



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA MECÁNICA – DISEÑO MECÁNICO

EVALUACIÓN DEL USO DE UN EYECTOR DE VAPOR EN LA INTEGRACIÓN DE UNA
PLANTA DE CCGN CON CAPTURA DE CO₂ POST-COMBUSTIÓN A CARGA PARCIAL

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA MECÁNICA

PRESENTA:
JORGE IGOR APAN ORTIZ

TUTORES PRINCIPALES
GABRIEL ASCANIO GASCA, ICAT UNAM
ABIGAIL GONZÁLEZ DÍAZ, INEEL

CIUDAD DE MÉXICO, AGOSTO 2018



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: DR. FRANCISCO JAVIER SOLORIO ORDAZ

Secretario: DR. WILLIAM VICENTE Y RODRÍGUEZ

Vocal: DR. GABRIEL ASCANIO GASCA

1^{er.} Suplente: DR. MOISÉS DÁVILA SERRANO

2^{do.} Suplente: DRA. ABIGAIL GONZÁLEZ DÍAZ

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: Ciudad de México, MEX; Edinburgh, UK

TUTOR DE TESIS:

DR. GABRIEL ASCANIO GASCA

FIRMA

(Segunda hoja)

A mis padres

La generación mediante ciclo combinado de gas natural (CCGN) será la tecnología dominante para el 2031 en México, [SENER \(2018\)](#). Los CCGN operan frecuentemente a carga parcial debido a los cambios en las condiciones ambientales, variación diaria y estacional de la demanda de electricidad, entre otros. Si bien, actualmente los CCGN son flexibles a los cambios de carga, la operación a carga parcial será aún más frecuente por el incremento en participación de las intermitentes energías renovables. Se espera que la incorporación de la tecnología de CCUS en CCGN será necesaria para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero. Por lo tanto es importante asegurarse que la flexibilidad de operación de los CC no se vea disminuida.

La tecnología de captura post-combustión consiste en capturar el CO_2 , contenido en los gases de escape. Este proceso se lleva a cabo en una columna de absorción que utiliza una solución de amina. Posteriormente, la solución impregnada con CO_2 se regenera en una columna de desorción, donde se le inyecta energía térmica a través del reboiler. La forma común de proporcionar esta energía es con vapor de baja presión extraída del crossover del CCGN, sin embargo, la presión del crossover cae a cargas parciales, dificultando el proceso de captura. La finalidad del eyector de vapor es elevar la presión del vapor extraído del *crossover* para la planta de captura cuando el ciclo combinado opere a carga parcial. En el eyector se mezclan dos flujos de vapor de alta y baja presión para generar vapor con una presión mayor a la del vapor de baja.

Este trabajo consiste en evaluar el impacto sobre la eficiencia y la flexibilidad, cuando se usa un eyector de vapor, en un CCGN con captura post-combustión a cargas de 50-40%. La evaluación se lleva a cabo mediante simulación y desarrollo de modelos en Aspen Plus con *Equation Oriented* para el CCGN y la planta de captura, y usando rutinas de Python para el diseño y desempeño del eyector. Los resultados se comparan con otras alternativas propuestas en la literatura: presión deslizante y presión fija en el *crossover*.

Los resultados de los modelos muestran que el uso del eyector de vapor no incrementa la eficiencia neta del CCGN a cargas de 50-40% respecto a la estrategia de presión deslizante. Sin embargo, el eyector proporciona una ventaja en la flexibilidad operacional del CCGN con captura, debido a que se asegura el suministro de energía térmica a la planta de captura a bajas cargas. La incorporación de la planta de captura no significaría ningún obstáculo a la flexibilidad de operación que actualmente brindan los ciclos combinados sin captura.

Agradecimientos y Reconocimientos

A la Dra. Abigail González Díaz y al Dr. Gabriel Ascanio Gasca, mis tutores. Por su tiempo e interés en el desarrollo de esta investigación.

A la Dra. Eva Sánchez Fernández y a Heriot-Watt University RCCS, por recibirme para realizar estancia de investigación con ellos y facilitarme los recursos para llevar a cabo la misma.

Al Instituto de Ciencias Aplicadas y Tecnología, ICAT UNAM, donde me desempeñé como estudiante de posgrado.

Agradezco al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología, CONACYT, por financiar mis estudios de maestría.

Declaración de autenticidad

Por la presente declaro que, salvo cuando se haga referencia específica al trabajo de otras personas, el contenido de esta tesis es original y no se ha presentado total o parcialmente para su consideración para cualquier otro título o grado en esta o cualquier otra Universidad. Esta tesis es resultado de mi propio trabajo, bajo la supervisión de la Dra. Abigail González Díaz y el Dr. Gabriel Ascanio Gasca.

Jorge Igor Apan Ortiz

Coyoacán, CDMX, 2018

Presentación

En el panorama de generación eléctrica del futuro, se requerirá tener plantas de generación eléctrica capaces de operar de forma flexible ante las variaciones de carga, a la vez que su eficiencia sea la óptima energética, económicamente y en términos de emisiones contaminantes. La tecnología de ciclo combinado de gas natural es la que por antonomasia mejor se adapta a esta descripción. A pesar de que las emisiones de CO_2 en ciclos combinados son bajas comparadas con plantas de generación con carbón, el alto porcentaje de participación de ciclos combinados hacen necesaria la incorporación de la tecnología de captura, uso y almacenamiento de CO_2 para el cumplimiento de los objetivos marcados por la Ley de Cambio Climático, donde México se compromete a “reducir el 50 % de emisiones de gases de efecto invernadero para el año 2050”.

El método de captura de CO_2 post-combustión es la tecnología más avanzada. Una de las ventajas de esta tecnología es que se puede incorporar en plantas de generación eléctrica, cementeras, acereras, etc. ya sea nuevas o existentes.

Mediante métodos químicos o físicos se separa el CO_2 del flujo de gases de escape que, entre otros, contiene: nitrógeno, vapor de agua, NO_x , SO_x , partículas suspendidas, combustible sin quemar, plomo, etc. Gran parte de los agentes contaminantes se capturan en fases de control ambiental como el reductor catalítico selectivo *SCR* o filtros (*baghouse*); sin embargo, el CO_2 actualmente se ventea a la atmósfera.

Posterior a la captura del CO_2 , éste se comprime y transporta, generalmente en condiciones supercríticas, para su uso o disposición final. El CO_2 puede utilizarse en procesos industriales, según su grado de pureza, o para inyección en yacimientos maduros de hidrocarburos para recuperación mejorada *EOR*. De no ser así, el CO_2 se inyecta en formaciones geológicas seguras, vetas de carbón o acuíferos salinos, a miles de metros de profundidad, donde el CO_2 se almacena de forma permanente.

En este trabajo se aborda uno de los principales retos de la captura de CO_2 : el alto costo energético que representa la regeneración del solvente. Si bien dicha energía es intrínseca al solvente utilizado, la forma de proveer el calor afecta al rendimiento de planta de generación. La presente investigación explora la posibilidad de utilizar un instrumento ampliamente usado en la industria química y de refrigeración, el eyector de vapor, como medio para encontrar la forma óptima de integración energética entre la planta de generación eléctrica y la de captura de CO_2 .

Hipótesis

Mediante la integración de un CCGN con captura post-combustión usando un eyector de vapor; se puede operar la planta de captura en su forma óptima, como se lograría con *fixed pressure*, pero manteniendo niveles similares o superiores de eficiencia neta en el CCGN a los que se llega con *presión deslizante*.

Objetivos

El objetivo general de este trabajo es evaluar una alternativa de integración de un CCGN con una planta de captura de CO_2 post-combustión con monoetanolamina: uso de un eyector de vapor, como alternativa para brindar mayor flexibilidad y mejorar la eficiencia de la planta de generación con captura a carga parcial.

Objetivos específicos

- Simular la operación del CCGN reportado por [Alcaraz \(2015\)](#) sin captura de CO_2 , o bien, en *bypass*.
- Simular los casos de estudio convencionales de captura de CO_2 : extracción controlada y NO controlada.
- Identificar las diferentes alternativas de extracción de vapor de la planta de CCGN para alimentar al eyector.
- Distinguir la mejor opción de operación del eyector en función de los puntos de penalización sobre la eficiencia de la planta.
- Comparar todos los casos de estudio.
- A partir de la comparación anterior, discutir las ventajas y desventajas que el uso del eyector trae a la integración del CCGN con la planta de captura.

Alcance y limitaciones de la tesis

Esta investigación se limita a evaluar el desempeño en la integración de ambas plantas. No contempla la optimización de la planta de captura de CO_2 , y se basa en las condiciones óptimas reportadas por [Gonzalez Diaz \(2016\)](#). Así también queda fuera de los objetivos del presente trabajo, evaluar el uso de otros solventes diferentes a la monoetanolamina comercial.

Para evaluar el comportamiento del eyector de vapor se utiliza un modelo matemático simplificado disponible en la literatura. Se debe tener en consideración que el desempeño del eyector cambiará en fases subsecuentes del desarrollo de la planta. Para efectos de diseño es importante llevar a cabo una validación del modelo o incluso un modelado adecuado al caso en particular, ello no se aborda en este trabajo.

Índice de figuras	xv
Índice de tablas	xvii
Nomenclatura	xix
1. Captura de CO₂ en plantas de generación de energía y su aprovechamiento	1
1.1. El sector eléctrico y CO ₂ -EOR en México	1
1.1.1. Importancia de la generación mediante ciclo combinado de gas natural	1
1.1.2. Variación en la demanda de energía eléctrica	3
1.1.3. Reducción de emisiones de gases invernadero	5
1.1.4. CO ₂ EOR	6
1.1.5. Potencial de CCS y CCUS en México	7
1.2. Captura, almacenamiento y uso de CO ₂ CCUS	9
1.2.1. Sistemas de captura	9
1.2.2. Captura post-combustión en CCGN base MEA	11
1.2.3. Estado global actual	12
2. Diseño y operación a carga parcial de las plantas de CCGN y CPC	15
2.1. Ciclo Combinado	15
2.1.1. Turbina de gas	15
2.1.2. Ciclo de vapor	18
2.1.2.1. HRSG y condensador	19
2.1.2.2. Turbina de vapor	21
2.2. Eficiencia de la planta de energía	22
2.3. Planta de captura post-combustión	22
2.4. Compresor de CO ₂	24
2.5. Operación flexible	26
3. Integración de la planta de CCGN con la unidad de CPC base MEA	29
3.1. Alternativas de suministro de calor	29
3.2. Estrategias en carga parcial	32
3.3. Integración del CCGN con CPC usando un eyector de vapor	32
4. Metodología	37
4.1. Descripción de la configuración de la planta de CCGN con captura y compresión de CO ₂	37

ÍNDICE GENERAL

4.1.1. Planta de CCGN	37
4.1.2. Planta de captura	38
4.1.3. Tren de compresión	39
4.1.4. Eyector de vapor	41
4.2. Metodología de modelado	42
4.3. Proceso de simulación	42
4.3.1. Diseño de las plantas	43
4.3.2. Simulación de integración a carga parcial	44
4.3.2.1. Con eyector de vapor	46
5. Resultados	49
5.1. Selección del eyector de vapor	49
5.2. Desempeño de la planta de CCGN con captura	53
5.3. Comparación con casos de estudio	55
5.3.1. En términos de eficiencia neta de la planta	55
5.3.2. En términos de flexibilidad operacional	59
6. Conclusiones	61
6.1. Trabajo a futuro	63
A. Modelado del eyector de vapor	71
A.1. Física del eyector de vapor	71
A.2. Parámetros de diseño conceptual del eyector	73
A.3. Modelo del eyector de vapor	74
A.4. Ecuaciones características	75
B. Programas de cálculo del eyector	77
B.1. Diseño del eyector	77
B.2. Desempeño del eyector	79
C. Simulaciones de los casos de estudio	83
C.1. Planta sin captura (<i>bypass</i>)	83
C.2. Extracción controlada (<i>fixed pressure</i>)	83
C.3. Extracción NO controlada (<i>sliding pressure</i>)	85
C.4. Con eyector H1	86

1.1. Capacidad instalada por tipo de tecnología 2017 y 2032. SENER (2018)	2
1.2. Consumo bruto mensual del SEN en 2016. SENER (2017)	4
1.3. Distribución de consumo por región de control en 2016. SENER (2017)	5
1.4. Ubicación de las nuevas plantas de CCGN viables para CCS o CCUS en México, González-Díaz et al. (2017b) ; SENER (2016) ; Lacy et al. (2013) ; SENER/CFE (2012)	8
1.5. Sistemas de captura de CO_2 . Coninck et al. (2005)	10
2.1. Triángulos de velocidad típicos de un compresor de flujo axial. Boyce (2011)	16
2.2. Comportamiento de la TET de la turbina de gas usando VIGV, González Díaz (2016)	18
2.3. Comportamiento de la TIT de la turbina de gas usando VIGV, González Díaz (2016)	19
2.4. Representación del proceso de compresión politrópico con enfriamiento intermedio isobárico de 6 etapas. Liebenthal and Kather (2011)	24
3.1. Integración de las plantas de CCGN y CPC a través de la extracción de vapor del <i>crossover</i> , Gonzalez Diaz (2016)	31
3.2. Integración del CCGN con la planta de captura usando un eyector de vapor. En esta situación el eyector mezcla el flujo de baja presión proveniente del <i>crossover</i> con el de alta presión a la salida del hervidor de vapor de alta presión.	33
3.3. Geometría típica de un eyector de vapor supersónico. Se muestra además los flujos participantes para la aplicación propuesta.	34
4.1. Modelo en Aspen Plus [®] de la planta de captura. Se muestra que el ciclo de amina está abierto.	38
4.2. Optimización de la energía en el <i>reboiler</i> para un CCGN en función del <i>lean loading</i> del solvente. Captura de 90% de CO_2 , temperatura constante de 120°C. Gonzalez Diaz (2016)	39
4.3. Requerimiento energético específico del <i>reboiler</i> y <i>rich loading</i> del solvente calculados en función de la altura del absorbedor para una captura de 90% de CO_2 , temperatura constante de 120°C y presión de 1.9 bar en el desorbedor, concentración de 4.2% mol de CO_2 en los gases de escape y <i>lean loading</i> de 0.269 mol CO_2 /molMEA. Gonzalez Diaz (2016)	40
4.4. Tren de compresores centrífugos con engranaje integral utilizado para la compresión de CO_2	41

ÍNDICE DE FIGURAS

4.5. Puntos de extracción de vapor de alta presión (P) para alimentar al eyector de vapor	47
5.1. Eyector H2 operando a 40 % con la estrategia H2-p. En rojo se muestra el comportamiento deseado del eyector: operar en un régimen de presión más alto a partir del punto 2 (pues las presiones P_P y P_E están determinadas por el CCGN y no se pueden aumentar). El resultado de esta estrategia es la obtención del P_C requerido.	52
5.2. Puntos de penalización a la eficiencia neta del CCGN, según la estrategia de integración energética en carga parcial, referenciado a la carga de la turbina de gas.	56
5.3. Eficiencia neta del CCGN, en <i>bypass</i> , y con captura post-combustión y compresión para transporte ligero.	57
5.4. Presión del vapor en el <i>reboiler</i> para cada caso de estudio, en carga parcial.	58
5.5. <i>Specific reboiler duty</i> en función de la carga de la TG para los 3 casos de estudio.	58
5.6. Efectos de operar una turbina de vapor con flujos másicos mucho menores al de diseño. Moelling et al. (2015)	60
A.1. Diagrama geométrico y propiedades de un eyector común supersónico. (El-Dessouky et al., 2002)	72

2.1. Flexibilidad operacional típica de plantas termoeléctricas sin captura de CO ₂ , <i>Italiana (2012)</i>	27
4.1. Estrategias de operación a carga parcial para los elementos relevantes de la planta.	43
4.2. Códigos para nombrar a las alternativas de diseño y simulación de integración energética de las plantas	46
5.1. Resultado de las simulaciones de los eyectores identificados en la tabla 4.2, diseñados a carga de 40 % TG y operados a 50 % y 70 %	50
5.2. Resultado de las simulaciones de los eyectores identificados en la tabla 4.2, diseñados a carga de 50 % TG y operados a 40 %	51
5.3. Resultados de la simulación de la integración de la planta de CCGN con captura de CO ₂ usando un eyector. Captura de 90 % masa de CO ₂	54
5.4. Especificaciones del eyector seleccionado: H1	55
5.5. Cantidad de vapor utilizado en las turbinas de LP y HP	59
C.1. Resultados obtenidos de la planta de CCGN sin captura	83
C.2. Resultados obtenidos de la planta de CCGN con captura vía extracción controlada	83
C.3. Resultados obtenidos de la planta de CCGN con captura vía extracción NO controlada	85
C.4. Resultados de la simulación de la integración de la planta de CCGN con captura de CO ₂ usando un eyector, en condiciones fuera de diseño.	86

Símbolos Romanos

M	Número local de Mach
M^*	Número crítico de Mach
W	Razón de succión del eyector

Símbolos Griegos

η	Eficiencia
γ	Razón de calores específicos

Acrónimos y Abreviaciones

C	Flujo entregado por el eyector
CC	Ciclo Combinado
$CCGN$	Ciclo Combinado de Gas Natural
CCS	Captura y almacenamiento de CO ₂
$CCUS$	Captura, uso y almacenamiento de CO ₂
CFE	Comisión Federal de Electricidad
CO_2	Dióxido de carbono
CPC	Captura post-combustión
DCC	Enfriador de contacto directo
E	Flujo succionado por el eyector
EJ	Eyector de vapor / inyector / termocompresor
EOR	Recuperación mejorada de hidrocarburos
FX	Presión fija / extracción controlada
HP	Alta presión
$HRSR$	Recuperador de calor residual

Nomenclatura

<i>IGV</i>	Álabes guía de entrada
<i>IP</i>	Presión intermedia
<i>LP</i>	Baja presión
<i>MEA</i>	Monoetanolamina
<i>NO_x</i>	Óxidos de Nitrógeno
<i>P</i>	Flujo motriz del eyector
<i>PEMEX</i>	Petróleos Mexicanos
<i>SO_x</i>	Óxidos de Azufre
<i>SP</i>	Presión deslizante / extracción NO controlada
<i>TG</i>	Turbina de Gas
<i>TV</i>	Turbina de Vapor
<i>VIGV</i>	Álabes guía variables de entrada
<i>XAPP</i>	Fracción aparente (en Aspen Plus®)

Captura de CO_2 en plantas de generación de energía y su
aprovechamiento

En este capítulo se definen las condiciones que propician la introducción de la tecnología de captura, uso y almacenamiento de CO_2 en México. Se mencionan las expectativas de crecimiento de la demanda de energía eléctrica en el país, con especial énfasis en la generación mediante ciclo combinado de gas natural, la situación actual de contaminación ambiental y la legislación federal existente en la materia, así como los compromisos que internacionalmente ha contraído el gobierno federal en materia de contaminación y emisiones.

Se mencionan también puntos favorables para el desarrollo de CCUS en México: la capacidad de almacenamiento geológico y el interés de usar CO_2 para recuperación mejorada de hidrocarburos.

En la segunda parte de éste, se hace una revisión bibliográfica de los sistemas de captura de CO_2 para sentar el marco en el que se ubica al sistema seleccionado en este trabajo de investigación: la captura post-combustión con monoetanolamina.

Para sustentar la introducción de esta tecnología (aún novedosa al aplicarse en generación de energía) en México, se hace referencia al panorama mundial actual y a los proyectos más importantes existentes.

1.1. El sector eléctrico y CO_2 -EOR en México

1.1.1. Importancia de la generación mediante ciclo combinado de gas natural

En 2017, el SEN¹ contó con una capacidad instalada de 75,685 MW. Con un retiro programado de capacidad de 11,821 MW y una adición de 66,912 MW (periodo 2018-2032), se espera que para el 2032 la capacidad instalada de generación eléctrica sea de 130,292 MW. De ésta, 56 % corresponderá a tecnologías convencionales y 44 % a tecnologías limpias, ver

¹ Sistema Eléctrico Nacional

1. CAPTURA DE CO₂ EN PLANTAS DE GENERACIÓN DE ENERGÍA Y SU APROVECHAMIENTO

fig. 1.1. Para 2032, 42 % de la capacidad de generación eléctrica en México será abastecida por plantas de ciclo combinado², ver fig. 1.1. **SENER (2018)**

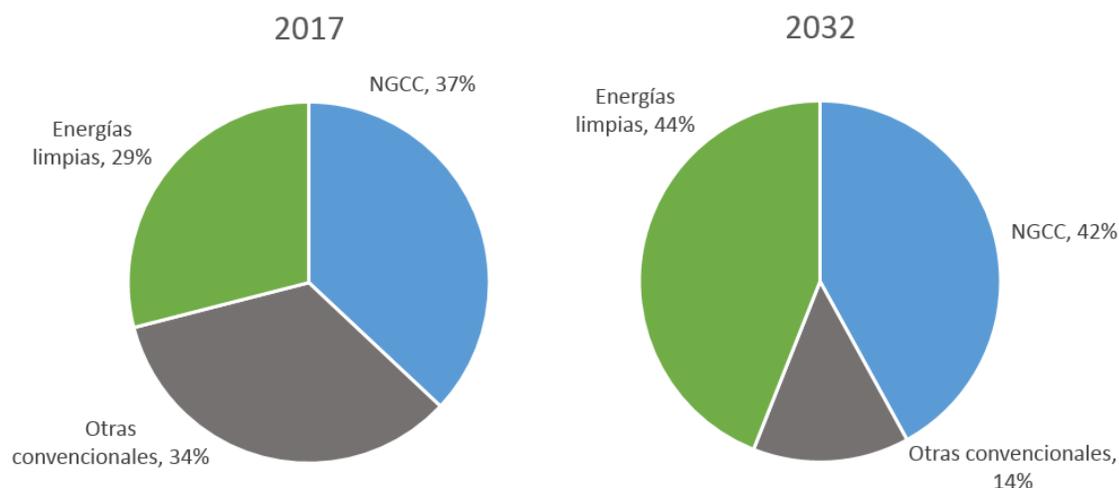


Figura 1.1: Capacidad instalada por tipo de tecnología 2017 y 2032. **SENER (2018)**

Debido a los avances en la explotación de yacimientos no convencionales a nivel mundial, se han incrementado las reservas de gas natural y como resultado, el precio de éste ha disminuido significativamente. La reducción de precio del gas, los bajos costos de inversión, la alta eficiencia y bajas emisiones de SO_x³, y la flexibilidad **Möller et al. (2007)**, han potenciado el incremento en el número de plantas de generación eléctrica de ciclo combinado de gas natural (CCGN) **Gonzalez Diaz (2016)**

Las plantas de CCGN han logrado eficiencias de más de 60 %, mucho más alto que los 47 % típicos de las carboeléctricas. Además, con una emisión de 350-450 kgCO₂/MWh, los CCGN son más limpios que las carboeléctricas que generan 750-1000 kgCO₂/MWh (IEA 2016).

El nuevo mercado eléctrico mexicano busca impulsar obras de infraestructura eléctrica que garanticen el abastecimiento de la energía con los menores costos de generación posibles y con la mayor participación de energías limpias. Para aprovechar las ventajas en precios y disponibilidad de gas natural, se ha promovido el desarrollo de la infraestructura para transporte y generación eléctrica a partir de este combustible. **SENER (2017)**

De 2005 a 2015 la demanda de gas natural incrementó 78 %, alcanzando los 7,504.1 mmpcd⁴

² Sin incluir importación

³ óxidos de azufre

⁴ Millones de pies cúbicos diarios

, y se espera que aumente 20.3 % de 2015 a 2030 [SENER \(2016\)](#). Así, se prevé que el gas natural sea el combustible que más participación tenga dentro de la generación eléctrica con un promedio del 60 % del total, para el 2031 [SENER \(2017\)](#).

1.1.2. Variación en la demanda de energía eléctrica

La forma más eficiente en que opera una planta de generación de energía es a carga base. Sin embargo, las plantas de generación de CCGN suelen operar en condiciones fuera de diseño: variación por condiciones ambientales y demanda de carga [Gonzalez Diaz \(2016\)](#). Los perfiles de carga dependen de la región geográfica (fig. 1.3), estación del año (fig. 1.2), hora del día e incluso si es un día laborable o de fin de semana. Ello causa variaciones en la demanda de electricidad que se traduce en cambios en la potencia que deben suministrar las plantas.

[SENER \(2017\)](#) indica que en la mayor parte del país, en los meses de verano se registran los niveles más altos de demanda, ello se explica por el aumento en el uso de equipos de aire acondicionado, ver fig. 1.2. En el centro la demanda máxima se da en invierno debido al mayor uso de sistemas de iluminación decorativos, empleo de calefacción y mayor tiempo de iluminación residencial por las noches.

1. CAPTURA DE CO₂ EN PLANTAS DE GENERACIÓN DE ENERGÍA Y SU APROVECHAMIENTO

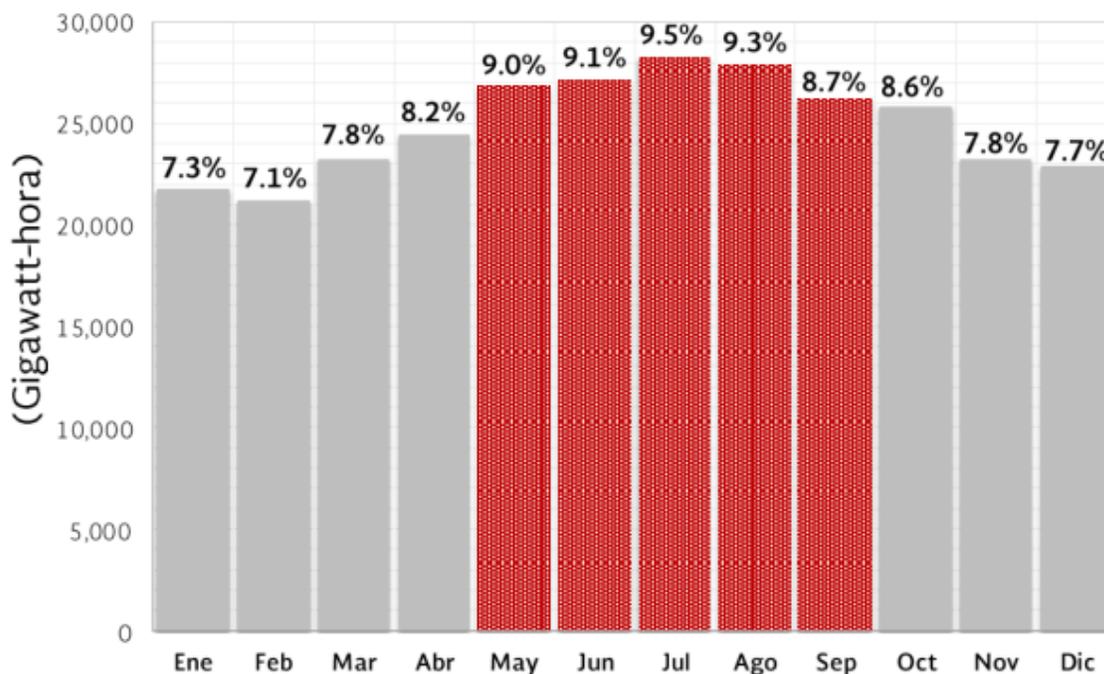


Figura 1.2: Consumo bruto mensual del SEN en 2016. [SENER \(2017\)](#)

Reducir las emisiones de CO₂ para reducir el avance del cambio climático es una de las prioridades del sector energético. Una ruta para decarbonizar los sistemas eléctricos abarca tres acciones simultáneas: expandir el suministro de energías renovables, usar energía nuclear y operar plantas de combustibles fósiles con captura, uso y almacenamiento de CO₂ (por sus siglas CCUS) [Climate Change \(2013\)](#). Una de las desventajas de las energías renovables es la intermitencia [Rezazadeh et al. \(2015\)](#), es decir, su desempeño se ve severamente afectado por condiciones climáticas como la incidencia de luz solar o el campo de velocidades del viento. Ello propicia que las energías limpias vengán acompañadas de una variabilidad de potencia no del todo previsible; esto no sucede con la generación mediante quema de hidrocarburos.

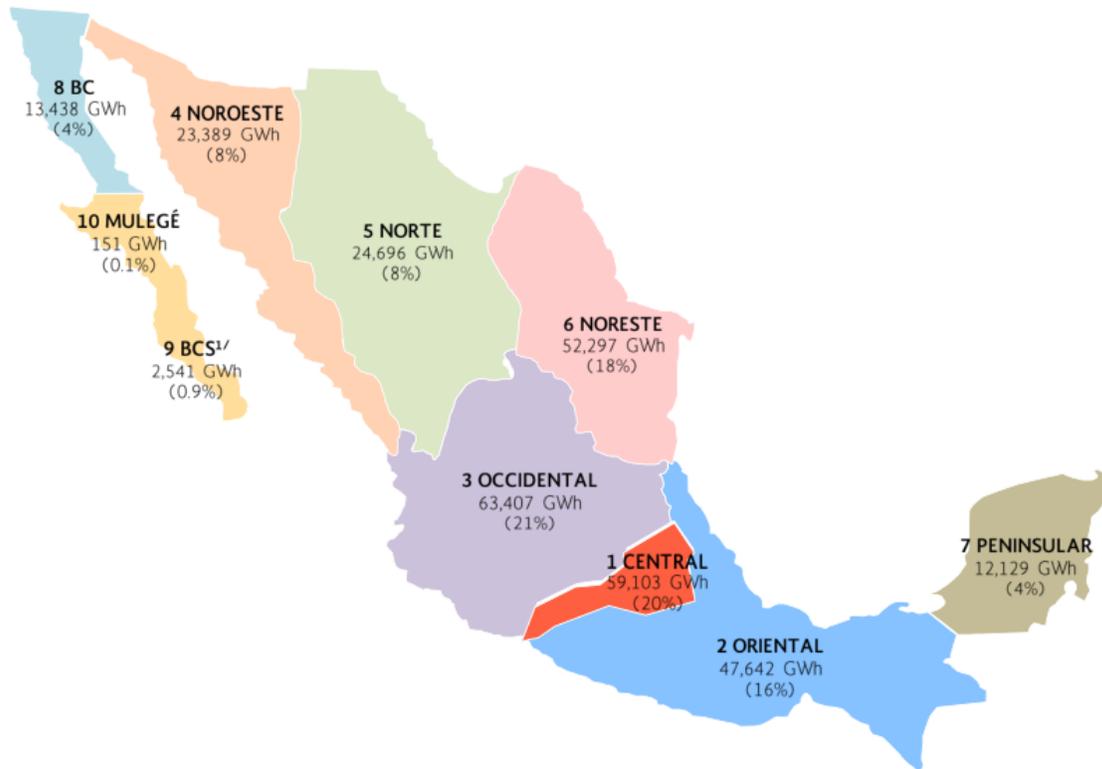


Figura 1.3: Distribución de consumo por región de control en 2016. SENER (2017)

Dadas la capacidad instalada actual y los planes de expansión para la generación de electricidad a partir de fuentes renovables, en el futuro se favorecerán los recursos que provean flexibilidad⁵ Sanchez Fernandez et al. (2016). De esta forma se puede compensar la variabilidad de la generación con energías renovables, con la robustez de la generación convencional, sin perder de vista que el objetivo es reducir las emisiones de CO₂ por unidad de energía generada.

1.1.3. Reducción de emisiones de gases invernadero

La generación de energía eléctrica, después del sector transporte, es el mayor emisor de dióxido de carbono con 19% del total en México SENER (2017) y se ha incrementado junto con el aumento de la demanda de electricidad.

En 2002, México emitió 643 Mt de CO₂ equivalente, 61% proveniente de la generación de

⁵ habilidad para operar con potencia de salida variable

1. CAPTURA DE CO₂ EN PLANTAS DE GENERACIÓN DE ENERGÍA Y SU APROVECHAMIENTO

energía debido a combustibles fósiles y de emisiones fugitivas⁶ de la industria de petróleo y gas. México es el décimo tercer mayor emisor de gases de efecto invernadero en el mundo y el segundo mayor de América Latina después de Brasil. Sin embargo, las emisiones de CO₂ de México relacionadas al consumo de energía son mayores a las de Brasil y Sudáfrica, aunque mucho menores a las de India o China [Johnson et al. \(2009\)](#).

Paralelo a aumentar la capacidad instalada de generación eléctrica, para solventar las necesidades energéticas de la población mexicana, México tiene como intención disminuir las emisiones de gases invernadero [SEMARNAT \(2015\)](#) para lograr la estabilización de sus concentraciones en la atmósfera a un nivel en el que las interferencias antropogénicas no sean peligrosas para el sistema climático [Cámara de Diputados \(2012\)](#).

El país asumió el objetivo indicativo de reducir 50 % las emisiones al 2050 en relación con las emitidas en el año 2000 [Cámara de Diputados \(2012\)](#). A pesar de que estos objetivos son meramente una intención, México está comprometido con una reducción incondicional del 25 % de sus gases de efecto invernadero y contaminantes atmosféricos de vida corta [SEMARNAT \(2015\)](#).

En el panorama futuro, la generación de electricidad y las emisiones de CO₂ presentan una tendencia a desacoplarse, resultado tanto de las políticas puestas en marcha para decarbonizar el sector eléctrico, como del aumento en la eficiencia de las plantas de combustibles fósiles. Con datos de 2015 se ejemplifica que, mientras que la generación de electricidad se esperaba incrementara al 2040 en 69.1 %, las emisiones solo crecerían 12.0 %. [SEMARNAT \(2015\)](#)

Para lograr dichos objetivos, México propuso diversos medios y acciones; entre ellos promover la sustitución del uso y consumo de combustibles fósiles por fuentes de energía renovables, migración a tecnologías de bajas emisiones de carbono, implementación de la cogeneración eficiente y la captura de CO₂ en varios sectores [Cámara de Diputados \(2012\)](#).

La tecnología de CCUS va a tomar un papel fundamental en México debido al número de ciclos combinados existentes y próximos a operar, así también la industria de petróleo y gas requerirá de grandes cantidades de CO₂ para recuperación mejorada [Gonzalez Diaz \(2016\)](#).

1.1.4. CO₂ EOR

El dióxido de carbono es reconocido en la industria de hidrocarburos para su uso en la recuperación mejorada del petróleo confinado en un yacimiento [Lacy et al. \(2013\)](#). El CO₂ es un componente que mezclado con el crudo hace a éste más miscible, facilitando así la

⁶ Quema, venteo y fuga de gases

extracción [Blunt et al. \(1993\)](#). México tiene varios campos petroleros que se están agotando o que se han vuelto menos productivos usando los métodos de extracción tradicionales. Derivado de ello, PEMEX ha demostrado especial interés en aplicar tecnologías de CO₂-EOR en algunos de los campos factibles [Lacy et al. \(2013\)](#).

Una alternativa para obtener un suministro de CO₂ sería usar las fuentes industriales mexicanas que producen este gas, por ejemplo las plantas termoeléctricas de CFE que se encuentren cercanas a los campos petroleros [Lacy et al. \(2013\)](#) o incluso utilizar las mismas fuentes de PEMEX: plantas procesadoras de gas natural, refinerías y plantas petroquímicas. Así, una sinergia entre las diversas áreas de PEMEX y CFE puede llevar a posibles proyectos de CCUS, mezclando dos tecnologías con beneficios nacionales: incrementar la producción de hidrocarburos y reducir la emisión de gases invernadero al almacenar el CO₂ en los yacimientos agotados una vez que se finaliza el CO₂-EOR [Lacy et al. \(2013\)](#).

Se debe destacar que Comisión Federal de Electricidad (CFE) y Petróleos Mexicanos (PEMEX) son las compañías energéticas más grandes de México, lo que hace que esta estrategia de colaboración tenga un potencial gran impacto en el país.

1.1.5. Potencial de CCS y CCUS en México

Desde el 2008, México ha trabajado en la implementación de las tecnologías de CCUS⁷ [SENER \(2014\)](#) a través de considerar características tales como:

- Yacimientos ya identificados de producción de hidrocarburos viables para extracción mejorada [PEMEX Exploración y Producción \(2013\)](#),
- Una capacidad teórica de almacenamiento de 100 Gt de CO₂ [Dávila et al. \(2010\)](#),
- Diversos estudios para la ubicación y evaluación de nuevos sitios de almacenamiento [SENER/CFE \(2012\)](#),

México tiene las posibilidades para continuar el proceso de adopción de tecnologías de CCUS.

En el [SENER \(2016\)](#) se publicaron los nuevos proyectos de CCGN a construirse en México. Entre 2016 y 2020 se iniciará operaciones de 12,029 MW de nuevos CCGN, con emisiones de 29.64 MtCO₂/año viables para almacenamiento geológico o para EOR, ver [fig.1.4](#).

⁷ del inglés Carbon Capture Sequestration and Utilization: Captura, almacenamiento y uso de CO₂

1. CAPTURA DE CO₂ EN PLANTAS DE GENERACIÓN DE ENERGÍA Y SU APROVECHAMIENTO

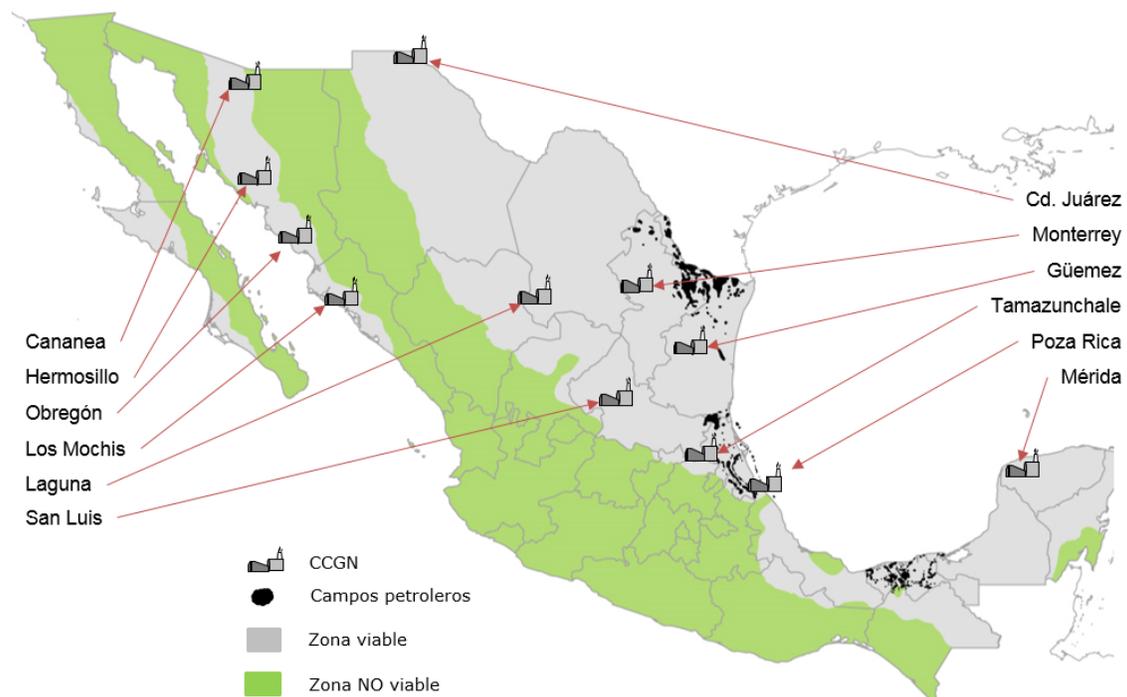


Figura 1.4: Ubicación de las nuevas plantas de CCGN viables para CCS o CCUS en México, [González-Díaz et al. \(2017b\)](#); [SENER \(2016\)](#); [Lacy et al. \(2013\)](#); [SENER/CFE \(2012\)](#)

1.2. Captura, almacenamiento y uso de CO_2 CCUS

1.2.1. Sistemas de captura

Existen tres principales tecnologías de captura de CO_2 de fuentes de quema de combustibles fósiles y/o biomasa, ver fig. 1.5:

- Oxi-combustión
- Pre-combustión
- Post-combustión

Además existe captura del CO_2 como subproducto en procesos industriales (purificación de gas natural, producción de amoníaco, alcohol, combustibles sintéticos líquidos, industria del cemento y siderúrgica, así como procesos de fermentación en la producción de alimentos y bebidas). Este tipo de captura se ha venido realizando desde hace más de 80 años, sin embargo el CO_2 se ventaba a la atmósfera dado que no había incentivos u obligaciones para retenerlo [Coninck et al. \(2005\)](#). Este sistema se encuentra fuera del foco de atención de este trabajo, pues no está directamente asociado a la captura de CO_2 en plantas de generación de energía, como sí lo están las tres primeras.

En la tecnología de oxi-combustión, se utiliza oxígeno prácticamente puro como agente oxidante en vez de aire, resultando en gases de escape compuestos principalmente de CO_2 y H_2O . Si el combustible se quema con oxígeno puro, la temperatura de flama es excesivamente alta, entonces una porción de los gases de escape se recirculan en la cámara de combustión para moderar la temperatura. El oxígeno se obtiene a partir de separación criogénica del aire; también, se han estado desarrollando técnicas novedosas para suministrar el oxígeno al combustible, como el uso de membranas y bucles químicos [Coninck et al. \(2005\)](#).

La técnica de pre-combustión hace reaccionar al combustible con oxígeno o aire y/o vapor para crear gas sintético compuesto principalmente por monóxido de carbono e hidrógeno. El CO reacciona con vapor en un reactor catalítico para producir CO_2 y más hidrógeno. El CO_2 se separa usando métodos físicos o de absorción química, resultando en un combustible de hidrógeno casi puro [Coninck et al. \(2005\)](#) cuya combustión con aire produce vapor y nitrógeno.

Con la post-combustión se busca capturar CO_2 de los gases de escape producidos por la combustión de combustibles, fósiles y biomasa, con aire. En vez de ventear los gases

1. CAPTURA DE CO_2 EN PLANTAS DE GENERACIÓN DE ENERGÍA Y SU APROVECHAMIENTO

de escape directamente a la atmósfera, se envían a un equipo que separa la mayor parte del CO_2 . La separación de los gases se puede realizar mediante membranas, destilación criogénica o separación con solventes-absorbentes [Coninck et al. \(2005\)](#).

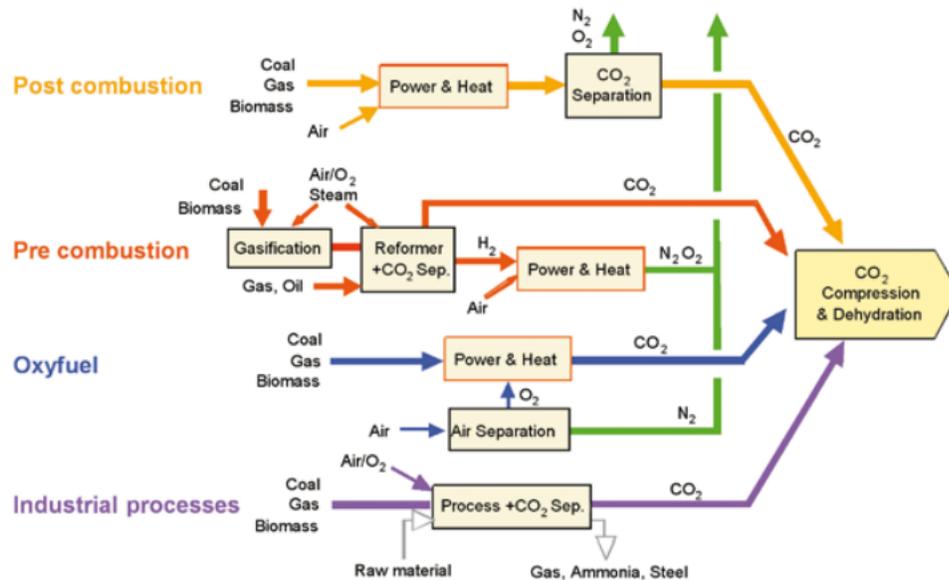


Figura 1.5: Sistemas de captura de CO_2 . [Coninck et al. \(2005\)](#)

La tecnología de captura post-combustión tiene potencial para aplicarse a la capacidad instalada mundial actual de: 2261 GW de termoeléctricas convencionales, 155 GW de plantas supercríticas de carbón pulverizado y 339 GW de ciclo combinado de gas natural [Coninck et al. \(2005\)](#).

En todas las tecnologías mencionadas, el CO_2 filtrado debe ser comprimido y transportado para su posterior uso o almacenamiento.

La captura de CO_2 post-combustión (CPC), usando absorción química, es la opción preferida para plantas energéticas de carbón y gas natural, [Coninck et al. \(2005\)](#); [Bennaceur et al. \(2008\)](#), debido a que es una tecnología madura que puede ser aplicada a procesos nuevos y ya existentes. Con base en ello, este trabajo trata específicamente con la CPC en plantas de ciclo combinado de gas natural usando Monoetanolamina como absorbente.

1.2.2. Captura post-combustión en CCGN base MEA

El proceso de captura consiste en: los gases de combustión, que contienen al CO_2 y se encuentran generalmente a presión atmosférica y arriba de $100^\circ C$ [Coninck et al. \(2005\)](#), pasan por un enfriador de contacto directo donde son enfriados a $40^\circ C$, [Sanchez-Fernandez et al. \(2013\)](#); [Arachchige and Melaaen \(2012\)](#); [Bennaceur et al. \(2008\)](#). Se usa un ventilador para mover los gases de escape hacia el absorbedor, [Coninck et al. \(2005\)](#).

Posteriormente, los gases son enviados al absorbedor donde fluyen en contracorriente haciendo contacto físico y uniéndose con una solución de amina a temperaturas del absorbedor entre 40 y $60^\circ C$ [Coninck et al. \(2005\)](#) y presiones cercanas a la atmosférica [Arachchige and Melaaen \(2012\)](#). Según [Arachchige and Melaaen \(2012\)](#), la máxima eficiencia de captura se da con concentraciones de 22-25 % wt de MEA⁸ (85 % de captura de CO_2) a $40-45^\circ C$.

Los gases deben pre-tratarse para remover NO_x y SO_x , que de otra forma interaccionarían, de forma irreversible, con la amina. Ello provoca un consumo extra de químicos y formación de desperdicios que pueden incluso ser sólidos. Para mantener el consumo de amina en niveles deseables (1.6 kg de MEA/t CO_2 separada), las concentraciones de SO_x en los gases de combustión deben estar alrededor de las 10 ppm. Normalmente para esto se usa un SO_2 scrubber, que además enfría a los gases de combustión. [Coninck et al. \(2005\)](#)

La mezcla de solvente rica en CO_2 se extrae en el fondo de la columna del absorbedor, mientras el resto del gas (ahora limpio) se ventea a la atmósfera después de un lavado final para evitar la evaporación de solvente, [Sanchez-Fernandez et al. \(2013\)](#); [Coninck et al. \(2005\)](#).

A continuación, la mezcla se precalienta en un intercambiador de calor (amina/amina) y entra a la columna del desorbedor por la parte alta, donde se separa el CO_2 de la solución de amina [Matsuzaki et al. \(2013\)](#). La reacción de regeneración es endotérmica, requiere energía que es suministrada por el reboiler del desorbedor, [Amrollahi et al. \(2011\)](#); esta acción se lleva a cabo a presiones ligeramente más altas que la atmosférica [Coninck et al. \(2005\)](#).

Desde [Lucquiaud et al. \(2009\)](#) se menciona que el requisito común, de los sistemas de captura post-combustión que usan solventes base amina, es el flujo de calor que alimente al *reboiler* del desorbedor, con temperaturas entre 110 y $120^\circ C$ necesarios para regenerar al solvente.

La mezcla se separa en un flujo de CO_2 y en solvente regenerado. La solución de MEA regenerada sale del fondo de la columna de absorción y se regresa a la columna del ab-

⁸ mono-etanol-amina

1. CAPTURA DE CO_2 EN PLANTAS DE GENERACIÓN DE ENERGÍA Y SU APROVECHAMIENTO

sorbedor, mientras que el flujo de CO_2 , que sale por el domo, se canaliza a la sección de compresión y transporte [Amrollahi et al. \(2011\)](#).

La captura post-combustión de CO_2 usando amina, lleva a la generación de subproductos como amoniaco y sales estables que deben ser retiradas de la planta. Además, parte de la solución se pierde por evaporación. [Coninck et al. \(2005\)](#)

Para hacer esta tecnología atractiva en comparación con otras tecnologías de captura, varios retos técnicos quedan por resolver, como: encontrar un solvente útil que no sea tóxico y que requiera menos energía para regenerarse que el MEA, configurar la planta de captura (absorbedor y separador) para operar con la menor energía posible, encontrar la integración óptima de la planta de ciclo combinado y la unidad de captura, y entender la operación en condiciones fuera de diseño [Jordal et al. \(2012\)](#).

A pesar de ser un método efectivo y bien conocido de separación, el consumo energético y los costos asociados a la captura llevan a un aumento de 8 y 15 % de consumo de combustible [Coninck et al. \(2005\)](#), para mantener la misma potencia eléctrica generada [Amrollahi et al. \(2011\)](#). Por ello es tan importante optimizar la integración de la planta de CCGN y la unidad de captura.

1.2.3. Estado global actual

La captura de CO_2 es una tecnología probada y confiable que ha sido usada por más de 40 años. Las 21 instalaciones de CCS de gran escala, operativas o en construcción en el mundo, capturan 37 Mt/año de CO_2 que de otra forma habrían sido liberadas a la atmósfera. Este es el equivalente a sacar de los caminos a 8 millones de vehículos de pasajeros. [Global CCS Institute \(2017b\)](#)

Actualmente según datos de [Global CCS Institute \(2017b\)](#), existen 17 proyectos de gran escala⁹ de CCS operando en distintas industrias¹⁰, usando separación industrial o post-combustión y disponiendo del CO_2 para EOR (13) o para almacenamiento geológico (4). Dos de estos proyectos utilizan captura de CO_2 post-combustión. Entre operativos, construidos y en desarrollo hay 39 proyectos de esta escala.

Boundary Dam Carbon Capture and Storage en Saskatchewan, Canadá, entró en operación en el 2014, capturando 1.3 Mt/año de CO_2 de la unidad 3 (que produce 115 MW) de la planta carboeléctrica de Boundary Dam. Ésta fue la primer planta de energía que utilizó

⁹ al menos 800 kt/año de CO_2 capturados para plantas carboeléctricas ó 400 kt/año para otras instalaciones [Global CCS Institute \(2017c\)](#)

¹⁰ procesado de gas natural, energía, proceso de fertilizante, siderúrgicas, producción de hidrógeno y petrouímica [Global CCS Institute \(2017c\)](#)

CCS [SaskPower \(2017\)](#). La mayor parte del CO₂ capturado se transporta vía gasoducto para EOR en la unidad Weyburn, también en Saskatchewan [Global CCS Institute \(2017a\)](#).

Petra Nova en Texas, USA, inició operaciones en 2016 mediante una empresa conjunta entre JX Nippon Oil & Gas Exploration y NRG. Es el proyecto más grande del mundo de CCUS post-combustión, capturando 1.6 Mt/año de CO₂ de un flujo equivalente de 240 MW de la planta carboeléctrica WA Parish de NRG. El CO₂ es inyectado, en equipo con Hilcorp Energy Company, en el campo West Ranch 129 km al suroeste de la planta. Usando EOR se espera aumentar la producción del campo de 300 a 15,000 barriles por día (50 veces más) [nrg \(2017\)](#).

A nivel de demostración y pruebas piloto, existen 32 instalaciones operativas de CCS, siete de ellas de la industria de generación de energía. Entre estados operativos, construidos y en desarrollo, hay 83 proyectos de este tipo actualmente [Global CCS Institute \(2017b\)](#).

Junto con otras fuentes de bajo carbono, el CCS juega un papel fundamental entre las tecnologías de mitigación del cambio climático. El CCS es necesario para lograr una transición a una economía de bajo carbono y alcanzar el objetivo internacional “debajo de 2°C” de París.

Incluso, según datos de [Pachauri and Meyer \(2014\)](#), solo en 4 escenarios de modelado de clima mundial se puede lograr la reducción de emisiones objetivo en ausencia de CCS. No así, sin CCS el costo de mitigación se incrementaría en promedio 138 %.

Diseño y operación a carga parcial de las plantas de CCGN y CPC

En este capítulo, se describen los elementos que conforman a las plantas de ciclo combinado de gas natural, captura de CO_2 base amina y compresión de CO_2 . Se establece la física que simula el comportamiento de dichos elementos y se mencionan las decisiones tomadas para el diseño de configuración de las mismas.

Se analizan limitaciones y posibilidades de operación a carga parcial para los elementos como entes aislados. Esto ya que, como se analizó previamente, la demanda de energía eléctrica en México varía dependiendo de la región geográfica, estación del año, hora del día, fin de semana, días laborables y festivos en diferentes escalas. Por lo que las plantas generadoras de electricidad operan a condiciones fuera de diseño frecuentemente. Este modo de operación será más pronunciado debido al incremento de la participación de las intermitentes energías renovables.

Finalmente se plantea de forma breve el concepto de flexibilidad operacional de plantas y una comparación entre tecnologías actuales de generación de energía en este aspecto, enfatizando las bondades del CCGN frente a las plantas termoeléctricas de un solo ciclo.

2.1. Ciclo Combinado

Una planta de ciclo combinado de gas natural está formada por tres unidades principales: la turbina de gas, el generador de vapor y la turbina de vapor, [Gonzalez Diaz \(2016\)](#).

2.1.1. Turbina de gas

La turbina de gas consiste de tres equipos principales: compresor axial, combustor y turbina [Gianpaulo \(2006\)](#).

El compresor está conformado por varias etapas de álabes del rotor (móvil) y del estator (fijo). El flujo de aire eleva ligeramente su presión y temperatura en cada etapa, hasta alcanzar relaciones de 30:1¹ [Kehlhofer et al. \(2009\)](#), en algunos casos.

La TG en un ciclo combinado se opera a carga parcial variando el flujo de aire de entrada,

¹ Para turbinas de uso industrial, hasta 40:1 para aeronaves

2. DISEÑO Y OPERACIÓN A CARGA PARCIAL DE LAS PLANTAS DE CCGN Y CPC

para ello se utiliza una válvula denominada IGV², el cual es la forma óptima de operar un ciclo combinado [Kehlhofer et al. \(2009\)](#).

Un compresor axial opera mediante la aceleración y difusión del gas de trabajo. El gas entra al rotor como se muestra en la fig. 2.1, a una velocidad V y ángulo α_1 , interactuando con la velocidad tangencial U del álabe, produciendo una velocidad resultante W_1 a α_2 .

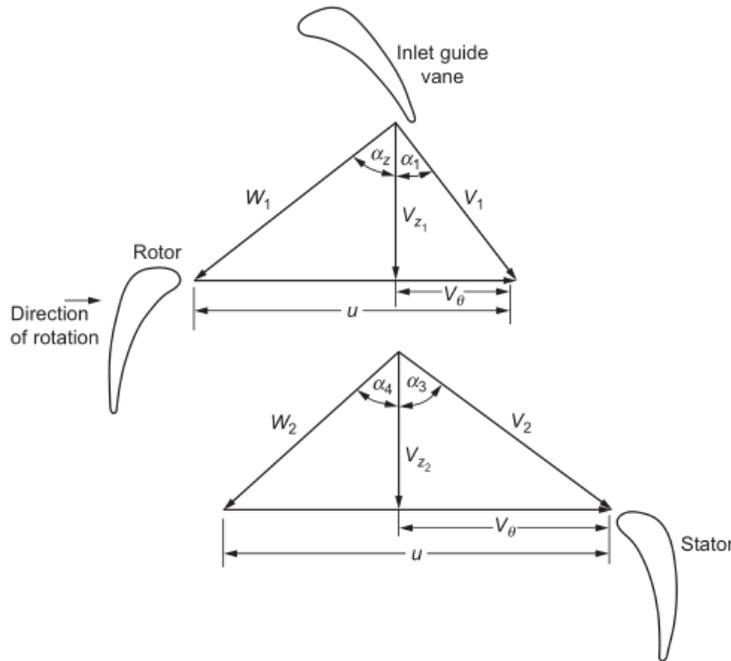


Figura 2.1: Triángulos de velocidad típicos de un compresor de flujo axial. [Boyce \(2011\)](#)

Aplicando la ecuación de Euler de turbinas, y asumiendo que las velocidades de los álabes a la entrada U_1 y salida U_2 del compresor son iguales, y que la velocidad axial V_z se mantiene constante:

$$H \equiv \frac{UV_z}{g_c}(\tan(\alpha_1) - \tan(\alpha_3)) = \frac{UV_z}{g_c}(\tan(\alpha_2) - \tan(\alpha_4)) \quad (2.1)$$

donde g_c es la aceleración gravitacional y H es la altura equivalente de presión.

El modelo del combustor consiste básicamente en un balance de masa y energía, además de un análisis de la química de la combustión, [Gonzalez Diaz \(2016\)](#).

² del inglés *inlet guide vanes*, álabes de admisión

Del balance de masa:

$$\dot{m}_{aire,ent} + \dot{m}_{combustible,ent} = \dot{m}_{escape,sal} \quad (2.2)$$

Del balance de energía en el combustor:

$$h_{aire,ent}\dot{m}_{aire,ent} + \dot{m}_{combustible,ent}(h_{combustible,ent} + LHV_{combustible}) = h_{escape,sal}\dot{m}_{escape,sal} \quad (2.3)$$

El gas natural es una mezcla homogénea principalmente de metano con otros gases, como: etano, propano, butano, CO_2 , nitrógeno e incluso sulfuro de hidrógeno. La combustión utiliza como comburente aire atmosférico y produce, en el caso de una combustión completa y controlada, [Gonzalez Diaz \(2016\)](#): CO_2 , vapor de agua, nitrógeno y oxígeno.

La turbina extrae energía cinética de la expansión de gases de combustión, convierte dicha energía en potencia de flecha para alimentar al compresor, al generador eléctrico y, de ser el caso, algunos accesorios. [Gianpaulo \(2006\)](#).

[Kehlhofer et al. \(2009\)](#) la eficiencia de la planta se reduce a carga parcial, esto directamente ligado a la caída en la temperatura de admisión a la turbina de gas, pues el flujo de aire es similar pero el de combustible es menor. Sin embargo, se pueden mejorar los resultados reduciendo el flujo másico de aire en la turbina o precalentando el aire antes de admitirlo en el compresor.

La reducción del flujo de aire, reduce la relación de presión del compresor, debido a que menos presión es requerida para forzar el flujo a través de los álabes fijos, esto causa que la presión de entrada a la turbina se reduzca [Kehlhofer et al. \(2009\)](#). La relación de presión cae en proporción a la reducción del flujo del aire. Entre más se reduce la relación de presión, la penalización en la eficiencia de la turbina de gas aumenta y la temperatura de escape de la turbina de gas aumenta, ver fig. 2.2.

El aumento de la temperatura de escape compensa parcialmente la pérdida en potencia generada en la turbina de gas, debido a que aumenta la generación de vapor.

La relación de aire/combustible en la turbina es usada para controlar la potencia, pero también para controlar la temperatura de los gases de escape (TET), una temperatura muy alta puede dañar a las últimas etapas de la turbina (que no están refrigeradas) [Kehlhofer et al. \(2009\)](#). Esta relación se mantiene constante modificando el aire (con la posición de los VIGV) y el combustible hasta el 80 % de la carga de la TG, ver fig 2.2, [Gonzalez Diaz](#)

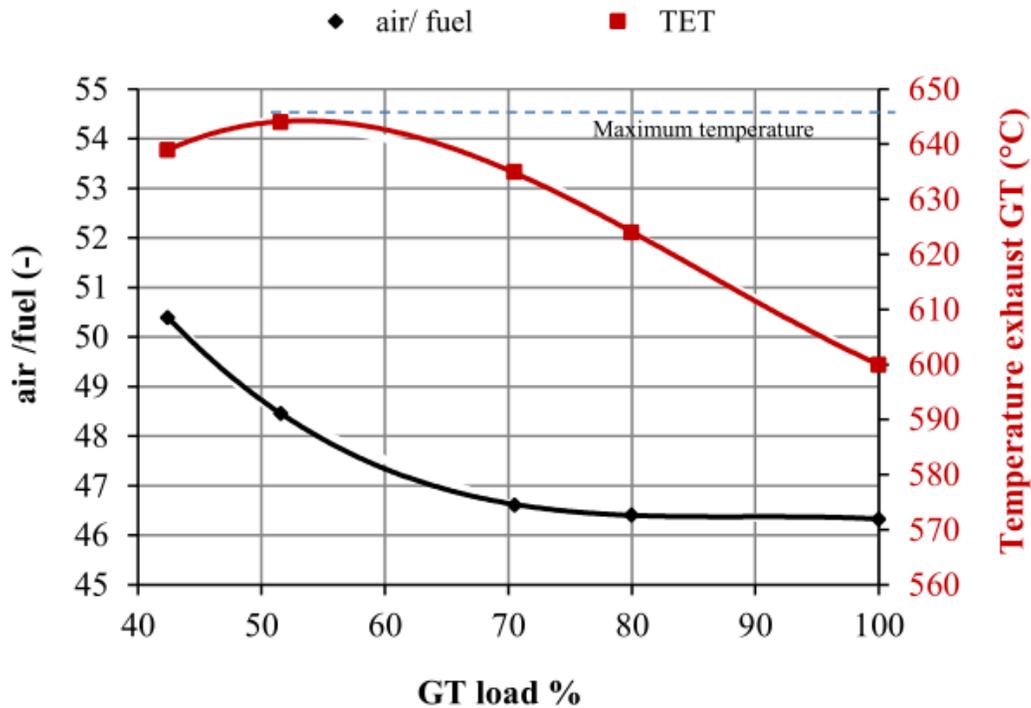


Figura 2.2: Comportamiento de la TET de la turbina de gas usando VIGV, Gonzalez Diaz (2016)

(2016).

En González-Díaz et al. (2017a) se menciona que, debajo del 80 % de carga se incrementa la relación de aire/combustible para evitar alta temperatura TET (que dañaría a la turbina), esta acción trae consigo una caída en la temperatura en la entrada de la turbina (TIT), ver 2.3. La máxima temperatura TET permitida, de acuerdo a Kehlhofer et al. (2009), es de 50°C por arriba de la temperatura de escape de diseño. Cuando llega a la máxima temperatura, la relación aire/combustible aumenta disminuyendo únicamente el combustible, debido a que ya no es posible disminuir más el flujo con los IGV.

2.1.2. Ciclo de vapor

El ciclo de vapor se compone principalmente de: batería de bombeo, el recuperador de calor, la turbina de vapor y el condensador.

A medida que la turbina de gas reduce la carga, el flujo de aire se reduce y el ciclo de vapor

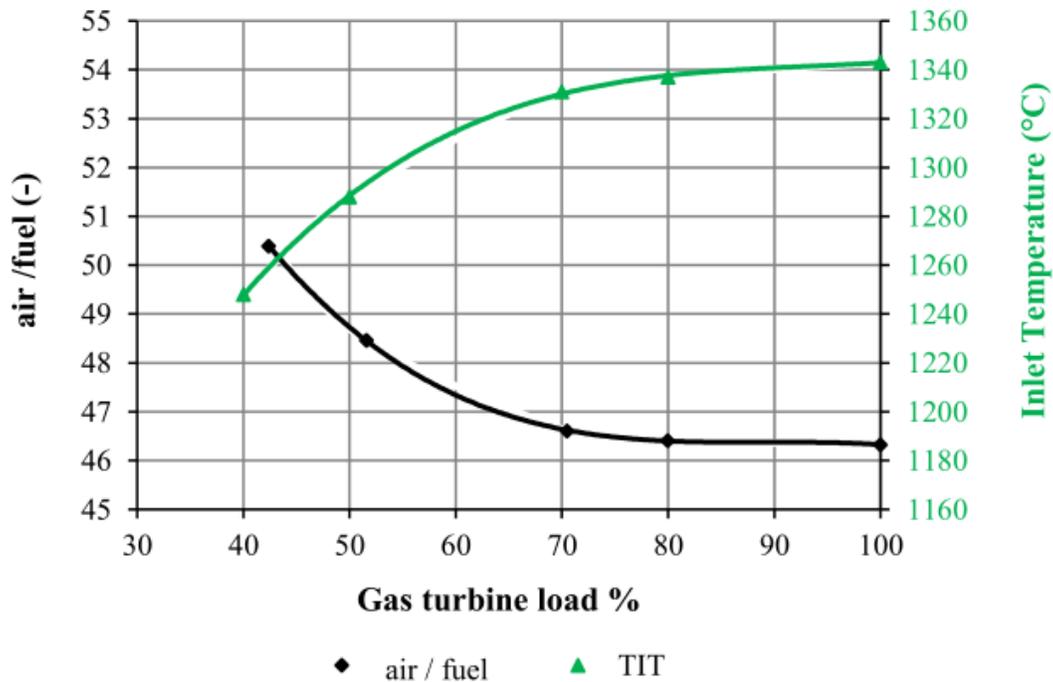


Figura 2.3: Comportamiento de la TIT de la turbina de gas usando VIGV, [Gonzalez Diaz \(2016\)](#)

se ajusta automáticamente a estos cambios. Basado en un balance de masa y energía es posible determinar cuánto vapor es posible generar en el ciclo de vapor.

2.1.2.1. HRSG y condensador

El recuperador de calor consiste de un conjunto de intercambiadores de calor que transfieren calor del gas de escape al agua. La transferencia de calor se lleva a cabo mayormente por convección. En el caso de un CCGN convencional, el recuperador de calor genera vapor en condiciones subcríticas y consiste de tres secciones para cada nivel de presión: Economizador (el agua de alimentación pasa de líquido a líquido saturado), evaporador (el vapor pasa de líquido saturado a vapor saturado) y sobrecalentador (el vapor pasa de vapor saturado a vapor sobrecalentado). Las secciones mencionadas son intercambiadores de calor (gases escape/ H_2O) alojados en el HRSG, [Gonzalez Diaz \(2016\)](#). El condensador es también un intercambiador de calor, (aire/ H_2O) o (H_2O/H_2O), donde ocurre un cambio de fase de vapor a líquido.

El comportamiento de un intercambiador puede describirse por medio de dos ecuaciones:

2. DISEÑO Y OPERACIÓN A CARGA PARCIAL DE LAS PLANTAS DE CCGN Y CPC

Del balance de energía [Kakac et al. \(2012\)](#):

$$Q \equiv m_{vapor}(h_{vapor,sal} - h_{vapor,in}) = m_{flue}(h_{flue,sal} - h_{flue,in}) \quad (2.4)$$

$$Q = UA \frac{((T_{flue,in} - T_{vapor,sal}) - (T_{flue,sal} - T_{vapor,in}))}{\ln\left(\frac{T_{flue,in} - T_{vapor,sal}}{T_{flue,sal} - T_{vapor,in}}\right)} \quad (2.5)$$

Siendo la ec. 2.5 específica para un arreglo de tubos en contracorriente, permitiendo estimar el área de transferencia de calor del intercambiador, [Gonzalez Diaz \(2016\)](#).

En el recuperador de calor, el cambio de fase de agua a vapor ocurre en el evaporador. En éste, el calor requerido para cambiar de fase de líquido saturado a vapor saturado es el calor latente de vaporización, que está expresado por la ec. 2.6

$$\dot{Q}_{evaporador} = \dot{m}_{vapor} h_{fg} \quad (2.6)$$

donde h_{fg} se conoce como la entalpía de cambio de fase.

Es natural considerar a los intercambiadores de calor como accesorios en tuberías, y con ello asignarles una caída de presión (o una altura equivalente de presión). [Gonzalez Diaz \(2016\)](#) utiliza la siguiente ecuación para asignar esta cantidad.

$$\Delta P \equiv P_{in} - P_{sal} = k \dot{m}^2 \frac{(v_{in} + v_{sal})}{2} \quad (2.7)$$

Donde \dot{m} es el flujo másico del fluido que circula por dentro de los tubos del intercambiador. k es un parámetro del equipo; éste se calcula en la condición de diseño, a partir de los demás datos conocidos, y se mantiene constante para carga parcial, v son los volúmenes específicos del fluido.

Durante el diseño del recuperador de calor, se determina la longitud y área de los tubos requeridos en cada sección del generador de vapor, así como el coeficiente de transferencia de calor [Gonzalez Diaz \(2016\)](#) (Thermoflow, 2016). Una vez que estos parámetros han sido calculados, a carga parcial se mantienen fijos y los nuevos coeficientes de transferencia de calor son calculados por medio de correlaciones.

En este trabajo, los coeficientes de transferencia son calculados mediante correlaciones expresadas en la ecuaciones 2.8 y 2.9, [Gonzalez Diaz \(2016\)](#).

Para el cálculo del economizador y el evaporador:

$$\frac{U_{CPA}}{U_{DA}} = \frac{M_{flue,CP} \dot{m}}{M_{flue,D} \dot{m}} \quad (2.8)$$

Para el sobrecalentador:

$$\frac{U_{CPA}}{U_{DA}} = \frac{M_{flue,CP} \dot{m}}{M_{flue,D} \dot{m}} \frac{M_{vapor,CP} \dot{m}}{M_{vapor,D} \dot{m}} \quad (2.9)$$

El vapor saturado que se condensa en el condensador varía dependiendo de la carga del CCGN. Si es enfriado a través de torres de enfriamiento, a condiciones de diseño se determina la cantidad de agua de enfriamiento requerido para condensar el vapor de escape de la turbina de BP y lograr la presión de vacío especificada. Si el enfriamiento es a través de aerocondensadores, a condiciones de diseño se determina el número de ventiladores requeridos para condensar el vapor y lograr la presión de vacío especificado. Una alternativa para la condición fuera de diseño, es mantener el flujo de refrigerante igual para diferentes cargas. En este caso la presión del condensador se reduce, aumentando la potencia de la turbina de vapor y una disminución en la densidad del vapor. También es posible reducir el flujo de refrigerante variando la potencia de la estación de bombeo o incluso apagando algunas bombas. Halvorsen (2012)

2.1.2.2. Turbina de vapor

En un CCGN la turbina de vapor se puede operar en dos modos, control mediante *presión deslizante* o *presión fija*. En la práctica se utilizan ambos modos de operación dependiendo de la fracción de potencia requerida. Pourbeik (2003)

Pourbeik (2003) indica que, en presión deslizante³, las válvulas de estrangulamiento de admisión o control se encuentran totalmente abiertas. La potencia de la turbina de vapor depende del flujo másico de vapor, que no es directamente controlado. La presión del vapor es función del flujo másico, la presión varía con el cambio de carga en la turbina. Cuando se opera cercano a carga base la mayoría de las plantas de CCGN usan presión deslizante, Pourbeik (2003); Rezazadeh et al. (2015).

En presión constante⁴, tanto la presión como la temperatura del vapor en la admisión de

³ en inglés: presión deslizante

⁴ en inglés: presión fija

la turbina se mantienen en un valor fijo, para ello se controla la apertura y cierre de las válvulas. Este método es el estándar en generadores de vapor o calderas convencionales [Kehlhofer et al. \(2009\)](#), sin embargo su eficiencia en un CCGN a carga parcial cae debido a la destrucción de exergía asociada a las válvulas [Darie et al. \(2007\)](#).

En la estrategia de control presión deslizante, la temperatura de entrada a las turbinas se mantiene constante y la presión se ajusta naturalmente en función del flujo de vapor [Darie et al. \(2007\)](#). La capacidad de succión de una turbina se estima usando la "Ley elíptica" de Aurel Stodola, ver ec. [2.10](#), [Dixon and Hall \(2013\)](#).

$$\dot{m} \frac{\sqrt{T_{ent}}}{P_{ent}} = K \sqrt{1 - \left(\frac{P_{sal}}{P_{ent}} \right)^2} \quad (2.10)$$

donde K es un parámetro que se calcula a carga base y se mantiene constante a carga parcial. \dot{m} el flujo másico de vapor, P la presión y T la temperatura.

2.2. Eficiencia de la planta de energía

La eficiencia neta de un ciclo combinado se determina por la expresión mostrada en la ec. [2.11](#):

$$\eta = \frac{W_{GT} + W_{ST} - W_{aux}}{LHV \dot{m}_{combustible}} \quad (2.11)$$

Donde η es la eficiencia del ciclo combinado, W_{GT} es la potencia total generada por la turbina de gas (MW), W_{ST} las turbinas de vapor, W_{aux} la potencia consumida por elementos auxiliares como las bombas, $\dot{m}_{combustible}$ es el flujo másico del gas natural suministrado en el combustor de la turbina de gas (kg/s), y LHV es el poder calorífico inferior del combustible (MJ/kg).

2.3. Planta de captura post-combustión

El desempeño de la planta de captura se estima para determinar los parámetros óptimos tales como el *lean* y *rich loading*, la energía removida por el condensador del desorbedor y el consumo de energía en el *reboiler* para alcanzar 90% de captura. Las condiciones de la planta de captura son:

- El flujo de gases de escape se enfría con un DCC para entrar al absorbedor a 44°C y 1.04 bar;
- La temperatura del flujo de salida del condensador del desorbedor es de 40°C;
- Se establece un diferencial de temperatura (*approach temperature*) del intercambiador de calor del solvente *lean/rich* de 8°C, [Gonzalez Diaz \(2016\)](#); [Sanchez Fernandez et al. \(2016\)](#).

Para definir la altura del absorbedor, típicamente se evalúan diferentes alturas y para cada altura se varía el flujo másico de amina para capturar el 90 % de CO_2 [Gonzalez Diaz \(2016\)](#). Una altura mayor mejora la capacidad del solvente de absorber CO_2 , sin embargo, la caída de presión aumenta y con ello la potencia necesaria para forzar los gases de escape hacia el absorbedor.

Hay un máximo flujo de gas que puede ser tratado en una columna de absorción; dicho límite debido a condiciones económicas por el tamaño del equipo; sin embargo, se debe asegurar una condición estable de operación en términos de columnas disponibles en el mercado. Por esta razón, para sistemas que requieren tratar flujos muy grandes, las columnas se diseñan en módulos con varios trenes en operación. [Rezazadeh et al. \(2015\)](#) reportó que el máximo diámetro de un absorbedor en operación existente es de 18.2 m, aunque el diámetro es definido por la cantidad de flujo de gas a tratar.

Para efectos de esta investigación, se retoman datos de la planta de captura de [Gonzalez Diaz \(2016\)](#):

- Se considera la altura de las columnas óptima de 21 m.
- La configuración de la planta se distribuye en un DCC⁵, un absorbedor, y un desorbedor-reboiler-condensador.
- Las condiciones de operación del reboiler contemplan que se condense vapor saturado a 3 bar para tener un *approach temperature* de 15°C.

La metodología para optimizar el diseño de una planta de captura se define de la siguiente manera:

1. Se varía el *lean loading* de la solución de amina con la finalidad de encontrar el mínimo consumo de energía requerida en el reboiler.

⁵ Enfriador de contacto directo

2. DISEÑO Y OPERACIÓN A CARGA PARCIAL DE LAS PLANTAS DE CCGN Y CPC

2. En cada variación de *lean loading*, se varía la presión del desorbedor para determinar la presión correspondiente al *lean loading* definido.
3. La temperatura del reboiler se mantiene constante a 120°C [Kohl and Nielsen \(1997\)](#); [Zhou et al. \(2010\)](#).
4. Esta temperatura se controla ajustando el flujo de extracción de vapor.
5. Se varía el flujo del solvente de recirculación en el absorbedor hasta alcanzar el objetivo de remoción de CO_2 , de 90%

2.4. Compresor de CO_2

El CO_2 es comprimido con la finalidad de hacer más eficiente su transporte. La potencia requerida para comprimir cierta cantidad de CO_2 se determina a través del diagrama de fases mostrada en la fig. 2.4. Éste muestra la relación de presión, temperatura y entropía, y muestra los límites de tres fases: sólido, líquido y gas. El punto crítico del CO_2 ocurre a 73.8 bar y 31°C, por arriba de esta presión únicamente existe la condición supercrítica.

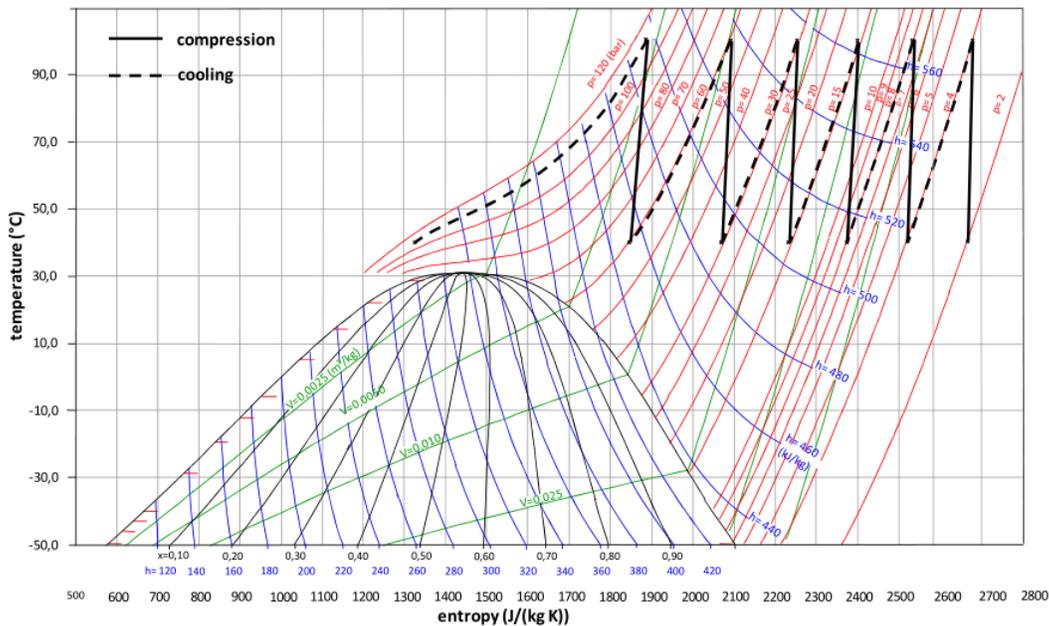


Figura 2.4: Representación del proceso de compresión politrópica con enfriamiento intermedio isobárico de 6 etapas. [Liebenthal and Kather \(2011\)](#)

Los compresores centrífugos o radiales de engranaje integral de múltiples etapas son diseñados específicamente con un alto rendimiento y eficiencia; además, a condiciones fuera de diseño son una buena opción para comprimir el CO₂ [Liebenthal and Kather \(2011\)](#). Se utilizan enfriadores para enfriar el CO₂ a 40°C después de cada etapa de compresión para condensar el agua y reducir el volumen en la siguiente etapa del compresor. El enfriamiento hasta 40°C es requerido para mantener las condiciones supercríticas. La reducción del volumen a través de la condensación de líquidos reduce el consumo de potencia y el tamaño del compresor [Jockenhövel et al. \(2009\)](#); [Liebenthal and Kather \(2011\)](#).

[González-Díaz et al. \(2017a\)](#) indica que usar criogenia, para lograr condiciones supercríticas del CO₂ a bajas presiones, es la opción que requiere menos potencia, mas es inviable en países como México debido a la temperatura atmosférica anual. Por lo que se recomienda la condición supercrítica (73.8 bar, 31°C) [Angus et al. \(1976\)](#), y comprimir el CO₂ a presiones superiores a 100 bar, [González-Díaz et al. \(2017a\)](#); [Liebenthal and Kather \(2011\)](#); [Italiana \(2012\)](#).

Las condiciones de diseño de la unidad de compresión están dadas por la presión a la salida del desorbedor (de la planta de captura) y la presión requerida para mantener el CO₂ en las condiciones deseadas a lo largo de la tubería de transporte. [Liebenthal and Kather \(2011\)](#), para una presión de admisión de 2 bar y de entrega de 110 bar, la relación de presión es de 55, para lo cual recomienda usar 6 etapas de compresión con enfriamiento y purga del condensado después de cada etapa, ver fig. 2.4; en caso de que la relación sea mayor, se deberán agregar más etapas de compresión.

Adicionalmente, se puede optar por llevar al CO₂ a una condición por encima de la supercrítica y complementar el aumento de presión con una bomba (en vez de compresores), para ampliar el rango de trabajo de la unidad de compresión, [Liebenthal and Kather \(2011\)](#).

[Sanchez Fernandez et al. \(2016\)](#) describe que un problema en la compresión a carga parcial es que el flujo de CO₂ puro disminuye, dando como resultado que, a cargas bajas, el compresor opere en la región de pompaje⁶. Para ello las instalaciones de compresión tienen controles anti-pompaje que previenen este efecto mediante la recirculación de CO₂ ya comprimido, empero ello deviene en un detrimento en la eficiencia de la compresión.

La carga mínima que puede soportar un compresor, para realizar un trabajo estable y eficiente, es de 70 %, [Liebenthal and Kather \(2011\)](#); [Rezazadeh et al. \(2015\)](#). Para poder operar debajo de esta última condición, una porción de CO₂ comprimido se recircula para evitar operar en la zona de pompaje o contrapresión repentina. [Ziaii Fashami \(2012\)](#) propone usar una velocidad variable del compresor para disminuir la capacidad de succión, sin embargo, cambiar la velocidad de rotación de una turbomáquina presenta riesgos

⁶ o pérdida del compresor, en inglés: surge flow o compressor stall

mecánicos de vibración [Sanchez Fernandez et al. \(2015\)](#).

Con una válvula de estrangulamiento en la alimentación del compresor, a condiciones fuera de diseño, ésta se cierra parcialmente provocando una caída en la presión de succión del compresor. Se provoca un diferencial de presión mayor que induce a un aumento del flujo volumétrico de admisión. Es la alternativa con la eficiencia más baja [Gonzalez Diaz \(2016\)](#).

La operación óptima de un compresor de CO_2 a carga parcial se logra con la válvula VIGV, permitiendo la optimización del consumo de potencia con los cambios de presión, temperatura y flujo, [Sanchez Fernandez et al. \(2016\)](#); [Wehrman et al. \(2003\)](#). Dado que esta alternativa es la más eficiente en carga parcial [Liebenthal and Kather \(2011\)](#), y no se han reportado efectos negativos al respecto, es la que se implementa en esta investigación.

2.5. Operación flexible

Una de las características de los ciclos combinados es su flexibilidad a responder a cambios de carga ya sea por las condiciones ambientales o por variaciones en la demanda de energía eléctrica. Los ciclos combinados operan frecuentemente a condiciones fuera de diseño. Esta forma de operar será aun más frecuente debido a la incorporación de las intermitentes energías renovables. Es importante asegurar que la flexibilidad de operación de los ciclos combinados no se vea afectado con la incorporación del proceso de captura de CO_2 post-combustión como alternativa para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, [Bruce et al. \(2016\)](#).

El término de flexibilidad operacional se define como la habilidad técnica de una unidad individual (o sistema de generación de energía) para manejar la variabilidad e incertidumbre de la generación y demanda en el tiempo [Bruce et al. \(2016\)](#). La flexibilidad de las plantas termoeléctricas convencionales puede ser lograda al mejorar y rediseñar componentes, definir nuevas estrategias operativas e identificar nuevos mecanismos del mercado [Glensk and Rosen \(2015\)](#).

Los CCGN son capaces de encendidos y apagados rápidos, así como de operar a cargas cíclicas. Se debe mencionar que en una planta de CCGN la turbina de gas responde más rápido que el generador de vapor (HRSG) y la turbina de vapor [Italiana \(2012\)](#).

La flexibilidad operacional típica de una planta de CCGN se resume en la tabla 2.1 y se compara (para efectos ilustrativos) con una planta termoeléctrica ultra-supercrítica de carbón pulverizado (USC-PC)

Dado que las turbinas de gas alcanzan su carga base entre 10 y 30 minutos, 2/3 de la potencia base de la planta pueden ser entregados en este rango de tiempo, incluso después

Tabla 2.1: Flexibilidad operacional típica de plantas termoeléctricas sin captura de CO₂, *Italiana* (2012)

	CCGN	USC-PC
Carga parcial mínima [% de la carga base]	40-50	30
Tiempo de encendido en caliente [h]	0.75-1	1.5-2.5
Tiempo de encendido en frío [h] ⁷	3	6-7
Tasa de rampa [% por minuto]	4-6 (40-85 % de carga) 2-3 (85-100 % de carga)	2-3 (30-50 % de carga) 4-8 (50-90 % de carga) 3-5 (90-100 % de carga)

de un encendido en frío *Kehlhofer et al. (2009)*; no así, los tiempos de estabilización de la planta de captura post-combustión son de entre 1 y 4 horas *Montañés et al. (2017)*.

Integración de la planta de CCGN con la unidad de CPC base

MEA

La planta de CCGN tiene una estrecha conexión con la planta de captura para regenerar el solvente. Esto da como resultado una penalización en la eficiencia. A carga parcial, un CCGN con captura de CO_2 enfrenta retos de flexibilidad y de penalización de la eficiencia, entre otros, [Sanchez Fernandez et al. \(2016\)](#).

[Rezazadeh et al. \(2015\)](#), confirmó que es posible operar una planta de CCGN+CPC a carga parcial hasta 60 % (de carga nominal de TG) logrando un 90 % de captura de CO_2 con mínimas modificaciones, mas con una penalización de eficiencia de 7.15 % a carga base y de 7.60 % a 60 % de carga de la TG.

Por ello es importante definir alternativas de integración, con la finalidad de minimizar la penalización en la eficiencia, y asegurar la flexibilidad de operación.

En este capítulo se hace una revisión bibliográfica de las alternativas de suministro de calor para regenerar solvente, y de integración energética entre la planta de generación de energía y de captura de CO_2 para dicho objeto.

Una vez identificada la configuración de interés: extracción de vapor del *crossover* para alimentar al *reboiler*, se definen las opciones más comunes de operación a carga parcial del conjunto, extracción en presión fija y en presión deslizante.

Se cierra el capítulo introduciendo la aportación novedosa de este proyecto: la instalación de un eyector de vapor como integrador de las plantas de generación de energía y de captura.

3.1. Alternativas de suministro de calor

[Jordal et al. \(2012\)](#) menciona que [Chinn et al. \(2005\)](#); [Botero et al. \(2009\)](#) propusieron la posibilidad de integrar una parte del recalentador directamente dentro del HRSG. [Botero et al. \(2009\)](#) evaluó esta alternativa en carga base, a la que llamó *Best Integrated Technology* (BIT), en un CCGN con generación de vapor de un solo nivel de presión. La eficiencia resultó 1 % mayor al de un CCGN combinado con un nivel de presión y captura de CO_2 , y con extracción de vapor a través del *crossover*.

3. INTEGRACIÓN DE LA PLANTA DE CCGN CON LA UNIDAD DE CPC BASE MEA

Por otro lado [Jonshagen et al. \(2011\)](#) sugirieron instalar un ciclo cerrado adicional de agua presurizada a la planta; éste intercambia calor entre el HRSG y el *reboiler*. El desarrollo de esta alternativa se conoce como *eco-reboiler* y consiste en que: el calor requerido por el *reboiler* se proporciona en parte con extracción de vapor saturado y se complementa con agua caliente del ciclo adicional. De esta forma, el *reboiler* se compone de dos intercambiadores de calor separados. La eficiencia calculada fue de 51.76 % para un CCGN con generación de vapor de tres niveles de presión con recalentamiento con CPC base MEA y *eco-reboiler*, apenas 0.14 % mejor que un CCGN de las mismas características, pero de *reboiler* convencional. Este estudio se realizó en carga base.

Posteriormente [Vitalis et al. \(2006\)](#) evaluaron la misma alternativa de con generación de vapor de tres niveles de presión con recalentamiento usando *eco-reboiler*, encontrando que la eficiencia neta en carga base fue de 51.31 % disminuyendo hasta 45.31 % a carga parcial de 60 %. Aproximadamente 0.20 % mejor que con generación de vapor de tres niveles de presión con recalentamiento convencional.

[Jordal et al. \(2012\)](#) indica que el calor requerido se puede obtener de la misma planta de energía¹, y la ubicación más factible para extraer el calor es el *crossover*², ver fig. 3.1. Esta extracción de vapor resulta en una pérdida de potencia en la turbina BP. Ésta es la estrategia que se adopta en este trabajo de investigación.

La planta de captura y la turbina de BP de un CCGN con CPC son diseñados y operados a carga base para suplir los requerimientos de la presión de vapor del *reboiler* del desorbedor.

La presión del vapor extraído en el *crossover* se identifica en la literatura como: 4 bar en extracción controlada y 5 bar en no controlada, en condiciones de diseño, para el *crossover* [Karimi et al. \(2012\)](#), mínimo de 2.75 bar en el *reboiler*, para cualquier caso de carga según [Rezazadeh et al. \(2015\)](#), al menos 3 bar en el *reboiler*, para cualquier carga en [Sanchez Fernandez et al. \(2016\)](#); [Gonzalez Diaz \(2016\)](#) y 4 bar en el *crossover* para carga base [González-Díaz et al. \(2017a\)](#). Dichas variadas presiones atienden a dos decisiones de diseño conceptual de la planta:

- Por un lado se debe decidir la temperatura que tendrá el vapor saturado en el *reboiler*. Esta decisión repercute directamente en las dimensiones del intercambiador y la presión mínima de vapor.
- Además se requiere considerar la caída de presión en las tuberías (del *crossover* al *reboiler*) y la caída a través de los enfriadores para suministrarlo saturado al *reboiler*.

¹ sin importar el combustible o si es ciclo combinado o simple

² El *crossover* es el nodo que se encuentra entre la turbina de presión intermedia (IP) y de baja presión (BP) en el ciclo de vapor

Evidentemente la presión del *crossover* debe ser al menos la necesaria para superar la caída de presión de los enfriadores (0.2-0.68 bar cada uno) y proveer la presión mínima anterior.

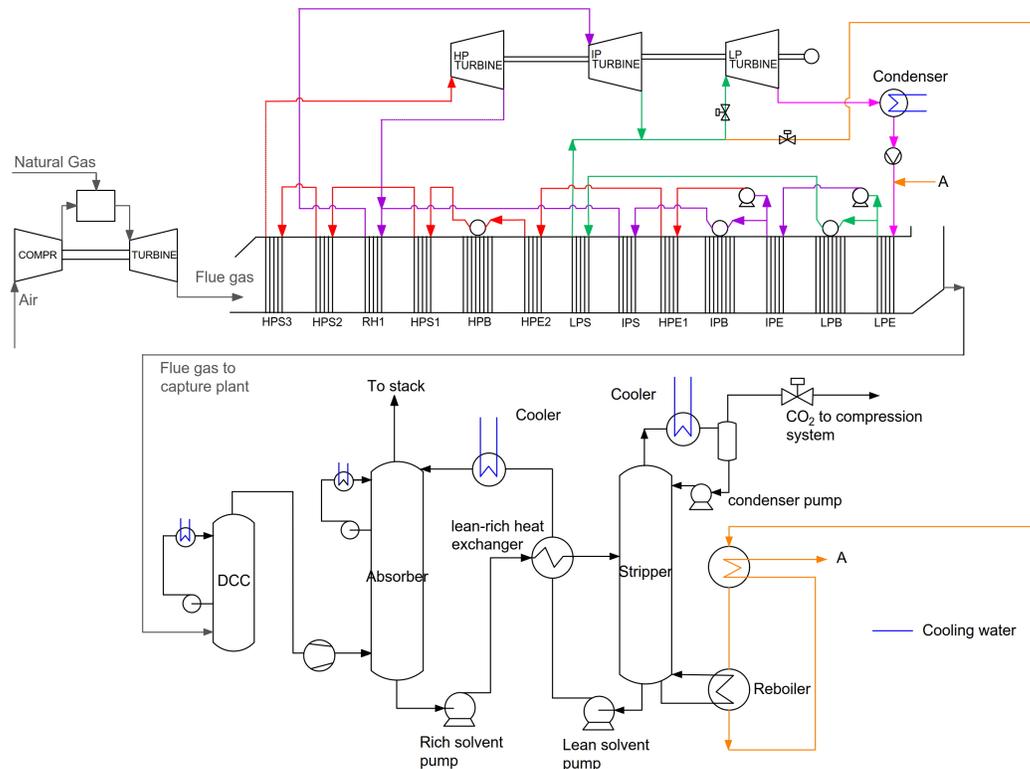


Figura 3.1: Integración de las plantas de CCGN y CPC a través de la extracción de vapor del *crossover*, [Gonzalez Diaz \(2016\)](#)

En esta tesis, la presión del vapor en el *reboiler* se define a 3 bar basado en el trabajo realizado por [González-Díaz et al. \(2017a\)](#). Se utilizan intercambiadores de tubos-coraza para enfriar el vapor con ΔP de 0.5 bar cada uno (1 bar en total en condiciones de diseño).

[Sanchez Fernandez et al. \(2016\)](#) concluye que a cargas parciales muy bajas, no se podría cumplir los requerimientos de presión del vapor. Esto debido a que la presión del vapor que se extrae en el *crossover* cae rápidamente a carga parcial.

3.2. Estrategias en carga parcial

Las alternativas de integración evaluadas para brindar los requerimientos de presión requerida en el *reboiler* de la unidad de captura a carga parcial son las siguientes, [Sanchez Fernandez et al. \(2016\)](#):

- Extracción controlada de vapor, o *presión fija* en el *crossover* usando una válvula de estrangulamiento en la admisión de la turbina de vapor de BP. Esto da como resultado que la presión en el *crossover* se mantenga constante sin importar el nivel de carga. Sin embargo, la válvula de estrangulamiento acarrea pérdidas exergéticas. De acuerdo a los resultados de [Rezazadeh et al. \(2015\)](#), basado en simulaciones, con esta alternativa se puede proveer vapor al desorbedor hasta 60 % carga de TG.
- Con presión flotante o extracción no controlada de vapor en el *crossover*, la presión de extracción depende del flujo de vapor que se extrae. La presión de vapor a condiciones de diseño se calcula para que, cuando se extraiga la cantidad deseada de vapor, su presión caiga a un nivel útil esperado. De los resultados de [Sanchez Fernandez et al. \(2016\)](#), la extracción no controlada provee mejor desempeño, tanto en carga base como en parcial, que la extracción controlada.
- Uso de un eyector de vapor en cargas bajas. Esta alternativa fue sugerida por [Irons \(2013\)](#) para la carboeléctrica MPP3 en Rotterdam.

Esta última consiste en extraer vapor del *crossover* a carga base, y a carga parcial usar un eyector de vapor. El vapor que entra al eyector resulta de una mezcla del vapor que se extrae del *crossover* con vapor de mayor presión. Esta alternativa aún no se ha evaluado en un ciclo combinado, por lo que se considera de interés compararlo con las alternativas que se presentan en la literatura [Gonzalez Diaz \(2016\)](#) ya que se pronostica que ésta brindaría mayor flexibilidad al sistema de CCGN con captura. La finalidad de este trabajo es diseñar el ciclo combinado con captura, con mayor eficiencia a carga base, asegurando que se satisfagan los requerimientos de vapor a carga parcial.

3.3. Integración del CCGN con CPC usando un eyector de vapor

Un eyector de vapor cumple con la tarea de mezclar dos flujos a distintas presiones en uno solo a una presión intermedia. Este efecto es de gran interés en la integración de plantas

3.3 Integración del CCGN con CPC usando un eyector de vapor

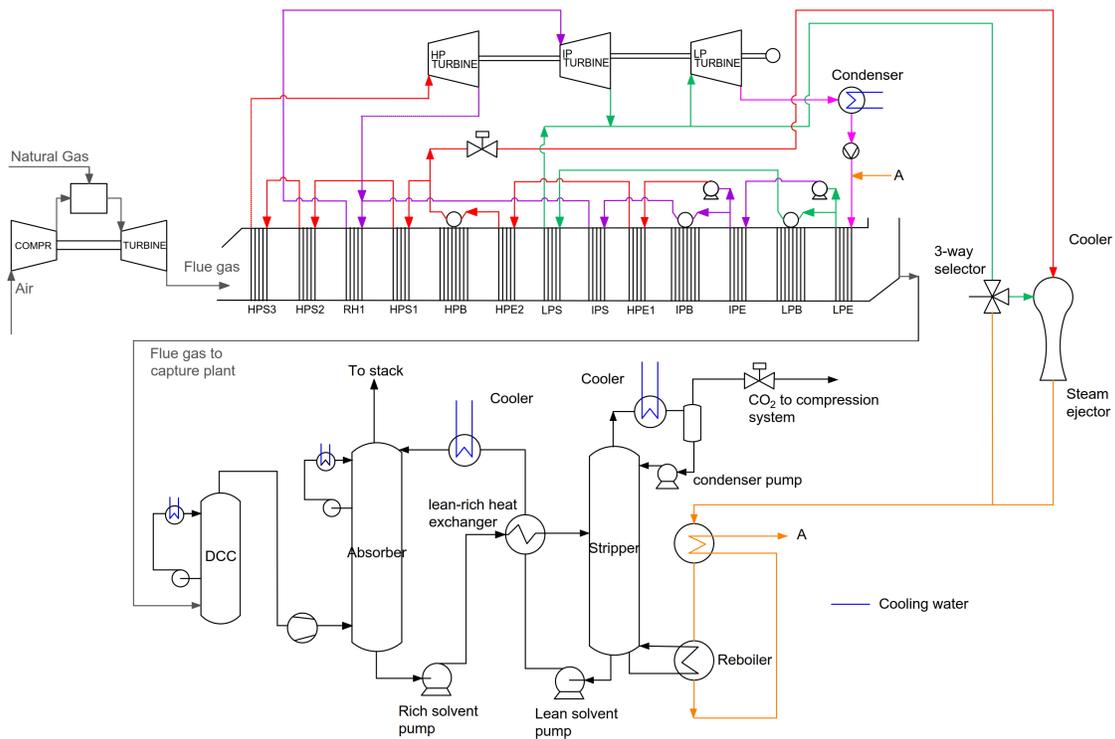


Figura 3.2: Integración del CCGN con la planta de captura usando un eyector de vapor. En esta situación el eyector mezcla el flujo de baja presión proveniente del *crossover* con el de alta presión a la salida del hervidor de vapor de alta presión.

3. INTEGRACIÓN DE LA PLANTA DE CCGN CON LA UNIDAD DE CPC BASE MEA

energéticas con CPC. Como ya se hizo notar, el recalentador del desorbedor requiere de una condición mínima de presión de vapor extraído; a la vez, en extracción no controlada en el *crossover*, la presión cae a la par que la demanda de carga en la planta. Dadas estas necesidades se presta pensar que sea posible elevar la presión del vapor extraído del *crossover* mezclándolo con vapor, proveniente de otra ubicación, a una presión más alta, véase la figura 3.3.

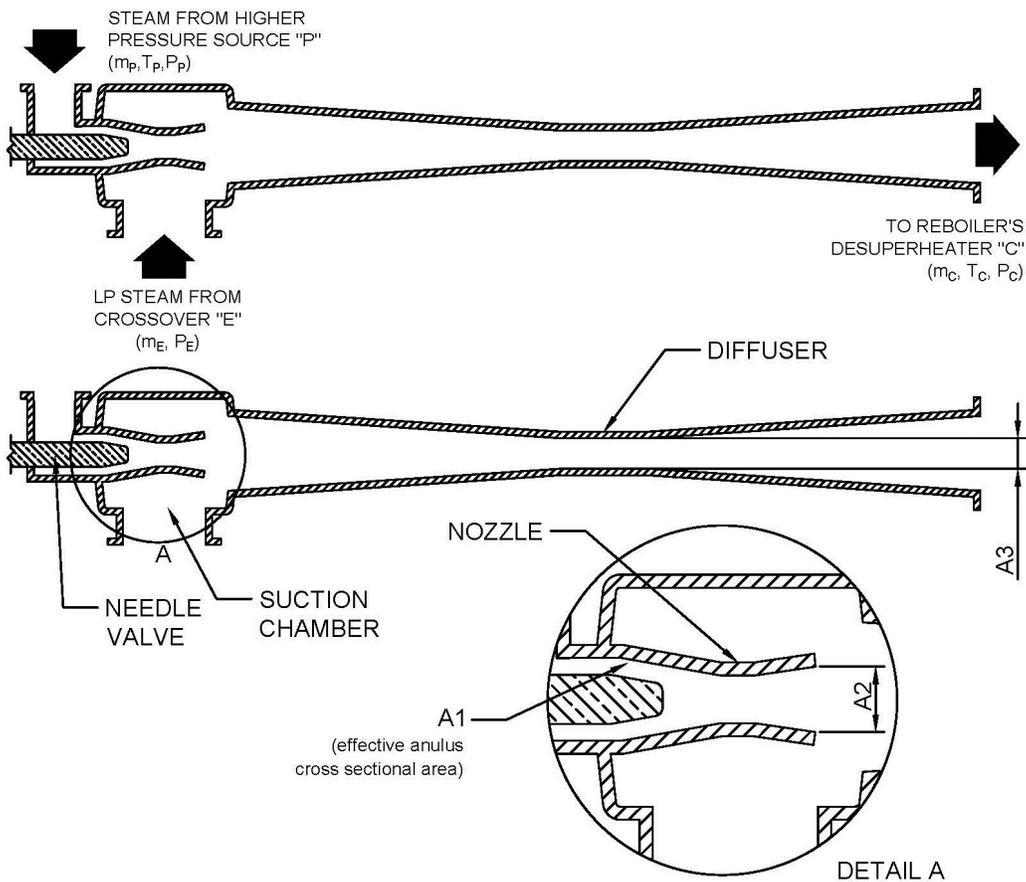


Figura 3.3: Geometría típica de un eyector de vapor supersónico. Se muestra además los flujos participantes para la aplicación propuesta.

Esta idea motivó a que el eyector de vapor fuere seleccionado para instalarse en la planta carboeléctrica de Maasvlakte 3 (MPP3) en Rotterdam, Países Bajos, en el proyecto de CPC llamado ROAD. El ROAD se diseñó para capturar 1.1 Mt/año de CO_2 de 250 MW equivalente (23% de la capacidad instalada del MPP3), comprimir el gas a 175 bar y $80^\circ C$ para transportarlo 25 km mar adentro e inyectar en un yacimiento agotado de gas a 3,500

m de profundidad [Irons \(2013\)](#).

En este capítulo se abordan las características particulares que se usaron para diseñar y simular las plantas de captura de CO_2 , de NGCC, compresión y del eyector de vapor en diversas condiciones. Se detalla también la configuración de la planta en conjunto.

Posteriormente se describen los algoritmos creados para diseñar y simular el desempeño del conjunto y del eyector de vapor en las alternativas de operación a carga parcial ya identificadas.

4.1. Descripción de la configuración de la planta de CCGN con captura y compresión de CO_2

El conjunto de la planta está diseñado como:

- 1 turbina de gas
- 1 HRSG de 3 presiones con recalentado
- 1 turbina de vapor de 3 secciones
- 2 plantas de captura post-combustión
- 1 tren de compresión

4.1.1. Planta de CCGN

En esta sección se describe el CCGN empleado en este trabajo.

La planta de potencia utiliza una turbina GE 9FB de 277 MW que otorga un flujo de gases de escape de 667 kg/s, reportado en [Ol'khovskii et al. \(2013\)](#).

El recuperador de calor genera vapor de tres niveles de presión: LP a 4 bar, IP a 30 y HP a 128¹. El ciclo de vapor es subcrítico con un solo recalentado. Se opera con presión no

¹ A condiciones de diseño

4. METODOLOGÍA

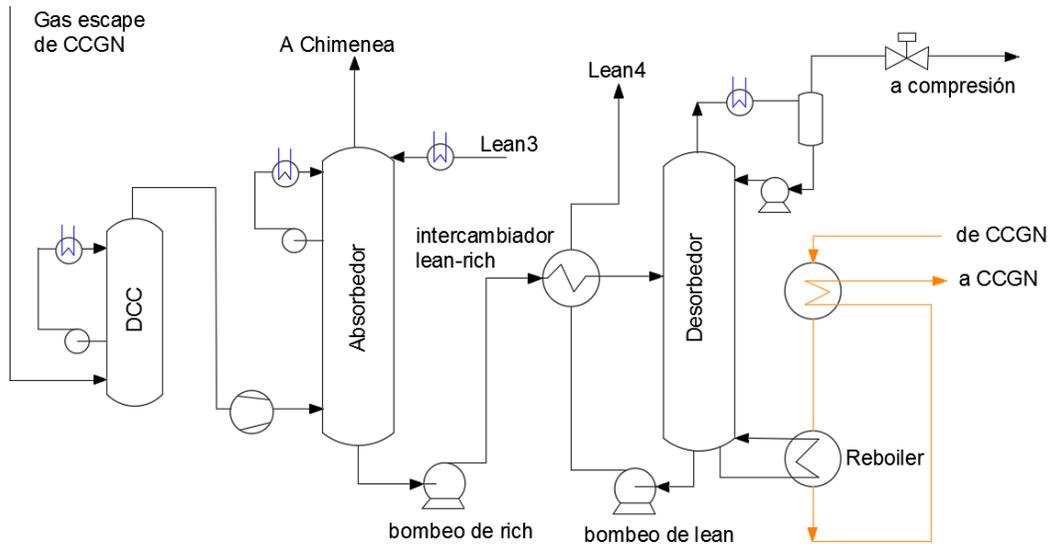


Figura 4.1: Modelo en Aspen Plus[®] de la planta de captura. Se muestra que el ciclo de amina está abierto.

controlada a carga parcial. La temperatura del vapor sobrecalentado de alta e intermedia presión se controla con atemperación a 569 y 568°C, respectivamente.

El CCGN está diseñado para entregar una presión en el *crossover* de 4 bar, a 100% de carga, independientemente de la estrategia de operación a carga parcial.

4.1.2. Planta de captura

La configuración de la planta de captura se basa en las condiciones óptimas presentada por [Gonzalez Diaz \(2016\)](#). La planta de captura de CO_2 se simuló en Aspen Plus[®] utilizando la aproximación *rate-based*. El modelo contemplado considera simular el ciclo de solvente de forma abierta, ver fig. 4.1.

La presión a la que opera el desorbedor se establece a 1.9 bar con caída de presión interna de 0.03 bar. Ésta es la presión que minimiza el requerimiento energético del *reboiler* y responde a un *lean loading* de 0.27 mol CO_2 /molMEA, ver fig. 4.2

Se elige una altura del absorbedor de 21m y 20 etapas [Gonzalez Diaz \(2016\)](#), que corresponde a un compromiso razonable entre gasto energético específico en el *reboiler* y la altura de la columna, ver fig. 4.3. El desorbedor es de 13m de alto y de 8 etapas. Ambos equipos utilizan un *packing* MELLAPAK[®] de SULZER[®], tipo STANDARD 250Y con densidad

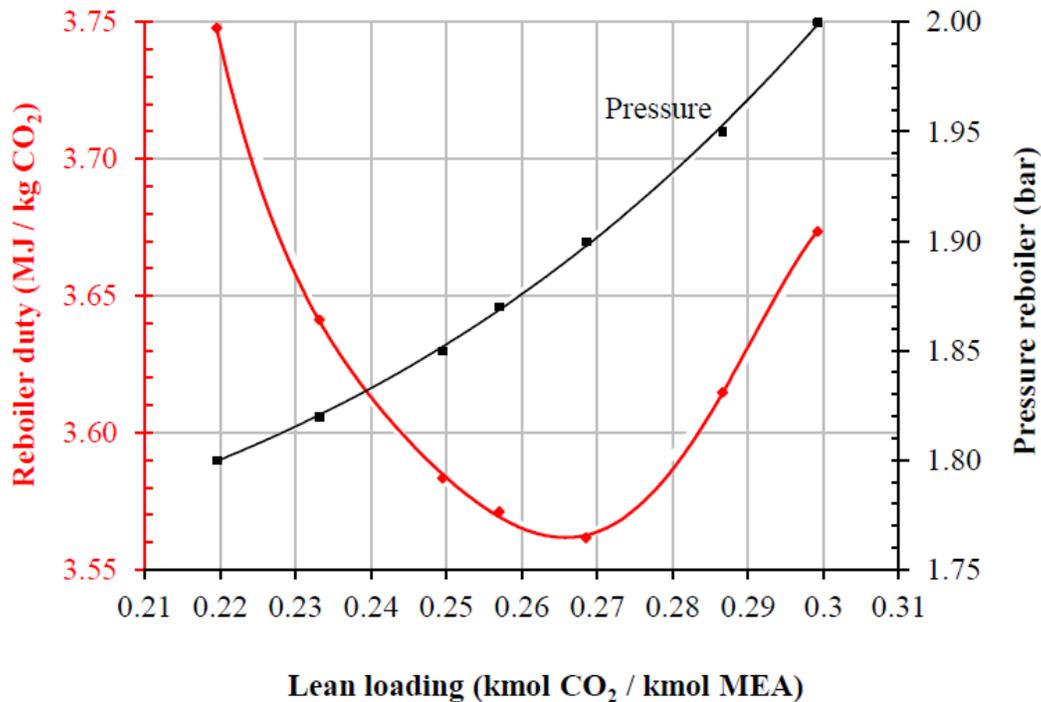


Figura 4.2: Optimización de la energía en el *reboiler* para un CCGN en función del *lean loading* del solvente. Captura de 90 % de CO_2 , temperatura constante de 120°C .
Gonzalez Diaz (2016)

superficial de $256 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

Una subrutina programada en Fortran obliga a que, en todo momento, dentro del *reboiler* el vapor saturado únicamente cambie de fase a líquido saturado.

Para la operación en carga parcial se atiende a la conclusión de Sanchez Fernandez et al. (2016) de usar presión constante en el desorbedor y relación L/G variable. Sin embargo, cuando es imposible la captura objetivo de 90 % peso de CO_2 , la presión en el desorbedor se disminuye hasta que el objetivo se alcanza.

4.1.3. Tren de compresión

El tren de compresión está conformado por 7 etapas de compresores centrífugos con engranaje integral, ver fig. 4.4. El modelo está basado en el de Sanchez Fernandez et al. (2016), sin embargo, se escaló para poder operar con un flujo másico menor. Las características

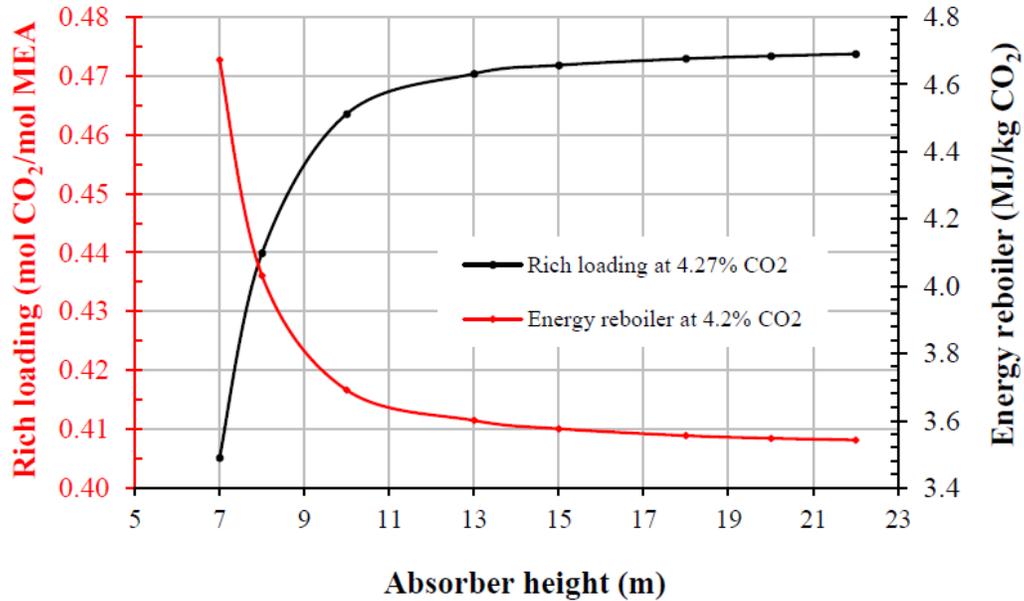


Figura 4.3: Requerimiento energético específico del *reboiler* y *rich loading* del solvente calculados en función de la altura del absorbedor para una captura de 90 % de CO_2 , temperatura constante de $120^\circ C$ y presión de 1.9 bar en el desorbedor, concentración de 4.2 % mol de CO_2 en los gases de escape y *lean loading* de 0.269 mol CO_2 /molMEA. [Gonzalez Diaz \(2016\)](#)

del tren de compresión se listan a continuación.

- Flujo volumétrico de $11.2621 \text{ m}^3/\text{s}$
- Presión entregada de 110 bar para transporte ligero de CO_2 , [Sanchez Fernandez et al. \(2016\)](#).
- Temperatura de salida de $68^\circ C$.
- Purga de condensado en todas las etapas.
- Control de temperatura interno de $40^\circ C$ en las etapas 2 y 4, y de $68^\circ C$ en las etapas 6 y 7.
- El compresor es isoentrópico.

A carga parcial se utiliza la válvula VIGV para evitar el pompaje, a cargas aún más bajas se usa además recirculación de CO_2 comprimido.

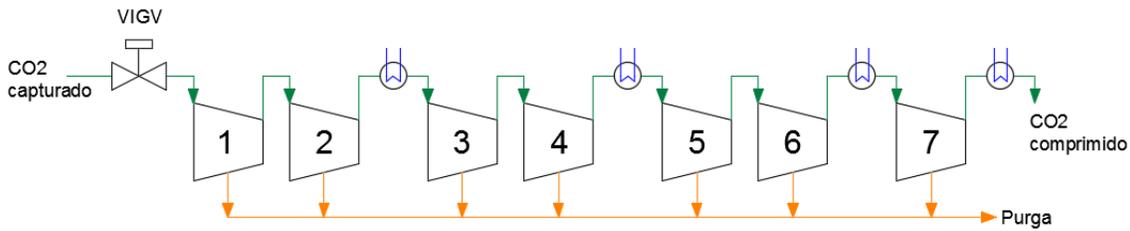


Figura 4.4: Tren de compresores centrífugos con engranaje integral utilizado para la compresión de CO₂

4.1.4. Eyector de vapor

El modelado del eyector está basado en [El-Dessouky et al. \(2002\)](#); [Aly et al. \(1999\)](#) quienes lograron resolver las ecuaciones de energía, momentum y continuidad del flujo compresible en estado permanente, para este instrumento, con la característica de reducirlo a un fenómeno unidimensional. Para profundizar en los detalles del modelo de este eyector, dirigirse al apéndice [A](#).

Las investigaciones anteriores, y otras revisadas en la literatura, fallan en indicar un parámetro fundamental del eyector de vapor: la relación de flujos $W = \dot{m}_E/\dot{m}_P$. Matemáticamente, $W \in (0, \infty)$ y además $W \propto \eta_{globaldelciclo}$. Evidentemente es deseable elegir la W más alta posible, sin embargo, ésta debe ser congruente con lo que existe actualmente en el mercado; para ello se utiliza de guía la aplicación de estimación de [GEA Wiegand GmbH \(2018\)](#) y se confirma con la información, más conservadora, publicada en [Schutte & Koerting \(2018\)](#).

En este trabajo se utilizan los dos algoritmos propuestos por [El-Dessouky et al. \(2002\)](#):

- El “proceso de diseño para calcular los cocientes de áreas transversales” se usa para realizar el diseño de configuración del eyector,
- Mientras que el “proceso de evaluación de desempeño” se utiliza para estimar las condiciones de operación a carga parcial.

Dado que ambos algoritmos son sumamente recursivos, requieren iteraciones y son considerablemente complejos, ambos se programaron en rutinas de Python, ver [B.1](#), [B.2](#). Ello en vez de haber programado directamente en los bloques de Fortran de Aspen Plus[®]. Esta decisión se tomó para evitar problemas de convergencia en las simulaciones de Aspen Plus[®] y limitar el tamaño de los fenómenos a simular.

Para resolver las ecuaciones de los algoritmos se usan los métodos del punto fijo y de bisección con una tolerancia al error absoluto de 10^{-06} . Se asumen eficiencias isoentrópicas de las toberas de 0.9, [El-Dessouky et al. \(2002\)](#).

4.2. Metodología de modelado

Los modelos de la planta de CCGN, de captura y de compresión, desarrollados en Aspen Plus[®], se utilizaron para estimar el desempeño de las plantas en condiciones de diseño y de carga parcial.

El modelo en Aspen Plus[®] utilizando la herramienta Equation Oriented, del CCGN, está basado en el trabajo de [Gonzalez Diaz \(2016\)](#) validado con información de ThermoFlow[®] y GT Pro[®] y en conformidad con con los resultados de campo de [Ol'khovskii et al. \(2013\)](#).

Aspen Plus[®] se operó para resolver los sistemas de ecuaciones conformadas por las ya mencionadas en [2](#); para ello se resuelve un bloque cuyo resultado alimenta la entrada del siguiente hasta cerrar el bucle. El sistema se resuelve mediante el método numérico de Broyden con una tolerancia al error relativo de 1E-03 y un máximo de 30 evaluaciones.

Las características específicas de modelado de cada uno de los elementos que conforman al conjunto se pueden encontrar en el capítulo [2](#).

En este trabajo de investigación se abordan las tres formas de integración energética mencionadas en el capítulo [3](#):

- *presión fija* del vapor en el *crossover* para mantenerlo siempre cercano a 4 bar, *presión fija*
- *Presión deslizante* o no controlada del vapor en el *crossover*
- Operar con *presión deslizante* en cargas altas (70-100% de la carga nominal de la TG) y en cargas inferiores usar un eyector de vapor.

El resumen de las estrategias de operación a carga parcial se puede apreciar en la tabla [4.1](#).

4.3. Proceso de simulación

Debido a la complejidad de los tres sistemas (CCGN, planta de captura y tren de compresión), no se integraron los tres dentro de un mismo documento de Aspen Plus[®].

Tabla 4.1: Estrategias de operación a carga parcial para los elementos relevantes de la planta.

Tipo integración	Presión fija	Presión deslizante	Eyector de vapor
Turbina de gas	Entre 100-70 %, con A/F constante De 70-40 %, con A/F variable		
Ciclo de vapor	Presión deslizante		
Extracción <i>crossover</i>	Presión constante	Presión deslizante	
Presión desorbador	Constante	Variable de 70-40 %	Variable sólo a 70 %
L/G	Variable		
IGV compresor	Variable de 100-70 %		
Recirculación de CO_2	CON recirculación entre 50-40 %		

El siguiente algoritmo fue utilizado para simular la integración de los tres sistemas, a carga base y parcial, y es válido para las tres alternativas de integración energética de CCGN con captura de CO_2 ya propuestos. Para usar el eyector de vapor se realizan las modificaciones al proceso detalladas en la sección 4.3.2.1.

En la estrategia de extracción de vapor con *presión fija*, la presión en el *crossover* se mantiene en 4 bar a cualquier carga; para *presión deslizante* y con el eyector, la presión en el *crossover* es de 4 bar únicamente a 100 % carga de GT, para las demás cargas la presión es variable.

4.3.1. Diseño de las plantas

En primera instancia se calcularon los parámetros de diseño del CCGN y de la planta de captura de acuerdo al siguiente procedimiento.

Para el CCGN:

- a1 El CCGN fue simulado en Aspen Plus[®] utilizando la herramienta *Sequential Modular* en modo de diseño.
- a2 Para *presión fija* se posiciona una válvula a la entrada de la turbina de LP para mantener el *crossover* a 4 bar. En el caso de *presión deslizante* y eyector, no se coloca la válvula. Para el eyector se consideran además otros puntos de extracción de vapor (además del *crossover*), ver fig. 4.5.

4. METODOLOGÍA

- a3 Una vez que los parámetros se han calculado a carga base (eficiencias, coeficientes de transferencia de calor utilizando el criterio planteado en las ec. 2.4 a 2.6, las áreas de intercambio de calor de los intercambiadores y el condensador, el parámetro k definido en la ec. 2.7, la constante de Stodola K de la ec. 2.10, etc), se fijan éstos y el modelo se cambia de *Sequential Modular* a *Equation Oriented*.

En esta etapa no se considera aún ninguna extracción de vapor de la planta de CCGN, ello debido a que la planta se diseña para poder operar con o sin captura de CO_2 , o bien, en *bypass*.

Para la planta de captura:

- a4 Se introdujeron los valores de composición, temperatura y flujo del gas de escape (a carga base), y se varió el flujo de solvente hasta lograr una captura de 90 %, observando que el vapor saturado en el *reboiler* cambiara totalmente de fase pero sin subenfriarse más de $0.5^\circ C$. Los valores de coeficiente global de transferencia y área de transferencia de los intercambiadores se dejaron en modo diseño.
- a5 Una vez calculados los coeficientes y áreas anteriores, usando las ec. 2.4 a 2.6, se fijaron estos parámetros.

4.3.2. Simulación de integración a carga parcial

Haciendo constantes los parámetros mencionados, usando las ecuaciones de carga parcial 2.7 a 2.10, se procedió a simular el desempeño del CCGN con captura y compresión a carga base y parcial. A continuación se presenta el algoritmo utilizado para realizar las simulaciones.

En el CCGN:

- s1 Introducir únicamente el flujo másico de aire y metano a la turbina de gas según sea el % de carga deseado.

Ir a planta de captura

- s2 Los datos de entrada requeridos por la planta de captura, que se obtienen del CCGN, son: flujo másico, temperatura y composición de los gases de escape; así como el flujo, presión y temperatura del vapor extraído del *crossover* para el *reboiler*.

- s3 El flujo de solvente requerido en el absorbedor para capturar 90 % de CO_2 se determina de forma iterativa (pues el ciclo de solvente se modeló abierto², ver fig. 4.1). El valor inicial de flujo $Lean3$ se estima basado en la relación estequiométrica: 1 mol de CO_2 requiere 2 mol de MEA.
- s4 Copiar el dato de fracción aparente molar (XAPP) de CO_2 y MEA, del solvente regenerado a la salida del desorbedor ($Lean4$) e introducirlo en la composición molar del mismo a la entrada del absorbedor ($Lean3$).
- s5 Iterar 5-6 hasta alcanzar un $10\% \pm 1$ masa de venteo de CO_2 en el domo del absorbedor y captura de $90\% \pm 1$ masa de CO_2 en el desorbedor. La composición de ambos flujos de solvente regenerado debe igualarse hasta cumplir con que el error, calculado con la ec. 4.1, sea menor a 0.005³

$$error_{Lean} = \left(\frac{XAPP_{molCO_2}}{XAPP_{molMEA}} \right)_{Lean3} - \left(\frac{XAPP_{molCO_2}}{XAPP_{molMEA}} \right)_{Lean4} \quad (4.1)$$

Ir a CCGN

- s6 La cantidad de vapor requerido para regenerar el solvente calculado con el modelo de la planta de captura, se extrae del *crossover* del CCGN.
- s7 Correr de nuevo la simulación.

Ir a planta de captura

- s8 Corregir los datos de temperatura de gases de escape y de presión de vapor extraído. Esto sólo aplica para *presión deslizante*, para los otros casos, omitir este paso.
- s9 Iterar 4-9 hasta que la diferencia entre el vapor requerido por la planta de captura y el extraído del CCGN sea de 0.1 kg/s. Los valores iniciales son ahora los últimos valores calculados.

Ir a tren de compresión

- s10 Los datos de entrada del compresor son: flujo másico y la presión del CO_2 capturado.

² El flujo solvente regenerado $Lean4$ no entra directamente al absorbedor $Lean3$

³ Error menor a la incertidumbre típica de un proceso de Titulación ácido-base para medir concentraciones de CO_2 en planta.

4. METODOLOGÍA

s11 Ajustar la apertura del VIGV y/o la recirculación de CO_2 comprimido, hasta que la presión de salida sea 110 bar.

4.3.2.1. Con eyector de vapor

Cuando se utiliza el eyector, se modifica el algoritmo. En s2 se asume tener vapor saturado a 3 bar en el *reboiler* (a 40 % y 50 % de carga), ya considerando la caída de presión por los intercambiadores de calor. Una subrutina dentro del modelo de Aspen calcula la presión y flujo de dicho vapor a la entrada del enfriador. Se asume que el eyector de vapor será capaz de entregar dicho flujo.

Se continua el algoritmo sin necesidad de corregir el dato de presión en el *crossover* del punto s8.

Tabla 4.2: Códigos para nombrar a las alternativas de diseño y simulación de integración energética de las plantas

ID	Punto de extracción	Carga de diseño
F1	Entrada de turbina de IP	40 %
G1	Entrada de turbina de HP	40 %
H1	Salida de evaporador de HP	40 %
F2	Entrada de turbina de IP	50 %
G2	Entrada de turbina de HP	50 %
H2	Salida de evaporador de HP	50 %

Conociendo el flujo másico y presión requeridos, se diseña el eyector para tres alternativas de extracción de vapor: G, F y H (fig.4.5) a 40 y 50 %, y se simula su desempeño en las cargas restantes.

Al ser una cantidad significativa de alternativas a simular, se nombra a estas usando el código propuesto en la tabla 4.2.

Procedimiento de diseño del eyector:

- d1 Asumir un valor inicial de relación de flujos W , y de presiones de flujo motriz P (vapor de mayor presión) y succionado E (vapor del *crossover*)
- d2 Calcular los flujos másicos de P y E a partir de la W
- d3 Correr la simulación del CCGN con los flujos estimados en d2

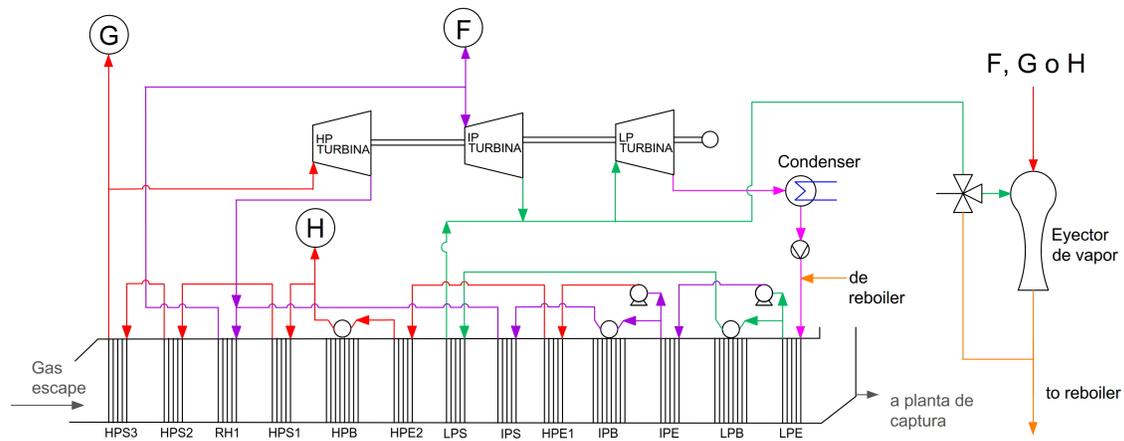


Figura 4.5: Puntos de extracción de vapor de alta presión (P) para alimentar al eyector de vapor

- d4 Se introducen los datos de presiones de P y E obtenidos en d3, y el requisito de presión de salida C en [GEA Wiegand GmbH \(2018\)](#) y se itera el valor de flujo másico *Suction flow water vapour* hasta que el resultado de *Mixed flow* coincida con el requerido.
- d5 De la aplicación de [GEA Wiegand GmbH \(2018\)](#) se calcula la relación W
- d6 Iterar d2 a d5 hasta que la diferencia entre $W_i - W_{i-1} < 0.005$
- d7 Correr el programa en Python de diseño del eyector con los datos obtenidos de presión y flujo para P y E, y la presión deseada de C. De aquí se estiman las áreas A1, A2 y A3 del eyector.

Una vez diseñado el eyector, se calcula su desempeño en carga parcial con el siguiente procedimiento:

- p1 Calcular los flujos P y E usando la misma W de d6 pero con el $\dot{m}_P + \dot{m}_E = \dot{m}_C$ requerido a carga parcial (estos valores son iniciales)
- p2 Correr la simulación del CCGN con el combustible y aire necesario para la carga requerida, y con las extracciones másicas P y E de p1.
- p3 Introducir, en el programa de Python de desempeño, las áreas estimadas en d7, los flujos de p1, y las presiones de P y E estimadas en p2.
- p4 Variar el valor de A1 en el programa hasta que el flujo másico de salida del eyector iguale al requerido por el *reboiler*: $|\dot{m}_{C,python} - \dot{m}_{C,teorico}| < 0.005$

4. METODOLOGÍA

p5 El programa de Python entrega un nuevo valor de W .

p6 Iterar p2 a p5 hasta que la diferencia entre $W_i - W_{i-1} < 0.005$.

Finalmente se continua con el paso s10 del algoritmo inicial.

Este capítulo inicia mostrando los resultados de la simulación del conjunto en su operación a carga parcial usando las 4 alternativas identificadas de eyector de vapor. Se comparan dichas alternativas, acompañado de un análisis sobre la física que sustenta a estas simulaciones, y se selecciona el eyector de acuerdo a la rúbrica de interés establecida: maximización de la eficiencia global.

Posteriormente se representan los parámetros de desempeño más relevantes de las plantas de generación, captura y de compresión, usando el eyector seleccionado. Se comparan estos resultados con los casos de estudio: presión fija y presión deslizante, sin eyector; tanto en términos de eficiencia global como de flexibilidad operacional.

5.1. Selección del eyector de vapor

Las tablas 5.1 y 5.1 muestran los resultados de la optimización en el diseño del eyector a 40 % y 50 % carga de TG, y sus respectivos desempeños a carga parcial. De estas tablas, son de particular interés los puntos de penalización (donde más bajo es mejor).

$$\text{Penalización} = 100 (\eta_{sinCCS} - \eta_{conCCS}) \quad (5.1)$$

De la tabla 5.1 se aprecia una menor penalización al utilizar vapor de HP (G1 y H1) como fluido motriz en vez de IP (F1), que era la alternativa supuesta. Al ser vapor de “mayor calidad” el de HP, menor flujo másico es requerido. Al disminuir la extracción de vapor aguas arriba, la presión del *crossover* aumenta. Como resultado, una extracción menor de vapor de HP minimiza la penalización sobre la eficiencia del CCGN.

Se visualiza además que la menor penalización a la eficiencia se logra con el eyector H1 (en las 3 cargas), o bien, cuando se extrae vapor de HP después del evaporador. Como es de esperar, es más eficiente extraer el vapor después del evaporador, en vez de antes de la turbina; de esta forma se evita desperdiciar el calor que el sobrecalentador imprime sobre el flujo motriz (que necesariamente debe saturarse para entrar al eyector). Ello se nota en la diferencia entre H1 y G1 en todas las cargas.

Al operar a cargas mayores que la de diseño, la presión del vapor en el *crossover* y en la extracción de alta son mayores, así también el flujo C requerido por la planta de captura. Sin

5. RESULTADOS

Tabla 5.1: Resultado de las simulaciones de los eyectores identificados en la tabla 4.2, diseñados a carga de 40 % TG y operados a 50 % y 70 %

Carga [%]	Caso	Penalización .[pts-%]	P flujo [kg/s]	C flujo [kg/s]	P pres [bar]	E pres [bar]	C pres [bar]	A1 [m ²]	A2 [m ²]	A3 [m ²]	Apertura de A1 [mm ²]
a 40	F1	11.13	19.04	36.27	19.4	1.9	3.45	0.0073	0.0290	0.1183	0
	G1	10.95	12.07	36.27	91.1	2.3	3.45	0.0011	0.0127	0.1263	0
	H1	9.98	11.81	36.27	84.3	2.4	3.45	0.0011	0.0127	0.1266	0
a 50	F1	10.70	21.20	40.40	21.5	2.1	3.80	0.0073	0.0290	0.1183	53.4
	G1	10.56	13.36	40.40	98.9	2.5	3.80	0.0011	0.0127	0.1263	26.7
	H1	9.59	13.09	40.40	92.5	2.7	3.80	0.0011	0.0127	0.1266	18.8
a 70	F1	10.23	25.27	49.04	25.0	2.5	4.50	0.0073	0.0290	0.1183	299
	G1	10.10	15.88	49.04	113.4	3.0	4.50	0.0011	0.0127	0.1263	77.2
	H1	9.09	15.55	49.04	106.0	3.1	4.50	0.0011	0.0127	0.1266	70.9

embargo, operando inalteradamente la geometría del eyector, no se logra el flujo requerido. Para poder entregar el flujo extra de C, se requiere de un incremento del flujo de P. Para admitir más flujo P en la tobera del inyector se necesita de un área transversal mayor, ello se puede visualizar como: “Apertura de A1” en la tabla 5.1, además concuerda con Lines (1999) y con la ec. A.1 de El-Dessouky et al. (2002) que, para fines de discusión y dados los parámetros constantes, se puede simplificar a:

$$A1 \propto \frac{\dot{m}_P}{P_P} \sqrt{T_P} \quad (5.2)$$

Donde se observa que el aumento de \dot{m}_P es proporcional al incremento de A1, especialmente si se considera que a mayor carga P_P aumenta.

Esta necesidad de modificar la sección transversal de la garganta de la tobera justifica el uso de una válvula de ajuste fino para el eyector de vapor, ver anexo A.

Considerando que el eyector H1 tuvo el mejor desempeño, al momento de diseñar con carga base a 50 % únicamente se simuló la extracción de HP después del evaporador, o bien, H2.

Cuando un eyector, como el H2, se opera a una carga y con presiones menores a las de diseño, la presión y flujo entregados disminuyen. En el caso del H2, al operar a 40 %, sin modificar geoméricamente al eyector, no se logra ni la presión ni el flujo másico objetivo.

Tabla 5.2: Resultado de las simulaciones de los eyectores identificados en la tabla 4.2, diseñados a carga de 50 % TG y operados a 40 %

Carga [%]	Caso	Penalización [pts-%]	P flujo [kg/s]	C flujo [kg/s]	P pres [bar]	E pres [bar]	C pres [bar]	A1 [m ²]	A2 [m ²]	A3 [m ²]	Apertura de A1 [mm ²]
40	H2-m	10.32	12.32	38.09	84.1	2.4	3.24	0.0012	0.0145	0.1470	34
40	H2-p	11.12	13.66	42.69	82.9	2.4	3.45	0.0012	0.0145	0.1470	180
50	H2	9.59	13.09	40.40	92.5	2.7	3.50	0.0012	0.0145	0.1470	0

Siendo que las presiones de las entradas están determinadas por el CCGN, la opción restante es una vez más, modificar el A1 con la válvula de aguja.

Se identifican 2 posibles estrategias de operación a 40 % para el H2:

- Entregar la presión objetivo de 3.45 bar (H2-p), mas ello provoca tener una flujo másico que excede al requerido.
- Proveer el flujo másico que la planta de captura requiere, 38.09 [kg/s] (H2-m). La presión entregada con esta estrategia es menor a la objetivo, por lo que se estaría tolerando que el *reboiler* opere a menos de 3 bar, y con ello una ineficiencia en la planta de captura.

Para aumentar el flujo C basta con abrir la válvula de aguja (aumentar A1), tal como se analizó previamente con la ec. 5.2, hasta lograr el flujo deseado.

Si lo que se desea es aumentar la presión P_C , la solución también es abrir la válvula. A pesar de que las presiones de entrada son fijas, se busca operar el eyector en un régimen de presión más alto, ver fig. 5.1, de forma que la presión P_C sea la requerida.

Para aumentar P_2 se requiere disminuir el cociente de áreas $A2/A1$ según describe la ecuación 5.3 de expansión isentrópica de flujo compresible [El-Dessouky et al. \(2002\)](#); [NASA \(2017\)](#):

$$\frac{A2}{A1} = \sqrt{\frac{1}{M_2^2} \left(\frac{2}{\gamma + 1} \left(1 + M_2^2 \frac{\gamma - 1}{2} \right)^{(\gamma+1)/(\gamma-1)} \right)} \quad (5.3)$$

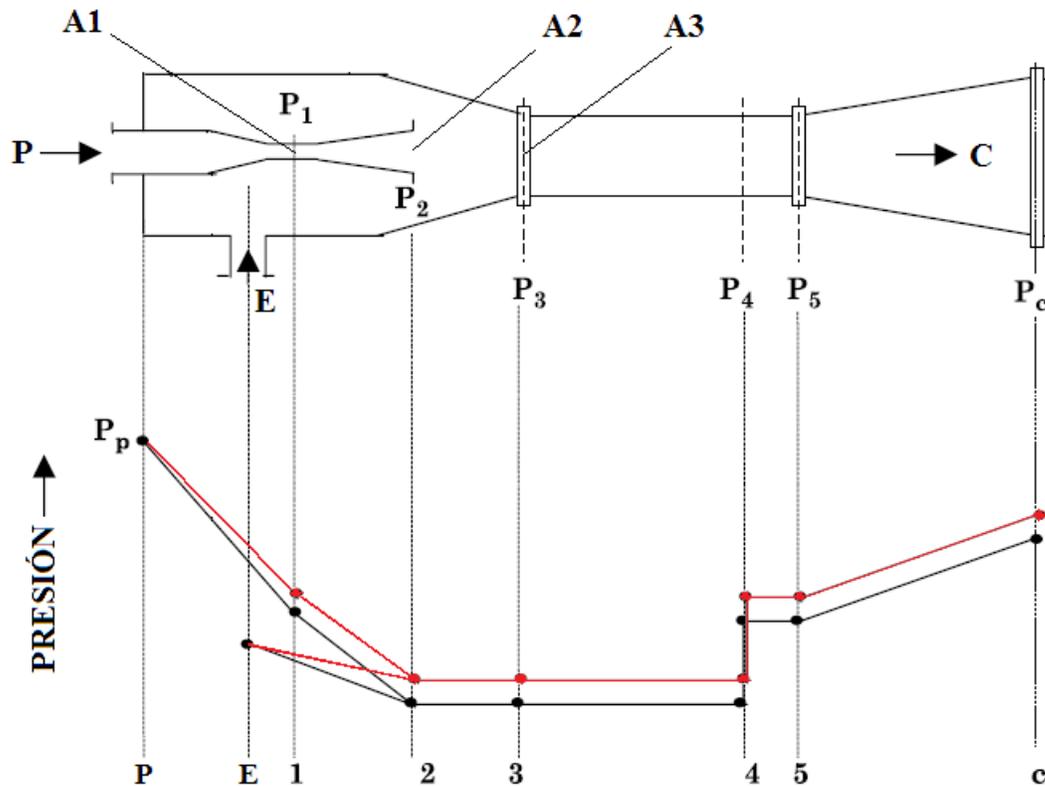


Figura 5.1: Eyector H2 operando a 40% con la estrategia H2-p. En rojo se muestra el comportamiento deseado del eyector: operar en un régimen de presión más alto a partir del punto 2 (pues las presiones P_P y P_E están determinadas por el CCGN y no se pueden aumentar). El resultado de esta estrategia es la obtención del P_C requerido.

Donde A_1 es el área crítica A_* . Al simplificar y considerar que el fluido es vapor, da lugar a:

$$\frac{A_2}{A_1} \propto M_2^{20/3} \quad (5.4)$$

De la ec. 5.4 se entiende que, al ser A_2 fijo, aumentar A_1 provoca una disminución de M_2 . Considerando ahora la ec. A.2 El-Dessouky et al. (2002); NASA (2017), cuya simplificación se muestra en la ec. 5.5 y resulta en que, el aumento de P_2 es proporcional a una disminución de M_2 , ergo al aumento de A_1 . El aumento de A_1 tiene como consecuencia un aumento del flujo másico motriz P , lo cual es indeseable pues significa que se extrae vapor innecesario del CCGN.

$$M_2 \propto \sqrt{\left(\frac{P_P}{P_2}\right)^{3/13} - 1} \quad (5.5)$$

De la tabla 5.2 se encuentra que, en términos de eficiencia el H2-m resulta tener una menor penalización energética, que es previsible pues no acarrea una extracción innecesaria de vapor (como si lo hace H2-p).

Al comparar H2-m de la tabla 5.2, con la mejor alternativa de la tabla 5.1, el H1 es más eficiente a 40 % e igualmente eficiente a 50 %. La decisión es entonces usar el H1, un eyector que extrae vapor de HP después del evaporador y que su geometría se diseña a carga base de 40 %. El diseño y desempeño del eyector elegido se resume en la tabla 5.4.

Se distingue de la tabla 5.1 que la presión que entrega el eyector a 50 % excede a la requerida, sin embargo, esta puede controlarse con una válvula previo a introducir el vapor en el *reboiler*.

5.2. Desempeño de la planta de CCGN con captura

Se calcula la potencia entregada por la planta de CCGN y la eficiencia global del ciclo, así como otros indicadores clave del desempeño de la planta de CCGN con captura post combustión de CO_2 usando la estrategia combinada de extracción no controlada y eyector de vapor, ver la tabla 5.3.

Se decide no operar el eyector de vapor a 70 %, pues en esa carga es más eficiente seguir usando *presión deslizante* como se observa en la tabla de resultados anexa C.3.

5. RESULTADOS

Tabla 5.3: Resultados de la simulación de la integración de la planta de CCGN con captura de CO₂ usando un eyector. Captura de 90% masa de CO₂

Carga de TG	42.3	51.5	70.5	79.9	100.0
Carga de ciclo	41.0	48.6	64.1	71.0	84.9
Potencia TG [MW]	113.39	138.02	188.74	214.13	267.86
Potencia Neta Global [MW]	168.801	200.057	263.824	292.330	349.524
Penalización [pts- %]	9.98	9.59	8.56	8.50	8.50
Eficiencia Neta [%]	40.5 %	42.2 %	45.4 %	46.2 %	47.8 %
Presión <i>crossover</i> [bar]	2.71	3.00	3.50	3.71	4.07
Vapor en <i>crossover</i> [kg/s]	61.73	68.36	89.58	94.93	104.15
Potencia compresor [MW]	8.423	8.496	8.763	9.399	10.666
Comp gas escape [%mol]					
H ₂ O	0.050	0.052	0.053	0.053	0.054
N ₂	0.747	0.747	0.746	0.746	0.746
O ₂	0.149	0.146	0.143	0.143	0.142
CO ₂	0.053	0.055	0.058	0.058	0.058
Gas de escape [kg/s]	410.6	449.0	530.6	574	662.3
Gas de escape [°C]	112.13	111.52	111.15	110.94	110.69
CO ₂ % masa	5.34 %	5.55 %	5.76 %	5.78 %	5.80 %
Extracción <i>crossover</i> [kg/s]	24.46	27.31	49.04	52.67	59.8
Extracción HP [kg/s]	11.81	13.09	0	0	0
Temp <i>reboiler</i> [°C]	118.9	119.1	117.4	119.2	120.0
Vapor en <i>reboiler</i> [bar]	3.00	3.01	2.73	2.87	3.00
Presión desorbedor [bar]	1.87	1.87	1.77	1.87	1.87
Lean flujo [kg/s] ¹	300	322	405	420	429
Lean loading [mol/mol]	0.295	0.290	0.294	0.289	0.272
Rich loading [mol/mol]	0.447	0.451	0.451	0.453	0.457
CO ₂ capturado [kg/s]	20.08	22.84	27.98	30.44	35.15
<i>reboiler</i> duty [MW]	39.28	43.75	53.33	57.14	64.71
Razón L/G [mol/mol]	1.69	1.66	1.77	1.70	1.51
<i>reboiler</i> duty específico [GJ/tonCO ₂]	3.98	3.90	3.88	3.82	3.75
Consumo aux CPC [MW]	5.408	5.876	6.975	7.501	8.571

Las especificaciones de diseño y operación del eyector H1 se resume en la tabla 5.4

¹ por cada una de las 2 unidades

Tabla 5.4: Especificaciones del eyector seleccionado: H1

Carga de TG [%]	42.3	51.5
C presión requerida [bar]	3.45	3.50
C presión entregada [bar]	3.45	3.94
C flujo entregado [kg/s]	36.27	40.40
P presión [bar]	84.28	92.47
P flujo [kg/s]	11.81	13.09
P temperatura [°C]	298	306
E presión [bar]	2.41	2.67
E flujo [kg/s]	24.46	27.31
E temperatura [°C]	285	285
Razón de succión W [adim]	2.07	2.09
A1 [m^2]	1137E-06	1156E-06
A2 [m^2]	1272E-05	1272E-05
A3 [m^2]	0.1266	0.1266

5.3. Comparación con casos de estudio

5.3.1. En términos de eficiencia neta de la planta

Los resultados de la tabla 5.3 se comparan con los resultados homólogos de *presión fija* (tabla C.2) y *presión deslizante* (tabla C.3). Dicha comparación se muestra de forma gráfica en las figs. 5.2 y 5.3.

En una primera instancia, se grafican los puntos porcentuales de penalización a la eficiencia neta para los 3 casos de integración energética, ver fig. 5.2. De esta se puede apreciar que la extracción no controlada es más eficiente de 100 % hasta ≈ 47 % carga de TG, de 47 % a 42 % resulta ser mejor el eyector, en términos de eficiencia.

En la fig. 5.3 se muestra la eficiencia neta de la planta en carga parcial y de diseño. Con rectas negras se relacionan los puntos de mismo % de carga de TG. Notar que para un mismo % de carga de la TG, la carga en el CC es diferente. Lo anterior responde a que, agregar captura y compresión hace que la potencia entregada por la turbina de vapor disminuya, así la potencia neta del CCGN se torna menor. La curva en azul describe a la planta en *bypass*, y sirve como referencia para visualizar los efectos de la captura de CO_2 sobre la eficiencia de un CCGN.

La fig. 5.3 confirma lo visto ya en la fig. 5.2: la alternativa de *presión deslizante* es más

5. RESULTADOS

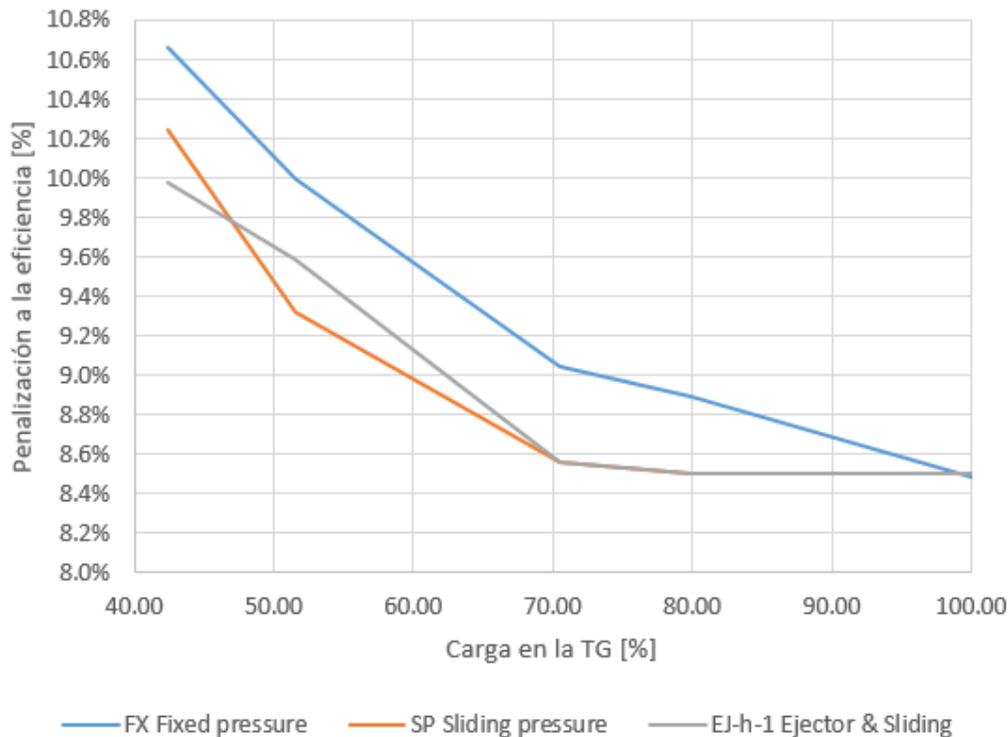


Figura 5.2: Puntos de penalización a la eficiencia neta del CCGN, según la estrategia de integración energética en carga parcial, referenciado a la carga de la turbina de gas.

eficiente que *presión fija*, lo cual coincide con resultados de [Sanchez Fernandez et al. \(2016\)](#); [Karimi et al. \(2012\)](#). A pesar de que *presión fija* tiene una penalización más alta, se extrae menor vapor del *crossover* que con *presión deslizante*, ello debido a que la presión de vapor en el *reboiler* es la óptima, minimizando así el *reboiler duty*. A 51.5% TG se extraen 36.1 [kg/s] de vapor del *crossover* en *presión fija*, mientras en *presión deslizante* se extrae un 13% más pues la presión del *crossover* cae a carga parcial. Es por ello que la operación a carga parcial de plantas de CCGN con captura es tan desafiante; la disminución de carga conlleva a caída de presión de vapor que afecta a la regeneración de la amina, pero también a una reducción en la generación másica de vapor en HRSG y menor potencia generada.

El eyector de vapor se opera entre 51.5% y 42.3% TG, cuando el vapor en el *crossover* se reduce significativamente. A pesar de que el *specific reboiler duty* disminuye a valores ideales, la ganancia en eficiencia respecto a *presión deslizante* es marginal.

En la fig. 5.5, la curva de FX representa la operación ideal de la planta de captura, cualquier

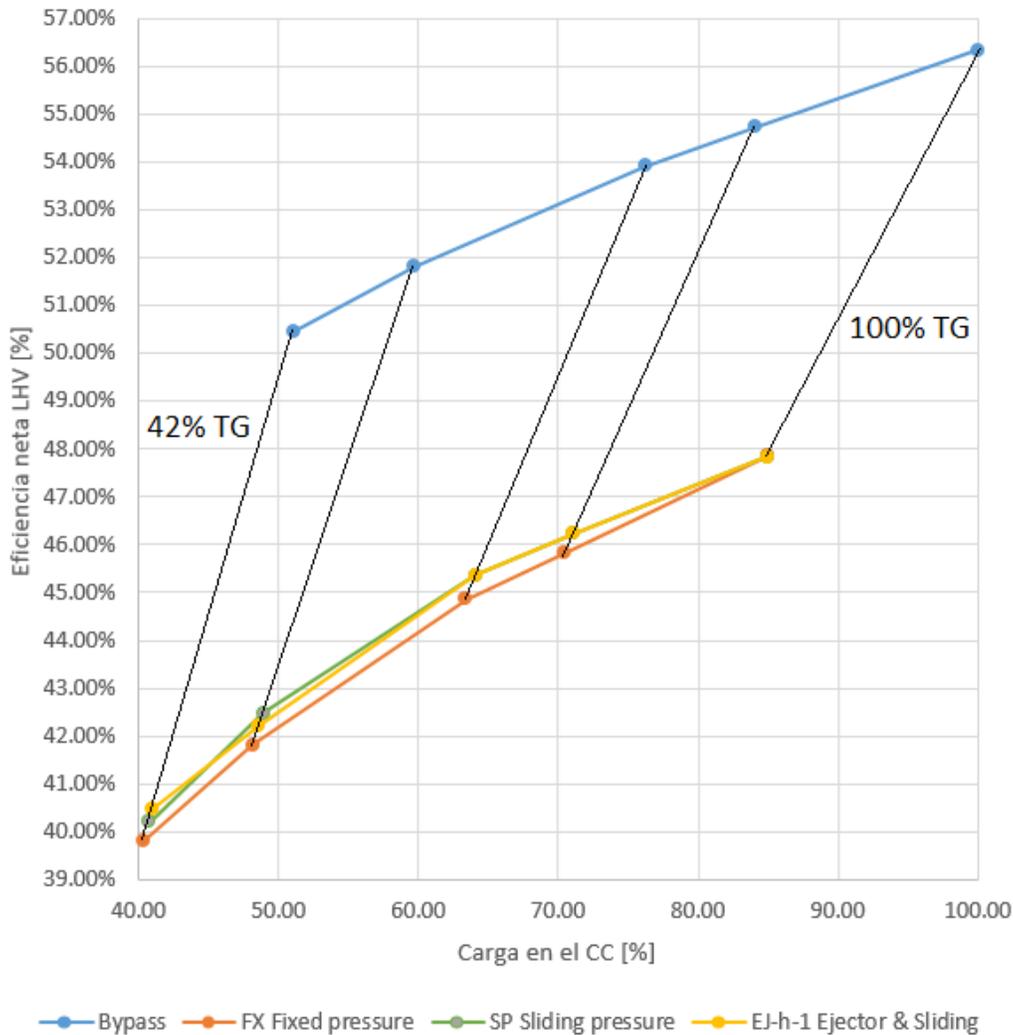


Figura 5.3: Eficiencia neta del CCGN, en *bypass*, y con captura post-combustión y compresión para transporte ligero.

disminución en la presión de vapor en el *reboiler* o liberación de presión del desorbedor deviene en un aumento del *specific reboiler duty*. No así, a pesar de que se mantiene la operación ideal de la captura, ver que el *specific reboiler duty* tiende a aumentar a carga parcial.

Al correlacionar la información de la fig. 5.5 con la fig. 5.3 se percibe que la eficiencia neta del CCGN no está fuertemente determinada por la presión de vapor en el *reboiler*, ni por el *specific reboiler duty*, es de mayor peso la extracción másica de vapor del CCGN.

5. RESULTADOS

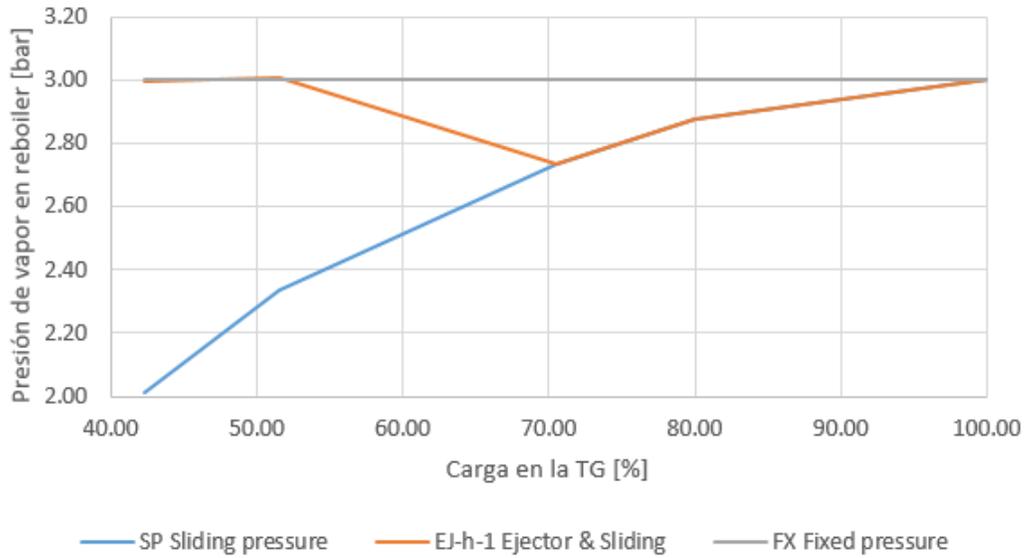


Figura 5.4: Presión del vapor en el *reboiler* para cada caso de estudio, en carga parcial.

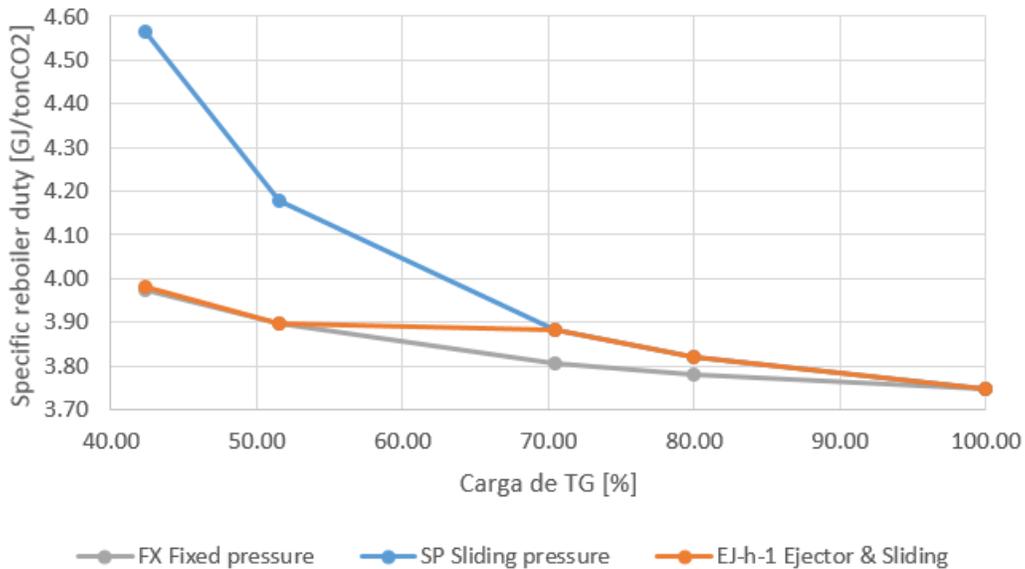


Figura 5.5: *Specific reboiler duty* en función de la carga de la TG para los 3 casos de estudio.

5.3.2. En términos de flexibilidad operacional

Si bien [Italiana \(2012\)](#) indica que una planta de CCGN puede ser operada a cargas tan bajas como 40 %, una duda a la que todo operador de plantas termoeléctricas se enfrenta en la actualidad es la carga mínima a la que se puede hacer funcionar la planta. Ello por supuesto depende de las características específicas de cada planta y de los equipos que la componen, y es información confidencial de los fabricantes.

A cargas bajas el flujo másico de vapor en las turbinas disminuye, si a ello se le agrega que la captura de CO_2 requiere de extraer vapor previo a las turbinas, se entra en una operación riesgosa. Ver en la tabla 5.5 como, en una planta de CCGN sin captura, al 42 % de carga la turbina de LP opera con 67 % del flujo de diseño; sin embargo, con *presión deslizando* esta cantidad baja hasta 28 %.

Tabla 5.5: Cantidad de vapor utilizado en las turbinas de LP y HP

Caso	Carga en la TG [%]	Flujo de vapor en la turbina de LP [kg/s]	Respecto a condición de diseño [%]	Flujo de vapor en la turbina de HP [kg/s]	Respecto a condición de diseño [%]
Bypass	100	104.16	100	75.73	100
	42	69.51	67	53.84	71
FX/SP/EJ	100	44.35	43	75.71	100
FX	42	31.40	30	52.07	69
SP	42	28.71	28	53.85	71
EJ	42	37.27	36	47.90	63

Al usar el eyector el flujo másico de vapor en la turbina de LP es de 36 % respecto a diseño en *bypass*, 8 puntos % mayor que en *presión deslizando*. Mientras tanto, el flujo en la turbina de HP es de 63 % respecto a diseño, apenas 8 puntos % menor que en *presión deslizando*.

Operar con flujos de vapor mucho menores al de diseño puede provocar que el régimen de flujo dentro de las turbinas presente recirculación, este efecto no solo acarrea pérdida de eficiencia al CCGN sino que lleva a un desgaste de los bordes de los álabes [Moelling et al. \(2015\)](#), ver fig. 5.6.

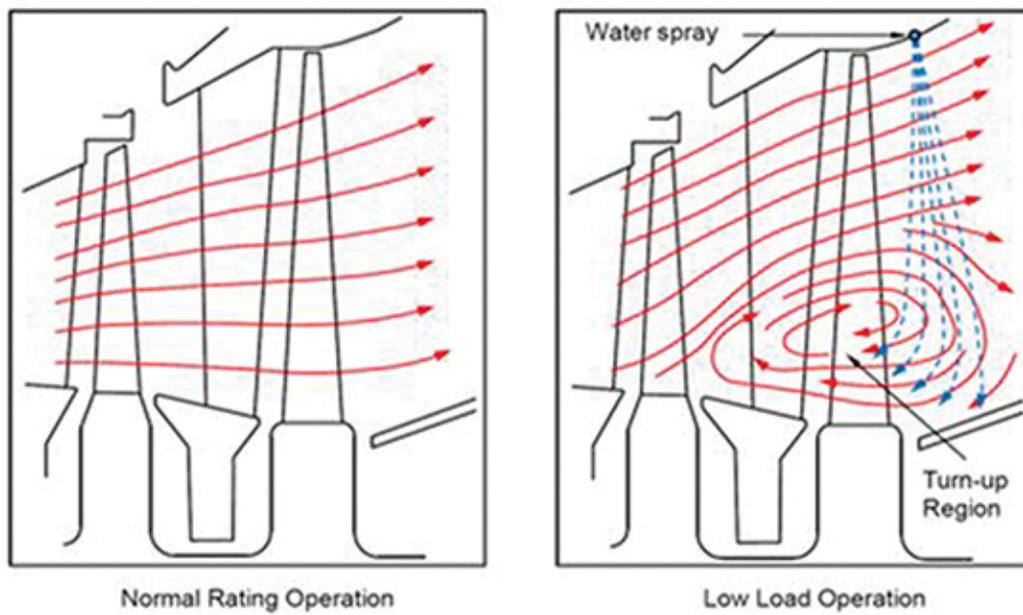


Figura 5.6: Efectos de operar una turbina de vapor con flujos másicos mucho menores al de diseño. [Moelling et al. \(2015\)](#)

Dadas las expectativas de incremento en la demanda de energía eléctrica en México, así como el pronóstico de bajos precios de adquisición de gas natural, la SENER estima un crecimiento de 28,105 MW de capacidad instalada de generación mediante CCGN para 2018-2032 (aumento en participación de 37 % a 42 %).

Si bien actualmente en México no hay regulaciones o incentivos para la reducción de emisiones de CO_2 en la generación de energía, ya existen los compromisos mundiales, como el tratado “debajo de 2°C” de París, y nacionales, como la Ley General de Cambio Climático.

La tendencia de crecimiento de las energías renovables en la generación de electricidad, en el caso de México principalmente eólica y solar, se espera aumenten su participación de 22,327 MW (2017) a 59,032 MW (2032), de 29 % a 44 % en la capacidad instalada. Sin embargo, las energías solar y eólica son intermitentes en términos de disponibilidad, por ello es que se planea aumentar la capacidad instalada de plantas de CCGN en México, las cuales, son energéticamente más eficientes y menos contaminantes que las termoeléctricas convencionales.

Una de las alternativas propuestas para alcanzar los objetivos planteados por la ley de cambio climático es la tecnología de Captura, Uso y almacenamiento de CO_2 .

En la presente investigación se evaluaron tres estrategias de operación a carga parcial para la integración de un CCGN con captura de CO_2 :

- *Presión fija* (presión controlada)
- *Presión deslizante* (presión no controlada)
- Uso de un eyector de vapor

La comparación del uso del eyector de vapor en ciclos combinados a carga parcial, contra las otras alternativas, es la aportación de este trabajo, pues hasta el momento no existe esta información en la literatura. [Irons \(2013\)](#) evaluó la incorporación del eyector pero en una carboeléctrica, además no publicó comparación con otras estrategias.

A 40.8 % de carga de la TG (la condición más crítica evaluada) la alternativa de *presión deslizante* presenta una eficiencia mayor (40.2 % LHV) que con presión fija (39.8 %). Mientras que la extracción de vapor para la planta de captura es de 36.1 kg/s con la presión fija

6. CONCLUSIONES

y 40.8 kg/s con presión deslizante, ello debido a la caída de presión del crossover a cargas bajas al operar con presión deslizante. En estas condiciones la turbina de vapor de baja presión opera a 28 % de su capacidad. Operar a condiciones bajas acarrea problemas a la turbina de baja presión.

Para la integración con eyector, tres alternativas de extracción de vapor de alta presión fueron evaluados: a la entrada de la turbina de intermedia presión, a la entrada de la turbina de alta presión y a la salida del evaporador de alta presión. Resultando la más eficiente la extracción de vapor a la salida del evaporador de alta presión con una eficiencia de 40.5 % comparada con 39.5 % y 39.3 %, extracción a la entrada de la turbina de alta presión e intermedia presión respectivamente. Esto debido a la mayor presión disponible y a que se evita desperdiciar el calor que imprime el sobrecalentador de alta presión (pues el eyector solamente admite vapor saturado).

Se evaluó el diseño del eyector a 40 % y 50 % de carga de la TG, concluyendo que la penalización a la eficiencia del ciclo es menor cuando se diseña a 40 % y se opera a 50 % de carga de la TG pues se evita una sobre-extracción innecesaria de vapor de alta presión para la operación a condiciones fuera de diseño del eyector.

Con el eyector de vapor, la cantidad de vapor de baja presión extraída se reduce a 24.46 kg/s a 42.3 % de carga de la TG. A estas condiciones de carga operando el ciclo combinado sin captura de CO_2 , el total de vapor que va a la turbina de vapor de BP es de 69.5 kg/s. Así, se incrementa el uso de la turbina de baja presión de 28 % (presión deslizante) y 30 % (presión fija) a 36 % con el eyector de vapor. La incorporación del eyector reduciría daños potenciales a la turbina de LP cuando el CCGN opera con captura a cargas muy bajas, lo cual justifica la implementación de este equipo.

Dicho lo anterior, se verifica la hipótesis planteada para la investigación:

Mediante la integración de un CCGN con captura post-combustión, usando un eyector de vapor; se podría operar la planta de captura en su forma óptima, como se lograría con presión fija, y se mantendrían niveles similares de eficiencia neta en el CCGN a los que se llega con presión deslizante.

Así, el uso del eyector mezcla las mejores características de ambas estrategias de operación a carga parcial en términos energéticos.

A pesar de que no se planteó dentro de los objetivos de este trabajo, un resultado sub-producto de la investigación denotó que, para efectos de flexibilidad operacional, es más seguro operar el CCGN con el eyector de vapor. Si bien no se presentan datos que muestren la cantidad mínima aceptable de vapor con la que se puede operar una turbina, usando el eyector de vapor la turbina de LP sufre menos la escasez de flujo másico de vapor, en comparación con presión fija y deslizante.

En conclusión, implementar un eyector de vapor, para la integración de la captura post-combustión a un ciclo combinado de gas natural, es una decisión que tanto energética como operacionalmente es beneficiosa, especialmente cuando se desea operar la planta a cargas parciales frecuentemente.

Entre las desventajas que acarrea implementar este equipo, la más evidente es el aumento en complejidad del sistema. Se requeriría ahora de implementar secciones adicionales de control automático y de instrumentación en la planta, así como modificar los diseños de los edificios, estructuras, tuberías e instalaciones que se tienen actualmente para plantas de captura y de CCGN.

6.1. Trabajo a futuro

El autor recomienda los siguientes tópicos como posibles temas de trabajo a futuro:

- Se debe recordar que el diseño y desempeño del eyector se realizó con un modelo unidimensional con múltiples simplificaciones y limitantes; sería de interés repetir el estudio usando un modelo más completo del eyector.
- Repetir estas simulaciones con datos publicados por algún proveedor de eyectores de vapor sería de gran utilidad para validar lo realizado en este trabajo.
- Tomar la decisión de implementar al eyector en un proyecto de generación de energía con captura, únicamente con bases en la eficiencia energética y la flexibilidad operacional podría no llevar al mejor resultado. Un estudio económico debería mostrar si, a pesar de las ventajas mencionadas que trae usar el eyector, es benéfico en términos monetarios, ya sea por capital inicial (CAPEX) o por costos de operación (OPEX).

-
- Alcaraz, M. (2015). Internal report of simulation at part-load of 9fb gas turbine in thermoflow 2013. Technical report, Instituto de Investigaciones Eléctricas. [x](#), [83](#)
- Aly, N. H., Karameldin, A., and Shamloul, M. (1999). Modelling and simulation of steam jet ejectors. *desalination*, 123(1):1–8. [41](#), [74](#), [75](#)
- Amrollahi, Z., Ertesvåg, I. S., and Bolland, O. (2011). Thermodynamic analysis on post-combustion CO₂ capture of natural-gas-fired power plant. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 5(3):422–426. [11](#), [12](#)
- Angus, S., Armstrong, B., and De Reuck, K. (1976). Carbon dioxide: International thermodynamic tables of the fluid state-3. *Carbon Dioxide: International Thermodynamic Table of the Fluid State*. [25](#)
- Arachchige, U. S. P. and Melaaen, M. C. (2012). Aspen plus simulation of co₂ removal from coal and gas fired power plants. *Energy Procedia*, 23:391–399. [11](#)
- Bennaceur, K., Gielen, D., Kerr, T., and Tam, C. (2008). *CO₂ capture and storage: a key carbon abatement option*. OECD/IEA. [10](#), [11](#)
- Blunt, M., Fayers, F. J., and Orr Jr, F. M. (1993). Carbon dioxide in enhanced oil recovery. *Energy Conversion and Management*, 34(9-11):1197–1204. [7](#)
- Botero, C., Finkenrath, M., Bartlett, M., Chu, R., Choi, G., and Chinn, D. (2009). Redesign, optimization, and economic evaluation of a natural gas combined cycle with the best integrated technology co₂ capture. *Energy Procedia*, 1(1):3835–3842. [29](#)
- Boyce, M. P. (2011). *Gas turbine engineering handbook*. Elsevier. [xv](#), [16](#)
- Bruce, A. R., Gibbins, J., Harrison, G. P., and Chalmers, H. (2016). Operational flexibility of future generation portfolios using high spatial-and temporal-resolution wind data. *IEEE Transactions on Sustainable Energy*, 7(2):697–707. [26](#)
- Cámara de Diputados (2012). Ley general de cambio climático. *Nueva Ley publicada en el Diario Oficial de la Federación*, 6. [6](#)
- Chinn, D., Choi, G. N., Chu, R., and Degen, B. (2005). -cost efficient amine plant design for post combustion co₂ capture from power plant flue gas. *Greenhouse Gas Control Technologies*, 7:1133–1138. [29](#)

- Climate Change, I. (2013). The physical science basis. *Contribution of Working Group I to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change. United Nations: Geneva.* 4
- Coninck, H. d., Loos, M., Metz, B., Davidson, O., and Meyer, L. (2005). Ipcc special report on carbon dioxide capture and storage. *Intergovernmental Panel on Climate Change.* xv, 9, 10, 11, 12
- Darie, G., Petcu, H., Negreanu, G., and Gherghina, V. (2007). Sliding pressure operation of large conventional steam power units. In *Proceedings of the 5th IASME/WSEAS International Conference on Heat Transfer, Thermal Engineering and Environment, August*, pages 25–27. 22
- Dávila, M., Jiménez, O., Castro, R., Arevalosup, V., Stanley, J., and Cabrera, L. M. (2010). A preliminary selection of regions in mexico with potential for geological carbon storage. *International Journal of Physical Sciences*, 5(5):408–414. 7
- Dixon, S. L. and Hall, C. (2013). *Fluid mechanics and thermodynamics of turbomachinery.* Butterworth-Heinemann. 22
- El-Dessouky, H., Ettouney, H., Alatiqi, I., and Al-Nuwaibit, G. (2002). Evaluation of steam jet ejectors. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 41(6):551–561. xvi, 41, 42, 50, 51, 52, 71, 72, 73, 74, 75
- Elbel, S. (2011). Historical and present developments of ejector refrigeration systems with emphasis on transcritical carbon dioxide air-conditioning applications. *International Journal of Refrigeration*, 34(7):1545–1561. 71, 73
- GEA Wiegand GmbH (2018). Überschlagige berechnung einer dampfstrahl-vakuumpumpe. http://83.169.19.56/jetpump/jetpump_en.jsp?p1=92.7792&t1=307&MW=99650&ML=&p0=2500&t0=290&p=3500. Accesed: 17/04/2018. 41, 47
- Gianpaulo, A. (2006). *Gas turbine handbook. Principles end practices.* Taylor & Francis Ltd. USA. 15, 17
- Glensk, B. and Rosen, C. (2015). *Economic and Technical Evaluation of Enhancing the Flexibility of Conventional Power Plants.* E. ON ERC. 26
- Global CCS Institute (2017a). Boundary Dam Carbon Capture and Storage. <https://www.globalccsinstitute.com/projects/boundary-dam-carbon-capture-and-storage-project>. Accesed: 08.2017. 13

- Global CCS Institute (2017b). Large Scale CCS facilities. <https://www.globalccsinstitute.com/projects/pilot-and-demonstration-projects>. Accessed: 08.2017. 12, 13
- Global CCS Institute (2017c). Large Scale CCS facilities definition. <http://www.globalccsinstitute.com/projects/large-scale-ccs-projects-definitions>. Accessed: 08.2017. 12
- Gonzalez Diaz, A. (2016). *Sequential supplementary firing in natural gas combined cycle plants with carbon capture for enhanced oil recovery*. PhD thesis, The University of Edinburgh. x, xv, xv, xv, xv, xv, 2, 3, 6, 15, 16, 17, 18, 19, 20, 23, 26, 30, 31, 32, 38, 39, 40, 42
- González-Díaz, A., Alcaráz-Calderón, A. M., González-Díaz, M. O., Méndez-Aranda, Á., Lucquiaud, M., and González-Santaló, J. M. (2017a). Effect of the ambient conditions on gas turbine combined cycle power plants with post-combustion co2 capture. *Energy*, 134:221–233. 18, 25, 30, 31
- González-Díaz, A., González-Díaz, M. O., Alcaráz-Calderón, A. M., Gibbins, J., and Lucquiaud, M. (2017b). Priority projects for the implementation of ccs power generation with enhanced oil recovery in mexico. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 64:119–125. xv, 8
- Halvorsen, B. J. (2012). Power plant with co2 capture based on absorption part-load performance. Master's thesis, Institutt for energi-og prosessteknikk. 21
- Irons, R. (2013). Aspects of CCS at Maasvlakte 3 ROAD. Technical report, e-ON. 32, 35, 61
- Italiana, F. W. (2012). Operating flexibility of power plants with ccs. *IEA GHG Report*. xvii, 25, 26, 27, 59
- Jockenhövel, T., Schneider, R., and Rode, H. (2009). Development of an economic post-combustion carbon capture process. *Energy Procedia*, 1(1):1043–1050. 25
- Johnson, T. M., Alatorre, C., Romo, Z., and Liu, F. (2009). *Low-carbon development for Mexico*. World Bank Publications. 6
- Jonshagen, K., Sipöcz, N., and Genrup, M. (2011). A novel approach of retrofitting a combined cycle with post combustion co2 capture. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 133(1):011703. 30

- Jordal, K., Ystad, P. A. M., Anantharaman, R., Chikukwa, A., and Bolland, O. (2012). Design-point and part-load considerations for natural gas combined cycle plants with post combustion capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 11:271–282. [12](#), [29](#), [30](#)
- Kakac, S., Liu, H., and Pramuanjaroenkij, A. (2012). *Heat exchangers: selection, rating, and thermal design*. CRC press. [20](#)
- Karimi, M., Hillestad, M., and Svendsen, H. F. (2012). Natural gas combined cycle power plant integrated to capture plant. *Energy & Fuels*, 26(3):1805–1813. [30](#), [56](#)
- Kehlhofer, R., Hannemann, F., Rukes, B., and Stirnimann, F. (2009). *Combined-cycle gas & steam turbine power plants*. Pennwell Books. [15](#), [16](#), [17](#), [18](#), [22](#), [27](#)
- Kohl, A. L. and Nielsen, R. (1997). *Gas purification*. Gulf Professional Publishing. [24](#)
- Lacy, R., Serralde, C., Climent, M., and Vaca, M. (2013). Initial assessment of the potential for future ccus with eor projects in mexico using co2 captured from fossil fuel industrial plants. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 19:212–219. [xv](#), [6](#), [7](#), [8](#)
- Liebenthal, U. and Kather, A. (2011). Design and off-design behaviour of a co2 compressor for a post-combustion co2 capture process. In *Proceedings of the 5th Int. Conference on Clean Coal Technologies*. [xv](#), [24](#), [25](#), [26](#)
- Lines, J. R. (1999). Understanding ejector systems necessary to troubleshoot vacuum distillation. Technical report, Graham Corp. [50](#)
- Lucquiaud, M., Chalmers, H., and Gibbins, J. (2009). Capture-ready supercritical coal-fired power plants and flexible post-combustion co2 capture. *Energy Procedia*, 1(1):1411–1418. [11](#)
- Matsuzaki, Y., Yamada, H., Chowdhury, F. A., Higashii, T., Kazama, S., and Onoda, M. (2013). Ab initio study of co2 capture mechanisms in monoethanolamine aqueous solution: reaction pathways from carbamate to bicarbonate. *Energy Procedia*, 37:400–406. [11](#)
- Moelling, D., Jackson, P., Malloy, J., et al. (2015). Protecting steam cycle components during low-load operation of combined cycle gas turbine plants. *Power*, 159(3):42–45. [xvi](#), [59](#), [60](#)
- Möller, B. F., Genrup, M., and Assadi, M. (2007). On the off-design of a natural gas-fired combined cycle with co2 capture. *Energy*, 32(4):353–359. [2](#)

- Montañés, R. M., Gararsdóttir, S. Ó., Normann, F., Johnsson, F., and Nord, L. O. (2017). Demonstrating load-change transient performance of a commercial-scale natural gas combined cycle power plant with post-combustion co₂ capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 63:158–174. 27
- NASA (2017). Turbine thermodynamics. <https://www.grc.nasa.gov/www/k-12/airplane/powtrbth.html>. Accessed: 2017-09-17. 51, 52
- nrg (2017). PetraNova Capture Project. <http://www.nrg.com/documents/generation/581409-factsheet-petra-nova-capture-project.pdf>. Accessed: 2017-08-30. 13
- Ol'khovskii, G., Radin, Y. A., Mel'nikov, V., Tuz, N., and Mironenko, A. (2013). Thermal tests of the 9fb gas turbine unit produced by general electric. *Thermal engineering*, 60(9):607–612. 37, 42
- Pachauri, R. and Meyer, L. (2014). Climate change 2014 synthesis report-summary for policymakers. 13
- PEMEX Exploración y Producción (2013). Las reservas de hidrocarburos de México, al 1 de enero de 2013. Technical report, PEMEX. 7
- Pourbeik, P. (2003). Modeling of combined-cycle power plants for power system studies. In *Power Engineering Society General Meeting, 2003, IEEE*, volume 3, pages 308–1313. IEEE. 21
- Rezazadeh, F., Gale, W. F., Hughes, K. J., and Pourkashanian, M. (2015). Performance viability of a natural gas fired combined cycle power plant integrated with post-combustion co₂ capture at part-load and temporary non-capture operations. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 39:397–406. 4, 21, 23, 25, 29, 30, 32
- Sanchez Fernandez, E., Chalmers, H., Naylor, M., Aghani, H., Wettenham, B., and Race, J. (2015). Developing co₂ networks: Key lessons learnt from the first flexible ccs network development (fleccsnet) project workshop. Technical report, UKCCSRC. 26
- Sanchez-Fernandez, E., de Miguel Mercader, F., Misiak, K., van der Ham, L., Linders, M., and Goetheer, E. (2013). New process concepts for co₂ capture based on precipitating amino acids. *Energy Procedia*, 37:1160–1171. 11
- Sanchez Fernandez, E., Sanchez del Rio, M., Chalmers, H., Khakharia, P., Goetheer, E., Gibbins, J., and Lucquiaud, M. (2016). Operational flexibility options in power plants with integrated post-combustion capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 48:275–289. 5, 23, 25, 26, 29, 30, 31, 32, 39, 40, 56

- SaskPower (2017). Boundary Dam Carbon Capture Project. <http://www.saskpower.com/our-power-future/carbon-capture-and-storage/boundary-dam-carbon-capture-project/>. Accessed: 2017.08. 13
- Schutte & Koerting (2018). Steam jet compressors. https://www.s-k.com/pdf/4FSUPP_steam_jet_compressors_supplement_brochure.pdf, 2510 Metropolitan Drive, Trevoise, PA 19053, USA. 41
- SEMARNAT (2015). Intended nationally determined contribution. 6
- SENER (2014). CCUS Technology Roadmap in Mexico. <https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/58348/MRTPUBLICAINGLES.pdf>. Accessed: 30.08.2017. 7
- SENER (2016). Prospectiva del Sector Eléctrico 2016-2030. Technical report, SENER. xv, 3, 7, 8
- SENER (2017). Prospectiva del Sector Eléctrico 2017-2031. Technical report, SENER. xv, xv, 2, 3, 4, 5
- SENER (2018). Prospectiva del Sector Eléctrico 2018-2032. Technical report, SENER. iii, xv, 2
- SENER/CFE (2012). Atlas de almacenamiento geológico de CO₂. <http://co2.energia.gob.mx/res/ATLAS%20FINAL.pdf>. xv, 7, 8
- Vitalis, B. P. et al. (2006). Constant and sliding-pressure options for new superscritical plants. *Power*, 150(1):40–40. 30
- Wehrman, J. G., Walder, T. E., Haryett, N. J., et al. (2003). The use of integrally geared compressors based on two industrial gas companies' experience. In *Proceedings of the 32nd Turbomachinery Symposium*. Texas A&M University. Turbomachinery Laboratories. 26
- Zhou, S., Chen, X., Nguyen, T., Voice, A. K., and Rochelle, G. T. (2010). Aqueous ethylenediamine for co₂ capture. *ChemSusChem*, 3(8):913–918. 24
- Ziaii Fashami, S. (2012). *Dynamic modeling, optimization, and control of monoethanolamine scrubbing for CO₂ capture*. PhD thesis, The University of Texas at Austin. 25

El eyector de vapor se inventó en el entorno de la creciente industria de la locomoción por Henry Giffard en 1858. Esta invención se utilizó para bombear agua hacia la reserva de la caldera de vapor usando como fluido motriz al vapor. Son una parte esencial en la refrigeración y aire acondicionado, desalinización, refinación de petróleo, petroquímica y en la industria química en general, (El-Dessouky et al., 2002).

A.1. Física del eyector de vapor

El funcionamiento del instrumento se rige por la mecánica de fluidos en toberas convergente divergentes, y en caso de que los fluidos sean gases, el comportamiento será el de un flujo compresible.

Dada la larga historia, de casi 160 años, de uso del eyector, (El-Dessouky et al., 2002) considera que tanto la construcción como los principios de operación de los eyectores son ampliamente conocidos. Estos equipos son unidades integrales que, generalmente, no tienen partes móviles. No así, en un inicio se agregaba una válvula de aguja a la tobera de flujo motriz para el ajuste fino del desempeño, (Elbel, 2011). Son unidades comercialmente abundantes para distintas capacidades y aplicaciones.

En la figura A.1 se puede apreciar la geometría y propiedades de un eyector supersónico. Su operación, en forma muy simple, detallada en (El-Dessouky et al., 2002) se presenta a continuación.

1. El flujo motriz, a alta presión P_P y velocidad subsónica, se introduce en la tobera convergente de forma que su presión cae mientras la velocidad V_1 aumenta hasta ser sónica en la garganta, a presión P_1 .
2. Dado que el fluido motriz es compresible y ya se encuentra en velocidad supersónica, cuando pasa a través de la tobera divergente vuelve a aumentar su velocidad a V_2 y su presión cae a P_2 .
3. En 2, el fluido motriz se encuentra a una presión menor que la del fluido de succión, su velocidad sigue siendo supersónica,

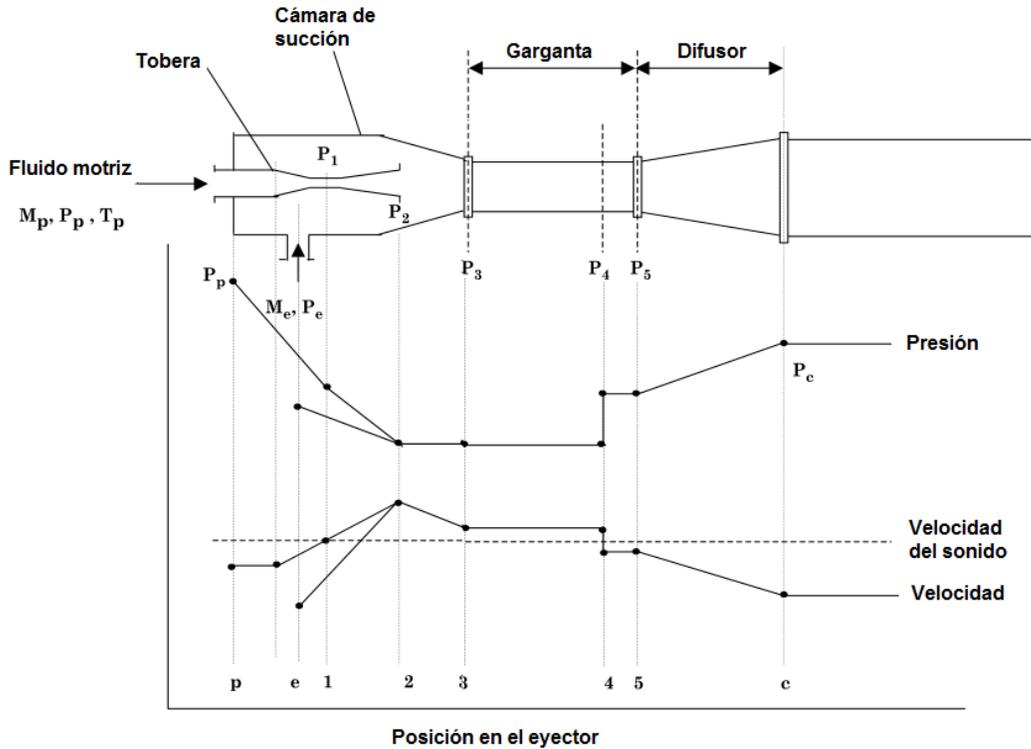


Figura A.1: Diagrama geométrico y propiedades de un eyector común supersónico.
(El-Dessouky et al., 2002)

4. El fluido de succión entra al eyector en el punto e , donde su velocidad aumenta y su presión disminuye hasta la sección 3.
5. Ambos flujos pueden mezclarse en la cámara de succión y la tobera convergente del difusor o pueden fluir separados hasta la garganta del difusor donde definitivamente se mezclan.
6. En cualquier caso, la mezcla pasa por un shock sónico en la garganta del difusor en el punto 4. El shock provoca un aumento de la presión y disminuye la velocidad a niveles subsónicos.
7. Conforme la mezcla subsónica sale de la garganta, aumenta su presión a P_C y disminuye su velocidad a V_C debido a la tobera divergente del difusor

A.2. Parámetros de diseño conceptual del eyector

Según (El-Dessouky et al., 2002), un eyector se diseña para operar en un único estado óptimo, evidentemente la desviación de este estado disminuye el nivel de desempeño del equipo. Este estado es definido por una condición crítica: el shock debe producirse dentro de la garganta del difusor para garantizar el mezclado de flujos. La contra presión del equipo, aguas abajo, es la que establece el punto de shock; un aumento en esta presión mueve el punto hacia la tobera divergente hasta que sobrepasa al punto crítico, en este caso la eficiencia del mezclado cae drásticamente. Operando en condiciones de contra presión menor, los cambios son despreciables en el desempeño del equipo.

Usando una válvula para el flujo motriz, como mencionó (Elbel, 2011) se puede mantener el desempeño de diseño del equipo en un rango más amplio de condiciones de operación.

Para el diseño de los eyectores se utilizan típicamente los siguientes parámetros de diseño (El-Dessouky et al., 2002):

Relación de arrastre:

$$w = m_C/m_P$$

Relación de compresión

$$Cr = P_C/P_E$$

Relación de expansión

$$Er = P_P/P_E$$

Eficiencia de la tobera

$$\eta_n = \frac{\Delta h_{real}}{\Delta h_{isentropico}}$$

Eficiencia del difusor

$$\eta_d$$

Relación de áreas de gargantas

$$A_1/A_3$$

Relación de área de la tobera divergente motriz

$$A_2/A_1$$

A.3. Modelo del eyector de vapor

Para el modelado del eyector, se utiliza un algoritmo numérico de solución iterativa propuesto por (El-Dessouky et al., 2002; Aly et al., 1999).

Las condiciones de validez del modelo propuesto se limitan a:

- El vapor motriz se expande de forma isentrópica en la tobera, además la mezcla se comprime isentrópicamente en el difusor.
- Los flujos de entrada están en condiciones de saturación.
- Las velocidades tanto a la entrada como salida del eyector son pequeñas.
- Comportamiento de gas ideal con coeficiente de expansión isentrópico contante.
- La mezcla sucede en la cámara de succión.
- El flujo es adiabático.
- Las pérdidas por fricción se definen como eficiencias isentrópicas en la tobera, difusor y cámara de succión.
- Los flujos motriz y succionado tienen pesos moleculares y relaciones de calor específico similares.
- El equipo funciona en condiciones unidimensionales y en estado permanente.

Se considera retomar el uso de una válvula de ajuste fino para el flujo másico de fluido motriz (vapor de HP). Dicha decisión responde a que el equipo opera en distintas condiciones de flujos y se precisa cambiar su comportamiento.

El algoritmo mencionado se escribió en una rutina en Python para:

1. Realizar el diseño de configuración del eyector: calcular las áreas transversales de las toberas y el difusor, ver [B.1](#).
2. Calcular la cantidad de vapor de HP a extraer para mantener las condiciones (presión y flujo másico) requeridas en el *reboiler*, a carga parcial, ver [B.2](#).

A.4. Ecuaciones características

Las siguientes ecuaciones, recopiladas en (El-Dessouky et al., 2002; Aly et al., 1999), describen el comportamiento del gas ideal y su flujo en toberas en condiciones de flujo compresible.

Área de la garganta de la tobera

$$A_1 = \frac{\dot{m}_P}{P_P} \sqrt{\frac{RT_P}{\gamma \eta_n} \left(\frac{\gamma + 1}{2} \right)^{\frac{\gamma+1}{\gamma-1}}} \quad (\text{A.1})$$

Expansión isentrópica en términos de número de Mach y relación de presión

$$M_{sal} = \sqrt{\frac{2\eta_s}{\gamma - 1} \left[\left(\frac{P_{ent}}{P_{sal}} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]} \quad (\text{A.2})$$

donde η_s es la eficiencia isentrópica de la sección analizada.

Relación entre el número M y M^* en cualquier punto:

$$M^* = \sqrt{\frac{M^2(\gamma + 1)}{M^2(\gamma - 1) + 2}} \quad (\text{A.3})$$

donde M^* es el número de Mach crítico.

El proceso de mezclado se modela mediante:

$$M_4^* = \frac{M_{P2}^* + w M_{E2}^* \sqrt{T_E/T_P}}{\sqrt{(1+w)(1+wT_E/T_P)}} \quad (\text{A.4})$$

Incremento de presión a través de la onda de choque

$$\frac{P_{sal}}{P_{ent}} = \frac{1 + \gamma M_{ent}^2}{1 + \gamma M_{sal}^2} \quad (\text{A.5})$$

B.1. Diseño del eyector

DESIGN OF A STEAM JET EJECTOR @BASE LOAD OPERATION

UNAM(MX) - HERIOT-WATT(UK)

BY JORGE APAN 13/02/2018

```
import math
```

```
def ln(x):
```

```
return math.log(x)
```

```
Mp = 7.25 #[kg/s]
```

```
Mc = 36.27
```

```
Me = Mc - Mp
```

```
w = Me/Mp
```

```
Pc = 3.45*100 #[kPa]
```

```
Pe = 2.42202*100
```

```
Pp = 19.4202*100
```

```
UR = 8.3144598 #Universal gas constant [J/mol.K]
```

```
mw = 18.01528/1000 #[kg/mol]
```

```
R = UR/mw #Specific gas constant for steam [J/kg.K]
```

```
G = 1.3 #specific heat ratio
```

```
etaN = 0.9 #nozzle efficiency
```

```
etaD = 0.9 #diffuser efficiency
```

```
Tc = (42.6776-3892.7/(ln(Pc/1000)-9.48654)) #[K]
```

```
Te = (42.6776-3892.7/(ln(Pe/1000)-9.48654))
```

B. PROGRAMAS DE CÁLCULO DEL EYECTOR

```

Tp = (42.6776-3892.7/(ln(Pp/1000)-9.48654))
tol = 10**(-6)
error = 10
P2 = 0.01
i = 0
while abs(error)>tol:
P2 = P2 + 0.1*error
Mp2 = ((2*etaN)/(G-1)*((Pp/P2)**((G-1)/G)-1))**(1/2)
Me2 = (2/(G-1)*((Pe/P2)**((G-1)/G) - 1))**(1/2)
Mp2x = ((Mp2**2*(G+1))/(Mp2**2*(G-1)+2))**(1/2)
Me2x = ((Me2**2*(G+1))/(Me2**2*(G-1)+2))**(1/2)
M4x = (Mp2x+w*Me2x*(Te/Tp)**(1/2))/((1+w)*(1+w*Te/Tp))**(1/2)
tol2 = 10**(-6)
error2 = 0.1
M4 = 0.2
i2 = 0
while abs(error2)>tol2:
M4 = M4 + 0.1*error2
M4xC = ((M4**2*(G+1))/(M4**2*(G-1)+2))**(1/2)
error2 = M4x-M4xC
i2 += 1
if i2>500:
break
M5 = ((M4**2+2/(G-1))/(2*G*M4**2/(G-1)-1))
P4 = P2
P5 = ((1+G*M4**2)/(1+G*M5**2)*P4)

```

```
PcC = P5*(etaD*(G-1)*M5**2/2+1)**(G/(G-1))
error = Pc - PcC
i += 1
if i > 500:
    break
A1 = Mp/(Pp*1000)*((R*Tp)/(G*etaN)*((G + 1)/2)**((G+1)/(G-1)))**(1/2)
A3 = A1/(Pc/Pp*(1/((1+w)*(1+w*Te/Tp))))**(1/2)*(P2/Pc)**(1/G)
(1-(P2/Pc)**((G-1)/G))**(1/2)/((2/(G+1))**(1/(G-1))*(1-2/(G+1))**(1/2))
A2 = A1*(1/Mp2**2*(2/(G+1)*(1+(G-1)/2*Mp2**2))**((G+1)/(G-1)))**(1/2)
A3 = A3.real
print (A1, A2, A3, w)
```

B.2. Desempeño del eyector

```
#PERFORMANCE OF A STEAM JET EJECTOR @PART LOAD OPERATION #UNAM(MX)
- HERIOT-WATT(UK)
#BY JORGE APAN 13/02/2018
import math
def ln(x):
    return math.log(x)
def chopIm(x):
    if x.imag<1*10**(-6):
        x = x.real
    return x
def bisection(a,b,tol):
    c = (a+b)/2.0
    while (b-a)/2.0 > tol:
```

B. PROGRAMAS DE CÁLCULO DEL EYECTOR

```
if f(c) == 0:
return c
elif f(a)*f(c) < 0:
b = c
else:
a = c
c = (a+b)/2.0
return c

A1 = 0.1013417988628016-0.000883
A2 = 0.24039429829104778
A3 = 2.6540244530570005
Pe = 2.6555*100
Pp = 21.5752*100
UR = 8.3144598 #Universal gas constant [J/mol.K]
mw = 18.01528/1000 #[kg/mol]
R = UR/mw #Specific gas constant for steam [J/kg.K]
G = 1.3 #specific heat ratio
etaN = 0.90 #nozzle efficiency
etaD = 0.90 #diffuser efficiency
Te = (42.6776 - 3892.7/(ln(Pe/1000) - 9.48654))
Tp = (42.6776 - 3892.7/(ln(Pp/1000) - 9.48654))
Mp = A1*(Pp*1000)/(((R*Tp)/(G*etaN)*((G+1)/2)**((G+ 1)/(G-1)))**(1/2))
tol = 1*10**(-6)
error1 = 0.1
Mp2 = 1
il = 0
```

```
while abs(error1)>tol:
Mp2 = Mp2+0.5*error1
A2C = A1*(1/Mp2**2*(2/(G+1)*(1+(G-1)/2*Mp2**2))**((G+1)/(G-1)))**(1/2)
A2C = chopIm(A2C)
error1 = A2-A2C
i1 += 1
if i1>10000:
break
Mp2 = chopIm(Mp2)
def f(P2):
return Mp2-(((2*etaN)/(G-1)*((Pp/P2)**((G-1)/G)-1))**(1/2))
P2 = bisection(1,1000,tol)
Me2 = (2/(G-1)*((Pe/P2)**((G-1)/G)-1))**(1/2)
error = 0.01
w = 4
tol = 1*10**(-6) i = 0
while abs(error)>tol:
w = w + 0.1*error
Mp2x = ((Mp2**2*(G+1))/(Mp2**2*(G-1)+2))**(1/2)
Me2x = ((Me2**2*(G+1))/(Me2**2*(G-1)+2))**(1/2)
M4x = (Mp2x + w*Me2x*(Te/Tp)**(1/2))/((1+w)*(1+w*Te/Tp))**(1/2)
tol2 = 10**(-6)
error2 = 0.1
M4 = 0.2
i2 = 0
while abs(error2)>tol2:
```

B. PROGRAMAS DE CÁLCULO DEL EYECTOR

```
M4 = M4 + 0.1*error2
M4xC = ((M4**2*(G+1))/(M4**2*(G-1)+2))**(1/2)
error2 = M4x-M4xC
i2 += 1
if i2>2000:
    break
M5 = ((M4**2+2/(G-1))/(2*G*M4**2/(G-1)-1))
P4 = P2
P5 = ((1+G*M4**2)/(1+G*M5**2)*P4)
Pc = P5*(etaD*(G-1)*M5**2/2+1)**(G/(G-1))
def f(w2):
    return chopIm(A3*(Pc/Pp*(1/((1+w2)*(1+w2*Te/Tp)))**(1/2)*(P2/Pc)**(1/G)
    (1-(P2/Pc)**((G-1)/G))**(1/2)/((2/(G+1))**(1/(G-1))*(1-2/(G+1))**(1/2)))-A1)
w2 = bisection(0,400,tol)
error = w-w2
w = w2
i += 1
if i1>5000:
    break
print (w, Mp, w*Mp+Mp, Pc/100)
```

Simulaciones de los casos de estudio

Inicialmente se diseñó la planta de CCGN en Aspen Plus[®] de forma que replicara a la reportada por (Alcaraz, 2015) mas incorporando atemperación para las turbinas de alta y baja presión.

Se realizaron simulaciones de desempeño de la planta sin captura de CO_2 , los resultados obtenidos se muestran en la tabla C.1 y se utilizan como referencia para los casos con captura activa.

C.1. Planta sin captura (*bypass*)

Tabla C.1: Resultados obtenidos de la planta de CCGN sin captura

Generación					
Carga del CC	51.1	59.6	76.2	84.1	100
Carga en la TG	42.33	51.52	70.46	79.93	100
Aire [ton/h]	1449.3	1583.8	1870	2026.3	2334.4
Gas natural [ton/h]	28.76	32.68	40.12	43.62	50.39
Relación A/F	50.39	48.46	46.61	46.45	46.33
Presión en el crossover [bar]	2.713	3.002	3.495	3.702	4.000
Consumo de auxiliares [MW]	0.802711	0.950559	1.258404	1.38255	1.55213
Potencia Neta [MW]	210.419	245.484	313.630	346.088	411.622
Eficiencia neta del CC [%]	50.46 %	51.81 %	53.91 %	54.72 %	56.34 %

C.2. Extracción controlada (*fixed pressure*)

Tabla C.2: Resultados obtenidos de la planta de CCGN con captura vía extracción controlada

Generación					
Carga del CC [%]	40.3	48.1	63.4	70.4	84.9
Carga de TG [%]	42.3	51.5	70.5	79.9	100.0
Aire [ton/h]	1449.3	1583.8	1870	2026.3	2334.4

C. SIMULACIONES DE LOS CASOS DE ESTUDIO

Gas natural [ton/h]	28.76	32.68	40.12	43.62	50.39
A/F másico	50.39	48.46	46.61	46.45	46.33
Crossover presión [bar]	4.31	4.30	4.24	4.20	4.05
Crossover temp [°C]	338.49	326.36	307.09	299.4619	278.93
Crossover vapor total [kg/s]	69.51	76.94	89.58	94.93	104.15
Potencia TG [MW]	113.392	138.017	188.74	214.125	267.8576
Consumo aux [MW]	0.863	0.993	1.258	1.379	1.569
Potencia neta [MW]	179.774	212.486	276.562	306.706	368.854

Captura

Gas escape flujo [kg/s]	410.572	449.022	530.589	574.975	662.3306
Gas escape temp [°C]	115.01	113.70	111.90	111.59	110.69
CO ₂ %wt	5.34 %	5.55 %	5.76 %	5.78 %	5.80 %
Vapor reboiler flujo [kg/s]	36.1	40.5	48.5	53	59.8
Vapor reboiler presión [bar]	3.0	3.0	3.0	3.0	3.0
Amina reboiler temp [°C]	118.8	119.2	119.5	119.6	120.0
Presión desorbedor [bar]	1.87	1.87	1.87	1.87	1.87
Lean flujo [kg/s]	600	644	734	778	858
Lean loading [mol/mol]	0.296	0.290	0.282	0.280	0.272
Rich loading [mol/mol]	0.448	0.451	0.455	0.457	0.457
Captura flujo [kg/s]	20.02	22.88	28.06	30.32	35.14
L/G [mol/mol]	1.69	1.66	1.61	1.57	1.51
Reboiler duty [GJ/tonCO ₂]	3.97	3.90	3.81	3.78	3.75
Consumo aux [MW]	5.4	5.879	6.907	7.472	8.571

Compresión

Entrada presión [bar]	1.87	1.87	1.87	1.87	1.87
Entrada temp [°C]	40	40.8	40.8	40.8	40.8
Salida presión [bar]	110	110	110	110	110
Salida temp [°C]	68	68	68	68	68
VIGV [rpm]	4000	4000	4100	6400	9000
EGR razón	0.2845	0.1925	0	0	0
Consumo potencia [MW]	8.422	8.498	8.636	9.371	10.666

Resultados

EOP [MWh/tonCO ₂]	433	408	373	367	344
Potencia neta	165.952	198.109	261.019	289.863	349.617
Eficiencia Neta [%]	39.8 %	41.8 %	44.9 %	45.8 %	47.8 %

Penalización a eficiencia [%]	10.7 %	10.0 %	9.0 %	8.9 %	8.5 %
-------------------------------	--------	--------	-------	-------	-------

C.3. Extracción NO controlada (*sliding pressure*)

Tabla C.3: Resultados obtenidos de la planta de CCGN con captura vía extracción NO controlada

Generación					
Carga del CC	40.7	48.9	64.1	71.0	84.9
Carga de TG	42.3	51.5	70.5	79.9	100.0
Aire [ton/h]	1449.3	1583.8	1870	2026.3	2334.4
Gas natural [ton/h]	28.76	32.68	40.12	43.62	50.39
A/F másico	50.39	48.46	46.61	46.45	46.33
Crossover presión [bar]	2.7126	3.0021	3.5006	3.7089	4.06767
Crossover vapor total [kg/s]	67.50	75.22	88.60	94.26	104.18
Crossover temp [°C]	284.98	285.07	285.59	285.763	278.93
Potencia TG [MW]	113.392	138.017	188.74	214.125	267.8576
Consumo aux [MW]	0.797	0.945	1.252	1.376	1.570
Potencia neta [MW]	182.644	216.259	279.562	309.230	368.761
Captura					
Gas escape Flujo [kg/s]	410.572	449.022	530.589	574.978	662.331
Gas escape Temp [°C]	113.96	112.31	111.15	110.94	110.69
CO ₂ %wt	5.34 %	5.55 %	5.76 %	5.78 %	5.80 %
Vapor reboiler Flujo [kg/s]	40.8	42.4	49.04	52.67	59.8
Vapor en reboiler Presión [bar]	2.02	2.34	2.73	2.87	3.00
Amina en reboiler Temp [°C]	108.3	113.3	117.4	119.2	120.0
Presión desorbedor [bar]	1.3	1.57	1.77	1.87	1.87
Lean Flujo [kg/s]	844	430	810	840	858
Lean loading [mol/mol]	0.316	0.314	0.294	0.289	0.272
Rich loading [mol/mol]	0.424	0.438	0.451	0.453	0.457
Captura flujo [kg/s]	20.18	22.68	27.98	30.44	35.14
L/G [mol/mol]	2.36	2.13	1.77	1.70	1.51
Reboiler duty [GJ/tonCO ₂]	4.57	4.18	3.88	3.82	3.75
Consumo aux [MW]	5.582	6.005	6.975	7.501	8.571
Compresión					

C. SIMULACIONES DE LOS CASOS DE ESTUDIO

Entrada presión [bar]	1.3	1.57	1.77	1.87	1.87
Entrada temp [°C]	40	40.8	40.8	40.8	40.8
Salida presión [bar]	110	110	110	110	110
Salida temp [°C]	68	68	68	68	68
VIGV [rpm]	4000	4000	4000	6450	9000
EGR razón	0.2792	0.1895	0	0	0
Consumo de potencia [MW]	9.357	8.951	8.763	9.399	10.666

Resultados

EOP [MWh/tonCO ₂]	392	365	344	342	345
Potencia neta	167.705	201.303	263.824	292.330	349.524
Eficiencia Neta [%]	40.2 %	42.5 %	45.4 %	46.2 %	47.8 %
Penalización a eficiencia [%]	10.24 %	9.32 %	8.56 %	8.50 %	8.50 %

C.4. Con eyector H1

Tabla C.4: Resultados de la simulación de la integración de la planta de CCGN con captura de CO₂ usando un eyector, en condiciones fuera de diseño.

Generación

Carga de CC	41.0	48.6	64.1	71.0	84.9
Carga de TG	42.3	51.5	70.5	79.9	100.0
Presión crossover [bar]			3.5006	3.7089	4.06767
Temp crossover [degC]			285.59	285.763	278.93
Consumo auxiliares [MW]	0.797	0.945	1.252	1.376	1.570

Captura

Gas de escape [kg/s]	410.6	449.0	530.6	574	662.3
Gas de escape [degC]	112.13	111.52	111.15	110.94	110.69
CO ₂ % masa	5.34 %	5.55 %	5.76 %	5.78 %	5.80 %
Vapor de consumo [bar]	3.45	3.5	3.50	3.71	4.07
Vapor de consumo [kg/s]	36.27	40.4	49.04	52.67	59.8
Amina en reboiler [degC]	118.9	119.1	117.4	119.2	120.0
Vapor en reboiler [bar]	3.00	3.01	2.73	2.87	3.00
Presión desorbedor [bar]	1.87	1.87	1.77	1.87	1.87
Lean flujo [kg/s]	600	644	810	840	858
Lean loading [mol/mol]	0.295	0.290	0.294	0.289	0.272

Rich loading [mol/mol]	0.447	0.451	0.451	0.453	0.457
Flujo capturado [kg/s]	20.08	22.84	27.98	30.44	35.14
Razón L/G [mol/mol]	1.69	1.66	1.77	1.70	1.51
Reboiler duty [GJ/tonCO ₂]	3.98	3.90	3.88	3.82	3.75
Consumo auxiliares [MW]	5.408	5.876	6.975	7.501	8.571

Compresión

Presión entrada [bar]	1.87	1.87	1.77	1.87	1.87
Presión salida [bar]	110	110	110	110	110
IGV [rpm_{eq}]	4000	4000	4000	6450	9000
EGR ratio	0.2827	0.1843	0	0	0
Potencia consumida [MW]	8.423	8.496	8.763	9.399	10.666

Resultados

EOP [MWh/tonCO ₂]	391	384	344	342	345
Potencia Neta	168.801	200.057	263.824	292.330	349.524
Eficiencia Neta [%]	40.5 %	42.2 %	45.4 %	46.2 %	47.8 %
Penalización [%]	9.98 %	9.59 %	8.56 %	8.50 %	8.50 %