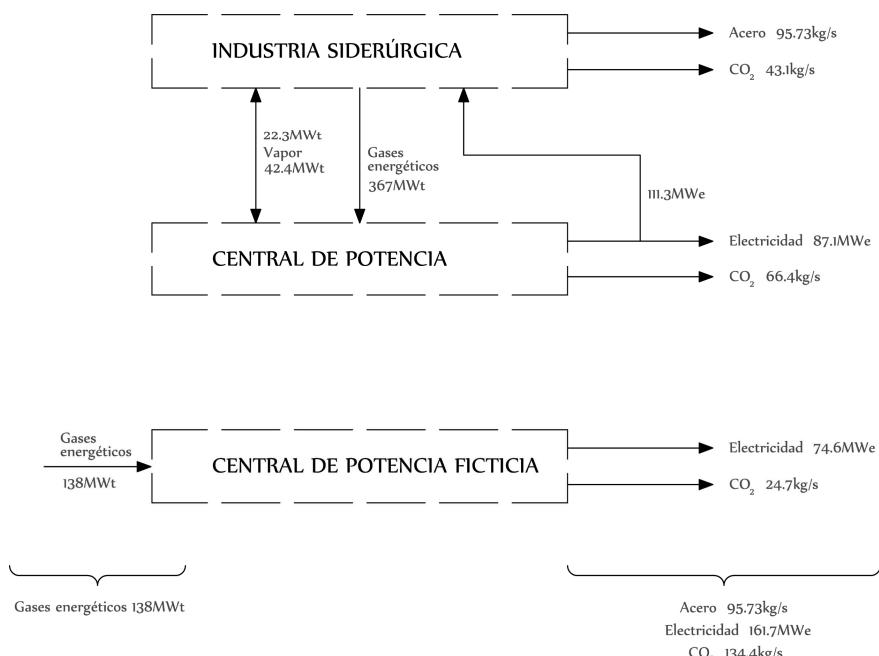


Fig. 48 Configuración para el Caso ficticio

La central de potencia ficticia no se ha simulado en un modo tan exhaustivo como se ha hecho con la central de potencia integrada. Para modelizar esta nueva central de potencia ficticia se ha basado en el funcionamiento de la central de potencia integrada. Para ello se obtiene el rendimiento neto del ciclo de potencia (antes de satisfacer la demanda eléctrica de la siderurgia) y el factor de emisión de CO₂ por quemar los gases energéticos en la TG:

$$\eta_{CP} = \frac{\text{Producción_neta}}{\text{Potencia_fuel}} = \frac{198.4}{367} = 0.54$$

$$\text{Factor}_{emisión} = \frac{\text{Emisión CO}_2}{\text{Producción_neta}} = \frac{66.39}{198.4} = 0.3346 \text{ kg CO}_2 / \text{s} / \text{MW}_e$$

Para realizar los cálculos necesarios, se parte del hecho de que se quiere dimensionar la central de potencia ficticia de manera que produzca la energía eléctrica necesaria para que

junto con la electricidad exportada por la central de potencia integrada, entre ambas produzcan la misma cantidad de energía que en el Caso real. Para ello, la central de potencia ficticia necesita producir 74.6MW_e.

Una vez simulado todo el proceso se obtienen los datos más relevantes que se encuentran contenidos en la Tabla 47. De nuevo los valores a destacar son la producción de hacer con 95.73kg/s y la producción eléctrica con 161.7MW_e (las mismas que en el Caso real) y unas emisiones de CO₂ de 134.4kg/s.

Tabla 47 Emisión de CO₂, flujos eléctricos y requerimientos térmicos. Caso ficticio

	Aceros	CO ₂	Electricidad	E. térmica
	[kg/s]	[kg/s]	[kW _e]	[kW _t]
Siderurgia	95.73	43.1	-111.3	-387.1
Central de potencia	---	66.4	198.4	694.1
Central de potencia ficticia	---	24.7	74.6	138
TOTAL	95.73	134.4	161.7	445

9.4 Emisiones de CO₂ evitadas

Se conocen los productos que interesan, acero electricidad y CO₂, para poder tener argumentos para comparar ambos casos. Ya que se ha impuesto que ambos casos produzcan el mismo acero (como se tiene la misma siderurgia en ambos casos se cumple) y la misma producción eléctrica (se ha añadido la central de potencia ficticia) tan solo falta comparar las emisiones de CO₂.

Obteniendo los valores correspondientes de las Tabla 46 y Tabla 47 se puede llegar a saber las emisiones de CO₂ evitadas. Por lo tanto para el caso real se tienen unas emisiones de 13.6 kg/s de CO₂ y en el caso ficticio de 134.4 kg/s. Suponiendo que el funcionamiento de la industria sea durante todo el año en continuo, sin paradas para mantenimiento, entonces las emisiones de CO₂ evitadas se pueden calcular y están recogidas en la Tabla 48.

Tabla 48 Emisiones de CO₂ evitadas mensuales y anuales

	[kg/s]	[ton/mes]	[ton/año]
Caso real	13.6	35730	428760
Caso ficticio	134.4	353310	4240000
Emisiones evitadas	120.8	317580	3811000

9.5 Análisis económico

9.5.1 Parámetros influyentes

Para el análisis económico se han tenido en cuenta los siguientes factores:

- Años de vida. Ya que la vida de funcionamiento de los equipos que se van a instalar no tiene una duración infinita si no limitada se debe considerar. En esta vida no influye el término obsolescencia tecnológica, es decir la tecnología implantada se verá superada por nuevos sistemas que se descubran e implanten en un futuro.
- Interés económico. Con esta variable se intentará dar un valor más real a los pagos de dinero. Esto es, si cada mes la empresa debe desembolsar la misma cantidad de dinero, la cantidad desembolsada en el primer día no tiene el mismo valor cualitativo que la desembolsada el último día ya que habrán transcurrido 'x' años, aunque el valor cuantitativo sea el mismo. Con este aspecto se introduce el término 'depreciación económica'.

- Precio de la tonelada de CO₂. El precio de la tonelada de CO₂ viene fijado diariamente por el mercado de emisiones de CO₂ a nivel de la Comunidad Europea. Aunque el valor es fruto de las leyes de la oferta y la demanda, para este estudio preliminar se va a suponer constante a lo largo de toda la vida útil de la empresa.

9.5.2 Valores de los parámetros

Se va a suponer un valor de años de vida de 25 años, reflejando de este modo que aunque los diversos componentes de la planta pudieran seguir funcionando en perfectas condiciones una vez superados estos años, la realidad tecnológica existente nos indicaría que la mejor opción sería un reemplazo o una actualización de la planta.

El interés económico servirá para poder actualizar el coste económico de los diversos desembolsos en cada mes o en cada año al valor que tendría actualmente sumado. Lo que viene siendo el VAN (valor actual neto).

$$C_{act} = \frac{C_{bruto}}{(1+i)^p}$$

$$VAN = \sum_{p=1}^{p=AñosVida} C_{act}$$

Aunque el precio por tonelada de CO₂ tiene unos valores muy volátiles sujetos a la leyes de oferta y demanda típicas de un mercado de valores (ver Fig. 49, empieza en enero de 2008), para hacer el cálculo preliminar se va a utilizar un valor de 30€/ton_{CO2} ya que es un valor razonable según se explica en el apartado 6.2.3 del Anexo VII.

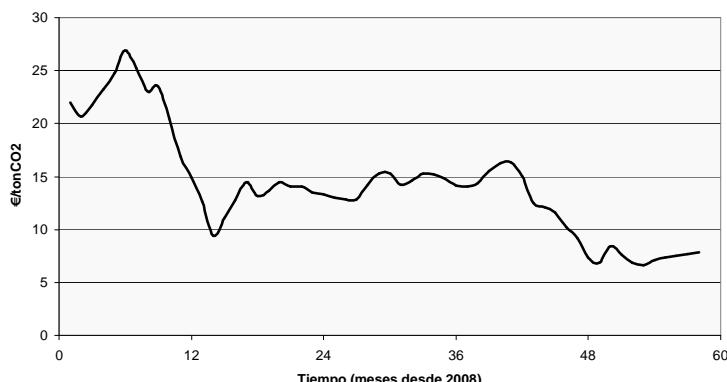


Fig. 49 Histórico del precio de emisión por tonelada de CO₂ [Fuente propia]

9.5.3 Resultados preliminares

Al aplicar los valores de los parámetros más influyentes citados en el apartado anterior y teniendo en cuenta los valores obtenidos en la Tabla 48 se puede calcular los valores económicos que se presentan en la Tabla 49.

Tabla 49 Cantidadas económicas mensuales y VAN

	Cantidad [M€]
Desembolso mensual	9.52
VAN	1818.5

Este valor de 1818.5M€ nos indica que si se coloca un sistema CCS como el estudiado se puede llegar a ahorrar 1818.5M€ por haber evitado la emisión de toneladas de CO₂.

Visto desde otro punto de vista, esta cantidad obtenida sería el máximo dinero a invertir para la construcción e implementación de la industria siderúrgica con su central de potencia y ciclo CCS. Se tendría que tener en cuenta el coste del combustible adicional, los requerimientos de capital para la construcción de los nuevos sistemas, etc...

9.6 Análisis de sensibilidad

Para realizar este análisis se van a implementar 27 casos distintos de VAN que corresponden a variar los valores de las tres variables en tres niveles:

- Años de vida: se van a considerar 15, 20 y 25 años.
- Interés económico: se estudiará para valores anuales de 4, 6 y 8 %.
- Precio de emisión: se tendrán los valores de 20, 25 y 30 €/ton_{CO₂}.

A continuación se van a estudiar la influencia de cada tipo de parámetro muy por encima. Un análisis un poco más profundo se encuentra en el Anexo VII apartados 7.1, 7.2 y 7.3.

9.6.1 Influencia de los años de vida

Los años de vida influyen de una manera notable como se aprecia en la Fig. 50. Como norma general se observa que al disponer de una instalación más vieja con más años, el valor del VAN aumenta. Esto es debido a que durante todos esos años de más se van a evitar emisiones de CO₂ que producen un 'beneficio' virtual a la empresa al no tener que pagar por su emisión.

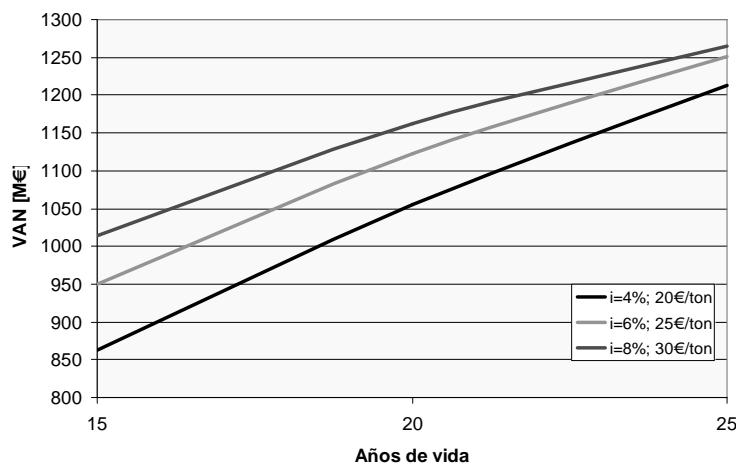


Fig. 50 Influencia del parámetro 'Años de vida'

9.6.2 Influencia del interés económico

Con el interés económico ocurre lo contrario, cuanto mayor es menor disponibilidad de dinero para realizar la inversión. Esto es debido a que el valor del dinero se deprecia con mayor prontitud. Ver Fig. 51.

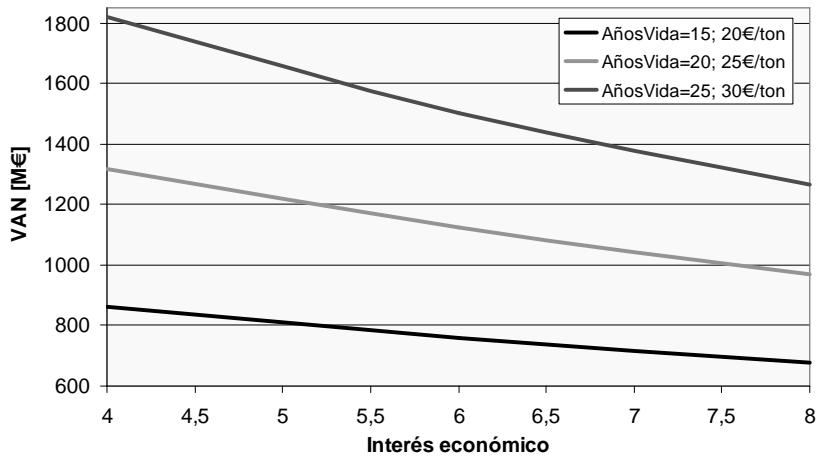


Fig. 51 Influencia del parámetro 'Interés económico'

9.6.3 Influencia del precio de emisión

Es el parámetro que a simple vista se intuye más influyente. A mayor coste por tonelada de CO₂ mayor ahorro económico al no emitir esos gases. Se observa una tendencia lineal como se muestra en la Fig. 52. Valores del precio de emisión a fecha de depósito del TFM (alrededor de 8.5€/ton) no hace interesante la inversión en un sistema de CCS en la industria siderúrgica.

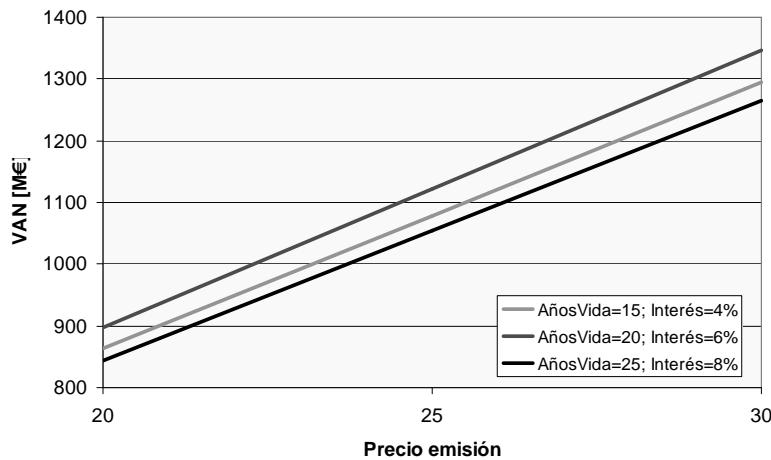


Fig. 52 Influencia del parámetro 'Precio de emisión'

9.6.4 Importancia de los parámetros

Para poder comparar de una forma más sencilla los tres parámetros y poder discernir cuál de ellos es el de mayor importancia y cual el de menor influencia lo que se van a comparar son las subidas porcentuales.

Para ello se obtiene un valor promedio de subida porcentual. Ésto consiste en ver en qué porcentaje varía el VAN al varía un 1% el valor de un parámetro. Por ejemplo, si se varía un 1% el valor del precio de emisión, según la gráfica Fig. 52 sabemos que aumentará el VAN pero ¿en cuánto?. La Tabla 50 nos lo desvela.

Tabla 50 Importancia relativa de los parámetros

	<i>%variación</i>	<i>Importancia</i>
<i>Años de vida</i>	0.481	Baja
<i>Interés económico</i>	-0.262	Relativamente baja
<i>Precio de emisión</i>	1.000	Proporcional

Por lo que se observa, el factor más influyente es el precio de emisión, seguido de los años de vida y finalmente del interés económico que tiene una tendencia a la baja.

10 Conclusiones

10.1 Nivel tecnológico

Hablando de nivel tecnológico hay que diferenciar dos aspectos clave: refiriéndose a nivel de componente o refiriéndose a nivel global. Si uno se fija a nivel de componente se puede decir que el aspecto tecnológico está resuelto. Actualmente se disponen de muchos fabricantes, muchos modelos con diferentes capacidades y rangos de operación. Y se está hablando de un gran número elevado de componentes que conforman tanto la industria siderúrgica, el ciclo de potencia y el ciclo de aminas. Se puede hablar de turbinas, de bombas, de intercambiadores de calor, de cintas transportadoras, de lanzaderas de equipos de medición...

Pero el problema surge al interaccionar los diversos componentes para que conformen un ciclo (de materiales, de energía, termodinámico...). Es en este aspecto, la integración de los componentes que individualmente funcionan correctamente, es donde se puede mejorar en un futuro más próximo. Un ejemplo de ello es el problema que tiene la turbina de gas en un ciclo IGCC ya que la quema de H₂ no está muy estudiada. Para solventar esta dificultad se están investigando nuevos materiales que soporten mayores temperaturas o nuevas turbinas que quemen H₂. Otros incluso buscan que el hidrógeno sea un vector energético.

Cambiando de tema, el aspecto de integración energética así como de integración de materiales, el concepto denominado simbiosis industrial, en el caso de la industria siderúrgica está muy explotado. Quedan pocos frentes abiertos para su mejora. Al introducir la simbiosis con la central de potencia y el ciclo CCS, en el aspecto energético tiene ventajas ya que se autoabastece eléctricamente. Pero en otro tipo de industrias como puede ser la cementera, este tipo de interacciones favorecen en un mayor grado el interés de implementación de sistemas CCS porque se traducen en un mayor ahorro de materias primas y combustibles.

10.2 Resultados obtenidos

A la vista de los resultados obtenidos se comentarán los diversos aspectos más relevantes. Comparando el caso inicial de una planta siderúrgica produciendo exclusivamente acero con el caso de la integración total se puede deducir que se reducen las emisiones de CO₂ en un 30% aproximadamente. Aunque esta comparativa no es adecuada ya que en el primer caso tan solo se produce acero y se debe abastecer la industria del total del consumo eléctrico y en el segundo caso se captura CO₂ y se produce electricidad sobrante.

Al realizar los cálculos para el caso real y el caso ficticio analizados, que en este caso si que se pueden comparar ya que producen cantidades similares de acero y de electricidad se ha observado una reducción de emisiones de CO₂ del 90%. Este es el principal beneficio de la introducción del sistema CCS. De este modo se puede llegar a ahorrar la empresa la emisión de 3.8 millones de toneladas de CO₂ al año (el equivalente de una planta de carbón pulverizado de 430MW_e).

El estudio económico refleja una variación importante del capital a invertir. La cifra final de monto económico máximo de inversión para que la planta con la integración sea rentable oscila entre los 800 y los 1800 M€. Esto es debido a que la tecnología está en una fase inicial, el mercado de valores de emisiones aún no es maduro y con los tiempos de crisis actuales no está favorecido y las características de las aminas son muy restrictivas (realmente hay un gran movimiento investigador en obtener mejores propiedades de las aminas como son la creación de nuevas aminas por parte de grandes multinacionales)

10.3 Futuro de la integración CCS en siderurgia

A la vista de los resultados se puede concluir que la integración de un sistema CCS en la industria siderúrgica es una realidad tanto tecnológica como factible. Ya que la decisión de implementar este sistema siempre viene motivada por motivos económicos más que medioambientales, entonces para la empresa tiene que ser una fuente de ingresos o una estrategia que les produzca menos desembolsos económicos.

Como se ha visto, se puede llegar a hacer inversiones del orden de los 800 hasta los 1800 M€. Por lo tanto, este rango tan amplio de inversión supone una incertidumbre elevada. Ésto puede desembocar en que la implementación de este tipo de sistemas se retrase para la industria siderúrgica.

Pero esta incertidumbre crea un potencial en el ámbito investigador, un 'nicho de mercado' desde el punto de vista económico. Por lo tanto, muchas horas e investigadores se deben invertir para poder concretar unos parámetros de funcionamiento más optimizados, unos equipos más fiables y unos resultados económicos más ajustados. El campo de investigación es muy amplio, puede abarcar desde mejorar las eficiencias energéticas del ciclo de aminas, el desarrollo de nuevos tipos de aminas así como de nuevos tipos de CCS, estudios del mejor sistema de operación de la planta siderúrgica en global. La continuidad del proyecto se debe centrar en obtener un estudio económico en profundidad, las líneas futuras de mejora pasa por realizar un estudio económico del ahorro que supondría la integración llevada a cabo en plantas reales frente a la inversión necesaria para llevar a cabo un sistema CCS.

11 Referencias de la memoria

- [1] L.M. Romeo; L.I. Díez; P. Lisboa; A, González; I. Guedea; C. Lupiáñez; A. Martínez; Y. Lara; I. Bolea;: Captura y almacenamiento de CO₂. Prensas universitarias de Zaragoza (2010)
- [2] Cambio climático 2007. Informe de síntesis. IPCC (2007)
- [3] Cambio climático 2001. Informe de síntesis. IPCC (2001)
- [4] The Science of Climate Change: Summary for Policymakers and Technical Summary of the Working Group I Report. Climate Change (1995)
- [5] www.reducetuhuella.org/calculadora_reduce
- [6] <http://calculator.carbonfootprint.com/calculator.aspx?lang=es>
- [7] <http://twenergy.com/calculadora-huella-carbono-co2/crear>
- [8] <http://my2050.decc.gov.uk/>
- [9] Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático. Programa de las Naciones Unidas para el Medio Ambiente y la Secretaría sobre el Cambio Climático (UNFCCC) (1997)
- [10] Key World Energy Statistics (KWES). International Energy Agency (2012)
- [11] A policy strategy for carbon capture and storage. Information paper. International Energy Agency (2011)
- [12] Apuntes de la asignatura 'Captura y almacenamiento de CO₂: tecnologías de emisión cero'. Curso 2011/2012. Profesores: L.M. Romeo Giménez y L.I. Díez Pinilla
- [13] Coal Without Carbon. An Investment Plan for Federal Action. Expert Reports on Research, Development, and Demonstration for Affordable Carbon Capture and Sequestration. Clean Air Task Force Report. Funded by the Doris Duke Charitable Foundation (2009)
- [14] <http://www.energieagentur.nrw.de>
- [15] <http://www.kjell-design.com>
- [16] P. Moldenhauer; M. Rydén; T. Mattisson; A. Lyngfelt;: Chemical-looping combustion and chemical-looping with oxygen uncoupling of kerosene with Mn- and Cu-based oxygen carriers in a circulating fluidized-bed 300W laboratory reactor. Fuel Processing Technology 104 (2012)
- [17] Á. Cámara; B. Navarrete; R. Candil y E. Vilanova; S. Morán; M.A. Zapatero; M. A. Gómez; F. G. Peña; A. M. García y J. Gil; J. Pina; J. Segarra; J. Chamberlain; R. Martínez y A. Arenillas; V. Cortina; L. del Valle; G. Penelas; E. Menéndez; J. Loredo; B. Llamas;: Captura y almacenamiento de CO₂. Documento de Trabajo de CONAMA 10. España (2011)

11.1 Referencias Anexo I

- [A,I - 1] J. Nadal;: Atlas de la industrialización en España 1750-2000. Fundación BBVA
- [A,I - 2] www.acerelor.com
- [A,I - 3] Joint Research Centre, Institute for Prospective Technological Studies, Sustainable Production and Consumption Unit. European IPPC Bureau.: Best available Techniques (BAT) Reference Document for Iron and Steel Production. (2010)
- [A,I - 4] F.R. Morral; E. Jimeno; P. Molera;: Metalurgia general (tomo I). Editorial Reverté S.A. (1982). Biblioteca Hypatia.
- [A,I - 5] Unión de empresas siderúrgicas (UNESID): La siderurgia española. El proceso siderúrgico. Biblioteca Hypatia.

- [A,I - 6] Cryogenic air separation: history and technological progress. Linde AG, engineering division.
- [A,I - 7] P.L. Clavería Vila; M.A. Lozano Serrano; A. Hombrados Sánchez;: Modelización y simulación de plantas criogénicas de separación de aire con Hysys. I Encuentro Universitario sobre Simulación de Procesos. Julio 2001, Valencia.
- [A,I - 8] Componentes del aire y tecnologías para su separación. Universidad politécnica de Madrid. Escuela técnica superior de ingenieros industriales
- [A,I - 9] D. Jones; D. Bhattacharyya; R. Turton; S.E. Zitney;: Optimal design and integration of an air separation unit (ASU) for an integrated gasification combined cycle (IGCC) power plant with CO₂ capture. Fuel Processing Technology 92 (2011)
- [A,I - 10] M. Liszka; J. Tuka;: Parametric study of GT and ASU integration in case of IGCC with CO₂ removal. Energy 45 (2012)
- [A,I - 11] J.P. Tranier; R. Dubbettier; A. Darde; N. Perrin;: Air Separation, flue gas compression and purification units for oxy-coal combustion systems. Energy Procedia 4 (2011)
- [A,I - 12] A. Darde; R. Prabhakar; J.P. Tranier; N. Perrin;: Air separation and flue gas compression and purification units for oxy-coal combustion systems. Energy Procedia 1 (2009)
- [A,I - 13] R. Huang; V.M. Zavala; L.T. Biegler;: Advanced step nonlinear model predictive control for air separation units. Journal of Process Control 19 (2009)
- [A,I - 14] L.V. van der Ham;: Improving the exergy efficiency of a cryogenic air separation unit as part of an integrated gasification combined cycle. Energy Conversion and Management 61 (2012)
- [A,I - 15] L.V. van der Ham; S. Kjelstrup;: Exergy analysis of two cryogenic air separation processes. Energy 35 (2010)
- [A,I - 16] C. Fu; T. Gundersen;: Using exergy analysis to reduce power consumption in air separation units for oxy-combustion processes. Energy 44 (2012)
- [A,I - 17] P. Higginbotham; V. White; K. Fogash; G. Guvelioglu;: Oxygen Supply for Oxycoal CO₂ Capture. Energy Procedia 4 (2010)
- [A,I - 18] W.F. Castle;: Air separation and liquefaction: recent developments and prospects for the beginning of the new millennium. International Journal of Refrigeration 25 (2002)
- [A,I - 19] http://www.poscoenc.com/english/business/steel_plants_iron_making.asp
- [A,I - 20] <http://www.cisdigroup.com/3-ironmaking-project.html>
- [A,I - 21] http://www.ferrostaal.com/en/business/references/?tx_editfiltersystem_pi1%5Bcmd%5D=detail&tx_editfiltersystem_reference_pi1%5Buid%5D=203&tx_editfiltersystem_pi1%5Bpointer%5D=3
- [A,I - 22] <http://www.bluescopesteel.com/about-bluescope-steel/our-company/australia-and-new-zealand/australia>
- [A,I - 23] CISDI ironmaking. CISDI ingeniering CO. LTD
- [A,I - 24] Steelmaking technologies. CISDI ingeniering CO. LTD
- [A,I - 25] Cómo funciona (Vol. VI). Enciclopedia Salvat de la técnica. Salvat editores S.A. (1981)

11.2 Referencias Anexo 11

- [A,II - 1] www.rae.es/drae/
- [A,II - 2] <http://www.lenntech.es>
- [A,II - 3] <http://www.innenergy.cl>
- [A,II - 4] <http://portal.gasnatural.com>

- [A,II - 5] <http://www.dcgasextremadura.es>
- [A,II - 6] G. Karavalakis.; T.D. Durbin.; M. Villela.; J.W. Miller.: Air pollutant emissions of light-duty vehicles operating on various natural gas compositions. *Journal of Natural Gas Science and Engineering* (2012)
- [A,II - 7] G.P. McTaggart-Cowan.; S.N. Rogak.; S.R. Munshi.; P.G. Hill.; W.K. Bushe.: The influence of fuel composition on a heavy-duty, natural-gas direct-injection engine. *Fuel* (2010)
- [A,II - 8] L. Burstein.; D. Ingman.; Y. Michlin.: Correlation between gas molecular weight, heating value and sonic speed under variable compositions of natural gas. *ISA Transactions* (1999)
- [A,II - 9] Yung-Chang Ko.; Ta-Hui Lin.: Emissions and efficiency of a domestic gas stove burning natural gases with various compositions. *Energy Conversion and Management* (2003)
- [A,II - 10] S.H. Chan.; H.M. Wang.: Effect of natural gas composition on autothermal fuel reforming products. *Fuel Processing Technology* (2000)
- [A,II - 11] P. Hellberg.; T.L.I. Jonsson.; P.G. Jönsson.; D.Y. Sheng.: A Model of Gas Injection into a Blast Furnace Tuyere. *Fourth International Conference on CFD in the Oil and Gas, Metallurgical & Process Industries* SINTEF / NTNU Trondheim, Norway (2005)
- [A,II - 12] Thermo Fisher Scientific Inc.: *Process Mass Spectrometry in Iron and Steel*. (2010)
- [A,II - 13] <http://www.engineeringtoolbox.com>
- [A,II - 14] M. Platts.: *The Coke Oven By-Product Plant*. ThyssenKrupp EnCoke USA (2007)
- [A,II - 15] K. Wright.: Coke oven gas Treatment: tar, liquor and ammonia. *The Coke oven Managers' Year-book*, pp 221-257 (2006)
- [A,II - 16] J.M. Bermúdez.; A.Arenillas.; J.A.Menéndez.: Equilibrium prediction of CO₂ reforming of coke oven gas: Suitability for methanol production. *Chemical Engineering Science* (2012)
- [A,II - 17] W.H. Chen.; M.R. Lin.; A.B. Yu.; S.W. Du.; T.S. Leu.: Hydrogen production from steam reforming of coke oven gas and its utility for indirect reduction of iron oxides in blast furnace. *International Journal of Hydrogen energy* (2012)
- [A,II - 18] J. Zhang.; X. Zhang.; Z. Chen.; L Li.: Thermodynamic and kinetic model of reforming coke-oven gas with steam. *Energy* (2010)
- [A,II - 19] F. Joseck.; M. Wang.; Y. Wu.: Potential energy and greenhouse gas emission effects of hydrogen production from coke oven gas in U.S. steel mills. *International Journal of Hydrogen energy* (2008)
- [A,II - 20] C. Braekman-Danheux.; A. Fontana.; P. Laurent.; P. Lolivier.: Catalytic hydrogenation of polycyclic aromatic hydrocarbons with coke oven gas. *Fuel* (1995)
- [A,II - 21] L. Sundqvist Ökvist.: *The use of gases in metallurgical processes – applications and requirements*. MEFOS - Metallurgical Research Institute AB (2008)
- [A,II - 22] <http://encyclopedia2.thefreedictionary.com>
- [A,II - 23] T. Komori.; N. Yamagami.; H. Hara.: *Design for Blast Furnace Gas Firing Gas Turbine. Gas turbine engineering Section Power Systems Headquarters Mitsubishi Heavy Industries Ltd* (2005)
- [A,II - 24] D. Pugh.; A. Giles.; A. Hopkins.; T. O'Doherty.; A. Griffiths.; R. Marsh.: Thermal distributive blast furnace gas characterisation, a steelworks case study. *Applied Thermal Engineering* (2012)
- [A,II - 25] W.H. Chen.; M.R. Lin.; T.S. Leu.; S.W. Du.: An evaluation of hydrogen production from the perspective of using blast furnace gas and coke oven gas as feedstocks. *International Journal of Hydrogen energy* (2011)
- [A,II - 26] Programa EES.

11.3 Referencias Anexo III

- [A,III - 1] J.M. Marín; C. Monné; J. Uche.: Transferencia de calor. Área de máquinas y motores térmicos. Universidad de Zaragoza (2007)
- [A,III - 2] Determination of the ΔH of neutralization. General chemistry II, CHEM-1100, Laboratory experiment nº6
- [A,III - 3] B.A. Norambuena; R. Sánchez.: Optimización energética en los secaderos de escoria de cementos Bío-Bío S.A.C.I. planta Talcahuano. Departamento de ingeniería mecánica. Universidad del Bío-Bío (2007)
- [A,III - 4] Properties of typical commercial lime products. National lime association.
- [A,III - 5] http://es.wikipedia.org/wiki/Calor_espec%C3%ADfico
- [A,III - 6] www.engineeringtoolbox.com
- [A,III - 7] www.sapiensman.com
- [A,III - 8] Bases de datos del EES.
- [A,III - 9] <http://herramientas.educa.madrid.org/tabla/properiodicas/calorespecifico.html>
- [A,III - 10] http://www.vaxasoftware.com/doc_edu/fis/calorespec.pdf
- [A,III - 11] http://www.agu.cl/international/web/ig/cl/likelgagacl.nsf/docbyalias/nav_fisi_quimi
- [A,III - 12] S. Gupta; D. French; R. Sakurovs; M. Grigore; H. Suna; T. Chama; T. Hildinge; M. Hallinf; B. Lindblomf, V. Sahajwallaa; Minerals and iron-making reactions in blast furnace. Progress in energy and combustion science 34 (2008)
- [A,III - 13] C. Man-slheng; Y. Xue-feng; S. Feng-man; Y. Jun-ichiro; N. Hiroshi;: Numerical simulation of innovative operation in blast furnace based on multi-fluid model. Journal of iron and steel research (2006)
- [A,III - 14] W. Lijun; X. Xun; Z. Weiguo; S. Yunlong; L. Xiaojing;: Heat transfer analysis of blast furnace stave. International journal of heat and mass transfer 51 (2008)
- [A,III - 15] C. Peng Yeh; C. Ken Ho; R. Jen Yang;: Conjugate heat transfer analysis of copper staves and sensor bars in a blast furnace for various refractory lining thickness. International Communications in Heat and Mass Transfer 39 (2012)
- [A,III - 16] M. Emre Ertem; S. Gürgen;: Energy balance analysis for Erdemir blast furnace number one. Applied Thermal Engineering 26 (2006)
- [A,III - 17] Y.S. Shen; B.Y. Guo; A.B. Yu; P.R. Austin; P. Zulli;: Three-dimensional modelling of in-furnace coal/coke combustion in a blast furnace. Fuel 90 (2011)
- [A,III - 18] Z. Guo; H. Tang;: Numerical simulation for a process analysis of a coke oven. China particuology vol. 3 (2005)
- [A,III - 19] Environmental protection agency USA: National Emission Standards for Hazardous Air Pollutants (NESHAP) for Coke Ovens: Pushing, Quenching, and Battery Stacks - Background Information for Proposed Standards. Office of air quality planning and standards. EPA-453/R-01-006 (2001)
- [A,III - 20] R. M. Santos; D. Ling; A. Sarvaramini; M. Guo; J. Elsen; F. Larachi; G. Beaudoin; B. Blanpain; T. Van Gerven;: Stabilization of basic oxygen furnace slag by hot-stage carbonation treatment. Chemical Engineering Journal 203 (2012)
- [A,III - 21] C. Kubat; H. Taskin; R. Artir; A. Yilmaz;: Bofy-fuzzy logic control for the basic oxygen furnace (BOF). Robotics and Autonomous Systems 49 (2004)
- [A,III - 22] S.A. Mikhail ; A.M. Turcotte;: Thermal reduction of steel-making secondary materials I. Basic-oxygen-furnace dust. Thermochimica Acta 311 (1998)

- [A,III - 23] V.M. Pascual Macías; R. Ruiz Hernández;: Uso de escoria sólida reciclada en la refinación de arrabio de bajo silicio. Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo (2009)
- [A,III - 24] <http://es.wikipedia.org/wiki/Arrabio>
- [A,III - 25] Unidad 1: Proceso de Obtención del Hierro y del acero. Metalurgia general (tomo 1) pp. 211-276. Biblioteca Hypatia Campus Río Ebro.
- [A,III - 26] L.C. Wang; W.J. Lee; P.J. Tsai; W.S. Lee; G.P. Chang-Chien;: Emissions of polychlorinated dibenz-p-dioxins and dibenzofurans from stack flue gases of sinter plants. Chemosphere 50 (2003)
- [A,III - 27] E. Aries; D.R. Anderson; R. Fisher; T.A.T. Fray; D. Hemfrey;: PCDD/F and “Dioxin-like” PCB emissions from iron ore sintering plants in the UK. Chemosphere 65 (2006)
- [A,III - 28] E. Guerriero; A. Guarneri; S. Mosca; G. Rossetti; M. Rotatori;: PCDD/Fs removal efficiency by electrostatic precipitator and wetfine scrubber in an iron ore sintering plant. Journal of Hazardous Materials 172 (2009)
- [A,III - 29] G. Liu; M. Zheng; B. Du; Z. Nie; B. Zhang; W. Liu; C. Li; J. Hu;: Atmospheric emission of polychlorinated naphthalenes from iron ore sintering processes. Chemosphere 89 (2012)

11.4 Referencias Anexo IV

- [A,IV - 1] G. Li; P. Niu; C. Liu; W. Zhang;: Enhanced combination modeling method for combustion efficiency in coal-fired boilers. Applied Soft Computing 12 (2012)
- [A,IV - 2] S. Li; T. Xu; S. Hui; X. Wei;: NO_x emission and thermal efficiency of a 300 MWe utility boiler retrofitted by air staging. Applied Energy 86 (2009)
- [A,IV - 3] V. Tanetsakunvatana; V.I. Kuprianov;: Experimental study on effects of operating conditions and fuel quality on thermal efficiency and emission performance of a 300-MW boiler unit firing Thai lignite. Fuel Processing Technology 88 (2007)
- [A,IV - 4] Z. Li; F. Ren; J. Zhang; X. Zhang; Z. Chen; L. Chen;: Influence of vent air valve opening on combustion characteristics of a down-fired pulverized-coal 300 MWe utility boiler. Fuel 86 (2007)
- [A,IV - 5] V.I. Kuprianov; V. Tanetsakunvatana;: Assessment of gaseous, PM and trace element emissions from a 300-MW lignite-fired boiler unit for various fuel qualities. Fuel 85 (2006)
- [A,IV - 6] Z. Li; J. Jing; G. Liu; Z. Chen; C. Liu;: Measurement of gas species, temperatures, char burnout, and wall heat fluxes in a 200-MWe lignite-fired boiler at different loads. Applied Energy 87 (2010)
- [A,IV - 7] M. Kuang; Z. Li; Y. Zhang; X. Chen; J. Jia; Q. Zhu;: Asymmetric combustion characteristics and NO_x emissions of a down-fired 300 MWe utility boiler at different boiler loads. Energy 37 (2012)
- [A,IV - 8] G. Liu; Q. Zhu; Z. Li; X. Zhu; Z. Chen;: New over-fire air arrangement and its air ratio optimization determined by aerodynamic characteristics in a cold small-scale model for a down-fired 660-MWe utility boiler. Experimental Thermal and Fluid Science (2012)
- [A,IV - 9] M.P. Bonin; M. Queiroz;: A parametric evaluation of particle-phase dynamics in an industrial pulverized-coalfired boiler. Fuel Vol. 75 (1995)
- [A,IV - 10] S. Fan; Z. Li; X. Yang; G. Liu; Z. Chen;: Influence of outer secondary-air vane angle on combustion characteristics and NO_x emissions of a down-fired pulverized-coal 300 MWe utility boiler. Fuel 89 (2010)
- [A,IV - 11] <http://www.powerengineeringint.com/content/dam/pei/print-articles/2012/april/gas-steam-tech.pdf>
- [A,IV - 12] Turbinas de gas industriales. Una extensa gama de productos de 4 a 47 MW. Siemens AG sector de energía. Pedido nºE50001-W430-A100-V4-7800 (2010)
- [A,IV - 13] Gas product solutions. Technical performance. Gas turbine range. Alstom power. www.alstom.com/power. TPW/BPROS/GTRHNF12/eng/THP/05.12/CH/7677 (2012)

- [A,IV - 14] http://www.ansaldoenergia.it/GasTurbines_Features.htm
- [A,IV - 15] Turbinas de vapor industriales. La gama integral de productos de 2 a 250 MW. Siemens AG sector de energía. Pedido nº E50001-W410-A101-V3-7800 (2009)
- [A,IV - 16] Industrial steam turbines. MAN Turbomaschinen AG. TURBO 945 e 0502 5 ba (2002)
- [A,IV - 17] GE industrial steam turbines. General electric. COMK/MARK 777/II. (2005)
- [A,IV - 18] M. Boss; T. Gadoury; S. Feeny; M. Montgomery;: Recent Advances in Ultra Super Critical Steam Turbine Technology. GE Energy, Steam Turbine Technology (2007)
- [A,IV - 19] E.H. Chui; H. Gao; A.J. Majeski; G.K. Lee;: Performance improvement and reduction of emissions from coal-fired utility boilers in China. Energy for Sustainable Development 14 (2010)
- [A,IV - 20] S. Rezvani; Y. Huang; D. McIlveen-Wright; N. Hewitt; Y. Wang;: Comparative assessment of sub-critical versus advanced super-critical oxyfuel fired PF boilers with CO₂ sequestration facilities. Fuel 86 (2007)
- [A,IV - 21] C.R. Choi; C.N. Kim;: Numerical investigation on the flow, combustion and NO_x emission characteristics in a 500 MWe tangentially fired pulverized-coal boiler. Fuel 88 (2009)

11.5 Referencias Anexo V

- [A,V - 1] G. Li; P. Niu; C. Liu; W. Zhang;: Enhanced combination modeling method for combustion efficiency in coal-fired boilers. Applied Soft Computing 12 (2012)

11.6 Referencias Anexo VI

- [A,VI - 1] C. De la Cruz Guerra; J.M. Cervantes Rodríguez; M.J. Cruz Gómez; E. Sánchez Marín; A. Ramírez Antonio; V. Casasola Varela;: Optimización integral de la operación y consumo de energía de una planta de endulzamiento de gas natural. Instituto Mexicano del Petróleo. 4^a edición del E-Exitep (2005).
- [A,VI - 2] I. Prieto González;: Captura y almacenamiento de CO₂ procedente de instalaciones de combustión para la generación de energía eléctrica. Grupo de investigación de Ingeniería Térmica, Universidad de Oviedo
- [A,VI - 3] B. Morero; M.C. Croquer-Martinis; E. Groppelli; E. A. Campanella;: Comparación de diferentes soluciones de aminas para la purificación de Biogás. Instituto de Desarrollo Tecnológico para la Industria Química (INTEC) y Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET) (2012).
- [A,VI - 4] A. Aroonwilas; A. Veawab;: Integration of CO₂ capture unit using single- and blended-amines into supercritical coal-fired power plants: Implications for emission and energy management. International Journal of Greenhouse gas Control 1 (2007)
- [A,VI - 5] F.A. Chowdhury; H. Okabe; H. Yamada; M. Onoda; Y. Fujioka;: Synthesis and selection of hindered new amine absorbents for CO₂ capture. Energy Procedia 4 (2011)
- [A,VI - 6] P. Galindo; A. Schäffer; K. Brechtel; S. Unterberger; G. Scheffknecht;: Experimental research on the performance of CO₂-loaded solutions of MEA and DEA at regeneration conditions. Fuel 101 (2012)
- [A,VI - 7] J. Kemper; G. Ewert; M. Grünewald;: Absorption and regeneration performance of novel reactive amine solvents for post-combustion CO₂ capture. Energy Procedia 4 (2011)
- [A,VI - 8] N.S. Kwak; J.H. Lee; I.Y. Lee; K.R. Jang; J.G. Shim;: A study of the CO₂ capture pilot plant by amine absorption. Energy xxx (2012)
- [A,VI - 9] F. Porcheron; A. Gibert; M. Jacquin; P. Mougin; A. Faraj; A. Goulon; P.A. Bouillon; B. Delfort; D. Le Pennec; L. Raynal;: High Throughput Screening of amine thermodynamic properties applied to post-combustion CO₂ capture process evaluation. Energy Procedia 4 (2011)
- [A,VI - 10] L.M. Romeo; S. Espatolero; I. Bolea;: Designing a supercritical steam cycle to integrate the energy requirements of CO₂ amine scrubbing. International Journal of Greenhouse gas Control 11 (2008)

- [A,VI - 11] J. Zhang; O. Nwani; Y. Tan; D.W. Agar;: Carbon dioxide absorption into biphasic amine solvent with solvent loss reduction. Chemical Engineering Research and Design 89 (2011)
- [A,VI - 12] D. Johansson; J. Sjöblom; T. Berntsson;: Heat supply alternatives for CO₂ capture in the process industry. International Journal of Greenhouse Gas Control 8 (2012)
- [A,VI - 13] www.sbioinformatics.com/design_thesis/Monoethanolamine
- [A,VI - 14] <http://encyclopedia.airliquide.com/Encyclopedia>
- [A,VI - 15] Monoethanolamine physical properties. Cameo Chemicals
- [A,VI - 16] Ethanolamines: monoethanolamine, diethanolamine, triethanolamine. Dow Chemical company
- [A,VI - 17] Diethanolamine physical properties. Cameo Chemicals
- [A,VI - 18] MDEA Proven Technology for Gas Treating Systems. Arkema organic chemicals
- [A,VI - 19] L.F. Chiu; M.H. Li;: Heat Capacity of Alkanolamine Aqueous Solutions. Journal of chemical and Engineering data 44 (1999)
- [A,VI - 20] N. Rodríguez; S. Mussati; N. Scenna;: Optimization of post-combustion CO₂ process using DEA-MDEA mixtures. Chemical engineering research and design 89 (2011)
- [A,VI - 21] P. Mores; N. Rodríguez; N. Scenna; S. Mussati;: CO₂ capture in power plants: Minimization of the investment and operating cost of the post-combustion process using MEA aqueous solution. International Journal of Greenhouse Gas Control 10 (2012)
- [A,VI - 22] P. Mores; N. Scenna; S. Mussati;: Post-combustion CO₂ capture process: Equilibrium stage mathematical model of the chemical absorption of CO₂ into monoethanolamine (MEA) aqueous solution. Chemical engineering research and design 89 (2011)
- [A,VI - 23] B. Zhao; Y. Su; W. Tao; L. Li; Y. Peng;: Post-combustion CO₂ capture by aqueous ammonia: A state-of-the-art review. International Journal of Greenhouse Gas Control 9 (2012)

11.7 Referencias Anexo VII

- [A,VII - 1] D. Catalina Tomás;: Integración del funcionamiento de una cementera con una central térmica y un sistema de captura de CO₂. Proyecto fin de carrera en Ingeniería industrial. Director: L.M. Romeo Giménez. Universidad de Zaragoza (2010)
- [A,VII - 2] L.M. Romeo; D. Catalina; P. Lisbona; Y. Lara; A. Martínez;: Reduction of greenhouse gas emissions by integration of cement plants, power plants, and CO₂ capture systems. Greenhouse gas science and technology I (2011)
- [A,VII - 3] Boletín mensual de estadística. Agosto-Septiembre 2012. Ministerio de agricultura, alimentación y Medio ambiente (2012)
- [A,VII - 4] www.sendeco2.com
- [A,VII - 5] <http://www.presseurop.eu/es/content/news-brief/1314571-el-parlamento-europeo-revisa-el-precio-del-co2>

12 Listado de abreviaturas

Ar	Argón	IGCC	Ciclo combinado de gas integral
ASU	Unidad de separación de aire	INCAR	Instituto de carbón-química
BA	Bomba de alta presión	IPCC	Panel Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático
BAT	Best available technology (mejor tecnología disponible)	LD	Convertidor Linz-Donawitz
BB	Bomba de baja presión	MDEA	Metil Dietanolamina
BE	Balance de energía	MEA	Etanolamina
BF	Blast furnace – Alto horno	MeO	Óxidos metálicos
BM	Bomba de media presión	$m[i]$	Flujo másico en el punto i
BM	Balance de masa	M_r	Peso molar
BOF	Basic oxygen furnace – Reductor básico de oxígeno	m_V	Flujo volumétrico
CaCO_3	Carbonato de calcio	$M\text{\euro}$	Millón de euros
C_{act}	Coste actualizado	NH_3	Amoníaco
CaO	Óxido de calcio	NO_2	Dióxido de nitrógeno
C_{bruto}	Coste bruto	NO_x	Óxidos de nitrógeno
CCS	Capture and Storage system	O_3	Ozono
CDM	Mecanismos de desarrollo limpio	p	Periodos de tiempo
CH_4	Metano	PCI	Poder calorífico inferior
CO	Monóxido de carbono	PCS	Poder calorífico superior
CO	Coke oven – Horno de coque	PgC	Petagramo de Carbono = 109 toneladas
CO_2	Dióxido de carbono	ppb	Partes por billón
COG	Gas del horno de coque	ppm	Partes por millón
CP	Central de potencia (eléctrica)	PSA	Pressure Swing Adsorption
CPS	Centro politécnico superior	SO_2	Dióxido de azufre
C_p / cp	Calor específico	SO_x	Óxidos de azufre
C_2H_6	Etano	TA	Turbina de vapor de alta presión
C_3H_8	Propano	TB	Turbina de vapor de baja presión
C_4H_{10}	Butano	TEA	Trietilamina
DEA	Dietanolamina	TFM	Trabajo fin de máster
EAF	Electric arc furnace – Horno eléctrico	TG	Trubina de gas
E_{comb}	Energía de combustión	TMi	Turbina de vapor de media presión
EERR	Energías renovables	TV	Turbina de vapor
EEUU	Estados Unidos	UE	Unión Europea
GE	General electric	VAN	Valor actual neto
GEI	Gases de efecto invernadero	W_i	Trabajo eléctrico
GN / gn	Gas natural	\mathcal{V}	Volumen específico
H_2	Hidrógeno	η_t	Rendimiento térmico de caldera
Hg	Mercurio	ρ	Densidad
HRSG	Heat recovery steam generador	η_{CP}	Rendimiento de la central de potencia
i	Interés económico	ε	Densidad energética

Máster universitario
Energías renovables
y
Eficiencia energética

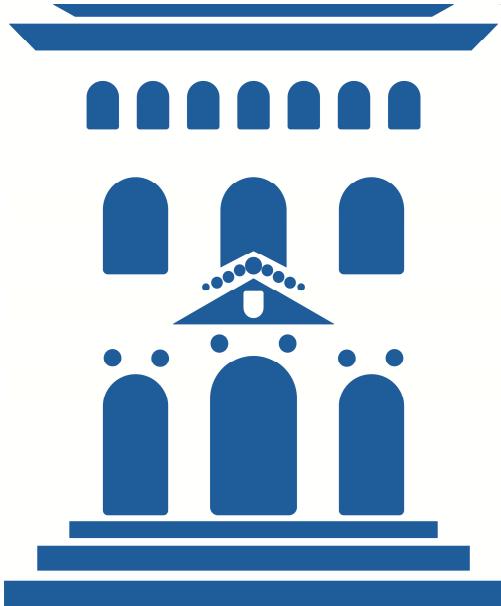
15 de noviembre de 2012

ANEXO I

INDUSTRIA DE LA SIDERURGIA

Eloy Pueyo Casabón

Director: D. Luis Miguel Romeo Giménez



0 Índice del Anexo I: INDUSTRIA DE LA SIDERURGIA

0	ÍNDICE DEL ANEXO I: INDUSTRIA DE LA SIDERURGIA	- 72 -
1	INTRODUCCIÓN	- 74 -
2	MEJORES TECNOLOGÍAS DISPONIBLES ACTUALMENTE (BAT)	- 74 -
2.1	TECNOLOGÍAS A NIVEL EUROPEO	- 74 -
2.2	ACERÍAS DE CICLO INTEGRADO	- 75 -
3	BASIC OXYGEN FURNACE (BOF)	- 75 -
3.1	EL PROCESO BOF	- 75 -
3.2	PROCESOS DE OXIDACIÓN	- 76 -
3.3	COMPOSICIÓN Y CARACTERÍSTICAS DEL BOF GAS	- 77 -
4	BLAST FURNACE (BF)	- 77 -
4.1	DESCRIPCIÓN DEL BF	- 77 -
4.2	GAS DEL BF	- 79 -
4.3	HOT STOVES	- 79 -
5	ELECTRIC ARC FURNACE (EAF)	- 80 -
5.1	TECNOLOGÍA DEL EAF	- 80 -
5.2	PRECALENTAMIENTO DE LA CHATARRA	- 80 -
5.3	FUNCIONAMIENTO DE EAF	- 81 -
6	COKE OVEN PLANTS (CO)	- 82 -
6.1	CONCEPTO BÁSICO DE LAS PLANTAS CO	- 82 -
6.2	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO CO	- 82 -
6.2.1	SUBPROCESO DE CALENTAMIENTO	- 83 -
6.2.2	SUBPROCESO DE APAGADO DEL COQUE	- 83 -
6.2.3	SUBPROCESO DE MANEJO DEL COQUE Y PREPARACIÓN FINAL	- 83 -
6.3	ENERGÍA DEMANDADA Y TRATAMIENTO DEL COG	- 83 -
7	PLANTAS DE SINTERIZADO (SINTER PLANTS)	- 84 -
7.1	JUSTIFICACIÓN	- 84 -
7.2	MEZCLADO DE LOS MATERIALES	- 85 -
7.3	PROCESO DE SINTERIZADO	- 85 -

8 UNIDAD DE SEPARACIÓN DE AIRE (ASU)	- 87 -
8.1 EVOLUCIÓN HISTÓRICA DE LAS ASU	- 87 -
8.2 PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO DE UNA ASU	- 88 -
8.3 DATOS DE OPERACIÓN DE LAS UNIDADES ASU	- 89 -
8.3.1 PRODUCCIÓN DE OXÍGENO	- 90 -
8.3.2 PRODUCCIÓN DE NITRÓGENO	- 90 -
8.4 LA TECNOLOGÍA ASU EN EL ESCENARIO GLOBAL	- 91 -
9 PRODUCCIÓN DE LA INDUSTRIA METALÚRGICA	- 91 -
9.1 PRODUCCIÓN DE LOS BF	- 91 -
9.2 PRODUCCIÓN EN BOF	- 92 -
10 CONFIGURACIÓN DE LA INDUSTRIA SIDERÚRGICA DE SIMULACIÓN	- 92 -
10.1 DIAGRAMAS DE BLOQUES	- 92 -
10.2 DIAGRAMAS DE CORRIENTES	- 93 -
11 REFERENCIAS ANEXO I: INDUSTRIA DE LA SIDERURGIA	- 106 -

1 Introducción

La historia de la industria siderúrgica en España comienza en el siglo XIX [A,I - 1]. En esa época, el atraso técnico, disponibilidad de combustible caro o de mala calidad y un mercado de dimensiones reducidas hicieron que la siderurgia española, a lo largo del siglo XIX, no pudiera competir con productos ingleses, belgas o alemanes.

Los primeros altos hornos privados surgieron en Lugo (Galicia). Concretamente en 1794 y localizado en Sargadelos. Con anterioridad, la Monarquía, para sus necesidades de armamento, había instalado algunos altos hornos. Más tarde, la siderurgia pasó a Andalucía. Siguiendo el modelo europeo de altos hornos al carbón vegetal y afinación y laminación a la hulla se instalaron plantas en Marbella (Málaga) y en Cazalla de la Sierra (Sevilla). Pero la hegemonía de la siderurgia andaluza no pudo prolongarse más allá de 1863, cuando las fábricas asturianas de Mieres (desde 1852) y La Felguera (desde 1859) empezaron a trabajar a pleno rendimiento.

La primacía de Asturias se debió a la abundancia de hulla y de mena de hierro en su territorio. Pero esta superioridad, después de la irrupción del convertidor Bessemer, pasó a Vizcaya. Al terminar en 1876 la segunda guerra carlista, algunos empresarios europeos con el fin de conseguir mineral barato para sus altos hornos, comenzaron a instalarse en la ría del Nervión. La oferta aparecía así dividida entre los productores asturianos y vascos. Empezó una gradual sustitución de los convertidores Bessemer por otros sistemas de fabricación, difundidos en Europa y EEUU. Apareció así el "horno abierto" Martin-Siemens que mejoraba el método del Bessemer.

Se acentuó la hegemonía vizcaína al frente de la siderurgia española y se concentró toda la producción en el norte. En la época de la Gran Guerra, el primer productor siderúrgico de España era Vizcaya, seguida de Asturias y después Santander, Álava, Guipúzcoa y Navarra. Las fábricas andaluzas habían dejado de producir. Y Altos Hornos de Vizcaya empresa creada en 1902, a partir de la fusión de otras dos sociedades, se convirtió en la dominante en la siderurgia española.

Después de la primera guerra mundial, a las provincias cantábricas se añadieron dos nuevas competidoras, Barcelona y sobre todo Valencia, que en los años 20 superó a Asturias. Después con el franquismo, se creó Ensidesa, que dio lugar a Aceralia, que se integró con la francesa Usinor y la luxemburguesa Arbed, creando así la actual Arcelor [A,I - 2].

2 Mejores tecnologías disponibles actualmente (BAT)

2.1 Tecnologías a nivel europeo

La producción de acero en la actualidad tiene cuatro posibles tecnologías o procesos para su obtención:

- El alto horno (de ahora en adelante 'Blast furnace'; BF) junto a la ruta de reducción básica de oxígeno (a partir de ahora 'Basic oxygen furnace'; BOF)
- La fusión directa de la chatarra ferrosa (a partir de ahora 'Electric arc furnace'; EAF)
- La reducción por fundición o 'Smelting reduction'

- La reducción directa o 'Direct reduction'

En 2006 la producción de acero en la Unión Europea (EU27) [A,I - 3] se basaba en tecnología blast furnace/basic oxygen route (alrededor del 59.8%) y en el electric arc furnace (40.2%) (Fig. 1). Las tecnologías de direct reduction tan solo suponían un 6.8% de la producción mundial de acero y la smelting reduction tan solo operaban seis plantas a nivel mundial a finales de 2007. Por lo tanto las tecnologías en que se centrará este Anexo I: serán las dos primeras: blast furnace & Basic oxygen furnace y electric arc furnace, que se describen en puntos posteriores en este mismo anexo.

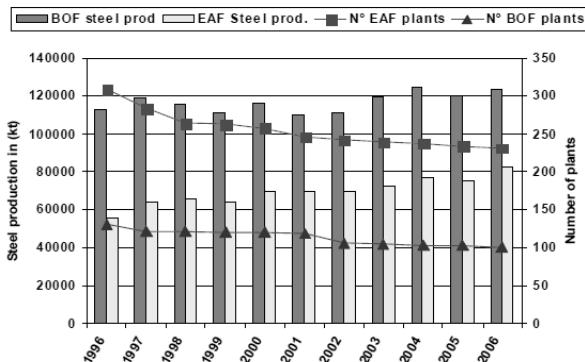


Fig. 1 Producción de acero en la UE para BF y EAF. Número de plantas de cada tecnología [A,I - 3]

2.2 Acerías de ciclo integrado

Las acerías de ciclo integrado o 'Integrated steelworks' se caracterizan por la complejidad del proceso de obtención del acero, tanto a nivel energético como de materias primas/subproductos. De las cuatro tecnologías presentadas más atrás sin duda la de mayor complejidad es la BF&BOF. Ocupan extensiones de varios kilómetros cuadrados en complejos industriales de complejidad elevada.

Estas acerías de ciclo integrado se caracterizan por tener redes independientes de materiales y de flujos energéticos entre las diferentes unidades de producción (por ejemplo, coke oven plants, blast furnace, castings...). Más adelante se describen los elementos principales de esta industria.

3 Basic oxygen furnace (BOF)

3.1 El proceso BOF

El reemplazo de aire por oxígeno en la industria siderurgia fue sugerido por Henry Bessemer. Desde la década de los '50, el oxígeno ha sido utilizado en la siderurgia independientemente del método específico de producción utilizado. La primera producción de un BOF a escala industrial fue en Linz (Austria) en 1952.

El objetivo del proceso BOF es oxidar las impurezas no deseadas contenidas en el metal caliente/fundido. Los elementos principales que se convierten en óxidos son el carbono, silicio, manganeso y fósforo. El contenido en azufre se reduce considerablemente en los pretratamientos del metal caliente. Los objetivos de este proceso de oxidación son:

- Reducción del contenido en carbono hasta un especificado nivel (aproximadamente desde un 4 – 5 % hasta un 0.01 – 0.4 %)
 - Ajustar el contenido de elementos deseables añadidos
 - Eliminar impurezas no deseadas hasta el nivel mínimo posible

Los procesos básicos que comprenden el BOF están esquematizados en la Fig. 2. Se pueden agrupar en pretratamientos, BOF, adecuación de las emisiones y gases, tratamientos secundarios. El cuadrado de la figura representa el núcleo del BOF o proceso principal.

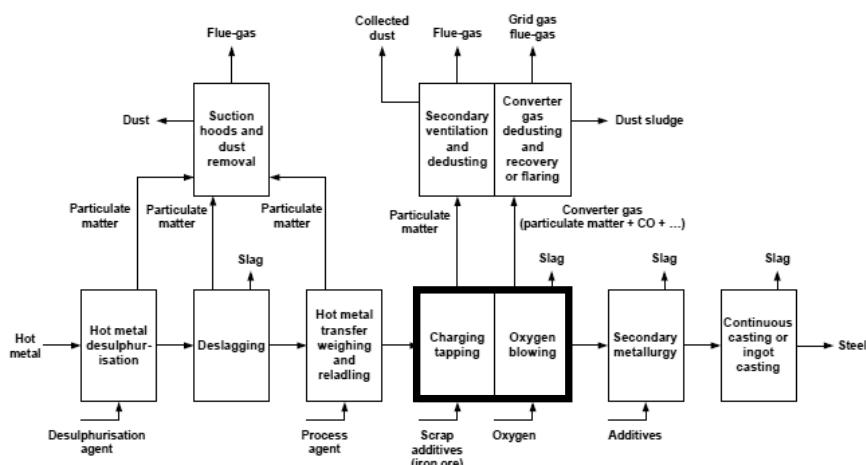


Fig. 2 Secuencia del proceso BOF [A,I - 3]

3.2 Procesos de oxidación

La idea principal del BOF es que las impurezas no deseadas sean oxidadas. Después pasarán a formar parte de las escorias y se extraerán en procesos subsiguientes. La Tabla 1 muestra las reacciones químicas principales durante los procesos de oxidación que ocurren en el BOF. Las impurezas se extraen con el gas que se obtiene o mediante las escorias líquidas. La energía requerida para fundir el metal y los diversos materiales de entrada es suministrada por las propias reacciones exotérmicas de oxidación, por lo que no es necesario un aporte de calor. Por el contrario se debe añadir chatarra o hierro mineral para compensar el exceso de temperatura. En algunos BOF y procesos de soplado combinado diversos hidrocarbonos gaseosos como el gas natural se inyectan por toberas enfriantes.

Tabla 1 Reacciones químicas que se producen en el BOF. []=disuelto en metal. ()=contenido en la escoria

Elemento a eliminar	Reacción química
Carbono	$[C]+[O] \rightarrow CO$
	$[CO]+[O] \rightarrow CO_2$
Silicio	$[Si]+2[O]+2[CaO] \rightarrow (2CaO \cdot SiO_2)$
	$[Si]+2[O] \rightarrow (SiO_2)$
Manganeso	$(Mn)+[O] \rightarrow (MnO)$
Fósforo	$2[P]+5[O]+3[CaO] \rightarrow (3CaO \cdot P_2O_5)$
Aluminio	$2[Al]+3[O] \rightarrow (Al_2O_3)$

La operación del BOF es semi-continua. Un ciclo completo consiste en las siguientes fases:

- Carga de la chatarra y del mineral de hierro.
 - Fusión del metal

- Aporte de oxígeno proveniente de una planta de separación de oxígeno (ASU).
- Muestreo y chequeo de calidad
- Adecuación de la temperatura del proceso
- Tapado y tiempo de residencia

En acerías modernas cada ciclo puede realizar hasta 380 toneladas de acero y le cuesta entre 30 – 40 minutos. Existen muchos tipos de reactores BOF, pero el más comúnmente extendido es el tipo LD converter (Linz-Donawitz) (ver Fig. 3) para metales con bajo contenido en fósforo. El reactor tiene forma de pera, con paredes refractarias y está enfriado por agua. El oxígeno se aplica mediante una lanza de soplado con una pureza superior al 99%. Se necesitan en torno a 50 – 70 Nm³/ton_{producto}.

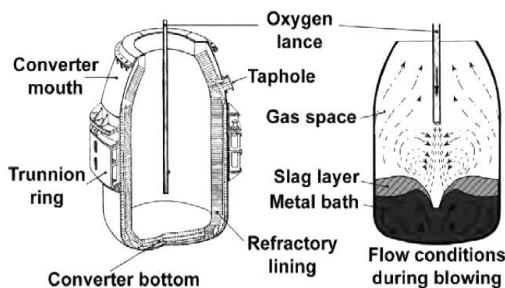


Fig. 3 Convertidor básico BOF tipo LD

3.3 Composición y características del BOF gas

Tabla 2 Composición y características del BOF gas.

Parámetro	Unidad	Valor medio	Rango de variación
<i>Composición</i>			
CO	%vol	72.5	55 – 80
H ₂	%vol	3.3	2 – 10
CO ₂	%vol	16.2	10 – 18
N ₂	%vol	8.0	8 – 26
<i>Características</i>			
Densidad	kg/Nm ³	1.33	1.32 – 1.38
PCI	kJ/Nm ³	9580	7100 – 10100
Temperatura de llama	°C	2079	---

4 Blast furnace (BF)

4.1 Descripción del BF

El BF es un sistema abierto donde los materiales ferreos (mineral de hierro, sinter o pellets) aditivos (formadores de escorias) y agentes reductores (coque) están continuamente siendo alimentados desde la parte superior del horno mediante un sistema de carga que a la vez permite recoger el gas del BF. La Fig. 4 ilustra la forma física y los principales flujos básicos que intervienen en el proceso simplificado dentro de un BF.

Anexo I: INDUSTRIA DE LA SIDERURGIA

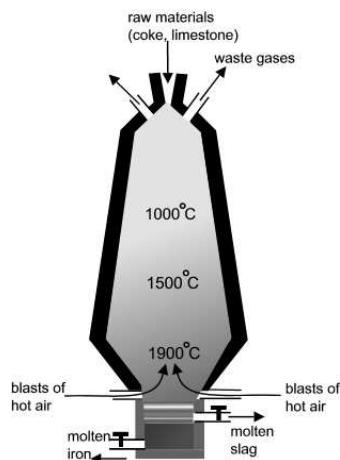
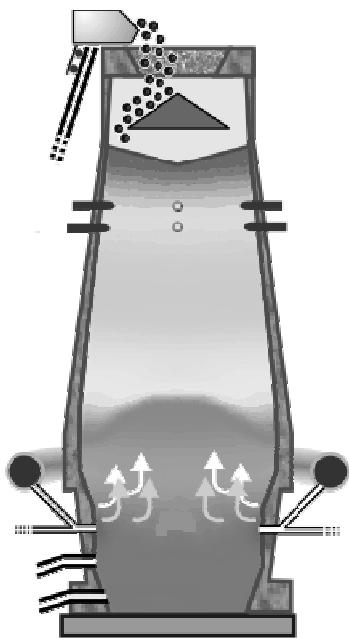


Fig. 4 Representación simplificada de un BF

El proceso se puede describir como sigue. Un chorro de aire caliente/plasma enriquecido con oxígeno y con agentes reductores auxiliares se inyecta en la zona de toberas produciendo una contracorriente de un gas reductor. Este aire introducido reacciona para producir principalmente monóxido de carbono que a su vez reduce los óxidos de hierro en arrabio. El arrabio es recolectado en la zona del crisol junto con la escoria. El arrabio se transporta para un posterior procesamiento y las escorias se eliminan para la posible venta a otras industrias. El gas del BF se recoge a través de la parte superior, se le hace un tratamiento y se distribuye a través de los diferentes procesos de la planta siderúrgica para su aprovechamiento como fuel o para la producción eléctrica de autoconsumo de la planta. Las diferentes zonas de división de una BF se recogen en la Tabla 3.

Tabla 3 Zonas de división y propiedades principales de un BF. [A,I - 3][A,I - 4]



Zona		Propiedades
Top	Tragante	Carga del mineral / evacuación gas BF
Shaft	Cuba	$T_{ambiente} \rightarrow T=950^{\circ}C$
Belly	Vientre	$950^{\circ}C \rightarrow 1250^{\circ}C$
Bosh	Etalaje	Fusión hierro / formación de escorias
Tuyères	Toberas	$T>2000^{\circ}C$ / introducción aire
Hearth	Crisol	Colecta del hierro fundido y escorias ($1500^{\circ}C$)

4.2 Gas del BF

El gas obtenido en la parte superior del BF tiene una composición aproximada que se recoge en la Tabla 4. Además también tiene trazas de azufre y cianuros, así como grandes cantidades de polvo arrastrado de las escorias. Los gases de BF tienen mayor cantidad de hidrógeno si se usa gas natural o gases del coke oven como agente a inyectar en las tuyères/toberas. Los cianuros pueden ser especialmente de concentración elevada en las operaciones de volteo/descarga, pero se intentan minimizar usando los aditivos correctos.

El gas obtenido en el BF tiene un poder calorífico de entre 2.7 hasta 4.0 MJ/Nm³. La producción de este gas en los actuales BF alcanza los valores de 1200 – 2000 Nm³/ton_{metal}.

Después de su limpieza el gas del BF se usa comúnmente como fuel al mezclarse con el gas del coke oven, BOF gas o gas natural (enriquecimiento).

Tabla 4 Composición elemental del gas proveniente del BF

Compuesto	Composición (%)
CO	20 – 28
N ₂	50 – 55
H ₂	1 – 5
CO ₂	17 – 25

4.3 Hot stoves

El plasma caliente necesario para la operación del BF se produce en los elementos denominados hot stoves o calentadores (también denominados en inglés cowpers). Son instalaciones auxiliares usadas con la finalidad de calentar el aire (ver Fig. 5). Una temperatura mayor del plasma se traduce en una reducción de consumo de carbono. La función principal de los chorros de plasma es proveer del oxígeno necesario para la gasificación del coque, cuyo gas al entrar en contacto con el contenido del BF reduce los óxidos de hierro.

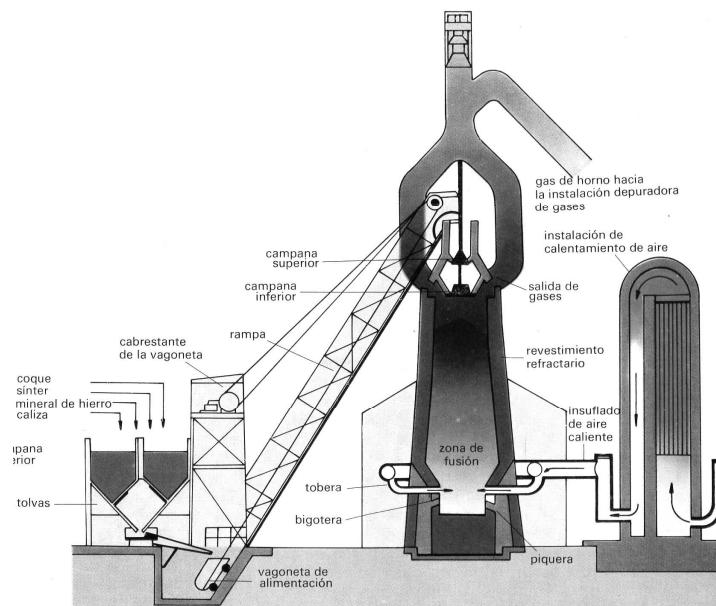


Fig. 5 Sistema de carga y hot stove de un alto horno [A.I - 25]

La operación de los hot stoves es cíclica. Primero se calienta el recinto caliente o cámara de combustión mediante la combustión del gas del BF enriquecido. Se alcanzan temperaturas de entre 1100 – 1500 °C. Seguidamente se pasa aire ambiente a través de los stoves para que se

caliente gracias al calor contenido en los elementos refractarios que conforman las paredes. Para que se obtenga plasma hay que calentar el aire hasta los 900 – 1350 °C. Una vez tenemos el plasma se inyecta al BF a través de las toberas.

Hay dos tipos básicos de hot stoves: combustión interna o combustión externa. Aunque el funcionamiento básico es similar, se diferencian en las emisiones de CO. Se necesitan entre 3 ó 4 hot stoves por cada BF.

5 Electric arc furnace (EAF)

5.1 Técnología del EAF

El EAF consiste en la fusión directa de los materiales que contienen hierro (principalmente chatarra y mineral ferroso). En la actualidad está jugando un papel cada vez más creciente (ver Fig. 1). En países como Italia y España la tecnología EAF supone un 61% y 77% respectivamente de la producción total de acero en dichos países.

El componente principal de alimentación de una EAF es la chatarra que puede provenir de los desperdicios internos de la acería, sobrantes de manufacturas del acero o de consumidores de chatarra. El hierro directamente reducido o direct reduced iron está ganando aceptación como materia prima de las EAF por su bajo contenido en ganga, precio más estable que la chatarra y bajo contenido en metales indeseados (por ejemplo cobre). Aleaciones de hierro acostumbran a añadirse para ajustar diversas concentraciones de metales no ferreos al acero final.

Como en los BOF, se forma escoria a partir de cal para recoger los componentes desechables del acero. En las escorias del EAF se producen a partir de la fusión de las materias primas con una adición de cal o de dolomita a temperaturas de entorno 1600°C. La producción de aleaciones de acero comprende varios procesos adicionales en los cuales varios tipos de escorias se producen como subproductos.

5.2 Precalentamiento de la chatarra

En primer lugar se tiene un proceso de recuperación de calor. Se hace pasar los gases de escape del horno EAF a través de la chatarra que posteriormente se alimentará a dicho horno. De esta manera se recupera cierta cantidad de calor. Esta técnica se viene usando alrededor de unos 40 años para ahorrar energía eléctrica.

Una de las primeras empresas en incorporarlo a nivel industrial fue Fuchs system technic GMBH en 1988. Se colocaba una cubeta de alimentación (single shaft) encima del EAF y se hacía pasar el gas caliente del EAF para luego alimentar la siguiente tanda. Se conseguían ratios de recuperación de hasta 50%. Una posterior mejora es el denominado double shaft que consiste en 2 hornos idénticos (uno en operación EAF y otro en espera). Por el horno de espera se hace pasar los gases de escape calentando de este modo la carga y también se calienta la chatarra por contacto directo con las paredes del EAF. Las técnicas más modernas son los denominados finger shaft que permiten el precalentamiento del 100% de la chatarra. Uno de las técnicas más recientemente desarrolladas es el precalentamiento COSS que combina los beneficios de los sistemas shaft (proceso discontinuo) con aquellos de los procesos Consteel (procesos continuos).

5.3 Funcionamiento de EAF

Una vez cargado el horno con la chatarra, la cal o dolomita, aleaciones de hierro y demás aditivos se procede a introducir los electrodos eléctricos en la carga sólida. En esta etapa la potencia eléctrica aplicada es baja para no dañar las paredes y el cierre de la radiación proveniente de los electrodos. Una vez que la chatarra empieza a fundir y los electrodos penetran en la chatarra y la escoria se adhiere a los mismos, la potencia eléctrica se amplía hasta su total capacidad. Se usan lanzas de oxígeno o combustores de oxi-fuel para ayudar en las etapas iniciales de la fusión. Se completa la fusión de toda la carga inicial.

El uso de oxígeno en los EAF tuvo una rápida aceptación alrededor de hace 30 años, no solo por motivos metalúrgicos sino también por un incremento de productividad. El uso de oxígeno en los EAF permite los siguientes procesos:

- la inyección de oxígeno con carbono granular permite la generación de espumas de escorias gracias a la generación de pequeñas burbujas de CO. Esta técnica (foamy slag) que está implementada en la industria siderúrgica, mejora el aislamiento de las paredes del horno de la radiación del arco eléctrico y mejora la transferencia de energía del arco eléctrico al baño de acero.
- se inyecta cierta cantidad de oxígeno por la parte superior para una post-combustión del CO y de los posibles hidrocarburos antes de que los gases de escape abandonen el horno con el propósito de obtener el mayor contenido energético para el precalentamiento.
- por razones metalúrgicas, el oxígeno se usa para la decarburoación del baño de acero y la retirada de elementos no deseados como el fósforo o el silicio.

La inyección de oxígeno se traduce en un incremento de los gases de escape. El CO y el CO₂, partículas finas de óxidos ferreos y otros productos de gases de escape se forman en el horno. En el caso de que exista post-combustión se consiguen contenidos en CO por debajo del 0.5 % en volumen.

La Fig. 6 recoge de forma sencilla los flujos interviniéntes a lo largo del proceso EAF.

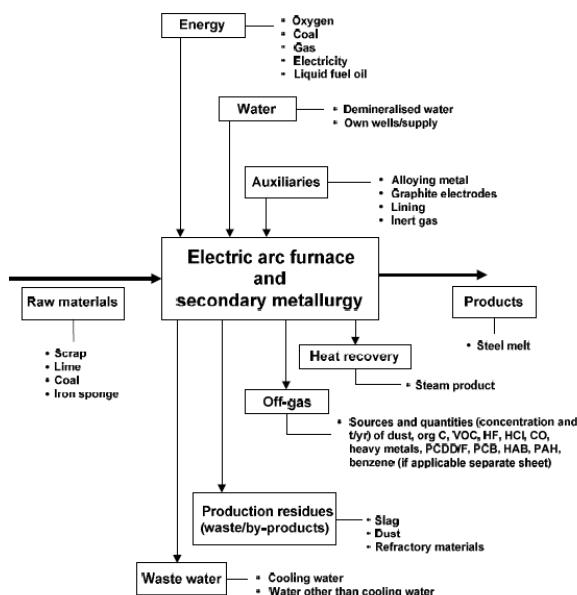


Fig. 6 Flujos simplificados en un EAF [A.I - 3]

6 Coke oven plants (CO)

6.1 Concepto básico de las plantas CO

La pirólisis del carbón significa el calentamiento del mismo en una atmósfera sin o parcialmente de oxígeno para producir el coque y otros gases y líquidos. La pirólisis del carbón a altas temperaturas también se le llama carbonización. En este proceso, la temperatura de los gases de calentamiento comprende entre 1150 a 1350 °C calentando la carga de carbón hasta los 1000 – 1100 °C y comprende un periodo entre 14 a 28 horas. La duración del mismo depende de diversos factores como por ejemplo de la anchura del horno, la densidad del carbón o la calidad deseada del coque.

El agente reductor más importante por su extendido uso en la producción del fundido de metal es el coque. Permite extraer el oxígeno indirectamente formado primero dióxido de carbono o directamente usándolo como contenido inherente de carbono. La gasificación del coque también permite suplir el calor necesario para los procesos de reducción. El coque de carbón funciona como material de soporte y a la vez como matriz por la cual el gas circula en el horno. El coque de carbón no puede ser reemplazado en su totalidad por carbón u otros fueles, por lo que su producción en la industria de la siderurgia es esencial.

Solo ciertos tipos de carbones como son el carbón de coque o el bituminoso, con las propiedades plásticas adecuadas, pueden ser convertidos a coque. Como ocurre con los minerales de hierro, ciertos tipos deben ser mezclados para mejorar la productividad del BF. Otros materiales que contienen carbono también pueden ser utilizados en pequeñas proporciones (por ejemplo el coque de petróleo o gomas de neumáticos usados) bajo la condición de no tener una influencia negativa en el medio ambiente. El petróleo, aceite y residuos de los mismos son añadidos para dar una mejora en cuanto a compactación del carbón.

6.2 Descripción del proceso CO

El diseño básico de los CO modernos se desarrolló en la década de los '40. Los hornos tenían unos 12 metros de largo, 4 metros de alto y 50 centímetros de ancho y se equipaban con puertas a ambos lados. El aire de alimentación se precalentaba con los gases de escape para recuperar calor y permitir conseguir altas temperaturas y mejorar el ratio de producción de coque. Desde los '40 el proceso se ha mecanizado y los materiales usados en la construcción del horno de coque se han mejorado consiguiéndose mejoras significantes. Las baterías pueden contener hasta 70 toneladas de coque que pueden llegar a medir 14x6x0.6 metros. Por motivos de transferencia de calor indirecta, las anchuras se de estos CO se establecen entre 30 hasta 60 centímetros. Cada CO puede contener fácilmente más de 30 toneladas de carbón. En las acerías modernas se pueden conseguir CO con hasta 70 toneladas de carbón.

El proceso de fabricación del coque de carbón se puede dividir en los siguientes pasos:

- Manejo del carbón y preparación previa
 - Operación en batería (cargar el carbón, calentamiento, proceso de formación del coque, empuje del coque y apagado del coque)
 - Manejo del coque (descarga, almacenamiento, transporte) y preparación final
 - Tratamiento del gas del CO (COG) con recuperación y tratamientos de los subproductos

- Recuperación del calor y tratamientos de los gases de escape en plantas con recuperación del calor

6.2.1 Subproceso de calentamiento

En una batería de CO las diferentes unidades están separadas por paredes de calentamiento. Todas las unidades tienen hileras de bloques refractarios. Estas paredes de calentamiento consisten en un número de flujos de calentamiento y boquillas de alimentación del combustible. La temperatura media máxima que se alcanza en los bloques refractarios está comprendida entre 1150 a 1350 °C. Normalmente, el COG tratado y limpiado se usa como combustible (autoconsumo) pero otros gases de la siderurgia como el gas proveniente del BF pueden ser utilizados. El COG tiene un poder calorífico de unos 18.5 MJ/m³. Para mejorar la eficiencia energética de los CO se disponen de intercambiadores regenerativos colocados debajo de los hornos, donde se intercambia el calor desde los gases de escape al aire del proceso de combustión.

6.2.2 Subproceso de apagado del coque

Básicamente hay dos vías para llevar a cabo este apagado: la vía húmeda y la vía seca. Al aplicar la vía húmeda lo que se hace es colocar el coque recién salido de los CO en las torres de apagado. Se le produce un baño de agua para pasar la carga desde unos 1100°C hasta los 80°C. En este proceso se consume mucha cantidad de agua y su finalidad es que el carbón/coque al contacto con el aire ambiente no produzca una autocombustión. Con la vía seca lo que se hace es pasar un gas inerte (para evitar la combustión) a través de la carga o en una cámara externa separada de la torre de apagado. El gas inerte es enfriado en un intercambiador para recuperar energía térmica.

6.2.3 Subproceso de manejo del coque y preparación final

Después del proceso de apagado el coque se almacena en pilas desde las cuales se transportan mediante bandas, por camión o tren a un edificio separado para su aplastado (adecuación del tamaño de partícula para procesos posteriores).

Las partículas de gran tamaño (20 – 70 mm) se usan en los BF o se venden en el mercado. Las partículas finas (<20 mm) se usan en los procesos de síntesis y en las plantas de acero para permitir un mayor ratio de uso de chatarra.

6.3 Energía demandada y tratamiento del COG

Como ejemplos de la energía que se requiere en el proceso de fabricación de coque se ha introducido en este anexo la Fig. 7, de donde se pueden deducir los flujos energéticos de mayor importancia así como los diferentes flujos de salida del mismo y su grado de aprovechamiento. En la Fig. 8 se recoge un sistema de tratamiento del COG con recuperación de subproductos con sus diferentes subconjuntos.

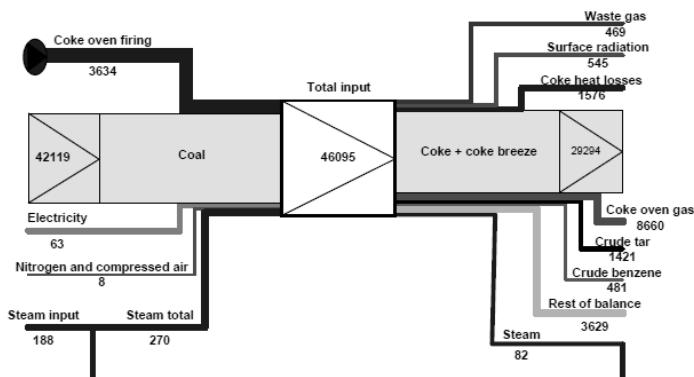


Fig. 7 Energía requerida en un CO

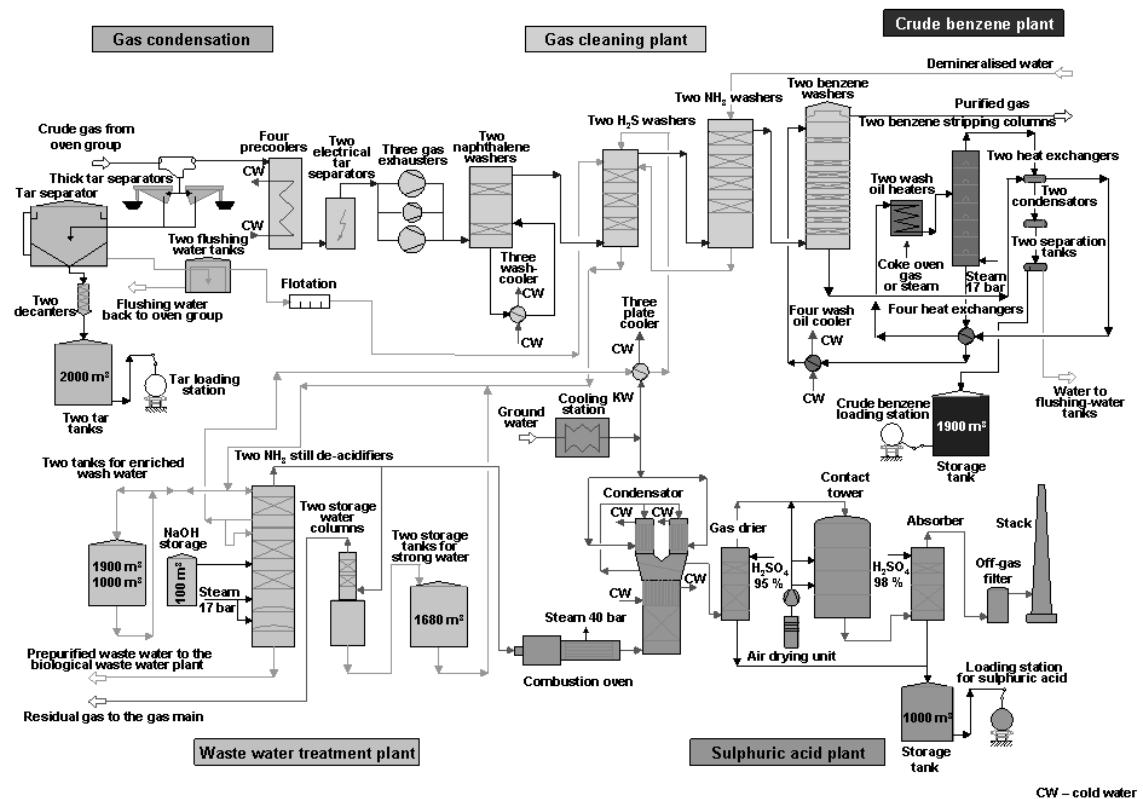


Fig. 8 Esquema típico del tratamiento de COG en una planta con recuperación de subproductos

7 Plantas de sinterizado (Sinter plants)

7.1 Justificación

Los altos hornos o BF actuales de gran rendimiento consiguen mejorar las prestaciones mediante diversas preparaciones previas tanto físicas como metalúrgicas de la carga que van a contener. Con estos pretratamientos se consiguen mejores permeabilidades y capacidad de reducción de la carga introducida. Esta preparación implica una aglomeración de la carga del BF ya sea por aglomerado (sintering) o por peletizado.

La carga en el proceso de sinterizado consiste en una mezcla de minerales en polvo, aditivos (por ejemplo caliza u olivina) y materiales reciclados provenientes de otros procesos aguas abajo (por ejemplo polvo de los fangos del BF o escamas de los molinos) a lo cual se le añade el polvo de coque para permitir una ignición favorable a la carga. En Europa se usa exclusivamente el proceso denominado down draft sintering on continuous travelling grates (parrilla circulante).

7.2 Mezclado de los materiales

Se requiere un mezclado de las materias primas antes del proceso de sinterizado. Esto se traduce en colocar en capas los materiales en zonas específicas con las cantidades precisas requeridas en el proceso de sinterizado. Se disponen capas de minerales pulverizados junto con materiales reciclados de otras partes del proceso de la siderurgia. Finalmente se colocan los elementos más gruesos en la parte superior para evitar que el posible aire pueda arrastrar las partículas más finas. Una vez el proceso en las camas de mezclado se ha llevado a cabo, se transporta la carga hasta los tanques de almacenamiento para empezar el proceso de sinterizado (ver Fig. 9).

Como se ha comentado anteriormente, otros aditivos se pueden introducir en la mezcla. Por ejemplo caliza, olivina, polvo de los precipitadores electroestáticos, escamas de los molinos, otros polvos provenientes de limpieza de los gases del BF, en menor medida fangos o lodos. También los propios flujos de reciclado del proceso de sinterizado. Todo ello se puede añadir a la mezcla en la etapa de mezclado inicial.

El polvo de coque (partículas finas del coque caracterizadas por <5mm) es el combustible más comúnmente utilizado en el proceso de sinterizado. Proviene principalmente de la planta de coque (CO) directamente en forma de polvo de coque o se puede producir en una molienda de coque de importación. Las acerías integradas con capacidad insuficiente de coque adquieren suficiente combustible de fuentes externas para suprir las necesidades de la planta de sinterizado. En esta situación, la antracita puede ser una alternativa económicamente viable así como técnicamente ya que se requieren combustibles con bajo contenido en volátiles.

El mineral de hierro, el polvo de coque y los demás aditivos se trasportan con bandas y se cargan según los requerimientos en masa en un molino de mezclado. En este molino se mezclan completamente y la mezcla final se humedece para permitir la formación de micro-pellets que mejoran la permeabilidad en el proceso de sinterizado.

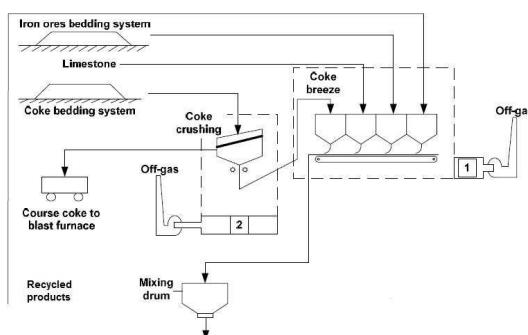


Fig. 9 Esquema simplificado del mezclado en las plantas de sinterizado

7.3 Proceso de sinterizado

La planta de sinterizado consiste esencialmente en una parrilla circulante alargada capaz de soportar altas temperaturas (normalmente hierro forjado) (ver Fig. 10). El material mezclado

en los procesos previos se dispone sobre una capa de un grosor de entre 30 a 50 cm formada por sinterizado reciclado. Esta capa inferior tiene como función prevenir que la mezcla fresca pase a través de los agujeros de la parrilla y protege la parrilla del foco de calor que se generará en la combustión de la mezcla.



Fig. 10 Parrilla circulante de transporte de la mezcla previa

En las plantas modernas de sinterizado la capa de material a sinterizar tiene aproximadamente 40 – 60 cm de profundidad, pero en plantas más antiguas se disponían de profundidades más pequeñas. Al principio de la parrilla se ignicia la mezcla (el combustible más utilizado es el polvo de coque) mediante quemadores de gas. En procesos aguas abajo se colocan potentes ventiladores de tiro inducido para que el aire pase a través de toda la longitud del proceso de sinterizado. El aire se introduce gracias a cámaras de introducción de aire que se colocan debajo de la parrilla. El gas que se produce por la combustión del combustible se extrae mediante colectores de gas para luego tratarlo y limpiarlo.

La combustión de la mezcla se produce a la vez que se transporta a lo largo de la parrilla circulante. Se pueden conseguir temperaturas de hasta 1300 – 1480 °C (ver Fig. 11), que sirven para sinterizar (aglomerar) la partículas finas para producir un clinker poroso al cual se le denomina sinterizado. Un gran número de reacciones químicas y metalúrgicas se llevan a cabo en el proceso de sinterizado. Éstas producen a la vez el sinterizado y las emisiones de gas.

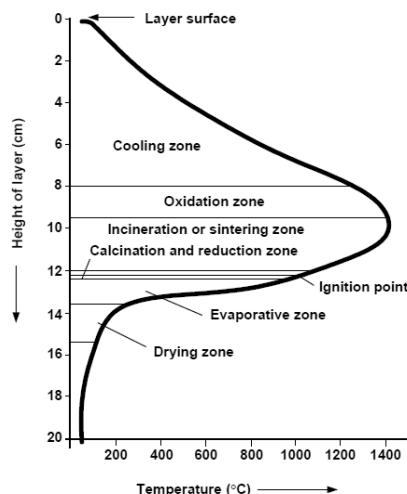


Fig. 11 Diagrama esquemático de temperaturas y zonas de reacción en el proceso de sinterizado pasados 6 minutos después de la ignición

El polvo de coque se quema completamente antes de alcanzar el final de la parrilla. La última o las dos últimas cajas de aporte de aire se utilizan para empezar a enfriar el flujo. El enfriador se

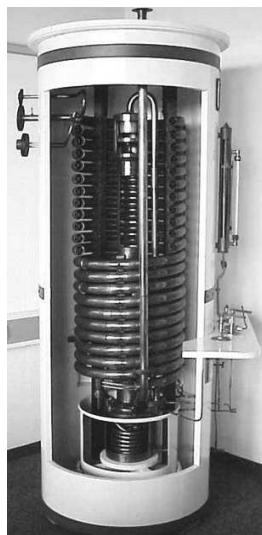
puede integrar en el proceso de sinterizado, pero es más común de disponer de enfriadores separados (por ejemplo enfriadores rotacionales). Al final de la parrilla, el sinterizado cae y se conduce a un puerto de rotura donde se rompe para obtener un material granulado fácil de manejar. En muchas plantas, el sinterizado se pasa a través de un proceso denominado hot screening en dónde las partículas finas (menos del mm) son separadas y recicladas y se introducen de nuevo en la mezcla inicial.

8 Unidad de separación de aire (ASU)

8.1 Evolución histórica de las ASU

A continuación se plasma a través de un breve informe temporal los hitos alcanzados en el entorno industrial de las ASU [A,I - 6]. Se puede observar que, aunque es una tecnología con más de 100 años a su haber, es un gran campo de investigación en la actualidad por su gran auge y su proyección a futuro.

- 1985: Primera planta piloto de escala comercial de licuefacción del aire.
- 1902: Primera planta ASU de la historia para la obtención de oxígeno (ver Fig. 12)
- 1904: Primera planta ASU de la historia para la obtención de nitrógeno.
- 1910: Primera planta ASU con un proceso de rectificado de doble columna.
- 1930: Desarrollo del proceso Linde- Fränkl para la separación de aire.
- 1950: Primera planta Linde- Fränkl de oxígeno sin reciclado de presión y con reactores llenos de piedras.
- 1954: Primera planta ASU con purificación de aire mediante adsorbedores.
- 1968: Introducción de la tecnología 'Molecular sieve' para la pre-purificación del aire.
- 1978: La compresión interna del oxígeno es aplicada a las ASU de escala industrial.
- 1981: El proceso de elevada presión es introducido en la industria.
- 1984: Construcción de la mayor planta industrial ASU con ajuste de demanda variable de O₂.
- 1990: Primera planta totalmente controlada a distancia sin operación manual. Producción de argón puro mediante rectificación.
- 1991: Mayor planta mundial ASU con columnas empaquetadas.
- 1992: ASU producen gases de calidad megapureza.
- 1997: Mayor planta para la obtención de nitrógeno con una capacidad de 40000 ton/día.
- 2000: Desarrollo del condensador tipo multi-stage-bath avanzado.
- 2006: Mayor contrato de la historia en ASU. Capacidad de 30000 millones de toneladas al día de oxígeno para el proyecto 'Pearl GTL' en Qatar.

Fig. 12 Planta ASU de 1902. Producción de 5 kg/h de O_2

8.2 Principio de funcionamiento de una ASU

El aire es una mezcla de gases formada mayoritariamente por nitrógeno y oxígeno [A,I - 7]. También contiene pequeñas cantidades de argón, trazas de otros gases (CO_2 , Ne, He,...) y una cantidad variable de vapor de agua. Aunque hoy día se emplean distintas tecnologías para separar el aire en sus componentes las grandes plantas comerciales siguen utilizando el proceso tradicional de destilación criogénica. Tanto el agua como el CO_2 se eliminan en una fase previa al proceso de separación de aire. El proceso más sencillo de esta tecnología es el de Linde con columna simple que fue utilizado por primera vez en 1902 (ver Fig. 14). Actualmente, las grandes compañías productoras (Air liquide, Air products, BOC, Linde, Praxair...) emplean una gran variedad de procesos más complejos según sean los gases que se desean producir (O_2 , N_2 , Ar), el grado de pureza de los mismos (90%; 99%; 99,9%; 99,99%) y su fase (líquido, gas). La mayor parte de estos procesos utilizan la columna doble de Linde.

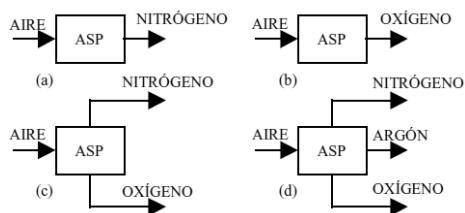


Fig. 13 Diferentes tipos de producción de ASU

Las plantas de separación criogénica del aire (ver Fig. 13) constituyen un tipo especial de plantas químicas, basadas en procesos de licuefacción y destilación del aire. La destilación criogénica se utiliza principalmente para la obtención de nitrógeno, oxígeno y argón en cantidades elevadas (>100 Tm/día), ya sea como producto líquido o gaseoso, o bien cuando se requiere una alta pureza de oxígeno (>95%) o producir argón.

Todos los procesos criogénicos están basados en la compresión del aire y su posterior enfriamiento a temperaturas muy bajas, para conseguir su licuefacción parcial. Esto permite su destilación criogénica (basada en el fenómeno de que cada uno de los componentes puros del aire licua a temperaturas diferentes) para separar el/los producto/s deseados en una columna de etapas múltiples. Puesto que la temperatura del proceso es muy baja es necesario que equipos como la columna de destilación, intercambiadores de calor y otros componentes

estén aislados frente a transferencia de calor desde el medio ambiente. En la práctica estos componentes se ubican en una o más cajas frías (paralelepípedo con aislamiento térmico multicapa).

La separación criogénica del aire conlleva diversos procesos. Inicialmente el aire de alimentación a la planta es filtrado y comprimido (aproximadamente a 6 bar). A continuación el aire se seca mediante su enfriamiento en un intercambiador aire-agua o aire-aire y con el posible apoyo de un sistema de refrigeración mecánica. La eliminación total del vapor de agua, anhídrido carbónico y otros contaminantes (por ejemplo hidrocarburos) se realiza mediante tamices moleculares.

El enfriamiento del aire a temperaturas criogénicas se lleva a cabo en intercambiadores de calor multiflujo que aprovechan la capacidad de refrigeración de los gases que salen de la planta.

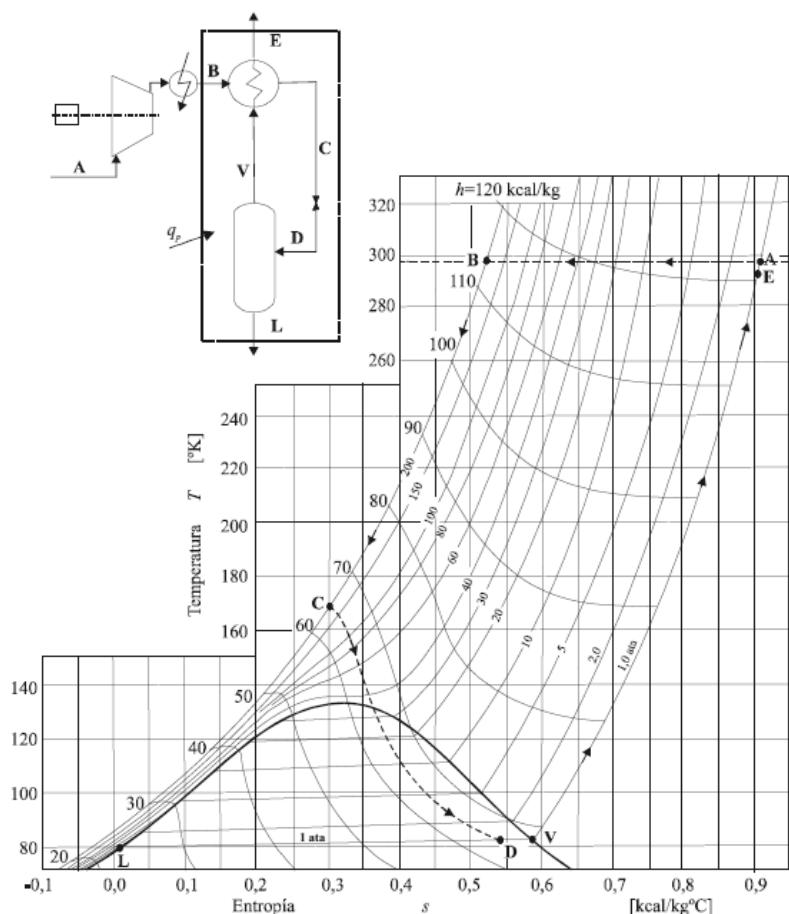


Fig. 14 Licuación del aire mediante laminación isoentálpica (proceso Linde) [A,I - 8]

8.3 Datos de operación de las unidades ASU

A continuación se hace una recopilación de datos de operación que se pueden extraer de la bibliografía disponible online. Cabe destacar que la mayoría de las aplicaciones actuales de las ASU en el campo de la investigación están orientadas hacia la inclusión de la ASU en sistemas IGCC (ciclo combinado de gas integrado). Aunque las especificaciones bien pueden ser utilizadas en la industria de la siderurgia ya que esta no requiere de oxígeno o nitrógeno de muy alta pureza. Además tiene la ventaja que el gasto energético es mucho menor tal como indica la Fig. 15.

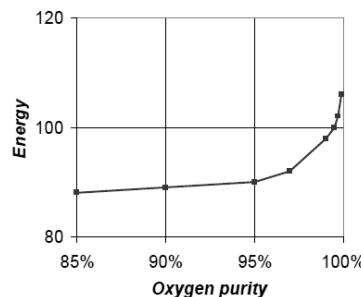


Fig. 15 Energía requerida según la pureza del oxígeno [A,I - 12]

8.3.1 Producción de oxígeno

La Tabla 5 resume los datos recopilados para la producción de O₂ en ASU para aplicación en la siderurgia en cuanto a pureza del oxígeno, impurezas, capacidad, consumo, temperatura y presión.

Tabla 5 Datos de operación de las ASU en cuanto a producción de O₂

Referencia	Pureza O ₂	Impurezas	Capacidad	Consumo	Temp.	Presión
[A,I - 9]	95%	----	5970 kmol/h	----	----	----
[A,I - 10]	95%	3.5%N ₂ + 1.5%Ar	21.34 kg/s	----	200 °C	41 bar
[A,I - 11]	----	----	----	200 kWh/ton	----	----
[A,I - 12]	----	----	8000 ton/dia	----	----	----
[A,I - 13]	96%	4%Ar	----	----	----	----
[A,I - 14]	95%	----	----	----	----	48 bar
[A,I - 15]	95%	----	----	----	295 K	48 bar
[A,I - 16]	95%	3.2%Ar + 1.8%N ₂	----	----	----	----
[A,I - 17]	----	----	----	201.3-147 kWh/ton	----	----
[A,I - 18]	----	----	----	0.28-0.3 kWh/Nm ³	----	----

Como datos a utilizar en la simulación de la industria siderúrgica a lo largo de este TFM se van a tomar:

Pureza O₂: 95.17%

Impurezas: 2.08% N₂ + 2.75% Ar

Consumo: 200 kWh/tonO₂

Condiciones a la salida: 185°C y 47bar

8.3.2 Producción de nitrógeno

En la Tabla 6 se recogen datos análogos a los presentados en la Tabla 5, pero en esta ocasión centrándose en el producto nitrógeno N₂.

Tabla 6 Datos de operación de las ASU en cuanto a producción de N₂

Referencia	Pureza N ₂	Impurezas	Capacidad	Temp.	Presión
[A,I - 9]	98%	2%O ₂	23170 kmol/h	----	----
[A,I - 13]	99.9%	0.1%Ar	----	----	----
[A,I - 14]	99-99.9%	----	----	----	88-25 bar
[A,I - 15]	>98.2%	----	----	295-500 K	88-25-1.15 bar
[A,I - 16]	99%	----	----	----	----

Como datos a utilizar en la simulación de la industria siderúrgica a lo largo de este TFM se van a tomar:

Pureza N₂: 99.0%

Impurezas: 0.90% O₂ + 0.1% Ar

Condiciones a la salida: 185°C y 57bar

8.4 La tecnología ASU en el escenario global

El volumen del mercado mundial es del orden de 25.000 M€ [A,I - 8], con un reparto aproximado del 35% EEUU y Canadá, Europa 33%, Japón 14%, Pacífico asiático 7%, Sudamérica 6% y resto 5%. La demanda de oxígeno (unas 180.000 Tm/día) va por delante de la de nitrógeno, con una tasa de crecimiento anual próxima al 8%, frente al 6%, para este último. Les sigue en importancia la venta de CO₂, de hidrógeno y argón. La industria electrónica ha generado un segmento de mercado de gases ultrapuros (mín 99,9999%), que puede calificarse de "nueva tecnología" en este tradicional sector de la industria química.

9 Producción de la industria metalúrgica

9.1 Producción de los BF

En la Tabla 7 se muestran datos de producciones anuales de diversos blast furnaces en operación en la actualidad y proyectos a futuro. Los datos se han obtenido en millones de toneladas de arrabio producidas al año. Para obtener la producción en [kg/s] hay que aplicar un factor de proporción equivalente a: 1 millón ton / año ≈ 31.71 kg/s.

Tabla 7 Producciones en BF comerciales. [millones de toneladas de arrabio/año]

Producción	Ref	Producción	Ref	Producción	Ref
1.40	[A,I - 19]	5.90	[A,I - 21]	1.50	[A,I - 23]
1.40	[A,I - 19]	2.60	[A,I - 22]	4.00	[A,I - 23]
4.69	[A,I - 19]	2.46	[A,I - 23]	3.87	[A,I - 23]
2.91	[A,I - 19]	2.46	[A,I - 23]	2.46	[A,I - 23]
3.35	[A,I - 20]	1.54	[A,I - 23]	2.20	[A,I - 23]
4.00	[A,I - 20]	3.20	[A,I - 23]	1.96	[A,I - 23]
3.35	[A,I - 20]	1.50	[A,I - 23]	0.83	[A,I - 23]
1.50	[A,I - 20]	3.25	[A,I - 23]	3.25	[A,I - 23]
3.25	[A,I - 20]	3.50	[A,I - 23]	3.25	[A,I - 23]
1.96	[A,I - 20]	2.24	[A,I - 23]	1.54	[A,I - 23]
1.50	[A,I - 20]	2.20	[A,I - 23]	1.75	[A,I - 23]

Se obtiene un valor promedio para la producción de un BF de 2.63 millones de toneladas de arrabio al año. Esto traducido a kilogramos por segundo se obtienen 83.37 kg/s de arrabio. De los balances de masa del Anexo III, en concreto de la Tabla 9 y Tabla 10, se deduce que la proporción arrabio/acero es de 860/1000. Por consiguiente la producción traducida a BOF es de 3.05 millones de toneladas de acero al año o 96.95 kg/s.

9.2 Producción en BOF

En la Tabla 8 se muestran datos de producciones anuales de diversos BOF en operación en la actualidad y proyectos a futuro. Los datos se han obtenido en millones de toneladas de acero producidas al año. La media es de 2.8 millones de toneladas al año o 88.99 kg/s. Si se ponderan los valores obtenidos de medias se tiene un dato de producción de **95.727 kg/s**.

Tabla 8 Producciones en BOF comerciales. [millones de toneladas de acero/año]

Producción	Ref
2.40	[A,I - 24]
2.10	[A,I - 24]
1.10	[A,I - 24]
3.00	[A,I - 24]
3.60	[A,I - 24]
4.64	[A,I - 24]

10 Configuración de la industria siderúrgica de simulación

10.1 Diagramas de bloques

En estos diagramas que comprenden desde la Fig. 16 hasta la Fig. 21 (ver páginas a continuación) se han plasmado todos los flujos, tanto de carácter másico como energético. De igual modo se han numerado cada componente de la industria siderúrgica del modo que indica la Tabla 9.

Tabla 9 Numeración de los componentes de la industria siderúrgica

Número de componente	Componente
1	Basic oxygen furnace BOF
2	Blast furnace BF
3	Coke oven
4	Sinter plant
5	ASU
6	Compresión de aire

Así mismo se han numerada cada una de las corrientes que aparecen en estos diagramas. De este modo se puede nombrar inequívocamente cada corriente con un doble índice [i;j], donde el primer índice 'i' denota el número correspondiente al flujo dentro de un componente de la industrial y el segundo índice 'j' hace referencia al componente de la industria según la Tabla 9. Por ejemplo, para referirse al carbón de entrada en el horno de coque, haciendo caso a la Tabla 9 y a la Fig. 18, el índice que le corresponde es el [7;3].

Ha habido unos flujos a los cuales se les han reservado un número en concreto ya que son flujos que por su naturaleza difieren con el resto. Este es el caso de la electricidad al que se le guarda el índice [1;j], el vapor energético que le corresponde el [2;j] y el vapor vivo que se le asigna el índice [3;j]. Estos tres flujos tienen carácter especial ya que la electricidad es un flujo energético puro y no tiene masa, y el caso de los vapores lo que ocurre es que para calcular la energía térmica se seguirá lo indicado en la Tabla 11 del Anexo II.

10.2 Diagramas de corrientes

Estos seis diagramas (ver Fig. 22 ... Fig. 27) se han incluido para ver de una manera visualmente sencilla las interrelaciones entre los diferentes componentes. De este modo se tiene una visión global mucho mejor definida.

Tabla 10 Información del contenido de las Fig. 22 a la Fig. 27

<i>Fig nº</i>	<i>Información</i>
Fig. 22	Flujos másicos más relevantes
Fig. 23	Gases energéticos producidos/utilizados en la industria
Fig. 24	Componentes con producción de CO ₂
Fig. 25	Rutas del agua y de los vapores de agua
Fig. 26	Reparto de la electricidad
Fig. 27	Gases que aportan la ASU y la compresión de vapor

Anexo I: INDUSTRIA DE LA SIDERURGIA

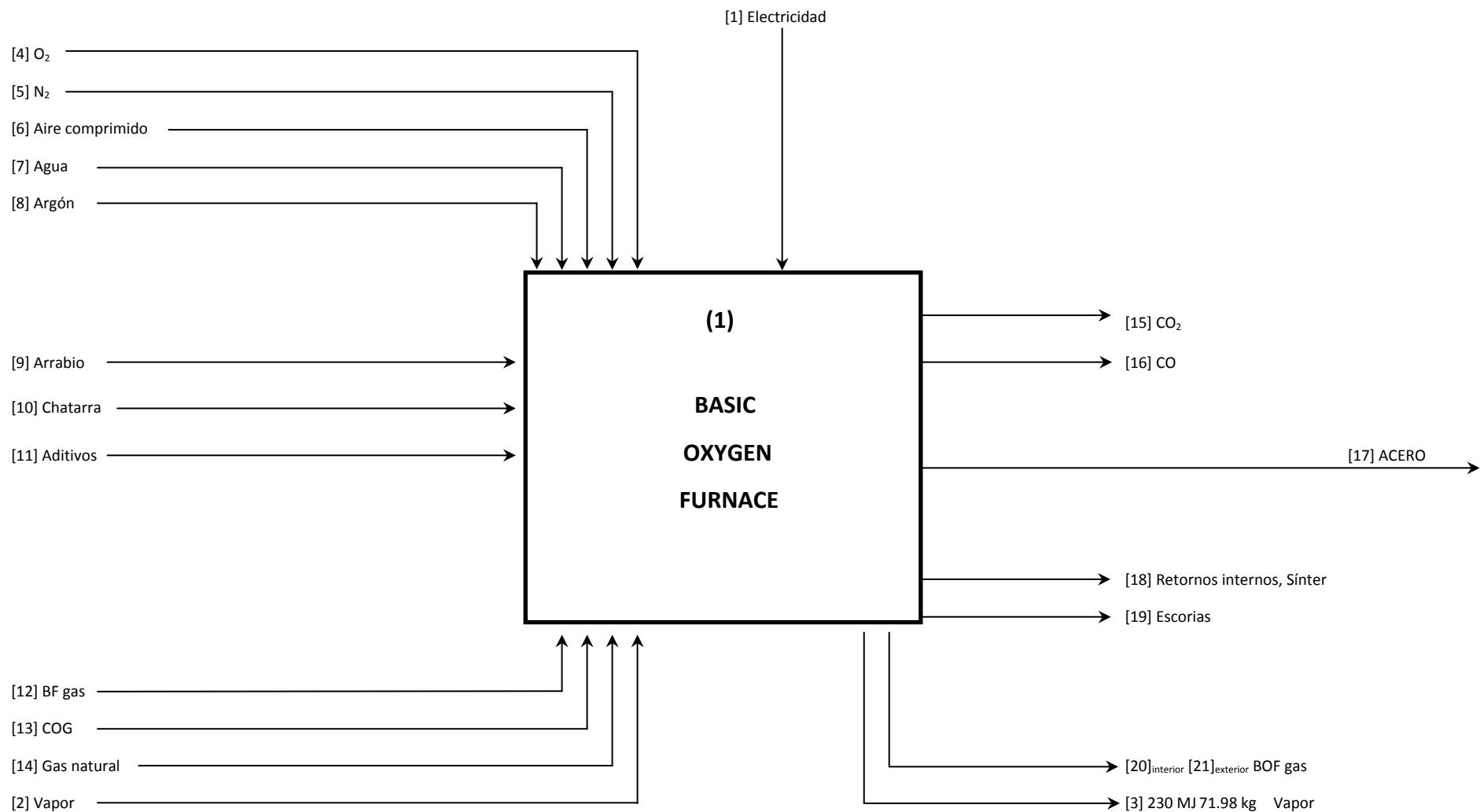


Fig. 16 Flujos input/output del Basic oxygen furnace (BOF)

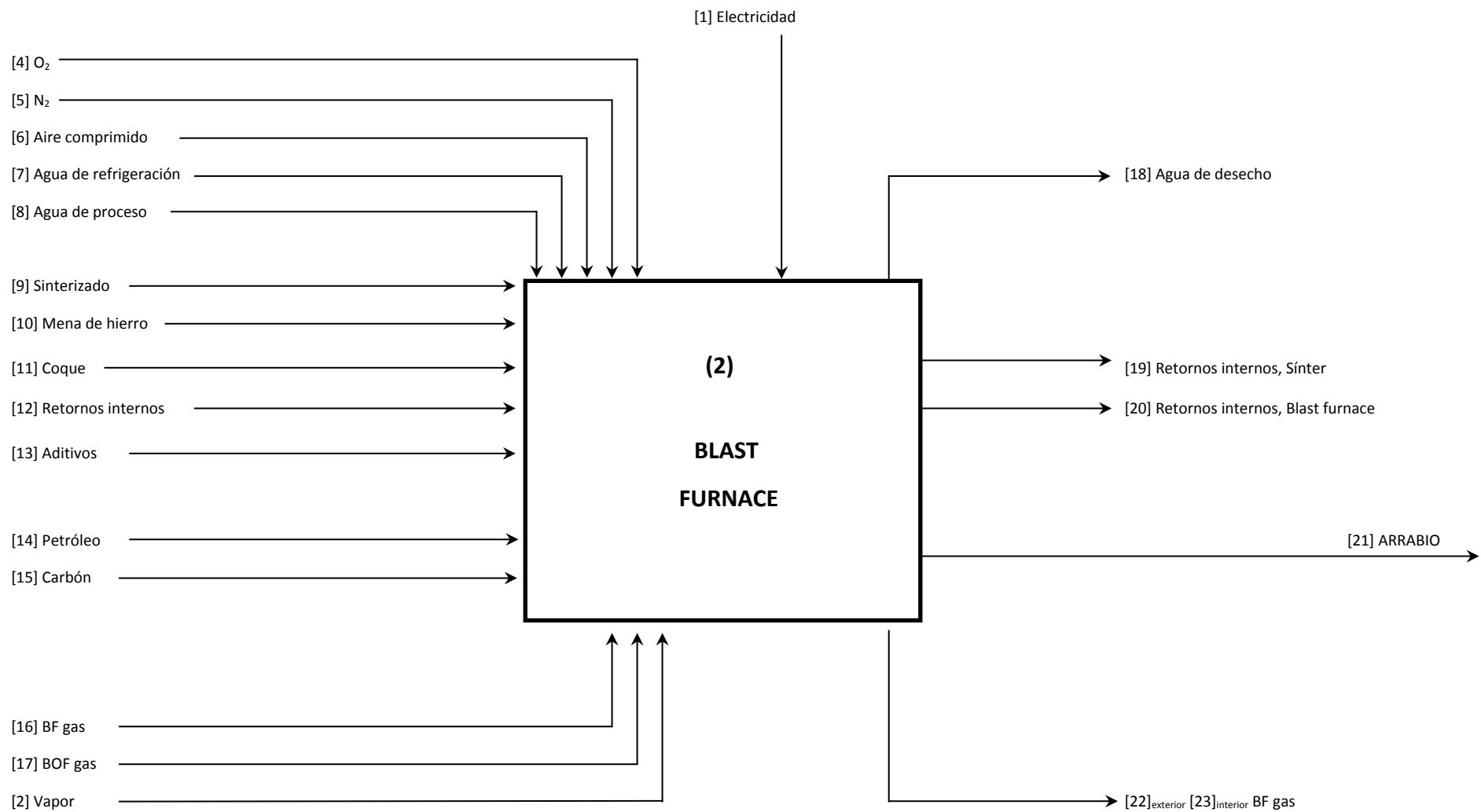


Fig. 17 Flujos input/output del Blast furnace (BF)

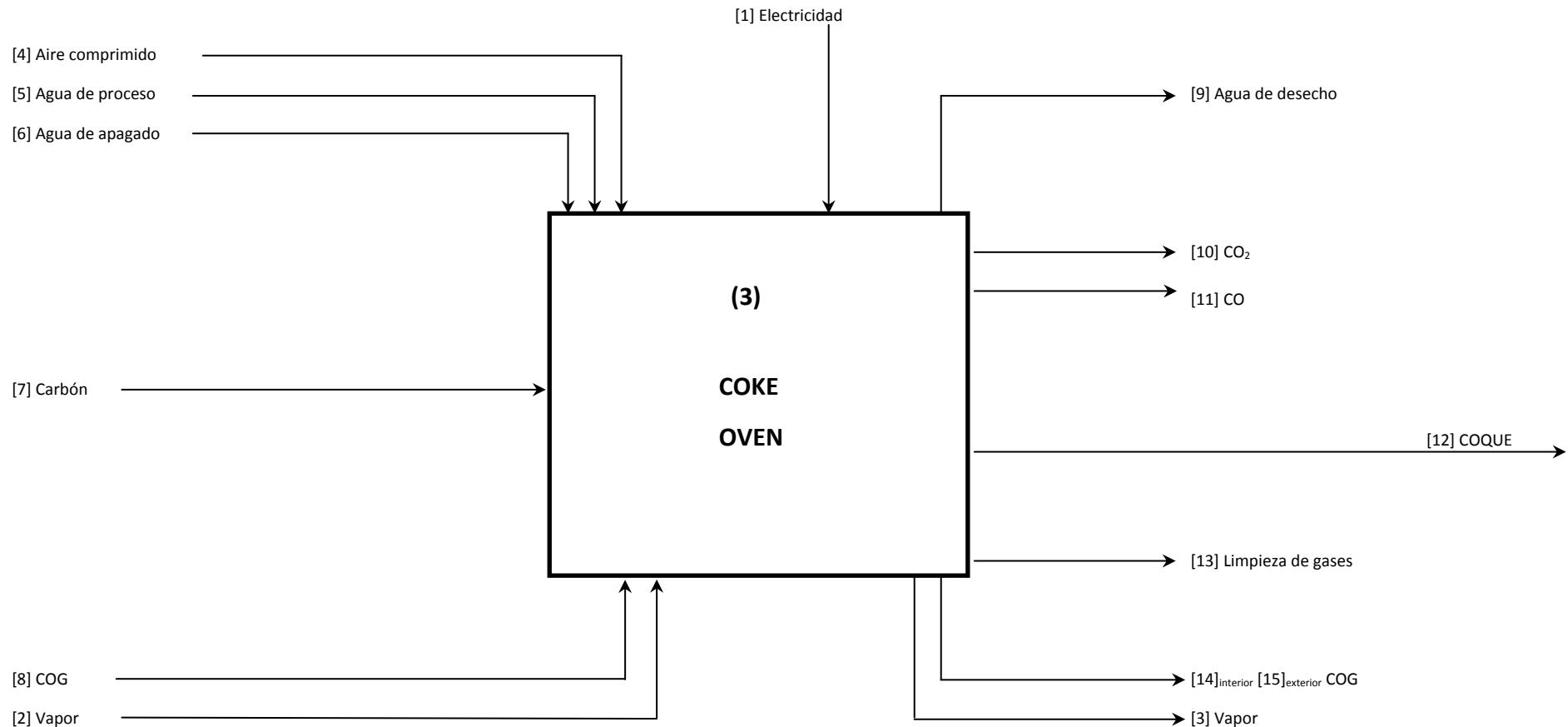


Fig. 18 Flujos input/output del horno de coque

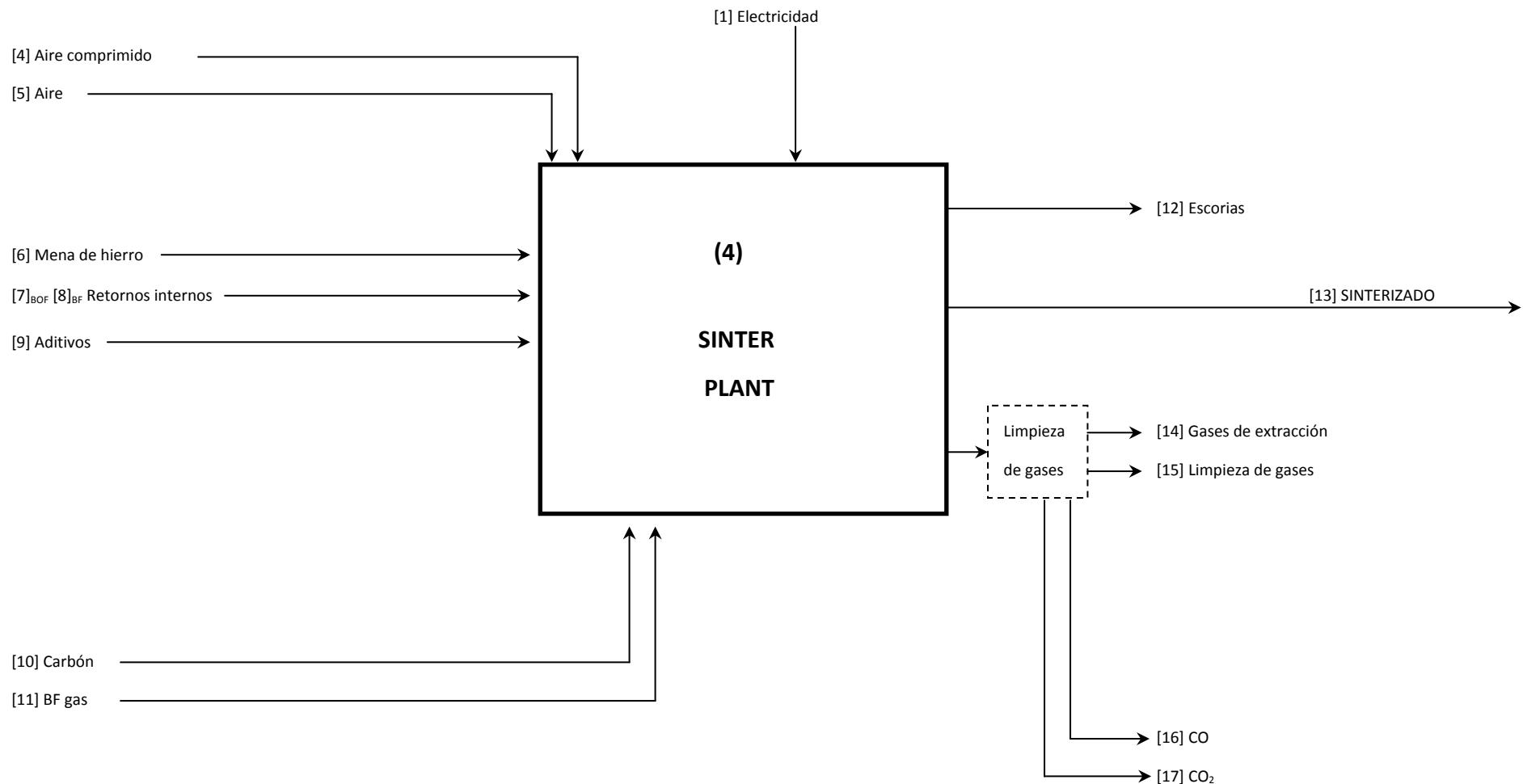


Fig. 19 Flujos input/output de la planta de sinterizado

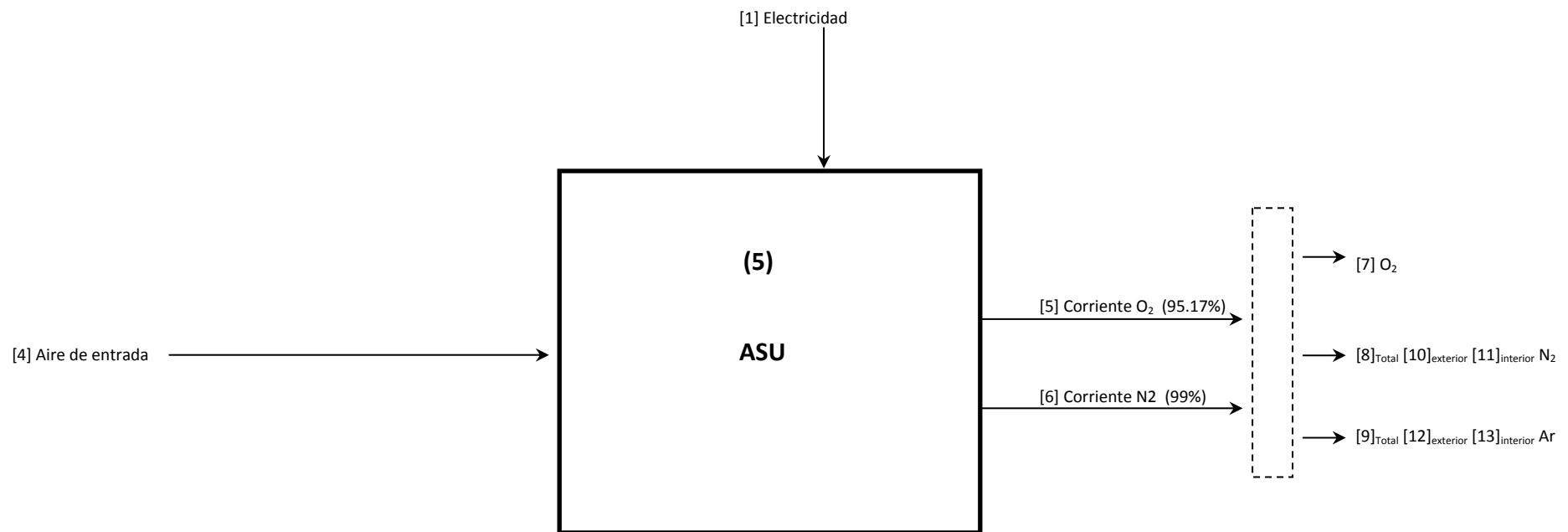


Fig. 20 Flujos input/output de la planta de separación de aire (ASU)

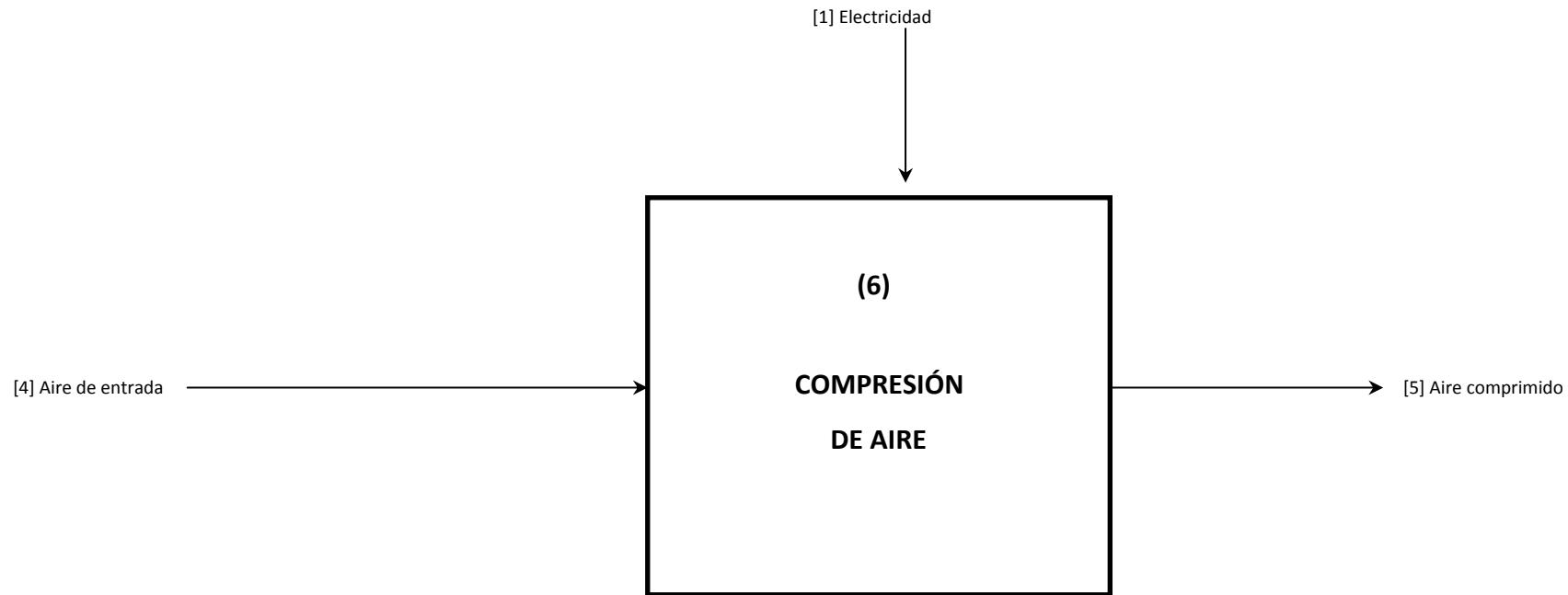


Fig. 21 Flujos input/output de la etapa de compresión de aire

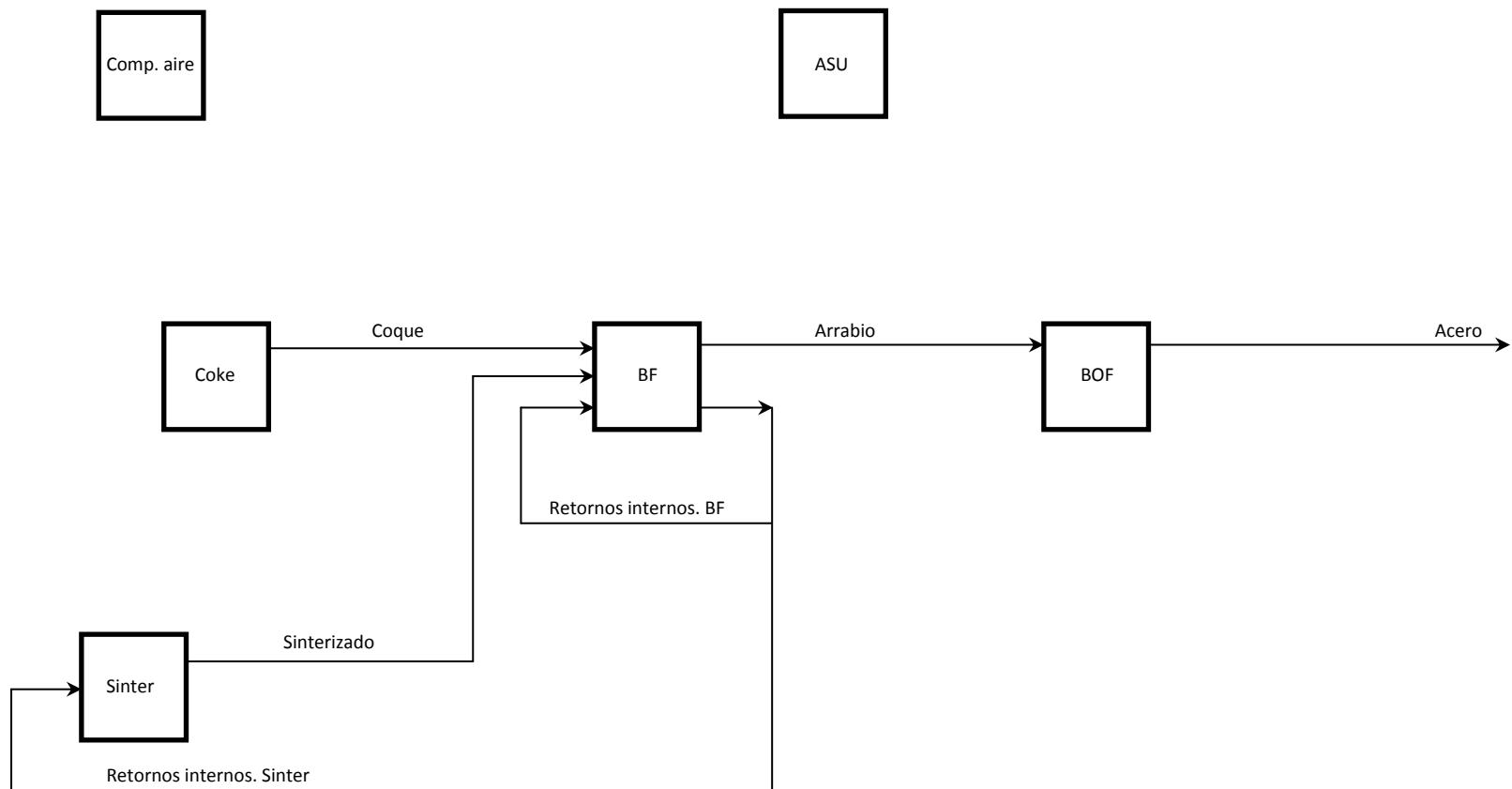


Fig. 22 Diagrama de flujos de los materiales más significativos

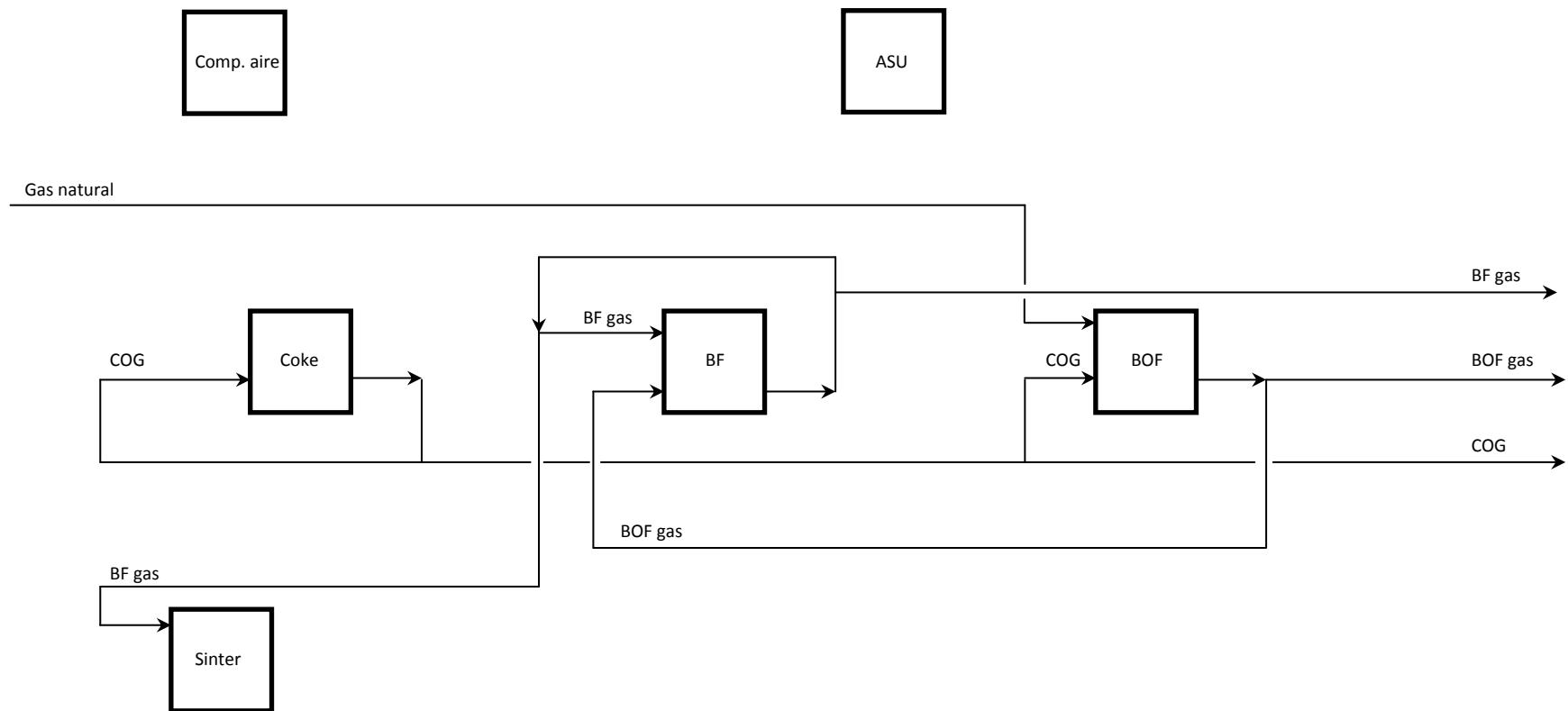


Fig. 23 Diagrama de flujos de los gases energéticos de producción en la siderurgia

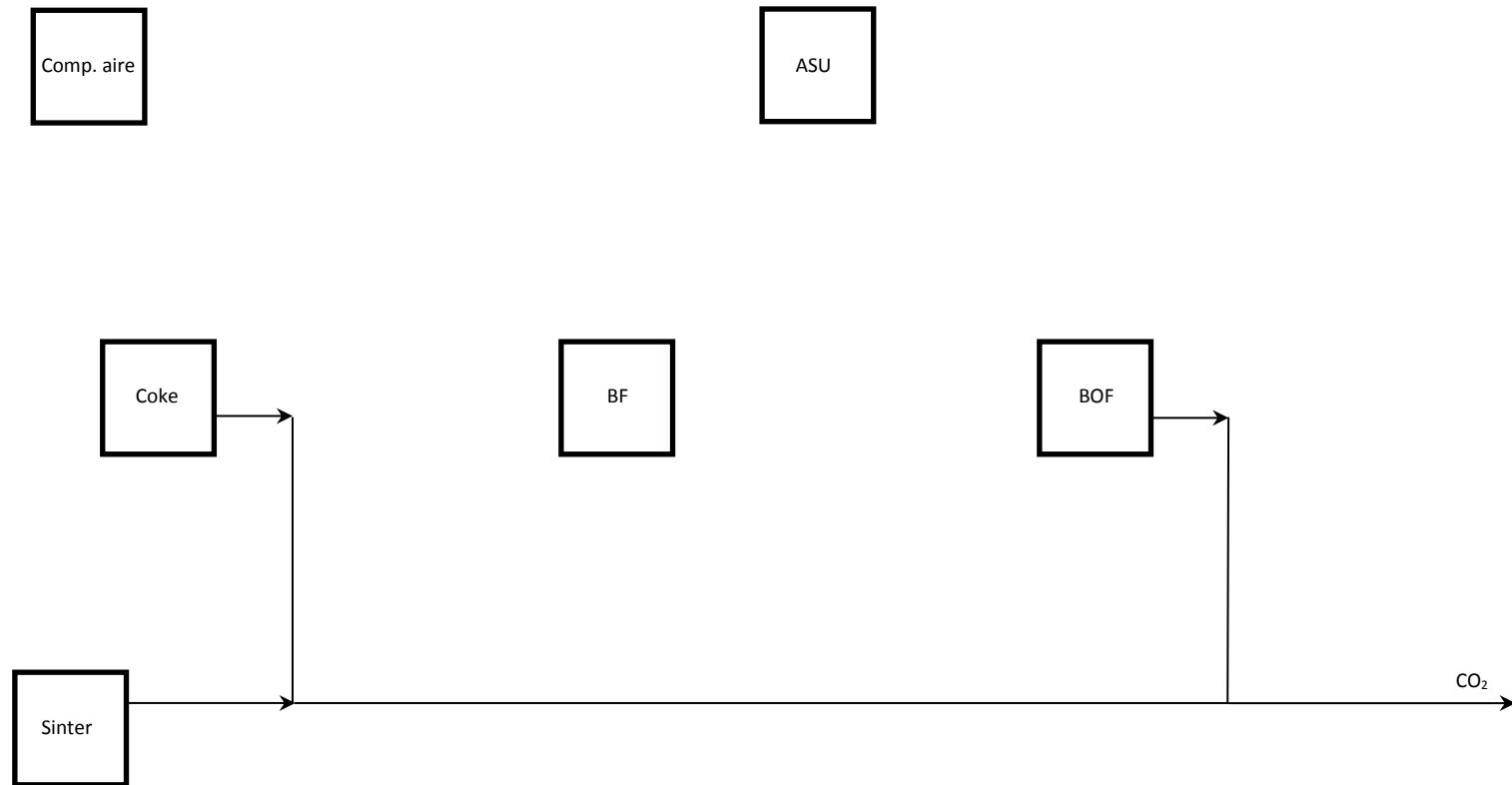


Fig. 24 Diagrama de flujos de la producción de CO₂

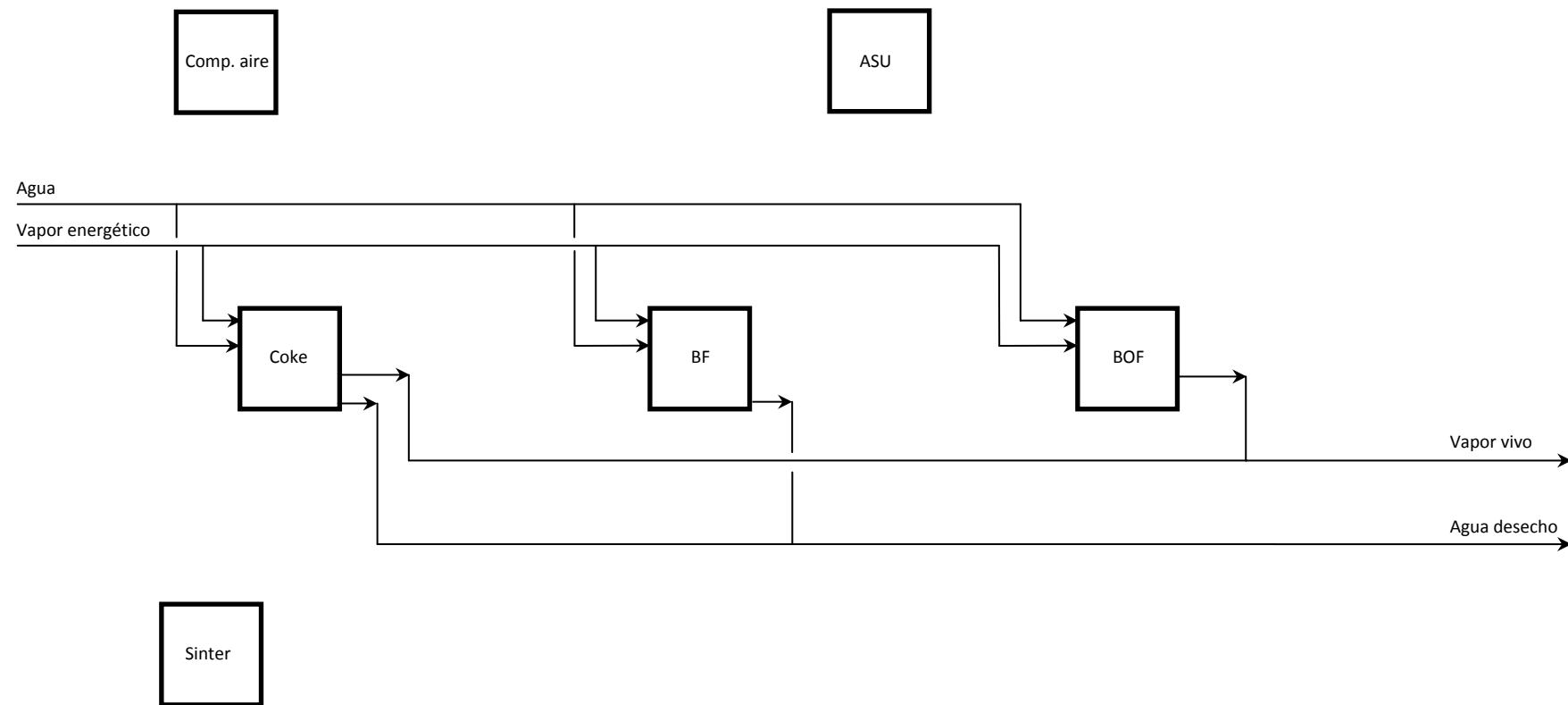


Fig. 25 Diagrama de flujos del vapor y del agua

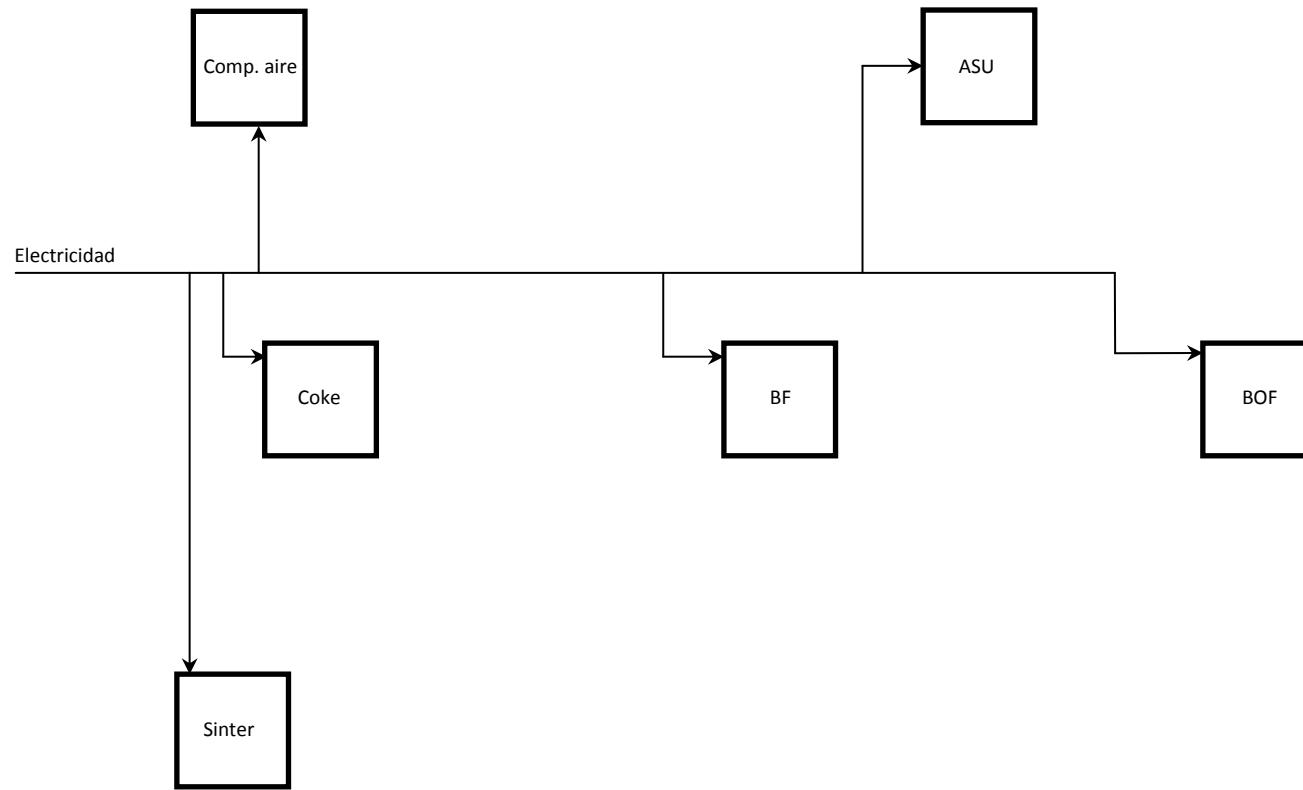


Fig. 26 Diagramas de flujos de la electricidad

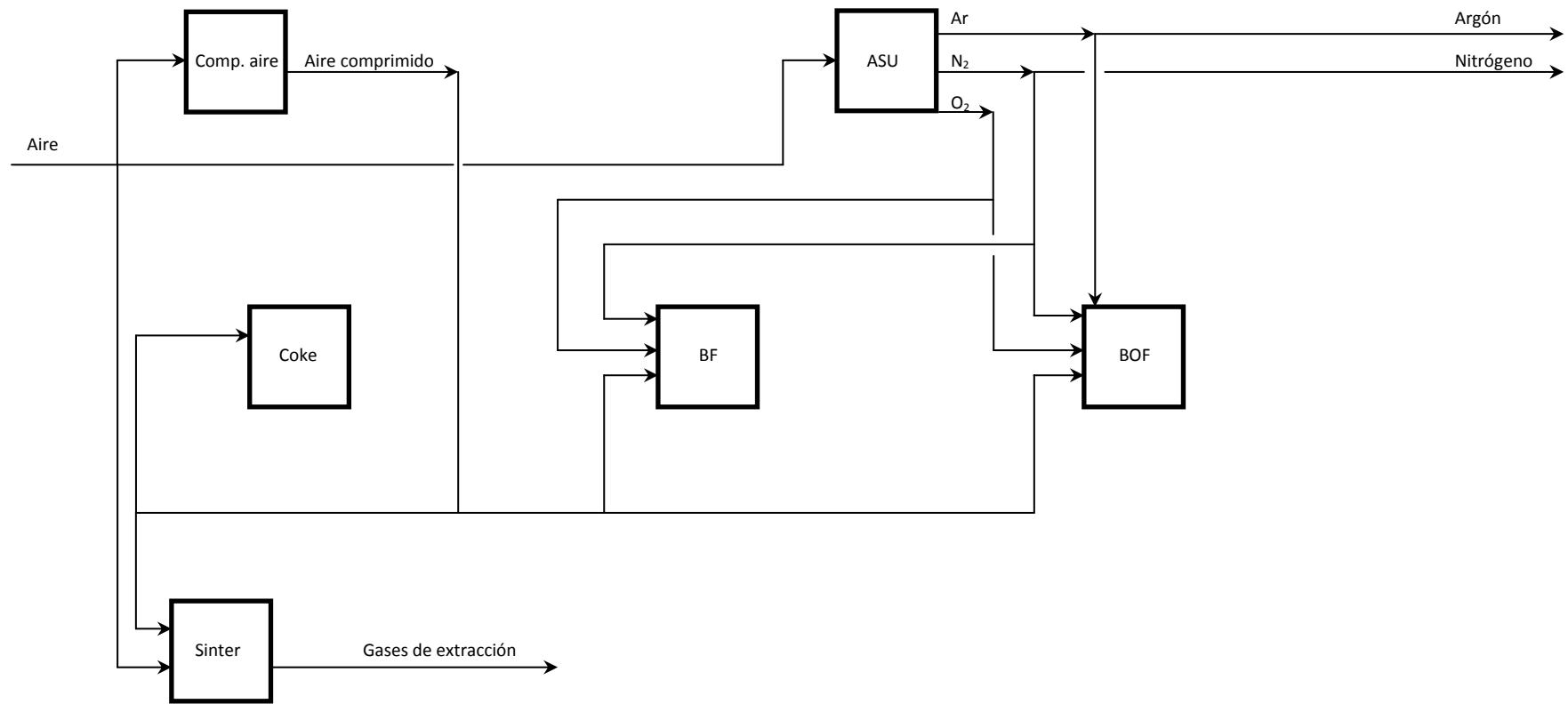


Fig. 27 Diagramas de flujo del aire comprimido, oxígeno, nitrógeno y argón

11 Referencias Anexo 1: INDUSTRIA DE LA SIDERURGIA

- [A,I - 1] J. Nadal;: Atlas de la industrialización en España 1750-2000. Fundación BBVA
- [A,I - 2] www.arcelor.com
- [A,I - 3] Joint Research Centre, Institute for Prospective Technological Studies, Sustainable Production and Consumption Unit. European IPPC Bureau.: Best available Techniques (BAT) Reference Document for Iron and Steel Production. (2010)
- [A,I - 4] F.R. Morral; E. Jimeno; P. Molera;: Metalurgia general (tomo I). Editorial Reverté S.A. (1982). Biblioteca Hypatia.
- [A,I - 5] Unión de empresas siderúrgicas (UNESID): La siderurgia española. El proceso siderúrgico. Biblioteca Hypatia.
- [A,I - 6] Cryogenic air separation: history and technological progress. Linde AG, engineering division.
- [A,I - 7] P.L. Clavería Vila; M.A. Lozano Serrano; A. Hombrados Sánchez;: Modelización y simulación de plantas criogénicas de separación de aire con Hysys. I Encuentro Universitario sobre Simulación de Procesos. Julio 2001, Valencia.
- [A,I - 8] Componentes del aire y tecnologías para su separación. Universidad politécnica de Madrid. Escuela técnica superior de ingenieros industriales
- [A,I - 9] D. Jones; D. Bhattacharyya; R. Turton; S.E. Zitney;: Optimal design and integration of an air separation unit (ASU) for an integrated gasification combined cycle (IGCC) power plant with CO₂ capture. Fuel Processing Technology 92 (2011)
- [A,I - 10] M. Liszka; J. Tuka;: Parametric study of GT and ASU integration in case of IGCC with CO₂ removal. Energy 45 (2012)
- [A,I - 11] J.P. Tranier; R. Dubettier; A. Darde; N. Perrin;: Air Separation, flue gas compression and purification units for oxy-coal combustion systems. Energy Procedia 4 (2011)
- [A,I - 12] A. Darde; R. Prabhakar; J.P. Tranier; N. Perrin;: Air separation and flue gas compression and purification units for oxy-coal combustion systems. Energy Procedia 1 (2009)
- [A,I - 13] R. Huang; V.M. Zavala; L.T. Biegler;: Advanced step nonlinear model predictive control for air separation units. Journal of Process Control 19 (2009)
- [A,I - 14] L.V. van der Ham;: Improving the exergy efficiency of a cryogenic air separation unit as part of an integrated gasification combined cycle. Energy Conversion and Management 61 (2012)
- [A,I - 15] L.V. van der Ham; S. Kjelstrup;: Exergy analysis of two cryogenic air separation processes. Energy 35 (2010)
- [A,I - 16] C. Fu; T. Gundersen;: Using exergy analysis to reduce power consumption in air separation units for oxy-combustion processes. Energy 44 (2012)
- [A,I - 17] P. Higginbotham; V. White; K. Fogash; G. Guvelioglu;: Oxygen Supply for Oxycoal CO₂ Capture. Energy Procedia 4 (2010)
- [A,I - 18] W.F. Castle;: Air separation and liquefaction: recent developments and prospects for the beginning of the new millennium. International Journal of Refrigeration 25 (2002)
- [A,I - 19] http://www.poscoenc.com/english/business/steel_plants_iron_making.asp
- [A,I - 20] <http://www.cisdigroup.com/3-ironmaking-project.html>
- [A,I - 21] http://www.ferrostaal.com/en/business/references/?tx_editfiltersystem_pi1%5Bcmd%5D=detail&tx_editfiltersystem_reference_pi1%5Buid%5D=203&tx_editfiltersystem_pi1%5Bpointer%5D=3

Anexo I: INDUSTRIA DE LA SIDERURGIA

[A,I - 22] <http://www.bluescopesteel.com/about-bluescope-steel/our-company/australia-and-new-zealand/australia>

[A,I - 23] CISDI ironmaking. CISDI ingeniering CO. LTD

[A,I - 24] Steelmaking technologies. CISDI ingeniering CO. LTD

[A,I - 25] Cómo funciona (Vol. VI). Enciclopedia Salvat de la técnica. Salvat editores S.A. (1981)

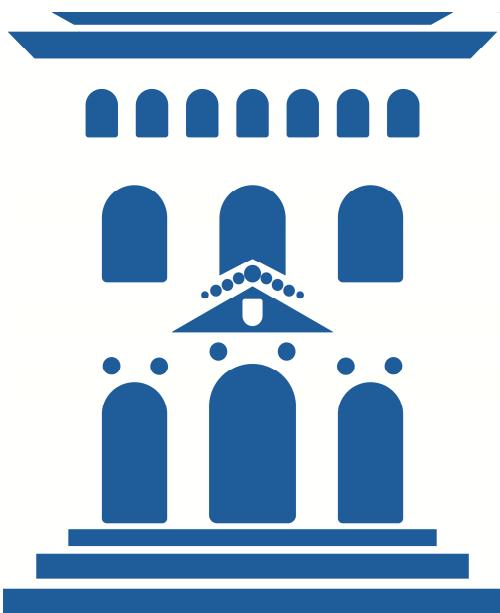
Máster universitario
Energías renovables
y
Eficiencia energética
15 de noviembre de 2012

ANEXO II

PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES GASEOSAS ENERGÉTICAS

Eloy Pueyo Casabón

Director: D. Luis Miguel Romeo Giménez



0 Índice del Anexo II: PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES GASEOSAS ENERGÉTICAS

0 ÍNDICE DEL ANEXO II: PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES GASEOSAS ENERGÉTICAS	- 109 -
1 IDENTIFICACIÓN DE LAS CORRIENTES GASEOSAS ENERGÉTICAS	- 110 -
1.1 GAS NATURAL	- 110 -
1.2 COKE OVEN GAS (COG)	- 110 -
1.3 BASIC OXYGEN FURNACE GAS (BOF GAS)	- 111 -
1.4 BLAST FURNACE GAS (BF GAS)	- 111 -
1.5 VAPOR ENERGÉTICO	- 111 -
2 MÉTODO PARA CALCULAR LAS PROPIEDADES	- 112 -
2.1 NÚMERO DE MOLES EN LA MEZCLA	- 112 -
2.2 PESOS MOLECULARES Y ENERGÍAS DE COMBUSTIÓN	- 112 -
2.3 PODER CALORÍFICO, DENSIDAD, DENSIDAD ENERGÉTICA Y CALOR ESPECÍFICO	- 113 -
2.4 COMPOSICIÓN DE CADA TIPO DE COMBUSTIBLE	- 113 -
2.4.1 COMPOSICIÓN DEL GAS NATURAL	- 113 -
2.4.2 COMPOSICIÓN DEL COG	- 113 -
2.4.3 COMPOSICIÓN DEL BOF GAS	- 114 -
2.4.4 COMPOSICIÓN DEL BF GAS	- 114 -
3 PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES GASEOSAS ENERGÉTICAS	- 114 -
3.1 PODER CALORÍFICO	- 114 -
3.2 DENSIDAD	- 114 -
3.3 DENSIDAD ENERGÉTICA	- 115 -
3.4 CALOR ESPECÍFICO	- 115 -
4 PROPIEDADES DEL VAPOR	- 115 -
5 REFERENCIAS ANEXO II: PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES GASEOSAS ENERGÉTICAS	- 116 -

1 Identificación de las corrientes gaseosas energéticas

Antes de enumerar las diferentes propiedades de las corrientes gaseosas energéticas que se encuentran disponibles en una industria siderúrgica, es interesante e idóneo disponer de una breve identificación de las mismas. De esta manera se podrá hablar con propiedad de aquí en adelante para no equivocarse en la denominación de las citadas corrientes, así como tener definidos de la mejor manera posible el origen y el destino de estos flujos. Para este último propósito se pueden consultar las Fig 16 a Fig. 21 del Anexo I.

A continuación se presentan las corrientes gaseosas energéticas que se van a considerar. La forma de ordenarlas se ha dispuesto de mayor a menor poder calorífico por cada metro cúbico normal.

1.1 Gas natural

El gas natural es un combustible procedente de formaciones geológicas y compuesto principalmente por metano [A,II - 1]. Como ya es sabido es uno de los combustibles fósiles más limpios y usados en la actualidad.

Para la industria de la siderurgia, el gas natural será una materia prima energética a importar. Por lo tanto, la procedencia de esta corriente gaseosa no es de especial interés, aunque sí sus propiedades térmicas y su grado de limpieza y pureza.

Su uso dentro de la industria siderúrgica se centra en procesos que necesitan de un combustible de alto poder calorífico así como de una corriente de gases de combustión limpios. Se usa en el BOF para el precalentamiento y como iniciador de la reacción que luego se mantendrá gracias a su carácter exotérmico. En el BF su uso se dirige principalmente al calentamiento de las stoves para la generación posterior del plasma de aire. En la planta de sinterizado, el uso de combustible gaseoso no está limitado pudiéndose usar cualquier tipo de combustibles disponibles.

1.2 Coke oven gas (COG)

Este gas proviene de una oxidación parcial del carbón en la planta de coque. Ya que se ha producido la oxidación con defecto de oxígeno, lo que se encuentra es un gas con alto contenido en in quemados, principalmente de monóxido de carbono.

Su procedencia, como se acaba de explicar, proviene de los hornos de coque por una reacción de combustión incompleta del carbón de coque. Por lo tanto se recoge exclusivamente en el horno de coque y de allí se distribuye al resto de procesos que lo demandan.

El primer lugar en el cual tiene un uso el COG es en el BOF. Allí se quema junto con el gas natural para estabilizar la temperatura de la carga dentro del horno hasta que se consigue que las reacciones químicas exotérmicas mantengan la temperatura. En el BF se utiliza como agente reductor introduciéndolo por la parte baja del horno para que así pueda atravesar las diferentes capas de la carga del horno y poder reducir los elementos espurios. Se utiliza en el mismo horno de coque para calentar las paredes y permitir una transferencia de calor adecuada para que el coque pueda llevarse a cabo. Finalmente se puede usar en la planta de sinterizado para activar el proceso.

1.3 Basic oxygen furnace gas (BOF gas)

El gas proveniente del BOF se obtiene gracias a que se sopla oxígeno puro a través de las lanzas para que se oxiden los elementos que se desean quitar a través de las escorias. De este modo, mucho del carbono contenido en el arrabio se transforma en monóxido de carbono y en dióxido de carbono, produciendo un gas de interesante contenido calórico.

Es un gas parecido al BF gas pero de mejores propiedades. Su uso se orienta a la reducción de los elementos indeseados en el BF junto con otros elementos reductores. El resto se puede usar para enriquecer el BF gas o para su quema posterior en otros lugares que requieran de energía térmica.

1.4 Blast furnace gas (BF gas)

Aunque se ha hablado de este gas en el apartado 4.2 del Anexo I, cabe recordar en este Anexo II: que el BF gas es obtenido en la parte superior del BF o tragante. Además también tiene trazas de azufre y cianuros, así como grandes cantidades de polvo arrastrado de las escorias. Lo que se sobreentiende que es el gas de peor composición y peor calidad térmica ya que se recoge después de que se haya hecho uso de los demás combustibles disponibles.

La procedencia de este gas es en la parte superior o tragante del alto horno. Se recogen los efluvios de la carga del horno por la parte superior para posteriormente ser enfriada. Aunque en este trabajo fin de máster se va a considerar como una corriente separada, normalmente se procede a un enriquecimiento con los otros tipos de gases energéticos para mejorar la calidad térmica de éste gas.

Su uso puede encontrarse en el BOF pero con una importancia pequeña en comparación con los otros combustibles. La reutilización en el mismo BF es más que importante para proceder a reducir los elementos extraños que puedan quedar y aportar el calor necesario. En el horno de coque su utilización es importante ya que tiene requerimientos no muy exigentes en cuanto a combustible a emplear. De nuevo en la planta de sinterizado su uso puede ser adecuado y su utilización es frecuente.

1.5 Vapor energético

En ciertos componentes de la industria siderúrgica es necesario aportar energía térmica mediante una inyección de vapor. En otros procesos este vapor es necesario para que se produzca el reformado de diversas sustancias. Sea por un motivo o por otro, se utiliza vapor de agua. Este vapor de agua se deberá aportar mediante una caldera (planta siderúrgica aislada) o mediante diversas extracciones en las turbinas de vapor del ciclo de potencia (símbiosis con una central de potencia eléctrica).

De igual manera, en alguno de los componentes de la industria siderúrgica se obtiene como output un vapor de alta calidad ya que se utiliza como refrigerante de los diversos componentes que conforman los reactores, hornos, procesos...

Por último, en el caso de que se disponga de un sistema CCS que funcione mediante absorción química (aminas principalmente) al necesitar de un aporte considerable de energía térmica para permitir los ciclos de absorción/desorción del CO₂ en los productos químicos, la manera de proceder será extraer esa energía térmica del vapor.

2 Método para calcular las propiedades

Una vez identificados los puntos de generación y de distribución de las diferentes corrientes gaseosas que intervienen en mayor medida en la industria de la siderurgia, a continuación se va a tratar de caracterizar cada una de ellas en mayor profundidad.

Para ello se va a proceder a obtener la composición elemental de cada tipo de corriente; es decir, proporcionar la composición en volumen de cada especie que interviene. Por ejemplo, encontrar el porcentaje de hidrógeno molecular, de monóxido de carbono, de metano, etc...

2.1 Número de moles en la mezcla

A partir de estos datos se pueden obtener las propiedades que nos interesan. En primer lugar se debe obtener los moles contenidos en un metro cúbico normal, que lo tomaremos como unidad de medida de referencia. Esto se puede realizar mediante la ecuación eq.1:

$$n = \frac{PV}{RT} \quad (\text{eq. 1})$$

Donde n es el número de moles de cada sustancia, P es la presión ($P_{CN}=1\text{atm}$), V es el volumen de cada sustancia, R es la constante de los gases que se ha tomado como $0.08205746 \text{ atm}\cdot\text{L/mol}\cdot\text{K}$, y T la temperatura ($T_{CN}=273.15\text{K}$).

2.2 Pesos moleculares y energías de combustión

A continuación se deben disponer de varios datos para cada tipo de especie molecular que intervienen en las mezclas que componen las diferentes corrientes gaseosas. En el caso que trata este Anexo II: interesan los pesos moleculares [A.II - 1] y las energías de combustión de cada elemento. Las tablas Tabla 1 y Tabla 2 recogen los datos.

Tabla 1 Pesos atómicos [g/mol]

Hidrógeno	Carbono	Nitrógeno	Oxígeno
1,00797	12,01115	14,00670	15,99940

Tabla 2 Pesos moleculares de los elementos y energías de combustión

	Peso molecular	Energía de combustión	Calor específico *
	M_r [g/mol]	E_{comb} [kJ/mol]	C_p [kJ/kg·K]
CO	28.1	283.0	1.049
H_2	2.02	285.8	14.42
CO_2	44.01	0.0	0.942
N_2	28.01	0.0	1.040
CH_4	16.04	887.1	2.191
C_2H_6	30.07	1559.7	1.723
C_3H_8	44.10	2219.2	1.642
C_4H_{10}	58.12	2879.0	1.647

* Ver tabla 1 del Anexo III

2.3 Poder calorífico, densidad, densidad energética y calor específico

Para hallar el poder calorífico de cada molécula se procede como indica la ecuación eq.2. La densidad de cada sustancia se obtiene mediante la ecuación eq.3 y la densidad energética a través de la ecuación eq.4. El calor específico mediante la ecuación eq.5.

$$PC = \frac{\sum_{\text{moléculas}} n_i \cdot E_{\text{comb},i}}{1000} \quad [\text{MJ/Nm}^3] \quad (\text{eq. 2})$$

$$\rho = \frac{\sum_{\text{moléculas}} n_i \cdot M_{r,i}}{1000} \quad [\text{kg/Nm}^3] \quad (\text{eq. 3})$$

$$\varepsilon = \frac{\rho}{PC} \quad [\text{kg/MJ}] \quad (\text{eq. 4})$$

$$C_p = \frac{\sum \%_i \cdot C_{p,i}}{100} \quad [\text{kJ/kg}\cdot\text{K}] \quad (\text{eq. 5})$$

2.4 Composición de cada tipo de combustible

Este apartado trata de encontrar la composición en porcentaje de cada tipo de molécula que se encuentre contenida dentro de cada combustible. Por lo tanto, varias fuentes de información han sido consultadas. Todo ello con la finalidad de dar un contenido promedio para cada tipo de corriente gaseosa.

2.4.1 Composición del gas natural

Tabla 3 Composición elemental del gas natural [%]

	Media	[A,II - 3]	[A,II - 4]	[A,II - 5]			[A,II - 6]	[A,II - 7]	[A,II - 8]	[A,II - 9]	[A,II - 10]
CO	0.0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H ₂	0.0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO ₂	0.9	1	2.5	2.5	0.3	0.7	0.1	0.3	0.3	1	0.13
N ₂	1.3	1	1	1	0.3	0.5	1.6	3.7	1.5	1.5	0.8
CH ₄	90.9	92	82	92	91	86	96	90	96.5	93	89.5
C ₂ H ₆	5.4	5	12	3.5	7.5	12.5	1.8	4	1.4	3	5.6
C ₃ H ₈	1.1	1	2	0.7	0.8	0.3	0.3	2	0.3	1	2.9
C ₄ H ₁₀	0.3	0	0.5	0.3	0.1	0	0.2	0	0.5	1.07	0.3

2.4.2 Composición del COG

Tabla 4 Composición elemental del COG [%]

	Media	[A,II - 11]	[A,II - 12]	[A,II - 13]	[A,II - 14]	[A,II - 15]	[A,II - 16]	[A,II - 17]	[A,II - 18]	[A,II - 19]	[A,II - 20]
CO	5.9	6.3	5.5	5.5	6	6.2	6	7.3	4.6	6	5.8
H ₂	57.4	62.9	63	51.9	55	51.5	61	58.1	58.2	55	57.2
CO ₂	2.0	1.3	1.25	2	3	2	1.5	2.8	1.6	3	1.5
N ₂	6.4	5.4	5.8	8.6	9	8.3	5.5	1.5	6.4	10	3.5
CH ₄	26.9	24.1	23.5	32	25	29	26	30.3	25.2	25	29.2
C ₂ H ₆	0.9	0	0.85	0	1.2	1.9	0	0	2	0.5	2.5
C ₃ H ₈	0.5	0	0.1	0	0.8	1.1	0	0	2	0.5	0.3
C ₄ H ₁₀	0.0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

2.4.3 Composición del BOF gas

Tabla 5 Composición elemental del BOF gas [%]

	Media	[A,I - 3]	[A,II - 21]	[A,II - 11]
CO	61.6	72.5	57	55.3
H ₂	2.9	3.3	4.5	1
CO ₂	17.0	16.2	20	14.7
N ₂	18.1	8	18	28.4
CH ₄	0.4	0	0.5	0.6
C ₂ H ₆	0.0	0	0	0
C ₃ H ₈	0.0	0	0	0
C ₄ H ₁₀	0.0	0	0	0

2.4.4 Composición del BF gas

Tabla 6 Composición elemental del BF gas [%]

	Media	[A,I - 3]	[A,II - 12]	[A,II - 22]	[A,II - 23]	[A,II - 24]	[A,II - 25]					
CO	24.3	24	24	25	22.4	22.5	22.1	27	30.3	20	25	25
H ₂	2.9	3	4	2.5	2	3	5.2	3.5	6.3	0	0	2
CO ₂	20	21	26	16	20.4	23	24.4	16	19.2	18	18	18
N ₂	52.7	52	46	56	55.2	51.5	48.3	53	44.2	62	57	55
CH ₄	0.1	0	0	0.5	0	0	0	0.5	0	0	0	0
C ₂ H ₆	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₃ H ₈	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C ₄ H ₁₀	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

3 Propiedades de las corrientes gaseosas energéticas

Una vez que se tienen los datos de partida en la Tabla 2 y la composición elemental media de los diferentes combustibles en las tablas Tabla 4, Tabla 5 y Tabla 6; se pueden calcular las propiedades termo-físicas de estas corrientes gaseosas haciendo uso de las ecuaciones eq.2, eq.3, eq.4 y eq.5. Las siguientes tablas (Tabla 7, Tabla 8 y Tabla 9) recogen los resultados de aplicar la información anteriormente reseñada.

3.1 **Poder calorífico**Tabla 7 Poder calorífico de las corrientes energéticas [MJ/Nm³]

Gas natural	COG	BOF gas	BF gas
41.34	19.83	8.30	3.47

3.2 **Densidad**Tabla 8 Densidad de las corrientes energéticas [kg/Nm³]

Gas natural	COG	BOF gas	BF gas
0.789	0.459	1.335	1.358

3.3 Densidad energética

Tabla 9 Densidad energética de las corrientes energéticas [kg/MJ]

Gas natural	COG	BOF gas	BF gas
0.01909	0.02315	0.16080	0.39060

3.4 Calor específico

Tabla 10 Calor específico de las corrientes energéticas [kJ/kg·K]

Gas natural	COG	BOF gas	BF gas
2.131	9.037	1.422	1.412

4 Propiedades del vapor

Este apartado está exclusivamente dedicado al vapor. En primer lugar decir, que como se va a disponer de un ciclo de potencia en la simbiosis con captura de CO₂, entonces los aportes de vapor se harán mediante extracciones en las turbinas del ciclo de potencia. Los diversos flujos de vapor que se dispondrán en la industria de referencia serán los siguientes (ver **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**):

- Vapor vivo: será el producido tanto en caldera auxiliar como en los flujos output de los diversos componentes de la industria siderúrgica. Se introducirá en la turbina de alta a 400°C y 50bar.
- Vapor energético: este vapor provendrá de la extracción de vapor entre la turbina de alta y la turbina de media. Como condición se ha establecido que se opere a 250°C.
- Vapor de aporte al ciclo de absorción: se proveerá de vapor para el aporte energético de una extracción entre la turbina de media y la de baja. Se aportará a 130°C que es la temperatura de degradación de los componentes químicos.
- Vapor residual: se extrae la máxima energía posible del vapor restante. Las condiciones del vapor residual vienen impuestas por el condensador del ciclo de potencia y se ha fijado la presión del condensador a 0.06baras.

Tabla 11 Puntos de operación del ciclo de potencia [A,II - 26]

Tipo de vapor	Presión	Temperatura	Entalpía	400°C ; 50bar	250°C	130°C	0.06bar
	[bar]	[°C]	[kJ/kg]				
Vapor vivo	50	400	3196				
Vapor energético	9.635	250	2943				
Vapor de aminas	2.7	130	2712				
Vapor residual	0.06	36.17	2213				

Fig. 1 Esquema de extracciones en las turbinas del ciclo de potencia

5 Referencias Anexo II: PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES GASEOSAS ENERGÉTICAS

- [A,II - 1] www.rae.es/drae/
- [A,II - 2] <http://www.lenntech.es>
- [A,II - 3] <http://www.innenergy.cl>
- [A,II - 4] <http://portal.gasnatural.com>
- [A,II - 5] <http://www.dcgasextremadura.es>
- [A,II - 6] G. Karavalakis.; T.D. Durbin.; M. Villela.; J.W. Miller.: Air pollutant emissions of light-duty vehicles operating on various natural gas compositions. *Journal of Natural Gas Science and Engineering* (2012)
- [A,II - 7] G.P. McTaggart-Cowan.; S.N. Rogak.; S.R. Munshi.; P.G. Hill.; W.K. Bushe.: The influence of fuel composition on a heavy-duty, natural-gas direct-injection engine. *Fuel* (2010)
- [A,II - 8] L. Burstein.; D. Ingman.; Y. Michlin.: Correlation between gas molecular weight, heating value and sonic speed under variable compositions of natural gas. *ISA Transactions* (1999)
- [A,II - 9] Yung-Chang Ko.; Ta-Hui Lin.: Emissions and efficiency of a domestic gas stove burning natural gases with various compositions. *Energy Conversion and Management* (2003)
- [A,II - 10] S.H. Chan.; H.M. Wang.: Effect of natural gas composition on autothermal fuel reforming products. *Fuel Processing Technology* (2000)
- [A,II - 11] P. Hellberg.; T.L.I. Jonsson.; P.G. Jönsson.; D.Y. Sheng.: A Model of Gas Injection into a Blast Furnace Tuyere. *Fourth International Conference on CFD in the Oil and Gas, Metallurgical & Process Industries* SINTEF / NTNU Trondheim, Norway (2005)
- [A,II - 12] Thermo Fisher Scientific Inc.: *Process Mass Spectrometry in Iron and Steel*. (2010)
- [A,II - 13] <http://www.engineeringtoolbox.com>
- [A,II - 14] M. Platts.: *The Coke Oven By-Product Plant*. ThyssenKrupp EnCoke USA (2007)
- [A,II - 15] K. Wright.: Coke oven gas Treatment: tar, liquor and ammonia. *The Coke oven Managers' Year-book*, pp 221-257 (2006)
- [A,II - 16] J.M. Bermúdez.; A. Arenillas.; J.A. Menéndez.: Equilibrium prediction of CO₂ reforming of coke oven gas: Suitability for methanol production. *Chemical Engineering Science* (2012)
- [A,II - 17] W.H. Chen.; M.R. Lin.; A.B. Yu.; S.W. Du.; T.S. Leu.: Hydrogen production from steam reforming of coke oven gas and its utility for indirect reduction of iron oxides in blast furnace. *International Journal of Hydrogen energy* (2012)
- [A,II - 18] J. Zhang.; X. Zhang.; Z. Chen.; L. Li.: Thermodynamic and kinetic model of reforming coke-oven gas with steam. *Energy* (2010)
- [A,II - 19] F. Joseck.; M. Wang.; Y. Wu.: Potential energy and greenhouse gas emission effects of hydrogen production from coke oven gas in U.S. steel mills. *International Journal of Hydrogen energy* (2008)
- [A,II - 20] C. Braekman-Danheux.; A. Fontana.; P. Laurent.; P. Lolivier.: Catalytic hydrogenation of polycyclic aromatic hydrocarbons with coke oven gas. *Fuel* (1995)
- [A,II - 21] L. Sundqvist Ökvist.: The use of gases in metallurgical processes – applications and requirements. MEFOS - Metallurgical Research Institute AB (2008)

Anexo II: PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES GASEOSAS ENERGÉTICAS

[A,II - 22] <http://encyclopedia2.thefreedictionary.com>

[A,II - 23] T. Komori.; N. Yamagami.; H. Hara.: Design for Blast Furnace Gas Firing Gas Turbine. Gas turbine engineering Section Power Systems Headquarters Mitsubishi Heavy Industries Ltd (2005)

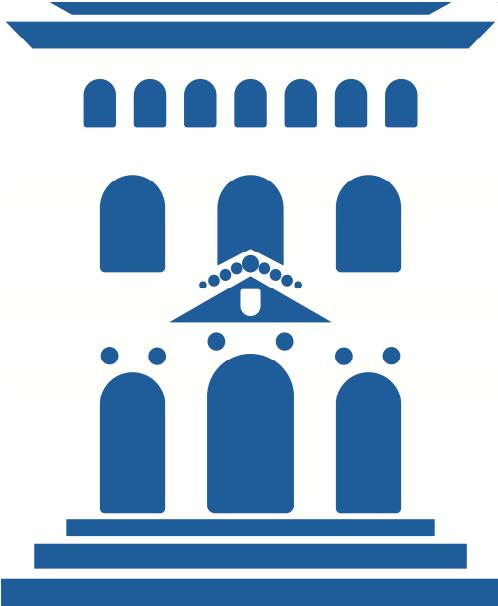
[A,II - 24] D. Pugh.; A. Giles.; A. Hopkins.; T. O'Doherty.; A, Griffiths.; R. Marsh.: Thermal distributive blast furnace gas characterisation, a steelworks case study. Applied Thermal Engineering (2012)

[A,II - 25] W.H. Chen.; M.R. Lin.; T.S. Leu.; S.W. Du.: An evaluation of hydrogen production from the perspective of using blast furnace gas and coke oven gas as feedstocks. International Journal of Hydrogen energy (2011)

[A,II - 26] Programa EES.

Máster universitario
Energías renovables
y
Eficiencia energética

15 de noviembre de 2012



ANEXO III

PROPIEDADES DEL RESTO DE INPUTS

Eloy Pueyo Casabón
Director: D. Luis Miguel Romeo Giménez

0 Índice del Anexo III: PROPIEDADES DEL RESTO DE INPUTS

0	ÍNDICE DEL ANEXO III: PROPIEDADES DEL RESTO DE INPUTS	- 119 -
1	BREVE INTRODUCCIÓN	- 120 -
2	CALORES ESPECÍFICOS	- 120 -
3	TEMPERATURAS DE OPERACIÓN	- 121 -
3.1	BASIC OXYGEN FURNACE (BOF)	- 121 -
3.2	BLAST FURNACE (BF)	- 121 -
3.3	COKE OVEN (CO)	- 122 -
3.4	SINTER PLANT	- 122 -
3.5	ASU	- 122 -
3.6	COMPRESIÓN DE AIRE	- 122 -
4	BALANCES DE MASA	- 123 -
4.1	BASIC OXYGEN FURNACE (BOF)	- 123 -
4.2	BLAST FURNACE (BF)	- 124 -
4.3	COKE OVEN (CO)	- 124 -
4.4	SINTER PLANT	- 125 -
4.5	ASU	- 125 -
4.6	COMPRESIÓN DE AIRE	- 126 -
4.7	BALANCE DE MASA A LA PLANTA GLOBAL	- 126 -
5	BALANCES DE ENERGÍA	- 126 -
5.1	BASIC OXYGEN FURNACE (BOF)	- 127 -
5.2	BLAST FURNACE (BF)	- 127 -
5.3	COKE OVEN (CO)	- 128 -
5.4	SINTER PLANT	- 129 -
5.5	ASU	- 129 -
5.6	COMPRESIÓN DE AIRE	- 129 -
5.7	BALANCE DE ENERGÍA A LA PLANTA GLOBAL	- 130 -
6	REFERENCIAS ANEXO III: PROPIEDADES DEL RESTO DE INPUTS	- 131 -

1 Breve introducción

Una vez obtenidos los datos de las corrientes gaseosas energéticas en el Anexo II, que por su singularidad se podían tratar de modo aparte al resto de inputs, se procederá a obtener los valores de las demás corrientes.

Para empezar se obtendrán los valores de los calores específicos de cada sustancia, para luego intentar establecer las temperaturas de operación que se dan en los diferentes componentes que conforman la industria siderúrgica.

Todo ello orientado a poder cerrar con éxito el balance de masa y el balance de energía tanto a nivel global como a nivel de componente. De esta manera se podrán fijar con más detalle los input/output de cada componente.

2 Calores específicos

A continuación en la Tabla 1 se encuentran reflejados los valores de los calores específicos de las diferentes sustancias que intervienen en los procesos de formación del acero en la industria siderúrgica.

Tabla 1 Calores específicos de las sustancias

Unidades	Sustancia	Valor	[kJ/kg·K]	Referencia
[kJ/kg·K]	Acero	0.5016	----	[A,III - 1]
[kJ/kg·K]	Aditivos	0.4826	----	[A,III - 4]
[kJ/kg·K]	Aire	1.012	----	[A,III - 5]
[kJ/kg·K]	Alquitrán	1.47	----	[A,III - 6]
[kJ/kg·K]	Argón	0.5203	----	[A,III - 5]
[kJ/kg·K]	Butano	1.647	----	[A,III - 11]
[kJ/kg·K]	CO ₂	0.942	----	[A,III - 1]
[kJ/kg·K]	CO	1.049	----	[A,III - 1]
[kCal/kg·K]	Escoria	0.19	0.7942	[A,III - 3]
[kJ/kg·K]	Etano	1.723	----	[A,III - 11]
[kJ/kg·K]	Hierro	0.45	----	[A,III - 5]
[kJ/kg·K]	H ₂	14.42	----	[A,III - 9]
[Btu/lb]	Lime	0.20	0.4652	[A,III - 4]
[kCal/kg·K]	Limestone	0.217	0.7106	[A,III - 7]
[kJ/kg·K]	Metano	2.191	----	[A,III - 10]
[kCal/kg·K]	Mineral de hierro	0.175	0.7315	[A,III - 7]
[kJ/kg·K]	(NH ₄) ₂ SO ₄	3.81	----	[A,III - 2]
[kJ/kg·K]	Nitrógeno	1.04	----	[A,III - 5]
[kJ/kg·K]	Oxígeno	0.918	----	[A,III - 5]
[kCal/kg·K]	Petróleo	0.50	2.09	[A,III - 7]
[kCal/kg·K]	Plomo	0.031	0.1296	[A,III - 7]
[kJ/kg·K]	Propano	1.642	----	[A,III - 11]
[kJ/kg·K]	Vapor de agua 250°C	1.991	----	[A,III - 8]
[kJ/kg·K]	Vapor de agua 400°C	2.468	----	[A,III - 8]
[kCal/kg·K]	Zinc	0.09	0.3762	[A,III - 7]

Los valores representados anteriormente son para sustancias puras. Los valores que se ven reflejados a continuación son para mezclas de componentes. Se escogerán aquellos dos componentes mayoritarios de la mezcla para simplificar la obtención de un valor de calor específico de referencia.

- Aditivos en el BOF. Es una mezcla al 48% de acero y al 52% de lime. Por lo tanto su calor específico tiene un valor de 0.4826 kJ/kg·K.
- Retornos internos de cualquier tipo se considerarán escorias
- Arrabio equivale a hierro
- Aditivos en el BF y en la planta de sinterizado son equivalentes a limestone.
- Limpieza de gases del horno de coque es una mezcla del 49% de alquitrán y 51% de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$. Su valor de calor específico es igual a 2.66 kJ/kg·K.
- Limpieza de gases en la planta de sinterizados formados por 74% de plomo y un 26% de zinc. El valor final de calor específico es de 0.192 kJ/kg·K.

3 Temperaturas de operación

3.1 Basic oxygen furnace (BOF)

La Tabla 2 nos muestra los rangos de temperaturas de operación en el BOF así como las referencias consultadas para la obtención de dichos valores numéricos.

Tabla 2 Temperaturas de los inputs/outputs del BOF

Tipo de input/output	Temperatura [°C]	Referencia
Gases de escape	600-700	[A,III - 20]
Residuos	350-500	[A,III - 20]
Acero	411-832 / 798-1124	[A,III - 21]
Temperatura de CO_2	650-700	[A,III - 22]
Escorias	290	[A,III - 23]
Aire insuflado u O_2	550-900	[A,III - 24]
Arrabio	1200	[A,III - 25]

3.2 Blast furnace (BF)

El alto horno al ser uno de los componentes más conocidos, es de mayor facilidad encontrar los datos de temperaturas de operación. La Tabla 3 contiene la información del BF.

Tabla 3 Temperaturas de los inputs/outputs del BF

Tipo de input/output	Temperatura [°C]	Referencia
Coque	200	[A,III - 12]
Gases de escape	1100	
Escoria	1325-1500	
Gases del blast	1200	
Blast	1070-1200	[A,III - 13]
Oxígeno	25	
BF gas	900	
Agua de refrigeración	30	[A,III - 14]
Blast	1200	

Agua de desecho	<80	
Blast	<1400	
Gas de extracción	1200	[A,III - 15]
Agua de entrada	40	
Escoria	1150	
Aire de los stoves	1200	
Aire combustión	25	[A,III - 16]
Coque	25	
Carbón	60	
Gas natural	25	
BF gas	179	[A,III - 17]
Arrabio	1500	
Escoria	1561	
Carbón	45	
Aire comprimido	327	

3.3 Coke oven (CO)

Tabla 4 Temperaturas de los inputs/outputs del CO

Tipo de input/output	Temperatura [°C]	Referencia
Carbón	25	[A,III - 18]
Gases de escape	90	[A,III - 19]

3.4 Sinter plant

Tabla 5 Temperaturas de los inputs/outputs de sinter plant

Tipo de input/output	Temperatura [°C]	Referencia
Sinterizado	250-400	[A,III - 26]
Elementos del ESP	160	[A,III - 27]
Elementos del ESP	130	[A,III - 28]
Gases de escape	80-130	[A,III - 29]

3.5 ASU

Tabla 6 Temperaturas de los inputs/outputs de la ASU

Tipo de input/output	Temperatura [°C]	Referencia
Aire de entrada	25	Ver apartado 8.3. del Anexo I
Oxígeno	185	
Nitrógeno	185	
Argón	185	

3.6 Compresión de aire

Tabla 7 Temperaturas de los inputs/outputs de la compresión de aire

Tipo de input/output	Temperatura [°C]	Referencia
Aire de entrada	25	$T_{referencia}$
Aire comprimido	650	$T_{BF,aire.comprimido}$

4 Balances de masa

A continuación se van a plasmar los balances de masa componente a componente que conforman la industria siderúrgica. Para ello se debe comparar la totalidad de masa que entra (inputs) con la totalidad de masa que sale (outputs) de cada componente (BOF, BF, Coke oven y planta de sinterizado) (eq. 1). Los apartados del 4.1 al 4.4 muestran más detalladamente todos los inputs/outputs de los que se componen cada componente. La Tabla 8 Balance de masa componente a componente resume los valores desarrollados en los siguientes apartados y se puede comprobar fácilmente que se cumple el balance de masa.

$$\sum_{\text{inputs}} M = \sum_{\text{outputs}} M \quad (\text{eq. 1})$$

Tabla 8 Balance de masa componente a componente

Componente	Input	Output
Basic oxygen furnace	1451.8 kg	1451.8 kg
Blast furnace	4239.2 kg	4239.2 kg
Coke oven	750.8 kg	750.8 kg
Sinter plant	2143.3 kg	2143.3 kg
ASU	736.2	736.2
Compresión de aire	83.79	83.79

4.1 Basic oxygen furnace (BOF)

Tabla 9 Lista detallada de los inputs y sus correspondientes masas en el BOF

Inputs	Masa [kg]
Oxígeno *	85.66
Nitrógeno *	12.5
Aire comprimido *	21.97
Agua	82.65
Argón *	1.6
Arrabio	860
Chatarra	220
Aditivos	119
BF gas **	3.79
COG **	9.26
Gas natural *	7.39
Vapor **	27.86

* Correspondiente a 60Nm³ de O₂, 10 Nm³ de N₂, 17 Nm³ de aire comprimido, 0.9 Nm³ de Ar

** Correspondiente a 9,7 MJ_t de BFgas, 400MJ_t de COG, 387 MJ_t de GN y 82MJ_t de vapor

Tabla 10 Lista detallada de los outputs y sus correspondientes masas en el BOF

Outputs	Masa [kg]
CO ₂	123.12
CO	5.20
Acero	1000
Retornos internos. Sinter	84.80
Escorias	82.20

BOF gas *	84.47
Vapor *	71.98
* Correspondiente a 525MJ _t de BOF gas y 230 MJ _t de vapor	

4.2 Blast furnace (BF)

Tabla 11 Lista detallada de los inputs y sus correspondientes masas en el BF

Inputs	Masa [kg]
Oxígeno *	79.23
Nitrógeno *	73.11
Aire comprimido *	15.12
Agua de refrigeración	320
Agua de proceso	1444.02
Sinterizado	935
Mena de hierro	155
Coque	360
Retornos internos	17.2
Aditivos	22.1
Petróleo	25.8
Carbón	140
BF gas **	535.4
BOF gas **	84.4
Vapor **	33.47

* Correspondiente a 55.5Nm³ de O₂, 58.5 Nm³ de N₂, 11.7 Nm³ de aire comprimido
** Correspondiente a 1368 MJ_t de BFgas, 525 MJ_t de BOF gas y 98.5MJ_t de vapor

Tabla 12 Lista detallada de los outputs y sus correspondientes masas en el BF

Outputs	Masa [kg]
Agua de desecho	1555.9
Retornos internos. Sinter	220.6
Retornos internos. BF	17.2
Arrabio	860
BF gas *	1585.3

* Correspondiente a 4058 MJ_t de BFgas

4.3 Coke oven (CO)

Tabla 13 Lista detallada de los inputs y sus correspondientes masas en el coke oven

Inputs	Masa [kg]
Aire comprimido *	18.61
Agua de proceso	200
Agua de apagado	19.46
Carbón	465
COG **	29.17
Vapor **	18.55

* Correspondiente a 14.4 Nm³ de aire comprimido
** Correspondiente a 1260 MJ_t de COG y 54.6MJ_t de vapor

Tabla 14 Lista detallada de los outputs y sus correspondientes masas en el coke oven

Outputs	Masa [kg]
Agua de desecho	200
CO ₂	3.38
CO	15.75
Coque	360
Limpieza de gases	37.5
COG *	67.5
Vapor *	66.66

* Correspondiente a 2916MJ_t de COG y 213MJ_t de vapor

4.4 Sinter plant

Tabla 15 Lista detallada de los inputs y sus correspondientes masas en la planta de sinterizado

Inputs	Masa [kg]
Aire comprimido *	28.1
Aire	776
Mena de hierro	760
Retornos internos	305.3
Aditivos	185.5
Carbón **	48.13
BF gas **	40.19

* Correspondiente a 21.75Nm³ de aire comprimido

** Correspondiente a 1444 MJ_t de carbón y 103 MJ_t de BF gas

Tabla 16 Lista detallada de los outputs y sus correspondientes masas en la planta de sinterizado

Outputs	Masa [kg]
Escorias	12.25
Sinterizado	935
Gases de extracción	804.1
Limpieza de gases	14.88
CO	53.48
CO ₂	323.59

4.5 ASU

Tabla 17 Lista detallada de los inputs y sus correspondientes masas en la ASU

Inputs	Masa [kg]
Aire de entrada	736.2

Tabla 18 Lista detallada de los outputs y sus correspondientes masas en la ASU

Outputs	Masa [kg]
Oxígeno	164.9
Nitrógeno	564.8
Argón	6.55

4.6 Compresión de aire

Tabla 19 Lista detallada de los inputs y sus correspondientes masas en la etapa de compresión de aire

Inputs	Masa [kg]
Aire de entrada	83.79

Tabla 20 Lista detallada de los outputs y sus correspondientes masas en la etapa de compresión de aire

Outputs	Masa [kg]
Aire comprimido	83.79

4.7 Balance de masa a la planta global

En este apartado se hace un balance de masa (BM) pero englobando todos los procesos que intervienen en la fabricación del acero. De este modo, como inputs se contarán aquellos materiales, electricidad, gases, etc que provengan del exterior de la planta. Más comúnmente denominados materias primas. En el lado contrario se encuentran los productos o residuos, que son aquellos materiales que abandonan la planta siderúrgica como producto final o como sustancia a desprenderse o desechos. La Tabla 21 contiene el resumen del balance de masa realizado. La eq. 2 resume de forma matemática el proceso.

$$BM = \sum_{outputs_planta} M - \sum_{inputs_planta} M \quad (\text{eq. 2})$$

Tabla 21 Balance de masa global descompuesto en los diferentes componentes

	Inputs	Outputs	
Basic oxygen furnace	1451.8 kg	1451.8 kg	
Blast furnace	4239.2 kg	4239.2 kg	
Coke oven	750.8 kg	750.8 kg	
Sinter plant	2143.3 kg	2143.3 kg	
ASU	736.2 kg	736.2 kg	
Compresión de aire	83.79 kg	83.79 kg	
			Balance de masa
Total	9405.09	9405.09	+0.007731 kg

5 Balances de energía

Del mismo modo que se ha realizado el balance de masa componente a componente y a la planta global, se realiza un balance de energía. En este caso se van a emplear tanto los datos de masa, calores específicos (ver apartado 2) y temperaturas (ver apartado 3) de cada input/output de cada componente de la industria siderúrgica. Por lo tanto, la energía térmica asociada a cada flujo de materia se puede obtener mediante la eq. 3. Cabe destacar, que en cuanto a los combustibles gaseosos, se deben tratar de igual manera que cualquier otro flujo de masa. Es decir, la energía térmica de estos combustibles gaseosos es debido a que poseen una temperatura distinta a la temperatura de referencia, y en ningún caso debe relacionarse con la energía liberada por la combustión.

$$E_{térmica,i} = m_i \cdot c_{p,i} \cdot (T_i - T_{ref}) \quad (\text{eq. 3})$$

Siendo T_{ref} la temperatura de referencia y se tomará igual a 25°C que es la temperatura a condiciones normales.

Tabla 22 Balance de energía componente a componente

Componente	Input	Output
Basic oxygen furnace	817 MJ	817 MJ
Blast furnace	1407.3 MJ	1407.3 MJ
Coke oven	347.8 MJ	347.7 MJ
Sinter plant	168.3 MJ	168.4 MJ
ASU	118.72 MJ	118.72 MJ
Compresión de aire	55.36 MJ	55.36 MJ

5.1 Basic oxygen furnace (BOF)

Tabla 23 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en el BOF

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [°C]	E [MJ]
Oxígeno	85.66	0.942	725	55.0
Nitrógeno	12.5	1.045	725	9.1
Aire comprimido	21.97	1.012	650	13.9
Agua	82.65	4.180	25	0
Argón	1.6	0.520	728	0.6
Arrabio	860	0.450	1250	474.1
Chatarra	220	0.450	25	0
Aditivos	119	0.483	25	0
BF gas	3.79	1.407	160	0.72
COG	9.26	9.035	80	4.6
Gas natural	7.39	2.131	25	0
Vapor	27.86	----	----	82
Electricidad	----	----	----	177.9

Tabla 24 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en el BOF

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [°C]	E [MJ]
CO ₂	123.12	0.942	660	73.6
CO	5.20	1.049	660	3.5
Acero	1000	0.500	800	388.74
Retornos internos. Sinter	84.80	0.794	380	23.9
Escorias	82.20	0.794	380	23.2
BOF gas	84.47	1.426	650	74.98
Vapor	71.98	----	----	230

5.2 Blast furnace (BF)

Tabla 25 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en el BF

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [°C]	E [MJ]
Oxígeno	79.23	0.942	327	21.96
Nitrógeno	73.11	1.045	327	22.96

Aire comprimido	15.12	1.012	326.9	4.6
Agua de refrigeración	320	4.180	70	60.2
Agua de proceso	1444.02	4.180	90	392.34
Sinterizado	935	0.482	200	78.9
Mena de hierro	155	0.731	25	0
Coque	360	0.836	180	46.65
Retornos internos	17.2	0.794	800	10.6
Aditivos	22.1	0.907	25	0
Petróleo	25.8	2.090	25	0
Carbón	140	0.835	60	4.1
BF gas	535.4	1.407	160	101.8
BOF gas	84.4	1.426	550	62.9
Vapor	33.47	----	----	98.5
Electricidad	----	----	----	501.93

Tabla 26 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en el BF

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Agua de desecho	1555.9	4.180	90	422.7
Retornos internos. Sinter	220.6	0.794	1200	205.8
Retornos internos. BF	17.2	0.794	1200	16
Arrabio	860	0.450	1100	416
BF gas	1585.3	1.407	180	346.8

5.3 Coke oven (CO)

Tabla 27 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en el coke oven

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Aire comprimido	18.61	1.012	326.9	5.7
Agua de proceso	200	4.180	60	29.3
Agua de apagado	19.46	4.180	25	0
Carbón	465	0.835	25	0
COG	29.17	9.035	80	14.5
Vapor	18.55	----	----	54
Electricidad	----	----	----	243.66

Tabla 28 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en el coke oven

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Agua de desecho	200	4.180	70	37.6
CO ₂	3.38	0.942	90	0.2
CO	15.75	1.049	90	1.1
Coque	360	0.836	190	49.7
Limpieza de gases	37.5	2.660	90	6.5
COG	67.5	9.035	90	39.7
Vapor	66.66	----	----	213

5.4 Sinter plant

Tabla 29 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en la planta de sinterizado

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Aire comprimido	28.1	1.012	327	8.6
Aire	776	1.012	25	0
Mena de hierro	760	0.731	25	0
Retornos internos	305.3	0.794	375	84.9
Aditivos	185.5	0.907	25	0
Carbón	48.13	0.835	60.2	1.4
BF gas	40.19	1.407	160	7.7
Electricidad	----	----	----	65.8

Tabla 30 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en la planta de sinterizado

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Escorias	12.25	0.794	250	2.2
Sinterizado	935	0.482	250	101.4
Gases de extracción	804.1	1.012	80	44.8
Limpieza de gases	14.88	0.192	80	0.2
CO	53.48	1.049	80	3.1
CO ₂	323.59	0.942	80	16.8

5.5 ASU

Tabla 31 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en ASU

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Aire de entrada	736.2	1.012	25	0
Electricidad	----	----	----	118.7

Tabla 32 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en ASU

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Oxígeno	164.9	0.918	185	24.21
Nitrógeno	564.8	1.040	185	96.96
Argón	6.55	0.5203	185	0.54

5.6 Compresión de aire

Tabla 33 Lista detallada de los inputs: masa, c_p , temperatura y energía en la etapa de compresión de aire

Inputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [$^{\circ}$ C]	E [MJ]
Aire de entrada	83.79	1.012	25	0
Electricidad	----	----	----	55.36

Tabla 34 Lista detallada de los outputs: masa, c_p , temperatura y energía en la etapa de compresión de aire

Outputs	Masa [kg]	C_p [kJ/kg·K]	T [°C]	E [MJ]
Aire comprimido	83.79	1.057	650	55.36

5.7 Balance de energía a la planta global

Igual que se ha procedido en el apartado 4.5, en esta ocasión se debe realizar el balance de energía a la totalidad de la planta. Por lo tanto como inputs se tendrán los flujos básicos que entran en la planta desde el exterior de la misma (materias primas) y como outputs los flujos que salen hacia el exterior (productos y/o desechos). Para realizar el balance de energía correctamente también se deben contabilizar los aportes energéticos desde el exterior (en este caso la electricidad) como las pérdidas hacia el exterior (en este caso térmicas ya que hay flujos internos que se enfrian). La eq. 4 resume la idea en una breve igualdad. La Tabla 35 recoge el balance de energía componente a componente y el global.

$$BE = \left(\sum_{outputs_planta} E \right) - \left(\sum_{inputs_planta} E + E_{aporte} \right) \quad (\text{eq. 4})$$

Tabla 35 Balance de energía global descompuesto en los diferentes componentes

	Inputs	Apunte	Outputs	
Basic oxygen furnace	640.02	177.9	817.92	
Blast furnace	905.60	501.93	1408	
Coke oven	104.04	243.66	347.70	
Sinter plant	102.55	65.8	168.35	
ASU	0	118.72	118.72	
Compresión de aire	0	55.36	55.36	
				Balance de energía
Total	1752.22	1163.37	2916.06	+1.74 kJ

6 Referencias Anexo III: PROPIEDADES DEL RESTO DE INPUTS

- [A,III - 1] J.M. Marín; C. Monné; J. Uche.: Transferencia de calor. Área de máquinas y motores térmicos. Universidad de Zaragoza (2007)
- [A,III - 2] Determination of the ΔH of neutralization. General chemistry II, CHEM-1100, Laboratory experiment nº6
- [A,III - 3] B.A. Norambuena; R. Sánchez.: Optimización energética en los secaderos de escoria de cementos Bío-Bío S.A.C.I. planta Talcahuano. Departamento de ingeniería mecánica. Universidad del Bío-Bío (2007)
- [A,III - 4] Properties of typical commercial lime products. National lime association.
- [A,III - 5] http://es.wikipedia.org/wiki/Calor_espec%C3%ADfico
- [A,III - 6] www.engineeringtoolbox.com
- [A,III - 7] www.sapiensman.com
- [A,III - 8] Bases de datos del EES.
- [A,III - 9] <http://herramientas.educa.madrid.org/tabla/properiodicas/calorespecifico.html>
- [A,III - 10] http://www.vaxasoftware.com/doc_edu/fis/calorespec.pdf
- [A,III - 11] http://www.agi.cl/international/web/lgi/cl/likelgagacl.nsf/docbyalias/nav_fisi_quimi
- [A,III - 12] S. Guptaa; D. Frencha; R. Sakurovsaa; M. Grigoreaa; H. Sunaa; T. Chama; T. Hildinge; M. Hallinf; B. Lindblomf, V. Sahajwallaa; Minerals and iron-making reactions in blast furnace. Progress in energy and combustion science 34 (2008)
- [A,III - 13] C. Man-slheng; Y. Xue-feng; S. Feng-man; Y. Jun-ichiro; N. Hiroshi;: Numerical simulation of innovative operation in blast furnace based on multi-fluid model. Journal of iron and steel research (2006)
- [A,III - 14] W. Lijun; X. Xun; Z. Weiguo; S. Yunlong; L. Xiaojing;: Heat transfer analysis of blast furnace stave. International journal of heat and mass transfer 51 (2008)
- [A,III - 15] C. Peng Yeh; C. Ken Ho; R. Jen Yang;: Conjugate heat transfer analysis of copper staves and sensor bars in a blast furnace for various refractory lining thickness. International Communications in Heat and Mass Transfer 39 (2012)
- [A,III - 16] M. Emre Ertem; S. Gürgen;: Energy balance analysis for Erdemir blast furnace number one. Applied Thermal Engineering 26 (2006)
- [A,III - 17] Y.S. Shen; B.Y. Guo; A.B. Yu; P.R. Austin; P. Zulli;: Three-dimensional modelling of in-furnace coal/coke combustion in a blast furnace. Fuel 90 (2011)
- [A,III - 18] Z. Guo; H. Tang;: Numerical simulation for a process analysis of a coke oven. China particuology vol. 3 (2005)
- [A,III - 19] Environmental protection agency USA: National Emission Standards for Hazardous Air Pollutants (NESHAP) for Coke Ovens: Pushing, Quenching, and Battery Stacks - Background Information for Proposed Standards. Office of air quality planning and standards. EPA-453/R-01-006 (2001)
- [A,III - 20] R. M. Santos; D. Ling; A. Sarvaramini; M. Guo; J. Elsen; F. Larachi; G. Beaudoin; B. Blanpain; T. Van Gerven;: Stabilization of basic oxygen furnace slag by hot-stage carbonation treatment. Chemical Engineering Journal 203 (2012)
- [A,III - 21] C. Kubat; H. Taskin; R. Artir; A. Yilmaz;: Bofy-fuzzy logic control for the basic oxygen furnace (BOF). Robotics and Autonomous Systems 49 (2004)

Anexo III: PROPIEDADES DEL RESTO DE INPUTS

- [A,III - 22] S.A. Mikhail ; A.M. Turcotte;; Thermal reduction of steel-making secondary materials I. Basic-oxygen-furnace dust. *Thermochimica Acta* 311 (1998)
- [A,III - 23] V.M. Pascual Macías; R. Ruiz Hernández;; Uso de escoria sólida reciclada en la refinación de arrabio de bajo silicio. Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo (2009)
- [A,III - 24] <http://es.wikipedia.org/wiki/Arrabio>
- [A,III - 25] Unidad 1: Proceso de Obtención del Hierro y del acero. Metalurgia general (tomo 1) pp. 211-276. Biblioteca Hypatia Campus Río Ebro.
- [A,III - 26] L.C. Wang; W.J. Lee; P.J. Tsai; W.S. Lee; G.P. Chang-Chien;; Emissions of polychlorinated dibenz-p-dioxins and dibenzofurans from stack flue gases of sinter plants. *Chemosphere* 50 (2003)
- [A,III - 27] E. Aries; D.R. Anderson; R. Fisher; T.A.T. Fray; D. Hemfrey;; PCDD/F and “Dioxin-like” PCB emissions from iron ore sintering plants in the UK. *Chemosphere* 65 (2006)
- [A,III - 28] E. Guerriero; A. Guarneri; S. Mosca; G. Rossetti; M. Rotatori;; PCDD/Fs removal efficiency by electrostatic precipitator and wetfine scrubber in an iron ore sintering plant. *Journal of Hazardous Materials* 172 (2009)
- [A,III - 29] G. Liu; M. Zheng; B. Du; Z. Nie; B. Zhang; W. Liu; C. Li; J. Hu;; Atmospheric emission of polychlorinated naphthalenes from iron ore sintering processes. *Chemosphere* 89 (2012)

Máster universitario
Energías renovables
y
Eficiencia energética

15 de noviembre de 2012

ANEXO IV

MODELIZACIÓN DE LA CENTRAL DE POTENCIA

Eloy Pueyo Casabón

Director: D. Luis Miguel Romeo Giménez

0 Índice del Anexo IV: MODELIZACIÓN DE LA CENTRAL DE POTENCIA

0 ÍNDICE DEL ANEXO IV: MODELIZACIÓN DE LA CENTRAL DE POTENCIA - 134 -

1 PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO DE LA CALDERA - 135 -

1.1 RENDIMIENTO TÉRMICO DE LA CALDERA	- 135 -
1.2 RATIO DE ALIMENTACIÓN DE CARBÓN	- 135 -
1.3 FLUJO DE AIRE DE COMBUSTIÓN	- 136 -
1.4 RATIO DE EMISIÓN DE CO ₂	- 137 -

2 TURBINA DE GAS - 137 -

2.1 CARACTERIZACIÓN DE LA TURBINA DE GAS	- 138 -
2.2 ELECCIÓN DE LA TURBINA DE GAS Y ESPECIFICACIONES	- 138 -

3 TURBINA DE VAPOR - 139 -

3.1 CARACTERIZACIÓN DE LA TURBINA DE VAPOR	- 139 -
3.2 CATÁLOGO SIEMENS	- 139 -
3.3 CATÁLOGO MAN TURBO	- 139 -
3.4 CATÁLOGO GENERAL ELECTRIC	- 140 -

4 REFERENCIAS ANEXO IV: MODELIZACIÓN DE LA CENTRAL DE POTENCIA- 141 -

1 Parámetros de funcionamiento de la caldera

1.1 Rendimiento térmico de la caldera

En primer lugar se tiene que obtener un valor de uno de los parámetros más importantes del funcionamiento de una caldera: su rendimiento térmico. Se define como la energía que transporta el fluido caloportador a la salida de la caldera dividido entre la potencia que entra en la caldera en forma de combustible. En este caso se va a utilizar como combustible el carbón. Tras recopilar diversos valores de rendimiento de calderas de carbón pulverizados en la bibliografía científica (ver Tabla 1), se ha podido deducir un valor medio de rendimiento térmico promedio que se va a escoger como:

$$\eta_{t,caldera} = 91.25\%$$

Tabla 1 Potencia y rendimiento térmico de calderas según bibliografía

Rendimiento [%]	Potencia [MW]	Ref
89.73	160.35	[A,IV - 1]
93.08	221.57	[A,IV - 1]
96.98	301.17	[A,IV - 1]
92.87	300	[A,IV - 2]
91.65	300	[A,IV - 3]
91.08	300	[A,IV - 4]
90.17	300	[A,IV - 5]
90.37	120	[A,IV - 6]
91.13	160	[A,IV - 6]
92.45	190	[A,IV - 6]
89.33	150	[A,IV - 7]
88.42	250	[A,IV - 7]
86.53	300	[A,IV - 7]
93.66	660	[A,IV - 8]

1.2 Ratio de alimentación de carbón

En este apartado se ha recopilado una serie de valores que nos indican los ratios de alimentación de carbón a las calderas, tanto de las referencias anteriores como nuevas. Todos los datos se exponen en la Tabla 2. Se va a obtener un valor que no dependa de la potencia de la caldera, por lo tanto obtendremos el parámetro ratio de alimentación de referencia como indica la (eq. 1)

$$Ratio_{a\lim.\text{carbón}.referencia} = \frac{Ratio_{a\lim.\text{carbón}}}{\text{Potencia}} \quad (\text{eq. 1})$$

Como valor promedio del ratio de alimentación de carbón referencia se tiene un valor de:

$$Ratio_{a\lim.\text{carbón}.referencia} = 0.1597 \frac{\text{kg} / \text{s}}{\text{MW}}$$

Aunque es un valor muy volátil ya que los máximos y mínimos obtenidos han sido de 0.0918 y 0.2714 kg/s·MW.

Tabla 2 Ratios de alimentación de carbón a las calderas

Ratio alimentación	Unidades	Potencia [MW]	Ref
119.00	[ton/h]	160.35	[A,IV - 1]
155.34	[ton/h]	221.57	[A,IV - 1]
193.30	[ton/h]	301.17	[A,IV - 1]
39.20	[kg/s]	300	[A,IV - 2]
72.38	[kg/s]	300	[A,IV - 3]
81.42	[kg/s]	300	[A,IV - 5]
73.64	[ton/h]	120	[A,IV - 6]
105.48	[ton/h]	160	[A,IV - 6]
112.22	[ton/h]	190	[A,IV - 6]
79.3	[ton/h]	150	[A,IV - 7]
121.7	[ton/h]	250	[A,IV - 7]
146	[ton/h]	300	[A,IV - 7]
22.25	[ton/h]	65	[A,IV - 9]
28.73	[ton/h]	80	[A,IV - 9]
21.15	[ton/h]	64	[A,IV - 9]
119.4	[ton/h]	300	[A,IV - 10]

1.3 Flujo de aire de combustión

Con esta variable se está intentando buscar un valor de aire de entrada para permitir la combustión. Se contabiliza tanto el aire primario como el secundario ya que lo que interesa es la cantidad de aire que entra en la caldera (ver Tabla 3). Como ocurre en el apartado de más atrás, es difícil obtener un buen valor de este ratio, pero se tomará el valor promedio y se indicarán los máximos y mínimos observados. El ratio buscado, sin tener en cuenta la potencia de la caldera es el indicado por la (eq. 2).

$$Ratio_{a\text{lim.aire.reference}} = \frac{Ratio_{a\text{lim.aire}}}{Potencia} \quad (\text{eq. 2})$$

Como valor promedio del ratio de alimentación de aire de referencia se tiene un valor de:

$$Ratio_{a\text{lim.aire.reference}} = 1.1819 \frac{kg/s}{MW}$$

Aunque es un valor volátil. los máximos y mínimos han sido de 0.7796 y 1.6512 kg/s·MW.

Tabla 3 Cantidad de aire de alimentación a las calderas

Alimentación	Unidades	Potencia [MW]	Ref
675.35	[ton/h]	160.35	[A,IV - 1]
971.64	[ton/h]	221.57	[A,IV - 1]
1149.16	[ton/h]	301.17	[A,IV - 1]
365.58	[kg/s]	300	[A,IV - 2]
412.9	[ton/h]	120	[A,IV - 6]
491.2	[ton/h]	160	[A,IV - 6]
533.3	[ton/h]	190	[A,IV - 6]
152.6	[Nm ³ /s]	150	[A,IV - 7]
213.8	[Nm ³ /s]	250	[A,IV - 7]
259.1	[Nm ³ /s]	300	[A,IV - 7]
338600	[kg/h]	65	[A,IV - 9]
475550	[kg/h]	80	[A,IV - 9]
340450	[kg/h]	64	[A,IV - 9]

1.4 Ratio de emisión de CO₂

Ya que el ratio de emisión de CO₂ es muy dependiente del tipo de carbón utilizado, se va a proceder como en los apartados anteriores y se busca en la bibliografía existente ratios de emisión de CO₂ para calderas reales (ver Tabla 4). De este modo se podrá calcular el ratio de emisión de CO₂ de referencia para que el valor no dependa de la potencia de la caldera. El ratio buscado es el indicado por la (eq. 3).

$$Ratio_{emisión.CO2.refencia} = \frac{Ratio_{emisión.CO2}}{Potencia} \quad (\text{eq. 3})$$

Como valor promedio del ratio de emisión de CO₂ de referencia se tiene un valor de:

$$Ratio_{emisión.CO2.refencia} = 0.2121 \frac{kg/s}{MW}$$

Aunque es un valor muy volátil ya que los máximos y mínimos obtenidos han sido de 0.2752 y 0.1179 kg/s·MW.

Tabla 4 Ratio de emisión de CO₂ de calderas de carbón

Ratio de emisión	Unidades	Potencia [MW]	Ref
81.84	[kg/s]	300	[A,IV - 3]
82.58	[kg/s]	300	[A,IV - 5]
3157.2	[kton/año]	600	[A,IV - 19]
2144.6	[kton/año]	320	[A,IV - 19]
1987.1	[kton/año]	300	[A,IV - 19]
2232.2	[kton/año]	600	[A,IV - 19]
1339.3	[kton/año]	200	[A,IV - 19]
1136.7	[kton/año]	200	[A,IV - 19]
1127.4	[kton/año]	200	[A,IV - 19]
1750.6	[kton/año]	300	[A,IV - 19]
2388.4	[kton/año]	300	[A,IV - 19]
2346.2	[kton/año]	300	[A,IV - 19]
1826.2	[kton/año]	300	[A,IV - 19]
158.82	[kg/s]	627	[A,IV - 20]
136.7	[kg/s]	610	[A,IV - 20]
13.29	[·]	500	[A,IV - 21]

2 Turbina de gas

La inclusión de una turbina de gas en la industria de la siderurgia que se está planteando es debido a que hay un exceso de producción de gases con potencial para producir energía, tanto térmica como eléctrica. Ya que no es un elemento muy determinante a la hora de proponer la integración de la siderurgia con el sistema CCS, se va a tratar la turbina de gas sin entrar en especificaciones excesivas. Como se suele decir, se considerará a la turbina de gas como una 'caja negra' de la que tenemos que obtener los parámetros más significativos para caracterizarla.

2.1 Caracterización de la turbina de gas

En primer lugar se debe buscar en catálogos comerciales de las empresas suministradoras las características de las turbinas. Para comenzar a acotar la búsqueda es necesario el rango de potencias en la que trabajará la turbina. Este rango de potencia nos lo da la disposición de los gases energéticos de la industria, a saber: BF gas, COG y BOF gas. Al haber fijado un ratio de producción medio ponderado (ver apartado 9 del anexo I) se puede extraer la cantidad de energía que nos pueden proporcionar los gases. Este valor es equivalente a 367MW_t. Ya que los valores típicos del rendimiento de las turbinas de gas pueden oscilar entre los valores del 30% hasta el 40%, entonces hay que buscar turbinas de gas que produzcan del orden de 110-146 MW_e.

2.2 Elección de la turbina de gas y especificaciones

Partiendo del rango de partida de potencia de la turbina de gas de entre 110 MW hasta 146 MW eléctricos, se dispone de una turbina dentro de ese rango. Al consultar varios catálogos de suministradores de turbinas de gas comerciales como pueden ser Siemens [A,IV - 12], Alstom [A,IV - 13], AnsaldoEnergía [A,IV - 14], General Electrics, Rolls Royce... finalmente se ha decantado por escoger una turbina de gas de la marca Mitsubishi Heavy Industries. Concretamente el modelo M701DA (ver Fig. 1). Las características de esta turbina de gas [A,IV - 11] son las reflejadas en la Tabla 5.

Tabla 5 Propiedades técnicas de la turbina de gas Mitsubishi M701DA

Potencia	Rendimiento	Heat rate	Frecuencia	rpm	Ratio presión
[MW _e]	[%]	[kJ/kWh]	[Hz]	[rpm]	[-]
144	34.8	10350	50	3000	14
<i>Masa gases extracción</i>	<i>Temperatura gases extracción</i>	<i>Emisiones NO_x</i>	<i>Tiempo de encendido</i>	<i>Peso</i>	<i>Dimensiones</i>
[kg/s]	[°C]	[ppmv]	[min]	[ton]	[m]
453	542	25	30	200	13x5x5

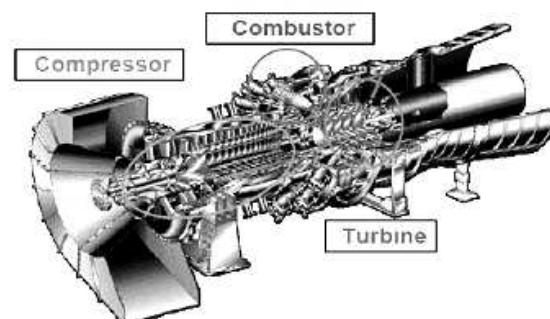


Fig. 1 Corte de la turbina de gas M701DA

3 Turbina de vapor

3.1 Caracterización de la turbina de vapor

Ya que las condiciones de operación de la turbina de vapor o del tren de turbinas de vapor que se deberá disponer en la central de potencia para obtener un ciclo combinado no están muy definidas, las características de las turbinas de vapor deberán ser lo más amplias posibles. Las condiciones de operación dependerán en gran medida de la turbina de gas de cabecera, del recuperador de calor, de las demandas y aportes de la siderurgia, etc... De este modo, en los siguientes apartados se incluyen el rango de turbinas de vapor que nos ofrecen 3 de los grandes productores de turbinas de vapor a nivel mundial. Seguramente entre ellas se encuentren en un buen grado de aproximación una o varias turbinas que se adecuen al funcionamiento de las simulaciones que se harán a posteriori.

3.2 Catálogo Siemens

Las siguientes turbinas de vapor se encuentran descritas en [A,IV - 15] y Tabla 6.

Tabla 6 Turbinas comerciales de la casa Siemens

Modelo	Potencia	Presión	Temperatura	rpm	
	[MW]	[bar]	[°C]	[rpm]	
SST-100	8.5	65	480	7500	
SST-150	20	103	505	13300	
SST-200	10	110	520	----	
SST-300	50	120	520	12000	
SST-400	65	140	540	8000	
SST-500	100	30	400	15000	
SST-600	100	140	540	15000	
SST-700	175	165	585	13200	
SST-800	150	140	540	3600	
SST-900	250	165	585	13200	

Fig. 2 Turbina de vapor SST-600

3.3 Catálogo MAN turbo

Los datos concretos de estas turbinas de vapor están en la referencia [A,IV - 16] y en Tabla 7.

Tabla 7 Turbinas comerciales de la casa MAN turbo

Modelo	Potencia	Presión	Temperatura	Presión escape	
	[MW]	[bar]	[°C]	[bar]	
Condensación	5-120	<130	<570	>0.02	
Contrapresión	5-120	<130	<570	>40	

Fig. 3 Turbina MAN turbo de condensación

3.4 Catálogo General Electric

En la bibliografía [A,IV - 17] se recogen datos de turbinas de vapor así como en la Tabla 8.

Tabla 8 Turbinas comerciales de la casa GE

Modelo	Potencia	Presión	Temperatura	rpm	Contrapresión	
	[MW]	[bar]	[°C]	[rpm]	[bar]	
SC/SAC series	2-100	140	540	15000	condensación	
SNC/SANC series	2-100	140	540	15000	<60	
A5/A9 series	20-100	140	565	3600	condensación	
SG series	5-100	30	300	3600	----	
SDF series	5-100	30	300	15000	Condensación	
MP/MC series	<40	140	540	12000	<60	
P/C series	<6	80	480	15000	<20	

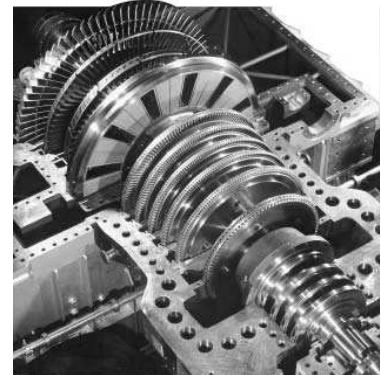


Fig. 4 Turbina GE modelo MC

GE también está invirtiendo en el desarrollo de turbinas de vapor que puedan llegar a manejar vapor supercrítico [A,IV - 18]. De este modo la eficiencia de las centrales de carbón supercríticas puede mejorarse ya que una limitación es la tecnología de las turbinas de vapor. Según la citada referencia, GE quiere conseguir una turbina de vapor con las siguientes características:

- Modelo: USC1000
- Potencia: 1000 MW
- Presión: 260 bar
- Temperatura: 621 °C
- Presión de escape: 0.005 bar (1.5" Hg)

4 Referencias Anexo IV: MODELIZACIÓN DE LA CENTRAL DE POTENCIA

- [A,IV - 1] G. Li; P. Niu; C. Liu; W. Zhang;: Enhanced combination modeling method for combustion efficiency in coal-fired boilers. *Applied Soft Computing* 12 (2012)
- [A,IV - 2] S. Li; T. Xu; S. Hui; X. Wei;: NO_x emission and thermal efficiency of a 300 MWe utility boiler retrofitted by air staging. *Applied Energy* 86 (2009)
- [A,IV - 3] V. Tanetsakunvatana; V.I. Kuprianov;: Experimental study on effects of operating conditions and fuel quality on thermal efficiency and emission performance of a 300-MW boiler unit firing Thai lignite. *Fuel Processing Technology* 88 (2007)
- [A,IV - 4] Z. Li; F. Ren; J. Zhang; X. Zhang; Z. Chen; L. Chen;: Influence of vent air valve opening on combustion characteristics of a down-fired pulverized-coal 300 MWe utility boiler. *Fuel* 86 (2007)
- [A,IV - 5] V.I. Kuprianov; V. Tanetsakunvatana;: Assessment of gaseous, PM and trace element emissions from a 300-MW lignite-fired boiler unit for various fuel qualities. *Fuel* 85 (2006)
- [A,IV - 6] Z. Li; J. Jing; G. Liu; Z. Chen; C. Liu;: Measurement of gas species, temperatures, char burnout, and wall heat fluxes in a 200-MWe lignite-fired boiler at different loads. *Applied Energy* 87 (2010)
- [A,IV - 7] M. Kuang; Z. Li; Y. Zhang; X. Chen; J. Jia; Q. Zhu;: Asymmetric combustion characteristics and NO_x emissions of a down-fired 300 MWe utility boiler at different boiler loads. *Energy* 37 (2012)
- [A,IV - 8] G. Liu; Q. Zhu; Z. Li; X. Zhu; Z. Chen;: New over-fire air arrangement and its air ratio optimization determined by aerodynamic characteristics in a cold small-scale model for a down-fired 660-MWe utility boiler. *Experimental Thermal and Fluid Science* (2012)
- [A,IV - 9] M.P. Bonin; M. Queiroz;: A parametric evaluation of particle-phase dynamics in an industrial pulverized-coalfired boiler. *Fuel Vol.* 75 (1995)
- [A,IV - 10] S. Fan; Z. Li; X. Yang; G. Liu; Z. Chen;: Influence of outer secondary-air vane angle on combustion characteristics and NO_x emissions of a down-fired pulverized-coal 300 MWe utility boiler. *Fuel* 89 (2010)
- [A,IV - 11] <http://www.powerengineeringint.com/content/dam/pei/print-articles/2012/april/gas-steam-tech.pdf>
- [A,IV - 12] Turbinas de gas industriales. Una extensa gama de productos de 4 a 47 MW. Siemens AG sector de energía. Pedido nºE50001-W430-A100-V4-7800 (2010)
- [A,IV - 13] Gas product solutions. Technical performance. Gas turbine range. Alstom power. www.alstom.com/power.TPW/BPROS/GTRHNF12/eng/THP/05.12/CH/7677 (2012)
- [A,IV - 14] http://www.ansaldoenergia.it/GasTurbines_Features.htm
- [A,IV - 15] Turbinas de vapor industriales. La gama integral de productos de 2 a 250 MW. Siemens AG sector de energía. Pedido nº E50001-W410-A101-V3-7800 (2009)
- [A,IV - 16] Industrial steam turbines. MAN Turbomaschinen AG. TURBO 945 e 0502 5 ba (2002)
- [A,IV - 17] GE industrial steam turbines. General electric. COMK/MARK 777/II. (2005)
- [A,IV - 18] M. Boss; T. Gadoury; S. Feeny; M. Montgomery;: Recent Advances in Ultra Super Critical Steam Turbine Technology. GE Energy, Steam Turbine Technology (2007)
- [A,IV - 19] E.H. Chui; H. Gao; A.J. Majeski; G.K. Lee;: Performance improvement and reduction of emissions from coal-fired utility boilers in China. *Energy for Sustainable Development* 14 (2010)

Anexo IV: MODELIZACIÓN DE LA CENTRAL DE POTENCIA

[A,IV - 20] S. Rezvani; Y. Huang; D. McIlveen-Wright; N. Hewitt; Y. Wang;: Comparative assessment of sub-critical versus advanced super-critical oxyfuel fired PF boilers with CO₂ sequestration facilities. Fuel 86 (2007)

[A,IV - 21] C.R. Choi; C.N. Kim;: Numerical investigation on the flow, combustion and NO_x emission characteristics in a 500 MWe tangentially fired pulverized-coal boiler. Fuel 88 (2009)

Máster universitario
Energías renovables
y
Eficiencia energética

15 de noviembre de 2012

ANEXO V

SIMULACIÓN DEL CASO BASE

Eloy Pueyo Casabón

Director: D. Luis Miguel Romeo Giménez

0 Índice del Anexo V: SIMULACIÓN DEL CASO BASE

0	<u>ÍNDICE DEL ANEXO V: SIMULACIÓN DEL CASO BASE</u>	- 144 -
1	<u>INTRODUCCIÓN</u>	- 145 -
2	<u>FUNCIONAMIENTO AISLADO Y SIN INTEGRACIÓN</u>	- 145 -
2.1	ABASTECIMIENTO ELÉCTRICO	- 145 -
2.2	ABASTECIMIENTO TÉRMICO	- 146 -
2.3	DATOS GLOBALES	- 146 -
3	<u>CARACTERIZACIÓN DE LA SIDERURGIA</u>	- 146 -
4	<u>CARACTERIZACIÓN DEL CICLO DE GAS Y HRSG</u>	- 147 -
4.1	CARACTERIZACIÓN DE LA TURBINA DE GAS	- 147 -
4.2	CARACTERIZACIÓN DEL RECUPERADOR DE CALOR HRSG	- 147 -
5	<u>CARACTERIZACIÓN DEL CICLO DE VAPOR</u>	- 148 -
6	<u>RESULTADOS</u>	- 149 -
6.1	CICLO DE VAPOR	- 149 -
6.2	POTENCIAS Y PRODUCCIÓN ELÉCTRICA	- 149 -
6.3	EMISIONES DE CO ₂	- 151 -
6.3.1	DATOS RESUMIDOS	- 151 -
6.3.2	EMISIONES DE CO ₂ EQUIVALENTE A LA RED ELÉCTRICA	- 151 -
6.3.3	REACCIONES QUÍMICAS DE COMBUSTIÓN COMPLETAS	- 151 -
6.3.4	DATOS DE INTERÉS	- 152 -
7	<u>REFERENCIAS ANEXO V: SIMULACIÓN DEL CASO BASE</u>	- 153 -

1 Introducción

Una vez que se ha modelado la industria siderúrgica conociendo el funcionamiento básico de sus componentes principales, así de ratios de producción y consumos dentro del rango de funcionamiento de las siderurgias actuales; lo que resta es analizar las posibles adaptaciones de la industria siderúrgica para un mejor aprovechamiento energético.

Al observarse una gran producción de gases con potencial energético, entre los que se encuentran el BOF gas, BF gas y el COG, no es descabellado pensar darles un aprovechamiento en vez de dispersarlos en la atmósfera. De este modo el tipo de aprovechamiento puede ser térmico (calefacción de distrito, agua caliente mediante calderas...) o eléctrico si la cantidad de energía disponible es elevada.

Ya que el aprovechamiento térmico dentro de la propia industria siderúrgica ya se ha considerado al sustraer ciertos megavatios de estos gases energéticos para el funcionamiento de los diferentes componentes que conforman la industria (autoconsumo), el potencial de ahorro dentro de la propia industria es muy restringido. La otra manera de ahorrar energía visto desde los ojos de los inversores de la industria siderúrgica es la venta del potencial térmico de los gases. De este modo se tendría que disponer de 'sumideros térmicos' relativamente cercanos a la planta siderúrgica para poder acercar el calor de los gases ya sea mediante agua caliente o calefacción de distrito o vender los gases a otras empresas para su posterior quemado (como por ejemplo papeleras o cementeras). Pero esto es un factor circunstancial, es decir, la industria siderúrgica no tiene porqué estar rodeada de estos sumideros térmicos. Por lo tanto el aprovechamiento térmico podría ser una opción, pero no es una opción segura.

Por lo tanto, al eliminar la opción de aprovechamiento térmico tan solo queda poder obtener ingresos por venta de electricidad. Lo que supone la integración de la siderurgia con una central de potencia (CP). Al obtener electricidad mediante el uso de generadores eléctricos accionados por turbinas, la venta de esta electricidad se puede hacer a mayores distancias que la venta de la energía térmica y además con unos 'sumideros eléctricos' o consumidores finales y/o intermedios con un número superiormente mayor. Por lo tanto es la opción más apetecible para rentabilizar al máximo la industria siderúrgica.

Cambiando de tema, la integración de la siderurgia con la CP es a primera vista la opción más sensata. Pero cabe preguntarse qué pasaría si la industria siderúrgica se plantease abastecerse de sus inputs energéticos por ella misma. Lo que se traduce en que la siderurgia compraría toda la electricidad que necesitase de la red así como se produciría su propio vapor en una caldera convencional. Este caso se tratará en el apartado 2 a continuación.

2 Funcionamiento aislado y sin integración

2.1 Abastecimiento eléctrico

En este caso la industria siderúrgica ha decidido comprar a la red la totalidad de la energía eléctrica que necesita para el funcionamiento de los equipos. Aunque es la manera más sencilla de satisfacer la demanda eléctrica, ésta conlleva un gasto económico importante y ningún beneficio por venta de electricidad, eso sí, no hay que hacer una inversión destinada a construir el ciclo de potencia.

Suponiendo un rendimiento eléctrico equivalente del sistema eléctrico español igual al 50%, se puede calcular la demanda térmica necesaria para cubrir la demanda eléctrica. Así aplicando el rendimiento de la caldera y los demás parámetros se puede llegar a calcular las emisiones de CO₂ asociadas a la generación de electricidad en el mix energético español. Ver Tabla 1.

Tabla 1 Datos para el abastecimiento eléctrico

Energía eléctrica consumida	Energía térmica equivalente	Potencia caldera	Carbón	Aire combustión	CO ₂ emitido
[MW _e]	[kW]	[kW _t]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
111.4	222700	244000	38.98	288.5	51.77

2.2 Abastecimiento térmico

Para abastecerse de energía térmica en forma de vapor se va a hacer uso de una caldera térmica ficticia caracterizada por los parámetros explicados en el apartado 1 del Anexo IV. Por lo tanto sabemos su eficiencia térmica, su ratio de combustible usado, caudal de aire necesario y ratio de emisión de CO₂. La Tabla 2 contiene resumidos estos valores.

Tabla 2 Datos para el abastecimiento térmico

Potencia caldera	Carbón	Aire combustión	CO ₂ emitido
[kW]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
24600	3.94	29.15	5.23

2.3 Datos globales

Solamente resta sumar todos los datos compatibles y representarlos en la Tabla 3

Tabla 3 Datos globales para abastecimiento eléctrico y térmico

[kg/s]	Carbón	Aire combustión	CO ₂ emitido
Demandas eléctrica	38.98	288.5	51.77
Demandas térmica	3.94	29.15	5.23
Total	42.92	317.65	57.0

3 Caracterización de la siderurgia

En este apartado se va a intentar modelizar la industria de la siderurgia como una caja negra. El interior de esa caja negra es conocido en nuestro caso ya que se ha especificado con especial interés en el Anexo I en su apartado 10. La meticulosidad realizada nos ha permitido simular el funcionamiento de la siderurgia. Pero visto desde el punto de vista de la CP, la siderurgia es un elemento mucho más simple que tan solo le influye en diversos inputs/outputs. El resto de su funcionamiento interno no es de interés (ver Fig. 1).

Los factores que nos interesarán a partir de ahora para el transcurso del Anexo V: serán los que se listan a continuación:

Caudal de gases energéticos: 99.16 kg/s

Energía de los gases energéticos: 367 MW_t

Caudal de aporte de vapor desde la siderurgia a la CP: 13.27 kg/s

Condiciones del vapor de aporte: 400°C, 50bar

Caudal de extracción de vapor desde la CP hacia la siderurgia: 7.65 kg/s

Condiciones del vapor de extracción: 250°C

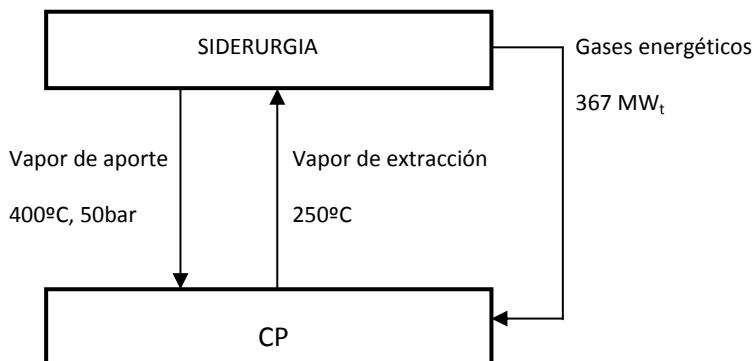


Fig. 1 Esquema de caracterización de la siderurgia [Fuente propia]

4 Caracterización del ciclo de gas y HRSG

El ciclo de gas se coloca en cabeza de producción eléctrica. Para ello se dispone de una turbina de gas que nos proporcionará la electricidad y unos gases de combustión calientes que posteriormente se podrá recuperar energía térmica mediante una caldera de recuperación de calor o HRSG.

4.1 Caracterización de la turbina de gas

Ya que la turbina de gas (TG) no es una parte fundamental de este TFM, su modelización va a ser sencilla al estilo 'caja negra'. De nuevo nos interesarán los parámetros más relevantes para su funcionamiento. Ya que la etapa de búsqueda de esta información se ha llevado a cabo en el apartado 2 del Anexo IV, tan solo se reflejarán los parámetros más importantes (Tabla 4).

Tabla 4 Caracterización de la TG

Modelo	Mitsubishi Heavy Industries M701DA
Potencia nominal	144 MW _e
Potencia neta	127.7 MW _e
Caudal de gases	401.7 kg/s
Temperatura de gases	542 °C
Aire de combustión	302.6 kg/s
Rendimiento	34.8 %

4.2 Caracterización del recuperador de calor HRSG

El HRSG (heat recovery steam generator) se va a caracterizar con muy pocos parámetros para denotar su simplicidad a la hora de simular. Un parámetro crítico es la temperatura de salida de los gases provenientes de la TG, ya que si se recupera mucho calor y se bajan por debajo de la temperatura de condensación del agua, ésto puede provocar la condensación del agua así como elementos nocivos para los elementos estructurales del HRSG como pueden ser el azufre formándose ácido sulfúrico. Se va a suponer una caída de presión en el circuito de agua/vapor de 10 bares.

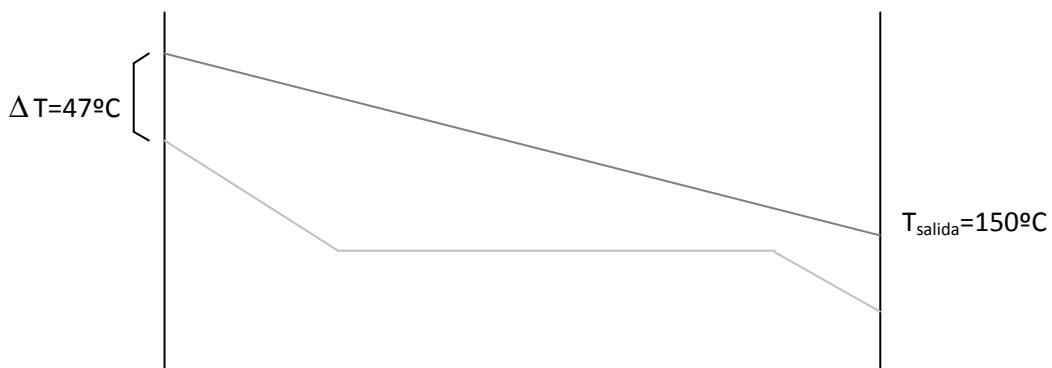


Fig. 2 Esquema de funcionamiento del HRSG [Fuente propia]

La Fig. 2 muestra la temperatura de los gases de escape de la TG (línea superior) con la condición impuesta de la temperatura de salida a 150°C . Por otro lado (línea inferior), entra el agua proveniente de la parte del condensador del ciclo de vapor como líquido subenfriado y sufre un calentamiento con cambio de fase para obtener vapor a una temperatura final de 495°C .

5 Caracterización del ciclo de vapor

La parte que más influye en el diseño del tren de turbinas de vapor son las aportaciones/extracciones de la siderurgia. Ya que se ha impuesto dos condiciones al vapor de aporte, el resto de las condiciones del vapor vendrán condicionadas por estas condiciones impuestas y por los parámetros de diseño de los elementos mecánicos.

En primer lugar se disponen de 4 cuerpos de turbinas. Se les ha llamado turbina de alta (TA), turbina de media 1 (TM1), turbina de media 2 (TM2) y turbina de baja (TB). De este modo se dispone de 3 puntos de extracción de caudales, dos de ellos se emplean para el aporte/extracción a la siderurgia y el tercero de ellos para la extracción hacia el desgasificador. Las turbinas de alta y de baja tienen un rendimiento isoentrópico del 85% mientras que las turbinas de media tienen uno equivalente al 90%. La bomba de baja se supone un rendimiento isoentrópico del 83%.

El condensador trabaja a 0.06 bares de presión y el desgasificador a 0.9 bares de presión. Se incluye un alternador eléctrico acoplado al eje mecánico de las turbinas con un rendimiento electromecánico del 97%. La bomba de alta produce un incremento de la temperatura del fluido de 2°C . La temperatura del vapor vivo procedente del HRSG depende de la temperatura de entrada de gases de escape de la TG como se ha visto más atrás.

6 Resultados

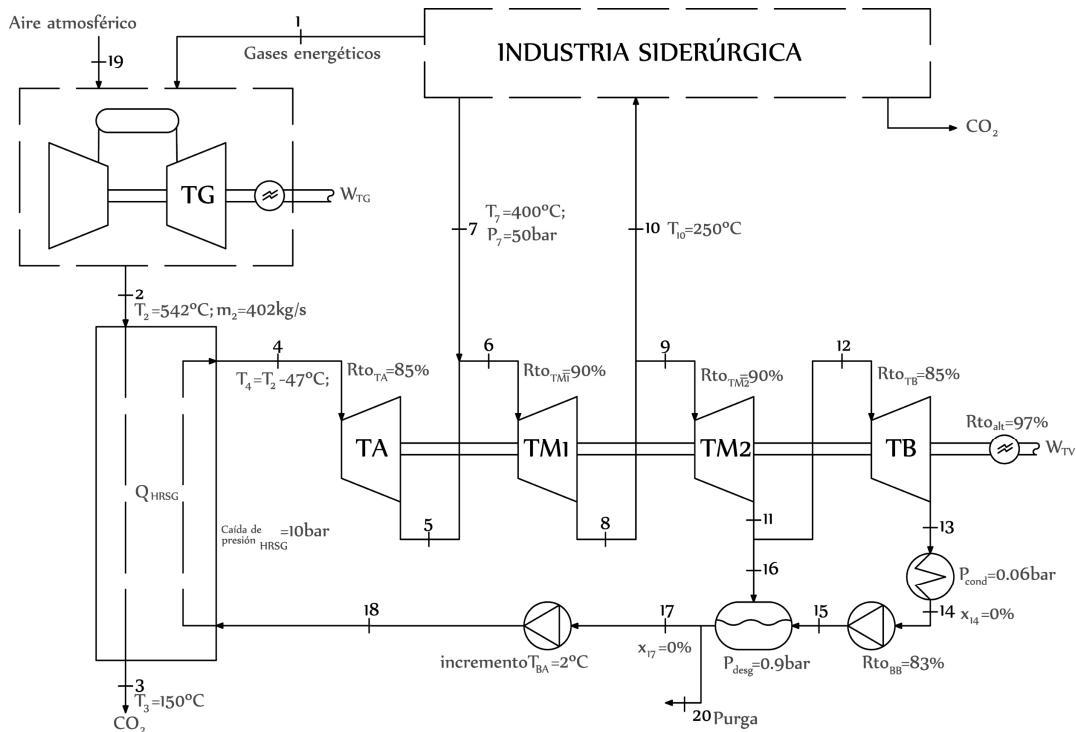


Fig. 3 Esquema de funcionamiento de la integración de la siderurgia, ciclo de gas y ciclo de vapor en el caso base [Fuente propia]

6.1 Ciclo de vapor

La Tabla 7 contiene los datos termodinámicos de los fluidos que intervienen en el ciclo de potencia del caso base planteado (Fig. 3).

Se necesita disponer de un caudal extra (punto [20]) destinado a la purga del vapor sobrante. Esto es debido a que el aporte mísico de vapor de la siderurgia es positivo. Por lo que se introduce el caudal de purga antes de la bomba de alta para que su consumo energético sea menor. El caudal de purga tiene un valor de 5.6 kg/s de líquido saturado. Este valor se corresponde a la diferencia de caudal mísico entre el aporte de vapor (punto [7]) y la extracción de vapor (punto [10]).

6.2 Potencias y producción eléctrica

Las Tabla 5 y Tabla 6 contienen datos relativos a potencias térmicas y eléctricas que se intercambian u obtienen en los diversos componentes de la CP o por los aportes de vapor desde la siderurgia.

Tabla 5 Potencias térmicas de relevancia en el ciclo de vapor

Elemento	Potencia [MW _t]
HRSG	166.3
Condensador	111.1
Aporte vapor	42.4
Extracción vapor	22.34

Tabla 6 Potencias eléctricas de relevancia en la CP

Elemento	Potencia [MW _e]
Turbina de gas	127.7
Turbina de alta	9.6
Turbina de media 1	19
Turbina de media 2	28.3
Turbina de baja	16.9
Bomba de baja	5.7 kW _e
Bomba de alta	0.92
TOTAL neto	198.4

Tabla 7 Resultados tabulados. Caudal, presión, temperatura, entalpía, entropía y título de los puntos del ciclo de vapor

	Caudal	Presión	Temp.	Entalpía	Entropía	Título
	[kg/s]	[bar]	[°C]	[kJ/kg]	[kJ/kg·K]	[%]
1	99,16	1				
2	401,7	14	542	838,9		
3	401,7	14	150	424,8		
4	56,52	96,58	495	3365	6,601	
5	56,52	50	400	3196	6,646	
6	69,79	50	400	3196	6,646	
7	13,27	50	400	3196	6,646	
8	69,79	15,09	250	2922	6,704	
9	62,14	15,09	250	2922	6,704	
10	7,646	15,09	250	2922	6,704	
11	62,14	0,9	96,71	2466	6,841	
12	55,33	0,9	96,71	2466	6,841	
13	55,33	0,06	36,17	2160	7,016	
14	55,33	0,06	36,17	151,5	0,5208	0
15	55,33	0,9	36,17	151,6	0,5208	
16	6,81	0,9	96,71	2466	6,841	
17	56,52	0,9	96,71	405,2	1,27	0
18	56,52	106,6	98,71	421,6	1,284	
19	302,6	1				
20	5,624					

En la Tabla 8 se muestra un pequeño extracto de las potencias producidas en la CP, la energía eléctrica demandada en la siderurgia así como el monto eléctrico a vender a la red eléctrica, lo que generará beneficios a la industria de la siderurgia.

Tabla 8 Producción y demanda, potencia exportable de energía eléctrica

Elemento	Potencia [MW _e]
Demanda de la siderurgia	111.3
Producción de la CP	198.4
Potencia exportable	87.1

6.3 Emisiones de CO₂

6.3.1 Datos resumidos

Las emisiones de CO₂ se van a dividir en dos categorías: las producidas en los procesos internos de la siderurgia y las producidas por la combustión de los gases energéticos. Se ha supuesto una combustión completa de los gases energéticos. Sabiendo la proporción de cada tipo de gas (BOF gas, BFgas y COG), sus composiciones molares y las propiedades de dichos gases (calculadas en el Anexo II) se puede llegar a obtener las emisiones representadas en la Tabla 9.

Tabla 9 Emisiones de CO₂ de la integración siderurgia-CP

Elemento emisor	Emisiones de CO ₂
Industria siderúrgica	43.09 kg/s
Combustión gases en TG	66.39 kg/s
TOTAL emisiones	109.5 kg/s

6.3.2 Emisiones de CO₂ equivalente a la red eléctrica

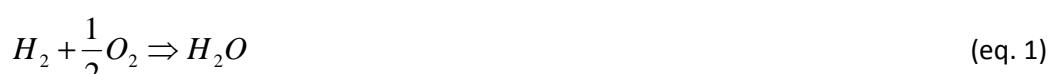
El CO₂ equivalente a la red eléctrica es un concepto que intenta reflejar el efecto que tiene en la simbiosis el hecho de tener un excedente en la producción eléctrica. Ya que las emisiones de CO₂ relacionadas con la producción en la siderurgia y en la quema del combustible en la TG ya han sido contabilizadas como 'Emisiones de CO₂', a este nuevo concepto se le ha nominado como 'Emisiones de CO₂ equivalentes a la red eléctrica'. Este nombre deriva del hecho de que al volcar electricidad a la red, las emisiones de esta electricidad producida en la CP tiene un coste de emisión cero ya que las emisiones se las han imputado a la siderurgia y a la CP. De modo que se podría decir que se ha "evitado" a la red eléctrica las emisiones equivalentes de producirla en el mix energético español (a través de su rendimiento equivalente y de la caldera tipo calculados en el Anexo IV apartado 1). Ver Tabla 10.

Tabla 10 Datos de emisiones de CO₂ evitado

Energía eléctrica vendida	Energía térmica equivalente	Potencia de caldera ficticia	Carbón	Aire combustión	CO ₂ equivalente a red eléctrica
[MW _e]	[kW _t]	[kW _t]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
87.1	174200	190900	30.48	225.62	40.49

6.3.3 Reacciones químicas de combustión completas

A continuación se presentan las reacciones de combustión (eq.1 a eq.8) empleadas en el cálculo de las emisiones de CO₂.





6.3.4 Datos de interés

A continuación se va a calcular el ratio de emisión de CO₂ asociado a la producción de electricidad de la CP. De un modo similar al seguido en el apartado 1.4 del Anexo IV. De esta manera podremos comparar el ratio de emisión del ciclo combinado de TG+TV con el de la caldera que se ha especificado en dicho apartado.

De este modo teníamos que la CP producía 198.4 MW y que se emitían 66.39 kg/s de CO₂. Por tanto el rato de emisión de CO₂ en el caso base de la CP es de 0.3346 kg/s/MW. Es superior al valor de la caldera de referencia ya que el rendimiento térmico que se alcanza en el ciclo combinado es mucho menor que el que se alcanza en la caldera.

7 Referencias Anexo V: SIMULACIÓN DEL CASO BASE

- [A,V - 1] G. Li; P. Niu; C. Liu; W. Zhang;: Enhanced combination modeling method for combustion efficiency in coal-fired boilers. *Applied Soft Computing* 12 (2012)

Máster universitario
Energías renovables
y
Eficiencia energética

15 de noviembre de 2012

ANEXO VI

INTEGRACIÓN DE UN SISTEMA CCS

Eloy Pueyo Casabón

Director: D. Luis Miguel Romeo Giménez



0 Índice del Anexo VI: INTEGRACIÓN DE UN SISTEMA CCS

0 ÍNDICE DEL ANEXO VI: INTEGRACIÓN DE UN SISTEMA CCS	- 155 -
1 INTRODUCCIÓN	- 156 -
1.1 ELECCIÓN Y JUSTIFICACIÓN DEL SISTEMA CCS	- 156 -
1.2 REACCIONES DE ABSORCIÓN DE CO ₂ EN SOLUCIONES ACUOSAS DE AMINAS	- 156 -
2 PROPIEDADES DE LAS AMINAS	- 157 -
2.1 ENERGÍA DE REGENERACIÓN DE LAS AMINAS	- 157 -
2.2 PORCENTAJE DE MEZCLA DE AMINAS	- 157 -
2.3 CARGA DE CAPTURA DE CO ₂ EN AMINAS	- 158 -
2.4 CALOR ESPECÍFICO DE LAS AMINAS	- 159 -
3 POTENCIAL ENERGÉTICO DE LA SIDERURGIA PARA CAPTURA DE CO₂	- 159 -
3.1 ESQUEMA DE FUNCIONAMIENTO	- 159 -
3.2 MODIFICACIONES CON RESPECTO AL CASE BASE	- 160 -
3.3 RESULTADOS DEL CICLO DE POTENCIAL ENERGÉTICO	- 161 -
3.3.1 CICLO DE VAPOR	- 161 -
3.3.2 POTENCIAS Y PRODUCCIÓN ELÉCTRICA	- 161 -
3.3.3 EMISIONES DE CO ₂	- 162 -
3.3.4 EMISIONES DE CO ₂ EQUIVALENTES	- 162 -
3.4 RENDIMIENTO DE CAPTURA DE CO ₂ PARA PLANTAS INDUSTRIALES	- 163 -
4 INTEGRACIÓN DE CCS	- 163 -
4.1 PARÁMETROS DE FUNCIONAMIENTO DEL CICLO DE AMINAS	- 163 -
4.1.1 CONFIGURACIÓN DEL CICLO DE AMINAS	- 163 -
4.1.2 ABSORBEDOR	- 164 -
4.1.3 REGENERADOR	- 164 -
4.1.4 MEZCLA RICA Y MEZCLA POBRE EN AMINAS	- 165 -
4.1.5 CONSUMO ELÉCTRICO DEL CICLO DE AMINAS	- 165 -
4.2 DIAGRAMA DE FUNCIONAMIENTO	- 166 -
4.3 ELECCIÓN DE TURBINA DE GAS	- 167 -
4.4 POTENCIAS Y PRODUCCIÓN ELÉCTRICA	- 168 -
4.5 EMISIONES DE CO₂	- 169 -
4.5.1 DATOS RESUMIDOS	- 169 -
4.5.2 EMISIONES DE CO ₂ EQUIVALENTES A LA RED ELÉCTRICA	- 169 -
5 REFERENCIAS ANEXO VI: INTEGRACIÓN DE UN SISTEMA CCS	- 170 -

1 Introducción

1.1 Elección y justificación del sistema CCS

Lo primero que se debe hacer antes de continuar con la simulación de la integración con un sistema CCS es la elección del tipo de tecnología que más se adecuará a las condiciones de operación de la planta siderúrgica y del ciclo de potencia. La revisión del estado del arte de las tecnologías disponibles actualmente se encuentra recogida en el apartado 5 de la memoria.

Para realizar la elección adecuada, primero se debe saber las condiciones a las que se obtiene el CO₂ y caracterizar cada tipo de flujo. Si se hace un breve recordatorio se tiene:

- CO₂ proveniente de la siderurgia. Se ha obtenido principalmente en la planta de sinterizado al separarlo del aire de combustión y del blast furnace separándolo de los gases de la tragante. En menor medida contribuye el horno de coque. Se puede decir que es una corriente bastante pura de CO₂. El problema operativo surge al disponer de sistemas de separación/limpieza del resto de la corriente de gases de la cual proviene.
- CO₂ proveniente del ciclo de potencia. Este CO₂ es el derivado de la quema de los gases energéticos en la cámara de combustión de la turbina de gas. Ya que la turbina de gas es un elemento volumétrico, es decir maneja grandes cantidades de volumen de gases principalmente debido a la gran cantidad de aire de combustión, el CO₂ a la salida se encuentra diluido en esta corriente de gases de escape.

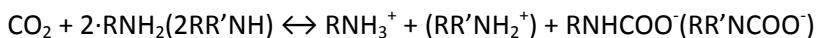
Por lo tanto se dispone de una corriente de CO₂ más o menos concentrada proveniente de 3 elementos de la industria siderúrgica y de una corriente diluida de CO₂ del ciclo de potencia. Hay que decir que la corriente del ciclo de potencia es la mayor (del orden del 60%) en la integración siderurgia-CP. Al añadir la integración con CCS, será necesario quemar más combustible para satisfacer la demanda térmica de regeneración de aminas, por lo que el CO₂ proveniente de la turbina de gas aumentará.

Debido a que la principal fuente de emisión de CO₂ vendrá dada por el ciclo de potencia a través de su turbina de gas, lo más conveniente es utilizar un ciclo CCS con solvente químico. En concreto utilizar aminas para la captura del CO₂ contenido en los gases de escape. Se había planteado en un principio un sistema de oxicombustión, pero la necesidad de colocar un ciclo combinado (sustituir la caldera de oxicombustión por la cámara de combustión de la turbina de gas) era necesaria para obtener buenos valores de producción eléctrica y satisfacer la demanda térmica del regenerador. La posibilidad de introducción de un ciclo de carbonatación-calcinación o chemical looping se hace inviable debido a sus altos costes de inversión.

Finalmente, debido a su mayor conocimiento en este tipo de tecnología, unos costes de inversión relativamente menores y una eficiencia de captura adecuada, se acaba escogiendo un sistema CCS de absorción química. A continuación se estudiarán tres tipos de aminas: MEA, DEA y MDEA.

1.2 Reacciones de absorción de CO₂ en soluciones acuosas de aminas

Según los autores de [A,VI - 1] las reacciones típicas entre aminas-CO₂ se pueden generalizar. Por tanto, la reacción global entre el CO₂ y las aminas primarias y secundarias puede ser representada como:



Las aminas terciarias difieren de las aminas primarias y secundarias en su comportamiento hacia el CO₂, ya que el CO₂ no puede combinarse directamente con el grupo amino en el caso de aminas terciarias. Por lo que resulta una velocidad de reacción más pequeña para aminas terciarias comparada con las aminas primarias y secundarias. La reacción global entre el CO₂ y una amina terciaria se puede representar como:



2 Propiedades de las aminas

2.1 Energía de regeneración de las aminas

Ya que actualmente existen un gran número de aminas diferentes, como por ejemplo MEA DEA o incluso TEA o KS1, a priori no se puede elegir entre una de ellas ya que su comportamiento es muy diferente. Para ello se va a escoger la energía de regeneración de la amina como parámetro decisivo. A continuación, en la Tabla 1 se incluyen los valores de esta energía de regeneración según los autores de la bibliografía.

Tabla 1 Energía de activación de las diferentes aminas. 1BTU=1055.056J;
1lb=0.45359237kg; 1molCO₂=44.01g

MEA	DEA	MDEA	Unidades	[MJ/kgCO ₂]	Referencia
825	653	600	BTU/lb CO ₂	1.92-1.52-1.39	[A,VI - 3]
4.8	----	1.2-2.4	MJ/kg CO ₂	----	[A,VI - 4]
86.9	68.9	58.8	kJ/mol CO ₂	1.97-1.56-1.33	[A,VI - 5]
85.6	76.3	----	kJ/mol CO ₂	1.94-1.73	[A,VI - 6]
4.2	----	----	MJ/kg CO ₂	----	[A,VI - 7]
3.92	----	----	GJ/ton CO ₂	3.92	[A,VI - 8]
3.67	----	----	GJ/ton CO ₂	3.67	[A,VI - 9]
4.8-3.89	----	1.2-2.4	GJ/ton CO ₂	4.8-3.89-1.2-2.4	[A,VI - 10]
4.05	----	----	GJ/ton CO ₂	4.05	[A,VI - 11]
4700	2880	-----	kJ/kg CO ₂	4.7-2.88	[A,VI - 12]
4370	2800	----	kJ/kg CO ₂	4.37-2.8	[A,VI - 12]
4.170	2.943	1.986	MJ/kg CO ₂	----	Promedio

2.2 Porcentaje de mezcla de aminas

En este apartado se ha buscado en la bibliografía los valores típicos de mezcla de las aminas con agua. Es un dato interesante ya que el valor de solubilidad del agua con el CO₂ es prácticamente nulo a las condiciones de trabajo del absorbador. Por lo tanto, el elemento que puede capturar el CO₂ es la amina, siendo el agua en este caso un elemento neutro. La Tabla 2, Tabla 3 y Tabla 4 muestran los valores promedio para los tres tipos de aminas.

Tabla 2 Porcentaje de mezcla de aminas MEA.

MEA	Unidades	Referencia
20	[%]	[A,VI - 3]
30	[%]	[A,VI - 5]
30	[%]	[A,VI - 6]
30	[%]	[A,VI - 7]
30	[%]	[A,VI - 8]
30	[%]	[A,VI - 9]

30	[%]	[A,VI - 10]
30	[%]	[A,VI - 11]
28.7	[%]	Promedio

Tabla 3 Porcentaje de mezcla de aminas DEA.

DEA	Unidades	Referencia
30	[%]	[A,VI - 3]
30	[%]	[A,VI - 5]
34	[%]	[A,VI - 6]
31.3	[%]	Promedio

Tabla 4 Porcentaje de mezcla de aminas MDEA.

MDEA	Unidades	Referencia
40	[%]	[A,VI - 3]
30	[%]	[A,VI - 5]
35	[%]	Promedio

2.3 Carga de captura de CO₂ en aminas

La carga de captura de CO₂ se va a definir como la capacidad que tiene los distintos tipos de aminas para combinarse químicamente con el CO₂. De este modo, partiendo como base de 1 kg puro de amina, es preferible obtener valores altos de carga de CO₂ ya que esto nos estaría indicando que con poca cantidad de amina podemos capturar la misma cantidad de CO₂. Los valores presentados en la Tabla 5, Tabla 6 y Tabla 7 son valores típicos de funcionamiento de equipos industriales. Aunque teóricamente la carga de CO₂ es mucho más elevada, no se toman valores muy altos ya que admitir mayores cantidades de CO₂ producen en la solución un carácter ácido muy dañino para las aminas y es una penalización económica a la hora de reponer las aminas degradadas.

Tabla 5 Carga de captura de CO₂ en aminas MEA.

MEA	Unidades	Referencia
0.3	[molCO ₂ /mol _{MEA}]	[A,VI - 3]
0.19	[molCO ₂ /mol _{MEA}]	[A,VI - 4]
108	[g _{CO₂} /litro _{solución}]	[A,VI - 5]
0.15	[molCO ₂ /mol _{MEA}]	[A,VI - 6]
0.2	[molCO ₂ /mol _{MEA}]	[A,VI - 7]
0.15	[molCO ₂ /mol _{MEA}]	[A,VI - 8]
0.25	[molCO ₂ /mol _{MEA}]	[A,VI - 9]
123	[g _{CO₂} /litro _{solución}]	[A,VI - 11]
0.31137	[kg _{CO₂} /kg _{MEA}]	Promedio

Tabla 6 Carga de captura de CO₂ en aminas DEA.

DEA	Unidades	Referencia
0.32	[molCO ₂ /mol _{DEA}]	[A,VI - 3]
53	[g _{CO₂} /litro _{solución}]	[A,VI - 5]
0.23	[molCO ₂ /mol _{DEA}]	[A,VI - 6]
0.49687	[kg _{CO₂} /kg _{DEA}]	Promedio

Tabla 7 Carga de captura de CO_2 en aminas MDEA.

MDEA	Unidades	Referencia
0.75	[mol CO_2 /mol _{MDEA}]	[A,VI - 3]
0.22	[mol CO_2 /mol _{MDEA}]	[A,VI - 4]
31	[g CO_2 /litro _{solución}]	[A,VI - 5]
59	[g CO_2 /litro _{solución}]	[A,VI - 11]
0.59085	[kg CO_2 /kg _{MDEA}]	Promedio

2.4 Calor específico de las aminas

Esta propiedad física de las aminas se ha incluido ya que será necesaria a la hora de calcular los balances energéticos en los diferentes equipos ya que el contenido de aminas en la solución acuosa es elevado y el calor específico de la solución varía sensiblemente con respecto al del agua pura. La Tabla 8, Tabla 9 y Tabla 10 contienen los valores del calor específico.

Tabla 8 Calor específico de las aminas MEA.

MEA	Unidades	[kJ/kg _{MEA} ·K]	Referencia
0.665	[cal/g·K]	2.7797	[A,VI - 13]
1.642	[J/g·K]	1.6420	[A,VI - 14]
0.560	[BTU/lb·°F]	2.3446	[A,VI - 15]
0.76	[cal/g·K]	3.1768	[A,VI - 16]
2.4857	kJ/kg _{MEA} ·K	----	Promedio

Tabla 9 Calor específico de las aminas DEA.

DEA	Unidades	[kJ/kg _{MEA} ·K]	Referencia
1.552	[J/g·K]	1.5520	[A,VI - 14]
0.690	[cal/g·K]	2.8842	[A,VI - 16]
0.649	[BTU/lb·°F]	2.7172	[A,VI - 17]
2.3803	kJ/kg _{DEA} ·K	----	Promedio

Tabla 10 Calor específico de las aminas MDEA.

MDEA	Unidades	[kJ/kg _{MEA} ·K]	Referencia
0.59	[BTU/lb·°F]	2.4702	[A,VI - 18]
2.615	[kJ/kg·K]	----	[A,VI - 19]
3.093	[kJ/kg·K]	----	[A,VI - 19]
2.7260	kJ/kg _{MDEA} ·K		Promedio

3 Potencial energético de la siderurgia para captura de CO_2

3.1 Esquema de funcionamiento

A continuación, en la Fig. 1 se presenta el esquema de funcionamiento para el nuevo caso. La idea básica es intentar acoplar un sistema de captura de CO_2 mediante aminas. Para ello, el factor más influyente es la cantidad de vapor que se va a tener que extraer de la CP (a unos 130°C) para satisfacer el aporte energético para la regeneración de las aminas y obtener de este modo el CO_2 de manera concentrado.

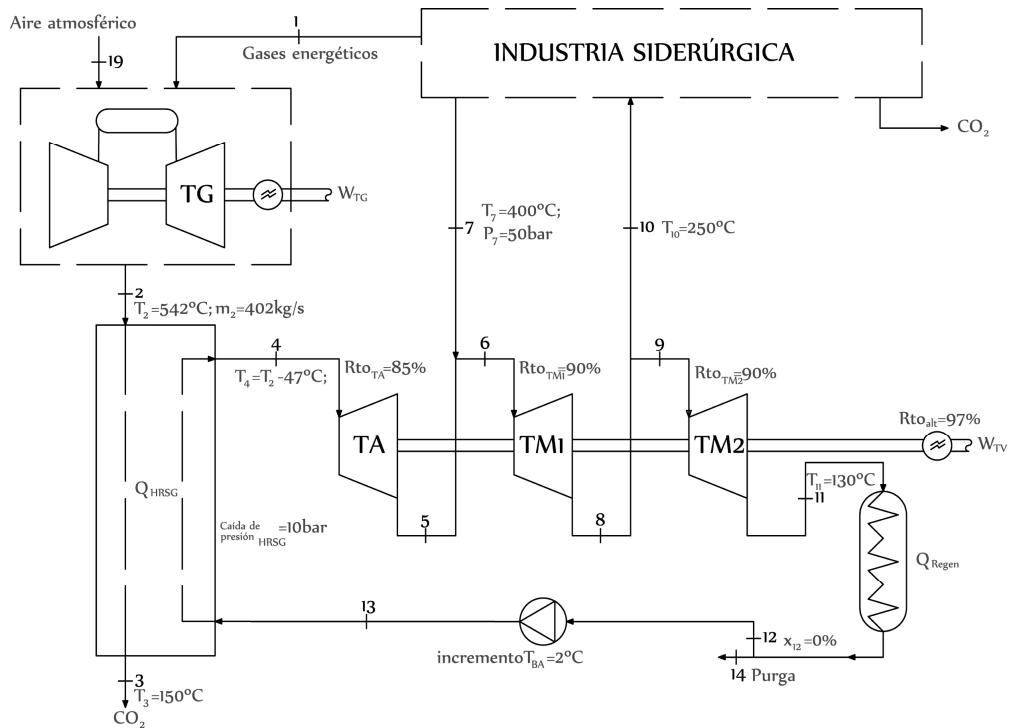


Fig. 1 Esquema de funcionamiento del estudio del potencial energético [Fuente propia]

3.2 Modificaciones con respecto al case base

La modificación principal de este ciclo para el estudio del potencial energético para llevar a cabo la captura de CO₂ es la introducción del regenerador. Este regenerador es el que posteriormente permite la separación de las aminas del CO₂ obteniéndose así un flujo de CO₂ concentrado. Pero para poder llevar a cabo esta separación química de los dos componentes es necesario aportar energía térmica en cantidades muy elevadas.

Por ello, como no se sabe cómo de capaz es el ciclo base planteado a la hora de aportar ésta energía, se ha procedido a simular el caso de potencial térmico. Las condiciones de aporte de energía son que la temperatura máxima de aporte sea de 130°C si no las aminas sufren un deterioro prematuro y hay que ir añadiendo un nuevo flujo de aminas elevado con el correspondiente aumento del coste de reposición.

Al tener en cuenta esta restricción de los 130°C, se va a proceder a obtener el máximo caudal de CO₂ a capturar. Como se dispone de tres tipos de aminas, caracterizadas por su energía de regeneración, se obtendrán tres valores máximos de CO₂ a capturar. Ya que se quiere obtener el máximo potencial de captura, entonces la inclusión de una turbina de baja presión no es necesaria ya que lo que supondría sería mermar el caudal de vapor para el aporte energético.

Los equipos utilizados siguen siendo los mismos que se han empleado en el caso base, por lo que no modifican sus parámetros de funcionamiento. De este modo se puede decir que el caso ficticio que nos ocupa, el caso de mayor potencial energético, es de alguna manera lo más fiel al planteamiento inicial propuesto.

3.3 Resultados del ciclo de potencial energético

3.3.1 Ciclo de vapor

La Tabla 11 contiene los datos termodinámicos de los fluidos que intervienen en el ciclo de potencia del caso base planteado.

Tabla 11 Resultados tabulados. Caudal, presión, temperatura, entalpía, entropía y título de los puntos del ciclo de vapor. Ciclo de potencial energético

	<i>Caudal</i>	<i>Presión</i>	<i>Temp.</i>	<i>Entalpía</i>	<i>Entropía</i>	<i>Título</i>
	[kg/s]	[bar]	[°C]	[kJ/kg]	[kJ/kg·K]	[%]
1	99,16	1				
2	401,7	14	542	838,9		
3	401,7	14	150	424,8		
4	59,35	96,58	495	3365	6,601	
5	59,35	50	400	3196	6,646	
6	72,62	50	400	3196	6,646	
7	13,27	50	400	3196	6,646	
8	72,62	15,09	250	2922	6,704	
9	64,97	15,09	250	2922	6,704	
10	7,646	15,09	250	2922	6,704	
11	64,97	2,7	130	2623	6,787	
12	59,35	2,7	130	546,4	1,635	0
13	59,35	106,6	132	561,9	1,646	
14	5,624					

De nuevo se debe disponer de un caudal de purga, punto [14], para que el balance de masa se cumpla. Se extrae antes de la bomba para que impulse una menor cantidad de fluido y su consumo eléctrico sea inferior. Habrá que purgar del orden de 5.6 kg/s de líquido saturado proveniente de la salida del regenerador de aminas.

3.3.2 Potencias y producción eléctrica

Las Tabla 12 y Tabla 13 contienen datos relativos a potencias térmicas y eléctricas que se intercambian u obtienen en los diversos componentes de la CP o por los aportes de vapor desde la siderurgia. El más significativo es la potencia térmica intercambiada en el regenerador, que equivale a 134.95 MW_t. Se podría decir que el regenerador funciona como condensador de la planta de potencia, pero en un sistema de turbinas a contrapresión.

Tabla 12 Potencias térmicas de relevancia en el ciclo de vapor

<i>Elemento</i>	<i>Potencia [MW_t]</i>
HRSG	166.3
Regenerador	134.95
Aporte vapor	42.4
Extracción vapor	22.34

Tabla 13 Potencias eléctricas de relevancia en la CP

<i>Elemento</i>	<i>Potencia [MW_e]</i>
Turbina de gas	127.7
Turbina de alta	10
Turbina de media 1	19.8

Turbina de media 2	19.4
Bomba de alta	0.92
TOTAL neto	174.6

En la Tabla 14 se muestra un pequeño extracto de las potencias producidas en la CP, la energía eléctrica demandada en la siderurgia.

Tabla 14 Producción y demanda, potencia exportable de energía eléctrica

Elemento	Potencia [MW _e]
Demanda de la siderurgia	111.3
Producción de la CP	174.6
Potencia exportable	63.2

3.3.3 Emisiones de CO₂

Como emisiones de CO₂ se van a tener las mismas que en el caso base, ya que tanto la siderurgia como el TG funcionan en el mismo régimen. La Tabla 15 hace un resumen de las emisiones de CO₂ que produce la industria.

Tabla 15 Emisiones de CO₂ de la integración siderurgia-CP

Elemento emisor	Emisiones de CO ₂
Industria siderúrgica	43.09 kg/s
Combustión gases en TG	66.39 kg/s
TOTAL emisiones	109.5 kg/s

Pero ya que se ha dispuesto del regenerador de aminas para la captura de CO₂, ahora se puede estudiar el potencial de captura. Se conoce el valor del calor máximo disponible Q_{regen}=134.95MW_t y también las energías de regeneración de las diferentes aminas (ver Tabla 1). De este modo se tienen 3 flujos de CO₂ capturados diferentes y tres flujos de CO₂ emitidos a la atmósfera, como indica la Tabla 16:

Tabla 16 Potencial de captura de CO₂ [kg/s]

Tipo amina	CO ₂ capturado	CO ₂ emitido	% Capturado
MEA	32.36	77.14	29.55
DEA	45.85	63.65	41.87
MDEA	67.95	41.55	62.05

3.3.4 Emisiones de CO₂ equivalentes

Al igual que se ha procedido en el apartado 6.3.2 del Anexo V, en este caso al disponer de potencial eléctrica exportable se puede calcular las emisiones de CO₂ equivalentes evitadas a la red eléctrica. La Tabla 18 contiene los datos necesarios.

Tabla 17 Datos de emisiones de CO₂ evitado

Energía eléctrica vendida	Energía térmica equivalente	Potencia caldera	Carbón	Aire combustión	CO ₂ equivalente
[MW _e]	[kW]	[kW _t]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
63.2	126400	138500	22.12	163.70	29.37

3.4 Rendimiento de captura de CO₂ para plantas industriales

En la Tabla 18 se encuentran los valores típicos para plantas industriales o estudios académicos encontrados de los valores típicos del rendimiento de captura de CO₂ (CO₂ removal efficiency). Este valor indica el porcentaje total de CO₂ que es capturado mediante reacción química por el solvente (aminas en el caso del presente TFM) del total de flujo de CO₂ entrante en la columna de absorción.

Tabla 18 Rendimiento de captura de CO₂ con sistema de solvente químico

Referencia	Rendimiento de captura [%]
[A,VI - 4]	90
[A,VI - 8]	90
[A,VI - 9]	90
[A,VI - 20]	82
[A,VI - 20]	90
[A,VI - 21]	80
[A,VI - 21]	95
[A,VI - 22]	95.3
[A,VI - 22]	89.1
[A,VI - 23]	90
Promedio	89.14%

4 Integración de CCS

4.1 Parámetros de funcionamiento del ciclo de aminas

4.1.1 Configuración del ciclo de aminas

Se ha escogido para el ciclo de aminas la configuración básica (ver Fig. 2). El ciclo de aminas tiene unos elementos básicos que se describen a continuación:

- Absorbedor. Es un intercambiador de calor y de masa. En él se produce la separación o absorción del CO₂ en las aminas. Como flujos entrantes se tiene el caudal de gases de escape provenientes de una turbina de gas o de una caldera de combustión y el flujo de aminas pobre en CO₂ por la parte superior. Como salidas se dispone de los gases de escape con un bajo contenido en CO₂ (típicamente en torno al 10% del total) y el flujo de aminas rico en CO₂.
- Intercambiador de calor o economizador. Se coloca en medio de las dos torres y su cometido principal es el de repartir el calor que disponen los diferentes flujos de aminas de modo que se minimice el aporte/extracción de calor en cada loop.
- Regenerador (Stripper). Es el otro intercambiador de calor y de masa. En él ocurre el efecto contrario que el absorbedor, el CO₂ se desprende de las aminas. Todo ello es posible por un aporte externo de calor, típicamente por una extracción de vapor a una temperatura máxima de 132°C [A,VI - 22] del ciclo de vapor de la CP.
- Refrigerador. Este elemento es imprescindible ya que el sobrante térmico del flujo de aminas pobre debe ser evacuado. La temperatura de operación no es muy elevada, entre los 40-90°C.

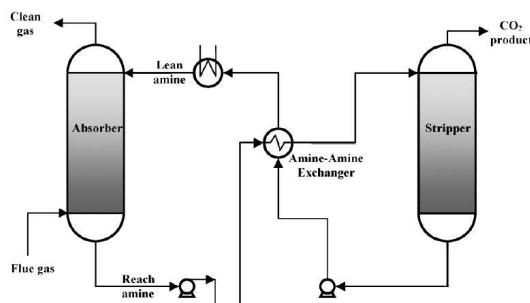


Fig. 2 Configuración básica del ciclo de aminas [A,VI - 22]

4.1.2 Absorbedor

Como parámetro de funcionamiento del absorbedor se tiene la temperatura de entrada del flujo pobre de aminas. Tan solo se encuentra esta temperatura (ver Tabla 19) ya que la temperatura de salida dependerá del balance de energía a todo el absorbedor, y por ende del flujo de gases de escape que entre en el absorbedor.

Tabla 19 Temperatura del flujo de entrada al absorbedor. [°C]

Entrada	Referencia
40	[A,VI - 5]
40	[A,VI - 8]
40	[A,VI - 9]
30-40	[A,VI - 11]
38	[A,VI - 12]
48	[A,VI - 20]
43.3	[A,VI - 20]
39.9	Promedio

4.1.3 Regenerador

Los parámetros de funcionamiento del regenerador vienen impuestos en condiciones de temperatura. Los valores de temperatura así como los valores promedio son los que se encuentran contenidos en la Tabla 20.

Tabla 20 Temperaturas de los flujos de entrada y salida en el regenerador. [°C]

Entrada	Salida	Referencia
75-85-90	110-130	[A,VI - 6]
90-95	110-120	[A,VI - 7]
90-95	110-113-120	[A,VI - 8]
----	120	[A,VI - 9]
69-98	110	[A,VI - 12]
----	122	[A,VI - 22]
87.4	116.5	Promedio

De las dos temperaturas posibles, entrada y salida, la que más restricción tiene es la temperatura de salida. En la bibliografía se encuentra recurrentemente que el valor máximo admisible es de 122°C, ya que por encima de este valor la amina sufre un proceso de degradación excesivo y su reposición resulta económicamente desfavorable. Ya que el regenerador es un intercambiador de calor, se suele fijar una temperatura mínima de diferencia entre los distintos flujos de 10°C, lo que se traduce en que el vapor de aporte energético debe tener como mucho 132°C.

4.1.4 Mezcla rica y mezcla pobre en aminas

En el ciclo de aminas se tendrán fundamentalmente dos tipos de flujos: el que tiene alto contenido en CO₂ denominado mezcla rica en aminas y por el contrario, el que tiene bajo contenido de CO₂ o mezcla pobre en aminas. Como se puede deducir, en ambos flujos el contenido de CO₂ no es nulo. Esto es debido a que tanto el absorbador como el regenerador son unos intercambiadores de calor e intercambiadores de masa. Por lo que extraer todo el contenido de CO₂, el 100%, de las aminas es un proceso costoso tanto tecnológicamente como económicamente creándose unos intercambiadores harto extensos.

A continuación se presentan los contenidos de CO₂ en ambas mezclas (ver Tabla 21). Realmente el que interesa para simular el ciclo de aminas el contenido en CO₂ de la mezcla pobre, ya que es el remanente de CO₂ que siempre estará circulando. El contenido de la mezcla rica vendrá condicionado por el de la mezcla pobre y por la carga de captura de CO₂ de cada tipo de amina así como del rendimiento de captura deseado.

Tabla 21 Contenido en CO₂ de la mezcla rica y de la mezcla pobre

Mezcla rica	Mezcla pobre	Unidades	Referencia
0.4-0.47	0.225	[molCO ₂ /mol _{amina}]	[A,VI - 5]
0.5	0.15	[molCO ₂ /mol _{amina}]	[A,VI - 8]
----	0.25	[molCO ₂ /mol _{amina}]	[A,VI - 9]
0.32	----	[molCO ₂ /mol _{amina}]	[A,VI - 20]
0.365	0.225	[molCO ₂ /mol _{amina}]	[A,VI - 21]
----	0.222	[molCO ₂ /mol _{amina}]	[A,VI - 22]
0.411	0.214	[molCO ₂ /mol _{amina}]	Promedio
0.269	0.154	[kgCO ₂ /kg _{MEA}]	MEA
0.172	0.090	[kgCO ₂ /kg _{DEA}]	DEA
0.152	0.079	[kgCO ₂ /kg _{MDEA}]	MDEA

4.1.5 Consumo eléctrico del ciclo de aminas

Para el consumo eléctrico asociado al funcionamiento del ciclo de aminas se van a considerar dos tipos diferentes por tener un carácter distinto. En primer lugar el consumo eléctrico de bomba para la impulsión de la mezcla de agua-aminas-CO₂. Por otro lugar, el consumo eléctrico en los compresores de CO₂.

Para el cálculo del consumo de bombas a realizar se ha supuesto una pérdida de presión de 1 bar en cada equipo del ciclo de aminas (intercambiador (x2 pasos), regenerador y condensador). Por lo tanto la bomba tiene que aumentar el caudal en 4 bares que es el salto de presión mínimo a ejecutar. Por otro lado, la bomba tiene un consumo reflejado en la eq. 1:

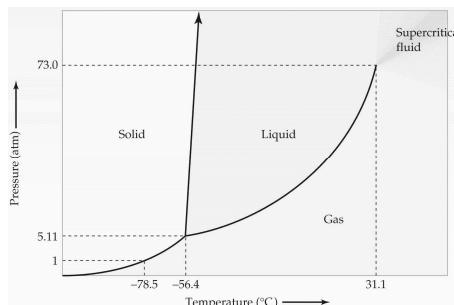
$$W_{bomba, aminas} = m_V \cdot \Delta P \quad (\text{eq.1})$$

$$m_V = \frac{\dot{m}}{V} \quad (\text{eq.2})$$

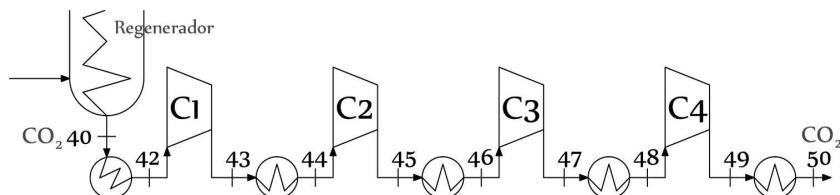
Por lo tanto, como se conoce el caudal que impulsa la bomba (\dot{m}), el volumen específico (V) que se tomará el del agua y la diferencia de presión ofrecida por la bomba, entonces se puede obtener el consumo de la bomba del ciclo de aminas al aplicar eq.1 y eq.2.

Por otro lado, se tiene que contabilizar el consumo eléctrico debido a la compresión del CO₂. Se ha considerado aparte porque es un consumo elevado que influye negativamente en el rendimiento global del ciclo de potencia+CCS. En un principio es del orden de 4-6 puntos

porcentuales negativos. Para la compresión del CO_2 se va a fijar una presión final de 120 bares. Esto es debido a que el CO_2 tiene su punto crítico en 73 bares y 31 °C como indica la Fig. 3. A partir de esos valores el CO_2 pasa a estado supercrítico (es un fluido gaseoso con propiedades de líquido) y su volumen específico disminuye drásticamente, así como su transporte y manejo es mucho más sencillo.

Fig. 3 Diagrama P-T del CO_2

Para alcanzar la presión fijada en 120 bares en primer lugar se va a enfriar la corriente obtenida de CO_2 hasta los 40°C para que los compresores consuman menos energía eléctrica. Luego se dispondrá de 4 etapas de compresión de idéntico ratio de compresión con un intercooler (enfriador) intermedio que baja la temperatura hasta los 40°C en todas las etapas. La idea se refleja mejor en la Fig. 4. Como la presión en el punto 40 es de 2.7 bares, el ratio de compresión de cada compresor es de 2.6 aproximadamente.

Fig. 4 Tren de compresión del CO_2

4.2 Diagrama de funcionamiento

La Fig. 5 muestra de forma gráfica la configuración del sistema final. Ahora se puede apreciar la integración total de la industria siderúrgica en la parte superior, el ciclo combinado en el centro y el sistema CCS de aminas en la parte inferior con el tren de compresión.

La introducción del flujo 51 de gas natural es necesaria ya que la demanda en el regenerador no es capaz de satisfacerla los gases energéticos de la siderurgia como se ha visto en el apartado anterior de potencial energético. Para poder tener bien determinado todo el sistema es necesario imponer una condición adicional que permitirá calcular el flujo mísico de gas natural. Para ello se ha decidido establecer como condición que $m[23]=0$. Lo que significa que la turbina de media nº3 y la turbina de baja realmente no funcionan y no producen potencia. Pero la simulación ha sido llevada a cabo para todos los tipos de turbinas ya que así se puede modificar la condición y por ejemplo, si se quiere imponer una condición de potencia (por ejemplo $P_{neta}=400\text{MW}_e$), el modelo matemático sea capaz de resolver el sistema lo más fiel a la realidad.

Por otro lado se tiene que $m[6]=0$. Esto no es una condición impuesta directamente por el diseñador de la planta, si no por otras condiciones adoptadas. En este caso influye directamente el porcentaje de CO_2 a capturar. Al fijar el porcentaje de captura en el ciclo de aminas del orden del 89% y al decir que el sistema global tiene un porcentaje de captura igual

al porcentaje de captura del ciclo de aminas, por consiguiente el flujo de CO_2 en el punto 6 tiene que ser igual a cero y eso solo se puede cumplir si $m[6]=0$.

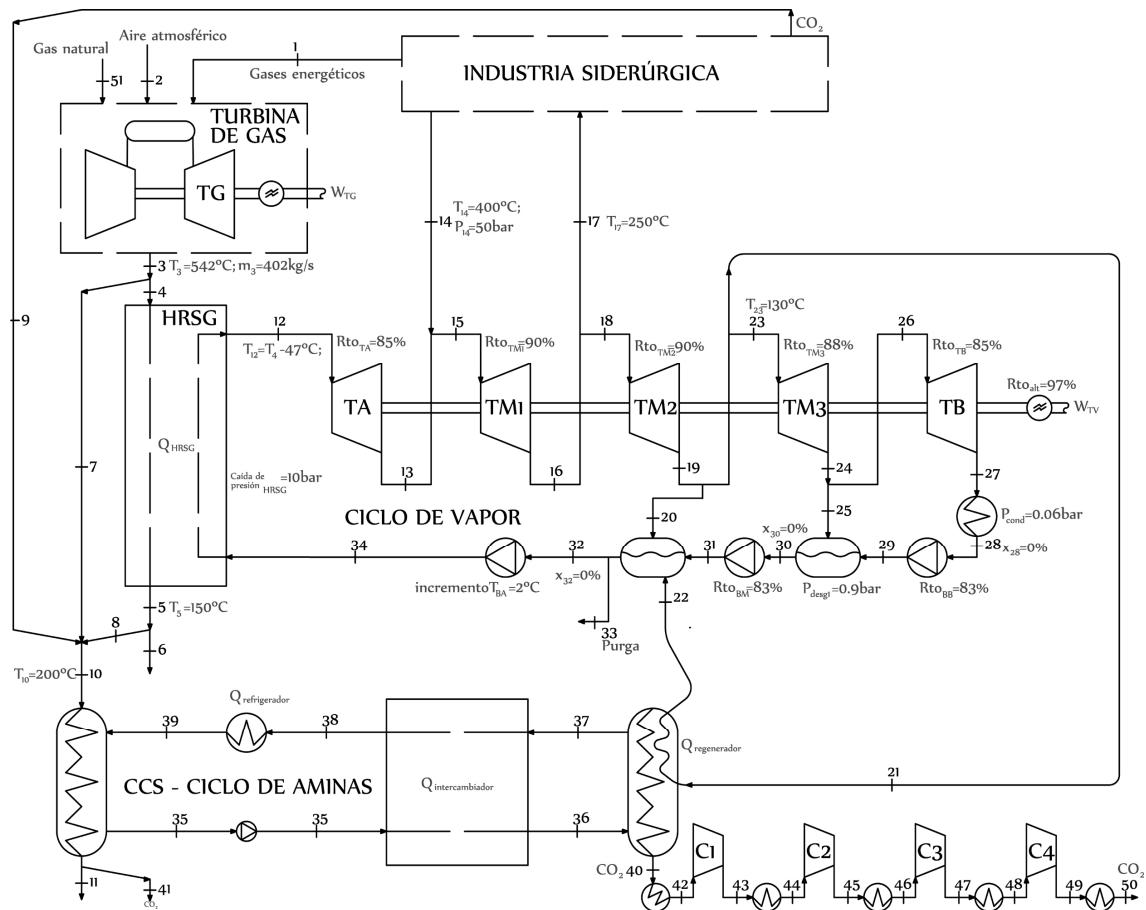


Fig. 5 Esquema de funcionamiento de integración de la siderurgia, central de potencia y ciclo CCS [Fuente propia]

4.3 Elección de turbina de gas

La elección de la turbina de gas es un proceso que se debe hacer de forma manual. De entre las turbinas de gas reales que tenemos a disposición (ver referencia [ANX IV – 11]) se debe escoger aquella que para el modo de funcionamiento del ciclo de potencia y CCS para cada tipo de amina cumpla en lo mejor posible las especificaciones.

La simulación del ciclo de potencia con la integración de CCS nos ofrece el dato de partida que he denominado 'Potencia térmica disponible' que es la suma de la potencia de los gases energéticos provenientes de la siderurgia más el gas natural.

El siguiente paso es ir probando turbinas de gas. Para ello se introduce en el programa de simulación los datos de potencia nominal, caudal de gases de escape nominal, rendimiento y temperatura de los gases de escape. Con estos datos se vuelve a simular el programa y se chequea que la potencia producida por la turbina de gas en el caso simulado y la instalada al introducir los datos sean prácticamente equivalentes. Si no es el caso se debe proseguir probando con una nueva turbina de gas. La Tabla 22 recoge las características técnicas de las turbinas de gas seleccionadas.

Tabla 22 Turbinas de gas para cada tipo de amina

	MEA	DEA	MDEA
<i>Fabricante</i>	Mitsubishi heavy ind.	General electric energy	Alstom power
<i>Modelo</i>	M701F5	109FA	GT11N2(1)
<i>Nº de turbinas</i>	6	2	2
<i>Rendimiento</i>	40%	42.9%	33.3%
<i>Potencia nominal</i>	359MW _e	254.1MW _e	113.6MW _e
<i>Relación de presión</i>	21	16.6	16
<i>Caudal de gases de escape</i>	730kg/s	655kg/s	400kg/s
<i>Temperatura gases de escape</i>	611°C	592°C	555°C

4.4 Potencias y producción eléctrica

En primer lugar se van a listar las potencias térmicas de mayor relevancia en la integración del CCS. Los datos están contenidos en la Tabla 23. Como novedad se tiene que el condensador no disipa potencia ya que la turbina de media nº3 y la turbina de baja no existen ni tiene cabida el condensador. Por otro lado tenemos la potencia térmica a disipar en los intercoolers, que tiene un valor elevado pero con una utilidad baja ya que la temperatura del CO₂ en los intercoolers oscila entre los 40°C y los 120°C. Se puede usar como fuente de calor residual o como precalentador de otros flujos.

Tabla 23 Potencias térmicas de relevancia [MW_t]

Elemento	MEA	DEA	MDEA
HRSG	1845	535	285
Condensador	0	0	0
Aporte vapor	42.4	42.4	42.4
Extracción vapor	22.34	22.34	22.34
Intercoolers	177	75.2	62.2

A continuación se van a presentar los datos para la potencia eléctrica. En primera instancia se tiene la potencia eléctrica de relevancia en la CP, Tabla 24. En ella se detallan las potencias producidas por las turbinas y las potencias consumidas por las bombas. La turbina de media 3 y la turbina de baja, así como la bomba de baja y de media tienen unas potencias nulas. Se han incluido para remarcar el hecho de que se podría simular aplicando otras condiciones de forma que produjesen/consumiesen potencia.

Tabla 24 Potencias eléctricas de relevancia en la CP [MW_e]

Elemento	MEA	DEA	MDEA
Turbina de gas	2078	508.8	224.7
Turbina de alta	184	47.8	19.5
Turbina de media 1	176	54.3	31.2
Turbina de media 2	190	57.0	31.8
Turbina de media 3	0	0	0
Turbina de baja	0	0	0
Bomba de baja	0	0	0
Bomba de media	0	0	0
Bomba de alta	12	3.3	1.6

Para terminar con este apartado, se resumen las potencias eléctricas consumidas en los diferentes ciclos así como la producción bruta para finalmente extraer la potencia neta producida o potencia exportable a la red eléctrica. Los datos están reflejados en la Tabla 25.

Tabla 25 Producción y demanda, potencia exportable de energía eléctrica [MW_e]

Elemento	MEA	DEA	MDEA
Demanda de la siderurgia	111.3	111.3	111.3
Demanda bombeo CCS	1.65	0.424	0.275
Compresión del CO ₂	84.8	36.0	29.8
Producción de la CP	2600	659.9	303.2
Potencia exportable	2402	512.1	161.7

4.5 Emisiones de CO₂

4.5.1 Datos resumidos

En el caso de integración total de la siderurgia con la CP y con el sistema CCS se van a tener tres fuentes de emisiones de CO₂: la propia siderurgia, la quema de los gases energéticos provenientes de la siderurgia y la quema del gas natural. Aunque las emisiones de las dos primeras fuentes permanezcan constantes ya que el funcionamiento y la producción de la industria siderúrgica no se ha modificado, si que lo hará el combustible extra de gas natural. La Tabla 26 contiene todos los datos relativos a emisiones de CO₂.

Tabla 26 Emisiones de CO₂ de la integración siderurgia-CP-CCS [kg/s]

Elemento emisor	MEA	DEA	MDEA
Industria siderúrgica	43.09	43.09	43.09
Combustión gases en TG	66.39	66.39	66.39
Combustión GN en TG	246.5	41.8	15.72
TOTAL CO ₂ producido	356	151.3	125.2
CO ₂ capturado con CCS	317.3	134.9	111.6
TOTAL emitido	38.66	16.43	13.6

4.5.2 Emisiones de CO₂ equivalentes a la red eléctrica

Se va a proceder a calcular, como en los casos anteriores, las emisiones de CO₂ equivalentes a la red eléctrica porque la planta con la integración de CP y CCS es capaz de producir un excedente eléctrico y volcarlo a la red. La Tabla 27 contiene los datos acostumbrados a reflejar en este tipo de análisis.

Tabla 27 Datos de emisiones de CO₂ equivalente

Tipo amina	Energía eléctrica vendida	Energía térmica equivalente	Potencia de caldera ficticia	Carbón	Aire de combustión	CO ₂ equivalentes red eléctrica
	[MW _e]	[kW _{t,eq}]	[kW _t]	[kg/s]	[kg/s]	[kg/s]
MEA	2402	4804000	5264600	840.7	6222.2	1116.6
DEA	512.1	1024200	1122400	179.2	1326.5	328.0
MDEA	161.7	323400	354400	56.6	418.8	75.1

5 Referencias Anexo VI: INTEGRACIÓN DE UN SISTEMA CCS

- [A,VI - 1] C. De la Cruz Guerra; J.M. Cervantes Rodríguez; M.J. Cruz Gómez; E. Sánchez Marín; A. Ramírez Antonio; V. Casasola Varela;: Optimización integral de la operación y consumo de energía de una planta de endulzamiento de gas natural. Instituto Mexicano del Petróleo. 4^a edición del E-Exitep (2005).
- [A,VI - 2] I. Prieto González;: Captura y almacenamiento de CO₂ procedente de instalaciones de combustión para la generación de energía eléctrica. Grupo de investigación de Ingeniería Térmica, Universidad de Oviedo
- [A,VI - 3] B. Morero; M.C. Croquer-Martinis; E. Groppelli; E. A. Campanella;: Comparación de diferentes soluciones de aminas para la purificación de Biogás. Instituto de Desarrollo Tecnológico para la Industria Química (INTEC) y Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET) (2012).
- [A,VI - 4] A. Aroonwilas; A. Veawab;: Integration of CO₂ capture unit using single- and blended-amines into supercritical coal-fired power plants: Implications for emission and energy management. International Journal of Greenhouse gas Control I (2007)
- [A,VI - 5] F.A. Chowdhury; H. Okabe; H. Yamada; M. Onoda; Y. Fujioka;: Synthesis and selection of hindered new amine absorbents for CO₂ capture. Energy Procedia 4 (2011)
- [A,VI - 6] P. Galindo; A. Schäffer; K. Brechtel; S. Unterberger; G. Scheffknecht;: Experimental research on the performance of CO₂-loaded solutions of MEA and DEA at regeneration conditions. Fuel 101 (2012)
- [A,VI - 7] J. Kemper; G. Ewert; M. Grünewald;: Absorption and regeneration performance of novel reactive amine solvents for post-combustion CO₂ capture. Energy Procedia 4 (2011)
- [A,VI - 8] N.S. Kwak; J.H. Lee; I.Y. Lee; K.R. Jang; J.G. Shim;: A study of the CO₂ capture pilot plant by amine absorption. Energy xxx (2012)
- [A,VI - 9] F. Porcheron; A. Gibert; M. Jacquin; P. Mougin; A. Faraj; A. Goulon; P.A. Bouillon; B. Delfort; D. Le Pennec; L. Raynal;: High Throughput Screening of amine thermodynamic properties applied to post-combustion CO₂ capture process evaluation. Energy Procedia 4 (2011)
- [A,VI - 10] L.M. Romeo; S. Espatolero; I. Bolea;: Designing a supercritical steam cycle to integrate the energy requirements of CO₂ amine scrubbing. International Journal of Greenhouse gas Control II (2008)
- [A,VI - 11] J. Zhang; O. Nwani; Y. Tan; D.W. Agar;: Carbon dioxide absorption into biphasic amine solvent with solvent loss reduction. Chemical Engineering Research and Design 89 (2011)
- [A,VI - 12] D. Johansson; J. Sjöblom; T. Berntsson;: Heat supply alternatives for CO₂ capture in the process industry. International Journal of Greenhouse Gas Control 8 (2012)
- [A,VI - 13] www.sbioinformatics.com/design_thesis/Monoethanolamine
- [A,VI - 14] <http://encyclopedia.airliquide.com/Encyclopedia>
- [A,VI - 15] Monoethanolamine physical properties. Cameo Chemicals
- [A,VI - 16] Ethanolamines: monoethanolamine, diethanolamine, triethanolamine. Dow Chemical company
- [A,VI - 17] Diethanolamine physical properties. Cameo Chemicals
- [A,VI - 18] MDEA Proven Technology for Gas Treating Systems. Arkema organic chemicals
- [A,VI - 19] L.F. Chiu; M.H. Li;: Heat Capacity of Alkanolamine Aqueous Solutions. Journal of chemical and Engineering data 44 (1999)
- [A,VI - 20] N. Rodríguez; S. Mussati; N. Scenna;: Optimization of post-combustion CO₂ process using DEA-MDEA mixtures. Chemical engineering research and design 89 (2011)

Anexo VI: INTEGRACIÓN DE UN SISTEMA CCS

- [A,VI - 21] P. Mores; N. Rodríguez; N. Scenna; S. Mussati;: CO₂ capture in power plants: Minimization of the investment and operating cost of the post-combustion process using MEA aqueous solution. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 10 (2012)
- [A,VI - 22] P. Mores; N. Scenna; S. Mussati;: Post-combustion CO₂ capture process: Equilibrium stage mathematical model of the chemical absorption of CO₂ into monoethanolamine (MEA) aqueous solution. *Chemical engineering research and design* 89 (2011)
- [A,VI - 23] B. Zhao; Y. Su; W. Tao; L. Li; Y. Peng;: Post-combustion CO₂ capture by aqueous ammonia: A state-of-the-art review. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 9 (2012)

Máster universitario

Energías renovables

y

Eficiencia energética

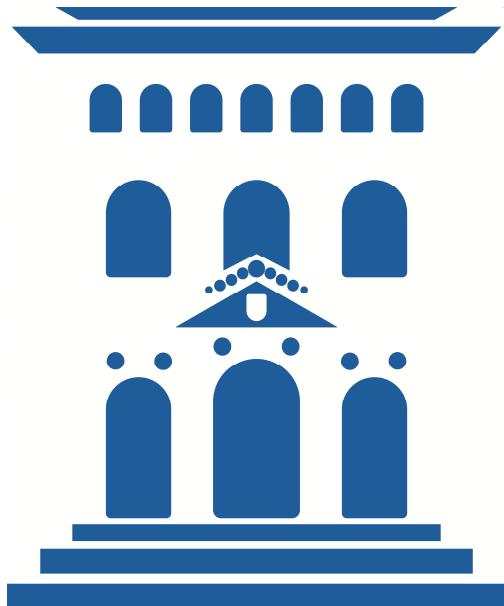
15 de noviembre de 2012

ANEXO VII

EMISIONES DE CO₂ EVITADAS

Eloy Pueyo Casabón

Director: D. Luis Miguel Romeo Giménez



0 Índice del Anexo VII: EMISIONES DE CO₂ EVITADAS

0	ÍNDICE DEL ANEXO VII: EMISIONES DE CO₂ EVITADAS	- 173 -
1	INTRODUCCIÓN	- 174 -
2	METODOLOGÍA	- 174 -
2.1	ELECCIÓN DE LA METODOLOGÍA EMPLEADA	- 174 -
2.2	ESQUEMA BÁSICO DE LA METODOLOGÍA	- 174 -
3	CASO REAL – INTEGRACIÓN CP+CCS	- 175 -
4	CASO FICTICIO – INTEGRACIÓN CP + CP FICTICIA	- 176 -
4.1	MODELIZACIÓN DE LA CENTRAL DE POTENCIA FICTICIA	- 177 -
4.2	DIMENSIONAMIENTO DE LA CENTRAL DE POTENCIA FICTICIA	- 178 -
5	EMISIONES DE CO₂ EVITADAS	- 178 -
6	ANÁLISIS ECONÓMICO	- 179 -
6.1	PARÁMETROS INFLUYENTES	- 179 -
6.2	VALORES DE LOS PARÁMETROS	- 179 -
6.2.1	AÑOS DE VIDA	- 180 -
6.2.2	INTERÉS ECONÓMICO	- 180 -
6.2.3	PRECIO DE LA TONELADA DE CO ₂	- 181 -
6.3	RESULTADOS PRELIMINARES	- 181 -
7	ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	- 182 -
7.1	INFLUENCIA DE LOS AÑOS DE VIDA	- 183 -
7.2	INFLUENCIA DEL INTERÉS ECONÓMICO	- 183 -
7.3	INFLUENCIA DEL PRECIO DE EMISIÓN	- 184 -
7.4	IMPORTANCIA DE LOS PARÁMETROS	- 185 -
8	REFERENCIAS ANEXO VII: EMISIONES DE CO₂ EVITADAS	- 186 -

1 Introducción

En este Anexo VII: se van a plasmar los últimos resultados obtenidos de las simulaciones. Para ello se van a comparar dos tipos de plantas: la planta real y la planta ficticia. Ambas producen la misma cantidad de acero como de electricidad, pero difieren en cuanto a emisiones de CO₂ y a necesidades de combustibles.

El caso real se ha modelizado en el apartado 4 del Anexo VI. Pero se ha dejado como parámetro libre la elección del tipo de amina a utilizar por el sistema CCS. Finalmente, a la vista de los resultados, se ha decidido usar la amina tipo MDEA ya que presenta unos resultados coherentes: un ratio de captura de CO₂ cercano al 90%, una energía de regeneración relativamente baja, un tamaño de los equipos del ciclo de potencia coherentes a la disponibilidad tecnológica y una producción eléctrica no muy excesiva (recordar que el negocio central de la integración es la producción de la siderurgia, la introducción de la CP y el sistema CCS es para reducir costes medioambientales y obtener un extra de beneficio por la venta de electricidad).

A continuación se estudiarán aspectos económicos tales como la cantidad de CO₂ evitado, el valor máximo de inversión para obtener una rentabilidad económica y un ligero análisis de sensibilidad.

2 Metodología

2.1 Elección de la metodología empleada

Para desarrollar la última parte del TFM se va a seguir la metodología empleada por los autores de [A,VII - 2] que desarrollan el estudio económico basándose en el estudio previo de [A,VII - 1]. Ya que los dos estudios se basan en la integración de un sistema CCS con una cementera y una central de potencia, los pasos a seguir son prácticamente los mismos. Hay que decir que la integración estudiada en las referencias anteriores es tanto a nivel energético como de flujos de materias, caso que en la siderurgia que atañe al presente TFM la parte importante es la integración energética por no tener la posibilidad de una integración de materiales.

2.2 Esquema básico de la metodología

La idea básica es tener dos estados de operación de la siderurgia. En el primero de ellos no se dispondrá de un sistema de CCS y se le llamará 'Caso ficticio'. En la segunda configuración de la siderurgia se incluye la integración total del sistema CCS y se le denominará 'Caso real'.

La configuración más compleja, la que corresponde al Caso real, se tiene la siderurgia produciendo acero y CO₂, la central de potencia produciendo electricidad y CO₂ y finalmente el sistema de captura de CO₂ que atrapa el CO₂ mediante absorción química.

En la configuración que corresponde al Caso ficticio, se tiene la misma planta siderurgia produciendo la misma cantidad de acero y también CO₂. También se dispone del aprovechamiento de los gases energéticos provenientes de la siderurgia en una central de potencia que produce electricidad y CO₂. Ya que el objetivo del cálculo del Caso ficticio es que produzca la misma cantidad de acero y de electricidad que el Caso real, será necesario añadir

una central de potencia ficticia (de ahí la denominación Caso ficticio). Esta central de potencia ficticia tendrá un funcionamiento similar al ciclo combinado del caso ficticio y producirá la energía eléctrica necesaria para que la producción final sea igual al Caso real.

Una vez se tiene dimensionado el Caso real y el Caso ficticio, se obtienen las producciones y necesidades de cada configuración (ver Fig. 1). Como se impone que la producción de acero es igual en ambos casos (la misma siderurgia), el excedente eléctrico es el mismo, tan solo queda comparar las emisiones de CO₂. Como cabe esperar, el Caso real al disponer de CCS emite muy por debajo del Caso ficticio.

El concepto de 'Emisiones de CO₂ evitadas' viene al poder hacer una comparación de ambos casos. Entonces las emisiones evitadas serán las correspondientes a la diferencia entre las emisiones de CO₂ del caso ficticio y del caso real.

En último lugar se van a introducir un pequeño análisis económico. En vez de seguir la misma metodología empleada en [A,VII - 2] que consistía en obtener los costes específicos de capital, costes de los equipos, intereses bancarios, precios de los combustibles y materias primas principales, etc... para finalmente obtener el coste de emisión marginal por tonelada de CO₂ (coste máximo a pagar por cada tonelada de CO₂ para que la introducción del sistema de CCS sea rentable económicamente). En el caso de la siderurgia, al no disponerse de referencias que analicen el caso de la integración con una CP y un sistema CCS y con unos valores de inversiones económicas y precios de compra de equipos muy volátiles y poco fiables, la estrategia seguir es ligeramente distinta.

En el estudio económico se va a plasmar la cantidad de dinero en millones de euros (M€) que habría que invertir para que la integración siderurgia-CP-CCS fuera rentable variando parámetros críticos como pueden ser los años de vida de la planta, el interés bancario y el precio de mercado de la tonelada de CO₂.

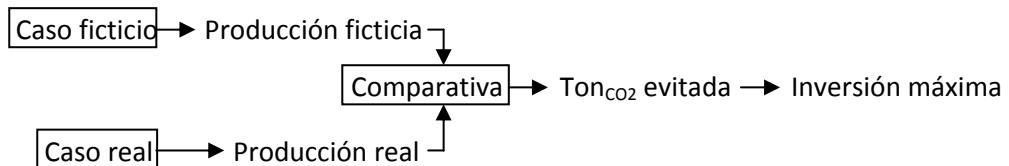


Fig. 1 Esquema básico de la metodología empleada

3 Caso real – Integración CP+CCS

Este apartado tiene como fin explicar la configuración seguida para el Caso real. Gráficamente está explicado en la Fig. 2. La configuración es la misma que se ha planteado en el apartado 4.2 del Anexo VI.

Como flujos principales de cada elemento de la integración se tiene:

- Industria siderúrgica: produce acero y CO₂. También se extrae gases energéticos y vapor. Consume vapor y electricidad.
- Central de potencia: produce electricidad, CO₂ y la extracción de vapor hacia la siderurgia. Consume los gases energéticos y un extra de gas natural así como el aporte de vapor.

- CCS: 'consume' el CO₂ de los dos casos anteriores para capturarlo y emite el porcentaje que se ha fijado en torno al 10%. También consume electricidad pero se le ha imputado a la central de potencia al ser un flujo no determinante (interesa la producción eléctrica final de venta).

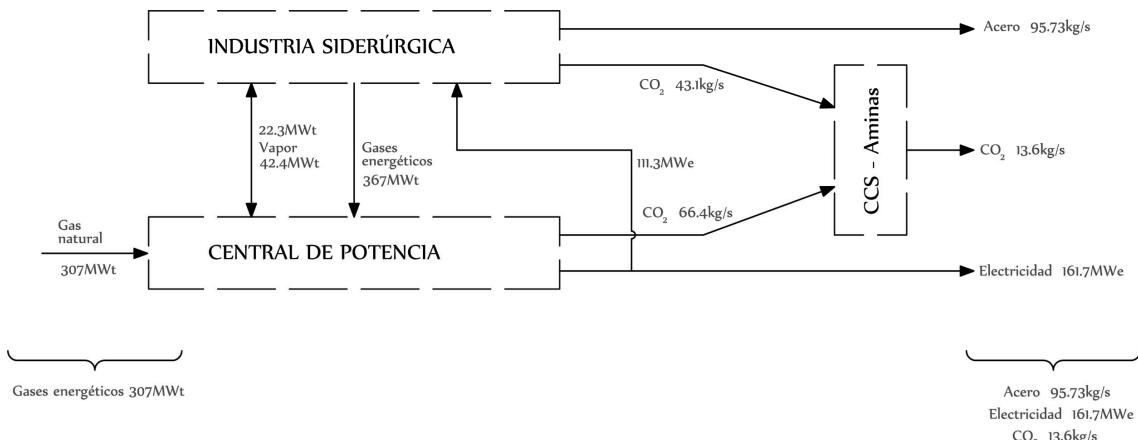


Fig. 2 Configuración para el Caso real

La Tabla 1 contiene los productos finales de la integración que son el acero, las emisiones de CO₂ y la electricidad en excedente. También se presenta la demanda de energía térmica que se necesita. Los valores totales son los que se compararán con el caso ficticio que se presentará en el apartado 4 de este anexo.

Tabla 1 Emisiones de CO₂, flujos eléctricos y requerimientos térmicos. Caso real

	Acero	CO ₂	Electricidad	E. térmica
	[kg/s]	[kg/s]	[kW _e]	[kW _t]
Siderurgia	95.73	43.1	-111.3	-387.1
Central de potencia	----	66.4	273	694.1
Sistema CCS	----	-95.9	----	----
TOTAL	95.73	13.6	161.7	307

4 Caso ficticio – Integración CP + CP ficticia

En la Fig. 3 se presenta el diagrama del Caso ficticio. Se observa que no dispone de sistema CCS, mas en cambio se ha debido poner una central de potencia ficticia para producir la misma cantidad de energía eléctrica que en el Caso real.

En este caso los requerimientos y producciones de cada elemento de la configuración son más sencillos y se corresponden cualitativamente (pero no cuantitativamente) en gran medida a los presentados en el Caso real. En esta configuración presentada, la gran incógnita es la central de potencia ficticia.

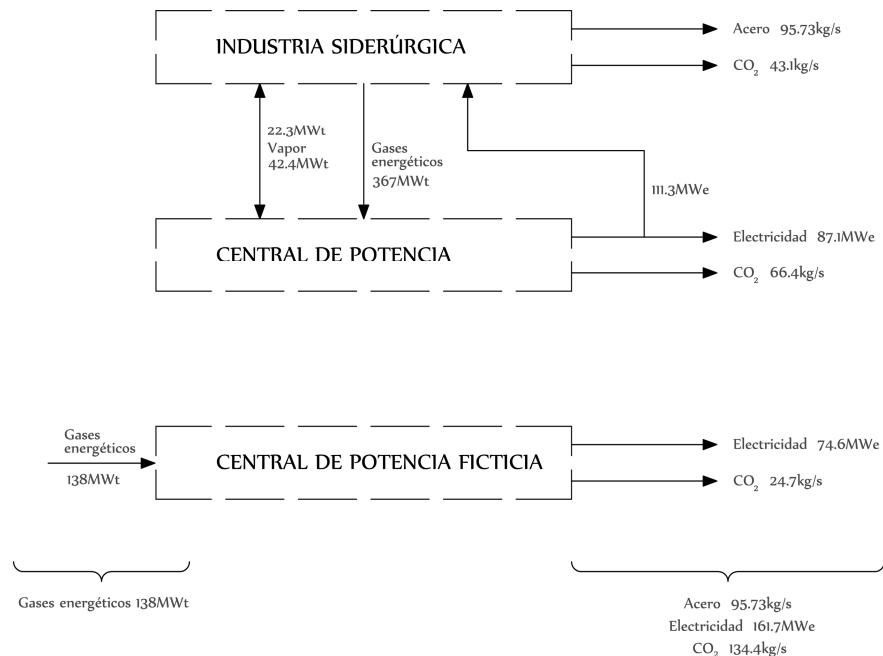
Anexo VII: EMISIONES DE CO₂ EVITADAS

Fig. 3 Configuración para el caso ficticio

4.1 Modelización de la central de potencia ficticia

Para la modelización de la central de potencia ficticia se debe basar en el funcionamiento de una central de potencia. Para ello se va a referir en la central de potencia modelizada en el caso base presentado en apartado 6 del Anexo V. Aunque en la Fig. 3 se disponga de dos centrales de potencias por separado, lo que realmente se va a hacer es 'repotenciar' el ciclo combinado existente con el objetivo de producir la misma cantidad eléctrica que en el caso real. Ya que la repotenciación de la planta de potencia significaría en un estudio real la colocación de distintos elementos como por ejemplo la TG, el funcionamiento variaría en mayor o menor medida. En el caso que atañe, al ser un caso ficticio, se van a suponer que los equipos empleados funcionan de igual manera a distintos valores de carga (por ejemplo, la TG funcionaría igual a un 40% de la capacidad nominal, como al 100% como al 200% en cuanto a rendimiento, factor de emisión de CO₂, etc...).

La Tabla 2 contiene los datos necesarios para el posterior cálculo de los parámetros que modelizarán la central de potencia ficticia. La producción eléctrica neta del ciclo de potencia original se usan 111.3 MW_e para abastecer la siderurgia y se exportan 87.1 MW_e a la red eléctrica. La central de potencia ficticia no tendrá que abastecer eléctricamente a la siderurgia, por lo tanto la producción eléctrica neta será equiparable a la potencia a exportar. El valor de emisiones de CO₂ es el que se le imputa a la central de potencia ya que la industria siderúrgica tiene su valor de emisión de CO₂ por separado. Finalmente se encuentra la energía de los gases energéticos que es el combustible principal y ya que queremos repotenciar la planta será necesario quemar más combustible.

Tabla 2 Parámetros básicos de caracterización de la CP

Variable	Valor
Producción eléctrica neta	198.4 MW _e
Emisión de CO ₂	66.39 kg/s
Energía de gases energéticos	367 MW _t

Con los datos contenidos en la tabla anterior, se pueden obtener los factores para modelizar la central de potencia ficticia:

$$\eta_{CP} = \frac{\text{Producción_neta}}{\text{Potencia_fuel}} = \frac{198.4}{367} = 0.54$$

$$\text{Factor}_{emisión} = \frac{\text{EmisiónCO}_2}{\text{Producción_neta}} = \frac{66.39}{198.4} = 0.3346 \text{ kgCO}_2 / \text{s} / \text{MW}_e$$

Tan solo serán necesarios de conocer el rendimiento de la central de potencia y el factor de emisión de CO₂ ya que se tienen dos incógnitas: las emisiones de CO₂ y la cantidad de combustible a introducir para producir el defecto de energía eléctrica. El valor del rendimiento está acorde a los valores típicos de un ciclo combinado, pero sin llegar a los valores cercanos al 60% que se pueden conseguir actualmente. Esto es debido a que a la salida del HRSG la temperatura de los gases se ha fijado en 150°C pudiéndose enfriar más y recuperar más energía térmica. Pero se ha fijado en 150°C ya que se tenía en mente colocar el sistema CCS que requiere un proceso de limpiado previo, donde el sistema de eliminación de los NO_x requiere de temperaturas cercanas a 200°C.

4.2 Dimensionamiento de la central de potencia ficticia

Para dimensionar la central de potencia ficticia se va hacer uso de los valores obtenidos en el apartado anterior: el rendimiento de la CP y el factor de emisión. Para ello se debe partir de un dato conocido. Este dato es la energía eléctrica a producir por la central de potencia ficticia.

Ya que el conjunto de la siderurgia, la CP y la nueva CP ficticia debe producir la misma cantidad de acero y de electricidad que en el Caso real, como el acero solo se produce en la siderurgia y ya se tiene el mismo valor, tan solo resta producir la misma cantidad eléctrica. En el caso real se tienen 161.7 MW_e y de momento en este caso solo se producen 87.1 MW_e debido a la integración de la CP. Por lo tanto será necesario producir 74.6 MW_e para tener la misma producción eléctrica.

Haciendo uso de los parámetros de caracterizan la CP ficticia presentados en el apartado 4.1 anterior, se tiene una emisión de CO₂ de 24.7 kg/s y una necesidad de fuel de 138 MW_t. En la Fig. 3 se ha especificado que son gases energéticos ya que se ha supuesto que el funcionamiento de la CP no variaría. Los datos completos están en la Tabla 3.

Tabla 3 Emisión de CO₂, flujos eléctricos y requerimientos térmicos. Caso ficticio

	Acero	CO ₂	Electricidad	E. térmica
	[kg/s]	[kg/s]	[kW _e]	[kW _t]
Siderurgia	95.73	43.1	-111.3	-387.1
Central de potencia	----	66.4	198.4	694.1
Central de potencia ficticia	----	24.7	74.6	138
TOTAL	95.73	134.4	161.7	445

5 Emisiones de CO₂ evitadas

En el apartado anterior se han definido el modo de funcionamiento de los dos casos a comparar. Se conocen los productos que interesan, acero electricidad y CO₂, para poder tener argumentos para comparar ambos casos. Ya que se ha impuesto que ambos casos produzcan

el mismo acero (como se tiene la misma siderurgia en ambos casos se cumple) y la misma producción eléctrica (se ha añadido la central de potencia ficticia) tan solo falta comparar las emisiones de CO₂.

Obteniendo los valores correspondientes de las Tabla 1 y Tabla 3 se puede llegar a saber las emisiones de CO₂ evitadas. Por lo tanto para el caso real se tienen unas emisiones de 13.6 kg/s de CO₂ y en el caso ficticio de 134.4 kg/s. Suponiendo que el funcionamiento de la industria sea durante todo el año en continuo, sin paradas para mantenimiento, entonces las emisiones de CO₂ evitadas se pueden calcular y están recogidas en la Tabla 4.

Tabla 4 Emisiones de CO₂ evitadas mensuales y anuales

	[kg/s]	[ton/mes]	[ton/año]
<i>Caso real</i>	13.6	35730	428760
<i>Caso ficticio</i>	134.4	353310	4240000
<i>Emisiones evitadas</i>	120.8	317580	3811000

6 Análisis económico

6.1 Parámetros influyentes

En este apartado se abordan los aspectos económicos básicos que ataúnen a la ejecución e implantación de la integración de la siderurgia con la central de potencia y con el sistema de captura de CO₂. En un principio se va a calcular el coste económico de las emisiones de CO₂ evitadas. Más que un coste económico sería un beneficio para la empresa ya que al no emitir gases de efecto invernadero no tendría que pagar el correspondiente monto económico establecido. Si la reducción fuese muy drástica incluso se daría el caso de que la empresa podría vender los derechos de emisión ya que no alcanzaría su cupo máximo con lo que repercutiría en un beneficio mayor, aunque este caso no ha sido considerado.

Para el análisis económico se han tenido en cuenta los siguientes factores:

- Años de vida. Ya que la vida de funcionamiento de los equipos que se van a instalar no tiene una duración infinita si no limitada, se debe considerar. En esta vida no influye el término obsolescencia tecnológica, es decir la tecnología implantada se verá superada por nuevos sistemas que se descubran e implante en un futuro.
- Interés económico. Con esta variable se intentará dar un valor más real a los pagos de dinero. Esto es, si cada mes la empresa debe desembolsar la misma cantidad de dinero, la cantidad desembolsada en el primer día no tiene el mismo valor cualitativo que la desembolsada el último día ya que habrán transcurrido 'x' años, aunque el valor cuantitativo sea el mismo. Con este aspecto se introduce el término 'depreciación económica'.
- Precio de la tonelada de CO₂. El precio de la tonelada de CO₂ viene fijado diariamente por el mercado de emisiones de CO₂ a nivel de la Comunidad Europea. Aunque el valor es fruto de las leyes de la oferta y la demanda, para este estudio preliminar se va a suponer constante a lo largo de toda la vida útil de la empresa.

6.2 Valores de los parámetros

Una vez establecidos los parámetros más influyentes en el apartado anterior, ahora resta darle un valor para poder hacer la simulación y obtener los montos económicos.

6.2.1 Años de vida

Para definir un valor acorde con el funcionamiento de la industria siderurgia, la central de potencia y el sistema CCS, se debe poner atención en el comportamiento singular de cada uno de ellos. Por lo tanto, el conocimiento tecnológico y los años de experiencia son esenciales a la hora de estimar unos años de vida coherentes.

Tanto la industria siderúrgica como la central de potencia poseen unos valores altos en cuanto a conocimiento tecnológico y años de experiencia. El proceso siderúrgico descrito en el Anexo I no ha variado excesivamente a lo largo de los años y pequeñas mejoras se pueden implementar. En cuanto a la central de potencia, aunque es un campo ampliamente estudiado, las mejores tecnológicas en cuanto a materiales se refieren, suponen evoluciones importantes en los diversos componentes.

Finalmente, para el sistema CCS al no disponerse de experiencia acumulada a niveles industriales y un conocimiento tecnológico en plena evolución, la instalación de un tipo de sistema CCS a día de hoy se podría ver ampliamente superando en cuanto a prestaciones a los pocos años de su puesta en marcha.

Por lo tanto se va a suponer un valor de años de vida de 25 años, reflejando de este modo que aunque los diversos componentes de la planta pudieran seguir funcionando en perfectas condiciones una vez superados estos años, la realidad tecnológica existente nos indicaría que la mejor opción sería un reemplazo o una actualización de la planta.

6.2.2 Interés económico

El interés económico servirá para poder actualizar el coste económico de los diversos desembolsos en cada mes o en cada año al valor que tendría actualmente sumado. Lo que viene siendo el VAN (valor actual neto).

Se partirá de un interés económico anual. Luego se puede calcular el valor del interés económico equivalente mensual como indica la eq.1

$$1 + i_{año} = (1 + i_{mes})^{12} \quad (\text{eq.1})$$

Del mismo modo se podría obtener el interés trimestral, semanal, diario... colocando como exponente en la eq.1 el número de elementos que contiene el año entero (por ejemplo diario tendría un exponente 365, trimestral tendría un exponente de 4, etc...).

Todo esto orientado a actualizar los precios de los costes para cada periodo de tiempo. El concepto viene recogido en la eq.2.

$$C_{act} = \frac{C_{bruto}}{(1+i)^p} \quad (\text{eq.2})$$

Donde se tiene que C_{act} es el coste actualizado a día actual, C_{bruto} es el coste a desembolsar en el periodo correspondiente en la línea de tiempo, i es el interés y p es la diferencia de periodos entre el tiempo actual y el tiempo de desembolso de C_{bruto} . Por ejemplo, si se desembolsan 100 unidades económicas en agosto y estamos en enero, el interés tendría que ser $i = i_{mes}$ y el valor de p sería 9 ya que agosto es el mes 10 y enero el mes 1.

Finalmente tan solo restaría sumar todas las cantidades actualizadas como indica la eq.3:

$$VAN = \sum_{p=1}^{p=AñosVida} C_{act,p} \quad (\text{eq.3})$$

6.2.3 Precio de la tonelada de CO₂

Aunque el precio de la tonelada de CO₂ tenga un valor volátil ya que está sujeto a las fluctuaciones propias de un mercado liberalizado de valores, se va a intentar dar un valor fijo.

El precio de emisión por tonelada de CO₂ en el año 2012 se presenta en la Fig. 4 según datos de [A,VII - 3]. Se observa un valor promedio de unos 7€/ton_{CO2}. A fecha de entrega del TFM el precio era de 8.25€/ton_{CO2}. En cambio en la Fig. 5 se muestra el histórico de la evolución del precio de emisión por tonelada de CO₂. La caída en el año 2008 se produce por efectos de la crisis, menor consumo implica menores emisiones de CO₂ lo que baja el precio de emisión al haber en el mercado muchos derechos. En 2012, al entrar en vigor la nueva fase en cuanto a derechos de emisión se refiere, se observa una evolución con tendencia a la baja en el precio de emisión.

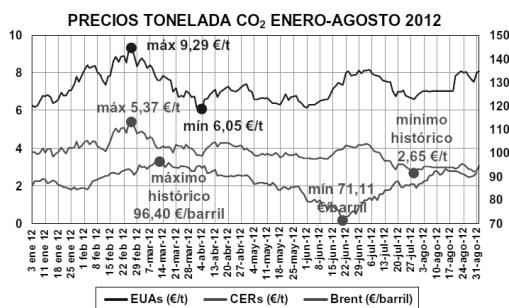


Fig. 4 Precio de emisión de tonelada de CO₂ durante 2012
[A,VII - 3]

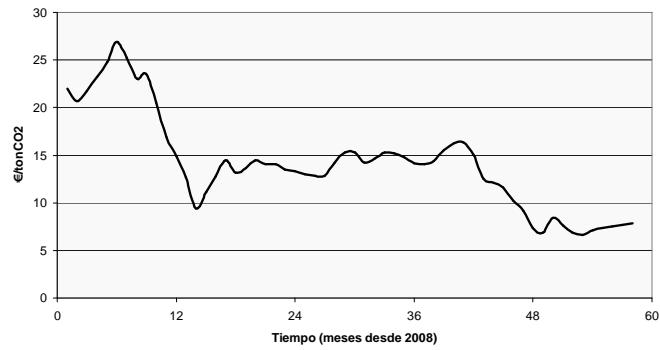


Fig. 5 Histórico de la evolución del precio de emisión por tonelada de CO₂ [A,VII - 4][Fuente propia]

Aunque actualmente los precios de emisión no superan los 10€/ton_{CO2}, esto se debe principalmente al efecto de la crisis y a la bajada de emisiones de CO₂. Pero se pretende que se alcancen valores a largo plazo estables entre 20€/ton_{CO2} y 50€/ton_{CO2} según comunicaciones del Parlamento europeo recogidas en [A,VII - 5]. Debido a esta futura predicción, el valor final escogido para realizar los cálculos y ofrecer unos resultados será de 30€/ton_{CO2}.

6.3 Resultados preliminares

Para la ejecución de los cálculos se ha procedido a calcular el desembolso económico mensual. Además se han utilizado los parámetros anteriores, a saber: años de vida 25 años, interés económico del 4% y precio por tonelada de CO₂ de 30€/ton_{CO2}.

Con las premisas anteriores y sabiendo que se evitan 317850 ton_{CO2}/mes, se tiene que cada mes se evita desembolsar un monto económico de 9527000 €/mes. Este sería el valor C_{bruto} a introducir en la eq.2.

Al actualizar los valores mes a mes aplicando el interés económico y sumando todos los resultados se tiene un VAN equivalente de 1818.5 millones de €. Ver Tabla 5.

Tabla 5 Cantidades económicas mensuales y VAN

	Cantidad [M€]
Desembolso mensual bruto	9.52
VAN	1818.5

Este valor de 1818.5M€ nos indica que si se coloca un sistema CCS como el estudiado se puede llegar a ahorrar 1818.5M€ por haber evitado la emisión de toneladas de CO₂.

Visto desde otro punto de vista, esta cantidad obtenida sería el máximo dinero a invertir para la construcción e implementación de la industria siderúrgica con su central de potencia y ciclo CCS. Se tendría que tener en cuenta el coste del combustible adicional, los requerimientos de capital para la construcción de los nuevos sistemas, etc...

7 Análisis de sensibilidad

Aunque en el apartado 6.2 se han fijado unos valores para los parámetros años de vida, interés económico y precio de emisión de CO₂, también se ha comentado que estos valores pueden ser fácilmente volátiles y modificar su valor. Por lo tanto es conveniente la inclusión de un análisis de sensibilidad con respecto a esos parámetros.

Para realizar este análisis se van a implementar 27 casos distintos de VAN que corresponden a variar los valores de las tres variables en tres niveles:

- Años de vida: se van a considerar 15, 20 y 25 años.
- Interés económico: se estudiará para valores anuales de 4, 6 y 8 %.
- Precio de emisión: se tendrán los valores de 20, 25 y 30 €/ton_{CO₂}.

A continuación, en la Tabla 6 se encuentran contenidos los datos de VAN para todas las combinaciones posibles con los valores anteriormente señalados.

Tabla 6 VAN para distintos valores de años de vida, interés económico y precio por emisión de tonelada de CO₂

AñosVida	i _{tae}	precioCO ₂	VAN [M€]
15	4	20	862,861
15	4	25	1078,576
15	4	30	1294,291
15	6	20	760,403
15	6	25	950,504
15	6	30	1140,604
15	8	20	675,986
15	8	25	844,982
15	8	30	1013,978
20	4	20	1054,700
20	4	25	1318,375
20	4	30	1582,050
20	6	20	898,017
20	6	25	1122,521
20	6	30	1347,025
20	8	20	775,389
20	8	25	969,236
20	8	30	1163,084
25	4	20	1212,378
25	4	25	1516,472
25	4	30	1818,566
25	6	20	1000,850
25	6	25	1251,062
25	6	30	1501,275
25	8	20	843,041
25	8	25	1053,802
25	8	30	1264,562

7.1 Influencia de los años de vida

Como ya se ha propuesto anteriormente, los años de vida del ciclo CCS son los más restrictivos ya que la implementación de un nuevo sistema CCS más evolucionado tecnológicamente será más atractivo. Por lo tanto, el valor de 25 años es un valor muy conservador a la hora de obtener un buen resultado en el VAN. Se van a considerar valores de 20 y 15 años para ver la influencia de este parámetro.

En la Fig. 6 se muestran las líneas de tendencia de la inversión máxima para construir la integración siderurgia+CP+CSS. Se observa una tendencia a la baja cuando se disminuyen los años de vida. Es decir, se puede gastar menos dinero si se quiere disponer de un sistema que dure menos años, pero este factor se puede ver mejorado por una instalación de un sistema evolucionado en un periodo de tiempo menor. Se tendrían que tener en cuenta los gastos de inversión de la sustitución del nuevo equipo.

También se observa una caída más pronunciada en cuanto a las demás condiciones (interés y precio de emisión) son más benévolas. De este modo el factor años de vida cobra mayor importancia. De hecho, en la línea inferior (condiciones benévolas) la caída es del orden del 40% (disminuir la vida en un 40% significa poder gastar un 40% menos). En cambio, en la línea superior (condiciones más rigurosas) la caída es inferior y vale un 25% (acortar la vida un 40% significa poder gastar un 25% menos). Se tiene una ligera tendencia cuadrática, es decir se podría modelar con una ecuación de segundo grado.

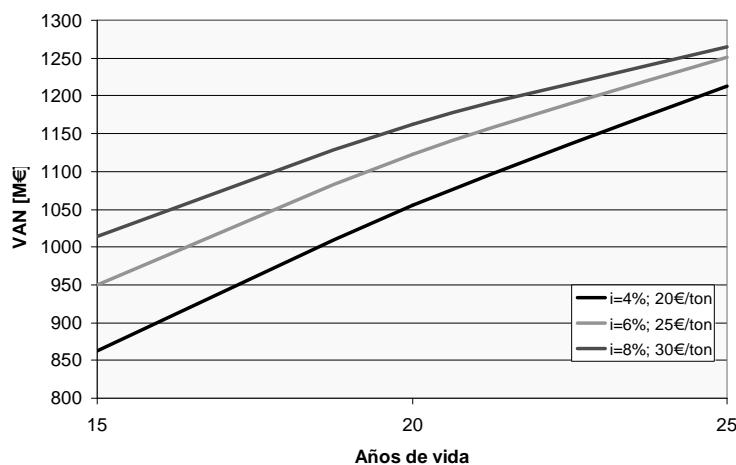


Fig. 6 Influencia del parámetro 'Años de vida'

7.2 Influencia del interés económico

El interés económico se ha tratado como el concepto de depreciación del valor. Así, si se desembolsara la misma cantidad en un periodo de tiempo a 10 años con un interés económico mayor que el estudiado, la actualización de dicho desembolso daría un precio actualizado menor. Lo que viene a ser lo mismo que si existe un interés económico elevado lo que hace es que se tenga un valor VAN menor y por tanto no se pueda llegar a gastar tanto dinero en la instalación del sistema CCS.

La Fig. 7 muestra los resultados en forma de gráfica y efectivamente se puede comprobar que tienen una tendencia a la baja al aumentar el interés que refleja de forma numérica el concepto explicado en el párrafo anterior. En este caso ocurre al contrario que con el parámetro Años de vida: cuando se tienen condiciones más benévolas (curva inferior) el interés económico es influyente pero con menor importancia que si se tienen condiciones

estrictas (curva superior) en dónde el parámetro interés económico tiene una influencia fuerte.

En valores relativos, se puede comprobar dicha influencia. Por ejemplo, para la línea superior la variación del interés de pasar del 4% al 8% el VAN disminuye un 30% (tener un interés el doble de alto te sustrae un 30% de la inversión máxima inicial). En cambio para la línea inferior esa bajada se corresponde a 22%. La influencia es ligeramente menor, pero no tan significativa con el parámetro anterior.

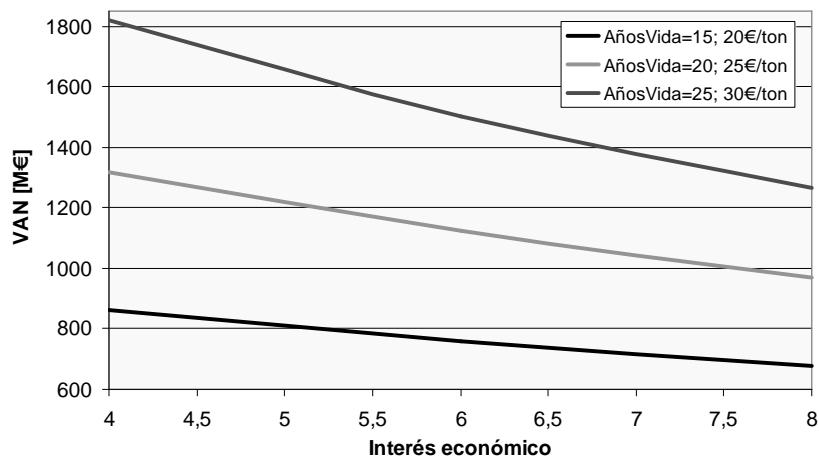


Fig. 7 Influencia del parámetro 'Interés económico'

7.3 Influencia del precio de emisión

El precio de emisión por tonelada de CO₂ es un parámetro que en primer lugar se puede ver la importancia que va a tener. Además se puede intuir que será un parámetro con influencia proporcional, ya que si el parámetro aumenta el precio final va a aumentar en la misma proporción.

Todas estas conjeturas se pueden ver plasmadas en la Fig. 8. Se tiene una tendencia proporcional positiva: a cuanto más vale emitir una tonelada, de mayor dinero se dispone para hacer la inversión (no hay que olvidar que emitimos 'toneladas evitadas'). Además se observa que la influencia de el resto de parámetros es baja ya que las tres líneas están relativamente cerca (la diferencia máxima se observa en unos 50M€).

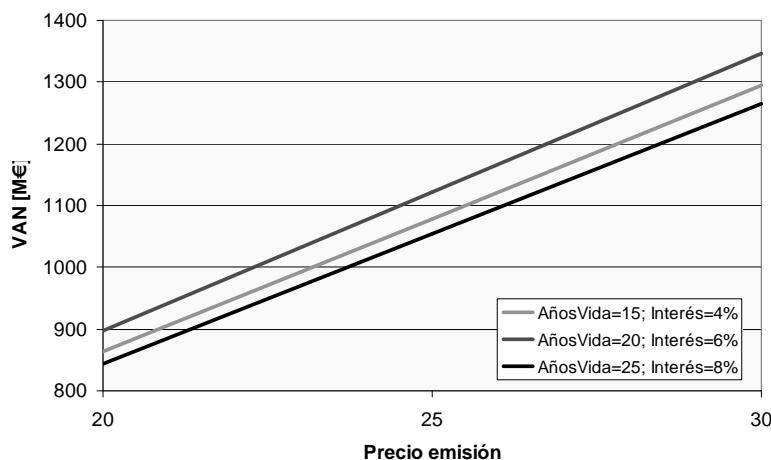


Fig. 8 Influencia del parámetro 'Precio de emisión'

Hablando de términos relativos como se ha hecho anteriormente se puede descubrir la tendencia lineal (y no parabólica o con saturación como en casos anteriores). De este modo, en la línea inferior tener un coste +10€/ton_{CO₂} (supone un incremento del 50%) se traduce en una subida del VAN del 50%. Lo mismo ocurre para las demás curvas.

7.4 Importancia de los parámetros

Ya que todos los parámetros influyen en mayor o menor medida en la obtención del VAN y lo modifican sustancialmente, se va a estudiar cual de ellos es el más influyente.

Para ello se va a calcular, en términos globales, la variación que producen en el VAN cada tipo de parámetro al variarlo un 1%. Se van a tomar valores promedio. Lo que se quiere expresar es la importancia relativa, es decir, si se modifica un 1% el valor de un parámetro, en qué porcentaje lo hará el VAN. Si el porcentaje de variación es inferior al 1% se puede decir que la importancia relativa no es muy grande, si es igual al 1% se tiene una importancia proporcional y si es mayor que el 1% la importancia es grande.

Tabla 7 Importancia relativa de los parámetros

	%variación	Importancia
Años de vida	0.481	Baja
Interés económico	-0.262	Relativamente baja
Precio de emisión	1.000	Proporcional

La Tabla 7 contiene el % de variación en tanto por 1. Este valor nos indica que si se modifica en un 1% el parámetro de estudio, el VAN lo hace en un 'x%'. Hay un caso con un porcentaje de variación negativo que nos indica que el VAN disminuye conforme se incremente el interés económico, pero al ser un valor bajo no es muy importante. Más o menos se puede deducir que el precio de emisión por tonelada es 4 veces más importante que el interés económico y 2 veces más importante que la vida útil de la instalación.

8 Referencias Anexo VII: EMISIONES DE CO₂ EVITADAS

[A,VII - 1] D. Catalina Tomás;: Integración del funcionamiento de una cementera con una central térmica y un sistema de captura de CO₂. Proyecto fin de carrera en Ingeniería industrial. Director: L.M. Romeo Giménez. Universidad de Zaragoza (2010)

[A,VII - 2] L.M. Romeo; D. Catalina; P. Lisboa; Y. Lara; A. Martínez;: Reduction of greenhouse gas emissions by integration of cement plants, power plants, and CO₂ capture systems. Greenhouse gas science and technology I (2011)

[A,VII - 3] Boletín mensual de estadística. Agosto-Septiembre 2012. Ministerio de agricultura, alimentación y Medio ambiente (2012)

[A,VII - 4] www.sendeco2.com

[A,VII - 5] <http://www.presseurop.eu/es/content/news-brief/1314571-el-parlamento-europeo-revisa-el-precio-del-co2>

Máster universitario

Energías renovables

y

Eficiencia energética

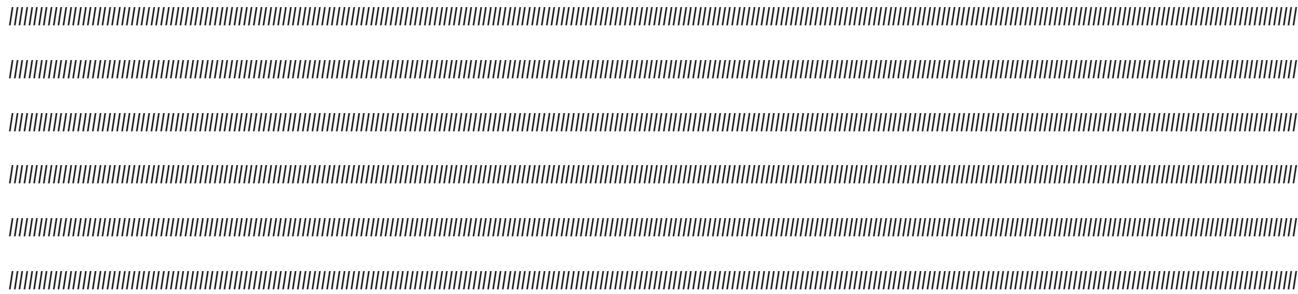
14 de noviembre de 2012

ANEXO VIII

SIMULACIÓN EES

Eloy Pueyo Casabón

Director: D. Luis Miguel Romeo Giménez

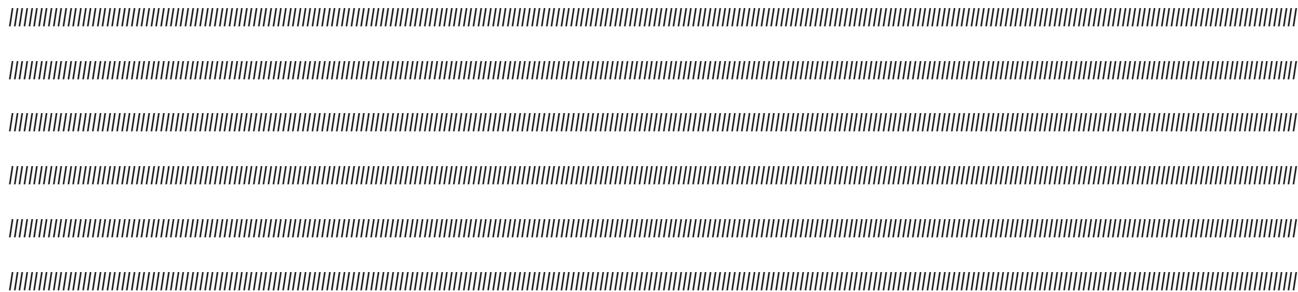


**ESTUDIO DE FUNCIONAMIENTO DE LA INTEGRACIÓN DE UNA PLANTA SIDERÚRGICA CON UNA CENTRAL DE POTENCIA
Y UN SISTEMA DE CAPTURA DE CO₂**

Anexo VIII

Autor: Eloy Pueyo Casabón

Director: D. Luis Miguel Romeo Giménez



INTRODUCCIÓN DE DATOS DEL ANEXO II



ANEXO II - 2.2.- Pesos moleculares y energías de combustión

Tabla 1

Pesos atómicos, [g/mol]

Mr_H = 1,00797 Peso atómico del hidrógeno

$Mr_C = 12,01115$ Peso atómico del carbono

$Mr_N = 14,0067$ Peso atómico del nitrógeno

$Mr_O = 15,9994$ Peso atómico del oxígeno

$Mr_{Ar} = 39,948$ Peso atómico del argón

Tabla 2 - Parte 1

Pesos moleculares de los elementos, [g/mol]

$Mr_1 = 0 \cdot Mr_H + 1 \cdot Mr_C + 0 \cdot Mr_N + 1 \cdot Mr_O$ Peso molecular del CO

$Mr_2 = 2 \cdot Mr_H + 0 \cdot Mr_C + 0 \cdot Mr_N + 0 \cdot Mr_O$ Peso molecular del H₂

$Mr_3 = 0 \cdot Mr_H + 1 \cdot Mr_C + 0 \cdot Mr_N + 2 \cdot Mr_O$ Peso molecular del CO₂

$Mr_4 = 0 \cdot Mr_H + 0 \cdot Mr_C + 2 \cdot Mr_N + 0 \cdot Mr_O$ Peso molecular del N₂

$Mr_5 = 4 \cdot Mr_H + 1 \cdot Mr_C + 0 \cdot Mr_N + 0 \cdot Mr_O$ Peso molecular del CH₄

$Mr_6 = 6 \cdot Mr_H + 2 \cdot Mr_C + 0 \cdot Mr_N + 0 \cdot Mr_O$ Peso molecular del C₂H₆

$Mr_7 = 8 \cdot Mr_H + 3 \cdot Mr_C + 0 \cdot Mr_N + 0 \cdot Mr_O$ Peso molecular del C₃H₈

$Mr_8 = 10 \cdot Mr_H + 4 \cdot Mr_C + 0 \cdot Mr_N + 0 \cdot Mr_O$ Peso molecular del C₄H₁₀

$Mr_9 = 2 \cdot Mr_O$ Peso molecular del O₂

$Mr_{10} = \left[1 - 0,21 - \frac{0,934}{100} \right] \cdot Mr_4 + 0,21 \cdot Mr_9 + \frac{0,934}{100} \cdot Mr_{Ar}$ Peso molecular del aire

$Mr_{11} = Mr_{Ar}$ Peso molecular del Ar

Tabla 2 - Parte 2

Energía de combustión de los elementos, [kJ/mol]

$E_{comb;1} = 283$ Energía de combustión del CO

$E_{comb;2} = 285,8$ Energía de combustión del H₂

$E_{comb;3} = 0$ Energía de combustión del CO₂

$E_{comb;4} = 0$ Energía de combustión del N₂

$E_{comb;5} = 887,1$ Energía de combustión del CH₄

$E_{comb;6} = 1559,7$ Energía de combustión del C₂H₆

$E_{comb;7} = 2219,2$ Energía de combustión del C₃H₈

$E_{comb;8} = 2879$ Energía de combustión del C₄H₁₀

$E_{comb;9} = 30$ Energía de combustión del carbón. [MJ/kg]

Tabla 2 - Parte 3

Calor específico de los elementos, [kJ/kg·K]

$C_{p;1} = 1,049$ Calor específico del CO

$C_{p;2} = 14,42$ Calor específico del H₂

$C_{p;3} = 0,942$ Calor específico del CO₂

$C_{p;4} = 1,04$ Calor específico del N₂

$C_{p;5} = 2,191$ Calor específico del CH₄

$C_{p;6} = 1,723$ Calor específico del C₂H₆

$C_{p;7} = 1,642$ Calor específico del C₃H₈

$C_{p;8} = 1,647$ Calor específico del C₄H₁₀

ANEXO II - 2.4.- Composición de cada tipo de combustible

Tabla 3 - Gas natural

gn₁ = 0 *Composiciones en % para el gas natural*

gn₂ = 0

gn₃ = 0,9

gn₄ = 1,3

gn₅ = 90,9

gn₆ = 5,4

gn₇ = 1,1

gn₈ = 100 - **Sum** [gn_{1..7}]

Tabla 4 - COG

cog₁ = 5,9 *Composiciones en % para el COG*

cog₂ = 57,4

cog₃ = 2

cog₄ = 6,4

cog₅ = 26,9

cog₆ = 0,9

cog₇ = 0,5

cog₈ = 100 - **Sum** [cog_{1..7}]

Tabla 5 - BOF

bof₁ = 61,6 *Composiciones en % para el BOF*

bof₂ = 2,9

bof₃ = 17

bof₄ = 18,1

bof₅ = 0,4

bof₆ = 0

bof₇ = 0

bof₈ = 100 - **Sum** [bof_{1..7}]

Tabla 6 - BFgas

bfgas₁ = 24,3 *Composiciones en % para el BFgas*

bfgas₂ = 2,9

bfgas₃ = 20

```

bfgas4 = 52,7
bfgas5 = 0,1
bfgas6 = 0
bfgas7 = 0
bfgas8 = 100 - Sum [bfgas1..7]

```

ANEXO II - 2.1.- Número de moles en la mezcla

Aplicar ecuación (eq.1). $n = (PV)/(RT)$

R = 0,08205746 Constante de los gases ideales, [atm*L/mol/K]

T = 273,15 Temperatura en condiciones normales, [K]

Obtención del nº de moles de cada sustancia dentro de cada combustible

$$n_{gn;i} = 10 \cdot \frac{gn_i}{R \cdot T} \quad \text{for } i = 1 \text{ to } 8 \quad [\text{mol}/\text{Nm}^3]$$

$$n_{COG;i} = 10 \cdot \frac{COG_i}{R \cdot T} \quad \text{for } i = 1 \text{ to } 8$$

$$n_{BOF;i} = 10 \cdot \frac{BOF_i}{R \cdot T} \quad \text{for } i = 1 \text{ to } 8$$

$$n_{BFgas;i} = 10 \cdot \frac{BFgas_i}{R \cdot T} \quad \text{for } i = 1 \text{ to } 8$$

ANEXO II - 2.3.- Poder calorífico, densidad, densidad energética y calor específico

Aplicar ecuación (eq.2). $PC = (SUM n_i \cdot E_{comb,i})/1000$

Obtención del poder calorífico de cada tipo de combustible

[MJ/Nm³]

$$PC_{gn} = \frac{\sum_{j=1}^8 [n_{gn;j} \cdot E_{comb;j}]}{1000}$$

$$PC_{COG} = \frac{\sum_{j=1}^8 [n_{COG;j} \cdot E_{comb;j}]}{1000}$$

$$PC_{BOF} = \frac{\sum_{j=1}^8 [n_{BOF,j} E_{comb,j}]}{1000}$$

$$PC_{BFgas} = \frac{\sum_{j=1}^8 [n_{BFgas,j} E_{comb,j}]}{1000}$$

Aplicar ecuación (eq.3). $PC = (SUM n_i \cdot Mr_i) / 1000$

Obtención de la densidad del gas

[kg/Nm³]

$$\rho_{gn} = \frac{\sum_{j=1}^8 [n_{gn,j} Mr_j]}{1000}$$

$$\rho_{COG} = \frac{\sum_{j=1}^8 [n_{COG,j} Mr_j]}{1000}$$

$$\rho_{BOF} = \frac{\sum_{j=1}^8 [n_{BOF,j} Mr_j]}{1000}$$

$$\rho_{BFgas} = \frac{\sum_{j=1}^8 [n_{BFgas,j} Mr_j]}{1000}$$

Aplicar ecuación (eq.4). $\epsilon_{rho} = \rho / PC$

Obtención de la densidad energética

[kg/MJ]

$$\epsilon_{gn} = \frac{\rho_{gn}}{PC_{gn}}$$

$$\epsilon_{COG} = \frac{\rho_{COG}}{PC_{COG}}$$

$$\epsilon_{BOF} = \frac{\rho_{BOF}}{PC_{BOF}}$$

$$\epsilon_{BFgas} = \frac{\rho_{BFgas}}{PC_{BFgas}}$$

Aplicar ecuación (eq.5). $C_p = (SUM \%_i \cdot Cp_i) / 100$

Obtención de la capacidad calorífica del gas

[kJ/kg·K]

$$C_{p,gn} = \frac{\sum_{j=1}^8 [gn_j C_{pj}]}{100}$$

$$C_{p,COG} = \frac{\sum_{j=1}^8 [COG_j C_{pj}]}{100}$$

$$C_{p,BOF} = \frac{\sum_{j=1}^8 [BOF_j C_{pj}]}{100}$$

$$C_{p, \text{BFgas}} = \frac{\sum_{j=1}^8 [BF_{\text{gas},j} C_{p,j}]}{100}$$

INTRODUCCIÓN DE DATOS DEL ANEXO III

ANEXO III - 2.- Calores específicos

Tabla 1 - Calores específicos de las sustancias. [kJ/kg·K]

$C_{p:9} = 0,5016$ Calor específico del acero

$C_{p;10} = 0,4826$ Calor específico de los aditivos

$$C_{p,11} = 1,012 \quad \text{Calor específico del aire}$$

$$C_{p:12} = 1,47 \quad Calor \, específico \, del \, alquitrán$$

$$C_{p,13} = 0,5203 \quad Calor \, específico \, del \, argón$$

$$C_{p,14} = 0.7942 \quad Calor \, específico \, de \, la \, escoria$$

$$C_{p:15} \equiv 0.45 \quad Calor \, específico \, del \, hierro$$

$$C_{p,16} \equiv 0.4652 \quad \text{Calor específico del lime}$$

$C_{1717} = 0.7106$ Calor específico del limestone

$C_{\text{min}} = 0.7315$ Calor específico del mineral de hierro

$C_{100} = 3.81$ Color específico del $(NH_4)_2SO_4$

$C_{O_2} = 0.918$ Color específico del oxígeno

6 3.02. Colorimetrica (Injetado)

6.1326 6.1326 6.1326

© 2023 Cengage. All Rights Reserved. May not be copied, scanned, or duplicated, in whole or in part. Due to electronic rights, some third party content may be suppressed from the eBook and/or eChapter(s). Editorial review has determined that any suppressed content does not materially affect the overall learning experience. Cengage reserves the right to remove additional content at any time if subsequent rights restrictions require it.

Table 1. Summary of the results of the 2005 survey of the *Scutigeridae* of the USA and Canada.

$C_{p,29} = C_{p,COG}$ Calor específico del COG

$C_{p,30} = C_{p,BOF}$ Calor específico del BOF

$C_{p,31} = C_{p,BFgas}$ Calor específico del BFgas

$C_{p,32} = 0,482$ Calor específico del sinterizado

$C_{p,33} = 0,836$ Calor específico del coque

$C_{p,34} = 0,834$ Calor específico del carbón

$C_{p,35} = C_{p,corrienteoxigeno}$ Calor específico de la corriente de oxígeno en ASU

$C_{p,36} = C_{p,corrientenitrogeno}$ Calor específico de la corriente de nitrógeno en ASU

Asignación de calores específicos a las corrientes input/output de cada componente

Componente 1 - Basic oxygen furnace

Componente 2 - Blast furnace

Componente 3 - Coke oven

Componente 4 - Sinter plant

Asignación para el componente 1 - Basic oxygen furnace

$C_{p,4;1} = C_{p,20}$ Inputs

$C_{p,5;1} = C_{p,4}$

$C_{p,6;1} = C_{p,11}$

$C_{p,7;1} = C_{p,27}$

$C_{p,8;1} = C_{p,13}$

$C_{p,9;1} = C_{p,15}$

$C_{p,10;1} = C_{p,15}$

$C_{p,11;1} = C_{p,17}$

$C_{p,12;1} = C_{p,31}$

$C_{p,13;1} = C_{p,29}$

$C_{p,14;1} = C_{p,28}$

$C_{p,15;1} = C_{p,3}$ Outputs

$C_{p,16;1} = C_{p,1}$

$C_{p,17;1} = C_{p,9}$

$C_{p,18;1} = C_{p,14}$

$C_{p,19;1} = C_{p,14}$

$C_{p,20;1} = C_{p,30}$

$C_{p,21;1} = C_{p,30}$

Asignación para el componente 2 - Blast furnace

$$C_{p;4;2} = C_{p;20} \quad \text{Inputs}$$

$$C_{p;5;2} = C_{p;4}$$

$$C_{p;6;2} = C_{p;11}$$

$$C_{p;7;2} = C_{p;27}$$

$$C_{p;8;2} = C_{p;27}$$

$$C_{p;9;2} = C_{p;32}$$

$$C_{p;10;2} = C_{p;18}$$

$$C_{p;11;2} = C_{p;33}$$

$$C_{p;12;2} = C_{p;14}$$

$$C_{p;13;2} = C_{p;17}$$

$$C_{p;14;2} = C_{p;21}$$

$$C_{p;15;2} = C_{p;34}$$

$$C_{p;16;2} = C_{p;31}$$

$$C_{p;17;2} = C_{p;30}$$

$$C_{p;18;2} = C_{p;27} \quad \text{Outputs}$$

$$C_{p;19;2} = C_{p;14}$$

$$C_{p;20;2} = C_{p;14}$$

$$C_{p;21;2} = C_{p;15}$$

$$C_{p;22;2} = C_{p;31}$$

$$C_{p;23;2} = C_{p;31}$$

Asignación para el componente 3 - Coke oven

$$C_{p;4;3} = C_{p;11} \quad \text{Inputs}$$

$$C_{p;5;3} = C_{p;27}$$

$$C_{p;6;3} = C_{p;27}$$

$$C_{p;7;3} = C_{p;34}$$

$$C_{p;8;3} = C_{p;29}$$

$$C_{p;9;3} = C_{p;27} \quad \text{Outputs}$$

$$C_{p;10;3} = C_{p;3}$$

$$C_{p;11;3} = C_{p;1}$$

$$C_{p;12;3} = C_{p;33}$$

$$C_{p;13;3} = C_{p;25}$$

$$C_{p;14;3} = C_{p;29}$$

$$C_{p;15;3} = C_{p;29}$$

Asignación para el componente 4 - Sinter plant

$$C_{p;4;4} = C_{p;11} \quad \text{Inputs}$$

$$C_{p;5;4} = C_{p;11}$$

$$C_{p;6;4} = C_{p;18}$$

$$C_{p;7;4} = C_{p;14}$$

$$C_{p;8;4} = C_{p;14}$$

$$C_{p;9;4} = C_{p;10}$$

$$C_{p;10;4} = C_{p;34}$$

$$C_{p;11;4} = C_{p;31}$$

$$C_{p;12;4} = C_{p;14} \text{ Outputs}$$

$$C_{p;13;4} = C_{p;32}$$

$$C_{p;14;4} = C_{p;11}$$

$$C_{p;15;4} = C_{p;26}$$

$$C_{p;16;4} = C_{p;1}$$

$$C_{p;17;4} = C_{p;3}$$

Asignación para el componente 5 - ASU

$$C_{p;4;5} = C_{p;11} \text{ Inputs}$$

$$C_{p;5;5} = C_{p;35}$$

$$C_{p;6;5} = C_{p;36}$$

$$C_{p;7;5} = C_{p;20} \text{ Outputs}$$

$$C_{p;8;5} = C_{p;4}$$

$$C_{p;9;5} = C_{p;13}$$

$$C_{p;10;5} = C_{p;4}$$

$$C_{p;11;5} = C_{p;4}$$

$$C_{p;12;5} = C_{p;13}$$

$$C_{p;13;5} = C_{p;13}$$

Asignación para el componente 6 - Compresión de aire

$$C_{p;4;6} = C_{p;11}$$

$$C_{p;5;6} = C_{p;11} + 0,04507$$

ANEXO III - 3.- Temperaturas de operación. [°C]

$$T_{ref} = 25 \text{ Temperatura de referencia. Condiciones normales. [°C]}$$

$$P_{ref} = 1 \text{ Presión de referencia. Condiciones normales. [bar]}$$

Temperaturas del componente 1 - Basic oxygen furnace

$$T_{4;1} = 725 \text{ Inputs}$$

$$T_{5;1} = 725$$

$$T_{6;1} = 650$$

$$T_{7;1} = 25$$

$T_{8;1} = 728$

$T_{9;1} = 1250$

$T_{10;1} = 25$

$T_{11;1} = 25$

$T_{12;1} = 160$

$T_{13;1} = 80$

$T_{14;1} = 25$

$T_{15;1} = 660$ Outputs

$T_{16;1} = 660$

$T_{17;1} = 800$

$T_{18;1} = 380$

$T_{19;1} = 380$

$T_{20;1} = 650$

$T_{21;1} = 650$

Temperaturas del componente 2 - Blast furnace

$T_{4;2} = 327$ Inputs

$T_{5;2} = 327$

$T_{6;2} = 326,9$

$T_{7;2} = 70$

$T_{8;2} = 90$

$T_{9;2} = 200$

$T_{10;2} = 25$

$T_{11;2} = 180$

$T_{12;2} = 800$

$T_{13;2} = 25$

$T_{14;2} = 25$

$T_{15;2} = 60$

$T_{16;2} = 160$

$T_{17;2} = 550$

$T_{18;2} = 90$ Outputs

$T_{19;2} = 1200$

$T_{20;2} = 1200$

$T_{21;2} = 1100$

$T_{22;2} = 180$

$T_{23;2} = 180$

Temperaturas del componente 3 - Coke oven

$T_{4;3} = 326,9$ Inputs

$T_{5;3} = 60$

$T_{6;3} = 25$

$T_{7,3} = 25$ $T_{8,3} = 80$ $T_{9,3} = 70$ Outputs $T_{10,3} = 90$ $T_{11,3} = 90$ $T_{12,3} = 190$ $T_{13,3} = 90$ $T_{14,3} = 90$ $T_{15,3} = 90$ *Temperaturas del componente 4 - Sinter plant* $T_{4,4} = 327$ Inputs $T_{5,4} = 25$ $T_{6,4} = 25$ $T_{7,4} = 375$ $T_{8,4} = 375$ $T_{9,4} = 25$ $T_{10,4} = 60,2$ $T_{11,4} = 160$ $T_{12,4} = 250$ Outputs $T_{13,4} = 250$ $T_{14,4} = 80$ $T_{15,4} = 80$ $T_{16,4} = 80$ $T_{17,4} = 80$ *Temperaturas del componente 5 - ASU* $T_{4,5} = T_{ref}$ Inputs $T_{7,5} = 184,97$ Outputs $T_{8,5} = T_{7,5}$ $T_{9,5} = T_{7,5}$ $T_{10,5} = T_{8,5}$ $T_{11,5} = T_{8,5}$ $T_{12,5} = T_{9,5}$ $T_{13,5} = T_{9,5}$ *Temperaturas del componente 6 - Compresión de aire* $T_{4,6} = T_{ref}$ $T_{5,6} = T_{6,1}$

ANEXO III - 4.- Balances de masa. [kg]

$$n_{CN} = \frac{1000}{R \cdot T} \text{ [mol/Nm3]. } P=1\text{bar, } V=1\text{m}^3, T=0^\circ\text{C}$$

$$P_{ACERO} = 95,72727 \text{ Producción de acero. [kg/s]}$$

$$\alpha_{int} = \frac{m_{17;1}}{1000} \text{ Coeficiente de reparto interno en el BOF. [-]}$$

$$\beta = \frac{860}{1000} \text{ Coeficiente de relación entre producciones en el BF. [-]}$$

$$\beta_{int} = \frac{m_{21;2}}{860} \text{ Coeficiente de reparto interno en el BF. [-]}$$

$$\gamma = \frac{360}{1000} \text{ Coeficiente de relación entre producciones en el coke oven. [-]}$$

$$\gamma_{int} = \frac{m_{12;3}}{360} \text{ Coeficiente de reparto interno en el coke oven. [-]}$$

$$\kappa = \frac{935}{1000} \text{ Coeficiente de relación entre producciones en la sinter plant. [-]}$$

$$\kappa_{int} = \frac{m_{13;4}}{935} \text{ Coeficiente de reparto interno en la sinter plant. [-]}$$

Masas para el componente 1 - Basic oxygen furnace

$$m_{1;1} = \alpha_{int} \cdot 0$$

$$m_{2;1} = \alpha_{int} \cdot \frac{82}{h_2} \cdot 1000$$

$$m_{3;1} = \alpha_{int} \cdot \frac{230}{h_1} \cdot 1000$$

$$m_{4;1} = \alpha_{int} \cdot 60 \cdot n_{CN} \cdot \frac{Mr_9}{1000} \text{ Inputs}$$

$$m_{5;1} = \alpha_{int} \cdot 10 \cdot n_{CN} \cdot \frac{Mr_4}{1000}$$

$$m_{6;1} = \alpha_{int} \cdot 17 \cdot n_{CN} \cdot \frac{Mr_{10}}{1000}$$

$$m_{7;1} = \alpha_{int} \cdot 82,651$$

$$m_{8;1} = \alpha_{int} \cdot 0,9 \cdot n_{CN} \cdot \frac{Mr_{11}}{1000}$$

$$m_{9;1} = m_{21;2}$$

$$m_{10;1} = \alpha_{int} \cdot 220$$

$$m_{11;1} = \alpha_{int} \cdot 119$$

$$m_{12;1} = \alpha_{int} \cdot 9,7 \cdot \varepsilon_{BFgas}$$

$$m_{13;1} = \alpha_{int} \cdot 400 \cdot \varepsilon_{COG}$$

$$m_{14;1} = \alpha_{int} \cdot 387 \cdot \varepsilon_{gn}$$

$$m_{15;1} = \alpha_{int} \cdot 123,12 \text{ Outputs}$$

$$m_{16;1} = \alpha_{int} \cdot 5,2$$

$$m_{17;1} = P_{ACERO}$$

$$m_{18;1} = \alpha_{int} \cdot 84,8$$

$$m_{19;1} = \alpha_{int} \cdot 82,2$$

$$m_{20;1} = m_{17;2}$$

$$m_{21;1} = \alpha_{int} \cdot 525 \cdot \varepsilon_{BOF} - m_{20;1}$$

Masas para el componente 2 - Blast furnace

$$m_{1;2} = \beta_{int} \cdot 0$$

$$m_{2;2} = \beta_{int} \cdot \frac{98,5}{h_2} \cdot 1000$$

$$m_{3;2} = \beta_{int} \cdot \frac{0}{h_1} \cdot 1000$$

$$m_{4;2} = \beta_{int} \cdot 55,5 \cdot n_{CN} \cdot \frac{Mr_9}{1000} \quad Inputs$$

$$m_{5;2} = \beta_{int} \cdot 58,5 \cdot n_{CN} \cdot \frac{Mr_4}{1000}$$

$$m_{6;2} = \beta_{int} \cdot 11,7 \cdot n_{CN} \cdot \frac{Mr_{10}}{1000}$$

$$m_{7;2} = \beta_{int} \cdot 320$$

$$m_{8;2} = \beta_{int} \cdot 1444,02$$

$$m_{9;2} = m_{13;4}$$

$$m_{10;2} = \beta_{int} \cdot 155$$

$$m_{11;2} = m_{12;3}$$

$$m_{12;2} = m_{20;2}$$

$$m_{13;2} = \beta_{int} \cdot 22,1$$

$$m_{14;2} = \beta_{int} \cdot 25,8$$

$$m_{15;2} = \beta_{int} \cdot 140$$

$$m_{16;2} = \beta_{int} \cdot 1368 \cdot \varepsilon_{BFgas}$$

$$m_{17;2} = \beta_{int} \cdot 525 \cdot \varepsilon_{BOF}$$

$$m_{18;2} = \beta_{int} \cdot 1555,9 \quad Outputs$$

$$m_{19;2} = \beta_{int} \cdot 220,6$$

$$m_{20;2} = \beta_{int} \cdot 17,2$$

$$m_{21;2} = m_{17;1} \cdot \beta$$

$$m_{22;2} = m_{12;1} + m_{16;2} + m_{11;4}$$

$$m_{23;2} = \beta_{int} \cdot 4058 \cdot \varepsilon_{BFgas} - m_{22;2}$$

Masas para el componente 3 - Coke oven

$$m_{1;3} = \gamma_{int} \cdot 0$$

$$m_{2;3} = \gamma_{int} \cdot \frac{54,6}{h_2} \cdot 1000$$

$$m_{3;3} = \gamma_{int} \cdot \frac{213}{h_1} \cdot 1000$$

$$m_{4;3} = \gamma_{int} \cdot 14,4 \cdot n_{CN} \cdot \frac{Mr_{10}}{1000} \quad Inputs$$

$$m_{5;3} = \gamma_{int} \cdot 200$$

$m_{6;3} = \gamma_{int} \cdot 19,46$
 $m_{7;3} = \gamma_{int} \cdot 465$
 $m_{8;3} = \gamma_{int} \cdot 2 \cdot 630 \cdot \varepsilon_{COG}$
 $m_{9;3} = m_{5;3} \text{ Outputs}$
 $m_{10;3} = \gamma_{int} \cdot 3,38$
 $m_{11;3} = \gamma_{int} \cdot 15,75$
 $m_{12;3} = m_{17;1} \cdot \gamma$
 $m_{13;3} = \gamma_{int} \cdot 37,5$
 $m_{14;3} = m_{13;1} + m_{8;3}$
 $m_{15;3} = \gamma_{int} \cdot 2916 \cdot \varepsilon_{COG} - m_{14;3}$

Masas para el componente 4 - Sinter plant

$m_{1;4} = K_{int} \cdot 0$
 $m_{2;4} = K_{int} \cdot \frac{0}{h_2} \cdot 1000$
 $m_{3;4} = K_{int} \cdot \frac{0}{h_1} \cdot 1000$
 $m_{4;4} = K_{int} \cdot 21,75 \cdot n_{CN} \cdot \frac{Mr_{10}}{1000} \text{ Inputs}$

$m_{5;4} = K_{int} \cdot 776$
 $m_{6;4} = K_{int} \cdot 760$
 $m_{7;4} = m_{18;1}$
 $m_{8;4} = m_{19;2}$
 $m_{9;4} = K_{int} \cdot 185,49$
 $m_{10;4} = K_{int} \cdot \frac{1444}{E_{comb;9}}$
 $m_{11;4} = K_{int} \cdot 3 \cdot 34,3 \cdot \varepsilon_{BFgas}$
 $m_{12;4} = K_{int} \cdot 12,25 \text{ Outputs}$
 $m_{13;4} = m_{17;1} \cdot K$
 $m_{14;4} = m_{4;4} + m_{5;4}$
 $m_{15;4} = K_{int} \cdot 14,88$
 $m_{16;4} = K_{int} \cdot 53,48$
 $m_{17;4} = K_{int} \cdot 323,59$

Masas para el componente 5 - ASU

$m_{O2;5;5} = m_{mol;5;5} \cdot \frac{Comp_1}{100} \text{ Moles de O}_2 \text{ provenientes de la corriente de O}_2. [mol]$
 $m_{O2;6;5} = m_{mol;6;5} \cdot \frac{Comp_4}{100} \text{ Moles de O}_2 \text{ provenientes de la corriente de N}_2. [mol]$
 $m_{mol;5;5} = m_{5;5} \cdot \frac{1000}{Mr_{corrienteoxigeno}} \text{ Moles de la corriente intermedia de O}_2. [mol]$
 $m_{mol;6;5} = m_{6;5} \cdot \frac{1000}{Mr_{corrientenitrogeno}} \text{ Moles de la corriente intermedia de N}_2. [mol]$
 $m_{mol;7;5} = m_{7;5} \cdot \frac{1000}{Mr_9} \text{ Moles de oxígeno a la salida de la ASU. [mol]}$
 $m_{mol;7;5} = m_{O2;5;5} + m_{O2;6;5} \text{ Adición del oxígeno de las corrientes intermedias. [mol]}$

$$m_{N2;5,5} = m_{mol;5,5} \cdot \frac{Comp_2}{100} \quad Moles\ de\ N2\ provenientes\ de\ la\ corriente\ de\ O2.\ [mol]$$

$$m_{Ar;5;5} = m_{mol;5;5} \cdot \frac{Comp_3}{100} \quad Moles\ de\ Ar\ provenientes\ de\ la\ corriente\ de\ O_2.\ [mol]$$

$$m_{N2;6,5} = m_{mol;6,5} \cdot \frac{Comp_5}{100} \quad Moles\ de\ N2\ provenientes\ de\ la\ corriente\ de\ N2.\ [mol]$$

$$m_{Ar;6;5} = m_{mol;6;5} \cdot \frac{Comp_6}{100} \quad Moles\ de\ Ar\ provenientes\ de\ la\ corriente\ de\ N2.\ [mol]$$

$$m_{1:5} = 0$$

$$m_{2:5} = 0$$

$$m_{3:5} = 0$$

$$m_{4:5} = m_{7:5} + m_{8:5} + m_{9:5} \quad Inputs$$

$m_{5,5}$ =Se obtiene con las demás ecuaciones para la producción de la ASU

$m_{6,5} = \text{Se obtiene con las demás ecuaciones para la producción de la ASU}$

$$m_{7;5} = m_{4;1} + m_{4;2} \quad Outputs$$

$$m_{8;5} = [m_{N2;5;5} + m_{N2;6;5}] \cdot \frac{Mr_4}{1000}$$

$$m_{9;5} = [m_{Ar;5;5} + m_{Ar;6;5}] \cdot \frac{Mr_{11}}{1000}$$

$$m_{10;5} = m_{8;5} - m_{11;5}$$

$$m_{11;5} = m_{5;1} + m_{5;2}$$

$$m_{12;5} = m_{9;5} - m_{13;5}$$

$$m_{13;5} = m_{8;1}$$

Masas para el componente 6 - Compresión de aire

$$m_{1;6} = 0$$

$$m_{2;6} = 0$$

$$m_{3;6} = 0$$

$$m_{4;6} = m_{6;1} + m_{6;2} + m_{4;3} + m_{4;4}$$

$$m_{5;6} = m_{4;6}$$

BALANCES DE MASA Y DE ENERGÍA

.....

ANEXO III - 4 - Balances de masa, [kg]

Tabla 4 - Balance de masa componente a componente. [kg]

$$m_{input;1} = \sum_{i=1}^{14} [m_{i;1}] - m_{3;1} \quad \text{Masa de los inputs del BOF}$$

$$m_{output;1} = \sum_{i=15}^{21} [m_{i;1}] + m_{3;1} \quad \text{Masa de los outputs del BOF}$$

$$m_{input;2} = \sum_{i=1}^{17} [m_{i;2}] - m_{3;2} \quad \text{Masa de los inputs del BF}$$

$$m_{output;2} = \sum_{i=18}^{23} [m_{i;2}] + m_{3;2} \quad \text{Masa de los outputs del BF}$$

$$m_{input;3} = \sum_{i=1}^8 [m_{i;3}] - m_{3;3} \quad \text{Masa de los inputs del coke oven}$$

$$m_{output;3} = \sum_{i=9}^{15} [m_{i;3}] + m_{3;3} \quad \text{Masa de los outputs del coke oven}$$

$$m_{input;4} = \sum_{i=1}^{11} [m_{i;4}] - m_{3;4} \quad \text{Masa de los inputs del sinter plant}$$

$$m_{output;4} = \sum_{i=12}^{17} [m_{i;4}] + m_{3;4} \quad \text{Masa de los outputs del sinter plant}$$

$$m_{input;5} = \sum_{i=1}^4 [m_{i;5}] - m_{3;5} \quad \text{Masa de los inputs de la ASU}$$

$$m_{output;5} = \sum_{i=7}^9 [m_{i;5}] + m_{3;5} \quad \text{Masa de los outputs de la ASU}$$

$$m_{input;6} = \sum_{i=1}^4 [m_{i;6}] - m_{3;6} \quad \text{Masa de los inputs de la compresión de aire}$$

$$m_{output;6} = \sum_{i=5}^5 [m_{i;6}] + m_{3;6} \quad \text{Masa de los outputs de la compresión de aire}$$

Balances de masa componente a componente

$$BM_t = m_{output;t} - m_{input;t} \quad \text{for } t = 1 \text{ to } 6$$

$$BM = \sum_{k=1}^6 [m_{output;k}] - \sum_{k=1}^6 [m_{input;k}] \quad \text{Balance de masa global}$$

*Introducción de la eq. 5 - Energía térmica de una corriente. $E_{t,i} = m_i * C_{p,i} * (T_{i,T,ref})$. [kJ]*

$E_{term;1;1} = \alpha_{int} \cdot 177,9 \cdot 1000$ *Energía de la electricidad en el BOF. [kJ]*

$E_{term;2;1} = m_{2;1} \cdot h_2$ *Energía del vapor entrante en el BOF*

$E_{term;3;1} = m_{3;1} \cdot h_1$ *Energía del vapor saliente en el BOF*

Energía de los flujos básicos del BOF

$E_{term;i;1} = m_{i;1} \cdot C_{p;i;1} \cdot [T_{i;1} - T_{ref}]$ for $i = 4$ to 21

$E_{term;1;2} = \beta_{int} \cdot 501,93 \cdot 1000$ *Energía de la electricidad en el BF. [kJ]*

$E_{term;2;2} = m_{2;2} \cdot h_2$ *Energía del vapor entrante en el BF*

$E_{term;3;2} = m_{3;2} \cdot h_1$ *Energía del vapor saliente en el BF*

Energía de los flujos básicos del BF

$E_{term;i;2} = m_{i;2} \cdot C_{p;i;2} \cdot [T_{i;2} - T_{ref}]$ for $i = 4$ to 23

$E_{term;1;3} = \gamma_{int} \cdot 243,66 \cdot 1000$ *Energía de la electricidad en el coke oven. [kJ]*

$E_{term;2;3} = m_{2;3} \cdot h_2$ *Energía del vapor entrante en el coke oven*

$E_{term;3;3} = m_{3;3} \cdot h_1$ *Energía del vapor saliente en el coke oven*

Energía de los flujos básicos del coke oven

$E_{term;i;3} = m_{i;3} \cdot C_{p;i;3} \cdot [T_{i;3} - T_{ref}]$ for $i = 4$ to 15

$E_{term;1;4} = \kappa_{int} \cdot 65,8 \cdot 1000$ *Energía de la electricidad en el sinter plant. [kJ]*

$E_{term;2;4} = m_{2;4} \cdot h_2$ *Energía del vapor entrante en el sinter plant*

$E_{term;3;4} = m_{3;4} \cdot h_1$ *Energía del vapor saliente en el sinter plant*

Energía de los flujos básicos del sinter plant

$E_{term;i;4} = m_{i;4} \cdot C_{p;i;4} \cdot [T_{i;4} - T_{ref}]$ for $i = 4$ to 17

$E_{term;1;5} = consumo_{esp} \cdot 3,6 \cdot \frac{m_{7,5}}{1000} \cdot 1000$ *Energía de la electricidad en la ASU. [kJ]*

$E_{term;2;5} = m_{2;4} \cdot h_2$ *Energía del vapor entrante en la ASU*

$E_{term;3;5} = m_{3;4} \cdot h_1$ *Energía del vapor saliente en la ASU*

$E_{term;4;5} = m_{4;5} \cdot C_{p;4;5} \cdot [T_{4;5} - T_{ref}]$ *Energía del aire de entrada a la ASU*

Energía de los flujos básicos de la ASU

$E_{term;i;5} = m_{i;5} \cdot C_{p;i;5} \cdot [T_{i;5} - T_{ref}]$ for $i = 7$ to 13

$E_{term;1;6} = W_{comp;aire}$ *Energía de la electricidad en la compresión de aire. [kJ]*

$E_{term;2;6} = m_{2;6} \cdot h_2$ *Energía del vapor entrante en la compresión de aire*

$E_{term;3;6} = m_{3;6} \cdot h_1$ *Energía del vapor saliente en la compresión de aire*

Energía de los flujos básicos de la compresión de aire

$E_{term;i;6} = m_{i;6} \cdot C_{p;i;6} \cdot [T_{i;6} - T_{ref}]$ for $i = 4$ to 5

$$E_{input;1} = \sum_{i=1}^{14} [E_{term;i;1}] - E_{term;3;1} \quad \text{Energía de los inputs del BOF}$$

$$E_{output;1} = \sum_{i=15}^{21} [E_{term;i;1}] + E_{term;3;1} \quad \text{Energía de los outputs del BOF}$$

$$E_{input;2} = \sum_{i=1}^{17} [E_{term;i;2}] - E_{term;3;2} \quad \text{Energía de los inputs del BF}$$

$$E_{output;2} = \sum_{i=18}^{23} [E_{term;i;2}] + E_{term;3;2} \quad \text{Energía de los outputs del BF}$$

$$E_{input;3} = \sum_{i=1}^8 [E_{term;i;3}] - E_{term;3;3} \quad \text{Energía de los inputs del coke oven}$$

$$E_{output;3} = \sum_{i=9}^{15} [E_{term;i;3}] + E_{term;3;3} \quad \text{Energía de los outputs del coke oven}$$

$$E_{input;4} = \sum_{i=1}^{11} [E_{term;i;4}] - E_{term;3;4} \quad \text{Energía de los inputs del sinter plant}$$

$$E_{output;4} = \sum_{i=12}^{17} [E_{term;i;4}] + E_{term;3;4} \quad \text{Energía de los outputs del sinter plant}$$

$$E_{input;5} = \sum_{i=1}^4 [E_{term;i;5}] - E_{term;3;5} \quad \text{Energía de los inputs de la ASU}$$

$$E_{output;5} = \sum_{i=7}^9 [E_{term;i;5}] + E_{term;3;5} \quad \text{Energía de los outputs de la ASU}$$

$$E_{input;6} = \sum_{i=1}^4 [E_{term;i;6}] - E_{term;3;6} \quad \text{Energía de los inputs de la compresión de aire}$$

$$E_{output;6} = \sum_{i=5}^5 [E_{term;i;6}] + E_{term;3;6} \quad \text{Energía de los outputs de la compresión de aire}$$

Balances de Energía componente a componente

$$BE_t = E_{output;t} - E_{input;t} \quad \text{for } t = 1 \text{ to } 6$$

$$BE = \sum_{k=1}^6 [E_{output;k}] - \sum_{k=1}^6 [E_{input;k}] \quad \text{Balance de Energía global}$$

ASU

ANEXO I - 8.3.- Datos de operación de las unidades ASU

Introducción de la tabla 5 y tabla 6

Comp₁ = 95,17 Composición de oxígeno en la producción de O₂. [%]

Comp₂ = 2,08 Composición de nitrógeno en la producción de O₂. [%]

Comp₃ = 100 - Comp₁ - Comp₂ Composición de argón en la producción de O2. [%]

Comp₄ = 0,9 Composición de oxígeno en la producción de N2. [%]

Comp₅ = 99 Composición de nitrógeno en la producción de N₂. [%]

Comp₆ ≡ 100 - Comp₄ - Comp₅ Composición de argón en la producción de N₂ [%]

$$Mr_{corrienteoxigeno} = \frac{Comp_1 \cdot Mr_9 + Comp_2 \cdot Mr_4 + Comp_3 \cdot Mr_{11}}{100} \quad Peso\ molecular\ de\ la\ corriente\ de\ oxigeno.\ [g/mol]$$

$$\text{Mr}_{\text{corriente nitrógeno}} = \frac{\text{Comp}_4 \cdot \text{Mr}_9 + \text{Comp}_5 \cdot \text{Mr}_4 + \text{Comp}_6 \cdot \text{Mr}_{11}}{100} \quad \text{Peso molecular de la corriente de nitrógeno. [g/mol]}$$

$$C_{p,corrienteoxigeno} = \frac{Comp_1 \cdot C_{p,20} + Comp_2 \cdot C_{p,4} + Comp_3 \cdot C_{p,13}}{100} \quad Calor \, específico \, de \, la \, corriente \, de \, oxígeno. \, [kJ/kg \cdot K]$$

$$C_{p,\text{corriente nitrógeno}} = \frac{Comp_4 \cdot C_{p,20} + Comp_5 \cdot C_{p,4} + Comp_6 \cdot C_{p,13}}{100} \quad \text{Calor específico de la corriente de nitrógeno. [kJ/kg.K]}$$

$$\text{rel}_{\text{producc}} = \frac{79,5}{20,5} \quad \text{Relación de producción entre corriente N2/ corriente O2. [.]}$$

$$rel_{producc} = \frac{m_{mol:6.5}}{m_{mol:5.5}} \quad \text{Asignación de la variable } rel_{producc} \text{ a las corrientes de la ASU}$$

$$\text{consumo}_{\text{esp}} = 200 \quad \text{Consumo específico. [kWh/tonO}_2\text{]}$$

COMPRESIÓN

Etapa de compresión de aire atmosférico

$$\eta_{is} = \frac{h_2 - h_3}{h_2 - h_{3s}}$$

T₃ = 130 extracción de aminas

$$s_3 = s ['Steam' ; T = T_3 ; h = h_3]$$

$$P_3 = P['Steam'; T = T_3; h = h_3]$$

$$W_{tm} = h_2 - h_3$$

Turbina de baja

$$s_4 s = s_3$$

p4s = 0,06

h4s = h ['Steam' ; s = s4s ; P = p4s]

$$\eta_{is} = \frac{h_3 - h_4}{h_3 - h_{4s}}$$

$$P_4 = 0,06 \text{ al condensador}$$

$$s_4 = s ['Steam' ; P = P_4 ; h = h_4]$$

$$T_4 = T['Steam'; P = P_4; h = h_4]$$

$$W_{tb} = h_3 - h_4$$

INDUSTRIA SIDERÚRGICA

Caso base

113
114
115
116

TURBINA DE GÁS

$$m_{base_1} = m_{21:1} + m_{23:2} + m_{15:3} \quad Caudal\ de\ los\ gases\ energéticos\ en\ el\ punto\ 1$$

$P_{base_1} = 1$ Se considera presión atmosférica

$$\text{PotDisponible} = \frac{m_{21;1}}{\varepsilon_{\text{BOF}}} + \frac{m_{23;2}}{\varepsilon_{\text{BFGas}}} + \frac{m_{15;3}}{\varepsilon_{\text{COG}}} \quad \text{Energía contenida en los gases}$$

$\eta_{TG} = 0,348$ Rendimiento eléctrico de la TG Mitsubishi. [%]

$$P_{TGnom} = 144 \quad Potencia nominal de la TG. [MWe]$$

$r_{p,TG} = 14$ Relación de compresión de la TG. [-]

m_{extnom} = 453 Caudal nominal de gases de extracción. [kg/s]

$$T_{ext} = 542 \quad Temperatura \text{ gases de extracción. } [^{\circ}\text{C}]$$

$$W_{baseTG} = \text{PotDisponible} \cdot \eta_{TG} \quad \text{Potencia desarrollada por la TG. [MWe]}$$

$$m_{base_2} = W_{baseTG} \cdot \frac{m_{extnom}}{P_{TGnom}} \quad \text{Caudal de gases proporcional a la potencia. [kg/s]}$$

$m_{base_{19}} = m_{base_2} - m_{base_1}$ Caudal de aire para la cámara de combustión. [kg/s]

P_{base} = 1 Se toma aire a presión presión atmosférica

$T_{base_2} = T_{ext}$ Temperatura de los gases de extracción de la TG, $^{\circ}C$

$$P_{base_2} = P_{base_1} \cdot r_{p_{TG}} \quad Presión\ de\ trabajo\ del\ HRSG$$

$T_{base_3} = 150$ Temperatura de expulsión de gases a l.

$h_{base_2} \equiv h['Air': T = T_{base_2}]$ Entalpía del punto?

$h_{base,3} \equiv h['Air' : T \equiv T_{base,3}]$ Entalpía del punto 3

$m_{base_3} = m_{base_2} \cdot Caudal\ de\ gases\ de\ salida$

Phase₂ = Phase₃

$$Q_{\text{baseHRSG}} = m_{\text{base2}} \cdot [h_{\text{base2}} - h_{\text{base3}}] \quad \text{Calor intercambiado en el HRSG, Lado gases combustión, [kW]}$$

Digitized by srujanika@gmail.com

For more information, contact the Office of the Vice President for Research and the Office of the Vice President for Student Affairs.

TURBINAS DE VAPOR

Turbina de alta - TA

$\eta_{TA} = 0,85$ Rendimiento isoentrópico de turbina de alta

$\Delta T = 47$ Diferencia de temperaturas entre entrada gases y salida vapor en HRSG

Pbase₅ = 50 Presión de extracción a siderurgia

$T_{base_5} = 400$ Temperatura de aporte desde la siderurgia

$h_{base5} = h ['Steam' ; T = T_{base5} ; P = P_{base5}]$ Entalpía punto 5

$s_{base5} = s ['Steam' ; T = T_{base5} ; P = P_{base5}]$ Entropía punto 6

$m_{base5} = m_{base4}$

$T_{base4} = T_{base2} - \Delta T$ Temperatura del vapor de salida del HRSG

$$\eta_{TA} = \frac{h_{base4} - h_{base5}}{h_{base4} - h_{base5s}} \text{ Definición del rendimiento isoentrópico}$$

$P_{base5s} = P_{base5}$ Cálculo del punto isoentrópico de la TA

$s_{base5s} = s ['Steam' ; h = h_{base5s} ; P = P_{base5s}]$

$s_{base4} = s_{base5s}$ Cálculo del punto 4

$h_{base4} = h ['Steam' ; T = T_{base4} ; s = s_{base4}]$

$P_{base4} = P ['Steam' ; T = T_{base4} ; s = s_{base4}]$

$m_{base4} = m_{base18}$

Turbina de media 1 - TM1

$\eta_{TM1} = 0,9$ Rendimiento isoentrópico de la TM1

$$m_{base7} = \sum_{i=1}^6 [m_{3;i}] \text{ Caudal de aporte proveniente de la siderurgia}$$

$P_{base7} = P_{base5}$ Propiedades del punto 7

$T_{base7} = T_{base5}$

$h_{base7} = h_{base5}$

$s_{base7} = s_{base5}$

$m_{base6} = m_{base5} + m_{base7}$ Suma de caudales

$T_{base6} = T_{base5}$ Punto 6

$P_{base6} = P_{base5}$

$h_{base6} = h ['Steam' ; T = T_{base6} ; P = P_{base6}]$

$s_{base6} = s ['Steam' ; T = T_{base6} ; P = P_{base6}]$

$s_{base6s} = s_{base6}$ Punto isoentrópico de la TM1

$P_{base6s} = P_{base8}$

$h_{base6s} = h ['Steam' ; s = s_{base6s} ; P = P_{base6s}]$

$$\eta_{TM1} = \frac{h_{base6} - h_{base8}}{h_{base6} - h_{base6s}} \text{ Definición del rendimiento isoentrópico}$$

$T_{base8} = 250$ Temperatura de extracción a la siderurgia

$P_{base8} = P ['Steam' ; T = T_{base8} ; h = h_{base8}]$ Resto de propiedades del punto 8

$s_{base8} = s ['Steam' ; T = T_{base8} ; h = h_{base8}]$

$m_{base_8} = m_{base_6}$

Turbina de media 2 - TM2

$\eta_{TM2} = 0,9$ *Rendimiento isoentrópico de la TM2*

$m_{base_{10}} = \sum_{i=1}^6 [m_{2,i}]$ *Caudal de extracción hacia la siderurgia*

$P_{base_{10}} = P_{base_8}$ *Propiedades del punto 7*

$T_{base_{10}} = T_{base_8}$

$h_{base_{10}} = h_{base_8}$

$s_{base_{10}} = s_{base_8}$

$m_{base_8} = m_{base_{10}} + m_{base_9}$ *Suma de caudales*

$T_{base_9} = T_{base_8}$ *Punto 9*

$P_{base_9} = P_{base_8}$

$h_{base_9} = h ['Steam' ; T = T_{base_9} ; P = P_{base_9}]$

$s_{base_9} = s ['Steam' ; T = T_{base_9} ; P = P_{base_9}]$

$s_{base9s} = s_{base_9}$ *Punto isoentrópico de la TM2*

$P_{base9s} = P_{base_{11}}$

$h_{base9s} = h ['Steam' ; s = s_{base9s} ; P = P_{base9s}]$

$\eta_{TM2} = \frac{h_{base_9} - h_{base_{11}}}{h_{base_9} - h_{base9s}}$ *Definición del rendimiento isoentrópico*

$P_{base_{11}} = P_{desg}$ *Condición de presión del desgasificador*

$T_{base_{11}} = T ['Steam' ; P = P_{base_{11}} ; h = h_{base_{11}}]$ *Resto de propiedades del punto 11*

$s_{base_{11}} = s ['Steam' ; P = P_{base_{11}} ; h = h_{base_{11}}]$

$m_{base_{11}} = m_{base_9}$

Turbina de baja - TB

$\eta_{TB} = 0,85$ *Rendimiento isoentrópico de la TB*

$T_{base_{12}} = T_{base_{11}}$ *Punto 12*

Pbase₁₂ = Pbase₁₁

hbase₁₂ = hbase₁₁

sbase₁₂ = sbase₁₁

mbase₁₂ + mbase₁₆ = mbase₁₁ *Caudales en la extracción a desgasificador*

sbase12s = sbase₁₂ *Punto isoentrópico de la TB*

Pbase12s = Pbase₁₃

hbase12s = h ['Steam' ; s = sbase12s ; P = Pbase12s]

$$\eta_{TB} = \frac{h_{base12} - h_{base13}}{h_{base12} - h_{base12s}} \quad \text{Definición del rendimiento isoentrópico}$$

Pbase₁₃ = P_{cond} *Condición de presión del condensador*

Tbase₁₃ = T ['Steam' ; P = Pbase₁₃ ; h = hbase₁₃] *Resto de propiedades del punto 13*

sbase₁₃ = s ['Steam' ; P = Pbase₁₃ ; h = hbase₁₃]

mbase₁₃ = mbase₁₂

Condensador

P_{cond} = 0,06 *Presión del condensador*

Pbase₁₄ = P_{cond} *Condiciones del punto 14*

xbase₁₄ = 0

Tbase₁₄ = T_{sat} ['Steam' ; P = Pbase₁₄] *Tenemos líquido saturado*

hbase₁₄ = h ['Steam' ; P = Pbase₁₄ ; x = xbase₁₄]

sbase₁₄ = s ['Steam' ; x = xbase₁₄ ; P = Pbase₁₄]

mbase₁₄ = mbase₁₃

Bomba de baja - BB

η_{BB} = 0,83 *Rendimiento isoentrópico de la BB*

sbase14s = sbase₁₄ *Punto isoentrópico de la BB*

Pbase14s = Pbase₁₅

hbase14s = h ['Steam' ; P = Pbase14s ; s = sbase14s]

$$\eta_{BB} = \frac{h_{base14s} - h_{base14}}{h_{base15} - h_{base14}} \text{ Definición de rendimiento isoentrópico}$$

Pbase15 = Pdesg Punto 15

Tbase15 = T ['Steam' ; P = Pbase15 ; h = hbase15]

sbase15 = s ['Steam' ; h = hbase15 ; P = Pbase15]

mbase15 = mbase14

Desgasificador

Pdesg = 0,9 Presión del desgasificador

Pbase16 = Pdesg Punto 16

Tbase16 = Tbase11

hbase16 = hbase11

sbase16 = sbase11

mbase15 + mbase16 = mbase17 + mbase20 Balance de masa en el desgasificador

[mbase17 + mbase20] · hbase17 = mbase16 · hbase16 + mbase15 · hbase15 Balance de energía en el desgasificador

Pbase17 = Pdesg Punto 17

xbase17 = 0

hbase17 = h ['Steam' ; P = Pbase17 ; x = xbase17]

Tbase17 = T ['Steam' ; P = Pbase17 ; x = xbase17]

sbase17 = s ['Steam' ; x = xbase17 ; P = Pbase17]

Bomba de alta - BA

ΔT_{BA} = 2 Diferencia de temperaturas que provoca la bomba

Tbase18 = Tbase17 + ΔT_{BA} Condición de calentamiento producido por la bomba de alta

Pbase18 = Pbase4 + ΔP_{HRSG} Punto 18

hbase18 = h ['Steam' ; T = Tbase18 ; P = Pbase18]

sbase18 = s ['Steam' ; h = hbase18 ; P = Pbase18]

$$\text{mbase}_{18} = \text{mbase}_{17}$$

HRSG

$$\Delta P_{HRSG} = 10 \text{ Caída de presión interna en el HRSG}$$

$$Q_{\text{baseHRSG}} = \text{mbase}_4 \cdot [\text{hbase}_4 - \text{hbase}_{18}] \quad \text{Calor intercambiado en el HRSG. Lado agua/vapor. [kW]}$$

POTENCIAS DEL CICLO

$$W_{baseTA} = m_{base4} \cdot [h_{base4} - h_{base5}] \quad Trabajo \ de \ las \ turbinas$$

$$W_{baseTM1} = mbase_6 \cdot [hbase_6 - hbase_8]$$

$$W_{baseTM2} = mbase_9 \cdot [hbase_9 - hbase_{11}]$$

$$W_{baseTB} = mbase_{12} \cdot [hbase_{12} - hbase_{13}]$$

$$W_{baseBB} = m_{base14} \cdot [h_{base15} - h_{base14}] \quad Trabajo\ de\ las\ bombas$$

$$W_{baseBA} \equiv m_{base_{17}} : [h_{base_{18}} = h_{base_{17}}]$$

$$P_{\text{baseCond}} = m_{\text{base13}} \cdot [h_{\text{base13}} - h_{\text{base14}}] \quad \text{Potencia disipada en el condensador}$$

$\eta_{\text{alternador}} \equiv 0.97$ Rendimiento electromecánico del alternador

$$W_{baseVapor} = [W_{baseTA} + W_{baseTM1} + W_{baseTM2} + W_{baseTB}] \cdot n_{alternador} - [W_{baseBB} + W_{baseBA}] \quad Trabajo\ del\ ciclo\ de\ vapor$$

$$W_{\text{baseNETO}} \equiv W_{\text{baseVapor}} + W_{\text{baseTG}} : 1000 \quad \text{Trabajo eléctrico neto de todo el ciclo de potencia, [kW]}$$

$$W_{baseSID} = \sum_{i=1}^6 [E_{term;1:i}] \quad Potencia demandada por la siderurgia. [kW]$$

$$W_{\text{baseEXP}} \equiv W_{\text{baseNETO}} = W_{\text{baseSID}} \quad \text{Potencia eléctrica a vender a la red [kW]}$$

ESTUDIO DE EMISIONES DE CO₂

.....

.....

Combustión de los gases energéticos de la siderurgia

Caudal másico de los gases energéticos. [kg/s]

mbasegas₁ = m_{21;1} Caudal másico del BOF

$$mbasegas_2 = m_{23:2} \quad Caudal \text{ m\'asico del BFgas}$$

$$mbasegas_3 = m_{15;3} \quad Caudal \text{ m\'asico del COG}$$

Volumen del los gases energéticos. [Nm³/s]

$$Volbasegas_1 = \frac{m_{basegas_1}}{\rho_{BOF}} \quad Volumen \text{ del BOF}$$

$$Volbasegas_2 = \frac{m_{basegas_2}}{\rho_{BFgas}} \quad Volumen\ del\ BFgas$$

$$\text{Volbasegas}_3 = \frac{\text{mbasegas}_3}{\rho_{COG}} \quad \text{Volumen del COG}$$

Moles de los elementos fundamentales. [mol/s]

molbasegas_{t;1} = n_{BOF;t} · Volbasegas₁ for t = 1 to 8 Moles de las especies que conforman los gases energéticos

$$\text{molbasegas}_{t;2} = n_{\text{BFgas};t} \cdot \text{Volbasegas}_2 \quad \text{for } t = 1 \text{ to } 8$$

molbasegas_{t;3} = n_{cog;t} · Volbasegas₃ for t = 1 to 8

Moles totales de los elementos fundamentales. [mol/s]

Suma de los moles especie por especie

$$\text{molbasetot}_k = \text{molbasegas}_{k;1} + \text{molbasegas}_{k;2} + \text{molbasegas}_{k;3} \quad \text{for } k = 1 \text{ to } 8$$

Relación de emisión de CO₂ mol a mol. [molCO₂/mol_{especie}]

$rel_{emisión;1} = 1$ Relación de emisión para el CO

$$rel_{emisión;2} = 0 \quad Relación\ de\ emisión\ para\ el\ H2$$

$rel_{emisión;3} = 1$ Relación de emisión para el CO₂

$$rel_{emisión;4} = 0 \quad Relación\ de\ emisión\ para\ el\ N2$$

$$rel_{emisión;5} = 1 \quad Relación\ de\ emisión\ para\ el\ CH_4$$

$$rel_{emisión;6} = 2 \quad Relación\ de\ emisión\ para\ el\ C2H6$$

$rel_{emisión;7} = 3$ Relación de emisión para el C3H8

$$rel_{emisión;8} = 4 \quad Relación$$

Emisiones de CO₂ (mol/s)

$$CO2basegas = \sum_{i=1}^8 [CO2base_i] \cdot \frac{Mr_3}{1000} \quad Emisiones\ totales\ de\ CO2.\ [kg/s]$$

$$\text{CO2baseindustria} = m_{15;1} + m_{10;3} + m_{17;4}$$

$$\text{CO2baseTOT} = \text{CO2basegas} + \text{CO2baseindustria}$$

INDUSTRIA SIDERÚRGICA

INDUSTRIA SIDERÚRGICA

Caso aislado

Demanda térmica

$$\eta_{\text{caldera}} = 0,9125 \quad \text{Rendimiento térmico de la caldera. [%]}$$

$$\text{ratio}_{\text{alim;carbon}} = 0,1597 \quad \text{Ratio de alimentación de carbón a caldera. [kg/s/MW]}$$

$$\text{flujo}_{\text{aire;alim}} = 1,1819 \quad \text{Flujo de aire de alimentación a caldera. [kg/s/MW]}$$

$$\text{ratio}_{\text{emission;CO2}} = 0,2121 \quad \text{Ratio de emisión de CO2 de la caldera. [kg/s/MW]}$$

$$\text{Demanda}_{\text{sid;ais}} = \sum_{j=1}^6 [m_{2;j}] \cdot h_2 \quad \text{Demanda térmica de vapor por parte de la siderurgia. [kW]}$$

$$P_{\text{ot,caldera;ais}} = \frac{D_{\text{demanda sid;ais}}}{\eta_{\text{caldera}}} \quad \text{Potencia nominal de la caldera para satisfacer demanda. [kW]}$$

$$\text{Alim}_{\text{carbon;ais}} = \text{ratio}_{\text{alim;carbon}} \cdot \frac{\text{Pot}_{\text{caldera;ais}}}{1000} \quad \text{Flujo de carbón a la caldera. [kg/s]}$$

$$\text{Aire}_{\text{alm};\text{ais}} = \text{flujo}_{\text{aire};\text{alm}} \cdot \frac{\text{Pot}_{\text{caldera};\text{ais}}}{1000} \quad \text{Flujo de entrada de aire a la caldera. [kg/s]}$$

$$\text{CO2aisttermico} = \text{ratio}_{\text{emisión;CO2}} \cdot \frac{\text{Pot}_{\text{caldera;ais}}}{1000} \quad \text{Emisión de CO2 debido al uso de la caldera. [kg/s]}$$

Demanda eléctrica

$$\eta_{sistemalectrico} = 0,5 \quad Rendimiento eléctrico del sistema eléctrico español. [\%]$$

$$\text{Demanda}_{elec;ais} = \sum_{i=1}^6 [E_{term;1;i}] \quad \text{Potencia demandada por la siderurgia. [kW]}$$

$$\text{Demanda}_{termeq;ais} = \frac{\text{Demanda}_{elec;ais}}{\eta_{sistemalectrico}} \quad \text{Potencia equivalente térmica. [kW]}$$

$$\text{Pot}_{caldera;eq;ais} = \frac{\text{Demanda}_{termeq;ais}}{\eta_{caldera}} \quad \text{Potencia de la caldera equivalente. [kW]}$$

$$\text{Alim}_{carboneq;ais} = \text{ratio}_{alim;carbon} \cdot \frac{\text{Pot}_{caldera;eq;ais}}{1000} \quad \text{Flujo de carbón a la caldera. [kg/s]}$$

$$\text{Aire}_{alimeq;ais} = \text{flujo}_{aire;alim} \cdot \frac{\text{Pot}_{caldera;eq;ais}}{1000} \quad \text{Flujo de entrada de aire a la caldera. [kg/s]}$$

$$\text{CO2aisttermicoqe} = \text{ratio}_{emision;CO2} \cdot \frac{\text{Pot}_{caldera;eq;ais}}{1000} \quad \text{Emisión de CO2 debido al uso de la caldera. [kg/s]}$$

INDUSTRIA SIDERÚRGICA

Caso estudio para el potencial energético (=extracción)

TURBINA DE GAS

Pextrac5s = Pextrac₅ *Cálculo del punto isoentrópico de la TA*
 sextrac5s = s ['Steam' ; h = hextrac5s ; P = Pextrac5s]
 sextrac₄ = sextrac5s *Cálculo del punto 4*
 hextrac₄ = h ['Steam' ; T = Textrac₄ ; s = sextrac₄]
 Pextrac₄ = P ['Steam' ; T = Textrac₄ ; s = sextrac₄]
 mextrac₄ = mextrac₁₃ *Se supone que se dispone del mismo caudal que en el caso base*

Turbina de media 1 - TM1

mextrac₇ = $\sum_{i=1}^6 [m_{3i}]$ *Caudal de aporte proveniente de la siderurgia*

Pextrac₇ = Pextrac₅ *Propiedades del punto 7*
 Textrac₇ = Textrac₅
 hextrac₇ = hextrac₅
 sextrac₇ = sextrac₅
 mextrac₆ = mextrac₅ + mextrac₇ *Suma de caudales*
 Textrac₆ = Textrac₅ *Punto 6*
 Pextrac₆ = Pextrac₅
 hextrac₆ = h ['Steam' ; T = Textrac₆ ; P = Pextrac₆]
 sextrac₆ = s ['Steam' ; T = Textrac₆ ; P = Pextrac₆]
 sextrac6s = sextrac₆ *Punto isoentrópico de la TM1*
 Pextrac6s = Pextrac₈
 hextrac6s = h ['Steam' ; s = sextrac6s ; P = Pextrac6s]
 $\eta_{TM1} = \frac{hextrac_6 - hextrac_8}{hextrac_6 - hextrac_6}$ *Definición del rendimiento isoentrópico*
 Textrac₈ = 250 *Temperatura de extracción a la siderurgia*
 Pextrac₈ = P ['Steam' ; T = Textrac₈ ; h = hextrac₈] *Resto de propiedades del punto 8*
 sextrac₈ = s ['Steam' ; T = Textrac₈ ; h = hextrac₈]
 mextrac₈ = mextrac₆

Turbina de media 2 - TM2

$$mextrac_{10} = \sum_{i=1}^6 [m_{2;i}] \quad \text{Caudal de extracción hacia la siderurgia}$$

Pextrac₁₀ = Pextrac₈ Propiedades del punto 7

Textrac₁₀ = Textrac₈

hextrac₁₀ = hextrac₈

sextrac₁₀ = sextrac₈

mextrac₈ = mextrac₁₀ + mextrac₉ Suma de caudales

Textrac₉ = Textrac₈ Punto 9

Pextrac₉ = Pextrac₈

hextrac₉ = h ['Steam' ; T = Textrac₉ ; P = Pextrac₉]

sextrac₉ = s ['Steam' ; T = Textrac₉ ; P = Pextrac₉]

sextrac9s = sextrac₉ Punto isoentrópico de la TM2

Pextrac9s = 2,7 Presión equivalente a 130°C

hextrac9s = h ['Steam' ; s = sextrac9s ; P = Pextrac9s]

$$\eta_{TM2} = \frac{hextrac_9 - hextrac_{11}}{hextrac_9 - hextrac9s} \quad \text{Definición del rendimiento isoentrópico}$$

Pextrac₁₁ = 2,7 Condición de presión del desgasificador

Textrac₁₁ = T ['Steam' ; P = Pextrac₁₁ ; h = hextrac₁₁] Resto de propiedades del punto 11

sextrac₁₁ = s ['Steam' ; P = Pextrac₁₁ ; h = hextrac₁₁]

mextrac₁₁ = mextrac₉

Regenerador

xextrac₁₂ = 0 Sale del regenerador como líquido saturado

Pextrac₁₂ = Pextrac₁₁

Textrac₁₂ = T ['Steam' ; P = Pextrac₁₂ ; x = xextrac₁₂] Temperatura de saturación

hextrac₁₂ = h ['Steam' ; x = xextrac₁₂ ; P = Pextrac₁₂]

sextrac₁₂ = s ['Steam' ; x = xextrac₁₂ ; P = Pextrac₁₂]

mextrac₁₂ + mextrac₁₄ = mextrac₁₁

Q_{extrac:regen} = mextrac₁₁ · [hextrac₁₁ - hextrac₁₂] Calor máximo a aportar al regenerador

Calculo del caudal máximo de CO₂ a tratar

E_{act:MEA} = 4,17 Energía de activación de las aminas MEA. [MJ/kgCO₂]

$E_{act;DEA} = 2,943$ Energía de activación de las aminas DEA. [MJ/kgCO₂]

$E_{act;MDEA} = 1,986$ Energía de activación de las aminas MDEA. [MJ/kgCO₂]

$m_{extracCO2MEA} = \frac{Q_{extrac;regen}}{E_{act;MEA} \cdot 1000}$ Caudal máximo de CO₂ a tratar con el calor del regenerador con MEA

$m_{extracCO2DEA} = \frac{Q_{extrac;regen}}{E_{act;DEA} \cdot 1000}$ Caudal máximo de CO₂ a tratar con el calor del regenerador con DEA

$m_{extracCO2MDEA} = \frac{Q_{extrac;regen}}{E_{act;MDEA} \cdot 1000}$ Caudal máximo de CO₂ a tratar con el calor del regenerador con MDEA

Bomba de alta - BA

$Textrac_{13} = Textrac_{12} + \Delta T_{BA}$ Condición de calentamiento producido por la bomba de alta

$Pextrac_{13} = Pextrac_4 + \Delta P_{HRSG}$ Punto 13

$hextrac_{13} = h ['Steam' ; T = Textrac_{13} ; P = Pextrac_{13}]$

$sextrac_{13} = s ['Steam' ; h = hextrac_{13} ; P = Pextrac_{13}]$

$mextrac_{13} = mextrac_{12}$

HRSG

$Q_{extracHRSG} = mextrac_4 \cdot [hextrac_4 - hextrac_{13}]$ Calor intercambiado en el HRSG. Lado agua/vapor. [kW]

POTENCIAS DEL CICLO

$$W_{\text{extracTA}} = m_{\text{extrac}} \cdot [h_{\text{extrac}} - h_{\text{extrac}}] \quad \text{Trabajo de las turbinas}$$

$$W_{extracTM1} = mextrac_6 \cdot [hexrac_6 - hexrac_8]$$

$$W_{extracTM2} = mextrac_9 \cdot [hexrac_9 - hexrac_{11}]$$

$$W_{\text{extracBA}} = m_{\text{extrac}}{}_{12} \cdot [h_{\text{extrac}}{}_{13} - h_{\text{extrac}}{}_{12}] \quad \text{Trabajo de las bombas}$$

$$W_{\text{extracVapor}} = [W_{\text{extracTA}} + W_{\text{extracTM1}} + W_{\text{extracTM2}}] \cdot \eta_{\text{alternador}} - W_{\text{extracBA}} \quad \text{Trabajo del ciclo de vapor}$$

$$W_{\text{extracNETO}} = W_{\text{extracVapor}} + W_{\text{extracTG}} \cdot 1000 \quad \text{Trabajo eléctrico neto de todo el ciclo de potencia. [kW]}$$

$$W_{\text{extracSID}} = \sum_{i=1}^6 [E_{\text{term;1;i}}] \quad \text{Potencia demandada por la siderurgia. [kW]}$$

$$W_{\text{extracEXP}} = W_{\text{extracNETO}} - W_{\text{extracSID}} \quad \text{Potencia eléctrica a vender a la red. [kW]}$$

INDUSTRIA SIDERÚRGICA

INDUSTRIA SIDERÚRGICA

Caso integración CCS1

CÁLCULOS PREVIOS

Cálculo de propiedades de la corriente 9

mccs₉ = m_{15;1} + m_{16;1} + m_{10;3} + m_{11;3} + m_{16;4} + m_{17;4} *Corriente de salida de la siderurgia. CO2+CO. [kg/s]*

$$m_{15;1} \cdot T_{15;1} \cdot C_{p;3} + m_{16;1} \cdot T_{16;1} \cdot C_{p;1} + m_{10;3} \cdot T_{10;3} \cdot C_{p;3} + m_{11;3} \cdot T_{11;3} \cdot C_{p;1} + m_{16;4} \cdot T_{16;4} \cdot C_{p;1} + m_{17;4} \cdot T_{17;4} \cdot C_{p;1} = m_{CCS_9} \\ + hccs_9$$

TURBINA DE GAS - GASES DE ESCAPE

BY-PASS

$P_{ccs_4} = P_{ccs_3}$ Punto 4 = Punto 3

$T_{ccs_4} = T_{ccs_3}$

$h_{ccs_4} = h_{ccs_3}$

$P_{ccs_7} = P_{ccs_3}$ Punto 7 = Punto 3

$T_{ccs_7} = T_{ccs_3}$

$h_{ccs_7} = h_{ccs_3}$

$m_{ccs_3} = m_{ccs_4} + m_{ccs_7}$ BM en el by-pass

HRSG

$T_{ccs_5} = 150$ Temperatura de extracción de los gases de escape

$P_{ccs_5} = P_{ccs_4}$

$h_{ccs_5} = h$ ['Air' ; $T = T_{ccs_5}$]

$m_{ccs_5} = m_{ccs_4}$

$Q_{ccsHRSG} = m_{ccs_4} \cdot [h_{ccs_4} - h_{ccs_5}]$ Calor intercambiado en el HRSG. Lado gases combustión. [kW]

$Q_{ccsHRSG} = m_{ccs_{12}} \cdot [h_{ccs_{12}} - h_{ccs_{34}}]$ Calor intercambiado en el HRSG. Lado ciclo de vapor. [kW]

DERIVACIONES

Derivación atmosférica

$P_{ccs_8} = P_{ccs_5}$ Punto 8 = Punto 5

$T_{ccs_8} = T_{ccs_5}$

$$\text{hccs}_8 = \text{hccs}_5$$

Pccs₆ = 1 Punto 6 parecido a Punto 5

$$T_{CCS_6} = T_{CCS_5}$$

$$\text{hccs}_6 = \text{hccs}_5$$

$mccs_5 = mccs_6 + mccs_8$ *BM en la derivación atmosférica*

Derivación al absorvedor

$$T_{CCS_{10}} = 200 \quad Punto\ 10$$

$$h_{ccs_{10}} = h ['Air' ; T = T_{ccs_{10}}]$$

$$P_{CCS_{10}} = P_{CCS_7}$$

$$mccs_7 \cdot hccs_7 + mccs_8 \cdot hccs_8 + mccs_9 \cdot hccs_9 = mccs_{10} \cdot hccs_{10} \quad BE \text{ en la derivación al absorbedor}$$

$$mccs_7 + mccs_8 + mccs_9 = mccs_{10} \quad BM \text{ en la derivación al absorbómetro}$$

mccs₆ = 0 CONDICIÓN BM GLOBAL <-----<-----<-----<-----<-----<

TURBINAS DE VAPOR

11. *Wavy* (horizontal lines) *Wavy* (vertical lines) *Wavy* (diagonal lines)

Turbina de alta - TA

$$\eta_{T\text{Accs}} = 0,85 \quad \text{Rendimiento isoentrópico de turbina de alta}$$

$P_{CCS_{13}} = 50$ Presión de aporte desde la siderurgia

$T_{CCS_{13}} = 400$ Temperatura de aporte desde la siderurgia

$$h_{ccs_{13}} = h \left[\text{'Steam'} ; T = T_{ccs_{13}} ; P = P_{ccs_{13}} \right] \quad \text{Entalpía punto 13}$$

$$sccs_{13} = s \left[\text{'Steam'} ; T = Tccs_{13} ; P = Pccs_{13} \right] \quad \text{Entropía punto 13}$$

$$\text{mccs}_{12} = \text{mccs}_{13}$$

$$T_{ccs_{12}} = T_{ccs_4} - \Delta T \quad \text{Temperatura del vapor de salida del HRSG}$$

$$\eta_{\text{TAccs}} = \frac{hccs_{12} - hccs_{13}}{hccs_{12} - hccs_{12s}} \quad \text{Definición del rendimiento isoentrópico}$$

Pccs_{12s} = Pccs₁₃ Cálculo del punto isoentrópico de la TA

sccs12s = **s** 「'Steam' ; h = hccs12s ; P = Pccs12s 」

sccs₁₂ = sccs12s Cálculo del punto 12

$hccs_{12} = h ['Steam' ; T = Tccs_{12} ; s = sccs_{12}]$

$Pccs_{12} = P ['Steam' ; T = Tccs_{12} ; s = sccs_{12}]$

$mccs_{12} = mccs_{34}$

Turbina de media 1 - TM1

$\eta_{TM1ccs} = 0,9$ Rendimiento isoentrópico de la TM1

$mccs_{14} = \sum_{i=1}^6 [m_{3,i}]$ Caudal de aporte proveniente de la siderurgia

$Pccs_{14} = Pccs_{13}$ Propiedades del punto 14

$Tccs_{14} = Tccs_{13}$

$hccs_{14} = hccs_{13}$

$sccs_{14} = sccs_{13}$

$mccs_{15} = mccs_{13} + mccs_{14}$ Suma de caudales

$Tccs_{15} = Tccs_{13}$ Punto 15

$Pccs_{15} = Pccs_{13}$

$hccs_{15} = h ['Steam' ; T = Tccs_{15} ; P = Pccs_{15}]$

$sccs_{15} = s ['Steam' ; T = Tccs_{15} ; P = Pccs_{15}]$

$sccs15s = sccs_{15}$ Punto isoentrópico de la TM1

$Pccs15s = Pccs_{16}$

$hccs15s = h ['Steam' ; s = sccs15s ; P = Pccs15s]$

$\eta_{TM1ccs} = \frac{hccs_{15} - hccs_{16}}{hccs_{15} - hccs15s}$ Definición del rendimiento isoentrópico

$Tccs_{16} = 250$ Temperatura de extracción a la siderurgia

$Pccs_{16} = P ['Steam' ; T = Tccs_{16} ; h = hccs_{16}]$ Resto de propiedades del punto 16

$sccs_{16} = s ['Steam' ; T = Tccs_{16} ; h = hccs_{16}]$

$mccs_{16} = mccs_{15}$

Turbina de media 2 - TM2

$$\eta_{TM2ccs} = 0,9 \quad Rendimiento isoentrópico de la TM2$$

$$mccs_{17} = \sum_{i=1}^6 [m_{2,i}] \quad \text{Caudal de extracción hacia la siderurgia}$$

$P_{CCS_{17}}$ = $P_{CCS_{16}}$ *Propiedades del punto 17*

$$T_{CCS_{17}} = T_{CCS_{16}}$$

$$\text{hccs}_{17} = \text{hccs}_{16}$$

$$\text{SCCS}_{17} = \text{SCCS}_{16}$$

$$\text{mccs}_{16} = \text{mccs}_{17} + \text{mccs}_{18} \quad \text{Suma de caudales}$$

$P_{CCS_{18}}$ = $P_{CCS_{16}}$ *Propiedades del punto 18*

$$T_{CCS_{18}} = T_{CCS_{16}}$$

$$\text{hccs}_{18} = \text{hccs}_{16}$$

$$\text{SCCS}_{18} = \text{SCCS}_{16}$$

sccs18s = sccs₁₈ Punto isoentrópico de la TM2

$$P_{CCS18s} = P_{CCS19}$$

```
hccs18s = h [ 'Steam' ; s = sccs18s ; P = Pccs18s ]
```

$$\eta_{TM2ccs} = \frac{hccs_{18} - hccs_{19}}{hccs_{18} - hccs18s} \quad \text{Definición del rendimiento isoentrópico}$$

$$P_{CCS_{19}} = P_{desg2} \quad \text{Condición de presión del caudal de extracción a siderurgia} = 130^{\circ}\text{C}$$

$$T_{ccs_{19}} = T \left[\text{'Steam'} ; P = P_{ccs_{19}} ; h = h_{ccs_{19}} \right] \quad \text{Resto de propiedades del punto 19}$$

sccs₁₉ = **s** ['Steam' ; P = Pccs₁₉ ; h = hccs₁₉]

$$\text{mccs}_{19} = \text{mccs}_{18}$$

Turbina de media 3 - TM3

$$\eta_{TM3ccs} = 0,88 \quad Rendimiento isoentrópico de la TM3$$

$$P_{CCS_{20}} = P_{CCS_{19}} \quad Propiedades \: del \: punto \: 20$$

$$T_{CCS_{20}} = T_{CCS_{19}}$$

$$\text{hccs}_{20} = \text{hccs}_{19}$$

$$\text{SCCS}_{20} = \text{SCCS}_{19}$$

$P_{CCS_{21}}$ = $P_{CCS_{19}}$ *Propiedades del punto 21*

$$T_{CCS_{21}} = T_{CCS_{19}}$$

hccs₂₁ = hccs₁₉

$$\text{SCCS}_{21} = \text{SCCS}_{19}$$

$$P_{CCS_{23}} = P_{CCS_{19}} \quad Propiedades \: del \: punto \: 23$$

$T_{CCS_{23}} = T_{CCS_{19}}$
 $h_{CCS_{23}} = h_{CCS_{19}}$
 $s_{CCS_{23}} = s_{CCS_{19}}$
 $m_{CCS_{19}} = m_{CCS_{20}} + m_{CCS_{21}} + m_{CCS_{23}} \quad BM \text{ para las derivaciones}$
 $m_{CCS_{23}} = 0 \quad \text{CONDICIÓN CAUDAL} = 0$
 $s_{CCS_{23s}} = s_{CCS_{23}} \quad \text{Punto isoentrópico de la TM2}$
 $P_{CCS_{23s}} = P_{CCS_{24}}$
 $h_{CCS_{23s}} = h \left[\text{'Steam'} ; s = s_{CCS_{23s}} ; P = P_{CCS_{23s}} \right]$
 $\eta_{TM3CCS} = \frac{h_{CCS_{23}} - h_{CCS_{24}}}{h_{CCS_{23}} - h_{CCS_{23s}}} \quad \text{Definición del rendimiento isoentrópico}$
 $P_{CCS_{24}} = P_{desg1} \quad \text{Condición de presión del desgasificador}$
 $T_{CCS_{24}} = T \left[\text{'Steam'} ; P = P_{CCS_{24}} ; h = h_{CCS_{24}} \right] \quad \text{Resto de propiedades del punto 24}$
 $s_{CCS_{24}} = s \left[\text{'Steam'} ; P = P_{CCS_{24}} ; h = h_{CCS_{24}} \right]$
 $m_{CCS_{24}} = m_{CCS_{23}}$

Turbina de baja - TB

$\eta_{TBCCS} = 0,85 \quad \text{Rendimiento isoentrópico de la TB}$
 $P_{CCS_{25}} = P_{CCS_{24}} \quad \text{Propiedades del punto 20}$
 $T_{CCS_{25}} = T_{CCS_{24}}$
 $h_{CCS_{25}} = h_{CCS_{24}}$
 $s_{CCS_{25}} = s_{CCS_{24}}$
 $P_{CCS_{26}} = P_{CCS_{24}} \quad \text{Propiedades del punto 21}$
 $T_{CCS_{26}} = T_{CCS_{24}}$
 $h_{CCS_{26}} = h_{CCS_{24}}$
 $s_{CCS_{26}} = s_{CCS_{24}}$
 $m_{CCS_{24}} = m_{CCS_{25}} + m_{CCS_{26}} \quad BM \text{ para las derivaciones}$
 $s_{CCS_{26s}} = s_{CCS_{26}} \quad \text{Punto isoentrópico de la TM2}$
 $P_{CCS_{26s}} = P_{CCS_{27}}$
 $h_{CCS_{26s}} = h \left[\text{'Steam'} ; s = s_{CCS_{26s}} ; P = P_{CCS_{26s}} \right]$
 $\eta_{TBCCS} = \frac{h_{CCS_{26}} - h_{CCS_{27}}}{h_{CCS_{26}} - h_{CCS_{26s}}} \quad \text{Definición del rendimiento isoentrópico}$
 $P_{CCS_{27}} = P_{cond} \quad \text{Condición de presión del condensador}$
 $T_{CCS_{27}} = T \left[\text{'Steam'} ; P = P_{CCS_{27}} ; h = h_{CCS_{27}} \right] \quad \text{Resto de propiedades del punto 27}$
 $s_{CCS_{27}} = s \left[\text{'Steam'} ; P = P_{CCS_{27}} ; h = h_{CCS_{27}} \right]$

mccs₂₇ = mccs₂₆

CONDENSADOR

Pccs₂₈ = P_{cond} *Condiciones del punto 28*

xccs₂₈ = 0

Tccs₂₈ = T_{sat} ['Steam' ; P = Pccs₂₈] *Tenemos líquido saturado*

hccs₂₈ = h ['Steam' ; P = Pccs₂₈ ; x = xccs₂₈]

sccs₂₈ = s ['Steam' ; x = xccs₂₈ ; P = Pccs₂₈]

mccs₂₈ = mccs₂₇

Bomba de baja - BB

η_{BBccs} = 0,83 *Rendimiento isoentrópico de la BB*

sccs28s = sccs₂₈ *Punto isoentrópico de la BB*

Pccs28s = Pccs₂₉

hccs28s = h ['Steam' ; P = Pccs28s ; s = sccs28s]

η_{BBccs} = $\frac{hccs28s - hccs_{28}}{hccs_{29} - hccs_{28}}$ *Definición de rendimiento isoentrópico*

Pccs₂₉ = P_{desg} *Punto 29*

Tccs₂₉ = T ['Steam' ; P = Pccs₂₉ ; h = hccs₂₉]

sccs₂₉ = s ['Steam' ; h = hccs₂₉ ; P = Pccs₂₉]

mccs₂₉ = mccs₂₈

DESGASIFICADOR 1. $P_{desg1}=0,9\text{bar}$

$P_{desg1} = 0,9$ Presión del desgasificador nº1. [bar]

$mccs_{25} + mccs_{29} = mccs_{30}$ Balance de masa en el desgasificador 1

$mccs_{25} \cdot hccs_{25} + mccs_{29} \cdot hccs_{29} = mccs_{30} \cdot hccs_{30}$ Balance de energía en el desgasificador 1

$Pccs_{30} = P_{desg1}$ Punto 30

$xccs_{30} = 0$

$hccs_{30} = h ['Steam' ; P = Pccs_{30} ; x = xccs_{30}]$

$Tccs_{30} = T ['Steam' ; P = Pccs_{30} ; x = xccs_{30}]$

$sccs_{30} = s ['Steam' ; x = xccs_{30} ; P = Pccs_{30}]$

Bomba de media - BM

$\eta_{BMccs} = 0,83$ Rendimiento isoentrópico de la BM

$sccs30s = sccs_{30}$ Punto isoentrópico de la BM

$Pccs30s = Pccs_{31}$

$hccs30s = h ['Steam' ; P = Pccs30s ; s = sccs30s]$

$\eta_{BMccs} = \frac{hccs30s - hccs_{30}}{hccs_{31} - hccs_{30}}$ Definición de rendimiento isoentrópico

$Pccs_{31} = P_{desg2}$ Punto 31

$Tccs_{31} = T ['Steam' ; P = Pccs_{31} ; h = hccs_{31}]$

$sccs_{31} = s ['Steam' ; h = hccs_{31} ; P = Pccs_{31}]$

$mccs_{31} = mccs_{30}$

DESGASIFICADOR 2. $P_{desg1}=2,7$ bar

$P_{desg2} = 2,7$ Presión del desgasificador nº2. [bar]

$mccs_{32} + mccs_{33} = mccs_{20} + mccs_{31} + mccs_{22}$ Balance de masa en el desgasificador 2

$mccs_{32} \cdot hccs_{32} + mccs_{33} \cdot hccs_{33} = mccs_{20} \cdot hccs_{20} + mccs_{31} \cdot hccs_{31} + mccs_{22} \cdot hccs_{22}$ Balance de energía en el desgasificador 2

$Pccs_{32} = P_{desg2}$ Punto 32

$xccs_{32} = 0$
 $hccs_{32} = h ['Steam' ; P = Pccs_{32} ; x = xccs_{32}]$
 $Tccs_{32} = T ['Steam' ; P = Pccs_{32} ; x = xccs_{32}]$
 $scs_{32} = s ['Steam' ; x = xccs_{32} ; P = Pccs_{32}]$
 $Pccs_{33} = Pccs_{32} \quad Punto\ 33\ (Purga) = Punto\ 32$
 $Tccs_{33} = Tccs_{32}$
 $hccs_{33} = hccs_{32}$
 $SCCS_{33} = SCCS_{32}$

Bomba de alta - BA

$$T_{CCS_{34}} = T_{CCS_{32}} + \Delta_{T,BA} \quad \text{Condición de calentamiento producido por la bomba de alta}$$

$$P_{CCS_{34}} = P_{CCS_{12}} + \Delta_{P;HRSG} \quad Punto\ 34$$

$$hccs_{34} = h \lceil 'Steam' ; T = Tccs_{34} ; P = Pccs_{34} \rceil$$

$$sccs_{34} = \mathbf{s} \lceil 'Steam' ; h = hccs_{34} ; P = Pccs_{34} \rceil$$

$$\text{mccs}_{34} = \text{mccs}_{32}$$

$mccs_{21} = mccs_{22}$ *Condiciones necesarias para el cálculo de caudales másicos pero...*

hccs₂₂ = **h** ['Steam' : x = 0 : P = Pccs₂₁] vienen impuestas por el ciclo de aminas que aún no se ha simulado

Esta igualdad es para poder ir operando.

≤-----<-----<-----

CCS - CICLO DE AMINAS

Propiedades de las aminas

Energía de regeneración - Anexo VI - Tabla 1

$Eccs_1 = 4,17$ *Energía de activación de las aminas MEA. [MJ/kgCO2]*

$Eccs_2 = 2,943$ *Energía de activación de las aminas DEA. [MJ/kgCO2]*

$Eccs_3 = 1,986$ *Energía de activación de las aminas MDEA. [MJ/kgCO2]*

Porcentaje de mezcla - Anexo VI - Tablas 2, 3 y 4

$Mezclacs_1 = 28,7$ *Porcentaje de mezcla de las aminas MEA. [%]*

$Mezclacs_2 = 31,3$ *Porcentaje de mezcla de las aminas DEA. [%]*

$Mezclacs_3 = 35$ *Porcentaje de mezcla de las aminas MDEA. [%]*

Carga de captura de CO2 - Anexo VI - Tablas 5, 6 y 7

$Cargacs_1 = 0,31137$ *Carga de captura de CO2 de las aminas MEA. [kgCO2/kgMEA]*

$Cargacs_2 = 0,49687$ *Carga de captura de CO2 de las aminas DEA. [kgCO2/kgDEA]*

$Cargacs_3 = 0,59085$ *Carga de captura de CO2 de las aminas MDEA. [kgCO2/kgMDEA]*

Calor específico - Anexo VI - Tablas 8, 9 y 10

$Cpccs_1 = 2,4857$ *Calor específico de las aminas MEA. [kJ/kgMEA·K]*

$Cpccs_2 = 2,3803$ *Calor específico de las aminas DEA. [kJ/kgDEA·K]*

$Cpccs_3 = 2,726$ *Calor específico de las aminas MDEA. [kJ/kgMDEA·K]*

% de mezcla pobre - Anexo VI - Tabla 20

$Mezclapobre_1 = 0,154$ *Contenido de CO2 en la mezcla pobre de MEA. [kgCO2/kgMEA]*

$Mezclapobre_2 = 0,09$ *Contenido de CO2 en la mezcla pobre de DEA. [kgCO2/kgMEA]*

$Mezclapobre_3 = 0,079$ *Contenido de CO2 en la mezcla pobre de MDEA. [kgCO2/kgMEA]*

Propiedades de las plantas de post-combustión con CCS

Rendimiento de captura de CO2 - Anexo VI - Tabla 17

$\eta_{removal} = 89,14$ *Rendimiento medio típico de un sistema CCS en post-combustión. [%]*

Caudales

elector = 3 1=MEA; 2=DEA; 3=MDEA

mccsCO2 = CO2ccsTOT Emisiones totales de CO2 antes del absorbador. [kgCO2/s]

$$mccs_{41} = mccsCO2 \cdot \left[1 - \frac{\eta_{removal}}{100} \right] \text{ Emisiones de CO2 a la salida del sistema CCS. [kgCO2/s]}$$

$$mccs_{40} = mccsCO2 \cdot \frac{\eta_{removal}}{100} \text{ Caudal de CO2 absorbido en el absorbador. [kgCO2/s]}$$

mccs11 = mccs10 - mccs41 - mccs40 Caudal de gases de escape a la atmósfera. [kg/s]

$$mccsamina = \frac{mccs_{40}}{Cargaccs_3} \text{ Flujo de aminas puro para absorber el CO2 pertinente. [kgAmina/s]}$$

$$mccsagua = mccsamina \cdot \left[\frac{1 - \frac{\text{Mezclacccs}_3}{100}}{\frac{\text{Mezclacccs}_3}{100}} \right] \text{ Flujo de agua pura en el ciclo de aminas. [kgAgua/s]}$$

mccsCO2remanente = mccsamina · Mezclapobre3 Flujo remanente de CO2 en el ciclo de aminas. [kgCO2/s]

Agua

Flujo de agua en cada punto del ciclo de aminas. [kg/s]

$$mccsagua_i = mccsagua \quad \text{for } i = 35 \text{ to } 39$$

Aminas

Flujo de aminas en cada punto del ciclo de aminas. [kg/s]

$$mccsamina_i = mccsamina \quad \text{for } i = 35 \text{ to } 39$$

CO2

Flujo de CO2 en cada punto del ciclo de aminas. [kg/s]

$$mccsCO2_i = mccs_{40} + mccsCO2remanente \quad \text{for } i = 35 \text{ to } 36$$

Flujo de CO2 en cada punto del ciclo de aminas. [kg/s]

$$mccsCO2_i = mccsCO2remanente \quad \text{for } i = 37 \text{ to } 39$$

Total de caudal

Flujo másico total en cada punto del ciclo de aminas. [kg/s]

$$mccs_i = mccsamina_i + mccsagua_i + mccsCO2_i \quad \text{for } i = 35 \text{ to } 39$$

Calores específicos

Calor específico para la mezcla de sustancias en el ciclo de aminas. [kJ/kg·K]

$$cpccs_i = \frac{mccsagua_i \cdot C_{p,27} + mccsamina_i \cdot cpccs_{elector} + mccsCO2_i \cdot C_{p,3}}{mccsagua_i + mccsamina_i + mccsCO2_i} \quad \text{for } i = 35 \text{ to } 39$$

Calor específico del CO2. [kJ/kg·K]

$cpccs_i = C_{p,3}$ for $i = 40$ to 41

ABSORBEDOR

Entrada

$Tccs_{39} = 39,9 + 273,2$ [K] Temperatura de entrada del flujo 39 al absorbedor. [K]

$Pccs_{35} = 0,7$ Presión del flujo 35. Presión del absorbedor. [bar]

$cpccs_{10} = Cp$ ['Air' ; $T = Tccs_{10}$] Calor específico de los gases a la entrada del absorbedor

$E_{ccsAbs,e} = m_{ccs_{39}} \cdot cpccs_{39} \cdot Tccs_{39} + m_{ccs_{10}} \cdot cpccs_{10} \cdot [Tccs_{10} + 273,2$ [K]] Energía térmica entrante al absorbedor. [kJ]

Salida

$E_{ccsAbs,s} = m_{ccs_{35}} \cdot cpccs_{35} \cdot T_{Abs,s} + m_{ccs_{41}} \cdot cpccs_{41} \cdot T_{Abs,s} + m_{ccs_{11}} \cdot cpccs_{11} \cdot T_{Abs,s}$ Energía térmica saliente del absorbedor. [kJ]

$Tccs_{35} = T_{Abs,s}$ Los tres flujos salientes lo hacen con la misma temperatura. [K] Solución aminas

$Tccs_{41} = T_{Abs,s}$ Flujo CO₂ emitido

$Tccs_{11} = T_{Abs,s} - 273,2$ [K] Flujo de gases de escape a atmósfera

$hccs_{11} = h$ ['Air' ; $T = Tccs_{11}$]

$Pccs_{11} = Pccs_{35}$

$cpccs_{11} = Cp$ ['Air' ; $T = T_{Abs,s}$] Calor específico de los gases a la salida del absorbedor

Balance de energía

$E_{ccsAbs,e} = E_{ccsAbs,s}$ Balance energético al absorbedor

INTERCAMBIADOR

$Pccs_{36} = Pccs_{35} + \Delta P_{ccs} - \Delta P_{ccsEq}$

$E_{ccsInt,e} = m_{ccs_{35}} \cdot cpccs_{35} \cdot Tccs_{35} + m_{ccs_{37}} \cdot cpccs_{37} \cdot Tccs_{37}$ Energía térmica entrante al intercambiador. [kJ]

$E_{ccsInt,s} = m_{ccs_{36}} \cdot cpccs_{36} \cdot Tccs_{36} + m_{ccs_{38}} \cdot cpccs_{38} \cdot Tccs_{38}$ Energía térmica saliente del intercambiador. [kJ]

Balance de energía

$E_{ccsInt,e} = E_{ccsInt,s}$ Balance energético al intercambiador

REGENERADOR

$$T_{ccs36} = 273,2 \text{ [K]} + 87,4 \text{ Temperatura de entrada al regenerador. [K]}$$

$$T_{ccs37} = 273,2 \text{ [K]} + 116,5 \text{ Temperatura de salida del regenerador. [K]}$$

$$P_{ccs37} = P_{ccs36} - \Delta P_{ccsEq}$$

$$T_{ccs40} = T_{ccs37} \text{ Temperatura de salida del CO}_2 \text{. [K]}$$

$$P_{ccs40} = P_{ccs36} - \Delta P_{ccsEq}$$

$$E_{ccsReg,e} = m_{ccs36} \cdot c_{p,ccs36} \cdot T_{ccs36} \text{ Energía térmica entrante al regenerador. [kJ]}$$

$$E_{ccsReg,s} = m_{ccs37} \cdot c_{p,ccs37} \cdot T_{ccs37} + m_{ccs40} \cdot c_{p,ccs40} \cdot T_{ccs40} \text{ Energía térmica saliente al regenerador. [kJ]}$$

$$E_{ccsReg,d} = m_{ccs40} \cdot E_{ccs3} \cdot 1000 \text{ Energía térmica demandada para la regeneración del CO}_2 \text{. [kJ]}$$

$$E_{ccsReg,d} = m_{ccs21} \cdot [h_{ccs21} - h_{ccs22}] \text{ Condición energética en el regenerador. Se obtiene } m_{ccs21} <-----<-----<-----$$

<-----<

REFRIGERADOR

$$P_{ccs38} = P_{ccs37} - \Delta P_{ccsEq}$$

$$P_{ccs39} = P_{ccs38} - \Delta P_{ccsEq}$$

$$E_{ccsRef,e} = m_{ccs38} \cdot c_{p,ccs38} \cdot T_{ccs38} \text{ Energía térmica entrante al refrigerador. [kJ]}$$

$$E_{ccsRef,s} = m_{ccs39} \cdot c_{p,ccs39} \cdot T_{ccs39} \text{ Energía térmica saliente del refrigerador. [kJ]}$$

Balance de energía

$$E_{ccsRef} = E_{ccsRef,e} - E_{ccsRef,s} \text{ Balance energético al refrigerador}$$

BOMBEO

$$\Delta P_{ccs} = 4 \text{ Salto de presión de la bomba de aminas. [bar]}$$

$\Delta P_{ccsEq} = 1$ Caída de presión en cada equipo del ciclo de aminas. [bar]

$v_{ccs35} = v$ ['Steam' ; T = Tccs₃₅ = 273,2 [K]; P = Pccs₃₅] Volumen específico del fluido 35. [m³/kg]

$W_{ccsBaminas} = m_{ccs35} \cdot v_{ccs35} \cdot \Delta P_{ccs} \cdot \frac{100000}{1000}$ Trabajo de la bomba de aminas. [kJ]

TREN DE COMPRESIÓN DE CO₂

$m_{ccs_i} = m_{ccs_{i-1}}$ for i = 43 to 50

Condensador de agua

$T_{ccsIntercooler} = 40$ Temperatura final del intercooler. [°C]

$T_{ccs42} = T_{ccsIntercooler}$ Se refrigerará el flujo hasta la temperatura del intercooler

$P_{ccs42} = P_{ccs40}$

$m_{ccs42} = m_{ccs40}$

$h_{ccs40} = h$ ['CarbonDioxide' ; T = Tccs₄₀ = 273,2 [K]; P = Pccs₄₀] Entalpía del CO₂ punto 42. [kJ/kg]

Etapa 1

$\eta_{C1ccs} = 0,85$ Rendimiento isoentrópico del compresor 1

$P_{obj} = 120$ Presión objetivo del CO₂ a la salida. [bar]

$r_{pC1ccs} = \left[\frac{P_{obj}}{P_{ccs42}} \right]^{1/4}$ Relación de presión del compresor 1

$h_{ccs42} = h$ ['CarbonDioxide' ; T = Tccs₄₂; P = Pccs₄₂] Entalpía del CO₂ punto 42. [kJ/kg]

$s_{ccs42} = s$ ['CarbonDioxide' ; T = Tccs₄₂; P = Pccs₄₂] Entropía del CO₂ punto 42. [kJ/kg·K]

$s_{ccs42s} = s_{ccs42}$ Punto isoentrópico del C1

$P_{ccs42s} = P_{ccs43}$

$h_{ccs42s} = h$ ['CarbonDioxide' ; s = sccs42s; P = Pccs42s]

$\eta_{C1ccs} = \frac{h_{ccs42s} - h_{ccs42}}{h_{ccs43} - h_{ccs42}}$ Aplicación del rendimiento isoentrópico para el C1

$P_{ccs43} = P_{ccs42} \cdot r_{pC1ccs}$ Resto de propiedades del punto 43

$T_{ccs43} = T$ ['CarbonDioxide' ; P = Pccs₄₃; h = hccs₄₃]

$s_{ccs43} = s$ ['CarbonDioxide' ; h = hccs₄₃; P = Pccs₄₃]

$T_{ccs44} = T_{ccsIntercooler}$ Se refrigerará el flujo hasta la temperatura del intercooler

$P_{ccs44} = P_{ccs43}$

$h_{ccs44} = h$ ['CarbonDioxide' ; T = Tccs₄₄; P = Pccs₄₄] Entalpía del CO₂ punto 44. [kJ/kg]

$s_{ccs44} = s$ ['CarbonDioxide' ; T = Tccs₄₄; P = Pccs₄₄] Entropía del CO₂ punto 44. [kJ/kg·K]

Etapa 2

$\eta_{C2ccs} = 0,85$ Rendimiento isoentrópico del compresor 2

$$rp_{C2CCS} = \left[\frac{P_{obj}}{P_{CCS42}} \right]^{1/4} \quad Relación\ de\ presión\ del\ compresor\ 2$$

sccs44s = sccs₄₄ Punto isoentrópico del C2

Pccs44s = Pccs₄₅

hccs44s = h ['CarbonDioxide' ; s = sccs44s ; P = Pccs44s]

$$\eta_{C2CCS} = \frac{hccs44s - hccs44}{hccs45 - hccs44} \quad Aplicación\ del\ rendimiento\ isoentrópico\ para\ el\ C2$$

Pccs₄₅ = Pccs₄₄ · rp_{C2CCS} Resto de propiedades del punto 45

Tccs₄₅ = T ['CarbonDioxide' ; P = Pccs₄₅ ; h = hccs₄₅]

sccs₄₅ = s ['CarbonDioxide' ; h = hccs₄₅ ; P = Pccs₄₅]

Tccs₄₆ = T_{ccsIntercooler} Se refrigerará el flujo hasta la temperatura del intercooler

Pccs₄₆ = Pccs₄₅

hccs₄₆ = h ['CarbonDioxide' ; T = Tccs₄₆ ; P = Pccs₄₆] Entalpía del CO₂ punto 46. [kJ/kg]

sccs₄₆ = s ['CarbonDioxide' ; T = Tccs₄₆ ; P = Pccs₄₆] Entropía del CO₂ punto 46. [kJ/kg·K]

Etapa 3

$\eta_{C3CCS} = 0,85$ Rendimiento isoentrópico del compresor 3

$$rp_{C3CCS} = \left[\frac{P_{obj}}{P_{CCS42}} \right]^{1/4} \quad Relación\ de\ presión\ del\ compresor\ 3$$

sccs46s = sccs₄₆ Punto isoentrópico del C3

Pccs46s = Pccs₄₇

hccs46s = h ['CarbonDioxide' ; s = sccs46s ; P = Pccs46s]

$$\eta_{C3CCS} = \frac{hccs46s - hccs46}{hccs47 - hccs46} \quad Aplicación\ del\ rendimiento\ isoentrópico\ para\ el\ C3$$

Pccs₄₇ = Pccs₄₆ · rp_{C3CCS} Resto de propiedades del punto 47

Tccs₄₇ = T ['CarbonDioxide' ; P = Pccs₄₇ ; h = hccs₄₇]

sccs₄₇ = s ['CarbonDioxide' ; h = hccs₄₇ ; P = Pccs₄₇]

Tccs₄₈ = T_{ccsIntercooler} Se refrigerará el flujo hasta la temperatura del intercooler

Pccs₄₈ = Pccs₄₇

hccs₄₈ = h ['CarbonDioxide' ; T = Tccs₄₈ ; P = Pccs₄₈] Entalpía del CO₂ punto 48. [kJ/kg]

sccs₄₈ = s ['CarbonDioxide' ; T = Tccs₄₈ ; P = Pccs₄₈] Entropía del CO₂ punto 48. [kJ/kg·K]

Etapa 4

$\eta_{C4CCS} = 0,85$ Rendimiento isoentrópico del compresor 4

$$rp_{C4CCS} = \left[\frac{P_{obj}}{P_{CCS42}} \right]^{1/4} \quad Relación\ de\ presión\ del\ compresor\ 4$$

sccs48s = sccs₄₈ Punto isoentrópico del C4

Pccs48s = Pccs₄₉

hccs48s = h ['CarbonDioxide' ; s = sccs48s ; P = Pccs48s]

$$\eta_{C4CCS} = \frac{hccs48s - hccs48}{hccs49 - hccs48} \quad Aplicación\ del\ rendimiento\ isoentrópico\ para\ el\ C4$$

Pccs₄₉ = Pccs₄₈ · rp_{C4CCS} Resto de propiedades del punto 49

Tccs₄₉ = T ['CarbonDioxide' ; P = Pccs₄₉ ; h = hccs₄₉]

sccs₄₉ = s ['CarbonDioxide' ; h = hccs₄₉ ; P = Pccs₄₉]

$$T_{ccs50} = T_{ccs\text{Intercooler}} \quad \text{Se refrigerará el flujo hasta la temperatura del intercooler}$$

$$P_{CCS_{50}} = P_{CCS_{49}}$$

$$h_{ccs_{50}} = h \left[\text{'CarbonDioxide'} ; T = T_{ccs_{50}} ; P = P_{ccs_{50}} \right] \text{ Entalpía del CO}_2 \text{ punto 50. [kJ/kg]}$$

$$sccs_{50} = s \left['CarbonDioxide' ; T = Tccs_{50} ; P = Pccs_{50} \right] \quad Entropía \: del \: CO_2 \: punto \: 50. \: [kJ/kg \cdot K]$$

POTENCIAS DEL CICLO

Potencias eléctricas

$$W_{ccsTA} = m_{ccs12} \cdot [h_{ccs12} - h_{ccs13}] \quad Trabajo \; mecánico \; producido \; por \; las \; turbinas$$

$$W_{ccsTM1} = mccs_{15} \cdot [hccs_{15} - hccs_{16}]$$

$$W_{ccsTM2} = m_{ccs18} \cdot [h_{ccs18} - h_{ccs19}]$$

$$W_{ccsTM3} = m_{ccs23} \cdot [h_{ccs23} - h_{ccs24}]$$

$$W_{ccsTB} = m_{ccs26} \cdot [h_{ccs26} - h_{ccs27}]$$

$$W_{ccsBB} = m_{ccs29} \cdot [h_{ccs29} - h_{ccs28}] \quad Trabajo\,eléctrico\,consumido\,por\,las\,bombas$$

$$W_{ccsBM} = m_{ccs30} : [h_{ccs30} - h_{ccs29}]$$

$$W_{ccsBA} = m_{ccs34} \cdot [h_{ccs34} - h_{ccs32}]$$

$$W_{ccsG1} = mccs_{42} : [hccs_{43} - hccs_{42}]$$

$$W_{ccsC2} = m_{ccs44} \cdot [h_{ccs45} - h_{ccs44}]$$

$$W_{ccsC3} = m_{ccs46} \cdot [h_{ccs47} - h_{ccs46}]$$

$$W_{ccsC4} = m_{ccs48} \cdot [h_{ccs49} - h_{ccs48}]$$

$$W_{ccsVapor} = [W_{ccsTA} + W_{ccsTM1} + W_{ccsTM2} + W_{ccsTM3} + W_{ccsTB}] \cdot \eta_{alternador} - [W_{ccsBB} + W_{ccsBM} + W_{ccsBA}] \quad Trabajo\ producido\ en\ el\ ciclo\ de\ vapor$$

$$W_{ccsAminas} = W_{ccsBaminas} \quad \text{Trabajo eléctrico consumido por la bomba en el ciclo de aminas. [kJ]}$$

$$W_{\text{compCO}_2} = W_{\text{compC1}} + W_{\text{compC2}} + W_{\text{compC3}} + W_{\text{compC4}} \quad \text{Trabajo eléctrico consumido por los compresores de CO}_2 \text{ [kW]} \quad (10)$$

$$W_{\text{ccsNETO}} \equiv W_{\text{ccsVapor}} + W_{\text{ccsTG}} : 1000 \quad \text{Trabajo eléctrico neto de todo el ciclo de potencia [kW]}$$

$$W_{\text{ccsSID}} = \sum_{i=1}^6 [E_{\text{term;1;i}}] \quad \text{Potencia demandada por la siderurgia. [kW]}$$

$W_{\text{ciclo aminas}} = W_{\text{ciclo aminas}} \quad \text{Potencia demandada por el ciclo de aminas, [kW]}$

$$W_{\text{compCAB}} = W_{\text{compCO}_2} \quad \text{Potencia demandada por el ciclo de compresión de CO}_2, [kW]$$

$$W_{\text{ccsEXR}} = W_{\text{ccsNETO}} = W_{\text{ccsSID}} = W_{\text{ccsAMIN}} = W_{\text{ccsCARR}} \quad \text{EFICIENCIA: Potencia eléctrica a vender a la red, [kW]}$$

Potencias térmicas

$$P_{\text{ccsCond}} \equiv m_{\text{ccs27}} \cdot [h_{\text{ccs27}} - h_{\text{ccs29}}] \quad \text{Potencia térmica disipada en el condensador}$$

$P_{ccsRef} = E_{ccsRef}$ Potencia térmica disipada en el refrigerador del ciclo de aminas

$P_{ccsIC1,CO2} = m_{ccs1} \cdot [h_{ccs43} - h_{ccs44}]$ Potencia térmica disipada en el intercooler 1 del CO2

$P_{ccsIC2,CO2} = m_{ccs1} \cdot [h_{ccs45} - h_{ccs46}]$ Potencia térmica disipada en el intercooler 2 del CO2

$P_{ccsIC3,CO2} = m_{ccs1} \cdot [h_{ccs47} - h_{ccs48}]$ Potencia térmica disipada en el intercooler 3 del CO2

$P_{ccsIC4,CO2} = m_{ccs1} \cdot [h_{ccs49} - h_{ccs50}]$ Potencia térmica disipada en el intercooler 4 del CO2

$P_{ccsCond,CO2} = m_{ccs1} \cdot [h_{ccs40} - h_{ccs42}]$ Potencia térmica disipada en el condensador de CO2

$P_{ccsIC} = P_{ccsIC1,CO2} + P_{ccsIC2,CO2} + P_{ccsIC3,CO2} + P_{ccsIC4,CO2} + P_{ccsCond,CO2}$

#####
#####

ESTUDIO DE EMISIONES DE CO2

#####
#####

Combustión de los gases energéticos

Caudal másico de los gases energéticos. [kg/s]

$m_{ccsgas1} = m_{21,1}$ Caudal másico del BOF

$m_{ccsgas2} = m_{23,2}$ Caudal másico del BFgas

$m_{ccsgas3} = m_{15,3}$ Caudal másico del COG

$m_{ccsgas4} = m_{ccs51}$ Caudal másico del GN

Volumen de los gases energéticos. [Nm³/s]

$Vol_{ccsgas1} = \frac{m_{ccsgas1}}{\rho_{BOF}}$ Volumen del BOF

$Vol_{ccsgas2} = \frac{m_{ccsgas2}}{\rho_{BFgas}}$ Volumen del BFgas

$Vol_{ccsgas3} = \frac{m_{ccsgas3}}{\rho_{COG}}$ Volumen del COG

$Vol_{ccsgas4} = \frac{m_{ccsgas4}}{\rho_{gn}}$ Volumen del GN

Moles de los elementos fundamentales. [mol/s]

$mol_{ccsgas1,t} = n_{BOF,t} \cdot Vol_{ccsgas1}$ for t = 1 to 8 Moles de las especies que conforman los gases energéticos

$mol_{ccsgas2,t} = n_{BFgas,t} \cdot Vol_{ccsgas2}$ for t = 1 to 8

$mol_{ccsgas3,t} = n_{COG,t} \cdot Vol_{ccsgas3}$ for t = 1 to 8

$$\text{molccsgas}_{t:4} = n_{gn:t} \cdot \text{Volccsgas}_4 \quad \text{for } t = 1 \text{ to } 8$$

Moles totales de los elementos fundamentales. [mol/s]

Suma de los moles especie por especie

`molccstotk = molccsgask;1 + molccsgask;2 + molccsgask;3 + molccsgask;4 for k = 1 to 8`

Relación de emisión de CO₂ mol a mol. [molCO₂/mol_{especie}]

Emisiones de CO₂. [mol/s]

$CO2ccs_i = molccstot_i \cdot rel_{emisioni}$ for $i = 1$ to 8 Emisiones de CO2 debido a cada especie de los gases energéticos. [mol/s]

$$CO2ccsgas = \sum_{i=1}^8 [CO2ccs_i] \cdot \frac{Mr_3}{1000} \quad Emisiones \: totales \: de \: CO2. \: [kg/s]$$

$$\text{CO2ccsindustria} = m_{15;1} + m_{10;3} + m_{17;4}$$

$$\text{CO2ccsTOT} = \text{CO2ccsgas} + \text{CO2ccsindustria}$$

CO2ccsEMIT = CO2ccsTOT - m_{ccs}₄₀ Emisiones de CO₂ a la atmósfera. [kg/s]

INDUSTRIA SIDERÚRGICA

INDUSTRIA SIDERÚRGICA

Comparativa Caso real vs. Caso ficticio equivalente

.....

.....

Parametrización del caso real (real=CCS+MDEA)

.....

.....

Producción

$$\text{Prod}_{\text{comp;real;acero}} = m_{17;1} \quad \text{Producción de acero en el caso real. [kg/s]}$$

Prod_{comp;real;CO2} = CO2ccsEMIT *Emisiones de CO2 en el caso real. [kg/s]*

$$\text{Prod}_{\text{comp:real:elect}} = W_{\text{ccsEXP}} \quad \text{Producción eléctrica en el caso real. [kWe]}$$

Necesidades - Materias primas

$$\text{Nec}_{\text{comp;real;gnE}} = \frac{\text{mccs}_{51}}{\varepsilon_{\text{gn}}} \quad \text{Necesidad de combustible de apoyo (GN) en el caso real. [MWt]}$$

Nec_{comp:real:gnM} = m_{CCS}₅₁ Necesidad de combustible de apoyo (GN) en el caso real. [kg/s]

.....

Parametrización del caso ficticio (ficticio=caso base + CPficticia)

.....

Producción del caso base

$$\text{Prod}_{\text{comp};\text{fict};\text{base};\text{acero}} = m_{17;1} \quad \text{Producción de acero en el caso ficticio. [kg/s]}$$

Prod_{comp;fict;base;CO2} = CO2baseTOT Emisiones de CO2 en el caso base. [kg/s]

$$\text{Prod}_{\text{comp;fict;base;elec}} = W_{\text{baseEXP}} \quad \text{Producción eléctrica en el caso base. [kWe]}$$

Parametrización de la CP ficticia

$$\eta_{te} = \frac{W_{baseNETO}}{PotDisponible \cdot 1000} \quad Rendimiento \text{ termo-eléctrico de la CP ficticia. } [\%]_{kWe/kWt}$$

$$\text{factor}_{\text{emisión}} = \frac{\text{CO2basegas}}{W_{\text{baseNETO}}} \quad \text{Factor de emisión de CO2 de la CP ficticia. [kgCO2/s/kWe]}$$

$$\text{factor}_{\text{fuel}} = \frac{m_{\text{base}1}}{W_{\text{baseNETO}}} \quad \text{Factor de consumo de gases energéticos de la CP ficticia. [kggases/s/kWe]}$$

$$\text{energía kg}_{\text{fuel}} = \frac{\text{PotDisponible}}{\text{mccs}_1} \quad \text{Más o menos es la energía de combustión de los gases energéticos. [MWt/kg/s]}$$

Cálculos de la nueva CP ficticia

Producción eléctrica para que el global produzca igual que caso real

Emisiones de CO₂ asociadas a la CP ficticia. [kgCO₂/s]

Nec_{comp:fict:fict;geM} = factor_{fuel} · Prod_{comp:fict:fict;elec} Necesidades térmicas de quema de gases energéticos. [kg/s]

Nec_{comp;fict;fict;geE} = Nec_{comp;fict;geM} · energíakg_{fuel} Necesidades térmicas de quema de gases energéticos. [MWt]

Producción total

$Prod_{comp;fict;acero} = Prod_{comp;fict;base;acero}$ Cantidad final de producto ACERO del caso ficticio

$$\text{Prod}_{\text{comp;fict;CO2}} = \text{Prod}_{\text{comp;fict;base;CO2}} + \text{Prod}_{\text{comp;fict;fict;CO2}} \quad \text{Cantidad final de producto CO2 del caso ficticio}$$

Prod_{comp;fict,elec} = Prod_{comp;fict;base,elec} + Prod_{comp;fict;fict,elec} Cantidad final de producto ELECTRICIDAD del caso ficticio.

Necesidades totales

$Nec_{comp;fict;geE}$ = Nec_{comp;fict;fict;geE} Necesidad final de gases energéticos en base energética

Nec_{comp;fict;geM} = Nec_{comp;fict;fict;geM} Necesidad final de gases energéticos en base másica

Análisis económico

$\Delta P_{ccsEq} = 1$
 $\Delta P_{HRSG} = 10$
 $\Delta T = 47$
 $\Delta T_{BA} = 2$
Demandad_{elec,ais} = 111366 [kW]
Demandad_{sid,ais} = 22505 [kW]
Demandad_{termeq,ais} = 222733 [kW]
elector = 3
emisionCO2anual = 3,811E+06 [tonCO2/año]
emisionCO2mensual = 317580 [tonCO2/mes]
emisionevitada = 120,8 [kgCO2/s]
energíak_{fuel} = 3,701
 $\varepsilon_{BFgas} = 0,3906$ [kg/MJ]
 $\varepsilon_{BOF} = 0,1608$ [kg/MJ]
 $\varepsilon_{COG} = 0,02315$ [kg/MJ]
 $\varepsilon_{gn} = 0,01909$ [kg/MJ]
 $\eta_{alternador} = 0,97$
 $\eta_{BB} = 0,83$ [%]
 $\eta_{BBccs} = 0,83$
 $\eta_{BMCcs} = 0,83$
 $\eta_{C1ccs} = 0,85$
 $\eta_{C2ccs} = 0,85$
 $\eta_{C3ccs} = 0,85$
 $\eta_{C4ccs} = 0,85$
 $\eta_{caldera} = 0,9125$
 $\eta_{is} = 0,9$
 $\eta_{is,comp,aire} = 0,9$ [-]
 $\eta_{removal} = 89,14$ [%]
 $\eta_{sistemalectrico} = 0,5$
 $\eta_{TA} = 0,85$
 $\eta_{TAccs} = 0,85$
 $\eta_{TB} = 0,85$
 $\eta_{TBccs} = 0,85$
 $\eta_{te} = 0,5409$ [%]
 $\eta_{TG} = 0,348$
 $\eta_{TM1} = 0,9$
 $\eta_{TM1ccs} = 0,9$
 $\eta_{TM2} = 0,9$
 $\eta_{TM2ccs} = 0,9$
 $\eta_{TM3ccs} = 0,88$
E_{act,DEA} = 2,943 [kWe]
E_{act,MDEA} = 1,986 [MJ/kgCO₂]
E_{act,MEA} = 4,17 [MJ/kgCO₂]
EccsAbs,e = 1,032E+06
EccsAbs,s = 1,032E+06 [kg/s]
EccsInt,e = 1,533E+06
EccsInt,s = 1,533E+06
EccsRef = 150761 [kW]
EccsRef,e = 775337
EccsRef,s = 624576
EccsReg,d = 221630 [kW...(CO₂)]
EccsReg,e = 757247
EccsReg,s = 818365
factoremisión = 0,0003345
factorfuel = 0,0004996
flujoaire,alim = 1,182
 $\gamma = 0,36$ [-]
 $\gamma_{int} = 0,09573$ [-]
h2s = 2915
h3s = 2686
h4s = 2158
hbase12s = 2107
hbase14s = 151,6
hbase5s = 3166 [kWe]
hbase6s = 2892
hbase9s = 2415
hccs12s = 3161
hccs15s = 2892
hccs18s = 2590
hccs23s = 2446
hccs26s = 2107
hccs28s = 151,6
hccs30s = 405,4
hccs42s = 72
hccs44s = 67,14
hccs46s = 53,93
hccs48s = 13,38

hextrac5s = 3166
hextrac6s = 2892
hextrac9s = 2590
haire2s = 893,2
IndicadoraireComp = -0,0239 [K]
imes = 0,003274
iae = 4
 κ = 0,935 [-]
 κ_{int} = 0,09573 [-]
mccsagua = 350,8 [kgAgua/s]
mccsamina = 188,9 [kgAmina/s]
mccsCO2 = 125,2 [kgCO2/s]
mccsCO2remanente = 14,92 [kgCO2/s]
MrAr = 39,95 [g/mol]
Mrc = 12,01 [g/mol]
MrCorrientenitrogeno = 28,06 [g/mol]
MrCorrienteoxigeno = 32,13 [g/mol]
MrH = 1,008 [g/mol]
MrN = 14,01 [g/mol]
Mro = 16 [g/mol]
Mextnom = 453
MextracCO2DEA = 45,85 [kgCO2/s]
MextracCO2MDEA = 67,95 [kgCO2/s]
MextracCO2MEA = 32,36 [kgCO2/s]
Neccomp,fict,fict,geE = 138
Neccomp,fict,fict,geM = 37,29
Neccomp,fict,geE = 138 [MWt]
Neccomp,fict,geM = 37,29 [kg/s]
Neccomp,real,gnE = 307,8 [MWt]
Neccomp,real,gnM = 5,875 [kg/s]
ncn = 44,61 [mol/Nm³]
p4s = 0,06
Pbase12s = 0,06
Pbase14s = 0,9
Pbase5s = 50
Pbase6s = 15,09
Pbase9s = 0,9
Pccs12s = 50
Pccs15s = 15,09
Pccs18s = 2,7
Pccs23s = 0,06
Pccs26s = 0,06
Pccs28s = 0,9
Pccs30s = 2,7
Pccs42s = 6,971
Pccs44s = 18
Pccs46s = 46,48
Pccs48s = 120
PCBgas = 3,477 [MJ/Nm³]
PCBOF = 8,306 [MJ/Nm³]
PCCOG = 19,83 [MJ/Nm³]
PCgn = 41,34 [MJ/Nm³]
Pextrac5s = 50
Pextrac6s = 15,09
Pextrac9s = 2,7
PotDisponible = 367 [MWt]
PotDisponibleccs = 674,8 [kWt]
Potcaldera,ais = 24664 [kW]
Potcaldera,eq,ais = 244091 [kW]
precioCO2 = 30
Prodcomp,fict,acero = 95,73 [kg/s]
Prodcomp,fict,base,acero = 95,73 [kg/s]
Prodcomp,fict,base,CO2 = 109,5 [kg/s]
Prodcomp,fict,base,elec = 87117 [kWe]
Prodcomp,fict,CO2 = 134,4 [kg/s]
Prodcomp,fict,elec = 161756 [kWe]
Prodcomp,fict,fict,CO2 = 24,97 [kg/s]
Prodcomp,fict,fict,elec = 74639 [kWe]
Prodcomp,real,acero = 95,73 [kg/s]
Prodcomp,real,CO2 = 13,6 [kg/s]
Prodcomp,real,elect = 161756 [kWe]
PACERO = 95,73 [kg/s]
PbaseCond = 111163 [kW]
PccsCond = 3,975E-46 [kW]
PccsCond,CO2 = 7741 [kW]
Pccsic = 62262 [kW]
Pccsic1,CO2 = 8481 [kW]

P_{ccsIC2,CO2} = 9037 [kW]
P_{ccsIC3,CO2} = 11033 [kW]
P_{ccsIC4,CO2} = 25968 [kW]
P_{ccsRef} = 150761 [kW]
P_{cond} = 0,06
P_{desg} = 0,9
P_{desg1} = 0,9
P_{desg2} = 2,7
P_{obj} = 120
P_{ref} = 1 [bar]
P_{TGnom} = 144 [MW]
Q_{baseHRSG} = 166377 [kW]
Q_{ccsHRSG} = 285643 [kW]
Q_{extracHRSG} = 166377 [kW]
Q_{extrac,regen} = 134950 [kW]
R = 0,08206 [atm*L/mol/K]
ratioAlim,carbon = 0,1597 [kg/s/MW]
ratioO2mission,CO2 = 0,2121 [kgCO2/s/MW]
relproducc = 3,878 [-]
ρ_{BFgas} = 1,358 [kg/Nm³]
ρ_{BOF} = 1,335 [kg/Nm³]
ρ_{COG} = 0,4591 [kg/Nm³]
ρ_{gn} = 0,789 [kg/Nm³]
ρ_{c1ccs} = 2,582
ρ_{c2ccs} = 2,582
ρ_{c3ccs} = 2,582
ρ_{c4ccs} = 2,582
ρ_{TG} = 14
s_{2s} = 6,646
s_{3s} = 6,943
s_{4s} = 7,006
s_{base12s} = 6,841
s_{base14s} = 0,5208
s_{base5s} = 6,601
s_{base6s} = 6,646
s_{base9s} = 6,704
s_{ccs12s} = 6,594
s_{ccs15s} = 6,646
s_{ccs18s} = 6,704
s_{ccs23s} = 6,787
s_{ccs26s} = 6,844
s_{ccs28s} = 0,5208
s_{ccs30s} = 1,27
s_{ccs42s} = -0,1484
s_{ccs44s} = -0,3359
s_{ccs46s} = -0,5381
s_{ccs48s} = -0,7932
s_{extrac5s} = 6,601
s_{extrac6s} = 6,646
s_{extrac9s} = 6,704
S_{aire2s} = 5,699
T = 273,2 [K]
t_{2s} = 250
t_{3s} = 130
T_{Abs,s} = 359,6 [K]
T_{aire2s} = 591
T_{ccsIntercooler} = 40
T_{ext} = 542
T_{ref} = 25 [°C]
VAN = 1818,566 [M€]
W_{ta} = 252,2
W_{tb} = 499
W_{tm} = 231,2
W_{baseBA} = 927,8 [kW]
W_{baseBB} = 5,636 [kW]
W_{baseEXP} = 87117 [kW]
W_{baseNETO} = 198483 [kW]
W_{baseSID} = 111366 [kW]
W_{baseTA} = 9602 [kW]
W_{baseTB} = 16906 [kW]
W_{baseTG} = 127,7 [MW]
W_{baseTM1} = 19083 [kW]
W_{baseTM2} = 28341 [kW]
W_{baseVapor} = 70781 [kW]
W_{ccsAMIN} = 275,4 [kW]
W_{ccsAminas} = 275,4
W_{ccsBA} = 1630 [kW]

```

WccsBaminas = 275,4 [kW]
WccsBB = 2,014E-50 [kW]
WccsBM = 0 [kW]
WccsC1 = 8072 [kW]
WccsC2 = 7915 [kW]
WccsC3 = 7501 [kW]
WccsC4 = 6334 [kW]
WccsCARB = 29822 [kW]
WccsCO2 = 29822 [kW]
WccsEXP = 161756 [kW]
WccsNETO = 303219 [kW]
WccsSID = 111366 [kW]
WccsTA = 19501 [kW]
WccsTB = 6,046E-47 [kW]
WccsTG = 224,7 [MW]
WccsTM1 = 31267 [kW]
WccsTM2 = 31865 [kW]
WccsTM3 = 0 [kW]
WccsVapor = 78524
Wcomp,aire = 5300 [kJ]
WextracBA = 922,9 [kW]
WextracEXP = 63274 [kW]
WextracNETO = 174640 [kW]
WextracSID = 111366 [kW]
WextracTA = 10083 [kW]
WextracTG = 127,7 [MW]
WextracTM1 = 19856 [kW]
WextracTM2 = 19402 [kW]
WextracVapor = 46938
Wunit,comp,aire = 660,7 [kJ]

```

949 potential unit problems were detected.

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

$m_{i;2}$	$m_{i;3}$	$m_{i;4}$	$m_{i;5}$	$m_{i;6}$	$m_{\text{input};i}$	$m_{\text{output};i}$	BM_i	P_i	T_i	h_i	s_i	$E_{\text{term};i;1}$
[kg]	[kg]	[kg]	[kg]	[kg]	[kg]	[kg]	[kg]	[bar]	[°C]	[kJ/kg]	[kJ/kg·K]	[kJ]

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

Mezclapobre _i	CO2ccs _i	mccsgas _i [kg/s]	Volccsgas _i [Nm3/s]	molccsgas _{i;1} [mol/s]	molccsgas _{i;2} [mol/s]	molccsgas _{i;3} [mol/s]	molccsgas _{i;4} [mol/s]
34							
35							
36							
37							
38							
39							
40							
41							
42							
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50							
51							

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

Arrays Table: Main

	cash _{bruto;i;10}	cash _{bruto;i;11}	cash _{bruto;i;12}	cash _{bruto;i;1}	cash _{bruto;i;2}	cash _{bruto;i;3}	cash _{bruto;i;4}	cash _{bruto;i;5}
14	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
15	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
16	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
17	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
18	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
19	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
20	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
21	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
22	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
23	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
24	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
25	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06
26								
27								
28								
29								
30								
31								
32								
33								
34								
35								
36								
37								
38								
39								
40								
41								
42								
43								
44								
45								
46								
47								
48								
49								
50								
51								

Arrays Table: Main

	cash _{bruto;i;6}	cash _{bruto;i;7}	cash _{bruto;i;8}	cash _{bruto;i;9}	VAN _i
					[€/año]
1	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	1,119E+08
2	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	1,076E+08
3	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	1,035E+08
4	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,951E+07
5	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,568E+07
6	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,200E+07
7	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	8,846E+07
8	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	8,506E+07
9	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	8,179E+07
10	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	7,864E+07
11	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	7,562E+07
12	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	7,271E+07
13	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	6,991E+07
14	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	6,722E+07
15	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	6,464E+07
16	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	6,215E+07
17	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	5,976E+07
18	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	5,746E+07
19	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	5,525E+07
20	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	5,313E+07
21	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	5,108E+07
22	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	4,912E+07
23	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	4,723E+07
24	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	4,541E+07
25	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	9,527E+06	4,367E+07
26					
27					
28					
29					
30					
31					

Arrays Table: Main

	cash_{bruto;i;6}	cash_{bruto;i;7}	cash_{bruto;i;8}	cash_{bruto;i;9}	VAN_i
32					[€/año]
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					

Parametric Table: Estudio variables

	AñosVida	i_{tae}	precioCO2	VAN
				[M€]
Run 1	15	4	20	862,861
Run 2	15	4	25	1078,576
Run 3	15	4	30	1294,291
Run 4	15	6	20	760,403
Run 5	15	6	25	950,504
Run 6	15	6	30	1140,604
Run 7	15	8	20	675,986
Run 8	15	8	25	844,982
Run 9	15	8	30	1013,978
Run 10	20	4	20	1054,700
Run 11	20	4	25	1318,375
Run 12	20	4	30	1582,050
Run 13	20	6	20	898,017
Run 14	20	6	25	1122,521
Run 15	20	6	30	1347,025
Run 16	20	8	20	775,389
Run 17	20	8	25	969,236
Run 18	20	8	30	1163,084
Run 19	25	4	20	1212,378
Run 20	25	4	25	1515,472
Run 21	25	4	30	1818,566
Run 22	25	6	20	1000,850
Run 23	25	6	25	1251,062
Run 24	25	6	30	1501,275
Run 25	25	8	20	843,041
Run 26	25	8	25	1053,802
Run 27	25	8	30	1264,562