



**TECNOLÓGICO NACIONAL DE
MÉXICO
INSTITUTO TECNOLÓGICO DE
CELAYA**



DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

**DISEÑO DE PLANTAS RENOVABLES DE SERVICIOS
AUXILIARES**

POR:

M.C. SALVADOR ISRAEL PÉREZ URESTI

**TESIS PRESENTADA AL DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA COMO
REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER EL GRADO DE**

DOCTOR EN CIENCIAS DE LA INGENIERÍA QUÍMICA

DIRIGIDA POR:

DR. ARTURO JIMÉNEZ GUTIÉRREZ

DR. MARIANO MARTÍN MARTÍN

CELAYA, GTO, JUNIO 2020



“2020, Año de Leona Vicario, Benemérita Madre de la Patria”

Celaya, Gto., 10/Junio/2020

Oficio de Aprobación para
Examen de Grado de Doctorado
(Oficio de solicitud de aprobación de impresión)

DRA. CRISTINA CORONADO VELASCO
JEFE DEL DEPARTAMENTO ACADÉMICO
PRESENTE

AT'N ING. OSCAR GRIMALDO AGUAYO
JEFE DEL DEPARTAMENTO DE SERVICIOS ESCOLARES

Me permito informarle, **que no existe inconveniente** para que el egresado **SALVADOR ISRAEL PÉREZ URESTI**, con Número de Control **D1603018** de la Carrera de **DOCTORADO EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA** con Opción de Titulación **TESIS** realice su **OBTENCIÓN DE GRADO** Proponiéndose el día 23 de junio de 2020 a las 12:00 horas.

ATENTAMENTE

La técnica por un México mejor.

DR. LUIS FABIÁN FUENTES CORTÉS
COORDINADOR DEL PROGRAMA DE DOCTORADO
EN CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA

C.p. Ing. Rosa Inés Yerena Yerena Jefe de la División de Estudios de posgrado.
Dr. Luis Fabián Fuentes Cortés, Coordinador del programa de Doctorado Depto. Química Expediente.



Celaya, Guanajuato, México, 10 de Junio de 2020

Dr. José López Muñoz

Director del instituto tecnológico nacional de México en Celaya

Presente.

El que suscribe, **Salvador Israel Pérez Uresti**, con número de registro **PEUS910912HSPRRL07** de CURP, declaro por medio de la presente, que cedo los derechos para la publicación de la versión electrónica de mi Tesis titulada **Diseño de plantas renovables de servicios auxiliares**. Además declaro no tener ningún inconveniente en que este trabajo sea consultado.

Esta cesión de derechos tiene vigencia a partir de la fecha de esta carta



Salvador Israel Pérez Uresti

DISEÑO DE PLANTAS RENOVABLES DE SERVICIOS AUXILIARES

Por: Salvador Israel Pérez Uresti

RESUMEN

En años recientes, diversos países han explorado distintas opciones para lograr el desarrollo sustentable de sus sociedades. En este contexto, el diseño de sistemas en base a fuentes renovables se ha considerado como una posible ruta para alcanzar este objetivo. Dentro de estos sistemas se encuentran las plantas de servicios auxiliares que son utilizadas para la producción de electricidad y de vapor a distintos niveles de presión. En este trabajo, se aborda el diseño de plantas renovables de servicios auxiliares que integran distintas tecnologías para el procesamiento de biomasa, radiación solar, desechos y viento. El diseño de la planta renovable de servicios auxiliares se determina utilizando un enfoque de programación mixta-entera lineal (MILP). El modelo usa una superestructura que incluye calderas de biomasa, biogás y gas de síntesis, una planta concentradora de energía solar y turbinas de biogás y gas de síntesis integradas a recuperadores de calor. Se estudia especialmente el efecto de la variabilidad de los recursos renovables en el tiempo sobre la estructura óptima de la planta. Para este propósito, se toman en cuenta dos enfoques, uno determinista que considera valores promedio mensual y semanal de la variabilidad de los recursos y de las demandas, y otro estocástico que considera la probabilidad de ocurrencia de estos valores a lo largo del tiempo. Los resultados muestran que la variabilidad tiene un efecto importante en la selección de recursos a integrar. Se observa que a medida que el modelo se vuelve más robusto, el recurso eólico se vuelve menos atractivo frente a la radiación solar para producir vapor y electricidad.

Dirigida por: Dr. Arturo Jiménez Gutiérrez y Dr. Mariano Martín Martín

Dedicatoria

A mi mamá, mi mamá Carmen y mis hermanas

Agradecimientos

A mi mamá y mis hermanas quienes son las personas más importantes en mi vida. Su cariño y apoyo me fortalece y me motiva a seguir adelante.

A mi mamá Carmen a quien llevo en mi corazón y es mi ejemplo de perseverancia y esfuerzo.

A mis amigos, mi familia adquirida, Gisela, Rocío, Heli, Daniel, Gabriel, Sergio, Ale, Ana, Maricarmen, Neysle y mi cuñado Alex. Por estar presentes a lo largo de esta etapa y hacer siempre, en general, más agradable todos los momentos.

A mis compañeros y amigos de los grupos de investigación del Tecnológico de Celaya y de la Universidad de Salamanca: Paulina, Arick, Lydia, Antonio, Borja y Edgar, por su amistad y por sus valiosas contribuciones que ayudaron a mejorar este trabajo.

Al Dr. Mariano Martín por darme la oportunidad de trabajar en su grupo de investigación y compartir su conocimiento conmigo. Por su enorme compromiso con mi formación académica. El impulso y la motivación que le dio a mi carrera profesional es algo que nunca podré pagarle.

Al Dr. Arturo Jiménez. En primer lugar por creer en mí y empujarme a tomar una decisión que si quería tomar. En segundo lugar, por todo lo aprendido a lo largo de 6 años. En tercer lugar, por su entusiasmo y motivación que fueron uno de los principales motores que me ayudaron a desarrollar este y otros trabajos. Por las largas pláticas y sus consejos que en muchas ocasiones me ayudaran a despejar dudas e inseguridades.

Índice

Capítulo I. Introducción.....	12
Capítulo II. Desarrollo de una superestructura para el diseño de plantas renovables de servicios auxiliares..	16
2.1 Introducción.....	16
2.2 Descripción general de la superestructura	17
2.3 Descripción del modelo.....	19
2.3.1 Procesamiento de biomasa	19
2.3.2 Planta concentradora de energía solar	33
2.3.3 Procesamiento de biogás	36
2.3.4 Parque eólico	39
2.3.5 Red de vapor.....	40
2.3.6 Evaluación económica.....	48
2.3.7 Función objetivo.....	54
Capítulo III. Estimación del costo de producción del vapor renovable	55
3.1 Introducción.....	55
3.2 Costo de producción del vapor renovable	57
3.3 Comparación del vapor renovable y del vapor producido a partir de gas natural.....	58
3.3.1 Vapor producido a partir de biomasa (VB).....	59
3.3.2 Vapor producido a partir de radiación solar (VR).....	61
3.3.3 Vapor producido a partir de biogás (VBG).....	63
3.4 Selección de un recurso renovable para la producción de vapor en función de la economía de escala y precios de los renovables	64
3.5 Correlaciones para la estimación del costo de vapor	66
Capítulo IV. Diseño de plantas renovables de servicios auxiliares. Casos de estudio.....	68
4.1 Introducción	68

4.2 Casos de estudio	69
4.2.1 Escocia	70
4.2.2 España	75
4.2.3 México.....	78
Capítulo V. Efecto de la incertidumbre en el diseño de plantas renovables de servicios auxiliares.....	92
5.1 Introducción	92
5.2 Formulación de un modelo estocástico de dos etapas	94
5.2.1 Definición de las variables de segunda y primera etapa	95
5.2.2 Procedimiento para generar escenarios y calcular sus probabilidades de ocurrencia	96
5.3 Diseño de una planta renovable de servicios auxiliares bajo incertidumbre	98
5.3.1 Resultados y discusión	99
Capítulo VI. Conclusiones.....	104
Apéndices.....	106
Apéndice A. Valor de los parámetros incluidos en las disyunciones	106
Apéndice B. Valor de los parámetros incluidos en las funciones de costo de los equipos.....	111
Apéndice C. Análisis de sensibilidad de los costos de vapor renovable	113
Apéndice D. Datos de los casos de estudio	116
Bibliografía.....	121

Lista de tablas

Tabla 1. Definición de sub-problemas, SP-1	27
Tabla 2. Costo de producción del vapor renovable. Capacidad de planta, 30 kg/s.	58
Tabla 3. Costo del vapor en base gas natural.....	59
Tabla 4. Parámetros para las correlaciones de costos de vapor.....	66

Tabla 5. Resultados del caso de estudio de Escocia	71
Tabla 6. Resultados el caso de España	77
Tabla 7. Resultados para el caso de estudio de México	86
Tabla 8. Comparación de dos estrategias para diseñar plantas de servicios auxiliares flexibles.	88
Tabla 9. Número de escanrios	100
Tabla 10. Comparación de resultados entre enfoques determinista y estocástico.....	100

Lista de Figuras

Figura 1. Superestructura de la planta de servicios renovables.....	19
Figura 2. Diagrama de flujo del procesamiento de biomasa	20
Figura 3. Descripción esquemática del modelo de subrogación para la etapa de gasificación	23
Figura 4. Diagrama de flujo de la planta de concentradora de energía solar	35
Figura 5. Diagrama de flujo del procesamiento de biogás	37
Figura 6. Diagrama de flujo de la red de vapor.....	41
Figura 7. Análisis comparativo del costo de producción del vapor renovable basado a) HP, b) MP, c) LP	58
Figura 8. Esquemas de cogeneración para la producción de vapor a) HP, b) MP y c) LP..	61
Figura 9. Análisis comparativo del costo del vapor solar con respecto al precio actual del vapor producido a partir de gas natural.	62
Figura 10. Análisis comparativo del costo del vapor solar con respecto al precio actual del vapor producido a partir de gas natural cuando se obtiene mediante un esquema de cogeneración.....	63
Figura 11. Selección óptima de recursos para la producción de vapor. a) HP, b) MP, c) LP.	65
Figura 12. Topología óptima para el caso base de Escocia.....	71
Figura 13. Resultados para el caso base de Escocia: a) perfil de producción de vapor LP durante el año, b) producción de electricidad durante el año, c) perfil de consumo de biomasa durante el año.....	72

Figura 14. Topología óptima para el caso de estudio de Escocia donde se restringe el uso de biomasa.	73
Figura 15. Perfil de producción de a) potencia, b) calor durante el año para el caso de estudio de Escocia donde se restringe el uso de biomasa.	74
Figura 16. Resultados para el caso de estudio de Escocia a) Heliostatos utilizados durante el año, b) turbinas utilizadas durante el año.	75
Figura 17. Topología óptima para el caso de estudio de España.....	77
Figura 18. Resultados para el caso de estudio de España: a) perfil de producción de vapor VHP durante el año, b) heliostatos utilizados durante el año, c) perfil de biomasa durante el año, d) perfil de producción de energía.	78
Figura 19. Topología óptima para el diseño mensual del caso de estudio de México	81
Figura 20. Contribución porcentual de los recursos renovables en la producción de electricidad para el diseño anual.....	81
Figura 21. Resultados del diseño mensual para el caso de estudio de México: a) perfil de producción de electricidad, b) perfil de producción de vapor VHP durante el año, c) uso de heliostatos durante el año, d) perfil de producción de vapor LP durante el el año, e) perfil de biomasa durante el año, f) Contribución porcentual de los recursos renovables en la producción de electricidad.....	83
Figura 22. Resultados del diseño semanal para México: a) Uso de heliostatos durante el año, b) perfil de producción de energía, c) Contribución porcentual de los recursos renovables en la producción de electricidad, d) perfil de consumo y almacenamiento de la biomasa	85
Figura 23. Resultados del diseño mensual para México bajo variaciones semanales: a) perfil de producción de energía, b) Contribución porcentual de los recursos renovables en la producción de electricidad.....	87
Figura 24. Resultados del diseño mensual con variaciones semanales para México: a) perfil de consumo y almacenamiento de la biomasa. b) Uso de heliostatos durante el año, c) perfil de producción de vapor LP durante el año	88
Figura 25. Almacenamiento de energía a largo plazo: a) Energía que se produciría si la planta operara a su máxima capacidad, b) Energía acumulada durante el año, c) Consumo a mediados de año de la energía acumulada.....	90

Figura 26. Representación esquemática del procedimiento para generar escenarios y calcular sus probabilidades 98

Figura 27. Resultados para el diseño basado en 108sc: a) Promedio de uso mensual de heliostatos durante el año, b) Promedio de producción mensual de energía, c) porcentaje de contribución de cada recurso renovable, d) perfil de biomasa durante el año..... 100

Figura 28. Resultados para los diseños bajo variaciones semanales: a) diseño determinista de base mensual, b) diseño estocástico basado en 108sc. 102

Figura 29. Implicaciones económicas de la flexibilidad de los diseños. a) Porcentaje mensual de inversión no utilizada, b) costo acumulado del costo de inversión no utilizado. 103

Nomenclatura

Parámetros

B_t^{gen}	biomasa generada en el periodo t (kg/s)
B_{MAX}	máxima cantidad de biomasa que puede ser procesada(kg/s)
Dt_l^s	temperatura media logarítmica de la unidad, l , usada para producir el vapor, s (°C)
U_l^s	coeficiente global de transferencia de calor de la unidad , l (kW/m ² °C)
rad_t	radiación solar en el período t (kWh/m ² day)
η_{field}	eficiencia del campo de heliostatos
P_{nom}	potencia nominal obtenida en la turbina de viento (kW)

Variables

B_t^{Used}	biomasa que se envía a la planta t (kg/s)
B_t^{in}	biomasa que se envía al almacenamiento en el periodo t (kg/s)
B_t^N	biomasa que no se utiliza en el periodo t (kg/s)
$B_t^{Storage}$	cantidad de biomasa en almacenamiento en el periodo t (kg/s)
B_t^{Cons}	biomasa enviada al proceso que se consume en el período t (kg/s)
B_t^{out}	biomasa en almacenamiento que se envía al proceso para ser consumida en el período t (kg/s)

$B_{q,t}$	flujo de biomasa procesado por gasificación q en período t (kg/s)
$B_{c,t}$	flujo de biomasa procesada en la caldera de biomasa en período t (kg/s)
$F_{C_t}^S$	flujo de vapor, s, generado en caldera de biomasa en periodo t (kg/s)
$F_{B_t}^S$	flujo total de vapor, s, producido por el procesamiento de biomasa en periodo t (kg/s)
$F_{q,j,k,t}^{n,s}$	flujo de vapor, s, producido en HRSG, n, mediante el uso de gases de escape, $G_{q,j,k}^n$ en el periodo t (kg/s)
$F_{D_q,t}^{n,s}$	flujo de vapor, s, generado en el recuperador de calor, n, usando los gases de combustión, D_q en el periodo t (kg/s)
$F_{SB_{q,j,t}}^S$	flujo de vapor, s, producido por una caldera de gas de síntesis que utiliza gas de síntesis, $SY_{q,j}$ en el periodo t (kg/s)
Q_{prod_t}	calor transferido a las sales fundidas en el período t (kJ/s)
$F_{salt_t}^{total}$	flujo total de sales fundidas en el período t (kg/s)
$F_{salt_t}^{steam}$	flujo de sal fundida enviada a la sección de generación de vapor en el período t (kg/s)
$F_{salt_t}^{reheat}$	flujo de sal fundida enviada a la sección de recalentamiento en el período t (kg/s)
$Q_{CSP_t}^{steam}$	calor requerido para producir vapor en el período t (kJ/s)
$Q_{CSP_t}^{reheat}$	calor requerido para recalentar vapor en período t (kJ/s)
$F_{salt_t}^S$	porción de sales fundidas utilizadas para producir vapor, s, en período t (kg/s)
$Q_{l,t}^S$	carga térmica del intercambiador de calor, l, utilizado para producir vapor, s, en período t (kJ/s).
$F_{CSP_t}^S$	flujo de vapor a base de energía solar, s, producido en período t (kg/s)
$A_{l,t}^S$	área de transferencia de calor requerida de la unidad, l, para producir vapor, s, en período, t (m ²)
A_{sf}	área de campo de heliostato utilizada en el período t (m ²)
$F_{bio_{kb,nb,t}}^S$	flujo de vapor a base de biogás que se produce en HRSG, nb, mediante el uso de gases de escape., $G_{kb,nb}^{biogas}$ en el periodo t (kg/s)

$F_{bio_t}^S$	flujo total de vapor a base de biogás, s, en el período t (kg/s)
$F_{BGB,t}^S$	flujo de vapor, s generado en la caldera de biogás en período t (kg/s)
P_{wind_t}	energía producida por el parque eólico en el período t (kW)
N_{turb_t}	número de turbinas utilizadas en el período t
$Q_{c_t}^{steam}$	calor requerido para producir vapor en caldera de biomasa en período t (kJ/s)
$Q_{c_t}^{reheat}$	calor requerido para recalentar vapor en la caldera de biomasa en el período t (kJ/s)
$(Q_c)_D$	variable de diseño para la caldera de biomasa (kJ/s)
$SY_{q,j,t}$	flujo de gas de síntesis producido en el gasificador, q y reformador, j, en el período t (kg/s)
$(SY_{q,j})_D$	variable de diseño para el proceso de gasificación (kg/s)
$P_{q,j,k,t}$	potencia producida en la turbina de gas, k, mediante el uso de gas de síntesis, $SY_{q,j}$ en el periodo t (kW)
$(P_{q,j,k})_D$	variable de diseño para la turbina de gas de síntesis, k
$Q_{SB_{q,j,t}}^{steam}$	calor requerido para producir vapor en la caldera de gas de síntesis en el período t (kJ/s)
$Q_{SB_{q,j,t}}^{reheat}$	calor necesario para recalentar vapor en la caldera de gas de síntesis en el período t (kJ/s)
$(Q_{SB_{q,j}})_D$	variable de diseño para la caldera de gas de síntesis (kJ/s)
$(F_{q,j,k}^n)_D$	variable de diseño para HRSG, n (kg/s)
$(A_l^s)_D$	variable de diseño para el intercambiador de calor, l, de la planta CSP (m ²)
$(A_{sf})_D$	variable de diseño para el campo de heliostato (m ²)
$(Waste_z)_D$	variable de diseño para el digestor (kg/s)
$(Q_{BGB})_D$	variable de diseño para la caldera de biogás (kJ/s)
$(P_{kb}^{biog})_D$	variable de diseño para la turbina de gas de síntesis, kb
$(F_{kb,nb}^{biog})_D$	variable de diseño para HRSG, n (kg/s)

$(N_{turb})_D$	variable de diseño para el parque eólico
$(A_{CUN})_D$	variable de diseño para intercambiador de calor, CUN , de la red de vapor (m^2)
$(Power_{ST})_D$	variable de diseño para la turbina de vapor (kW)
$(Q_{cooling})_D$	variable de diseño para la torre de enfriamiento (kJ/s)

VARIABLES BINARIAS

y_q	variable binaria para seleccionar gasificación q
y_c	variable binaria para seleccionar caldera de biomasa
y_c^s	variable binaria para indicar la producción de vapor, s en caldera de biomasa
y_{CSP}	variable binaria para seleccionar planta CSP
y_{CSP}^s	variable binaria para seleccionar la producción del vapor, s, por una planta CSP
y_z	variable binaria para seleccionar residuos, z

CONJUNTOS

T	tiempo ($\{t t = 1, \dots, T\}$)
S	tipo de vapor ($\{s s = LP, MP, HP, VHP\}$)
N	configuraciones de HRSG en el procesamiento de gas de síntesis ($\{n n = 1, \dots, N\}$)
J	reformado ($\{j j = Pox, SR\}$)
Q	gasificación ($\{q q = IG, DG\}$)
K	turbina de gas de síntesis ($\{k k = GT - 10, GT - 20, GT - 50\}$)
Z	desechos ($\{z z = MW, CM\}$)
CUN	unidades de enfriamiento en la red de vapor ($\{Cu_n Cu_n = Cu_1, \dots, CUN\}$)
L	intercambiadores de calor de la planta CSP ($\{l l = EC_1, EV_1, \dots, L\}$)
KB	turbina de biogás ($\{kb kb = GTB - 10, GTB - 20, GTB - 50\}$)
NB	configuraciones de HRSG en el procesamiento de biogás ($\{nb nb = 1, \dots, NB\}$)

Capítulo I. Introducción

La creciente demanda de energía requerida por amplios sectores de la sociedad ha llevado a distintos países y gobiernos a explorar fuentes alternativas para generarla. En particular, los sectores domésticos e industriales requieren de energía en forma de electricidad y calor para llevar a cabo sus actividades (SENER, 2018). Por ejemplo, en el caso de una planta de procesamiento químico, se requiere vapor a diferentes niveles de presión en equipos como intercambiadores de calor, reactores, columnas de destilación, entre otros. En el caso de los sectores públicos y domésticos como hospitales y hogares privados, además de electricidad, se requiere de una fuente de calor a temperaturas menores de 50°C.

Tanto la electricidad como el vapor requeridos por estos sectores son producidos en una planta de servicios auxiliares cuya estructura puede dividirse en dos secciones, la sección de generación de vapor y la red de vapor. La primera sección incluye un conjunto de equipos como calderas y recuperadores de calor que producen vapor a alta presión. En la segunda sección, que incluye cabezales de vapor, turbinas de vapor y sistemas de enfriamiento, el vapor se expande a través de las turbinas y se genera un vapor de presión más baja y electricidad. Para llevar a cabo el diseño de una planta de servicios auxiliares se debe tener en cuenta todas las rutas posibles para producir el vapor, que incluyen esquemas de generación directa y/o cogeneración (DOE, 2003). Por lo tanto, la determinación de su diseño óptimo es una tarea compleja debido al gran número de posibles combinaciones que se tienen para la producción del vapor. En este contexto, distintos trabajos han utilizado un enfoque de optimización matemática para el diseño de plantas de servicios auxiliares. En estos trabajos la estructura óptima de las plantas se determina en función de diversos criterios. Por ejemplo, Papoulias y Grossmann (1983) usaron un enfoque de programación matemática en el que formularon una superestructura que incluye diferentes condiciones de operación para los equipos de procesamiento. El problema se formuló como un modelo mixto entero lineal (MILP) y se utilizó para encontrar la configuración óptima que minimiza el costo anual de la planta. Bruno et al. (1998) extendieron este modelo usando un enfoque más riguroso para el cálculo de las condiciones del vapor. En el trabajo desarrollado por Varbanov et al. (2004), las unidades involucradas en la planta de servicios auxiliares se modelaron en función del rendimiento de la turbina en condiciones de carga parcial. Shang y Kokossis (2004)

incorporaron el concepto de *Turbine hardware model* (THM) para desarrollar una metodología de optimización sistemática para el diseño de plantas flexibles de servicios, donde las condiciones de los niveles de vapor se optimizan considerando el perfil de temperaturas de los procesos a los que se suministra el vapor.

Otros trabajos se han enfocado en la formulación de problemas de optimización multi-periodo que toman en cuenta el efecto de la variabilidad de la demanda de vapor sobre el diseño de las plantas. Por ejemplo, Iyer y Grossmann (1997) estudiaron el problema de la planificación operativa de una planta de servicios auxiliares formulando un modelo MILP en el que se consideró la variación de las demandas de servicios a lo largo del tiempo. También incluyeron costos de transición como los relacionados con el arranque y suspensión de las unidades. El modelo selecciona el modo de operación óptimo de las unidades que minimiza el costo total anualizado de la planta en cada período de tiempo. Velasco-García et al. (2011) tomaron en cuenta costos de transición para diseñar un sistema flexible de servicios. El modelo formulado puede seleccionar entre encender una caldera si aumenta la demanda de vapor o apagarla si la demanda de vapor disminuye, para lograr un ahorro de combustible. Zhu et al. (2017) propusieron el diseño de un sistema de servicios auxiliares a base de gas natural para satisfacer las demandas estacionales de calefacción, refrigeración y electricidad. El problema se formuló como un modelo mixto-entero no lineal multi-periodo (MINLP). Para la solución del problema se utiliza una superestructura para seleccionar el mejor esquema para producir las utilidades.

Debido al creciente problema del calentamiento global, distintos países han emitido leyes para restringir sus emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), cuya generación está relacionada principalmente con la producción de energía y calefacción. Este hecho ha motivado el desarrollo de algunos estudios en los que se ha propuesto una reconfiguración de los sistemas que suministran servicios como electricidad y vapor para reducir el impacto ambiental (Francisco y Mathos, 2004; Papandreou y Shang, 2008; Luo et al. 2012; Wu et al. 2016). Por ejemplo, en el trabajo desarrollado por Luo et al (2014) se utiliza un enfoque de optimización mixto-entero no lineal y multi-objetivo para estudiar el compromiso que existe entre el costo total y el impacto ambiental de una planta de servicios auxiliares. Para ello, tomaron en cuenta diferentes equipos generadores de vapor con distintas eficiencias

termodinámicas e impactos ambientales. Cada equipo se acopla con tecnologías para la reducción de contaminantes, tales como de-sulfuradores y de-nitrificadores.

Como parte de la solución para diseñar procesos más sustentables, el uso de recursos renovables como materia prima para generar servicios auxiliares y otros productos valiosos probablemente desempeñará un papel central. Las tecnologías que transforman los recursos renovables en electricidad son bien conocidas, y recientemente se han realizado esfuerzos para utilizarlos en la producción de compuestos valiosos (Davis y Martín, 2014; Sánchez y Martín, 2018; Hernández y Martín 2018; He et al. 2011; Li et al 2019). Sin embargo, el potencial de los recursos renovables para generar vapor a distintos niveles de presión no se ha explorado de manera exhaustiva. El vapor es el servicio de calefacción más importante en el sector industrial; sin embargo, el uso de energías renovables para producir calor se ha limitado tradicionalmente a generar fuentes de calor de baja temperatura, que se utilizan principalmente en las industrias de alimentos y bebidas (Lauterbath et al. 2012; Philibert, 2017). La producción de servicios, como vapor de alta calidad, a partir de renovables tiene un gran potencial. Por ejemplo, la Unión Europea ya cubre el 15% de su demanda de calor mediante el uso de fuentes renovables (principalmente biomasa y energía solar térmica) (IEA, 2017) como resultado de la incorporación de fuentes renovables en sus distritos de calefacción (DH) (Rämä y Wahlroos, 2018; Di Lucia et al.2014; Lund et al. 2010). Además, se estima que alrededor de 130 empresas en 22 países de todo el mundo tienen una capacidad instalada de 560 GWh de calor por año que se genera mediante el uso de energía solar térmica (Solrico, 2017). Kurup y Turchi (2016) analizaron el potencial de la energía solar térmica para suministrar los requisitos de calefacción del sector industrial que requiere calor directo a una temperatura por debajo de 260°C en el estado de California. Los autores estimaron que se puede suministrar hasta 48 TWh (calor) al año mediante el uso de estas tecnologías. Börjesson et al. (2017) estimaron que la demanda anual de la biomasa forestal que se utiliza para generar calor y electricidad podría aumentar a 170 TWh en Suecia para 2050.

Una limitación de los estudios anteriormente mencionados es que la mayoría considera procesos en los que una fuente de calor a una temperatura baja es suficiente cubrir sus requerimientos de calor, limitando el uso de renovables a la generación de agua caliente o a vapor de baja calidad. En este contexto, el uso de los recursos renovables requiere de un

esquema más flexible que permita producir vapor a distintos niveles de presión además de electricidad. De esta manera se podría lograr un uso más eficiente de los recursos locales al incorporarlos al sector industrial. Esta flexibilidad es posible mediante el diseño de plantas renovables de servicios auxiliares. Por lo tanto, el propósito de este trabajo es diseñar plantas renovables de servicios auxiliares para la producción de vapor a diferentes niveles de presión y electricidad. Para este propósito, primero se formula una superestructura con el fin de seleccionar la mejor tecnología para procesar energía solar, eólica, biomasa y residuos para producir los servicios auxiliares. La superestructura incluye calderas de biomasa, biogás y gas de síntesis, una planta de energía solar concentrada (CSP), turbinas de gas de síntesis y biogás, que están acopladas a un sistema de recuperación de calor (HRSG). Luego, se estudia el efecto de la variabilidad de los recursos renovables en el diseño óptimo de la planta. Para este propósito, se toman en cuenta dos enfoques. Uno determinista que considera valores promedio mensual y semanal de la variabilidad de los recursos y de las demandas y otro estocástico que considera la probabilidad de ocurrencia de estos valores a lo largo del tiempo.

El trabajo está organizado de la siguiente manera. En el capítulo II se muestra el desarrollo del modelo matemático para el diseño de las plantas de servicios auxiliares. Después, en el capítulo III el modelo se utiliza para realizar un estudio comparativo entre los costos de producción de vapor a base de renovables y el vapor en base a un combustible fósil. En el capítulo IV se aborda el diseño de plantas de servicios auxiliares para tres casos de estudio ubicados en Escocia, España y México. En el capítulo V se estudia el efecto de la incertidumbre en el diseño óptimo. Finalmente, en el capítulo VI se muestran algunas conclusiones.

Capítulo II. Desarrollo de una superestructura para el diseño de plantas renovables de servicios auxiliares

2.1 Introducción

La estructura básica de una planta de servicios auxiliares incluye dos secciones, la sección de generación de vapor, que incluye calderas, recuperadores de calor entre otros equipos; y la red de vapor, que incluye turbinas de vapor, cabezales de vapor y sistemas de enfriamiento. Estos equipos pueden combinarse en diferentes arreglos para suministrar vapor y electricidad donde se requieran. El problema del diseño y optimización de las planta de servicios auxiliares fue abordado por primera vez por Papoulias y Grossmann (1983). En este trabajo los autores formularon una superestructura que incluye diferentes condiciones de operación para los equipos de procesamiento. El problema se formuló como un modelo MILP para encontrar la configuración óptima que minimiza el costo anual de la planta. Bruno et al. (1998) extendieron este modelo usando un enfoque más riguroso para el cálculo de las condiciones del vapor. Mavromatis y Kokossis (1998) incorporaron el concepto de *Turbine hardware model* (THM) donde el modelamiento para la turbina de vapor se hace con base en la línea de William, la cual considera la variación de la eficiencia de la turbina en función de su tamaño y de la carga térmica. Este modelo ha sido extendido en otros trabajos (Medina-Flores y Picón-Núñez, 2010; Luo et al. 2011). Por ejemplo, en Varbanov et al. (2004) las unidades involucradas en la planta de servicios auxiliares se modelaron en función del rendimiento de la turbina en condiciones de carga parcial. Luo et al. (2014) formularon una optimización multi-objetivo con el fin de evaluar el compromiso entre los costos y el impacto ambiental. Para ello, tomaron en cuenta diferentes equipos generadores de vapor con distintas eficiencias termodinámicas e impactos ambientales. Cada equipo se acopla con tecnologías para la reducción de contaminantes, tales como de-sulfuradores y de-nitrificadores. Una limitación de estos trabajos es que ninguno considera el uso de recursos renovables para la producción de vapor. En este contexto, el concepto de sector energético localmente integrado (LIES) ha tomado una relevancia importante en los últimos años. En este concepto se considera el uso y la integración de los recursos disponibles en una zona con el fin de maximizar los ahorros energéticos (Liew et al. 2017; Kostevšek et al. 2015). Martín y

Grossmann (2018) diseñaron una red energética renovable, la cual se usa para suministrar electricidad y combustible a diferentes escalas. La red integra distintos recursos como, biomasa, radiación solar, energía eólica, hidráulica y desechos. Los autores concluyeron que mediante la integración de áreas más grandes se puede lograr un uso más eficiente de los recursos. Otro enfoque en el que se considera la integración de recursos renovables para la generación de energía, es el utilizado en los distritos de calefacción (DH). Actualmente, algunos países como Finlandia (Rämä and Wahlroos, 2018) y Suecia (Di Lucia and Ericsson, 2014) han introducido el uso de recursos renovables para satisfacer su demanda de calefacción. Lund et al. (2010) señalaron que la demanda de calefacción en Dinamarca puede cubrirse con la eventual integración del calor residual proveniente del sector industrial, la incineración de la biomasa y el uso de energía geotérmica. Sin embargo, los esquemas propuestos, LIES y DH presentan importantes limitaciones para su aplicación en el sector industrial. En muchos de los casos el uso de fuentes renovables se limita a generar vapor de baja calidad o sólo agua caliente. Se podría lograr un uso más eficiente e integral de los recursos renovables si estos fueran utilizados para generar vapor de alta calidad. Esto se puede lograr diseñando una planta renovable de servicios auxiliares. Por lo tanto, el objetivo de este capítulo es mostrar la formulación matemática para el diseño de plantas renovables de servicios auxiliares. Se plantea una superestructura para seleccionar la mejor tecnología para transformar biomasa, radiación solar, biogás y viento en servicios auxiliares como electricidad y vapor a diferentes niveles de presión. La superestructura incluye calderas de biomasa, biogás y gas de síntesis; una planta concentradora de energía solar (CSP); turbinas de biogás y gas de síntesis acopladas con un sistema de recuperación de calor. Estas tecnologías son integradas a una red de vapor que, además de la producción de electricidad, incluye rutas alternativas para la obtención de vapor a distintas presiones. El problema se formula como un modelo mixto entero lineal (MILP).

2.2 Descripción general de la superestructura

En este trabajo se asume que la biomasa, la radiación solar, el biogás y la energía eólica pueden integrarse a una red de vapor para diseñar una planta renovable de servicios auxiliares que produzca vapor a diferentes niveles de presión además de electricidad. A continuación se muestran las especificaciones de cada vapor (Cooper et al. 2010):

- a) Vapor a muy alta presión (VHP): $P=165$ bar, $T=550^{\circ}\text{C}$.
- b) Vapor a alta presión (HP): $P=42.5$ bar, $T=320^{\circ}\text{C}$.
- c) Vapor a presión mediana (MP): $P=27.6$ bar, $T=230^{\circ}\text{C}$.
- d) Vapor a baja presión (LP): $P=2.07$ bar, $T=122^{\circ}\text{C}$.

El vapor a muy alta presión se utiliza para producir electricidad en una turbina de vapor, mientras que el resto se pueden usar como servicios de calentamiento en cualquier proceso que así lo requiera. La Figura 1 muestra el diagrama de flujo de la planta renovable de servicios auxiliares, la cual, puede dividirse en dos secciones. La primera sección, llamada sección de generación de vapor, incluye distintas tecnologías para procesar cada recurso renovable. Por ejemplo, la biomasa puede enviarse directamente a una caldera de biomasa o puede ser enviada a un proceso de gasificación para producir gas de síntesis. Una vez que se obtiene el gas de síntesis, la superestructura incluye dos rutas para su transformación en vapor y electricidad, una caldera de gas de síntesis y una turbina de gas de síntesis, la cual es seguida por un sistema de recuperadores de calor (HRSG). Para producir biogás se consideraron dos tipos de desechos, residuos orgánicos municipales (MSW) y deyecciones bovinas (CM). Después de ser purificado, el biogás puede enviarse a una caldera de biogás o a una turbina de biogás que, de manera similar al gas de síntesis, es seguida por un sistema de recuperadores de calor. La planta renovable de servicios también puede producir vapor usando energía solar. Para ello, se considera la integración de una planta concentradora de energía solar (CSP). Finalmente, también se considera la producción de energía eléctrica a partir de energía eólica, la cual se produce usando una serie de turbinas eólicas. Una vez que el vapor a distintos niveles de presión se produce en la primera sección, este se envía a la segunda sección de la planta, la red de vapor, que incluye una turbina de vapor, cabezales de vapor, intercambiadores de calor, válvulas de expansión y un sistema de enfriamiento. La red de vapor también proporciona rutas alternativas para la producción de vapor a distintas presiones mediante un esquema de cogeneración. El diseño óptimo de la planta renovable de servicios auxiliares se determina mediante la minimización de sus costos anuales totales (TAC) mientras que se satisfacen las demandas de electricidad y vapor.

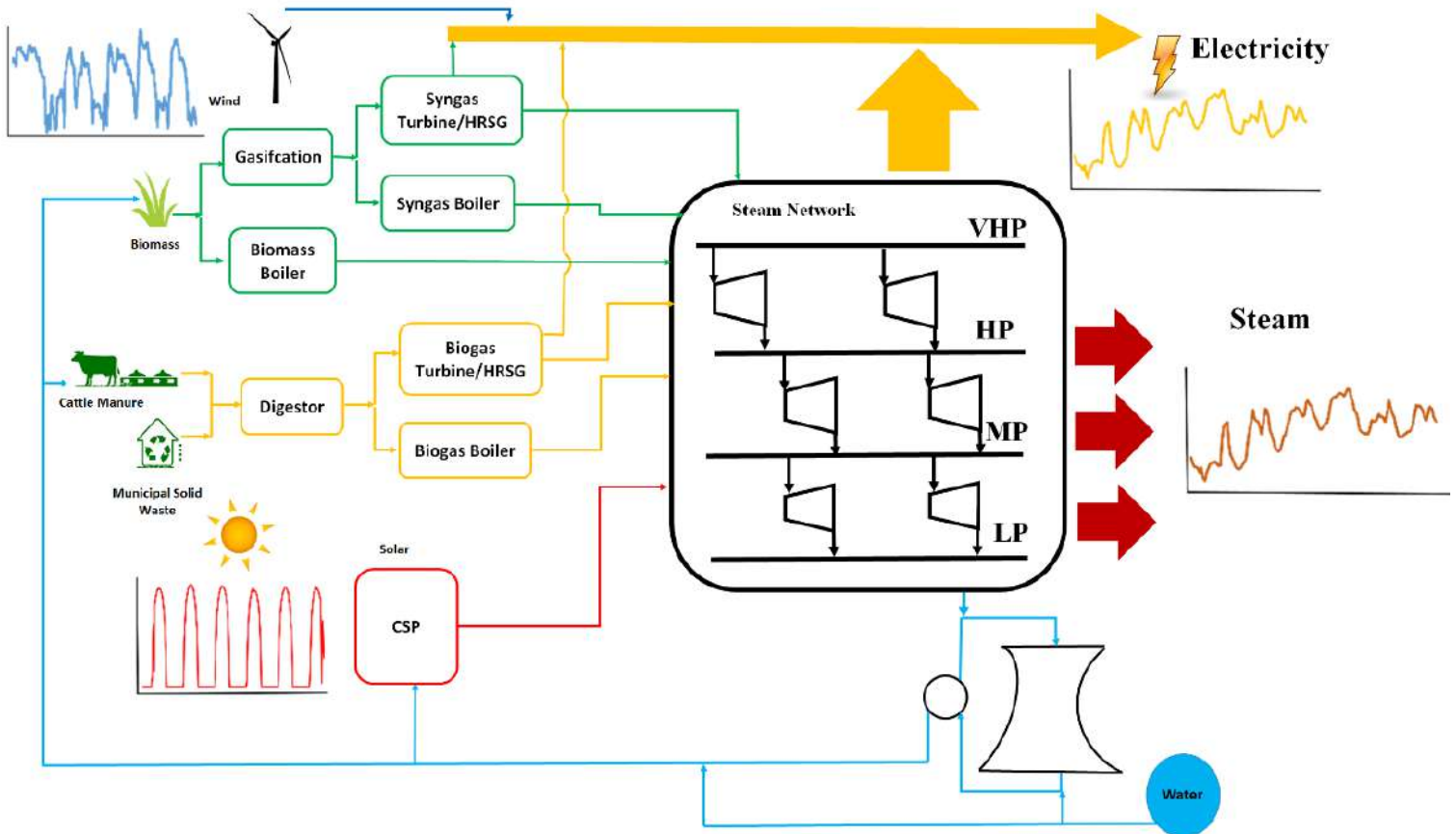


Figura 1. Superestructura de la planta de servicios renovables

2.3 Descripción del modelo

En esta sección se describe el modelo matemático que fue desarrollado para seleccionar la mejor tecnología para el procesamiento de los recursos renovables. En la sección 2.3.1 se describe el modelamiento para el procesamiento de biomasa. Las Secciones 2.3.2, 2.3.3, 2.3.4 y 2.3.5 muestran el modelo matemático usado para la planta CSP, el procesamiento de biogás, las turbinas de viento y la red de vapor, respectivamente.

2.3.1 Procesamiento de biomasa

La Figura 2 muestra el diagrama de flujo del procesamiento de biomasa, el cual incluye dos tecnologías, una caldera de biomasa y un proceso de gasificación. En la primera opción la biomasa se quema directamente para producir hasta cuatro tipos de vapor. En la segunda opción, la biomasa se envía a un gasificador donde se produce gas de síntesis. El modelo

puede elegir el tipo de gasificación entre una gasificación directa (DG) o una indirecta (IG). Luego, el gas de síntesis se envía a una etapa de reformado que se usa para convertir los hidrocarburos ligeros, producidos en el gasificador, a H₂ y CO. El reformado de los hidrocarburos puede llevarse a cabo mediante oxidación parcial (POX) o mediante un reformado con vapor (SR). Después de esta etapa, el gas de síntesis puede ser enviado a una caldera de gas de síntesis o a una turbina de gas de síntesis. En la turbina, el gas de síntesis es primero comprimido y luego quemado en una cámara de combustión. Luego, el gas se expande para producir electricidad. Finalmente, el gas de escape expandido se envía a un recuperador de calor (HRSG) para producir vapor.

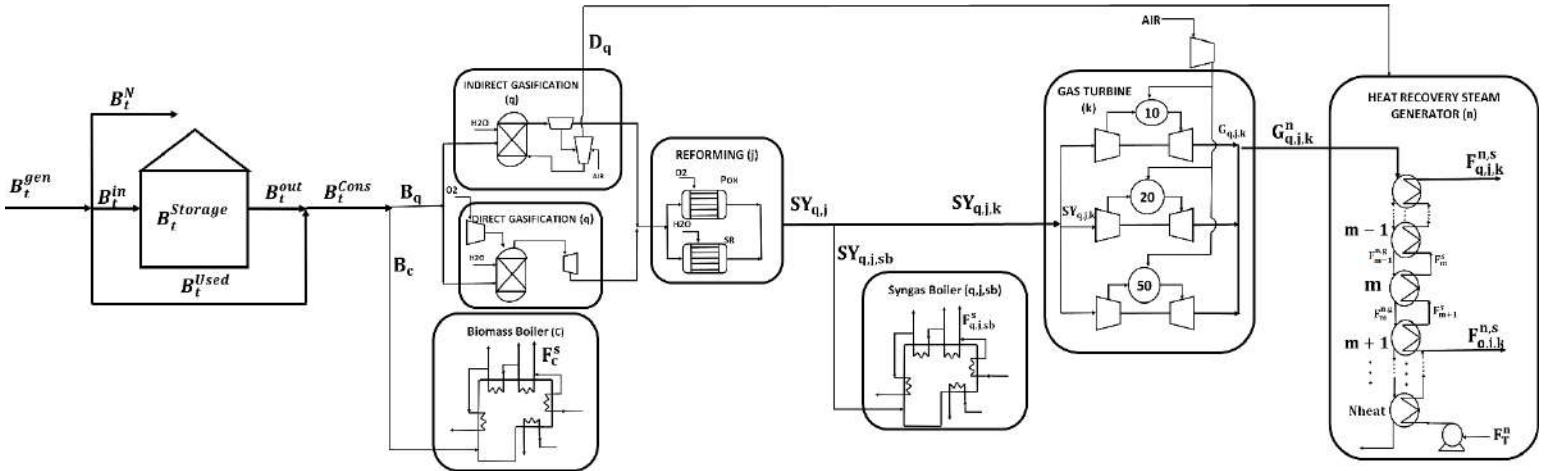


Figura 2. Diagrama de flujo del procesamiento de biomasa

Balance de masa para la biomasa

La ecuación (1) indica que la biomasa que se genera a través del tiempo en una región (B_t^{gen}) puede enviarse directamente al proceso (B_t^{Used}) o puede almacenarse (B_t^{in}). La ecuación (2) se usa para calcular la cantidad de biomasa que se almacena ($B_t^{Storage}$) a través del tiempo, la cual es igual a la sumatoria de la biomasa acumulada en el periodo anterior ($B_{t-1}^{Storage}$) más la biomasa que se genera y se almacena en el periodo t menos la cantidad de biomasa almacenada que es consumida por el proceso (B_t^{out}). La cantidad de biomasa que puede almacenarse está restringida por la ecuación (3).

$$B_t^{gen} = B_t^N + B_t^{in} + B_t^{used} \quad \forall t \in T \quad (1)$$

$$B_t^{Storage} = B_{t-1}^{Storage} + B_t^{in} - B_t^{out} \quad \forall t \neq 1 \quad (2)$$

$$B_t^{Storage} \leq B_{Max}^{Storage} \quad \forall t \in T \quad (3)$$

La Ecuación (4) establece que la cantidad de biomasa que es enviada a la etapa de procesamiento (B_t^{Cons}) es igual a la suma de la biomasa generada que es enviada directamente al proceso sin ser almacenada (B_t^{used}) más la biomasa almacenada que es procesada en ese periodo (B_t^{out}).

$$B_t^{Cons} = B_t^{out} + B_t^{Used} \quad \forall t \neq 1 \quad (4)$$

Selección de tecnologías para procesar la biomasa

Como se mencionó anteriormente, se consideraron dos tecnologías para el procesamiento de la biomasa, una caldera de biomasa y gasificación. De esta manera, el flujo de biomasa enviada al proceso (B_t^{Cons}) se puede dividir de la siguiente manera.

$$B_t^{Cons} = \sum_q B_{q,t} + B_{c,t} \quad \forall t \in T \quad (5)$$

Donde $B_{c,t}$ es la cantidad de biomasa que se envía a la caldera de biomasa y $B_{q,t}$ es la cantidad de biomasa que se envía al gasificador, q . El modelo debe elegir como mucho una ruta de procesamiento, lo que queda establecido mediante las siguientes ecuaciones.

$$\sum_{q \in Q} y_q + y_c \leq 1 \quad (6)$$

$$B_{q,t} \leq B_{max} y_q \quad \forall t \in T, \quad \forall q \in Q \quad (7)$$

$$B_{c,t} \leq B_{max} y_c \quad \forall t \in T \quad (8)$$

donde y_c y y_q son variables binarias usadas para representar la selección de la caldera de biomasa y la gasificación, respectivamente. Las ecuaciones (7) y (8) son restricciones tipo Big-M que se usan para acotar el flujo de biomasa que se procesa en cada tecnología.

Caldera de biomasa. El modelamiento de la caldera de biomasa se basa en balances de materia y energía como se muestra en la ecuación (9). Además, la caldera puede producir hasta cuatro tipos de vapor. La ecuación (10) indica que la producción de cualquier tipo de vapor está condicionada a la existencia de la caldera.

$$Q_c^s = F_c^s [H(T^s, P^s) - H(T_{v1}, P_{v1})] \quad \forall s \quad (9)$$

$$y_c^s - y_c \leq 0 \quad \forall s \in S \quad (10)$$

En la ecuación (9), F_c^s representa el flujo de vapor, s , generado por la caldera de biomasa. En la ecuación (10), y_c y y_c^s son variables binarias que se usan para representar la existencia de la caldera de biomasa y para indicar la producción del vapor, s , respectivamente.

Etapas de gasificación

Para el modelamiento de la etapa de gasificación se desarrolló un modelo subrogado que consta de cuatro pasos: a) Cálculo de la composición del gas de síntesis que se obtiene en cada gasificador usando datos industriales; b) simulación de la etapa de reformado en Aspen plus; c) simulación y análisis de sensibilidad de la turbina de gas de síntesis en Aspen plus, d) desarrollo de una sub-rutina de optimización para el diseño de los recuperadores de calor. El modelo subrogado se utiliza para calcular parámetros que son incluidos en los balances de masa y energía del proceso de gasificación (ver Figura 3). Los valores de estos parámetros se muestran en las Tablas del apéndice A.

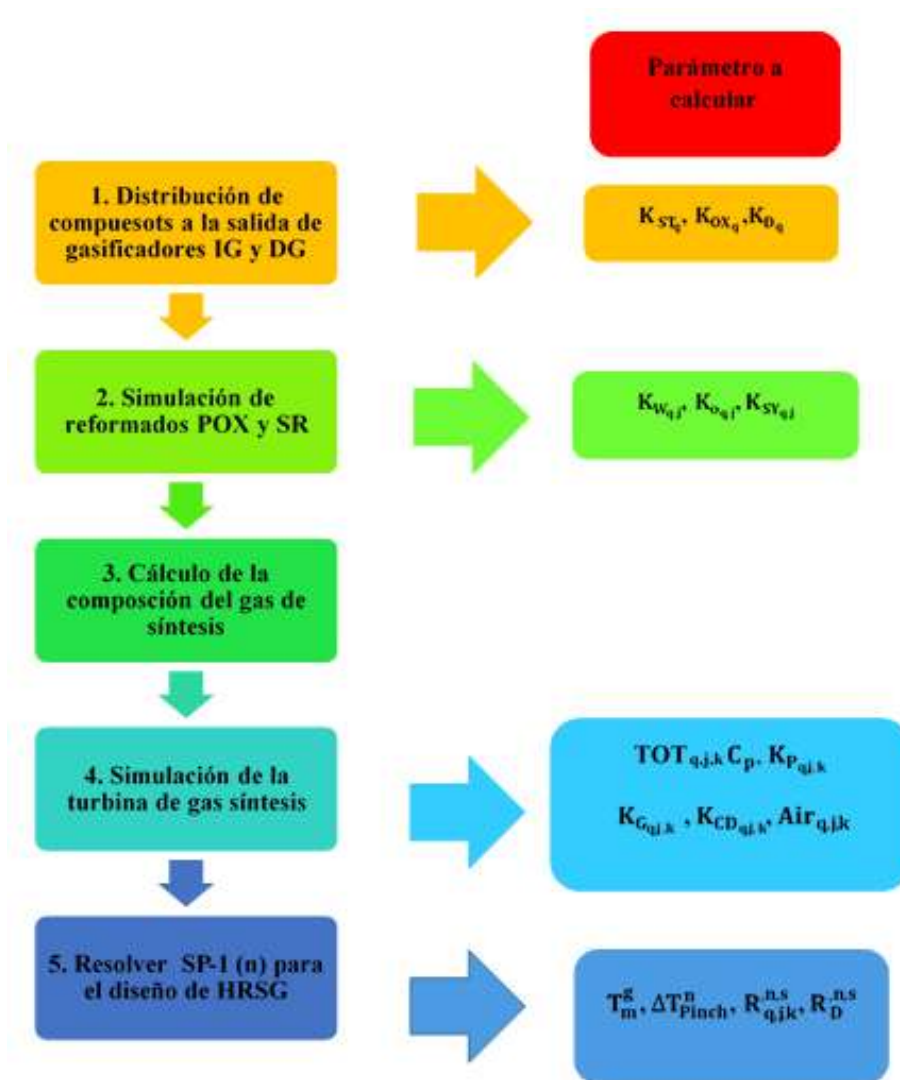


Figura 3. Descripción esquemática del modelo de subrogación para la etapa de gasificación

a) **Cálculo de la composición del gas de síntesis que se obtiene en cada gasificador.** Como se mencionó anteriormente, se consideraron dos tipos de tecnologías para el proceso de gasificación, indirecta y directa. A continuación se da una breve descripción de cada proceso.

- **Gasificación Indirecta (IG).** En esta tecnología el calor requerido para llevar a cabo la gasificación es suministrado usando un sólido circulante, usualmente arenas de olivino y dolomita. La biomasa es alimentada junto con vapor de agua al gasificador que opera a una temperatura y presión de 890 °C y 1.56 bar, respectivamente. La razón molar H₂: CO del gas que sale del gasificador es 0.6. Las partículas sólidas que salen junto con el gas de

síntesis son removidas y enviadas a una cámara de combustión para ser quemadas y de esta manera recalentar las sales de olivino. Esta cámara de combustión opera a 995 °C. Los gases de escape que salen de la cámara de combustión son utilizados, en nuestro trabajo, para generar vapor. Para el cálculo de los requerimientos del proceso y de las composiciones del gas de síntesis, se utilizaron los datos proporcionados por el Laboratorio Nacional de Energía Renovable (Phillips et al. 2007). La Figura 4a muestra la distribución de cada compuesto en el gas de síntesis.

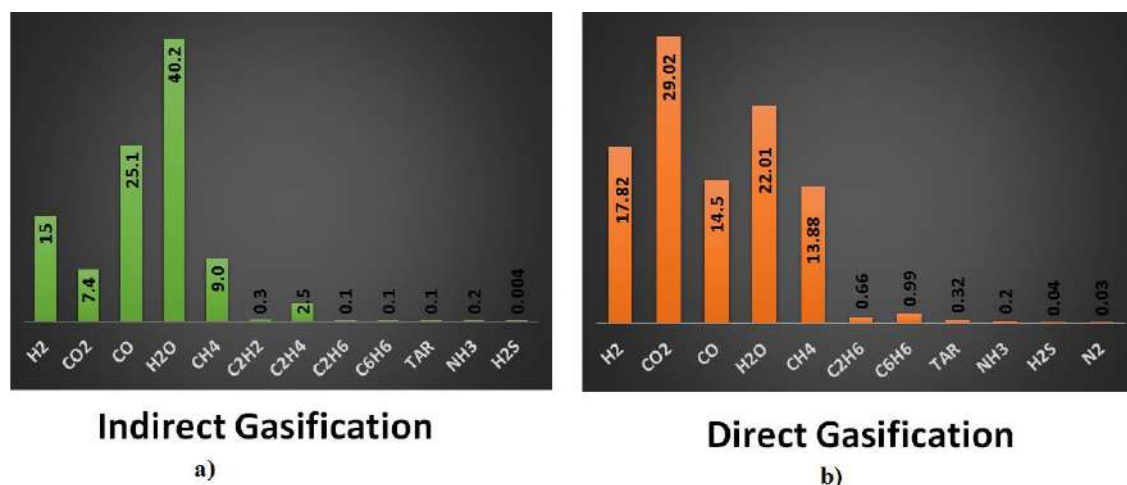


Figura 4. Composición del gas de síntesis producido a través de una gasificación a) indirecta y b) directa.

- Gasificación directa (DG).** En esta tecnología, la presión y temperatura del gasificador son mayores a las de la IG, usualmente 30 bar y 870°C, respectivamente. Además de biomasa, al reactor se alimenta vapor de agua (como agente gasificante) y oxígeno puro a alta presión (para el control de la temperatura del reactor). El calor requerido para llevar a cabo la gasificación es suministrado quemando parte de la biomasa que se alimenta al gasificador. A pesar de que por medio de esta tecnología se puede alcanzar una mayor razón H₂: CO (1.23), su rendimiento suele ser más bajo que el alcanzado en la gasificación indirecta debido a la formación de cenizas y a un aumento en la cantidad de CO₂ producido en el reactor, ver Figura 4b. Para el cálculo de los requerimientos del proceso y de las composiciones del gas de síntesis, se utilizaron los datos proporcionados por el NREL (Dutta et al. 2009).

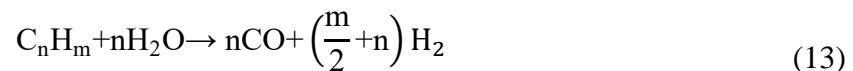
b) Modelado de la etapa de reformado. La etapa de reformado tiene como objetivo mejorar la conversión de la biomasa en gas de síntesis. Esto se logra por medio de la conversión

de los hidrocarburos ligeros, producidos en la etapa de gasificación, a H₂: CO (Martin y Grossmann, 2011). En este trabajo, se consideraron dos tipos de reformado, oxidación parcial (POX) y reformado con vapor (SR).

- **Oxidación Parcial.** En la oxidación parcial se utiliza oxígeno para convertir los hidrocarburos en hidrógeno y en monóxido de carbono. Para modelar esta etapa del proceso, se simularon las reacciones (11) y (12) en Aspen plus. El reactor se modeló como un Rstoic y se consideró una alimentación estequiométrica de oxígeno. Las conversiones de cada hidrocarburo fueron establecidas en función a lo reportado por Spath et al. (2005).



- **Reformado con vapor.** El reformado con vapor fue simulado como un reactor RGibbs en Aspen plus. Las reacciones que ocurren dentro del reactor se consideraron de la forma que muestra la ecuación (13). Además, se consideró una alimentación estequiométrica de vapor para llevar a cabo las reacciones. Las condiciones de operación fueron establecidas en función al trabajo desarrollado por Spath et al. (2005).



- c) **Modelado de la turbina de gas de síntesis.** Una vez que el gas de síntesis sale de la etapa de reformado, este se envía a una turbina de gas de síntesis para producir electricidad. En este trabajo se consideró que la turbina trabaja bajo un ciclo abierto de Brayton. En esta etapa del proceso, el gas de síntesis es primero comprimido y luego quemado en una cámara de combustión. Los gases de escape son posteriormente expandidos en la turbina para producir electricidad. La combustión del gas de síntesis permite aumentar la temperatura de entrada del gas en la turbina, lo que en consecuencia mejora la producción de electricidad. La potencia producida en la turbina, por tanto, es proporcional a la temperatura de entrada de los gases de escape (TIT); a mayor TIT, mayor es la producción de electricidad. Sin embargo, esta temperatura está usualmente limitada por el tipo de material de la turbina. Recientemente se han diseñado turbinas de gas que son capaces de

operar a una temperatura de ignición de 1400°C (Olumayegun et al. 2016; Siemens Ag 2017) . La temperatura de salida de los gases de escape (TOT) disminuye a consecuencia de la transformación de energía térmica en mecánica. Este parámetro es de interés particular en este trabajo, ya que su valor determinará la capacidad de los gases de escape para generar vapor en el recuperador de calor. Además de TOT, otro factor que está relacionado con la producción de potencia en la turbina, es la presión a la que el gas es comprimido (Boyce, 2012). Por lo tanto, para evaluar estos efectos, se llevaron a cabo análisis de sensibilidad para conocer la variación de la TOT respecto a la razón de compresión de la turbina. Se hicieron las siguientes consideraciones para las simulaciones:

1. El gas de síntesis puede comprimirse a 10,20 y 50 bar, representados en la Figura 2 como GT-10, GT-20, GT-50).
2. La cantidad en exceso de oxígeno para llevar a cabo la combustión debe ser tal que la temperatura de entrada en la turbina no exceda 1400°C.
3. La cámara de combustión se simula como un reactor Rstoic adiabático y se toma en cuenta una eficiencia de combustión del 98%.

d) Modelado del recuperador de calor. El gas de escape que sale de la turbina es enviado a un recuperador de calor (HRSG) que puede producir hasta dos tipos de vapor. La estructura del HRSG se muestra en la Figura 2 y consiste en una serie de intercambiadores de calor. El agua primero se precalienta hasta su punto de saturación, después se envía a un evaporador y finalmente, si las condiciones del proceso lo requieren, se utiliza un tercer intercambiador de calor para sobrecalentar el vapor.

Los parámetros clave para el diseño de un recuperador de calor son ΔT_{pinch} y $\Delta T_{approach}$ definidos como la diferencia de temperaturas entre la temperatura de los gases de escape a la salida del evaporador y la temperatura de saturación del agua y la diferencia entre la temperatura de saturación y la temperatura de entrada del agua en el pre calentador, respectivamente (Knopf, 2012). En este trabajo, el HSRG se diseñó llevando a cabo una optimización para determinar el mejor valor de ΔT_{pinch} para producir uno o dos tipos de vapor. Para ello, se evalúa un conjunto de sub-problemas, SP-1, definidos en la Tabla 1.

Cada sub-problema consiste en calcular el mejor valor de ΔT_{pinch} que minimice los costos anuales del equipo. Para cada sub-problema, n , se asume que el HRSG es capaz de generar hasta dos tipos de vapor, s . El tipo de vapor a generar depende de la temperatura de salida de los gases de escape provenientes de la turbina (TOT). Por ejemplo, en la Tabla 1, el gas de escape que proviene de la turbina GT-10 tiene una TOT mayor a 600 °C, por lo tanto, es capaz de generar VHP, mientras que el gas de escape que proviene de la turbina GT-20 no puede generarlo. El tipo de vapor que cada gas de escape es capaz de generar se muestra en la Tabla 1. Los sub-problemas son resueltos usando la función *fmincon* de Matlab. Además, las siguientes consideraciones se tomaron en cuenta:

1. El parámetro $\Delta T_{\text{approach}}$ se establece igual a 20°C.
2. Los costos de operación de cada tipo de vapor fueron estimados tomando en cuenta las suposiciones hechas por Ulrich y Vasudevan, (2006).
3. Para calcular los costos relacionados con los intercambiadores de calor, se utilizaron las correlaciones propuestas por Almena y Martin, (2015).

Tabla 1. Definición de sub-problemas, SP-1

Tipo de HRSG, n	Exhaust gas fed to HRSG	Vapor que puede producirse
N=1	GT-10/D _q (Gas de escape proveniente de la cámara de combustión 995 °C)	VHP
2	GT-10/ D _q	VHP+HP
3	GT-10/ D _q	VHP+MP
4	GT-10/ D _q /GT-20	HP
5	GT-10/ D _q /GT-20	HP+MP
6	GT-10/ D _q GT-20/GT-50	MP
7	GT-10/ D _q /GT-20/GT-50	MP+LP
8	GT-20/GT-50	LP

El sub-problema, SP-1, se representa por las ecuaciones (14)-(23) y consiste en calcular el valor óptimo de ΔT_{pinch} , definido por la ecuación (21), que minimice el costo anual de cada unidad. Luego se calcula el flujo de vapor producido por cada kilogramo de gas de escape alimentado al HRSG, definido como $R_{q,j,k}^{n,s}$. Los subíndices están referidos para el diagrama mostrado en la Figura 2.

$$\begin{aligned} \min_x \{TAC^n(x)\} \quad \forall n \\ (SP-1) \text{ s.t. Eqs. 14 to 23} \end{aligned} \quad (SP-1)$$

- Determinar $R_{q,j,k}^{n,s}$ en HRSG, n

$$R_{q,j,k}^{n,s} = F_m^{n,s} / F_m^{n,g} \quad \forall n, s, q, j, k, m \quad (14)$$

- Balance de energía para producción del vapor, s , en el intercambiador de calor, m .

$$Q_m^{n,s} = F_m^{n,s} [H(T_m^s, P_m^s) - H(T_{m+1}^s, P_{m+1}^s)] \quad \forall m, s, n \quad (15)$$

- Balance de energía para el vapor de escape, $G_{q,j,k}^{i,n}$, en el intercambiador de calor, m .

$$T_{m=1}^{n,g} = TOT_{q,j,k} \quad \forall n, q, j, k \quad (16)$$

$$G_{q,j,k}^n = F_m^{n,g} \quad \forall n, q, j, k, m \quad (17)$$

$$Q_m^{n,g} = F_m^{n,g} C_p (T_{m-1}^{n,g} - T_m^{n,g}) \quad \forall m, n \quad (18)$$

$$Q_m^{n,g} = Q_m^{n,s} \quad \forall m, s, n \quad (19)$$

- Cálculo del área del intercambiador de calor, m

$$Q_m^s = U_m A_m \Delta T_m \quad \forall m, s \quad (20)$$

- Cálculo de ΔT_{pinch} del HRSG, n .

$$\Delta T_{Pinch}^n = T_{m=2}^{n,g} - T_{m=2}^s \quad \forall n \quad (21)$$

- Costo del intercambiador de calor, m

$$C_m = K_H A_m^\alpha \quad \forall m \quad (22)$$

- Cálculo del costo anual del HRSG, n

$$TAC^n = K_F \sum_m C_m - H_y \sum_s 3600 * (F_m^{n,s} * C_{op}^s) \quad \forall n \quad (23)$$

Balances de masa y energía para la etapa de gasificación. Los balances de masa y energía de esta etapa del proceso se calculan con base en la información generada en las simulaciones

y optimizaciones, explicadas anteriormente. Para ello, se calculan una serie de parámetros que se muestran en las Tablas del Apéndice A.

Selección del tipo de gasificación. La ecuación (24) se utiliza para seleccionar el tipo de gasificación, q , que se llevará cabo para la producción del gas de síntesis. Las ecuaciones (25)-(26) se utilizan para calcular los requerimientos de vapor y oxígeno para cada tipo de gasificación.

$$\sum_q y_q \leq 1 \quad (24)$$

$$ST_q = K_{ST_q} B_q \quad \forall q \quad (25)$$

$$OX_q = K_{OX_q} B_q \quad \forall q \quad (26)$$

Gases de escape provenientes de la cámara de combustión. Como se mencionó anteriormente, los gases de escape que salen de la cámara de combustión, usada para calentar las sales de olvina en la gasificación indirecta, pueden usarse para recuperar calor y generar vapor. El flujo de los gases de escape, D_q , es calculado de la siguiente manera.

$$D_q = K_{D_q} B_q \quad \forall q \quad (27)$$

Donde K_{D_q} se define como la razón de los kg de gas de escape producidos en la cámara de combustión por kilogramo de biomasa que se alimenta al gasificador, Su valor se muestra en la Tabla A1 del apéndice A.

El uso de los gases de escape para recuperar calor está restringido por el tipo de gasificación que se selecciona (ver ecuación 28). Luego, el gas de escape es alimentado a un HRSG para producir vapor. Esto último queda establecido por las ecuaciones (29)-(31).

$$\sum_q y_q - \sum_n y_{D_q}^n = 0 \quad (28)$$

$$\sum_n y_{D_q}^n \leq 1 \quad (29)$$

$$D_q = \sum_n D_q^n \quad \forall q \quad (30)$$

$$D_q^n \leq D_{MAX} y_{Dq}^n \quad \forall q, n \quad (31)$$

Donde y_{Dq}^n es una variable binaria que se usa para representar la selección del HRSG, n , que usa los gases de escape D_q^n para producir vapor. Finalmente, la producción de vapor a partir de estos gases de escape se calcula usando la siguiente ecuación.

$$F_{Dq}^{n,s} = R_{Dq}^{n,s} * D_q^n \quad \forall q, n, s \quad (32)$$

Donde $R_{Dq}^{n,s}$ se define como la razón de los kg producidos del vapor, s , generados en el HRSG, n , por kg de gases de escape, D_q^n , que se alimentan al HRSG. Su valor se muestra en Tabla A2 del apéndice A.

Balance de masa y selección del tipo de reformado. El flujo de biomasa que se procesa mediante la gasificación, q , y el reformado, j , se calcula usando la ecuación (33). Mientras que la ecuación (24) es una disyunción que se usa para seleccionar un solo reformado.

$$B_q = \sum_j B_{q,j} \quad \forall q \quad (33)$$

$$\sum_q y_q - \sum_q \sum_j y_{q,j} = 0 \quad (34)$$

Donde $y_{q,j}$ es una variable binaria que se usa para representar la selección del tipo de reformado. Si la variable $y_{q,j}$ es igual a uno, entonces se activan las ecuaciones (35)-(36) que se usan para calcular los requerimientos de vapor y de oxígeno en cada tipo de reformado. Además la ecuación (37) se usa para calcular el flujo de gas de síntesis que se produce al final de cada reformado.

$$Water_{q,j} = K_{W_{q,j}} B_{q,j} \quad \forall q, j \quad (35)$$

$$Oxygen_{q,j} = K_{O_{q,j}} B_{q,j} \quad \forall q, j \quad (36)$$

$$SY_{q,j} = K_{SY_{q,j}} B_{q,j} \quad \forall q, j \quad (37)$$

Selección de una tecnología para procesar el gas de síntesis. Existen dos opciones para el procesamiento del gas de síntesis, una caldera ($SY_{q,j,cb}$) y una turbina de gas de síntesis

($SY_{q,j,k}$). La selección de la ruta de procesamiento se lleva a cabo usando el siguiente conjunto de ecuaciones.

$$SY_{q,j} = \sum_k SY_{q,j,k} + SY_{q,j,sb} \quad \forall q, j \quad (38)$$

$$SY_{q,j,k} \leq SY_{MAX} y_{q,j,k} \quad \forall q, j, k \quad (39)$$

$$SY_{q,j,sb} \leq SY_{MAX} y_{q,j,sb} \quad \forall q, j, sb \quad (40)$$

$$y_{q,j} - \left(\sum_k y_{q,j,k} + y_{q,j,sb} \right) = 0 \quad \forall q, j \quad (41)$$

$$\sum_k y_{q,j,k} + y_{q,j,sb} \leq 1 \quad \forall q, j, sb \quad (42)$$

$$\sum_k y_{q,j,k} \leq 1 \quad (43)$$

La ecuación (38) se usa para calcular el flujo de gas de síntesis que se envía a la caldera y a la turbina de gas. Las ecuaciones (39) y (40) son restricciones de tipo Big-M que se usan para limitar el flujo de gas de síntesis a procesar. La ecuación (41) es una disyunción que se utiliza para condicionar la selección de cualquier ruta de procesamiento al tipo de gas de síntesis que se ha producido. Las ecuaciones (42) y (43) se utilizan para asegurar que la selección de tecnologías está restringida a ser una.

Modelo de la caldera de gas de síntesis. El modelamiento de la caldera de gas de síntesis se basa en balances de materia y energía. De manera similar a la caldera de biomasa, se plantean una serie de disyunciones para condicionar la producción de cualquier tipo de vapor a la existencia de la caldera.

Balances de masa y energía para la turbina de gas de síntesis. El flujo de gas de síntesis que se envía a la turbina de gas, se representa por $SY_{q,j,k}$. El gas de síntesis puede comprimirse a diferentes presiones. Por lo tanto, la turbina de gas se clasifica en, k número de turbinas dependiendo de su razón de compresión. En este sentido, si la turbina k es seleccionada, entonces el valor de la variable binaria $y_{q,j,k}$, contenida en las ecuaciones (41)-(43), es uno y se activan las siguientes ecuaciones.

$$Air_{q,j,k} = K_{A_{q,j,k}} SY_{q,j,k} \quad \forall q, j, k \quad (44)$$

$$PCO_{q,j,k} = (K_{SCO_{q,j,k}} + K_{ACO_{q,j,k}}) SY_{q,j,k} \quad \forall q, j, k \quad (45)$$

$$P_{q,j,k} = K_{P_{q,j,k}} SY_{q,j,k} - PCO_{q,j,k} \quad \forall q, j, k \quad (46)$$

$$G_{q,j,k} = K_{G_{q,j,k}} SY_{q,j,k} \quad \forall q, j, k \quad (47)$$

$$CD_{q,j,k} = K_{CD_{q,j,k}} SY_{q,j,k} \quad \forall q, j, k \quad (48)$$

Donde $G_{q,j,k}$ en la ecuación (47), es el flujo de gases de escape que salen de la turbina k debido a la combustión del gas de síntesis $SY_{q,j,k}$. Las constantes $K_{P_{q,j,k}}$, $K_{G_{q,j,k}}$, $K_{CD_{q,j,k}}$, $K_{A_{q,j,k}}$, $K_{SCO_{q,j,k}}$ y $K_{ACO_{q,j,k}}$ son parámetros calculados de las simulaciones y se definen en la Tabla A3 del apéndice A.

Selección del tipo de recuperador de calor. Los gases de escape $G_{q,j,k}$ son usados para producir vapor en un HRSG. Las posibles configuraciones del HRSG fueron definidas en la Tabla 1 y su selección está condicionada a la existencia de la turbina de gas de síntesis, k (ecuación 49). La ecuación (50) se usa para calcular el flujo del gas de escape que se envía a cada configuración. Luego, su selección está restringida a una (ecuaciones 51 y 52).

$$y_{q,j,k} - \sum_n y_{q,j,k}^n = 0 \quad \forall q, j, k \quad (49)$$

$$G_{q,j,k} = \sum_n G_{q,j,k}^n \quad \forall q, j, k \quad (50)$$

$$\sum_n y_{q,j,k}^n \leq 1 \quad \forall q, j, k \quad (51)$$

$$G_{q,j,k}^n \leq G_{max} y_{q,j,k}^n \quad \forall q, j, k, n \quad (52)$$

Donde $G_{q,j,k}^n$ es el flujo de los gases de escape que se alimentan al recuperador de calor, n . Finalmente, la cantidad de vapor que se produce en cada recuperador de calor se calcula de la siguiente manera,

$$F_{q,j,k}^{n,s} = G_{q,j,k}^n * R_{q,j,k}^{n,s} \quad \forall q, j, k, n, s \quad (53)$$

Donde $R_{q,j,k}^{n,s}$ es un parámetro que se calcula a partir de la optimización de SP-1 y se define como los kg de vapor, s , que se producen en el recuperador de calor, n , por kg de gases de escape, $G_{q,j,k}$, que se alimentan al recuperador. Sus valores se muestran en la Tabla A4 de apéndice A.

Balance de masa global para la producción de vapor en base biomasa. La producción total de cualquier tipo de vapor en base biomasa ($F_{B_t}^S$) se calcula mediante la ecuación (54) y es igual a la sumatoria del vapor producido en la caldera de biomasa ($F_{c_t}^S$) más el vapor que se produce en cada sistema de recuperación de calor ($F_{q,j,k,t}^{n,s}$, $F_{D_{q,t}}^{n,s}$) más el vapor que se produce en la caldera de gas de síntesis ($F_{SB_{q,j,t}}^S$).

$$F_{B_t}^S = \sum_{q \in Q} \sum_{j \in J} \sum_{k \in K} \sum_{n \in N} F_{q,j,k,t}^{n,s} + F_{c_t}^S + \sum_{q \in Q} \sum_{j \in J} F_{SB_{q,j,t}}^S + \sum_{q \in Q} \sum_{n \in N} F_{D_{q,t}}^{n,s} \quad \forall s \in S, \forall t \in T \quad (54)$$

Producción de electricidad en la sección de procesamiento de biomasa. Como se describió anteriormente, si la biomasa se convierte en gas de síntesis, es posible generar electricidad a través de una turbina de gas de síntesis. Por lo tanto, la producción total de potencia producida en la sección de procesamiento de biomasa se calcula usando la ecuación (55). La existencia de una turbina de gas de síntesis implica el uso de agua de enfriamiento en los compresores, por lo tanto, se usa la ecuación (56) para estimar los requerimientos de enfriamiento en esta parte del proceso.

$$Power_{biomass} = \sum_q \sum_j \sum_k P_{q,j,k} \quad (55)$$

$$CD_{biomass} = \sum_q \sum_j \sum_k CD_{q,j,k} \quad (56)$$

2.3.2 Planta concentradora de energía solar

El diagrama de flujo de la planta concentradora de energía solar (CSP) se muestra en la Figura 4. La planta CSP consiste en dos secciones. La primera sección, llamada campo de

heliostatos, incluye un conjunto de heliostatos, una torre solar, un colector, y dos tanques de almacenamiento térmico. En esta sección, la energía solar es capturada por los heliostatos, los cuales redirigen la radiación solar al tope de la torre solar donde se encuentra el receptor. Dentro del receptor circula un fluido de transferencia de calor (en nuestro caso sales fundidas), el cual se calienta utilizando la energía solar concentrada desde una temperatura de 290 °C hasta una temperatura de 565 °C (Martín y Martín, 2013). Luego las sales fundidas ($F_{salt_t}^{total}$) son enviadas a la segunda sección de la planta, la sección de generación de vapor, donde una fracción se utiliza para producir vapor a distintos niveles de presión ($F_{salt_t}^{steam}$) y el resto se usa para llevar a cabo recalentamientos ($F_{salt_t}^{reheat}$). Por lo tanto, la energía solar transferida por las sales fundidas se distribuye en la segunda sección de la siguiente manera,

$$Q_{rec_t} = Q_{CSP_t}^{steam} + Q_{CSP_t}^{reheat} \quad \forall t \in T \quad (57)$$

Donde $Q_{CSP_t}^{steam}$ es la cantidad de calor requerido para producir vapor, mientras que $Q_{CSP_t}^{reheat}$ es la cantidad de calor usada para llevar a cabo recalentamiento de vapor.

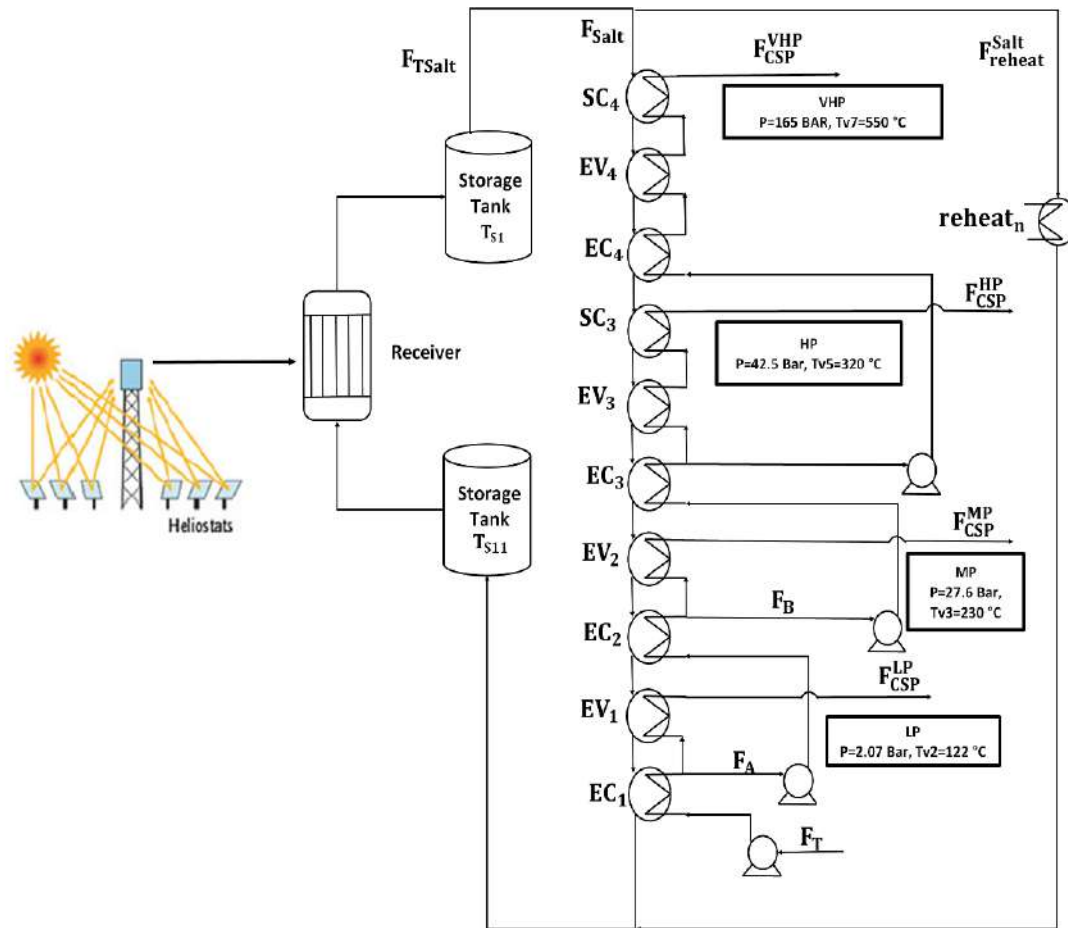


Figura 4. Diagrama de flujo de la planta de concentradora de energía solar

Sección de generación de vapor. Esta sección consiste en un conjunto de intercambiadores de calor conectados en serie que se usan para producir hasta cuatro tipos de vapor, VHP, HP, MP y LP. Primero se alimenta agua a la unidad EC₁ donde se precalienta, usando las sales fundidas, hasta 122 °C (F_T). Una fracción de esta corriente puede enviarse a la unidad EV₁ para generar vapor de baja presión. El resto de la corriente, F_A, se envía a la unidad EC₂ donde se calienta hasta 230 °C a una presión de 27.6 bar. El vapor de media presión se produce, por lo tanto, evaporando una fracción de F_A en la unidad EV₂ a 27.6 bar. El resto de la corriente, F_B, se calienta en EC₃ hasta su punto de saturación a 42.5 bar. Finalmente, la corriente de salida se divide en F_{HP} para producir vapor de alta presión a través de las unidades EV₃, SC₃. El resto se envía a las unidades EC₄, EV₄ y SC₄ para producir vapor de muy alta presión. Esta sección de la planta se modeló mediante balances de materia en los puntos de separación y balances de energía en cada intercambiador de calor (ecuaciones 58-

60). El tamaño de los intercambiadores de calor se determinó usando la ecuación (61). La sección de recalentamiento fue modelada de manera similar.

$$Q_{CSP_t}^{steam} = \sum_{l \in L} \sum_{s \in S} Q_{l,t}^s \quad \forall t \in T \quad (58)$$

$$Q_{l,t}^s = F_{CSP_t}^s \Delta H_l \quad \forall s \in S, \forall l \in L, \forall t \in T \quad (59)$$

$$Q_{l,t}^s = F_{salt_t}^s C_p \Delta T_{salt}^{l,s} \quad \forall s \in S, \forall l \in L, \forall t \in T \quad (60)$$

$$Q_{l,t}^s = A_{l,t}^s U_l^s D t_l^s \quad \forall s \in S, \forall l \in L, \forall t \in T \quad (61)$$

La producción de cualquier tipo de vapor en base solar está condicionada a la existencia de la planta de la siguiente manera,

$$y_{CSP}^s - y_{CSP} \leq 0 \quad \forall s \in S \quad (62)$$

Donde y_{CSP} es una variable binaria que se usa para indicar la existencia de la planta, y_{CSP}^s es una variable binaria asociada a la producción de cada tipo de vapor.

Cálculo del área del campo de heliostatos. La ecuación (63) se utiliza para calcular el área total del campo de heliostatos. Se relaciona la energía necesaria para producir vapor y llevar a cabo su recalentamiento con la energía solar disponible en una zona,

$$Q_{rec_t} = Q_{CSP_t}^{steam} + Q_{CSP_t}^{reheat} = rad_t A_{sf_t} \eta_{field} \quad \forall t \in T \quad (63)$$

Donde η_{field} es la eficiencia del campo de heliostatos igual a 0.55 (Martín y Martín, 2013).

Las ecuaciones (64)-(65) son restricciones utilizadas para acotar el tamaño del campo de heliostatos,

$$A_{sf_t} \geq A_{min} y_{CSP} \quad \forall t \in T \quad (64)$$

$$A_{sf_t} \leq A_{max} y_{CSP} \quad \forall t \in T \quad (65)$$

Donde A_{min} es igual a 120 m², lo que corresponde al área de un solo heliostato, A_{max} es igual a 1,500,000 m², lo que corresponde al área de la planta CSP más grande (NREL, 2017).

2.3.3 Procesamiento de biogás

La planta renovable de servicios auxiliares considera el uso de biogás para la producción de vapor y electricidad. Para este propósito, se consideraron dos tipos de desechos para la producción de biogás, deyecciones bovinas (CM) y residuos sólidos municipales (MSW). El procesamiento de biogás se muestra en la Figura 5 y se describe de la siguiente manera. La materia prima (o desecho), z , se envía al digestor donde ocurre una reacción de digestión anaerobia. Los principales productos de esta reacción son el digestato y el biogás, que consiste en una mezcla de metano, dióxido de carbono, NH_3 , y H_2S (Al-Seadi et al. 2001). Después de ser purificado, el biogás se envía a una caldera de biogás, BGB , o a una turbina de biogás, k , que está unida a un recuperador de calor.

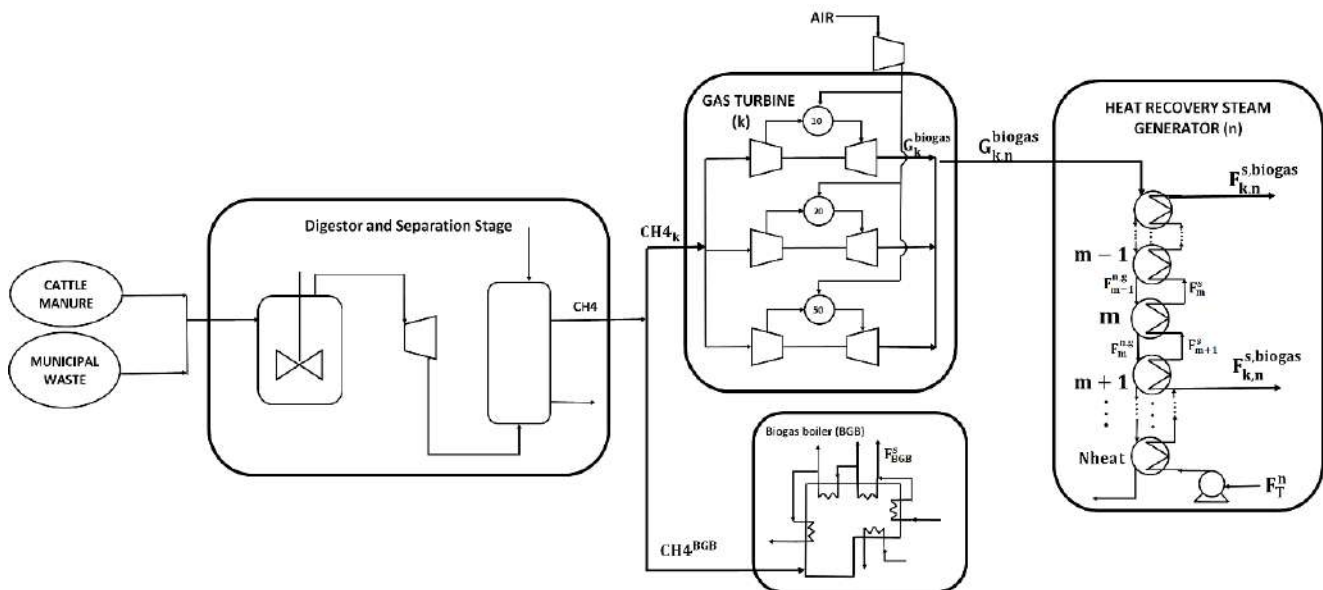


Figura 5. Diagrama de flujo del procesamiento de biogás

Selección de la materia prima. En este trabajo se consideró que sólo un tipo de desecho, z , puede ser alimentado al digestor (las mezclas de desechos no están permitidas). Esto último queda establecido por la ecuación (66), mientras que la ecuación (67) restringe el uso de los desechos a su máxima disponibilidad en una zona.

$$\sum_{z \in Z} y_z \leq 1 \quad (66)$$

$$Waste_z \leq Waste_{Max,z} y_z \quad \forall z \in Z \quad (67)$$

Producción de biogás. La producción de biogás se calculó utilizando los datos de rendimiento para cada materia prima reportados por León y Martín (2016). La producción de cada componente se calcula usando las siguientes ecuaciones,

$$CH4_z = Waste_z K_{CH4}^z \quad \forall z \quad (68)$$

$$CO2_z = Waste_z K_{CO2}^z \quad \forall z \quad (69)$$

$$WATER_z = Waste_z K_w^z \quad \forall z \quad (70)$$

$$NH3_z = Waste_z K_{Ammonia}^z \quad \forall z \quad (71)$$

Donde K_{CH4}^z , K_{CO2}^z , K_w^z , y $K_{Ammonia}^z$ son las razones de los kg producidos de metano, dióxido de carbono, agua y amoníaco por kg de desecho alimentado al digestor, respectivamente. Estos parámetros fueron ajustados usando la información reportada por León y Martín (2016) y su valor se muestra en la Tabla A5 del apéndice A.

Selección de una tecnología para procesar el biogás. El biogás puede ser enviado a una caldera de biogás, $CH4^{BGB}$, o una turbina de biogás, $CH4_k$, para producir electricidad y vapor. Esto se establece mediante el siguiente conjunto de ecuaciones,

$$CH4 = \sum_k CH4_k + CH4^{BGB} \quad (72)$$

$$\sum_z y_z - \left(\sum_k y_k^{biogas} + y^{BGB} \right) \leq 0 \quad (73)$$

$$\sum_k y_k^{biogas} + y^{BGB} \leq 1 \quad (74)$$

$$\sum_k y_k^{biogas} \leq 1 \quad (75)$$

Donde y_k^{biogas} es una variable binaria que se utiliza para indicar el tipo de turbina a seleccionar mientras que y^{BGB} indica la selección de la caldera de biogás. La ecuación (73) es una disyunción que se usa para indicar que la selección de cualquiera de las tecnologías está sujeta a la existencia del desecho, z ; la ecuación (73) y (74) indican que sólo se permite la selección de una tecnología.

Modelo de la caldera de biogás. El modelamiento de la caldera de biogás se basa en balances de materia y energía. De manera similar a la caldera de biomasa, se plantean una serie de disyunciones para condicionar la producción de cualquier tipo de vapor a la existencia de la caldera.

Turbina de biogás y recuperador de calor. De manera similar al modelamiento de la turbina de gas de síntesis, se usaron simulaciones y subrutinas de optimización para desarrollar un modelo subrogado y así calcular los balances de materia y energía de la turbina de biogás. El procedimiento para el desarrollo del modelo subrogado se divide en tres partes. a) Simulación de la turbina de biogás en Aspen plus; b) análisis de sensibilidad de la producción de electricidad y TOT en función de la presión de compresión; c) desarrollo de una subrutina de optimización par el diseño del HRSG.

Este modelo subrogado se utiliza para calcular una serie de parámetros que son incluidos en las disyunciones, utilizadas para la selección de las tecnologías, y en los balances de masa de cada etapa de procesamiento. El valor de los parámetros puede consultarse en Tabla A6 del apéndice A.

Balance de masa global para la producción de vapor en base biomasa. La producción total de cualquier tipo de vapor en base biogás ($F_{bio_t}^S$) se calcula mediante la ecuación (76) y es igual a la sumatoria del vapor producido en la caldera de biogás ($F_{BGB,t}^S$) más el vapor que se produce en cada sistema de recuperación de calor ($F_{bio_{k,n,t}}^S$).

$$F_{bio_t}^S = F_{BGB,t}^S + \sum_{kb \in KB} \sum_{nb \in NB} F_{bio_{kb,nb,t}}^S \quad \forall s \in S, \quad \forall t \in T \quad (76)$$

2.3.4 Parque eólico

La planta de servicios auxiliares es capaz de producir electricidad sin la necesidad de producir vapor usando turbinas eólicas. La potencia que produce cada turbina se estima en función de la velocidad del viento usando la siguiente correlación (Davis y Martín, 2014),

$$P_{wind_t} = \frac{P_{nom} N_{turb_t}}{1 + e^{-(v_t - a)mp}} \quad \forall t \in T \quad (77)$$

Donde v_t es la velocidad del viento en m/s, $P_{nom}=1500$, $a=8.08$ m/s, $mp=0.78$ s/m (De la Cruz y Martín, 2016) y N_{turb_t} es el número de turbinas del parque eólico.

Cálculo del área del parque eólico. En este trabajo se consideró una distancia entre turbinas igual a $28D_{WT}^2$ para evitar interferencias entre ellas. Por lo tanto, el área ocupada por el parque eólico (A_{wft}) se calcula usando la ecuación (78), teniendo como restricciones las ecuaciones (79) y (80).

$$A_{wft} = 28D_{WT}^2 N_{turbt} \quad \forall t \in T \quad (78)$$

$$A_{wft} \geq 28D_{WT}^2 \gamma_{wind} \quad \forall t \in T \quad (79)$$

$$A_{wft} \leq A_{wftmax} \gamma_{wind} \quad \forall t \in T \quad (80)$$

Donde D_{WT} es el diámetro de la turbina, A_{wftmax} es igual a 36 km^2 que corresponde al parque eólico on-shore más grande (Aspen Environmental Group, 2018).

2.3.5 Red de vapor

La Figura 6 muestra el diagrama de flujo de la red de vapor, la cual incluye un conjunto de cabezales de vapor (SVHP, SHP, SMP, y SLP), intercambiadores de calor (CU_n), una turbina de vapor (ST) y válvulas de expansión. Se considera que las condiciones de operación de cada cabezal de vapor coinciden con la temperatura y presión de los vapores VHP, HP, MP y LP. Además se consideró que una fracción del vapor producido puede ser recalentada usando las calderas de biomas, de gas de síntesis, biogás o las sales fundidas de la planta CSP. Esto se hace para mejorar la producción de energía eléctrica. Las ecuaciones (81)-(84) representan los balances de masa para tipo de vapor que ingresan a los cabezales.

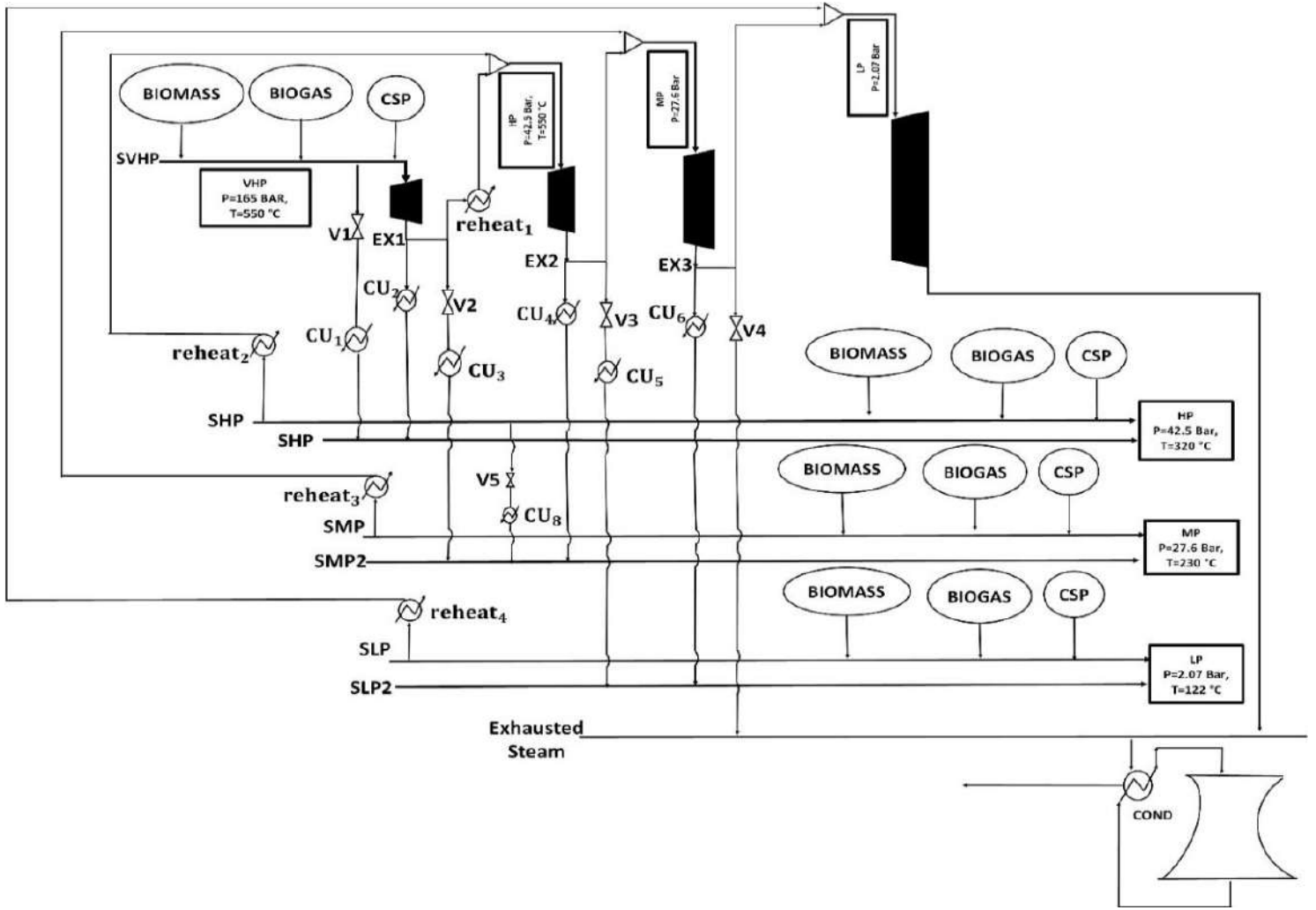


Figura 6. Diagrama de flujo de la red de vapor.

Balace de masa de VHP en el cabezal SVHP

$$F_{Biomass}^{VHP} + F_{CSP}^{VHP} + F_{biogas}^{VHP} = F_{(SVHP,V1)}^{VHP} + F_{(SVHP,ST)}^{VHP} \quad (81)$$

Balace de masa de HP en el cabezal SHP

$$F_{Biomass}^{HP} + F_{CSP}^{HP} + F_{biogas}^{HP} = F_{T1}^{HP} + F_{reheat_2}^{HP} + F_{(SHP,V5)}^{HP} \quad (82)$$

Balace de masa de MP en el cabezal SMP

$$F_{Biomass}^{MP} + F_{CSP}^{MP} + F_{biogas}^{MP} = F_{T1}^{MP} + F_{reheat_3}^{MP} \quad (83)$$

Balace de masa de LP en el cabezal SLP

$$F_{Biomass}^{LP} + F_{CSP}^{LP} + F_{biogas}^{LP} = F_{T1}^{LP} + F_{reheat_4}^{LP} \quad (84)$$

Donde F_{T1}^S es el flujo de vapor generado por los recursos renovables que no es recalentado; $F_{reheat_n}^S$ es el flujo de vapor, s , que es recalentado y que se envía a la turbina de vapor. De esta manera el flujo de alimentación a la turbina está dado por la suma del flujo de vapor que no ha sido extraído, $F_{(EXn,ST)}^S$, más el flujo de vapor recalentado,

Balance de masa para la segunda alimentación a la turbina de vapor, F_{ST}^{HP}

$$F_{ST}^{HP} = F_{reheat_1}^{HP} + F_{reheat_2}^{HP} \quad (85)$$

$$F_{ST}^{HP} \geq F_{(SVHP,ST)}^{VHP} * R \quad (86)$$

Balance de masa para la tercera alimentación a la turbina, F_{ST}^{MP}

$$F_{ST}^{MP} = F_{reheat_3}^{MP} + F_{(EX2,ST)}^{MP} \quad (87)$$

$$F_{ST}^{MP} \geq F_{ST}^{HP} * R \quad (88)$$

Balance de masa para la cuarta alimentación a la turbina, F_{ST}^{LP}

$$F_{ST}^{LP} = F_{reheat_4}^{LP} + F_{(EX3,ST)}^{LP} \quad (89)$$

$$F_{ST}^{LP} \geq F_{ST}^{MP} * R \quad (90)$$

Recalentamiento de vapor

El recalentamiento de vapor puede llevarse a cabo ya sea por medio de una caldera de biomasa, una caldera de gas de síntesis, una caldera de biogás o usando las sales fundidas de la planta CSP. El calor requerido y la selección del recurso para llevar a cabo el recalentamiento se calcula de la siguiente manera,

Recalentamiento de $F_{(EX1,reheat1)}^{HP}$

$$Q_{reheat1} = F_{(EX1,reheat_1)}^{HP} \Delta H_{reheat1} \quad (91)$$

$$F_{(EX1,reheat_1)}^{HP} = F_{reheat1}^{HP} \quad (92)$$

$$F_{reheat_1}^{HP} = F_{reheat_1}^{HP,CSP} + F_{reheat_1}^{HP,BGB} + F_{reheat_1}^{HP,C} + \sum_q \sum_j F_{reheat_1}^{HP,q,j} \quad (93)$$

$$y_{reheat_1}^{HP,CSP} + y_{reheat_1}^{HP,BGB} + y_{reheat_1}^{HP,C} + \sum_q \sum_j y_{reheat_1}^{HP,q,j} \leq 1 \quad (94)$$

Recalentamiento de $F_{reheat_2}^{HP}$

$$Q_{reheat_2} = F_{reheat_2}^{HP} \Delta H_{reheat_2} \quad (95)$$

$$F_{reheat_2}^{HP} = F_{reheat_2}^{HP,CSP} + F_{reheat_2}^{HP,BGB} + F_{reheat_2}^{HP,C} + \sum_q \sum_j F_{reheat_2}^{HP,q,j} \quad (96)$$

$$y_{reheat_2}^{HP,CSP} + y_{reheat_2}^{HP,BGB} + y_{reheat_2}^{HP,C} + \sum_q \sum_j y_{reheat_2}^{HP,q,j} \leq 1 \quad (97)$$

Recalentamiento de $F_{reheat_3}^{MP}$

$$Q_{reheat_3} = F_{reheat_3}^{MP} \Delta H_{reheat_3} \quad (98)$$

$$F_{reheat_3}^{MP} = F_{reheat_3}^{MP,CSP} + F_{reheat_3}^{MP,BGB} + F_{reheat_3}^{MP,C} + \sum_q \sum_j F_{reheat_3}^{MP,q,j} \quad (99)$$

$$y_{reheat_3}^{MP,CSP} + y_{reheat_3}^{MP,BGB} + y_{reheat_3}^{MP,C} + \sum_q \sum_j y_{reheat_3}^{MP,q,j} \leq 1 \quad (100)$$

Recalentamiento de $F_{reheat_4}^{LP}$

$$Q_{reheat_4} = F_{reheat_4}^{LP} \Delta H_{reheat_4} \quad (101)$$

$$F_{reheat_4}^{LP} = F_{reheat_4}^{LP,CSP} + F_{reheat_4}^{LP,BGB} + F_{reheat_4}^{LP,C} + \sum_q \sum_j F_{reheat_4}^{LP,q,j} \quad (102)$$

$$y_{reheat_4}^{LP,CSP} + y_{reheat_4}^{LP,BGB} + y_{reheat_4}^{LP,C} + \sum_q \sum_j y_{reheat_4}^{LP,q,j} \leq 1 \quad (103)$$

Donde $y_{reheat_n}^{s,i}$ es una variable binaria que se usa para indicar la selección del tipo de recalentamiento, reheat_n, llevado a cabo por un recursos renovable; $F_{reheat_n}^s$ es el flujo de vapor que se recalienta.

Rutas alternas para la producción de vapor utilizando múltiples extracciones

Como se mencionó anteriormente, la red de vapor además de producir energía eléctrica, proporciona rutas alternativas para la producción de vapor. Esto se lleva cabo mediante extracciones múltiples en la turbina de vapor. Estas expansiones se asumieron isoentrópicas. Cada una se describe a continuación.

Rutas alternas para producir vapor de alta presión (HP)

a) Expansión de vapor a muy alta presión (VHP) a través de una válvula sin producción de electricidad

En esta ruta una porción del vapor VHP producido en la sección de generación de vapor se expande isotrópicamente a través de la válvula V1 para producir vapor HP. Sin embargo, para alcanzar las condiciones de operación del vapor, se requiere de una unidad de enfriamiento, CU1. Los balances de masa y energía para esta ruta se muestran a continuación,

Balance de masa en la válvula V1 y en la unidad CU_1

$$F_{(SVHP,V1)}^{VHP} = F_{(V1,CU_1)}^{HP} \quad (104)$$

Balance de energía en la unidad CU_1

$$Q_{cu_1} = F_{(V1,CU_1)}^{HP} \Delta H_{CU_1} \quad (105)$$

$$Q_{cu_1} = A_{cu_1} U_{cu_1} \Delta T_{cu_1} \quad (106)$$

$$F_{(V1,CU_1)}^{HP} = F_{(CU_1,SHP2)}^{HP} \quad (107)$$

b) Enfriamiento de la primera extracción de la turbina

La presión de la primera extracción de la turbina, EX1, fue establecida para tener la misma presión que el vapor HP. Por lo tanto, para poder alcanzar la temperatura de operación del vapor HP, sólo es necesario una unidad de enfriamiento, CU2. Los balances de masa y energía correspondientes se muestran a continuación,

Balance de masa en la primera extracción de la turbina, EX1

$$F_{(SVHP,ST)}^{VHP} = F_{(ST,EX1)}^{HP} \quad (108)$$

$$F_{(ST,EX1)}^{HP} = F_{(EX1,reheat1)}^{HP} + F_{(EX1,CU_2)}^{HP} + F_{(EX1,V2)}^{HP} \quad (109)$$

Balance de energía para la unidad CU_2

$$Q_{cu_2} = F_{(EX1,CU_2)}^{HP} \Delta H_{CU_2} \quad (110)$$

$$Q_{cu_2} = A_{cu_2} U_{cu_2} \Delta T_{cu_2} \quad (111)$$

$$F_{(EX1,CU_2)}^{HP} = F_{(CU_2,SHP2)}^{HP} \quad (112)$$

Rutas alternas para producir vapor de presión media (MP)

a) Expansión de la primera extracción de la turbina, EX1, sin producción de electricidad

En esta ruta, una fracción de la primera extracción de la turbina puede ser expandida de forma isotrópica a través de la válvula, V2. Para lograr las condiciones de operación del vapor MP, después de la expansión, se requiere una unidad de enfriamiento, CU3. A continuación se muestran los balances de materia y energía,

$$F_{(EX1,CU_2)}^{HP} = F_{(CU_2,SHP2)}^{HP} \quad (113)$$

Balance de masa en la válvula V2 y en la unidad CU_3

$$F_{(EX1,V2)}^{HP} = F_{(V2,CU_3)}^{MP} \quad (114)$$

Balance de calor en la unidad CU_3

$$Q_{cu_3} = F_{(V2,CU_3)}^{MP} \Delta H_{CU_3} \quad (115)$$

$$Q_{cu_3} = A_{cu_3} U_{cu_3} \Delta T_{cu_3} \quad (116)$$

$$F_{(V2,CU_3)}^{MP} = F_{(CU_3,SMP2)}^{MP} \quad (117)$$

b) Enfriamiento de la segunda extracción de la turbina

La presión de operación de la segunda extracción fue establecida a ser la misma que la presión del vapor MP. De esta manera, para lograr las condiciones de operación del vapor MP sólo se requiere de una unidad de enfriamiento, CU4.

Balance de masa en la segunda extracción de la turbina, EX2

$$F_{ST}^{HP} = F_{(ST,EX2)}^{MP} \quad (118)$$

$$F_{(ST,EX2)}^{MP} = F_{(EX2,ST)}^{MP} + F_{(EX2,CU_4)}^{MP} + F_{(EX2,V3)}^{MP} \quad (119)$$

Balance de calor en la unidad CU_4

$$Q_{cu_4} = F_{(EX2,CU_4)}^{MP} \Delta H_{CU_4} \quad (120)$$

$$Q_{cu_4} = A_{cu_4} U_{cu_4} \Delta T_{cu_4} \quad (121)$$

$$F_{(EX2,CU_4)}^{MP} = F_{(CU_4,SMP2)}^{MP} \quad (122)$$

c) Expansión y enfriamiento del vapor HP

El vapor MP puede también producirse mediante la expansión del vapor HP usando la válvula V5 y la unidad de enfriamiento CU8.

Balance de masa en la válvula V5 y la unidad CU_8

$$F_{(SHP,V5)}^{HP} = F_{(V5,CU_8)}^{MP} \quad (123)$$

Balance de energía en la unidad CU_8

$$Q_{cu_8} = F_{(V5,CU_8)}^{MP} \Delta H_{CU_8} \quad (124)$$

$$Q_{cu_8} = A_{cu_8} U_{cu_8} \Delta T_{cu_8} \quad (125)$$

$$F_{(V5,CU_8)}^{MP} = F_{(CU_8,SMP2)}^{MP} \quad (126)$$

Rutas alternas para producir vapor de baja presión (LP)

a) Expansión de la segunda extracción de la turbina, EX2, sin producción de electricidad

La segunda extracción de la turbina de vapor se expande a través de la válvula V3 para producir vapor LP. Después el vapor se enfría utilizando la unidad CU5.

Balance de masa en la válvula V3 y la unidad CU_5

$$F_{(EX2,V3)}^{MP} = F_{(V3,CU_5)}^{LP} \quad (127)$$

Balance de calor en la unidad CU_5

$$Q_{cu_5} = F_{(V3,CU_5)}^{LP} \Delta H_{CU_5} \quad (128)$$

$$Q_{cu_5} = A_{cu_5} U_{cu_5} \Delta T_{cu_5} \quad (129)$$

$$F_{(V3,CU_5)}^{LP} = F_{(CU_5,SLP2)}^{LP} \quad (130)$$

b) Enfriamiento de la tercera extracción de la turbina

La presión de operación de la tercera extracción fue establecida a ser la misma que la presión del vapor LP. De esta manera, para lograr las condiciones de operación del vapor LP sólo se requiere de una unidad de enfriamiento, CU6.

Balance en la tercera extracción de la turbina, EX3

$$F_{ST}^{MP} = F_{(ST,EX3)}^{LP} \quad (131)$$

$$F_{(ST,EX3)}^{LP} = F_{(EX3,ST)}^{LP} + F_{(EX3,CU_6)}^{LP} + F_{(EX3,V4)}^{LP} \quad (132)$$

Balance de calor en la unidad CU_6

$$Q_{cu_6} = F_{(EX3,CU_6)}^{LP} \Delta H_{CU_6} \quad (133)$$

$$Q_{cu_6} = A_{cu_6} U_{cu_6} \Delta T_{cu_6} \quad (134)$$

$$F_{(EX3,CU_6)}^{LP} = F_{(CU_6,SLP2)}^{LP} \quad (135)$$

Expansión y enfriamiento de vapor agotado

Después de ser recalentado y expandido, el vapor es enfriado en el condensador que usa agua enfriamiento suministrada por una torre de enfriamiento, ver Figura 6. Los balances de masa y energía de esta parte del proceso se muestran a continuación.

Balance en la sección de agotamiento de la turbina

$$F_{ST}^{LP} = F_{(ST,COND)}^{EXT} \quad (136)$$

Balance de calor en el condensador

$$F^{EXT} = F_{(ST,COND)}^{EXT} + F_{(V4,COND)}^{EXT} \quad (137)$$

$$Q_{COND} = F^{EXT} \Delta H_{COND} \quad (138)$$

$$Q_{COND} = A_{COND} U_{COND} \Delta T_{COND} \quad (139)$$

Torre de enfriamiento

El agua de enfriamiento requerida por el proceso se suministra por medio de una torre de enfriamiento. El balance de energía de la torre toma en cuenta el calor requerido en la red de vapor (Q_{cu_n}), por el condensador (Q_{COND}) y el calor requerido en la sección de generación de vapor.

$$Q_{cooling} = Q_{COND} + \sum_{cu_n} Q_{cu_n} + CD_{biomass} + CD_{biogas} \quad (140)$$

$$Q_{cooling} = m_{water} C_{pw} \Delta T_W \quad (141)$$

De la misma manera, se consideró pérdidas de agua de proceso debido a la evaporación en la torre, las cuales se estimaron usando la siguiente correlación (Perry y Green, 1997)

$$m_{evap} = 0.00085 * m_{water} \Delta T_W * \left(\frac{9}{5}\right) \quad (142)$$

Balance global de la producción de vapor y electricidad en la red de vapor

La producción de cada tipo de vapor (F_T^S) se calcula mediante de la sumatoria del flujo de vapor producido en la sección de generación de vapor que no es recalentado (F_{T1}^S), más el vapor que se produce en la red vapor a través de las rutas alternas. El balance de masa también toma en cuenta la cantidad de vapor que se requiere en los procesos de gasificación (ST_q) y en la etapa de reformado ($Water_{q,j}$)

$$F_T^{HP} = F_{T1}^{HP} + F_{(CU_1,SH2)}^{HP} + F_{(CU_2,SH2)}^{HP} \quad (143)$$

$$F_T^{HP} \geq F_{Demand}^{HP} \quad (144)$$

$$F_T^{MP} = F_{T1}^{MP} + F_{(CU_3,SMP2)}^{MP} + F_{(CU_8,SMP2)}^{MP} + F_{(CU_4,SMP2)}^{MP} \quad (145)$$

$$F_T^{MP} \geq F_{Demand}^{MP} \quad (146)$$

$$F_T^{LP} = F_{T1}^{LP} + F_{(CU_5,SLP2)}^{LP} + F_{(CU_6,SLP2)}^{LP} - \left(\sum_q ST_q + \sum_q \sum_j Water_{q,j} \right) \quad (147)$$

$$F_T^{LP} \geq F_{Demand}^{LP} \quad (148)$$

Finalmente, la cantidad de potencia producida en la red vapor se calcula como sigue,

$$\begin{aligned} Power_{ST} = & F_{(SVHP,ST)}^{VHP} \eta_{eff} [H(T^{VHP}, P^{VHP}) - H(P^{HP})] + F_{ST}^{HP} \eta_{eff} [H(T^{HP}, P^{HP}) - H(P^{MP})] \\ & + F_{ST}^{MP} \eta_{eff} [H(T^{MP}, P^{MP}) - H(P^{LP})] + F_{ST}^{LP} \eta_{eff} [H(T^{LP}, P^{LP}) - H(P^{EXT})] \end{aligned} \quad (149)$$

2.3.6 Evaluación económica

En esta sección se muestra la metodología seguida para realizar la evaluación de costos de los equipos de cada sección de procesamiento, así como el costo de inversión y de operación de la planta.

Costos de equipos. La estimación del costo de los equipos involucrados en cada sección de la planta se llevó cabo utilizando correlaciones de la forma,

$$Cost = A(Design\ variable) + By \quad (150)$$

Donde A es una coeficiente relacionado con el escalamiento del equipo, B está relacionado con los costos fijos de la unidad, y es una variable binaria que indica la existencia o selección de la unidad. Los valores de estas constantes se muestran en las Tablas del Apéndice B.

Costo del procesamiento de biomasa. El costo de los equipos involucrados en el procesamiento de la biomasa se estimó usando correlaciones reportadas en la literatura. Por ejemplo, el costo de las calderas de biomasa y gas de síntesis fue estimado usando la correlación reportada por Kumar et al. (2015). Para estimar el costo de los recuperadores de calor se usó la correlación reportada en Caputo et al. (2005). El costo de las turbinas y compresores se estimó usando la correlación desarrollada por Almena y Martin (2015). Finalmente, para estimar los costos de los gasificadores se utilizó la correlación desarrollada por Martin y Grossmann (2018). El costo total de la sección de procesamiento de biomasa se calculó usando la ecuación (151).

$$\begin{aligned} Cost_{BIO} = & BB_{COST} + SB_{COST} + \sum_q \sum_j \sum_k Cost_{T_{q,j,k}} + \sum_q \sum_j \sum_k Cost_{COMP_{q,j,k}} \\ & + \sum_q \sum_j \sum_k \sum_n Cost_{HRS_{q,j,k}^n} + \sum_q \sum_j Cost_{Gas_{q,j}} + \sum_q \sum_n Cost_{DHRSG_q^n} \end{aligned} \quad (151)$$

Costo de la planta concentradora de energía solar. Para la estimación del costo de la planta CSP se consideró un precio de heliostatos de 120 \$USD/m² (Mehos et al. 2017; IRENA, 2016). Los datos de costos para la torre solar y el receptor fueron tomados de IRENA (2016) e IRENA (2012), respectivamente. También se tomó un precio de 0.67 \$USD/kg para las sales fundidas (Glatzmaier, 2011). Por lo tanto, el costo del campo de heliostatos se calcula usando la siguiente ecuación,

$$C_{solar\ field} = C_{tower}Y_{CSP} + C_{receiver}Y_{CSP} + F_{Tsalt}C_{Msalt} + A_{SF} * C_{Heliostat} \quad (152)$$

El total de planta CSP se calcula como la suma del costo del campo de heliostatos más el costo de la sección de generación de vapor y la sección de recalentamiento, compuestas por una serie de intercambiadores de calor.

$$Cost_{CSP} = C_{solar\ field} + C_{steam}^{CSP} + C_{reheat}^{CSP} \quad (153)$$

Costo del procesamiento de biogás. Para evaluar el costo de los equipos que incluye esta sección se utilizaron las mismas correlaciones mencionadas para el procesamiento de la biomasa. El costo total del procesamiento de biogás se calcula como sigue,

$$\begin{aligned} \text{Cost}_{\text{BIOGAS}} = & \text{BGB}_{\text{COST}} + \sum_z \text{Cost}_{\text{biogas}_z} + \sum_k \text{Cost}_{\text{BiogasTurbine}_k} + \sum_k \text{Cost}_{\text{BiogasComp}_k} \\ & + \sum_k \sum_n \text{Cost}_{\text{BIO-HRSG}_k}^n \end{aligned} \quad (154)$$

Costo de las turbinas eólicas. Para la evaluación del costo de las turbinas eólicas se tomó en cuenta un costo de inversión unitario de 1600 \$USD/kW (IRENA, 2012).

Costo de los equipos de la red de vapor. Para calcular el costo de los equipos de la red de vapor se llevó a cabo una aproximación lineal de funciones no lineales de costo para cada equipo. A este proceso se le conoce como piecewise linear approximation. Aquí, las aproximaciones lineales se desarrollaron teniendo en cuenta un rango de capacidades para cada equipo. Los valores de las constantes de las funciones lineales se muestran en la Tabla B2 del Apéndice B. Cada función de costo se representa de la siguiente manera,

Intercambiadores de calor, CU_n

$$A_{CU_n} = \sum_f A_{CU_n}^f \quad \forall CU_n \quad (155)$$

$$\text{Cost}_{CU_n}^f = B_{CU} * A_{CU_n}^f + D_{CU} * y_{CU_n}^f \quad \forall CU_n, f \quad (156)$$

$$\text{Cost}_{CU_n} = \sum_f \text{Cost}_{CU_n}^f \quad \forall CU_n \quad (157)$$

$$\sum_f y_{ACU_n}^f \leq 1 \quad \forall CU_n \quad (158)$$

$$A_{CU_n}^f \leq A_{\text{MAX}CU_n}^f y_{CU_n}^f \quad \forall CU_n, f \quad (159)$$

$$A_{CU_n}^f \geq A_{\text{MIN}CU_n}^f y_{CU_n}^f \quad \forall CU_n, f \quad (160)$$

Turbina de vapor

$$\text{Power}_{ST} = \sum_p \text{Power}^p \quad \forall p \quad (161)$$

$$Cost_{ST}^p = B_{ST} * Power^p + D_{ST} * y_{ST}^p \quad \forall p \quad (162)$$

$$Cost_{ST} = \sum_p Cost_{ST}^p \quad (163)$$

$$\sum_p y_{ST}^p \leq 1 \quad (164)$$

$$Power^p \leq Power_{MAX}^p y_{ST}^p \quad (165)$$

$$Power^p \geq Power_{MIN}^p y_{ST}^p \quad (166)$$

Torre de enfriamiento

$$Q_{cooling} = \sum_r Q_{cooling}^r \quad \forall r \quad (167)$$

$$Cost_{CT}^r = B_{CT} * Q_{cooling}^r + D_{CT} * y_{CT}^r \quad \forall r \quad (168)$$

$$Cost_{CT} = \sum_r Cost_{CT}^r \quad (169)$$

$$\sum_r y_{CT}^r \leq 1 \quad (170)$$

$$Q_{cooling}^r \leq Q_{MAX_{cooling}}^r y_{CT}^r \quad (171)$$

$$Q_{cooling}^r \geq Q_{MIN_{cooling}}^r y_{CT}^r \quad (172)$$

Costo total de la red de vapor. El costo total de esta sección del proceso es igual a la suma del costo de los intercambiadores de calor más el costo de la turbina de vapor y la torre de enfriamiento.

$$Cost_{SN} = \sum_{CU_n} Cost_{CU_n} + Cost_{ST} + Cost_{CT} \quad (173)$$

Restricciones en las variables de diseño de los equipos

Las variables de diseño de cada equipo están restringidas por las siguientes ecuaciones.

Procesamiento de biomasa. Las ecuaciones (174)-(178) restringen las variables de diseño para la caldera de biomasa, los gasificadores, la turbina de gas de síntesis, la caldera de gas de síntesis y el sistema de recuperadores de calor, respectivamente.

$$(Q_c)_D \geq Q_{ct}^{steam} + Q_{ct}^{reheat} \quad \forall t \in T \quad (174)$$

$$(SY_{q,j})_D \geq SY_{q,j,t} \quad \forall q \in Q, \forall j \in J, \forall t \in T \quad (175)$$

$$(P_{q,j,k})_D \geq P_{q,j,k,t} \quad \forall q \in Q, \forall j \in J, \forall k \in K, \forall t \in T \quad (176)$$

$$(Q_{SB_{q,j}})_D \geq Q_{SB_{q,j,t}}^{steam} + Q_{SB_{q,j,t}}^{reheat} \quad \forall q \in Q, \forall j \in J, \forall t \in T \quad (177)$$

$$(F_{q,j,k}^n)_D \geq \sum_{s \in S} F_{q,j,k,t}^{n,s} \quad \forall q \in Q, \forall j \in J, \forall k \in K, \forall n \in N, \forall t \in T \quad (178)$$

Planta CSP. El área de diseño para cada intercambiador de calor en la sección de generación de vapor está restringida por la ecuación (179), mientras que las ecuaciones (180) y (181) establecen el límite de flujo de las sales fundidas y el área de diseño del campo de heliostatos, respectivamente.

$$(A_l^s)_D \geq A_{l,t}^s \quad \forall s \in S, \forall l \in L, \forall t \in T \quad (179)$$

$$(F_{salt}^{total})_D \geq F_{salt_t}^{steam} + F_{salt_t}^{reheat} \quad \forall t \in T \quad (180)$$

$$(A_{sf})_D \geq A_{sf_t} \quad \forall t \in T \quad (181)$$

Procesamiento de biogás. Las variables de diseño para el procesamiento de biogás están restringidas por las ecuaciones (182)-(185), las cuales están relacionadas con el digestor, la caldera de biogás, la turbina de biogás y el sistema de recuperadores de calor.

$$(Waste_z)_D \geq Waste_{z,t} \quad \forall t \in T, \forall z \in Z \quad (182)$$

$$(Q_{BGB})_D \geq Q_{BGB_t}^{steam} + Q_{BGB_t}^{reheat} \quad \forall t \in T \quad (183)$$

$$(P_{kb}^{biog})_D \geq P_{kb_t}^{biog} \quad \forall kb \in KB, \quad \forall t \in T \quad (184)$$

$$(F_{kb,nb}^{biog})_D \geq \sum_{s \in S} F_{bio_{kb,nb,t}}^s \quad \forall kb \in KB, \quad \forall nb \in NB, \quad \forall t \in T \quad (185)$$

Parque eólico. La ecuación (186) es una restricción para las turbinas de viento del parque eólico,

$$(N_{turb})_D \geq N_{turb_t} \quad \forall t \in T \quad (186)$$

Red de vapor. La ecuación (187) aplica para restringir la variable de diseño de los intercambiadores de calor involucrados en la red de vapor, mientras que las ecuaciones (188) y (189) son usadas para la turbina de vapor y la torre de enfriamiento, respectivamente.

$$(A_{CUN})_D \geq A_{cun_t} \quad \forall cun \in CUN, \quad \forall t \in T \quad (187)$$

$$(Power_{ST})_D \geq Power_{ST_t} \quad \forall t \in T \quad (188)$$

$$(Q_{cooling})_D \geq Q_{cooling_t} \quad \forall t \in T \quad (189)$$

Costo de inversión de la planta. El costo de inversión de la planta de servicios auxiliares es igual a la suma de los costos involucrados en cada sección de procesamiento multiplicados por un factor, K_T , que toma en cuenta el costo por instrumentación, tuberías entre otros componentes relevantes (El-Hawagi, 2012).

$$INV = K_T [Cost_{BIO} + Cost_{SN} + Cost_{CSP} + Cost_{BIOGAS} + Cost_{WIND}] \quad (190)$$

Costos de operación

Procesamiento de biomasa. Los costos de operación para la sección de procesamiento de biomasa se calculan usando la ecuación (191), la cual toma en cuenta el costo de operación de la etapa de gasificación, el costo de la biomasa procesada a través del tiempo y el costo de su almacenamiento.

$$OpCost_{biom} = \sum_{t \in T} \sum_{q \in Q} \sum_{j \in J} OpCost_{Gasf_{q,j,t}} + \sum_{t \in T} (B_t^{in} + B_t^{used}) C_{biom} \quad (191)$$

$$+ \sum_{t \in T} B_t^{Storage} C_{storage}$$

Donde C_{biom} es el costo de la biomasa en \$/ton y $C_{storage}$ es el costo de almacenamiento de la biomasa establecido como 6.5 \$/ton (INL, 2013)

Planta CSP. Para calcular el costo de operación de la planta, se tomó un costo unitario de \$0.028 USD/kWh (IRENA, 2016). Por lo tanto, los costos de operación de la planta se calculan de la siguiente manera,

$$OpCSP = \sum_{t \in T} 0.028 (\$ USD/kWh) Q_{prod_t} \quad (192)$$

Parque eólico. Se consideró un costo de operación unitario de \$0.02 USD/kWh (IRENA, 2012)

2.3.7 Función objetivo

La función objetivo consiste en minimizar el costo anual (TAC) de la planta de servicios, la cual es igual a los costos de inversión anualizados más los costos de operación involucrados en cada sección de procesamiento

$$\min TAC = K_y * INV + OpCost \quad (193)$$

s.t.

$$Constraints \begin{cases} \mathbf{h}(\mathbf{d}, \mathbf{t}, \mathbf{x}(\mathbf{t}), \mathbf{y}) = \mathbf{0} \\ \mathbf{g}(\mathbf{d}, \mathbf{t}, \mathbf{x}(\mathbf{t}), \mathbf{y}) \leq \mathbf{0} \end{cases}$$

d : variables de diseño (194)

x : flujos

y : variables binarias

t : tiempo

Capítulo III. Estimación del costo de producción del vapor renovable

3.1 Introducción

El costo de los servicios auxiliares representa un gran parte de los costos de producción en la plantas químicas, usualmente por encima del 15% (Turton et al. 2018; Sinnott y Towler 2009), un hecho que afecta la rentabilidad de los procesos de transformación. Por lo tanto, estimar el costo de vapor de una manera adecuada es fundamental para llevar a cabo un análisis tecno-económico correcto de cualquier proceso químico. Una estimación inadecuada podría resultar en evaluaciones erróneas de los costos de producción (Copper, 1989). Las variables que afectan el costo de producción de vapor incluyen el precio del combustible que se usa para generarlo, la presión de vapor, y la temperatura de alimentación del agua, entre otros. Los costos de vapor reportados en la literatura a menudo son valores promedio y no proporcionan información sobre cómo el vapor fue generado (Sieder et al. 2017). Como resultado, se han propuesto algunos métodos para la estimación de costos de vapor que es generado usando un combustible fósil. Por ejemplo, el método de estimación en función de la entalpía del vapor (*enthalpy-based steam pricing method*) (DOE 2012), el método de estimación en función de su potencial para generar trabajo (*work-based pricing*), el método de equivalencia de combustible (*fuel equivalent-based steam pricing*), y el costo del vapor en función de la eficiencia isotrópica (*isentropic efficiency model*) (Zhu 2014). Smith y Varbanov (2005) compararon estos métodos y concluyeron que en particular el método de diferencias de entalpía tiende a sobrestimar el costo de vapores a baja presión.

Otros esfuerzos han buscado desarrollar métodos más adecuados para estimar con mayor precisión el costo de vapor. Por ejemplo, Lozano y Valero (1993) desarrollaron un método termo-económico para estimar el costo de los servicios auxiliares, incluyendo vapor, con base en el concepto de exergía. Posteriormente, da Gama y Nebra (1999) compararon cuatro métodos termo-económicos propuestos en la literatura para calcular el costo de vapor y encontraron que el método exergo-económico predice valores más bajos. Ulrich y Vasudevan (2006) desarrollaron correlaciones para estimar el costo de diferentes servicios auxiliares. Las correlaciones tienen dos términos, uno relacionado con el precio del combustible y el

otro relacionado al tamaño de la planta. Además, el departamento de energía de los Estados Unidos (DOE) ha reportado algunas prácticas para la correcta estimación de los costos de vapor. Por ejemplo, cuando un vapor se produce expandiendo otro a una alta presión en una turbina, el costo debe de tomar en cuenta su potencial para producir energía. Este hecho se incluye asignando un crédito a la potencia producida, y luego restando ese valor al costo total de producción del vapor a alta presión (DOE, 2003). Sun y Doyle (2016) llevaron a cabo un análisis del costo marginal de vapor en una planta de servicios auxiliares. El costo de vapor fue analizado usando un perfil de costo acumulado. Los autores concluyeron que este método es más adecuado que los tradicionales debido a que se puede predecir costos de vapor para cualquier patrón de flujo de vapor, por ejemplo cuando existe una demanda variable de vapor.

Se puede ver, en el párrafo anterior, que la estimación del costo de vapor generado a partir de combustibles fósiles ha sido abordada desde distintas perspectivas; sin embargo, no existe un método disponible para la estimación del costo de vapor generado a partir de una fuente renovable. Un método adecuado para la estimación del costo de vapor renovable requiere de un buen entendimiento de cómo se genera el vapor. Por ejemplo, si se genera a partir de un esquema de cogeneración o directamente en una caldera. Otros factores importantes para su evaluación son la fluctuación de los precios de los recursos (biomasa, heliostatos) y su disponibilidad en un sitio. Es bien sabido que la densidad energética de los recursos renovables se encuentra más dispersa que la de los combustibles fósiles. La disponibilidad de los recursos en un sitio en particular puede ser limitada, por lo tanto, si una planta renovable de servicios auxiliares fuera instalada en esas condiciones, su tamaño y producción estarían limitados por ese factor (Moraes et al. 2018). Por lo tanto, en la evaluación de cualquier planta de servicios auxiliares que use fuentes renovables, como en la generación de vapor, es importante tomar en cuenta diferentes escalas de producción. En este capítulo, se aborda el problema de la estimación del costo de producción de vapor renovable. Se tiene dos objetivos. El primero es comparar el costo de producción de diferentes tipos de vapor renovable contra el costo de vapor generado a partir de un combustible fósil para, de esta manera, establecer políticas bajo las cuales el vapor renovable sea económicamente competitivo. El segundo objetivo es desarrollar correlaciones para estimar el costo de producción de vapor renovable. Las correlaciones son ajustadas para tres tipos de recursos renovables, biomasa, radiación solar y biogás.

3.2 Costo de producción del vapor renovable

Para llevar a cabo la estimación del costo de vapor renovable se utilizó el modelo de optimización descrito en el capítulo 2 y se tomaron en cuenta los siguientes criterios:

1. Cualquier tipo de vapor se produce directamente en la sección de generación de vapor de la planta de servicios auxiliares.
2. El costo del vapor producido a partir de biomasa (VB) se estimó asumiendo un precio de 60 \$/ton (Langholtz et al. 2016).
3. El costo del vapor producido a partir de radiación solar (VR) se estimó asumiendo una radiación solar de 5.7 kWh/m²día. Este valor corresponde a una radiación promedio de los sitios dónde se ha instalado plantas CSP (NREL, 2017; NREL, 2018).
4. El precio de los heliostatos fue establecido a su costo actual, 120 \$/m² (IRENA, 2016).
5. Se consideró el uso de residuos municipales a un costo de cero para generar biogás.

La Figura 4 muestra el costo del vapor renovable para diferentes tamaños de plantas. Se puede observar que conforme el tamaño de la planta alcanza 20 kg/s, su efecto en el costo de vapor es asintótico. Por ejemplo, cuando la capacidad de la planta se incrementa de 20 a 70 kg/s, el costo del VB se reduce sólo un 0.7%. La misma tendencia se observa para el VR y el producido a partir de biogás (VBG). Con base en estos resultados, se consideró una planta con capacidad de 30 kg/s para llevar a cabo un análisis comparativo del costo del vapor renovable contra el vapor no renovable. La Tabla 2 muestra los costos obtenidos para diferentes tipos de vapor.

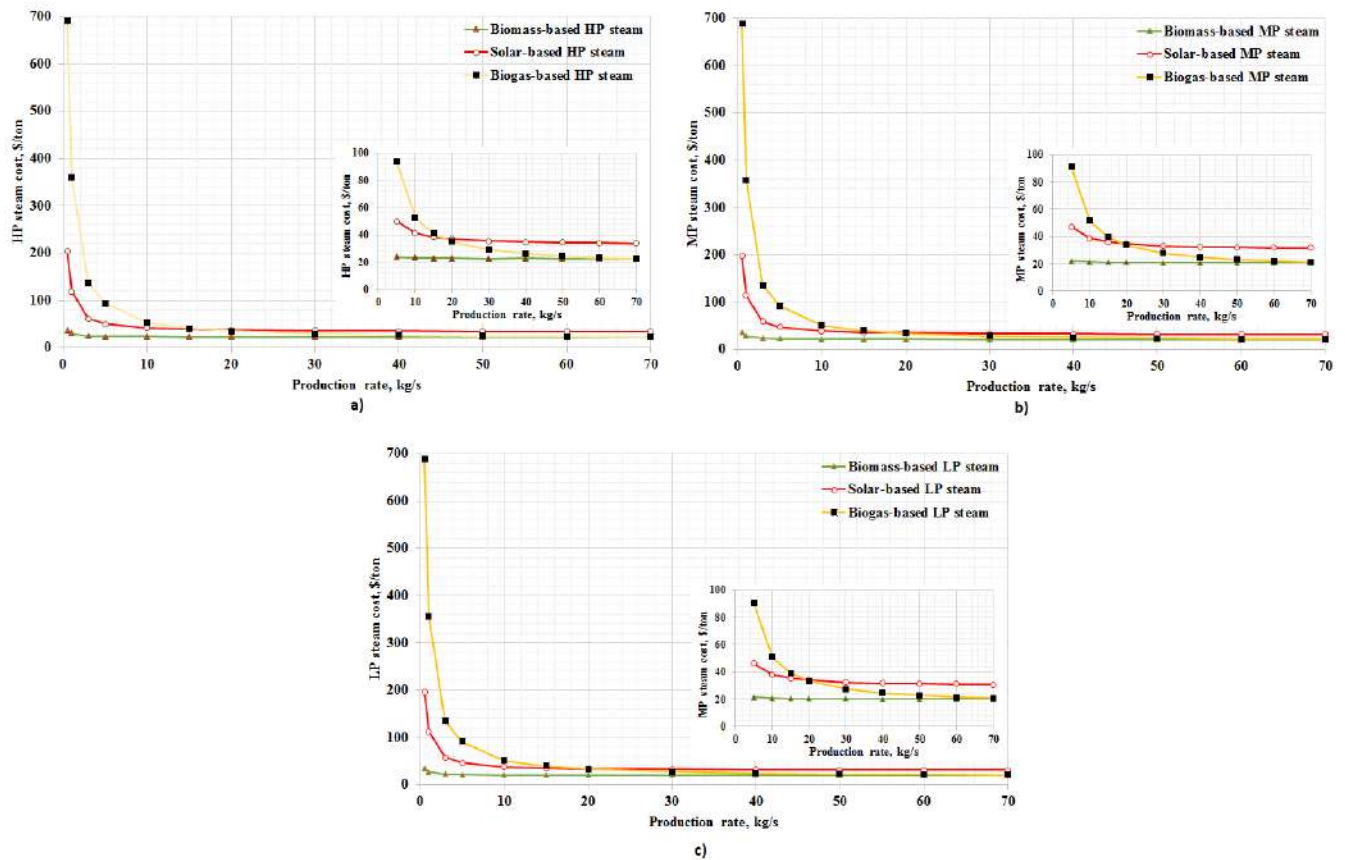


Figura 7. Análisis comparativo del costo de producción del vapor renovable basado a) HP, b) MP, c) LP

Tabla 2. Costo de producción del vapor renovable. Capacidad de planta, 30 kg/s.

Vapor	Biomasa (\$ /ton)	Radiación solar (\$ /ton)	Biogás (\$ /ton)
HP	22.60	35.44	29.15
MP	20.98	33.22	27.89
LP	20.37	32.50	27.42

3.3 Comparación del vapor renovable y del vapor producido a partir de gas natural

En la última década, el precio del gas natural en los Estados Unidos se ha reducido de 12.69 en 2007 a 2.7 \$/MMBTU en 2018 (IEA, 2018), lo cual afecta el precio del vapor. La Tabla 3 muestra los precios actuales del vapor que es generado usando gas natural (VGN). Cuando estos valores se comparan con los mostrados en la Tabla 2, se puede observar que el vapor renovable presenta una desventaja económica frente al vapor que se produce usando gas

natural. Como se mencionó anteriormente, una práctica común para la obtención de vapor, especialmente vapor a baja presión, es el uso de un esquema de cogeneración, con el cuál además de vapor se produce electricidad.

Tabla 3. Costo del vapor en base gas natural

Vapor	Gas natural (\$ /ton) ¹
HP	19.01
MP	17.57
LP	16.81
¹ Intratec, 2018	

Con el fin de encontrar escenarios en los cuales el vapor renovable pudiera ser competitivo frente al vapor que se genera a partir de gas natural, se realiza un análisis de sensibilidad tomando en cuenta lo siguiente.

1. Reducir el precio de la biomasa y de los heliostatos cuando el vapor renovable sea producido directamente en la sección de generación de vapor.
2. Asignar un crédito a la potencia producida por la planta de servicios auxiliares cuando el vapor se genere a partir de un esquema de cogeneración.

3.3.1 Vapor producido a partir de biomasa (VB)

Efecto del precio de biomasa. Se llevó a cabo un análisis de sensibilidad del costo de VB variando el precio de la biomasa con el fin de identificar el precio mínimo al cual se vuelve competitivo frente al gas natural. Los resultados muestran que el precio de la biomasa debe reducirse hasta 40 \$/ton para llegar a ser un recurso competitivo. Esto representa una reducción del 16% respecto a los precios actuales. Sin embargo, se debe reconocer que el precio de la biomasa puede ser afectado por su variabilidad estacional. Además, hoy en día no existe un mercado formal para la compra de biomasa. Por lo tanto, los precios son muchas veces fijados de manera local. Por ejemplo, en Brasil, se usa el bagazo de caña para la producción de electricidad. Su precio puede variar entre 7.7 y 26.5 \$USD /ton. Mercados más formales en los Estados Unidos operan con un precio de biomasa entre 40 y 60 \$/ton, mientras que en Europa su precio puede aumentar hasta 166\$ USD/ton (IRENA, 2012b). Los

resultados también mostraron que para la producción de 30 kg/s de vapor HP, MP y LP se requiere, en promedio, 5.3 kg/s de biomasa.

Efecto del crédito por la potencia producida. Cuando se considera un crédito por electricidad, la ruta de producción de vapor es un esquema de cogeneración, que se muestran en la Figura 8. En los tres casos, la caldera de biomasa produce vapor VHP que se envía a la turbina de vapor. El vapor HP se produce expandiendo el vapor VHP a 42.5 bar y enfriándolo a 320 °C, mientras que en la producción de vapor MP, el vapor VHP se expande a 42.5 bar y es enviado a una válvula que lo expande de nuevo a 27.5 bar. Finalmente, para la producción de vapor LP, el vapor VHP se expande hasta 2.07 bar y se enfría a 122 °C.

Los resultados muestran que se requiere un crédito de al menos 120 y 118.7 \$/MWh para que el uso de la biomasa sea competitivo frente al uso de gas natural en la producción de vapor HP y MP. También se observó que el esquema de cogeneración para el vapor LP produce una mayor cantidad de electricidad, lo cual reduce el valor del crédito a 68.5 \$/MWh.

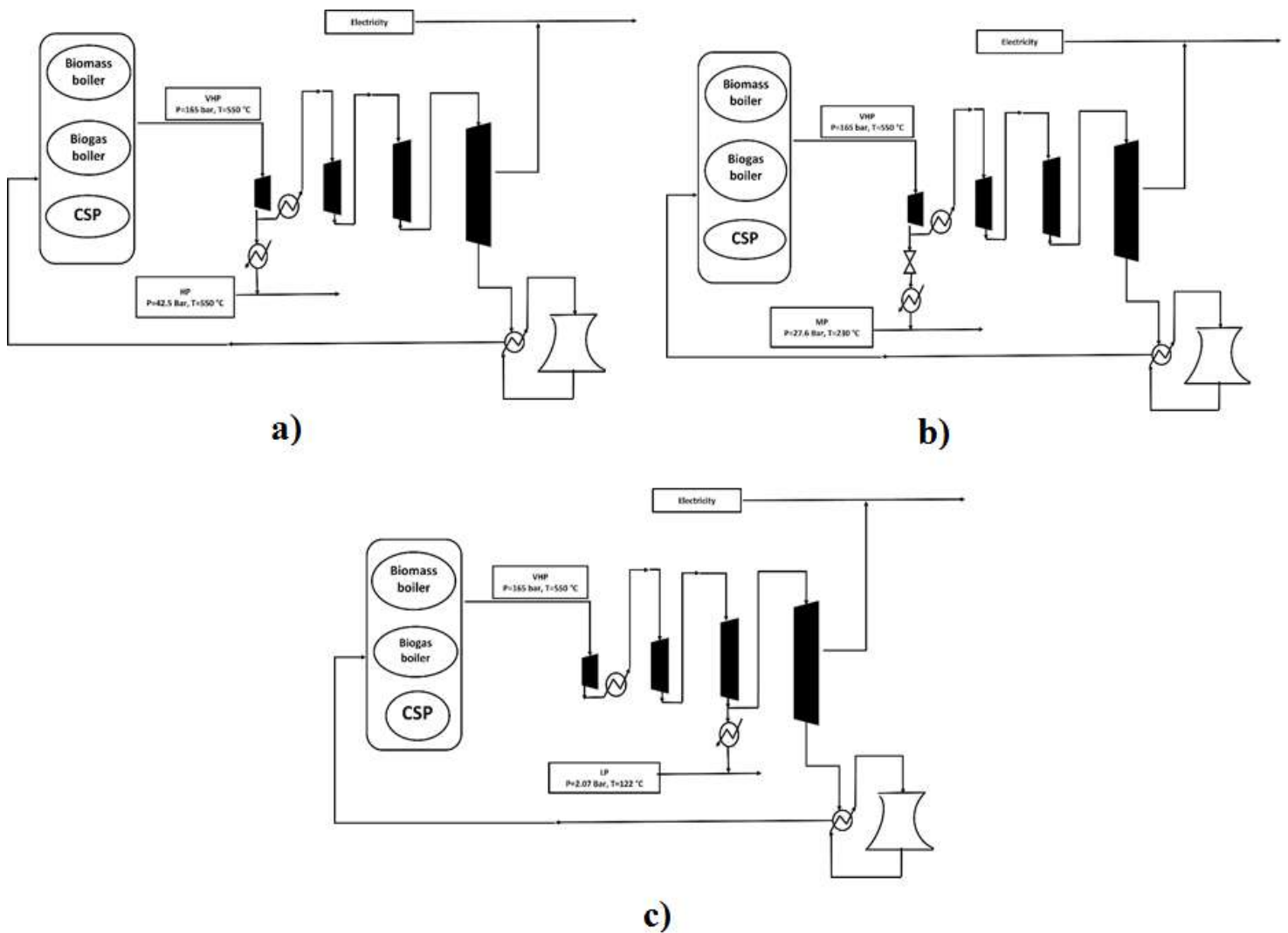


Figura 8. Esquemas de cogeneración para la producción de vapor a) HP, b) MP y c) LP

3.3.2 Vapor producido a partir de radiación solar (VR)

Efecto del precio de los heliostatos. Los resultados mostrados en la Tabla 2 muestran que el VR es en promedio 47% más costoso que el vapor que se produce usando gas natural. Por lo tanto, se llevó a cabo un análisis de sensibilidad del costo de VR con respecto al costo de los heliostatos. Los resultados se muestran en la Figura 9. Se puede observar que cuando se considera un costo cero de los heliostatos, el costo de producción de VR es aún 27.6% más alto que el costo de VGN. Esto se debe a los altos costos de inversión que la planta CSP

requiere. Por ejemplo, cuando se considera un costo de heliostatos de 120 \$/m², el costo de los equipos como los heliostatos, la torre solar, el receptor y las sales fundidas, representan el 40% de los costos anuales totales. El resto corresponde a costos de operación. Los resultados muestran que para producir 30 kg/s de VR la planta CSP requiere un área de 228,040 m². Por otro lado, se observó que un incremento en la radiación solar sólo afecta en el número de heliostatos requeridos, teniendo un efecto pequeño en el costo de inversión de la planta.

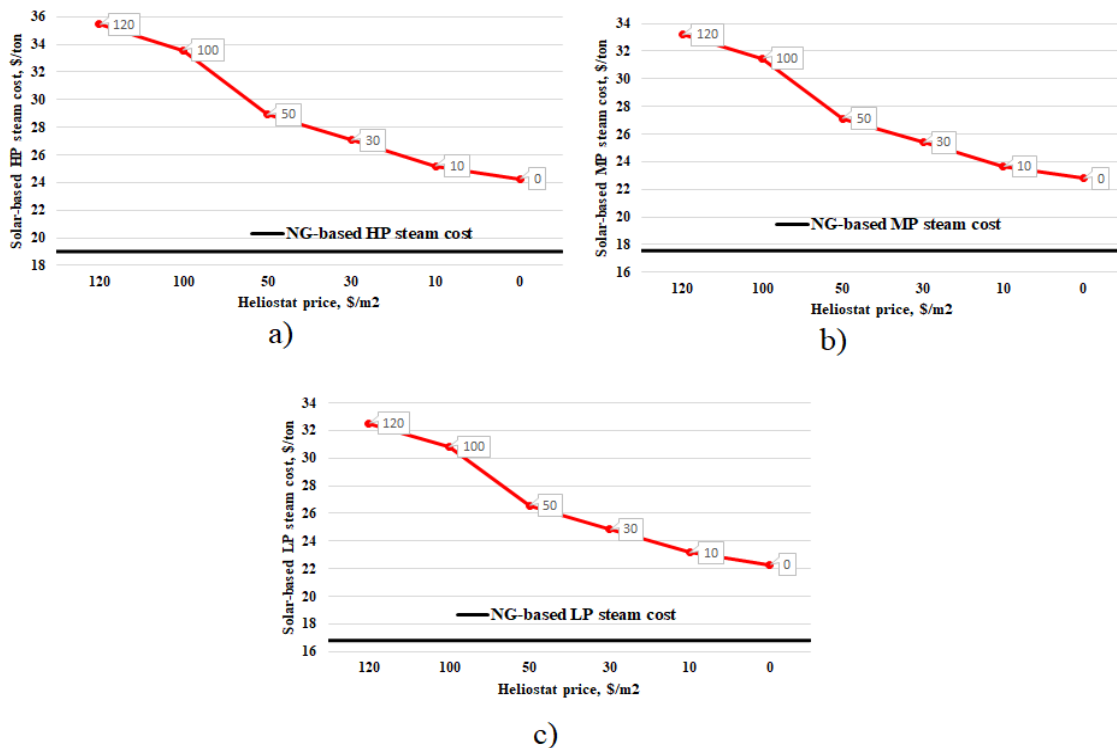


Figura 9. Análisis comparativo del costo del vapor solar con respecto al precio actual del vapor producido a partir de gas natural.

Efecto del crédito por la potencia producida. Como se mostró en el párrafo anterior, el costo de VR no mejoró de forma significativa con una reducción en el precio de los heliostatos ni con un incremento de la radiación solar. Una ruta alternativa a considerar, por lo tanto, es producir VR bajo un esquema de cogeneración. Para realizar este análisis, se consideraron distintos valores de crédito para la electricidad producida, tomando el precio actual de los heliostatos, 120 \$/m², y un área máxima para el campo de heliostato de 1,500,000 m². Los resultados mostraron que se requiere un crédito de 180 \$/MWh para que

la radiación solar represente un recurso competitivo frente al gas natural en la producción de vapor HP y MP, mientras que para la producción de vapor LP se requiere un valor menor, 136.2 \$/MWh. Los resultados también mostraron que la planta CSP requiere un área de 724,560 m² para producir 30 kg/s de vapor. Los resultados de muestran en la Figura 10.

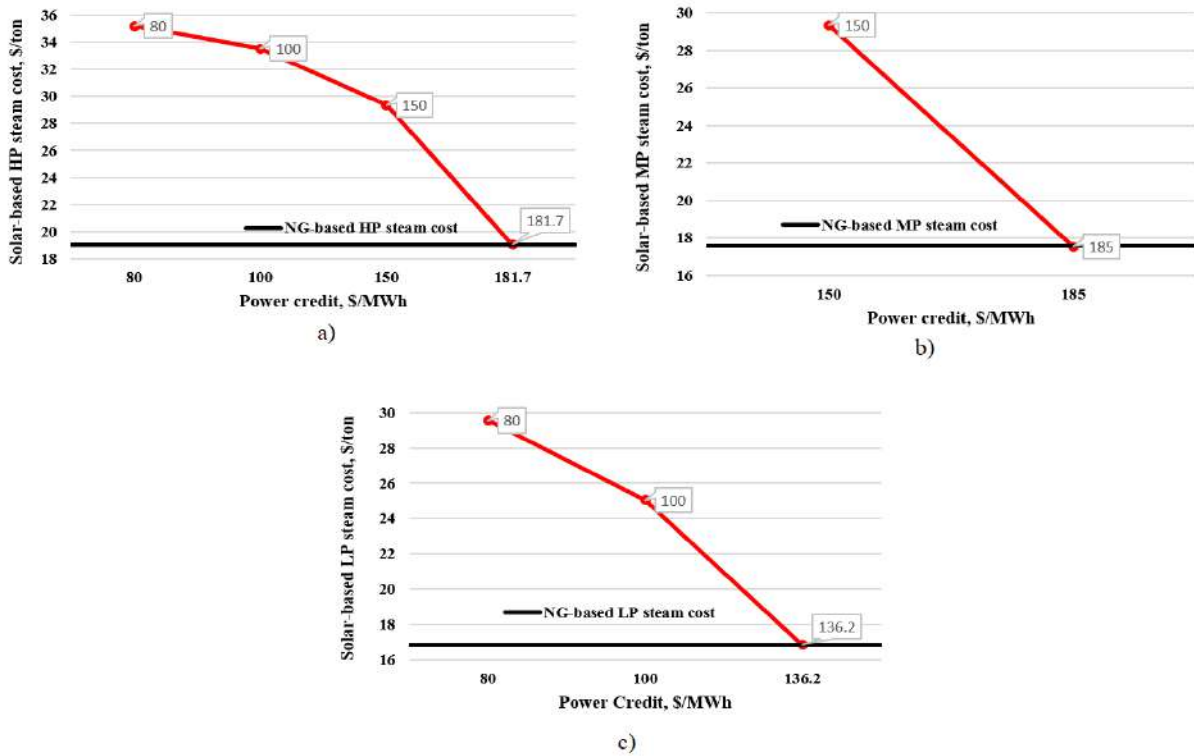


Figura 10. Análisis comparativo del costo del vapor solar con respecto al precio actual del vapor producido a partir de gas natural cuando se obtiene mediante un esquema de cogeneración.

3.3.3 Vapor producido a partir de biogás (VBG)

Efecto del crédito por la potencia producida. El costo de vapor producido a partir de biogás es en promedio 37% más alto que el costo de VGN. El costo de este vapor es también más costoso que VB, esto se debe al bajo rendimiento obtenido en la conversión de los desechos a biogás. Para mejorar su costo, se propusieron distintos valores de crédito para la potencia producida cuando el vapor se genera bajo un esquema de cogeneración. Para este análisis se fijó un consumo máximo de desechos en 50 kg/s. Los resultados muestran que se requiere un

crédito de 190 \$/MWh para que el biogás represente una opción competitiva frente al gas natural en la generación de vapor HP y MP, mientras que el crédito necesario en la producción de vapor LP es de 120 \$/MWh. En todos los casos, se consume la máxima cantidad de desechos permitida.

3.4 Selección de un recurso renovable para la producción de vapor en función de la economía de escala y precios de los renovables

En esta sección se presenta un análisis comparativo de la competitividad de cada recurso renovable para la producción de vapor bajo diferentes precios de biomasa y de heliostatos. También se incluye el efecto de la economía de escala y de la radiación solar. El objetivo es identificar el recurso más económico para producir vapor. Se hicieron las siguientes suposiciones.

1. El vapor se produce directamente en la sección de generación de vapor por una caldera de biomasa, una plana CSP o por una caldera de biogás.
2. El efecto de la economía de escala se estudió considerando tres tamaños de planta. Producción pequeña (0.5-5 kg/s), mediana (10-30 kg/s) y grande (>30 kg/s).
3. El precio de la biomasa se estableció en un rango de 40 a 120 \$/t.
4. El precio de los heliostatos se estableció en un rango de 50 \$/m² a 120 \$/m².

Los resultados se muestran en la Figura 11 y en las Figuras del Apéndice C. Se puede ver que para plantas pequeñas, la biomasa representa la mejor opción para producir vapor. Para plantas medianas, la biomasa sigue siendo la mejor opción, sin embargo, si su precio llegará a aumentar hasta 120 \$/t, habría escenarios donde la radiación solar sería una mejor opción. Por ejemplo, cuando el precio del heliostato es de 50 \$/m² y la radiación solar varía en un rango de 5.7 a 8.06 kWh/m² día. Para las plantas grandes, la biomasa será una opción adecuada siempre y cuando su precio sea menor de 80 \$/t, de lo contrario, el biogás representaría la mejor opción para producir vapor.

		Plant size (kg/s)	Solar radiation (kWh/m ² /day)																		
			2.4			5.7			8.06												
Biomass Price (\$/ton)	40	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
	60	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
	80	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
	100	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
120	0.5-5																				
	5-30																				
	>30																				
Heliostat price (\$/m ²)			50	100	120	50	100	120	50	100	120										

a)

		Plant size (kg/s)	Solar radiation (kWh/m ² /day)																		
			2.4			5.7			8.06												
Biomass Price (\$/ton)	40	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
	60	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
	80	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
	100	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
120	0.5-5																				
	5-30																				
	>30																				
Heliostat price (\$/m ²)			50	100	120	50	100	120	50	100	120										

b)

		Plant size (kg/s)	Solar radiation (kWh/m ² /day)																		
			2.4			5.7			8.06												
Biomass Price (\$/ton)	40	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
	60	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
	80	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
	100	0.5-5																			
		5-30																			
		>30																			
120	0.5-5																				
	5-30																				
	>30																				
Heliostat price (\$/m ²)			50	100	120	50	100	120	50	100	120										

c)

■ Biomass
■ Solar
■ Biogas

Figura 11. Selección óptima de recursos para la producción de vapor. a) HP, b) MP, c) LP.

3.5 Correlaciones para la estimación del costo de vapor

Los resultados obtenidos permitieron el desarrollo de correlaciones que pueden usarse de una manera simple para predecir el costo de vapor renovable. Los datos obtenidos se ajustaron a una correlación de la forma,

$$\text{Steam cost} = A * (\text{Plant size})^B \quad (195)$$

Donde Plant size está en kg/s; A y B son parámetros que dependen de la capacidad de producción (ver Tabla 4). Las constantes A y B se dan directamente para el vapor producido a partir de biogás, mientras que para los casos de la biomasa y de la radiación solar, estos parámetros se calculan en función del costo de la biomasa y de los heliostatos mediante las siguientes relaciones,

$$A = c * (P) + d \quad (196)$$

$$B = c * (P) + d \quad (197)$$

Donde c y d son constantes cuyos valores dependen de la tasa de producción especificada en la Tabla 4, y P es el precio de la biomasa (en \$/T), para el caso de VB, o es el precio del heliostato (en \$/m²) para el caso de VR.

Tabla 4. Parámetros para las correlaciones de costos de vapor

Biomasa						
Parámetros de costo para vapor HP						
	0.5 kg/s < Plant size < 5 kg/s		5 kg/s < Plant size < 30 kg/s		Plant size > 30 kg/s	
	c	d	c	d	c	d
A	0.1892	19.47	0.1872	13.931	0.1874	11.933
B	0.0011	-0.2942	0.0002	-0.0496	0.00005	-0.0104
Parámetros de costo para vapor MP						
	0.5 kg/s < Plant size < 5 kg/s		5 kg/s < Plant size < 30 kg/s		Plant size > 30 kg/s	
	c	d	c	D	c	d
A	0.1755	18.656	0.1733	13.136	0.1737	11.125
B	0.0012	-0.3109	0.0003	-0.054	0.00006	0.0121
Parámetros de costo para vapor LP						
	0.5 kg/s < Plant size < 5 kg/s		5 kg/s < Plant size < 30 kg/s		Plant size > 30 kg/s	
	c	d	c	D	c	d
A	0.1706	18.336	0.1628	12.851	0.1687	10.827
B	0.0012	-0.317	0.0003	-0.055	0.00006	-0.0121
Radiación solar						
Parámetros de costo para vapor HP						
	0.5 kg/s < Plant size < 5 kg/s		5 kg/s < Plant size < 30 kg/s		Plant size > 30 kg/s	
	c	d	c	D	c	d

A	0.1023	111.18	0.0745	61.117	0.0896	32.115
B	0.0006	-0.7464	0.0006	-0.2879	0.0002	-0.0792
Parámetros de costo para vapor MP						
	0.5 kg/s < Plant size <5 kg/s		5 kg/s < Plant size <30 kg/s		Plant size >30 kg/s	
	c	d	c	D	c	d
A	0.0966	107.27	0.0688	58.81	0.083	30.458
B	0.0006	-0.7569	0.0006	-0.7569	0.0002	-0.082
Parámetros de costo para vapor LP						
	0.5 kg/s < Plant size <5 kg/s		5 kg/s < Plant size <30 kg/s		Plant size >30 kg/s	
	c	d	c	d	c	d
A	0.092	106.5	0.067	58.165	0.0818	29.82
B	0.0006	-0.7604	0.0006	-0.2979	0.0002	-0.0827
Biogás						
Parámetros de costo para vapor HP						
	0.5 kg/s < Plant size <5 kg/s		5 kg/s < Plant size 30 kg/s		Plant size >30 kg/s	
	A	B	A	B	A	B
	364.78	-0.9	287.571	-0.715	87.869	-0.326
Parámetros de costo para vapor MP						
	0.5 kg/s < Plant size <5 kg/s		5 kg/s < Plant size <30 kg/s		Plant size >30 kg/s	
	A	B	A	B	A	B
	362.42	-0.907	286.88	-0.726	88.932	-0.343
Parámetros de costo para vapor LP						
	0.5 kg/s < Plant size <5 kg/s		5 kg/s < Plant size 30 kg/s		Plant size >30 kg/s	
	A	B	A	B	A	B
	361.552	-0.904	286.7	-0.73	89.432	-0.349

Capítulo IV. Diseño de plantas renovables de servicios auxiliares. Casos de estudio

4.1 Introducción

Las plantas de servicios auxiliares generalmente están sujetas a variaciones en la demanda de vapor debido a cambios en las plantas de producción. Se han desarrollado algunos trabajos con el fin de diseñar plantas de servicios auxiliares más flexibles, teniendo en cuenta las variaciones en la demanda de vapor y electricidad en un periodo de tiempo. Por ejemplo, Iyer y Grossmann (1997) abordaron el problema de planificación operativa de una planta de servicios auxiliares formulando un modelo MILP en el que se consideró la variación de las demandas de servicios a lo largo del tiempo. También incluyeron costos de transición como los relacionados con el arranque y suspensión de las unidades. El modelo selecciona el modo de operación óptimo de las unidades que minimiza el costo total anualizado de la planta en cada período de tiempo. Velasco-García et al. (2011) tomaron en cuenta costos de transición para diseñar un sistema de servicios flexible. El modelo formulado puede seleccionar entre encender una caldera si aumenta la demanda de vapor o apagarla si la demanda de vapor disminuye, para lograr un ahorro de combustible. Zhu et al. (2017) propusieron el diseño de un sistema de servicios auxiliares a base de gas natural para satisfacer las demandas estacionales de calefacción, refrigeración y electricidad. El problema se formuló como un modelo mixto-entero no lineal multi-periodo (MINLP). Para la solución del problema se utiliza una superestructura para seleccionar el mejor esquema para producir las utilidades. Aguilar et al. (2008) incluyeron dos aspectos relevantes en el diseño de las plantas de servicios auxiliares, resiliencia y disponibilidad de equipos. Dentro de la formulación del modelo se consideraron posibles fallas y el mantenimiento de los equipos. El impacto de estos elementos en el diseño de plantas de servicios auxiliares también se ha estudiado en otros trabajos (Sun et al. 2015; Godoy et al. 2015). Por ejemplo, Luo et al. (2013) diseñaron un sistema de servicios auxiliares para suministrar vapor a un complejo petroquímico. En la formulación del modelo, se tomaron en cuenta dos tipos de escenarios, uno determinista en el que se considera una operación normal para los equipos y el otro donde se toma en cuenta posibles fallas de los equipo.

Cuando los recursos renovables se utilizan como materia prima para plantas de servicios auxiliares, además de la selección de tecnologías adecuadas para procesarlos, se deben considerar otros factores, como la disponibilidad de los recursos renovables, sus costos, su distribución espacial, su variación en el tiempo y la variación de la demanda de los servicios auxiliares a lo largo del tiempo. Por lo tanto, el efecto de la variabilidad de los recursos renovables en el tiempo es un punto importante a tomar en cuenta en el diseño de este tipo de plantas. El trabajo de Grossmann et al. (1983) se destaca la importancia de considerar diferentes condiciones de operación desde la etapa de diseño de un proceso químico. Bajo este enfoque, el diseño final puede garantizar la existencia de regiones viables de operación en diferentes condiciones. Este principio se conoce como flexibilidad.

En este capítulo, se muestra el diseño de plantas renovables de servicios auxiliares considerando variaciones en el tiempo de los recursos renovables y las demandas de servicios auxiliares. La metodología propuesta se basa en la formulación de un modelo MILP multi-periodo que se utiliza para determinar la topología óptima de la planta que minimiza el costo total anualizado (TAC) del sistema, al tiempo que satisface las demandas de servicios auxiliares. Para mostrar la aplicabilidad del enfoque propuesto, desarrollamos tres casos de estudio. El primero se localiza en Escocia, donde la planta de servicios auxiliares se utiliza para suministrar electricidad y calefacción al sector doméstico. El segundo se ubica en el sur de España, donde la planta de servicios auxiliares se utiliza para satisfacer las demandas de electricidad, vapor de alta presión (HP) y media presión (MP) de un usuario industrial. Finalmente, la tercera planta de servicios auxiliares se encuentra en el suroeste de México, donde se utiliza para suministrar electricidad a una ciudad, mientras que suministra vapor de baja presión (LP) a una planta de bioetanol.

4.2 Casos de estudio

En este trabajo se desarrollan tres casos de estudios localizados en Escocia, España y México. Para el análisis se tomaron en cuenta los siguientes criterios:

1. Los costos de la biomasa, los heliostatos y las turbinas eólicas se establecieron a 60 \$/t, 120 \$/m² y 1600 \$/kW, respectivamente, lo que corresponde a sus precios actuales.

2. Se consideró el uso de sólidos orgánicos municipales (MSW) y deyecciones bovinas (CM) como materia prima para producir biogás.
3. Las producciones de MSW y CM se calcularon asumiendo a una generación per cápita de 0.52 kg/día (SEMARNAT, 2015; OPS 2002) y 36 kg/día (Sampat, et al. 2017), respectivamente

4.2.1 Escocia

En 2017, el consumo de energía en Escocia fue de 142 TWh, del cual el 53% correspondió a energía de calefacción doméstica y el 22% a electricidad. Los recursos renovables son ya el principal contribuyente en la producción de energía eléctrica. De hecho, de manera global, Escocia es considerada como un exportador neto de energía eléctrica. Sin embargo, 79 % de la población aún usa gas natural como su principal combustible para la generación de calor y sólo el 3.8% de la demanda de calefacción se suministra usando un recurso renovable (Scottish Government, 2017). Esta situación ha motivado al gobierno escocés a buscar nuevas estrategias para descarbonizar su sistema de calefacción al 100% para el año 2050. Por lo tanto, en este caso de estudio, la planta de servicios auxiliares se utiliza para suministrar calor y electricidad a la ciudad de Dundee, al norte de Escocia. El requerimiento de calefacción es suministrado con vapor de baja presión (LP). La demanda mensual de calefacción se estimó utilizando el método de grados por día (*degree-day method*) (Pirouti et al. 2013; Cox et al. 2015) y la base de datos mostrada en el Mapa de Calefacción Escocés (Scotland Heat Map, 2018). Para este propósito, los grados por día se calcularon tomando en cuenta una temperatura base de 15.5°C (Beckmann, 2016) y se usó la base de datos de Degree days 2018. Las Figuras D1a y D2 del apéndice D muestran las variaciones en las demandas de calefacción y de electricidad, respectivamente, a lo largo del año (Scottish energy statistics 2018; BEIS, 2017). La variación mensual de los recursos renovables se muestra en la Tabla D1 del apéndice D. El problema consta de 12,956 ecuaciones, 9,610 variables continuas y 200 variables binarias.

4.2.1.1 Resultados y discusión

La topología óptima de la planta de servicios auxiliares para el caso de estudio de Escocia se muestra en la Figura 12 y los resultados se resumen en la Tabla 5. Se puede ver que la planta

usa biomasa como combustible para producir vapor VHP en una caldera. El vapor VHP se envía a la turbina de vapor para producir electricidad. Luego, una fracción de este vapor se expande a 2.07 bar y se enfría a 122°C para producir vapor LP. Se observó que en los meses donde la demanda de calor es alta, la caldera de biomasa también produce vapor LP que se utiliza para satisfacer los requisitos de calefacción de la ciudad. Por lo tanto, hay dos esquemas a través de los cuales se suministra vapor LP, un esquema de cogeneración y una producción directa en la caldera de biomasa (ver Figura 13a). Además, como resultado de los altos requisitos de calefacción en esos meses, hay un excedente en la energía producida (ver Figura 13b). Con esta configuración, el costo de inversión de la planta se calculó en 161.7 \$ MMUSD y el costo total anualizado es de 105.0 \$ MMUSD/año.

Tabla 5. Resultados del caso de estudio de Escocia

	Caso base	Biomasa restringida
TAC (\$MMUSD/año)	105.0	213.0
Inversión (\$MMUSD)	161.8	517.0
Heliostatos	0.0	12,500.0
Turbinas eólicas	0.0	68.0
Max. biomasa consumida(kg/s)	42.5	20.0

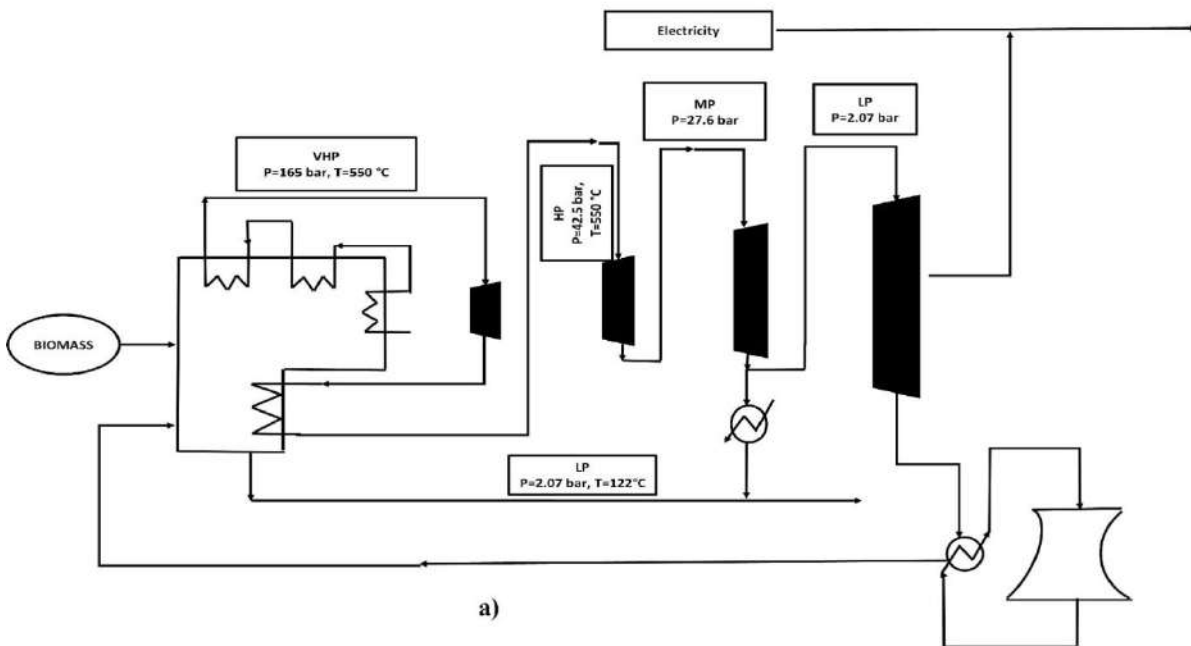


Figura 12. Topología óptima para el caso base de Escocia.

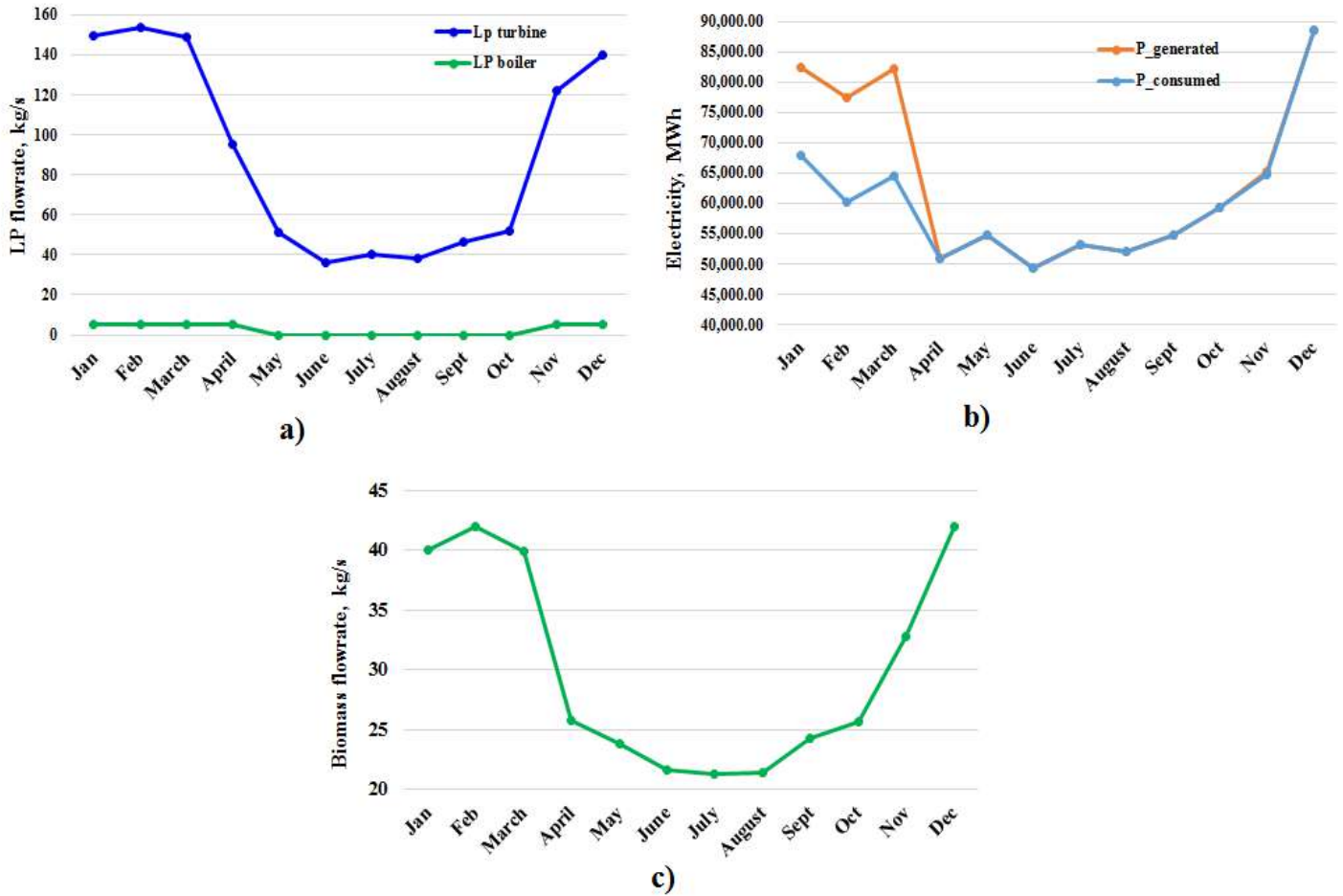


Figura 13. Resultados para el caso base de Escocia: a) perfil de producción de vapor LP durante el año, b) producción de electricidad durante el año, c) perfil de consumo de biomasa durante el año.

La Figura 13c muestra el perfil de consumo de biomasa durante el año. Se puede observar que en los meses en que la demanda de electricidad y calor es alta, el consumo promedio de biomasa es de 40 kg/s. Sin embargo, en muchos casos recolectar tal cantidad de biomasa en un solo lugar podría ser difícil y económicamente no atractivo. Además, se ha reportado que las plantas que utilizan biomasa lignocelulósica como materia prima comúnmente procesan un máximo de 20 kg/s de biomasa seca (Martín y Grossmann 2011; Humbird et al. 2011). Por lo tanto, se lleva a cabo un segundo estudio dónde el procesamiento de biomasa se restringe a 20 kg/s. Los resultados se muestran en la Figura 14 y la Tabla 5.

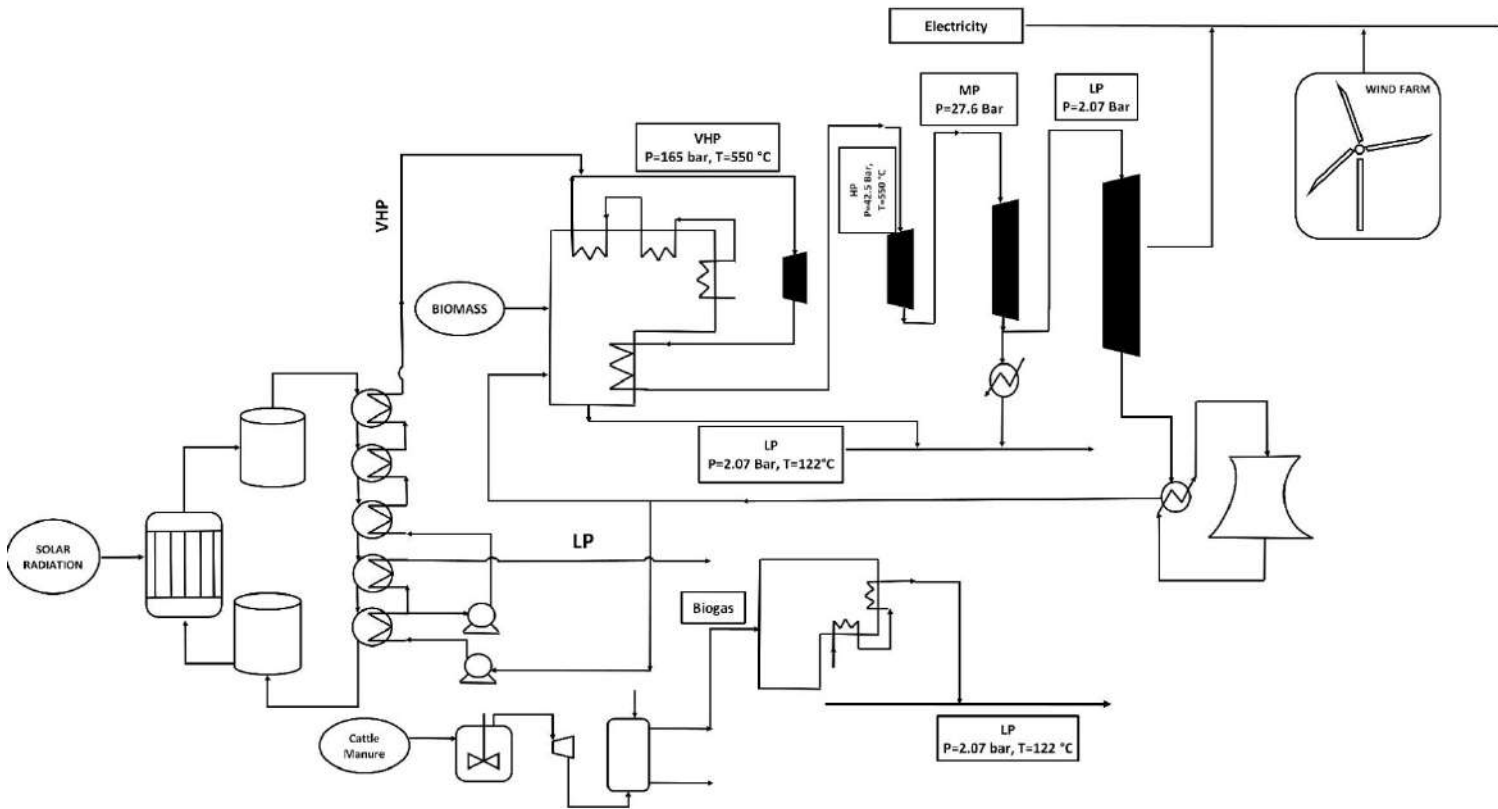
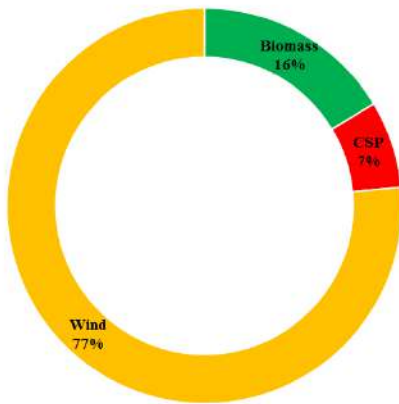
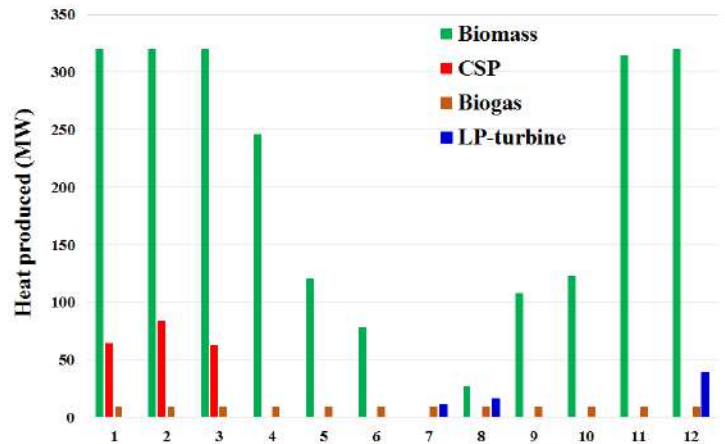
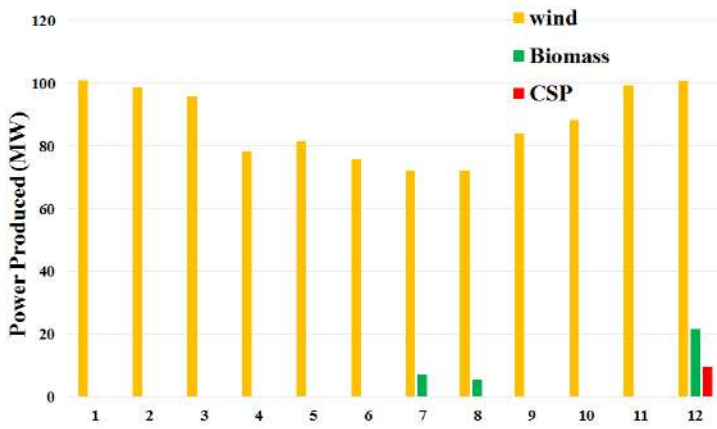
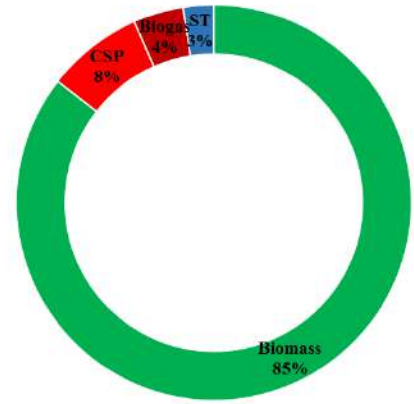


Figura 14. Topología óptima para el caso de estudio de Escocia donde se restringe el uso de biomasa.

La planta integra una caldera de biomasa, una caldera de biogás, un parque eólico y una planta de CSP para producir los servicios auxiliares. La caldera de biomasa se utiliza para producir vapor LP durante el año. También produce vapor VHP para suministrar electricidad en julio y agosto, cuando la demanda de calefacción es la más baja, y en diciembre, cuando la demanda de electricidad es la más alta. La Figura 15 muestra el perfil de producción de electricidad y calor durante el año y la contribución de cada recurso renovable. Se puede ver que el principal contribuyente en la producción de calor es la biomasa. De hecho, produce el 85% de los requisitos totales de calefacción. Los resultados también mostraron que la biomasa contribuye a producir el 16% de los requerimientos totales de electricidad (ver Figura 15a).



a)



b)

Figura 15. Perfil de producción de a) potencia, b) calor durante el año para el caso de estudio de Escocia donde se restringe el uso de biomasa.

La planta de servicios auxiliares también integra una caldera de biogás que se utiliza para producir vapor LP. El modelo selecciona deyecciones bovinas (CM) como materia prima. La planta consume una cantidad promedio de 26 kg/s durante el año. La caldera de biogás puede suministrar el 4% de la demanda total de calor.

La planta de CSP se utiliza a principios de año (cuando la demanda de calefacción es alta) para producir vapor LP, y al final del año (cuando la demanda de electricidad es alta) para producir vapor de VHP (ver Figura 15). La planta CSP suministra el 8% de la demanda total de calefacción y el 7% de la electricidad total requerida. El número de heliostatos para el campo de heliostatos se calculó en 12,500, el máximo permitido, que se utilizan por completo

en enero y diciembre. El resto del año, la mayoría de ellos permanecen inactivos (ver Figura 16a). Finalmente, el parque eólico integrado, que consta de 68 turbinas eólicas, produce el 77% de la electricidad requerida. La Figura 16b muestra que solo el 4.8% (en promedio) de las turbinas eólicas permanecen inactivas en los meses en que la demanda de electricidad es baja. El costo de inversión para esta planta se calculó en 517.0 \$ MMUSD y el costo total anualizado se calculó en 213.0 \$ MMUSD/año, lo que significa un aumento del 50% con respecto al caso base.

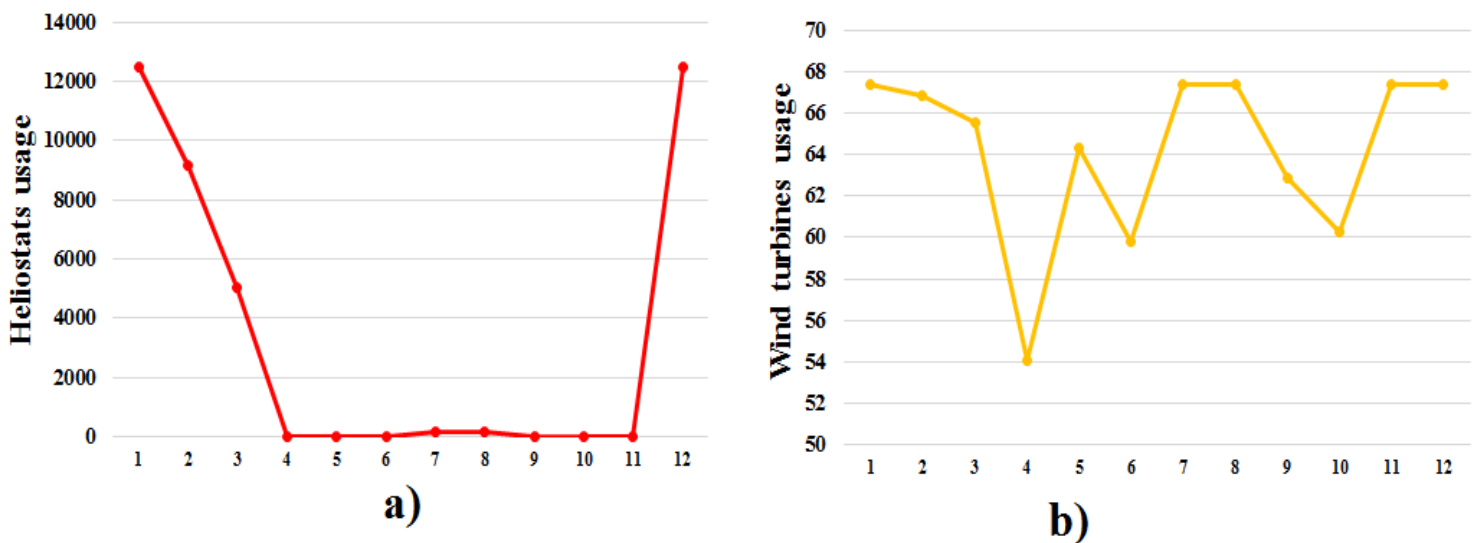


Figura 16. Resultados para el caso de estudio de Escocia a) Heliostatos utilizados durante el año, b) turbinas utilizadas durante el año.

4.2.2 España

Actualmente, alrededor del 40% de la electricidad en España se produce utilizando recursos renovables (REE, 2017). Además, se ha estimado que el 25% del total de recursos renovables consumidos en este país se utiliza para producir calefacción a bajas temperaturas, siendo la biomasa el principal contribuyente. Sin embargo, la mayor parte de este calor de base renovable se utiliza para el consumo doméstico, teniendo solo un uso marginal en el sector industrial (IDAE, 2016). Por lo tanto, considerar la producción de vapor de alta calidad a partir de fuentes renovables para su uso en el sector industrial podría aumentar aún más su contribución a la producción de energía. Este hecho es de interés actual para el gobierno español que espera reducir sus emisiones de gases de efecto invernadero para 2020 como

parte del Acuerdo de París. Por lo tanto, en este caso de estudio, la planta de servicios auxiliares se localiza en Almería, España, y se utiliza para proporcionar electricidad a la ciudad mientras suministra vapor HP y MP a una planta de ácido nítrico. El perfil de consumo de electricidad durante el año se muestra en la Figura D2 del apéndice D y se calculó correlacionando los datos históricos del consumo de electricidad en la región de Andalucía con el consumo anual de la ciudad (REE, 2017).

En lo que respecta a la planta de ácido nítrico, se supone que opera de manera continua y tiene una capacidad de 1,000 toneladas de ácido nítrico por día. La planta de ácido nítrico consume 6.4 kg/s y 2.3 kg/s de vapor HP y MP, respectivamente, y 4,745 MWh por año de electricidad (Martín, 2016). Además, se supuso que estos requisitos son constantes durante el año. La disponibilidad mensual de recursos renovables para el caso de estudio se muestra en la Tabla D2 del apéndice D.

4.2.2.1 Resultados y discusión

La planta de servicios auxiliares combina una caldera de biomasa, una planta de CSP y un parque eólico. Su topología se muestra en la Figura 17 y los resultados se resumen en la Tabla 6. La caldera de biomasa y la planta CSP producen vapor VHP que se envía a la turbina de vapor. La Figura 18a muestra el perfil de producción del vapor VHP durante el año. Una fracción de vapor VHP se expande y se extrae de la turbina de vapor a 42.5 bar. Luego, una fracción de este flujo se usa para producir vapor HP enfriando el vapor a 42.5 bar a 320 ° C. El resto del flujo se usa para producir vapor MP expandiéndolo a 27.6 bar a través de una válvula de expansión. Luego, el vapor que sale se enfría a 232°C. Ambos vapores se envían a la planta de ácido nítrico.

La planta CSP también se utiliza para recalentar el vapor que proviene de la turbina de vapor. Se calcula que la cantidad de heliostatos necesarios para llevar a cabo ambas tareas es de 7,402, de los cuales solo el 13.3% (en promedio) permanecen inactivos en los meses en que la demanda de electricidad disminuye (ver Figura 18b). Bajo este esquema, la planta de CSP puede suministrar el 78% de la demanda total de electricidad (ver Figura 18d).

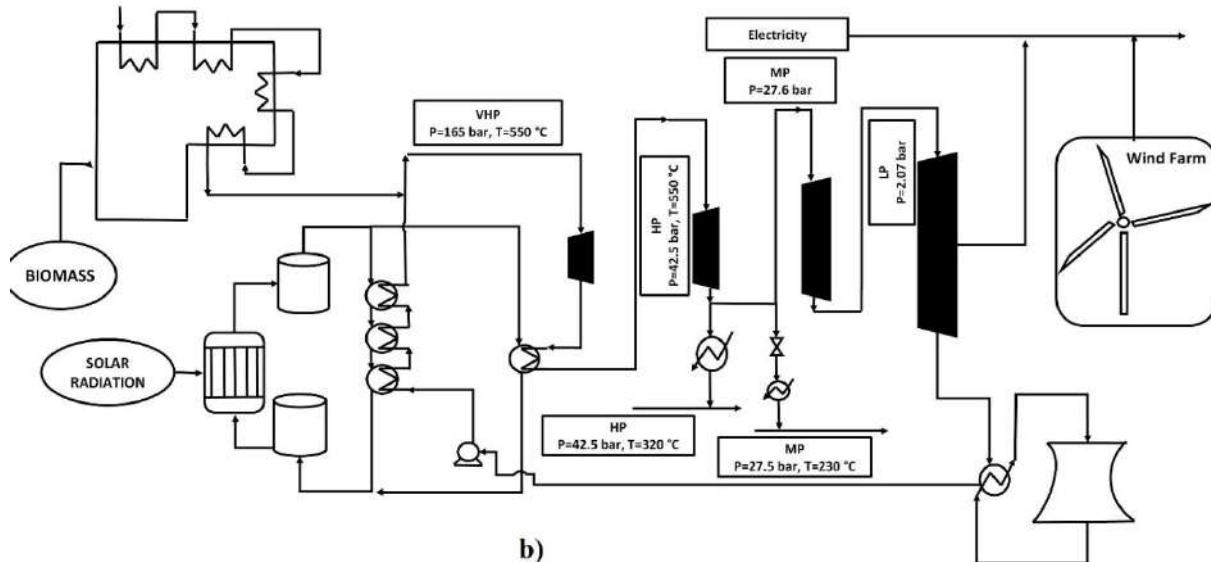


Figura 17. Topología óptima para el caso de estudio de España.

Tabla 6. Resultados el caso de España

	Caso base
TAC (\$MMUSD/año)	136.0
Inversión (\$MMUSD)	170.2
Heliostatos	7,402.0
Turbinas eólicas	11.0
Max. biomasa consumida(kg/s)	6.2

Además, se observó que la biomasa se utiliza como respaldo para la planta de CSP. La Figura 18c muestra los perfiles de consumo y almacenamiento de la biomasa durante el año. Se puede ver que en los meses donde la ración solar es baja, la biomasa generada cada mes se consume, por lo tanto, en esos meses no hay biomasa almacenada. El almacenamiento de biomasa comienza en mayo, donde aumenta la radiación solar. De hecho, en junio, cuando la radiación solar es la segunda más alta, el consumo de biomasa es cero, mientras que el almacenamiento de biomasa alcanza su nivel más alto. Esta biomasa almacenada se utiliza en los próximos meses, donde la demanda de electricidad aumenta y la radiación solar comienza a disminuir. El mayor consumo de biomasa se observó en noviembre y diciembre

cuando la radiación solar alcanza sus valores más bajos. El uso de biomasa contribuye con el 15% del requerimiento total de electricidad. Finalmente, el resto de la electricidad (7.2%) es suministrada por un parque eólico que consta de 11 turbinas eólicas. El costo de inversión para esta planta se calculó en 170.2 \$ MMUSD con un costo total anualizado de 136.0 \$ MMUSD/año.

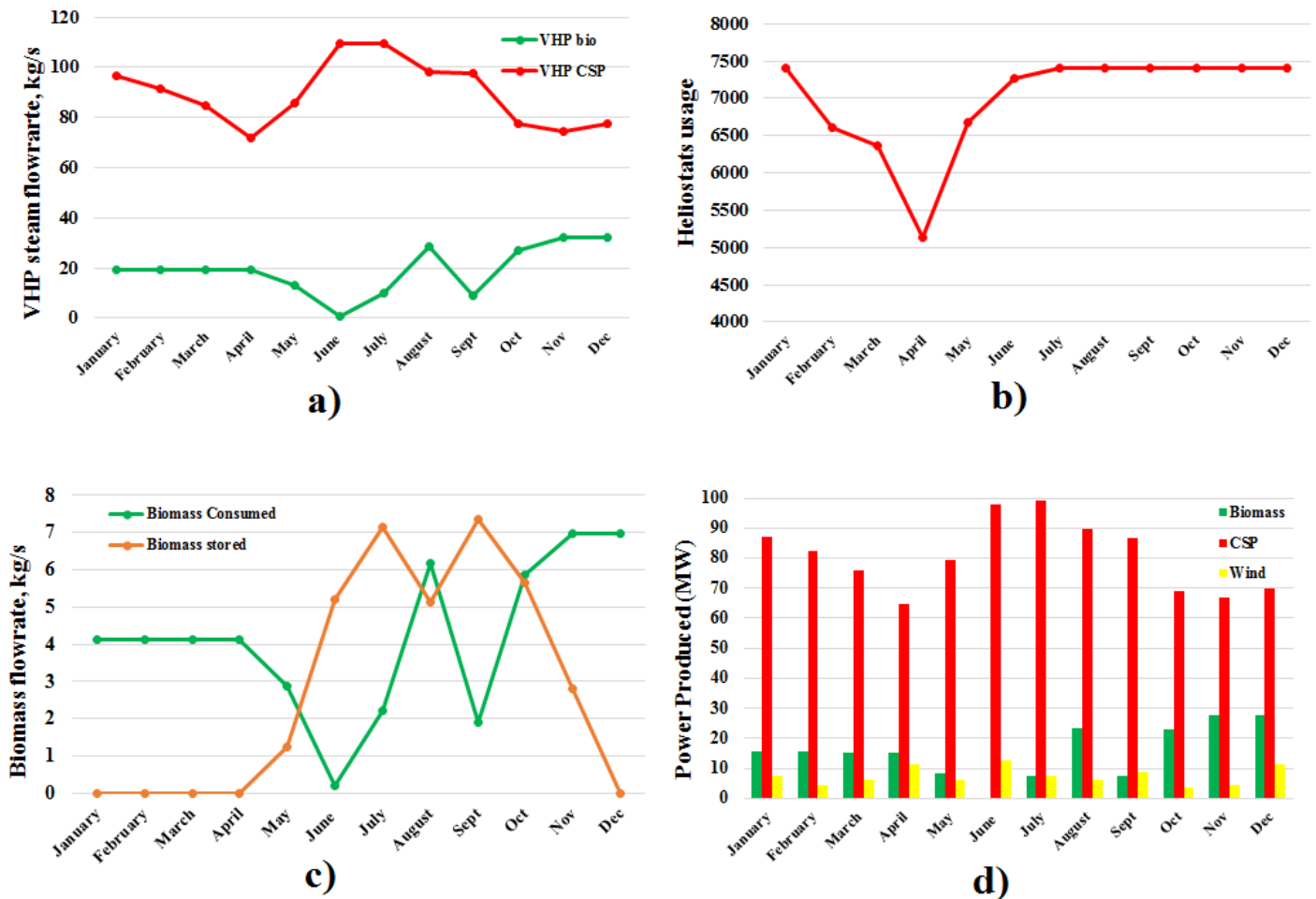


Figura 18. Resultados para el caso de estudio de España: a) perfil de producción de vapor VHP durante el año, b) heliostatos utilizados durante el año, c) perfil de biomasa durante el año, d) perfil de producción de energía.

4.2.3 México

En México, el 30% de la electricidad se genera utilizando recursos renovables. El gobierno mexicano espera aumentar esta contribución al 50% para 2050 para reducir sus emisiones de gases de efecto invernadero (SENER, 2017). Otra estrategia que se está planificando con el

mismo propósito es el uso de bioetanol en la gasolina (SENER, 2016). En este contexto, es importante explorar el potencial que tienen los recursos renovables para generar vapor y otros servicios auxiliares. Para ese propósito, en este caso de estudio, se asume la instalación de una planta renovable de servicios auxiliares en la zona oaxaqueña de Istmo de Tehuantepec para suministrar vapor de baja presión (LP) a una planta de bioetanol, mientras se suministra electricidad a una ciudad. Esta zona del país se caracteriza por tener la velocidad del viento más alta y su radiación solar promedio es más alta que el valor medio nacional. Las variaciones de ambos recursos durante el año se muestran en la Tabla D3 del apéndice D. Mientras que las variaciones semanales de la radiación solar y la velocidad del viento se muestran en las Figuras D3a y D3b del apéndice D. Las figuras D3c y D3d del apéndice D muestran los perfiles mensuales y semanales de la demanda de electricidad del Istmo de Tehuantepec durante el año. Estas se calcularon correlacionando los datos históricos del consumo de electricidad en la región oriental de México (CENACE, 2018) con el consumo anual de la ciudad (SIE, 2018). En cuanto a los requisitos de vapor LP, se calcularon en 15.4 kg/s (Karuppiah et al. 2008) y no se consideraron variaciones durante el año. En este caso de estudio, particularmente, se analiza cómo la discretización del tiempo afecta el diseño de la planta de servicios. Se describen las implicaciones de los diseños óptimos bajo discretizaciones anuales, mensuales y semanales. Adicionalmente, se estudia la operación del diseño mensual bajo una discretización semanal. Cuando el diseño no es capaz de cumplir con las demandas, se propone el uso de importaciones de electricidad o la instalación de un sistema de almacenamiento de energía.

4.2.3.1 Resultados y discusión

En la sección 4.5.3.1 se muestra el diseño óptimo de la planta de servicios auxiliares y se estudia el efecto de la discretización del tiempo en el diseño final. En la sección 4.5.3.2 se muestra cómo es la operación de uno de los diseños bajo un nivel de discretización más detallado.

4.2.3.1.1 Diseño de la planta renovable de servicios auxiliares basados y el efecto de la discretización del tiempo en el diseño

Primero, el diseño de la planta de servicios auxiliares se determina usando sólo valores promedio anuales de los recursos renovables y sin tomar en cuenta su variación en el tiempo. El problema consta de 1,084 ecuaciones, 1,126 variables continuas y 200 variables binarias. Después, el diseño se desarrolla tomando en cuenta una variabilidad mensual de la demanda de electricidad y de los recursos renovables. El problema consta de 12,956 ecuaciones, 9,610 variables continuas y 200 variables binarias. Luego, se realiza una tercera discretización pero ahora tomando en cuenta variaciones semanales. El problema semanal consta de 55,039 ecuaciones, 39,400 variables continuas y 200 variables binarias. Finalmente, se realiza una comparación de las implicaciones económicas de cada diseño.

a) *Diseño de la planta renovable de servicios auxiliares con valores promedio anuales*

Cuando sólo se toman en cuenta valores promedio anuales de los recursos renovables, la estructura óptima de la planta integra una caldera de biomasa, una planta de CSP, y un parque eólico (ver Figura 19). La caldera de biomasa y la planta CSP se utilizan para producir vapor VHP, el cual se envía a una turbina de vapor para producir electricidad. El vapor se recalienta de 550°C usando las sales fundidas de la planta de CSP. Parte del vapor se extrae de la turbina a 2.07 bar y se enfría a 122°C para suministrar vapor LP a la planta de bioetanol. Bajo este esquema, el 14 % de la demanda de electricidad se suministra usando biomasa, 9% usando la planta CSP y 77% lo suministra el parque eólico (ver Figura 20). En este caso la planta CSP incluye 679 heliostatos y el parque eólico incluye 42 turbinas.

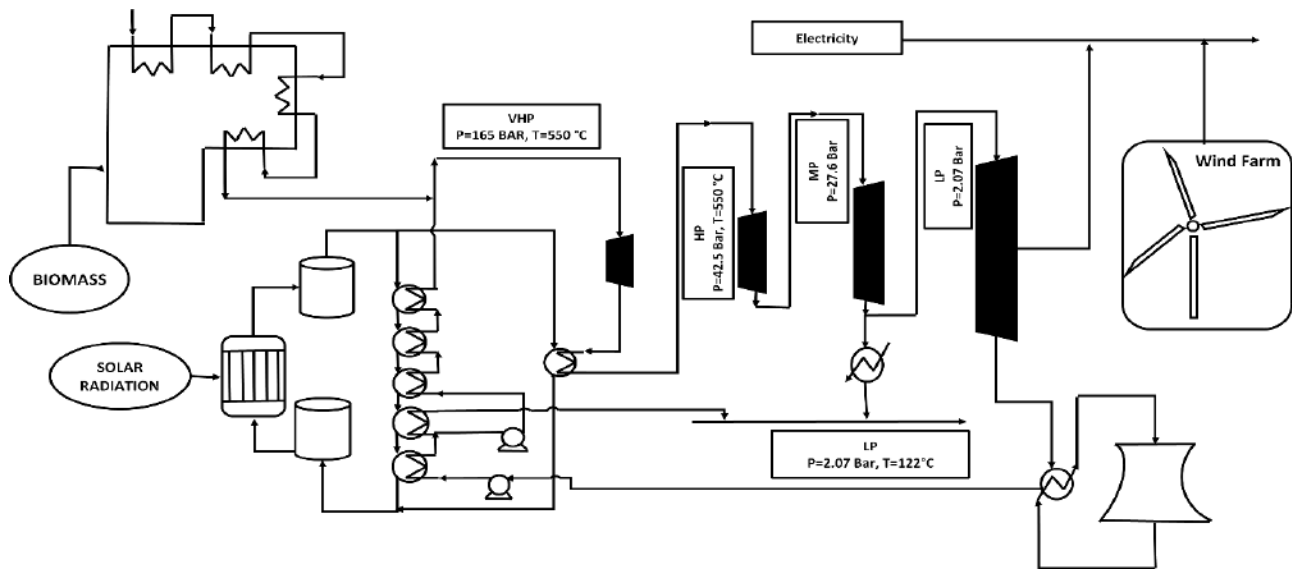


Figura 19. Topología óptima para el diseño mensual del caso de estudio de México

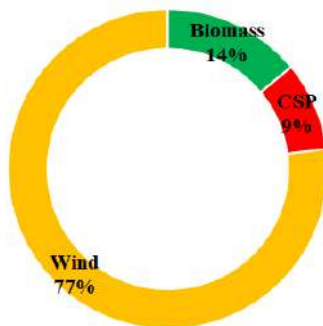


Figura 20. Contribución porcentual de los recursos renovables en la producción de electricidad para el diseño anual.

b) Diseño de la planta renovable de servicios auxiliares con variación mensual de los recursos renovables

Cuando se lleva a cabo una discretización mensual de la variabilidad de los recursos, la estructura óptima para la planta de servicios integra una caldera de biomasa, una planta de CSP y un parque eólico. Como en el caso anterior, el principal contribuyente en la producción de electricidad es la energía eólica. El parque eólico incluye 30 turbinas eólicas, un 25% inferior al caso de diseño con promedio anual, y abastece el 59% de la electricidad requerida. El resto lo suministra la planta CSP y la caldera de biomasa. La Figura 21a muestra la variación en el tiempo de la producción de energía. Se puede observar que al comienzo y al

final del año, el parque eólico produce la mayor parte de la electricidad. Sin embargo, de mayo a septiembre la contribución de la energía eólica es menor como resultado de la baja velocidad del viento. La planta CSP consta de 2,653 heliostatos, 4 veces más que el caso anual, que se usan para producir vapor VHP y recalentar el vapor que proviene de la turbina de vapor. La Figura 21b muestra el perfil de producción del vapor VHP, y la Figura 21c muestra el uso de heliostatos durante el año. En los periodos de baja velocidad de viento, la producción de vapor VHP en la planta CSP aumenta. Por otro lado, en el periodo de invierno, cuando la velocidad del viento aumenta, la producción de vapor VHP decrece y la planta CSP se utiliza para suministrar vapor LP. La Figura 21d muestra el perfil del vapor de LP que se produce directamente en el planta CSP. Se puede observar que la planta CSP sólo produce vapor LP durante el invierno, y su producción cae a cero durante el resto año. La Figura 21e muestra el perfil de consumo y de almacenamiento de la biomasa a través del tiempo. Se puede observar una relación entre estos perfiles y la velocidad del viento. Por ejemplo, a principios de año, cuando la velocidad del viento es alta, no se consume biomasa, sino que se almacena para ser utilizada a partir de junio, cuando la demanda de la electricidad es la más alta y la velocidad del viento es la más baja. Los resultados mostraron que la electricidad producida a partir de biomasa contribuye con el 16% de la demanda total (ver Figura 22f).

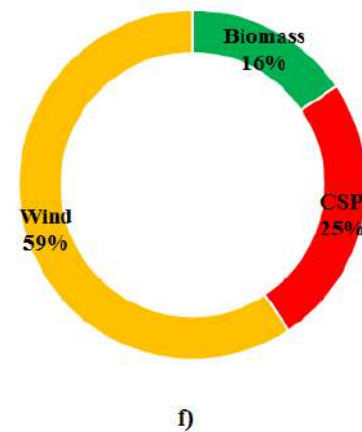
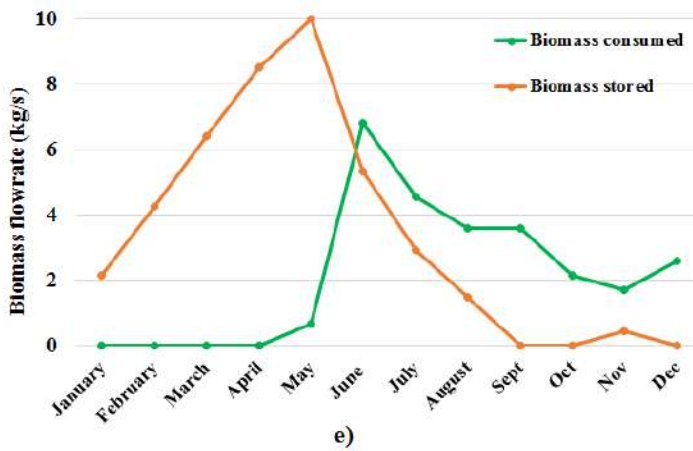
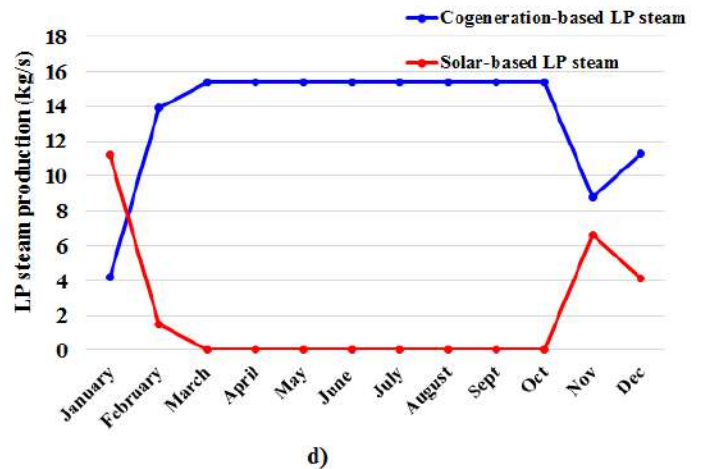
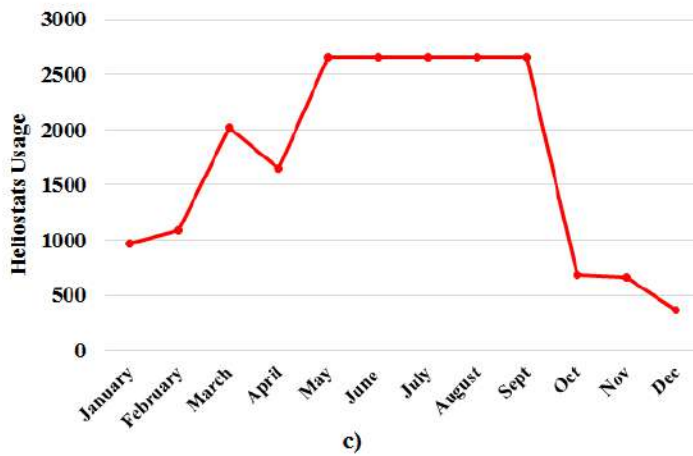
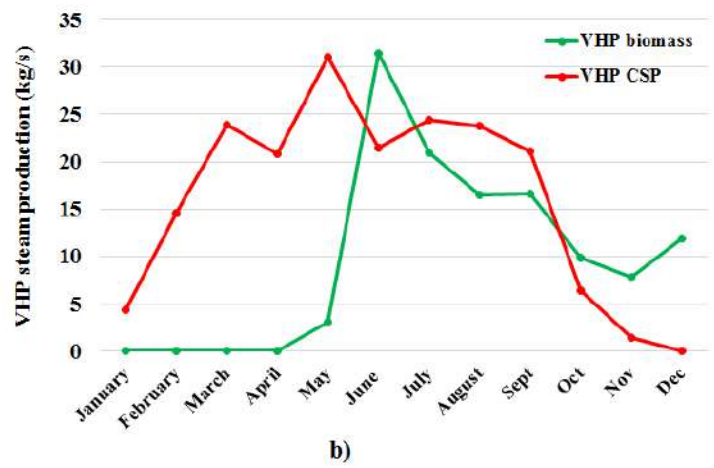
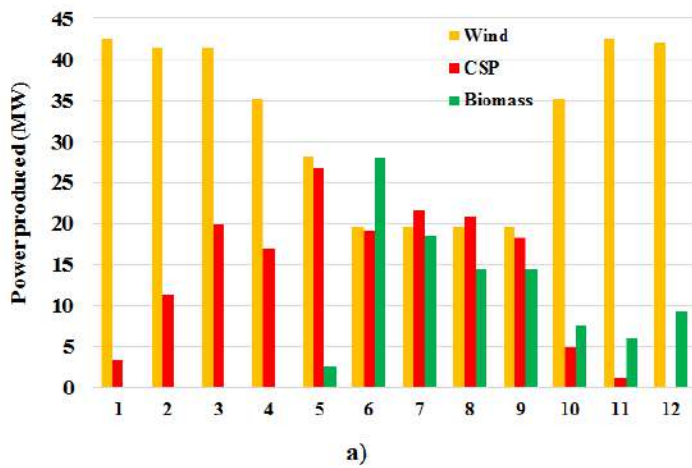
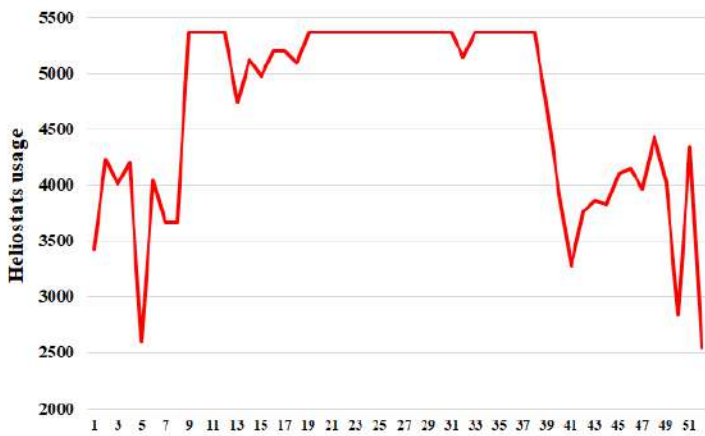


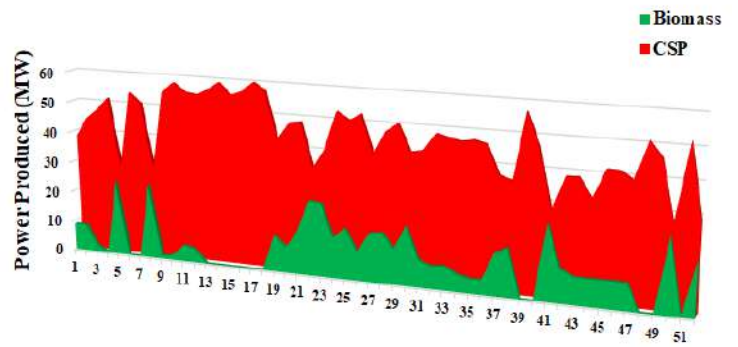
Figura 21. Resultados del diseño mensual para el caso de estudio de México: a) perfil de producción de electricidad, b) perfil de producción de vapor VHP durante el año, c) uso de heliostatos durante el año, d) perfil de producción de vapor LP durante el el año, e) perfil de biomasa durante el año, f) Contribución porcentual de los recursos renovables en la producción de electricidad

c) Diseño de la planta renovable de servicios auxiliares con variaciones semanales.

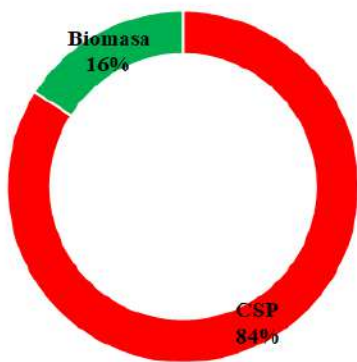
Cuando se consideraron variaciones semanales, la estructura óptima cambió significativamente. La planta de servicios auxiliares sólo usa biomasa y radiación solar para producir los servicios auxiliares requeridos, e integra una planta de CSP y una caldera de biomasa. La planta CSP se utiliza para producir vapor VHP y para recalentar el vapor que proviene de la turbina de vapor. El campo de heliostatos de la planta CSP tiene 5,365 heliostatos, 10 veces más que el promedio anual. Se puede ver en la Figura 22a que los heliostatos se usan por completo la mayor parte del año, mientras que durante el invierno algunos permanecen inactivos debido a la baja demanda de electricidad. La Figura 22b muestra el perfil de producción de energía por cada recurso renovable. La planta CSP produce el 84% de la demanda total de electricidad (ver Figura 22c). La biomasa se utiliza como respaldo para la planta de CSP. Por ejemplo, se puede observar en la Figura 22d que durante las semanas donde la radiación solar es baja, la biomasa almacenada se consume para producir vapor VHP en la caldera de biomasa. Por otro lado, durante los períodos en que la radiación solar es alta, la biomasa se almacena. Por ejemplo, desde la decimotercera hasta la decimoctava semana, el valor de la radiación solar está entre 7.45 y 6.83 kWh/m²día (los valores más altos) por lo tanto la biomasa se almacena. En la decimonovena semana, la radiación solar disminuye a 5.13 kWh/m²día, y parte de la biomasa almacenada se consume. Los resultados también mostraron que el vapor LP se produce al expandir parte del vapor VHP en la turbina de vapor.



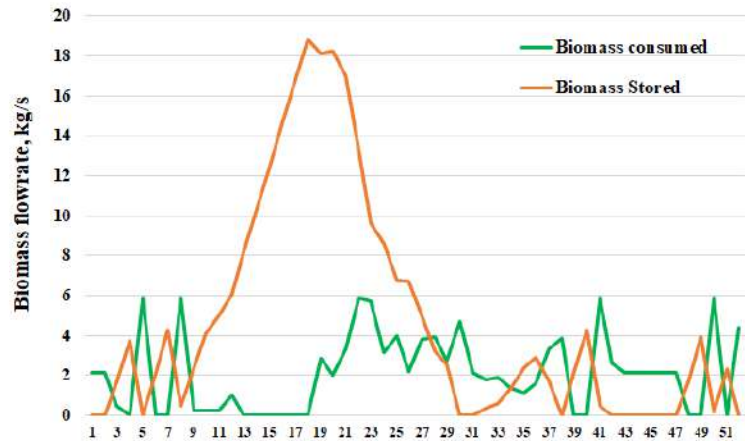
a)



b)



c)



d)

Figura 22. Resultados del diseño semanal para México: a) Uso de heliostatos durante el año, b) perfil de producción de energía, c) Contribución porcentual de los recursos renovables en la producción de electricidad, d) perfil de consumo y almacenamiento de la biomasa

d) Implicaciones económicas de cada estructura.

La Tabla 7 muestra los resultados del análisis económico de cada estructura. La inversión requerida para el diseño anual es de 130 \$ MMUSD y sus costos totales anuales son de 48 \$ MMUSD. Para el caso mensual, la inversión total es de 150.8 \$ MMUSD, con un costo total

anualizado de 73.3 \$MMUSD/año, mientras que para el caso el diseño semanal, el costo de inversión estimado fue de 115.2 \$ MMUSD, con un costo total anualizado de 83.0 \$MMUSD/año. Los resultados mostraron que cuando se usa utiliza una discretización más detallada en la variación de los recursos, la energía eólica pierde su ventaja económica competitiva y generar electricidad a partir de viento se hace más costoso. De hecho, mediante un análisis de sensibilidad se determinó que para que las turbinas eólicas fueran seleccionadas en el diseño semanal, su costo debe disminuir de 1600 \$/kW a 1250 \$/kW.

Tabla 7. Resultados para el caso de estudio de México

	Anual	Mensual	Semanal
TAC (\$MMUSD/año)	48.0	73.3	83.0
Costo de Inversión (\$MMUSD)	130.0	150.8	115.2
Heliostatos	679.0	2,653.0	5,365.0
Turbinas eólicas	42.0	30.0	0.0
Max. biomasa consumida (kg/s)	2.1	6.8	5.9

Cuando se comparan los diseños semanal y mensual con la estructura anual, se observan cambios notables en la topología de la planta. Por ejemplo, las Figuras 21, 22f y 23c muestran la contribución de cada recurso renovable para la producción de electricidad en los diseños anual, mensual y semanal, respectivamente. Se puede ver que cuando se consideran valores promedio para todo el año, la energía eólica se selecciona como el principal recurso para producir energía. Sin embargo, la contribución de la energía eólica disminuye a medida que se incluyen patrones de demanda más detallados, de esta manera la radiación solar se convierte en un recurso más atractivo. Como resultado, la contribución de la radiación solar cambia del 9% al 84%. Esta variación favorece la inversión requerida debido al efecto de economía de escala en la planta CSP, pero afecta de forma negativa el costo total anual de las plantas. Por ejemplo, la inversión requerida para el diseño semanal es 11.8% y 23.6% más baja que la inversión requerida para los diseños anual y mensual, respectivamente (ver Tabla 7). Sin embargo, la integración de una planta CSP más grande eleva los costos de operación. El valor de TAC para el diseño semanal es 42% y 11.7% más alto que el de los diseños anual y mensual, respectivamente.

4.2.3.1.2 Comportamiento del diseño mensual bajo una discretización semanal

En esta sección, se estudia el comportamiento del diseño bajo variaciones semanales de la velocidad del viento, la radiación solar y las demandas de electricidad y vapor. Para ello, el número de heliostatos y turbinas eólicas se fija en 2,653 y 30, respectivamente. Se observó que bajo esta configuración la planta de servicios auxiliares no es capaz de suministrar por completo la demanda requerida de electricidad. La razón es que durante las temporadas de verano y otoño, cuando la demanda de electricidad es más alta, existen periodos en los que la velocidad del viento está por debajo del valor promedio mensual. Por lo tanto, es necesario importar electricidad de la red. Los resultados se muestran en la Figura 23. Se puede observar que durante las semanas cuando la velocidad del viento es inferior a 7.7 m/s, el sistema necesita importar electricidad. La importación de electricidad representa el 16% de la demanda total.

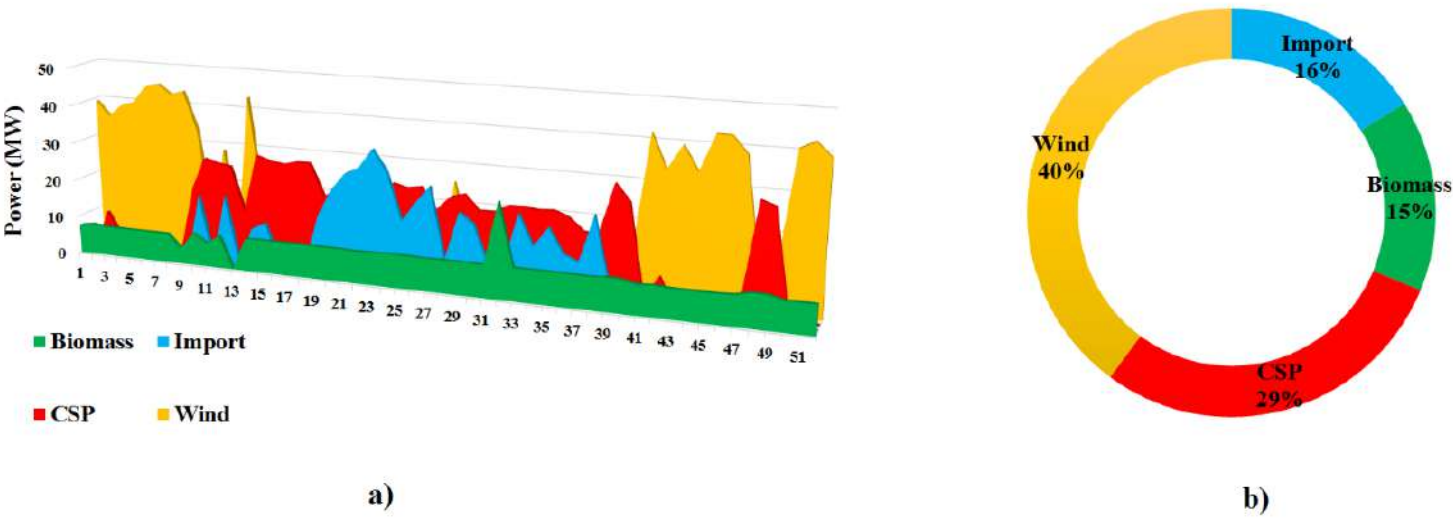


Figura 23. Resultados del diseño mensual para México bajo variaciones semanales: a) perfil de producción de energía, b) Contribución porcentual de los recursos renovables en la producción de electricidad

La Figura 24a muestra el perfil del consumo de biomasa en la caldera durante el año. El almacenamiento de biomasa comienza en la novena semana, cuando la radiación solar y la velocidad del viento son altas. La biomasa almacenada alcanza su nivel más alto en la decimotercera semana cuando el viento y la energía solar tienen sus valores más altos. Esta cantidad de biomasa almacenada permanece constante hasta la trigésima primera semana, para ser completamente consumida en la trigésima segunda semana cuando la velocidad del

viento es la más baja. El costo total anual de la planta de servicios auxiliares se calculó en 77.7 \$ MMUSD, ver Tabla 8.

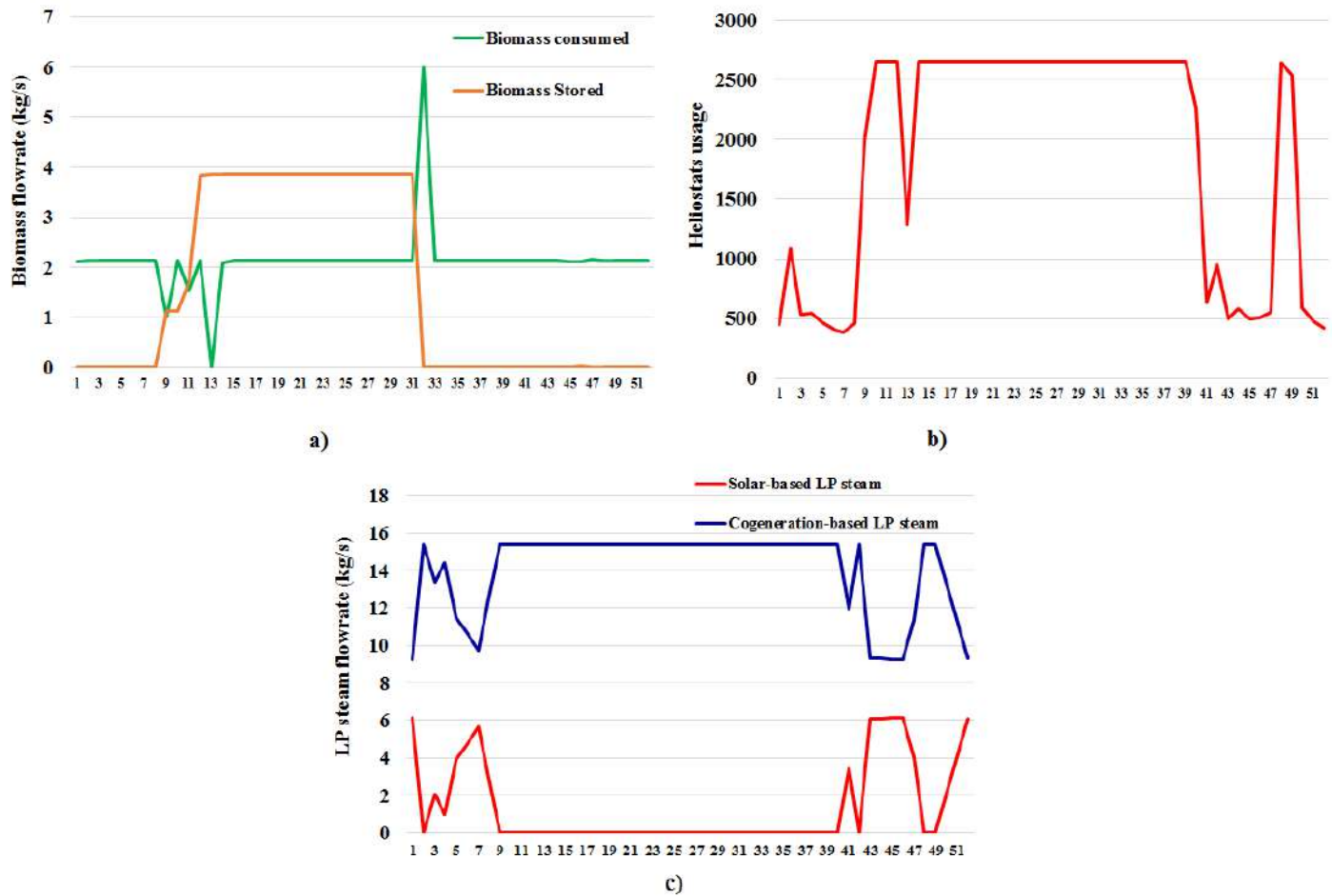


Figura 24. Resultados del diseño mensual con variaciones semanales para México: a) perfil de consumo y almacenamiento de la biomasa. b) Uso de heliostats durante el año, c) perfil de producción de vapor LP durante el año

Tabla 8. Comparación de dos estrategias para diseñar plantas de servicios auxiliares flexibles.

	Importación	Baterías	PHS
TAC (\$MMUSD/año)	77.7	80.5	253.7
Costo de inversión (\$MMUSD)	150.8	171.4	691.0

Una segunda estrategia a considerar es el almacenamiento de la energía excedente generada en los periodos con las mejores condiciones solares y eólicas para la producción de energía. La Figura 24b muestra que durante el invierno, en promedio, el 68% de los heliostatos de la planta de CSP permanecen inactivos, y se utilizan principalmente para producir vapor LP (ver Figura 24c). Estos equipos podrían usarse para producir electricidad que eventualmente podría ser almacenada. Por ejemplo, la Figura 25a muestra el perfil de la electricidad que podría producirse cuando la planta opera a su máxima capacidad. Se observa que la energía puede almacenarse al principio y al final del año, mientras que a mediados de año la energía producida por la planta de servicios auxiliares sería igual o, en algunos casos, inferior a la electricidad consumida. Por lo tanto, la energía acumulada a principios de año podría utilizarse a mediados de año para reducir la importación de servicios auxiliares. La Figura 25b muestra el perfil de la acumulación de energía durante el año. Se puede ver que el nivel máximo de energía almacenada es de 56,356 MWh. Por lo tanto, establecemos esta cantidad de energía como un límite superior para estimar el costo máximo de inversión para el sistema de almacenamiento de energía. Es importante mencionar que durante la operación real de la planta, la energía que se acumula al final del año no podría usarse a mediados de ese mismo año, sino que se usaría en el siguiente. De esta manera, el nivel de energía almacenada alcanza un máximo de 24,937 MWh en la novena semana. Luego, la energía almacenada se consume desde la décima hasta la vigésima tercera semana. Después es necesario importar electricidad hasta la cuadragésima semana. Finalmente, la energía se puede acumular nuevamente, alcanzando un nivel de 29,116 MWh al final del año. La energía restante se almacena para ser utilizada durante el año siguiente (ver Figura 25c).

Este almacenamiento de energía puede llevarse a cabo mediante el uso de baterías, turbinas de gas o un almacenamiento hidroeléctrico por bombeo (PHS). La selección de cualquiera de estas tecnologías depende de la duración del ciclo de carga y descarga. De esta manera, las tecnologías de almacenamiento pueden clasificarse como de corto plazo (minutos), de mediano plazo (horas) y de largo plazo (meses) (IRENA, 2017). En este trabajo, consideramos el uso de baterías de iones de litio como elementos de almacenamiento de mediano plazo y PHS para el almacenamiento a largo plazo. A continuación se describen los resultados del análisis económico.

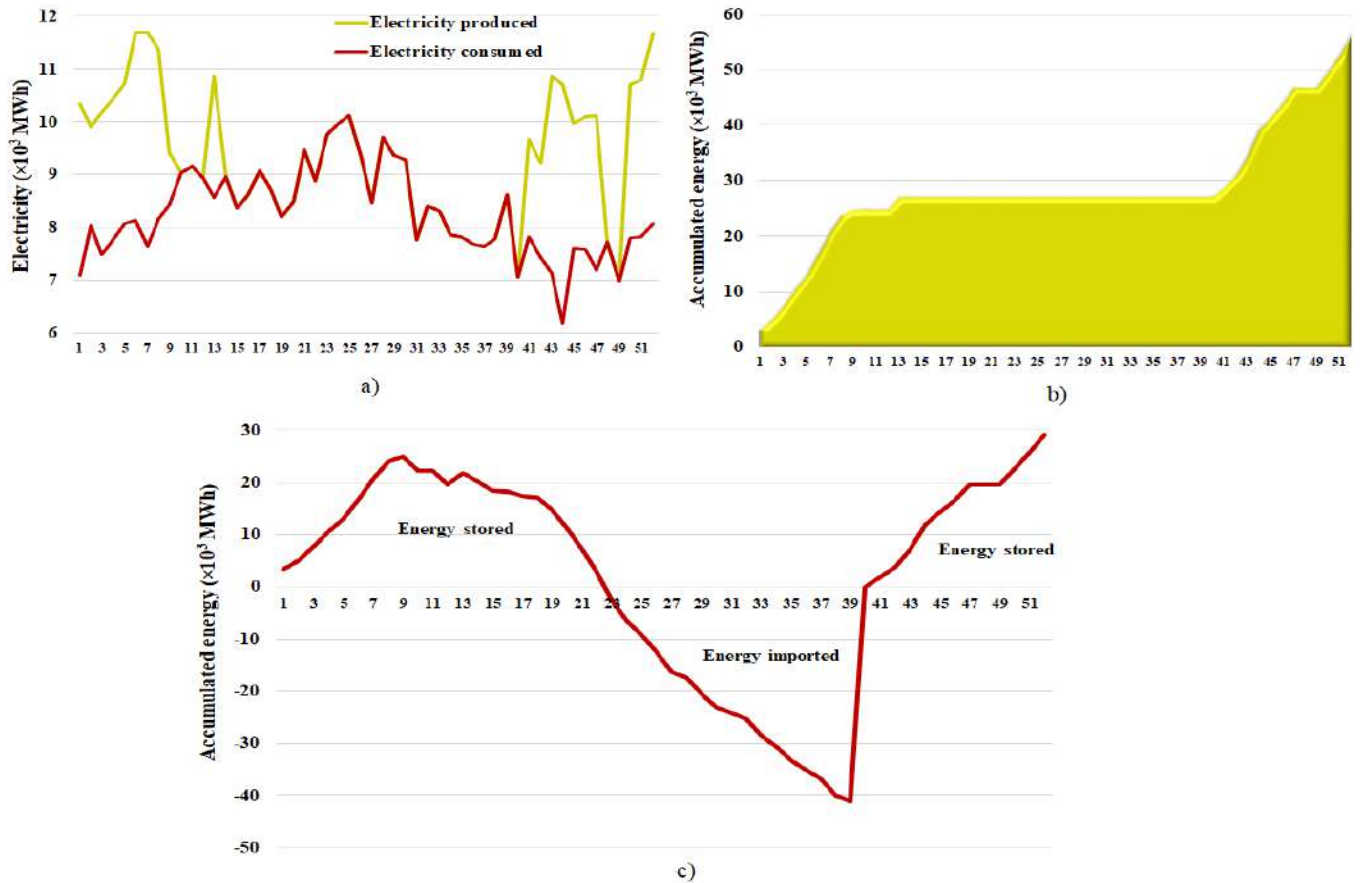


Figura 25. Almacenamiento de energía a largo plazo: a) Energía que se produciría si la planta operara a su máxima capacidad, b) Energía acumulada durante el año, c) Consumo a mediados de año de la energía acumulada.

Almacenamiento de mediano plazo. En los Estados Unidos, el uso de baterías de ion-litio como sistema de respaldo ha ganado una atención creciente, como se puede ver en los proyectos desarrollados por Fu et al. (2018), Denholm et al. (2017) y MISO (2017). La capacidad neta de este tipo de sistemas generalmente se establece en función de la demanda pico de electricidad (es decir, la demanda máxima por hora). Además, de acuerdo con la regla de 4 horas de la Comisión de Servicios Públicos de California (MISO, 2017), se establece que el sistema debe ser capaz de suministrar esa cantidad de energía durante al menos 4 horas.

Para nuestro análisis, la capacidad máxima del sistema de baterías de ion-Litio se estableció en 293.3 MWh (73.3 MW con una duración de 4 horas), lo que corresponde a la demanda máxima por hora del peor escenario (ver Tabla S2 del apéndice). El costo de inversión unitario para las baterías de ion-Litio actualmente oscila entre 200 y 1260 \$USD/ kWh

(IRENA 2017; Jülch, 2016). En este trabajo se toma un costo de inversión promedio de 730 \$ USD/kWh. De esta manera, el costo total de inversión de la planta se estimó en 171.4 \$ MMUSD, con un TAC de 80.5 \$ MMUSD/año.

Almacenamiento a largo plazo. Establecemos el límite superior para estimar la inversión máxima para el sistema de almacenamiento de PHS en 56,356 MWh, que corresponde a la cantidad máxima de energía almacenada que la planta puede proporcionar. Si se toma como base un costo de inversión unitaria de 10 \$USD/kWh (IRENA 2017; Jülch, 2016), el requerimiento de inversión aumenta a 691.0 \$ MMUSD (consultar la Tabla 2).

Capítulo V. Efecto de la incertidumbre en el diseño de plantas renovables de servicios auxiliares.

5.1 Introducción

La naturaleza intermitente de los recursos renovables es una característica que debe considerarse desde la etapa de diseño de los sistemas basados en renovables como ya se ha podido observar en el capítulo anterior. Para incluir este factor, algunos autores han desarrollado métodos matemáticos que incluyen a la incertidumbre como una herramienta para evaluar el efecto de la variabilidad de los recursos renovables en la operación de los sistemas.

De manera general, los métodos utilizados para incluir la incertidumbre en un modelo de optimización pueden dividirse en enfoques de optimización robusta y enfoques estocásticos de dos etapas. El primero consiste en encontrar una solución factible para cada escenario incierto, mientras que en el segundo se optimiza el valor esperado sobre los escenarios considerados en un conjunto de parámetros inciertos (Grossmann et al. 2017).

El enfoque de optimización robusta tradicionalmente se utiliza para modelar problemas que requieren tomar decisiones de corto plazo. Por ejemplo, Ben-Tal et al. (2011) utilizaron el concepto de optimización robusta con recurso para determinar la planificación óptima de la logística de cadenas de suministro humanitarias considerando la dinámica de los flujos de tráfico vehicular. Posteriormente, Zhang et al. (2016) desarrollaron un modelo MILP para calcular la operación óptima de una planta de separación de aire. El modelo fue formulado con acciones de recurso para evitar soluciones conservadoras. Otras aplicaciones relevantes de enfoques de optimización robustos incluyen la determinación de una programación óptima para sistemas de múltiples enfriadores (Saeedi et al. 2019), plantas de amoníaco integradas con turbinas eólicas (Allman et al. 2019) y reserva de energía (Street y Moreira, 2013).

El enfoque estocástico de dos etapas se utiliza para proyectos que requieren decisiones de largo plazo. Este enfoque consiste en dos tipos de decisiones, decisiones de primera etapa (o aquí y ahora) que se toman antes de que se revele la incertidumbre, y decisiones de segunda etapa (o esperar y ver) tomadas después de que la incertidumbre se revela (Halemane y

Grossmann, 1983). Este enfoque se ha utilizado ampliamente para modelar sistemas basados en fuentes renovables (Zhou et al.2013; Marufuzzaman et al.2014; Dolatabadi et al.2019). Martín (2016) utilizó este tipo de formulación para estudiar el efecto de la incertidumbre en el diseño y la operación de instalaciones renovables que producen productos químicos como una forma de almacenar energía eólica y solar. Daneshvar et al. (2020) desarrolló una formulación matemática para determinar la operación óptima de sistemas que integran tecnologías eólicas y térmicas con el almacenamiento de energía hidroeléctrica (PHS). En ese trabajo, las variables de la primera etapa se definieron en términos de los costos de producción de electricidad, mientras que las variables de la segunda etapa se relacionaron con los costos de despacho de cada unidad.

En el enfoque estocástico de dos etapas, la incertidumbre de los parámetros generalmente se caracteriza asumiendo valores discretos de probabilidades para un conjunto finito de escenarios (Grossman et al. 1983). En este sentido, se pueden usar técnicas estadísticas para determinar el número de escenarios que pueden representar adecuadamente los datos históricos. Por ejemplo, algunos autores han propuesto el uso de métodos de agrupamiento para generar días representativos (Nahmmacher et al. 2016; Teichgraeber y Brant 2019) y segmentos de tiempo (Mallapragada et al. 2018; Tejeda-Arango et al. 2018). Hoyland y Wallece (2001) presentaron una metodología que consiste en la minimización de la distancia euclidiana entre el valor de una propiedad estadística calculada para los escenarios generados y la calculada para los datos históricos reales. Karuppiah et al. (2010) propusieron una metodología para derivar un subconjunto reducido de escenarios de un conjunto más grande para aproximar el problema original de múltiples escenarios a un problema reducido. Otros métodos incluyen la minimización de la distancia de Kantorovich (Gazijahani et al. 2018) y el uso del método de muestreo aleatorio estratificado para generar escenarios (Amusat et al. 2018).

Las plantas de servicios auxiliares tienen que satisfacer demandas fluctuantes de vapor y electricidad. Por lo tanto, necesitan un cierto grado de flexibilidad para satisfacer diferentes niveles de demanda en condiciones inesperadas. Sobre este tema, algunos autores han incluido la incertidumbre en su diseño para mejorar su flexibilidad. Por ejemplo, Sun et al. (2017) desarrollaron un modelo estocástico de dos etapas para determinar la mejor

configuración de una planta de servicios auxiliares que utiliza gas natural como combustible. En ese trabajo, la demanda de vapor y los precios de la electricidad se tomaron como parámetros inciertos. Zao y You (2019) formularon un modelo de optimización robusto para determinar las condiciones de operación que minimizan el consumo de energía de una planta de servicios auxiliares. El modelo consideró la incertidumbre sobre las demandas de servicios auxiliares (incertidumbre exógena) y sobre la eficiencia de los equipos (incertidumbre endógena). Bungener et al. (2015) evaluaron la resiliencia de una red de vapor cuando se producen paros inesperados de las calderas. Los autores realizaron simulaciones Monte-Carlo para generar escenarios de falla al azar. La resiliencia de las plantas de servicios auxiliares ante fallas inesperadas de los equipos también se ha sido estudiada en otros trabajos (Luo et al. 2013; Sun et al. 2015).

En particular, las plantas de servicios auxiliares que usan recursos renovables están sujetas a incertidumbre sobre la disponibilidad de energías renovables y las demandas de vapor y electricidad. Si este factor no se toma en cuenta, se podrían obtener diseños sub-óptimos, que en su operación real podrían carecer de flexibilidad para satisfacer las demandas de vapor y electricidad. Por lo tanto, en este capítulo se estudia el efecto de la incertidumbre en el diseño de plantas de servicios auxiliares basados en renovables. Con este fin, se formula un modelo estocástico MILP de dos etapas que considera la velocidad del viento, la radiación solar y las demandas de vapor y electricidad como parámetros inciertos. Para caracterizar la incertidumbre, se generan escenarios de árboles mensuales mediante el cálculo de las funciones de densidad de probabilidad (PDF) para cada parámetro incierto basado en datos históricos. Luego, se consideran diferentes escenarios para estudiar el funcionamiento del sistema bajo una discretización de tiempo más detallada. También, se lleva a cabo un estudio de las implicaciones económicas que se tienen al mejorar la flexibilidad de la planta. El modelo se usó para diseñar una planta de servicios auxiliares ubicada en la región suroeste de México. El caso de estudio fue descrito en el capítulo anterior.

5.2 Formulación de un modelo estocástico de dos etapas

En esta sección se muestra la extensión hecha al modelo descrito en el capítulo 2 para incluir la incertidumbre relacionada con la disponibilidad de los recursos renovables y las demandas

de vapor y electricidad. Con este fin, se formula un modelo estocástico de dos etapas que toma en cuenta dos tipos de decisiones, de primera y segunda etapa.

5.2.1 Definición de las variables de segunda y primera etapa

Decisiones de primera etapa. Las decisiones de la primera etapa se toman antes que se revela la incertidumbre y están relacionadas con el número y el tamaño de las unidades que se incluyen dentro de un sistema (es decir, variables de inversión o diseño). Estas variables permanecen fijas en todos los escenarios y son definidas en función del máximo uso de las instalaciones, ver ecuación (198).

$$(Variable\ de\ diseño)_D \geq Uso\ de\ instalaciones_{t,sc} \quad \forall t \in T, \quad \forall sc \in SC \quad (198)$$

donde el término “uso de instalaciones” se refiere al caudal, carga térmica o potencia producida que un equipo procesa en cada período y escenario considerado. De esta manera, el costo de cada sección se estima usando la siguiente ecuación,

$$Cost = A(Variable\ de\ diseño)_D + By \quad (199)$$

donde A es un coeficiente relacionado con el tamaño del equipo, B es el costo fijo relacionado con la unidad, y es una variable binaria utilizada para indicar la existencia o selección de la unidad.

Decisiones de segunda etapa. Las decisiones de la segunda etapa se toman cuando se revela la incertidumbre y se asocian a variables de control. Dependen de la realización del escenario (es decir, variables operativas como caudales de vapor, energía y biomasa). La definición de las variables de la segunda etapa en función de cada realización se muestra a continuación.

a) Producción de vapor bajo incertidumbre. La producción de cualquier tipo de vapor depende de la realización de cada escenario de la siguiente manera,

Balance de masa para el vapor producido usando biomasa

$$F_{B_{sc,t}}^S = \sum_{q \in Q} \sum_{j \in J} \sum_{k \in K} \sum_{n \in N} F_{q,j,k,sc,t}^{n,S} + F_{c_{sc,t}}^S + \sum_{q \in Q} \sum_{j \in J} F_{SB_{q,j,sc,t}}^S + \sum_{q \in Q} \sum_{n \in N} F_{D_{q,sc,t}}^{n,S} \quad \forall s \in S, \quad (200)$$

$$\forall t \in T, \quad \forall sc \in SC$$

Balance de masa para el vapor producido usando biogás

$$F_{bio_{sc,t}}^S = F_{BGB_{sc,t}}^S + \sum_{kb \in KB} \sum_{nb \in NB} F_{bio_{kb,nb,sc,t}}^S \quad \forall s \in S, \quad \forall t \in T, \quad \forall sc \in SC \quad (201)$$

Balance global de masa para la producción de vapor

$$F_{T_{sc,t}}^S = F_{B_{sc,t}}^S + F_{CSP_{sc,t}}^S + F_{bio_{sc,t}}^S \geq F_{Demand_{sc,t}}^S \quad \forall s \in S, \quad \forall t \in T, \quad \forall sc \in SC \quad (202)$$

b) Costos de operación. El costo de operación esperado de cada sección sobre todas las posibles realizaciones se calcula de la siguiente manera,

$$Total OpCost = \sum_{sc \in SC} \sum_{t \in T} \pi_{sc,t} * OpCost_{t,sc} \quad \forall t \in T, \quad \forall sc \in SC \quad (203)$$

donde, $\pi_{sc,t}$, es la probabilidad asociada a cada escenario.

5.2.2 Procedimiento para generar escenarios y calcular sus probabilidades de ocurrencia

La Figura 26 muestra una representación esquemática del procedimiento propuesto para el cálculo de la probabilidad de cada escenario. El procedimiento consiste en 5 etapas:

1. **Generar funciones de densidad de probabilidad mensual para cada parámetro incierto.** Como primer paso, los datos históricos, $w_{\theta,t}$, se utilizan para estimar la función de densidad de probabilidad mensual (PDF) de la radiación solar, la velocidad del viento y las demandas de electricidad y vapor, que se consideran parámetros inciertos. La PDF ayuda a ver qué tan dispersos están los datos de los parámetros inciertos a lo largo del tiempo. Además, se utiliza para calcular la probabilidad asociada con el parámetro incierto, θ , que toma un valor de $w_{\theta,t}$, definida como $P_{\theta}^{w_{\theta,t}}$.
2. **Discretizar la distribución de probabilidad de parámetros inciertos.** La función de probabilidad de cada parámetro incierto se puede aproximar mediante discretización en un conjunto de valores finitos que varían en diferentes niveles, representados por e_{θ} . Cada nivel está asociado con la probabilidad de ocurrencia de valores bajos, medios y altos de cada parámetro incierto. Una vez que se establece el número de niveles, se establecen los límites superior e inferior, $UB_t^{e_{\theta}}$ y $LB_t^{e_{\theta}}$.

3. **Asignar un valor nominal para representar cada nivel de los parámetros inciertos.** Se calcula un valor nominal, $NV_{\theta,t}^{e_\theta}$, para representar cada nivel como la suma ponderada de los datos incluidos en cada nivel,

$$NV_{\theta,t}^{e_\theta} = \sum_{w_{\theta,t}=LB_t^{e_\theta}}^{w_{\theta,t}=UB_t^{e_\theta}} \frac{w_{\theta,t} f_{\theta}^{w_{\theta,t}}}{\sum_{w_{\theta,t}=LB_t^{e_\theta}}^{w_{\theta,t}=UB_t^{e_\theta}} f_{\theta}^{w_{\theta,t}}} \quad \forall \theta \in \theta, e_\theta \in E, t \in T \quad (204)$$

donde $w_{\theta,t}$ es el valor que el parámetro incierto, θ , toma en el período de tiempo, t ; $f_{\theta}^{w_{\theta,t}}$ representa la frecuencia de ocurrencia del valor $w_{\theta,t}$ dentro de ese período de tiempo; y $UB_t^{e_\theta}$ y $LB_t^{e_\theta}$ representan los límites superior e inferior que definen el nivel, e_θ .

4. **Calcular la probabilidad de ocurrencia del valor nominal.** La probabilidad asociada con el valor nominal se calcula como la probabilidad acumulada de los valores incluidos en cada nivel,

$$P_{\theta,t}^{e_\theta} = \sum_{w_{\theta,t}=LB_t^{e_\theta}}^{w_{\theta,t}=UB_t^{e_\theta}} P_{\theta}^{w_{\theta,t}} \quad \forall \theta \in \theta, e_\theta \in E, t \in T \quad (205)$$

donde $P_{\theta}^{w_{\theta,t}}$ es la probabilidad calculada a partir del PDF y asociada con el parámetro incierto, θ , con un valor de $w_{\theta,t}$; $UB_t^{e_\theta}$ y $LB_t^{e_\theta}$ representan los límites superior e inferior que definen el nivel, e_θ .

5. **Generar los posibles escenarios y sus probabilidades de ocurrencia.** Se calcula el número de escenarios que se generan para cada período de tiempo, SC_t , tomando el producto cartesiano de los niveles seleccionados para discretizar la función de probabilidad de cada parámetro incierto.

$$|SC_t| = \prod_{\theta,t}^{\theta} e_\theta \quad \forall t \in T \quad (206)$$

Finalmente, la probabilidad asociada con cada escenario, $\pi_{sc,t}$, se calcula de la siguiente manera

$$\pi_{sc,t} = \prod_{\theta,t}^{\theta} P_{\theta,t}^{e_\theta} \quad \forall t \in T \quad (207)$$

Como condición se debe cumplir que la suma de las probabilidades de cada escenario generado en el período de tiempo, t , debe ser igual a uno.

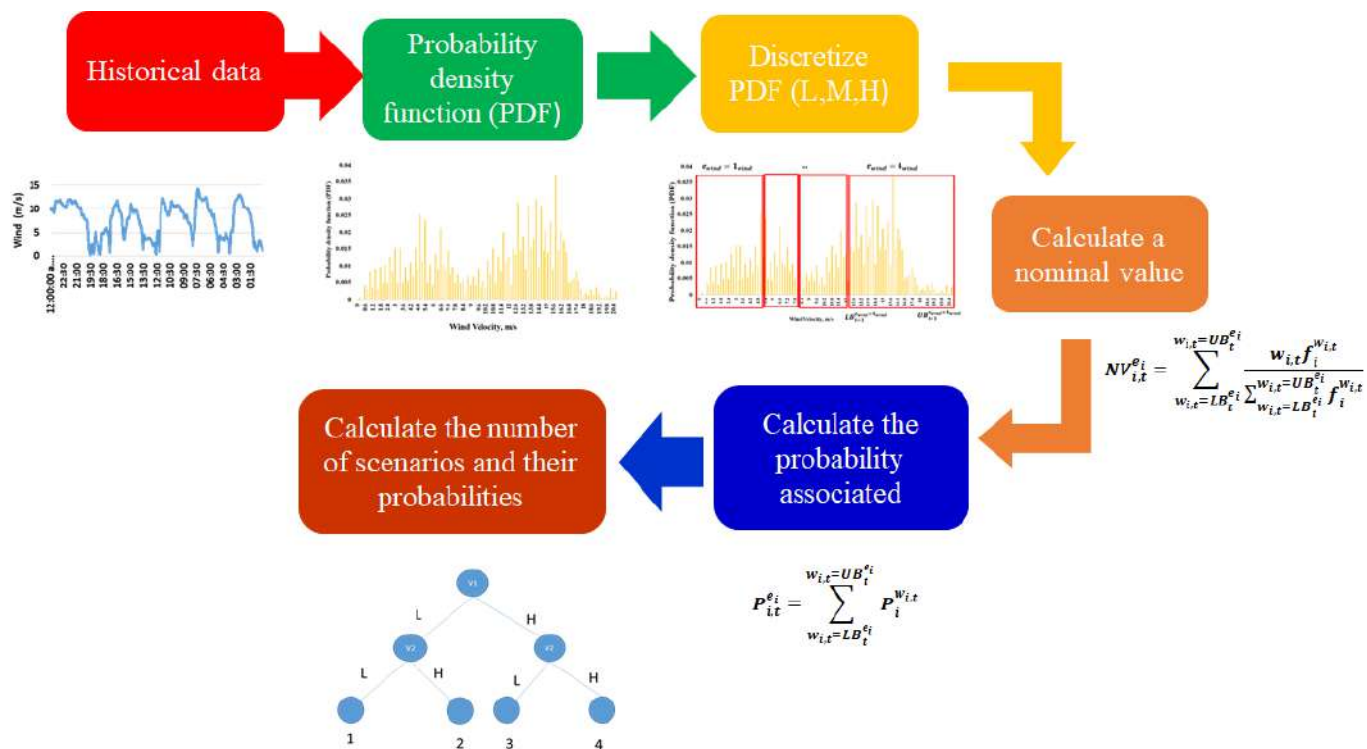


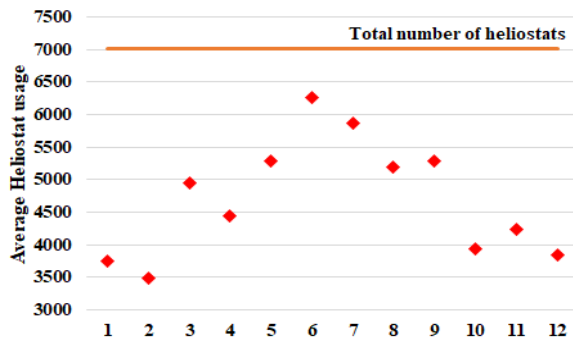
Figura 26. Representación esquemática del procedimiento para generar escenarios y calcular sus probabilidades

5.3 Diseño de una planta renovable de servicios auxiliares bajo incertidumbre

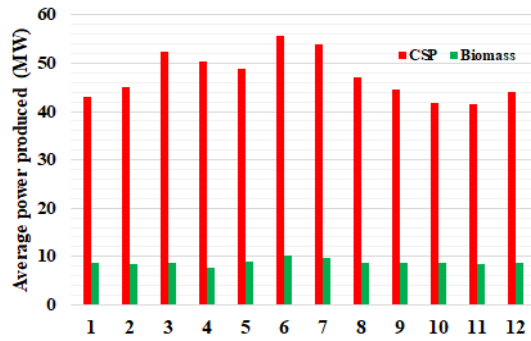
Para estudiar el efecto de la incertidumbre sobre el diseño óptimo de las plantas renovables de servicios auxiliares, se considera que la planta será instalada en la región suroeste de México. Este caso de estudio fue descrito en la sección 4.2.3. Para resolver el problema, se consideraron cuatro niveles de velocidad del viento y tres niveles de radiación solar, y demandas de electricidad y vapor de LP, un total de 108 escenarios por mes. El problema consiste en 963,960 variables continuas, 1,634,964 ecuaciones y 200 variables binarias.

5.3.1 Resultados y discusión

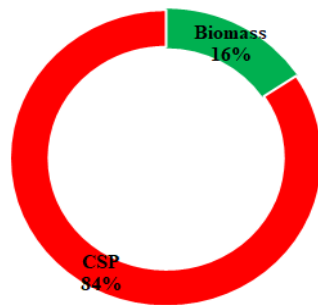
Cuando se consideraron 108 escenarios, la planta de servicios auxiliares integró una planta CSP y una caldera de biomasa. La planta CSP, que consta de 7,017 heliostatos, se utiliza para producir vapor VHP y para recalentar el vapor que proviene de la turbina de vapor. La Figura 27a muestra el uso promedio mensual de heliostatos, de los cuales, en promedio, el 30% permanece inactivo durante el año. La planta de CSP suministra el 86% del total de los requisitos de electricidad, y el resto es suministrado por la caldera de biomasa, ver Figuras 27b y 27c. También se puede observar que la biomasa se utiliza como respaldo para la planta de CSP. La Figura 27d muestra que la biomasa se consume durante el año (y se almacena una fracción), alcanzando su nivel más alto en junio, cuando la demanda de electricidad también es la más alta. Los resultados también mostraron que el vapor LP, requerido por la planta de bioetanol, se produce al expandir parte del vapor VHP en la turbina de vapor.



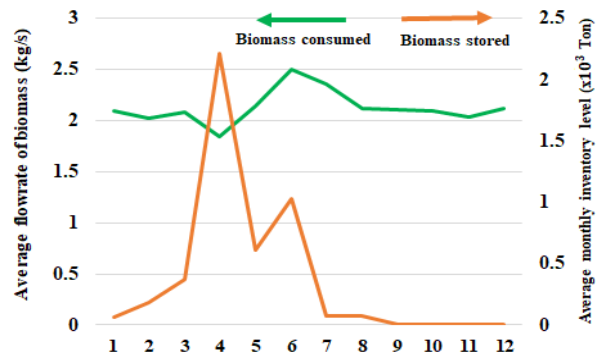
a)



b)



c)



d)

Figura 27. Resultados para el diseño basado en 108sc: a) Promedio de uso mensual de heliostatos durante el año, b) Promedio de producción mensual de energía, c) porcentaje de contribución de cada recurso renovable, d) perfil de biomasa durante el año.

Efecto de considerar un número menor de escenarios. Se consideró un número reducido de escenarios para estudiar el efecto sobre la topología de la planta y sus implicaciones económicas. La Tabla 1 muestra los niveles de cada parámetro considerado para este análisis.

Tabla 9. Número de escenarios

Niveles				
Velocidad del viento	Radiación solar	Demanda de electricidad	Demanda de vapor LP	Escenarios mensuales
4	3	3	3	108
3	3	3	3	81
4	3	2	2	48
2	2	2	2	16

En general, se observó que la reducción de escenarios no tuvo un efecto significativo en la selección de los recursos renovables, ver Tabla 10. La topología de la planta fue casi la misma que en el diseño anterior. El cambio más importante fue la reducción de los heliostatos seleccionados para la planta de CSP, lo que era de esperarse ya que, con una reducción de escenarios, se considera un menor detalle en las demandas de vapor y electricidad y en la radiación solar. Este aumento de heliostatos implica un aumento en la flexibilidad de la planta y un aumento en el costo de inversión. Por otro lado, la cantidad de escenarios afectó significativamente los tiempos de CPU. Por ejemplo, cuando se consideraron 16 escenarios, el tiempo de CPU se redujo en un 99% con respecto al caso basado en 108 escenarios.

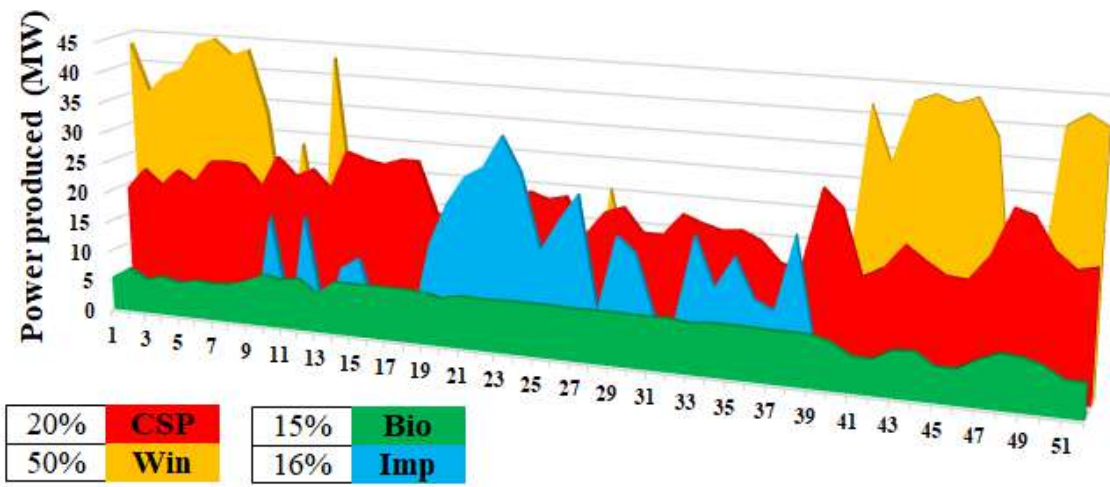
Tabla 10. Comparación de resultados entre enfoques determinista y estocástico

	Determinístico			Estocástico (escenarios)		
	Mensual	Semanal	16	48	81	108
TAC (\$MMUSD/y)	73.3	83.0	89.1	90.1	90.4	91.4

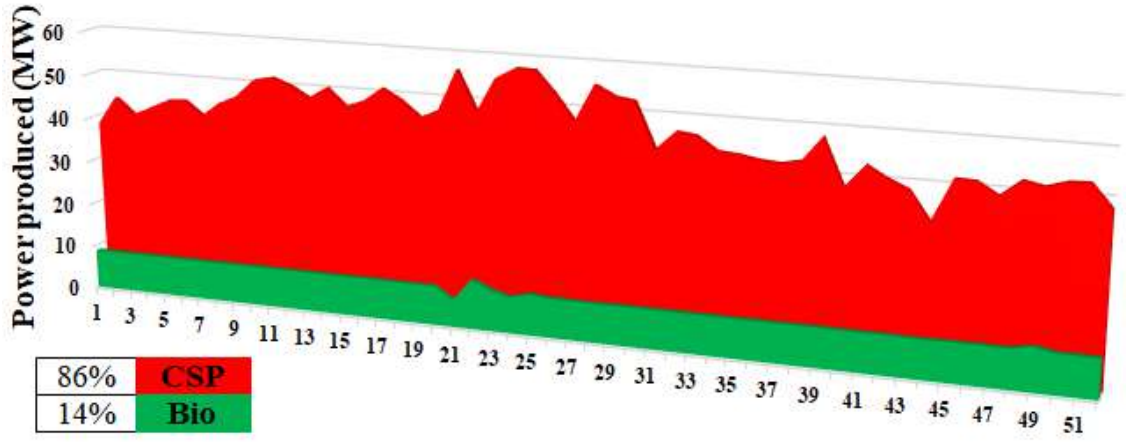
Costo de inversión (\$MMUSD)	150.8	115.20	130.9	134.2	135.5	137.3
Heliostatoss	2,653.0	5,365.0	6,271	6,756.0	6,827	7,017.0
Turbinas eólicas	30.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Max. consume de biomasa(kg/s)	6.8	5.9	3.1	2.6	2.5	2.5
Max. nivel de inventario de biomasa (x10³Ton)	24.2	42	8.9	2.3	2.2	2.2
Tipo de problema	MILP	MILP	MILP	MILP	MILP	MILP
No. de variables continuas	39,400.0	55,039.0	149,208	729,204.0	724,848.0	963,960.0
No. de ecuaciones	12,956.0	39,400.0	246,192	432,600.0	1,227,372	1,634,964.0
No. de ecuaciones binarias	200.0	200.0	200.0	200.0	200.0	200.0
CPU time (s)	30.4	124.7	1,065.19	18,342.09	66,749.48	149,827.21

5.3.2. Comparación de la flexibilidad de los diseños determinísticos y los diseños que incluyen incertidumbre

Se llevó a cabo un estudio de la flexibilidad para cada diseño, similar a la reportada por García-Herreros et al. (2014). El análisis Consiste en estudiar la operación de un diseño basado en una discretización de tiempo a largo plazo bajo una discretización de tiempo más detallada. Como se mencionó anteriormente, los diseños se determinaron considerando una discretización mensual. El estudio de flexibilidad se realizó teniendo en cuenta variaciones semanales de los recursos renovables y las demandas de servicios auxiliares en condiciones de funcionamiento deterministas, y los resultados se muestran en la Figura 28. Para el diseño mensual, los resultados que muestran que, bajo variaciones semanales, la solución determinista no ofrece la flexibilidad para cumplir con las variaciones semanales, ya que se necesitan importaciones de electricidad por un monto de 68,716 MWh para satisfacer la demanda. Por otro lado, cuando la formulación considera incertidumbre, la flexibilidad del diseño mejora, ya que tiene la planta tiene suficiente capacidad para satisfacer las demandas semanales sin necesidad de importaciones.



a)



b)

Figura 28. Resultados para los diseños bajo variaciones semanales: a) diseño determinista de base mensual, b) diseño estocástico basado en 108sc.

Implicaciones económicas de la flexibilidad de los diseños. Cuando se incluyó incertidumbre, la planta de servicios auxiliares basada en recursos renovables pudo satisfacer un rango más amplio de demandas debido a su mayor capacidad. Sin embargo, dicha estructura también podría implicar un mayor porcentaje de instalaciones infrutilizadas y, por lo tanto, mayores costos de inversión que no son utilizados. Las implicaciones económicas de mejorar la flexibilidad de diseño se pueden estimar como la suma de unidades

que permanecen inactivas cada período de tiempo multiplicado por su costo de inversión unitario. Vale la pena señalar que para las soluciones estocásticas se consideraron dos escenarios, el uso más alto y el más bajo de las instalaciones. Los resultados se muestran en la Figura 29. Se puede observar que el porcentaje mensual de inversión no utilizada para el diseño mensual es, en promedio, del 16%, mientras que para el diseño basado en 108sc es del 35% (ver Figura 29a), lo cual causa un aumento de la inversión no utilizada de \$ 168.7 MMUSD para el diseño mensual a \$ 569.6 MMUSD para el diseño basado en 108sc (ver Figura 29b).

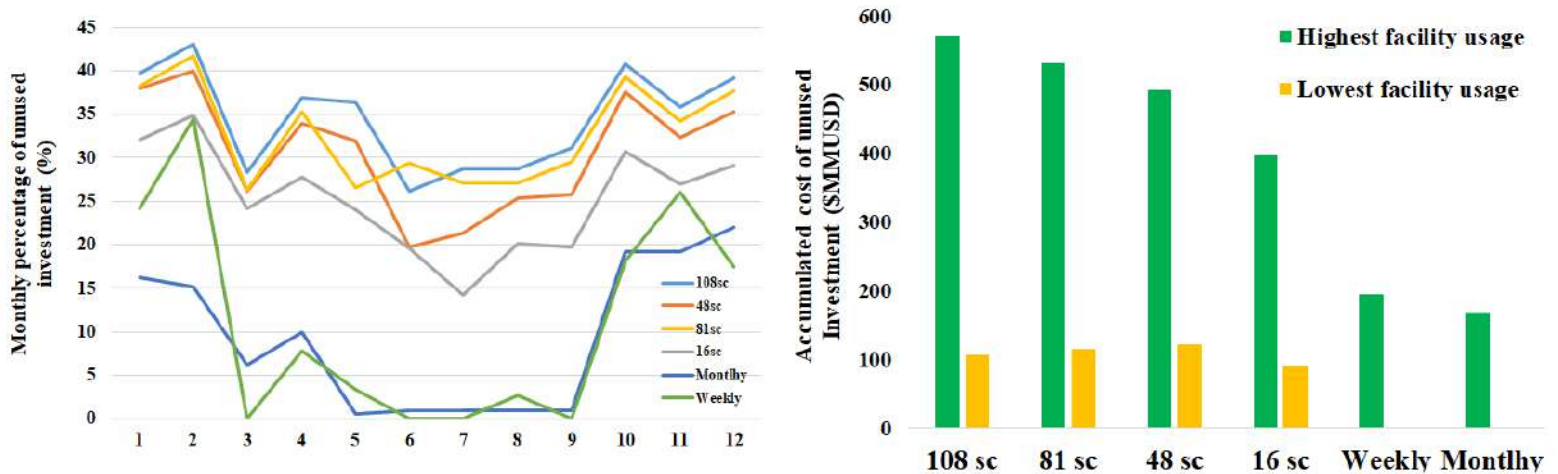


Figura 29. Implicaciones económicas de la flexibilidad de los diseños. a) Porcentaje mensual de inversión no utilizada, b) costo acumulado del costo de inversión no utilizada.

Capítulo VI. Conclusiones

En este trabajo se desarrolló una formulación para el diseño óptimo de una planta renovable de servicios auxiliares. Se formuló una superestructura para incluir distintos recursos renovables como biomasa, energía solar térmica, desechos y viento. La biomasa se puede quemar directamente en una caldera, o se puede procesar mediante gasificación para obtener gas de síntesis. También se consideró la integración de una planta concentradora de energía solar para generar vapor a diferentes niveles de presión. Además, se tomó en cuenta el uso de residuos para la obtención de biogás, el cual puede enviarse a una turbina de biogás o a una caldera. Con la formulación propuesta, se realizó un estudio para la estimación del costo de producción del vapor renovable. Se compararon los resultados obtenidos con los precios actuales de vapor obtenido a partir de gas natural, y se propusieron distintas estrategias para evaluar la competitividad de los recursos renovables. Se determinó que la biomasa es el recurso más competitivo, mientras que la radiación solar y el biogás son sólo competitivos cuando el vapor se produce a través de un esquema de cogeneración y se asigna un crédito a la electricidad producida. Este hecho se debe a la baja eficiencia térmica de la planta CSP y al bajo rendimiento en la conversión de los desechos a biogás. De hecho, se observó que la energía térmica requerida para producir vapor en la planta de CSP es 1.8 veces más alta que la que se requiere en la caldera de biomasa para producir la misma cantidad de vapor. Un análisis del tamaño de planta mostró que a los precios actuales de la biomasa, la producción de vapor usando biomasa representa la ruta más económica para cualquier tamaño de planta. Los resultados también mostraron que para los sitios con una alta radiación solar, la producción de vapor usando radiación solar sería una opción atractiva para plantas de tamaño medio y con una reducción significativa en el costo de los heliostatos. También se encontró que si el precio de la biomasa llegara a incrementarse más del 50% del precio actual, el biogás representaría una opción más atractiva para la producción de vapor en plantas grandes. El modelo permitió desarrollar correlaciones con las que se puede estimar de una manera sencilla el costo de vapor renovable en función de la capacidad de la planta y del costo de los recursos. Estas correlaciones son una herramienta útil para el desarrollo de modelos de optimización que incluyan recursos renovables en la generación de vapor.

En una segunda etapa se estudió el efecto de la variabilidad en el diseño de dichas plantas. Para ello se desarrolló una metodología que incluyese la estacionalidad de los recursos renovables. En particular, se estudió el efecto de la discretización del tiempo sobre la estructura óptima de la planta. Los resultados mostraron que existen diferencias significativas en la estructura de la planta en función de los niveles de demanda anual, mensual y semanal. Se observó que la energía eólica se vuelve más costosa conforme se hace una discretización más detallada de la velocidad del viento. Esto tuvo un efecto importante en la integración de recursos. También se analizó la operación de un diseño mensual considerando variaciones semanales. Se propusieron dos estrategias como posibles ajustes al diseño para que pudiera satisfacer las demandas de servicios predichos en la discretización más detallada. Los resultados mostraron que el esquema que considera importaciones de servicios auxiliares proporciona una solución viable y flexible que satisface los requerimientos energéticos.

Finalmente, se estudió el efecto de la incertidumbre en el diseño óptimo de las plantas renovables de servicios auxiliares. Los resultados mostraron que cuando se incluyó la incertidumbre en la formulación del modelo, la solución óptima para la planta integró biomasa con una planta CSP más grande con respecto a los diseños basados en un enfoque determinístico, lo que permitió que la planta tuviera suficiente capacidad para satisfacer un rango más amplio de demandas de vapor y electricidad. Esta característica se probó mediante el estudio del diseño bajo una discretización de tiempo más detallada. Los resultados mostraron que, a diferencia del diseño determinista, el diseño estocástico pudo satisfacer las demandas predichas bajo una discretización semanal de tiempo. Sin embargo, una mayor flexibilidad también implicó un aumento de las instalaciones infrautilizadas. Se observó que, en promedio, la inversión no utilizada para el diseño basado en el estocástico fue más del doble que la del diseño determinista bajo una discretización mensual.

Apéndices

Apéndice A. Valor de los parámetros incluidos en las disyunciones

Tabla A1. Valor de los parámetros para las etapas de gasificación y reformado.

Gasifier, q=	Reforming, j=	K_{ST_q}	K_{OX_q}	K_{D_q}	$K_{W_{q,j}}$	$K_{O_{q,j}}$	$K_{SY_{q,j}}$
IG	POX	0.4	0	2.71298966	0	0.2024838	0.7408
	SR	0.4	0	2.71298966	0.29778393	0	0.5776
DG	POX	0.2	0.23	0	0	0.31630262	0.28137611
	SR	0.2	0.23	0	0.24843591	0	0.34214056

Table A2. Valor de $R_{D_q}^{n,s}$

	S=			
	VHP	HP	MP	LP
HRSG, n=1	0.33896679	0	0	0
2	0.24431734	0.0897417	0	0
3	0.24619926	0	0.10664207	0
4	0	0.38571956	0	0
5	0	0.34136531	0.00140221	0
6	0	0	0.41948339	0
7	0	0	0.41354244	0.00199262

Tabla A3. Valor de los parámetros incluidos en la turbina de gas de síntesis

Turbine, k=	Gasifier, q=	Reforming, j=	$K_{P_{q,j,k}}$	$K_{CD_{q,j,k}}$	$K_{G_{q,j,k}}$	$K_{A_{q,j,k}}$	$K_{ACo_{q,j,k}}$	$K_{SCo_{q,j,k}}$
GT-10	IG	POX	5301.83585	1480.76404	11.3687095	10.3671706	2944.92441	174.946004
		SR	7111.49584	1991.96676	14.9385388	13.9369806	3963.98892	249.307479

	DG	POX	6328.55431	1766.51457	13.3677874	12.3828538	3505.62809	222.108408
		SR	6078.55446	1707.42693	12.9541519	11.9545856	3388.08125	126.523546
GT-20	IG	POX	6055.07559	2660.23218	11.3687095	10.3671706	3717.60259	320.734341
		SR	8017.72853	3734.61738	14.9385388	13.9369806	5048.47645	446.260388
	DG	POX	7203.17013	3155.59838	13.3677874	12.3828538	4375.63799	409.41642
		SR	6973.97593	3099.92482	12.9541519	11.9545856	4305.5989	227.275015
GT-50	IG	POX	6609.07127	3732.07343	11.3687095	10.3671706	5102.59179	194.384449
		SR	8709.55679	5092.72853	14.9385388	13.9369806	6936.98061	809.00277
	DG	POX	7855.67755	4523.69604	13.3677874	12.3828538	6141.2463	716.478734
		SR	7575.83384	4372.09204	12.9541519	11.9545856	5934.40318	694.451436

Tabla A4. Valor de $R_{q,j,k}^{n,s}$ para el sistema de recuperación de calor del procesamiento de gas de síntesis

Turbine, k=	Gasifier, q=	Reforming, j=	HRSG, n=	S=			
				VHP	HP	MP	LP
GT-10	IG	POX	1	0.220437	0	0	0
			2	0.18573804	0.04232276	0	0
			3	0.22033013	0	0.00168626	0
			4	0	0.26256977	0	0
			5	0	0.28553616	0.00073625	0
			6	0	0	0.28906306	0
			7	0	0	0.30465503	0.00483316
		SR	1	0.2394438	0	0	0
			2	0.22906141	0.00118192	0	0
			3	0.23791425	0	0.00147161	0
			4	0	0.28267671	0	0

		5	0	0.26310545	0.00069525	0	
		6	0	0	0.31057937	0	
		7	0	0	0.32713789	0.0036153	
DG	POX	1	0.25422872	0	0	0	
		2	0.18954787	0.06465426	0	0	
		3	0.23776596	0	0.00273936	0	
		4	0	0.29726064	0	0	
		5	0	0.26345745	0.00119681	0	
		6	0	0	0.32569149	0	
		7	0	0	0.32765957	0.00385638	
	SR	1	0.25959368	0	0	0	
		2	0.2369526	0.00180587	0	0	
		3	0.24598194	0	0.00232506	0	
		4	0	0.30404063	0	0	
		5	0	0.27232506	0.00106095	0	
		6	0	0	0.33329571	0	
		7	0	0	0.33860045	0.00388262	
GT-20	IG	POX	4	0	0.18982306	0	0
			5	0	0.17736611	0.00085501	0
			6	0	0	0.21178007	0
			7	0	0	0.21155445	0.02910581
			8	0	0	0	0.23157582
	SR	4	0	0.21275782	0	0	
		5	0	0.19928158	0.00082271	0	
		6	0	0	0.23652375	0	
		7	0	0	0.24003476	0.02560834	
		8	0	0	0	0.25644264	
DG	POX	4	0	0.23417553	0	0	

			5	0	0.20635638	0.00135638	0		
			6	0	0	0.25885638	0		
			7	0	0	0.24848404	0.02507979		
			8	0	0	0	0.27925532		
			SR	4	0	0.23322799	0	0	
				5	0	0.20819413	0.00124153	0	
				6	0	0	0.25844244	0	
				7	0	0	0.25022573	0.02702032	
		8	0	0	0	0.27837472			
		GT-50	IG	POX	6	0	0	0.14467403	0
					7	0	0	0.13892649	0.04227526
					8	0	0	0	0.16791355
				SR	6	0	0	0.17235226	0
					7	0	0	0.16893395	0.04154114
8	0				0	0	0.19599073		
DG	POX			6	0	0	0.18760638	0	
				7	0	0	0.17042553	0.04255319	
				8	0	0	0	0.21074468	
	SR			6	0	0	0.19069977	0	
				7	0	0	0.17616253	0.04345372	
				8	0	0	0	0.21467269	

Tabla A5. Parámetros del digestor

Z=	$K_{CH_4}^z$	$K_{CO_2}^z$	K_w^z	$K_{Ammonia}^z$
CM	0.008	0.0098	0.0025	1.1346E-06
MW	0.0387	0.0473	0.012	5.4811E-06

Tabla A6. Parámetros de la turbine de biogás

Turbine, k=	$K_{p_k}^{\text{biogas}}$	$K_{A_k}^{\text{biogas}}$	$K_{G_k}^{\text{biogas}}$	$K_{CD_k}^{\text{biogas}}$	$K_{ACo_k}^{\text{biogas}}$	$K_{SCo_k}^{\text{biogas}}$
GT-10	15007.50	32.5	33.62	4641.25	9243	184.5
GT-20	17302.50	32.5	33.62	8015	11610	337.5
GT-50	18810.00	32.5	33.62	11083.75	16200	540

Tabla A7. Valor de $R_{q,j,k}^{n,s}$ para el sistema de recuperación de calor del procesamiento de biogás

Turbine, k=	HRSG, n=	VHP	HP	MP	LP
GT-10	1	0.2471	0	0	0
	2	0.1127	0.1525	0	0
	3	0.1191	0	0.1651	0
	4	0	0.2879	0	0
	5	0	0.1376	0.1558	0
	6	0	0	0.3152	0
	7	0	0	0.2924	0.0152
GT-20	4	0	0.2194	0	0
	5	0	0.0786	0.1544	0
	6	0	0	0.2433	0
	7	0	0	0.2082	0.0387
	8	0	0	0	0.262
GT-50	6	0	0	0.1767	0
	7	0	0	0.1408	0.0514
	8	0	0	0	0.2009

Apéndice B. Valor de los parámetros incluidos en las funciones de costo de los equipos

Tabla B1. Constantes de las funciones de costo de los equipos

	Istmo de Tehuantepec (\$MM USD)	Dundee (\$MM USD)
A_c	2.37E-4	9.5677E-5
B_c	2	10
A_{sb}	2.37E-4	9.5677E-5
B_{sb}	2	10
A_T	3.18E-4	1.9754E-4
B_T	4.028E-1	3
A_{HRSG}	2	2
B_{HRSG}	6.636	10
A_{gas}	2.2968	2.2968
B_{gas}	183.42	183.42
$A_{Op_{gas}}$	0.0622	0.0622
$B_{Op_{gas}}$	0	0
A_{COMP}	7.71E-4	2.0497E-4
B_{COMP}	1.74E-1	2
A_{Biogas}	0.4935	0.4935
B_{biogas}	28.301	28.301
$A_{Op_{biogas}}$	3.7409E-6	3.7409E-6
$B_{Op_{biogas}}$	2.2929E-4	2.2929E-4
A_{BGB}	2.132E-3	4.15E-4
B_{BGB}	1.0267E-2	3.48
$A_{BiogasT}$	1.018E-3	375E-6
$B_{BiogasT}$	3.553E-3	1.51E-1
$A_{BiogasCOMP}$	7.82E-4	3.7911E-3
$B_{BiogasCOMP}$	1.4656E-2	2.559E-1
$A_{BIO-HRSG}$	9	3
$B_{BIO-HRSG}$	1.5445E-2	7.049E-1

Tabla B2. Constantes para la funciones de costo de los equipos incluidos en la red de vapor

A_{cun}=	0	1	25	140	1000
B _{CU} (\$MMUSD)	0	2.94E-4	1.499E-3	1.593E-3	3.94E-2
D _{CU} (\$MMUSD)	0	-1.5E-5	-3.508E-3	2.583E-3	1.86E-1
Power_{ST}=	0	1	10	60	700
B _{ST} (\$MMUSD)	0	5.03e-1	1.02E-1	3.22E-2	1.56E-2
D _{ST} (\$MMUSD)	0	1.64E-1	6.19E-1	1	2
Qcooling	0	10000	15000	25000	50000
B _{CT} (\$MMUSD)	0	0.74592	0.947	1.2818	1.9307
D _{CT} (\$MMUSD)	0	0	0	0	0

Apéndice C. Análisis de sensibilidad de los costos de vapor renovable

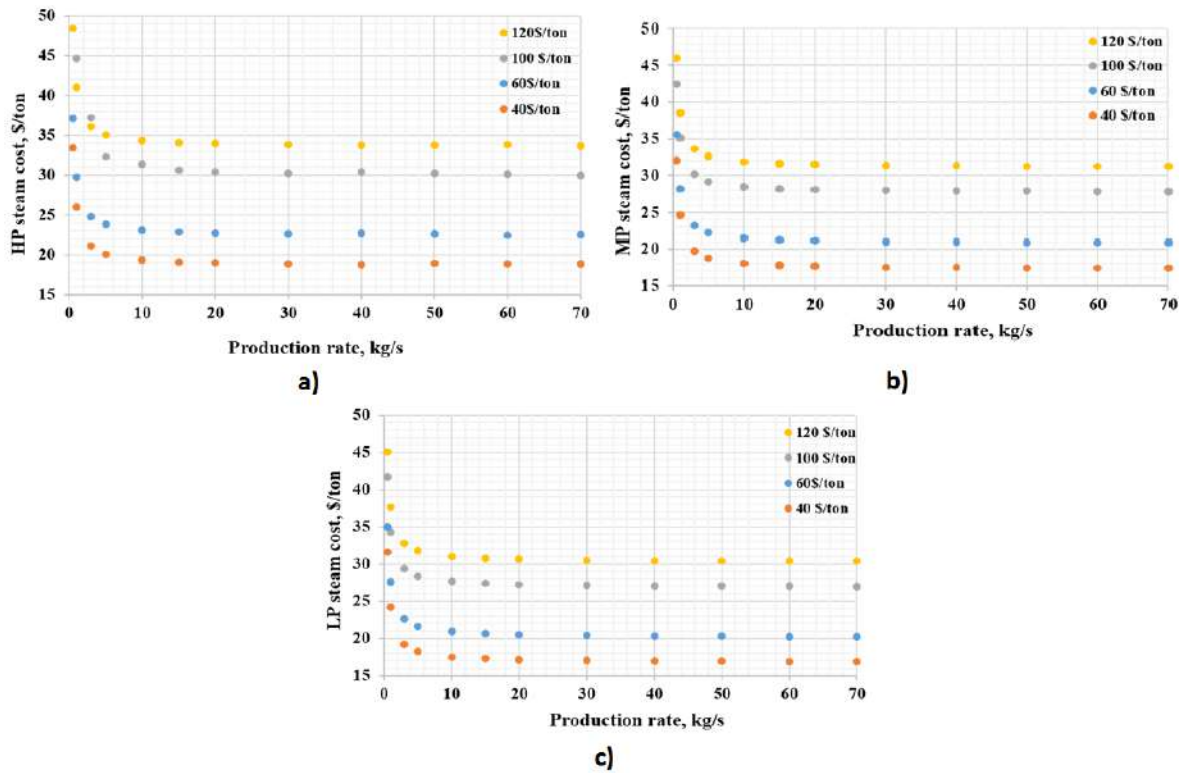


Figura C1. Análisis de sensibilidad del costo del vapor basado en biomasa respecto al precio de biomasa. a) HP, b) MP y c) LP

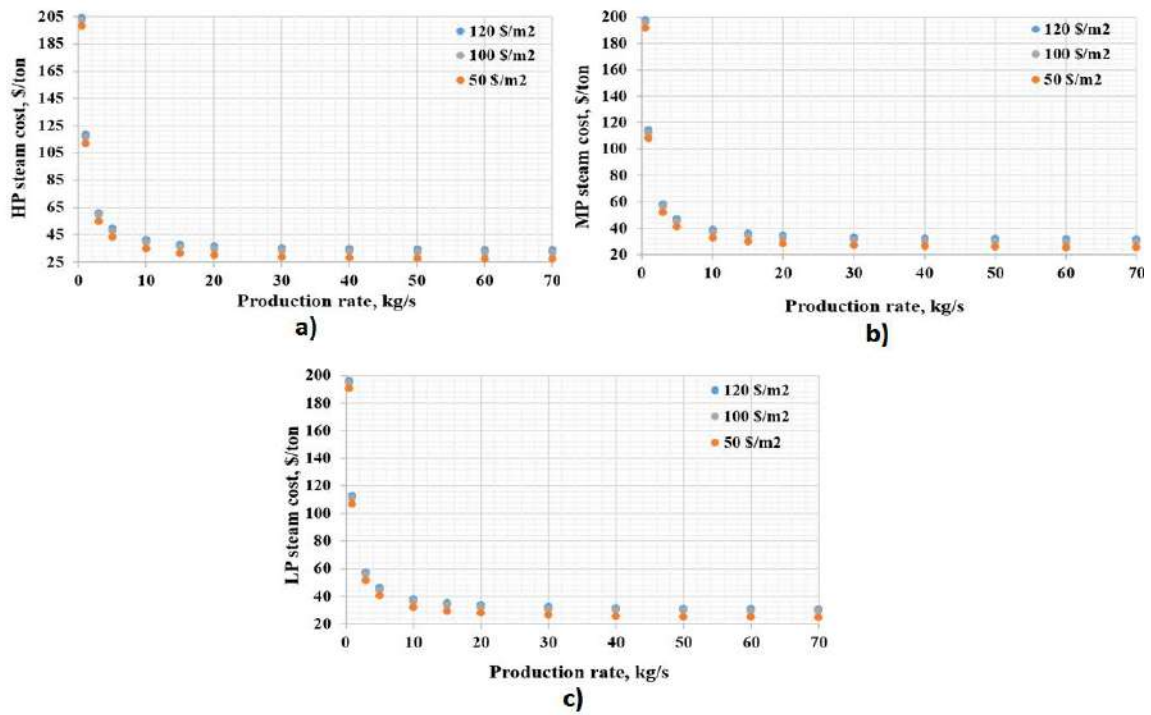


Figura C2. Análisis de sensibilidad del precio de vapor a base de radiación solar respecto al precio de los heliostatos. a) HP, b) MP and c) LP.

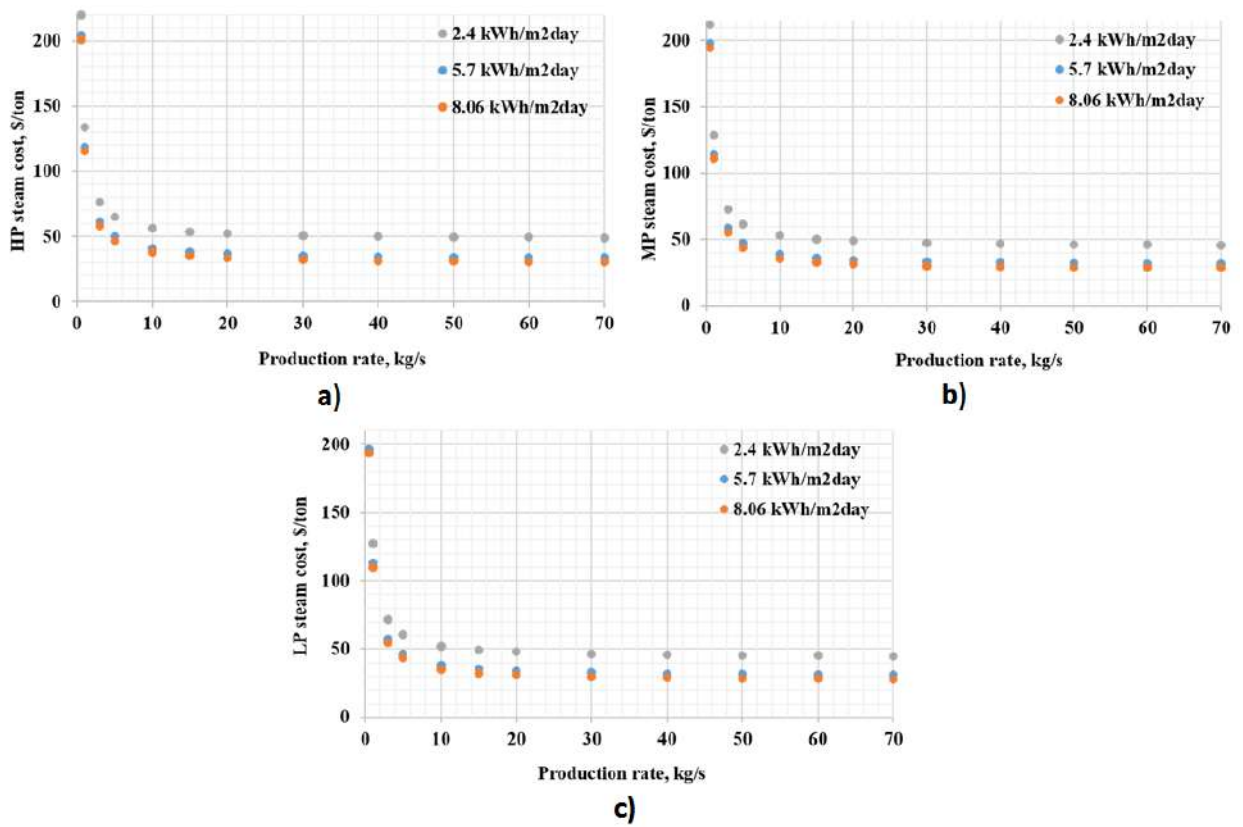


Figura C3. Análisis de sensibilidad del precio de vapor a base de radiación solar respecto al nivel de radiación solar. a) HP, b) MP and c) LP

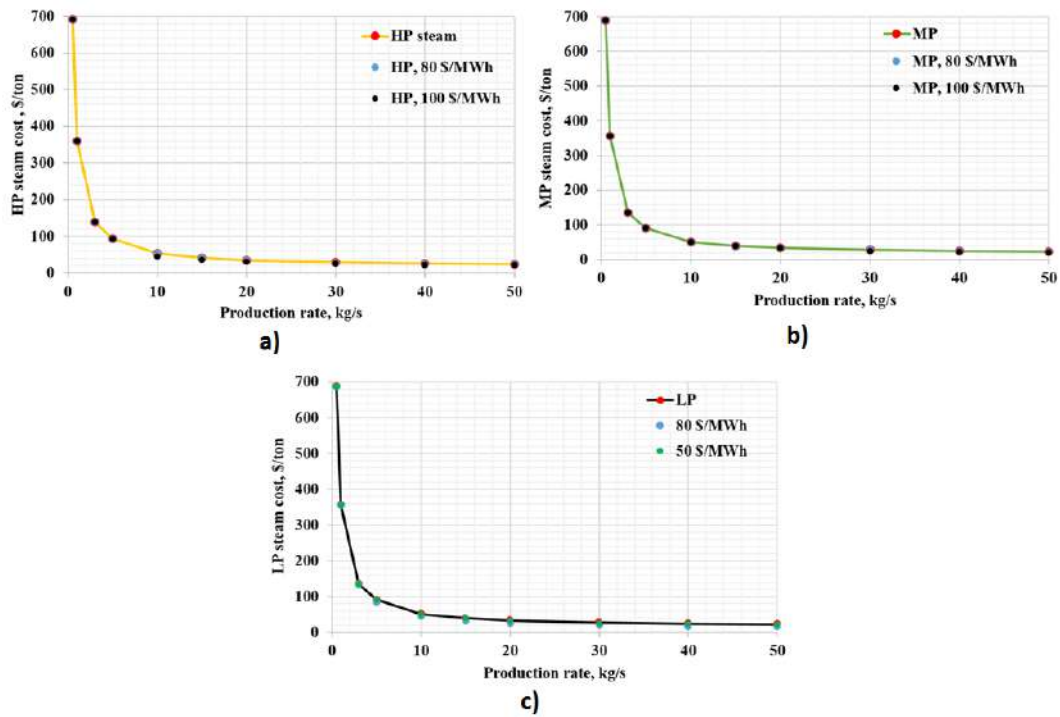
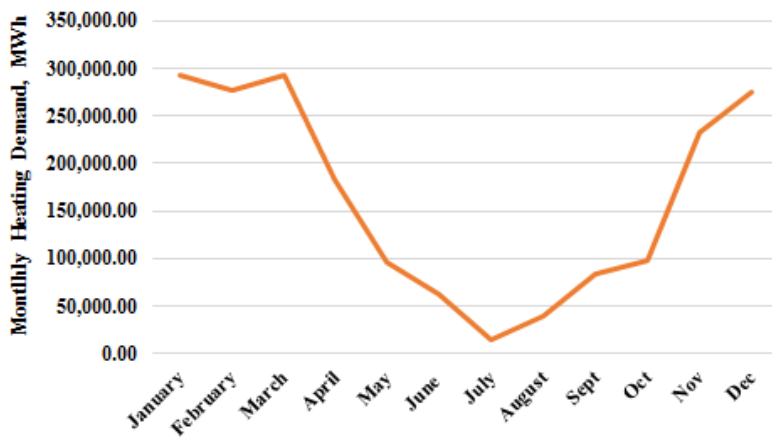


Figura C4. Costo del vapor a base de biogás a) HP, b) MP and c) LP.

Apéndice D. Datos de los casos de estudio

Escocia



a)



b)

Figura D1. Demandas de a) calefacción y b) electricidad durante el año para el caso del estudio de Escocia

Tabla D1. Disponibilidad mensual de recursos renovables en Dundee, Escocia

	Radiación solar (kWh/m ² día)	Velocidad del viento (m/s)	Biomasa (t/mes)	Deyecciones bovinas (t/mes)	Desechos municipales (t/mes)
Enero	0.47	15.94	142,620	2,760	69, 640
Febrero	1.11	13.63	128,820	2,490	62,900
Marzo	2.05	12.86	142,620	2,760	69, 640
Abril	3.3	12.34	138,023	2,670	67, 400
Mayo	4.52	10.28	142,620	2,760	69, 640
Junio	4.63	10.28	138,023	2,670	67, 400
Julio	4.31	9.26	142,620	2,760	69, 640
Agosto	3.61	9.26	142,620	2,760	69, 640
Septiembre	2.45	10.80	138,023	2,670	67, 400
Octubre	1.31	12.86	142,620	2,760	69, 640
Noviembre	0.59	13.37	138,023	2,670	67, 400
Diciembre	0.32	15.43	142,620	2,760	69, 640

Población: 148, 260 habitantes; Cabezas de ganado: 2,300

(Fuente: Boxwell, 2014; <http://www.usf.unikassel.de>; UK, 2009)

España

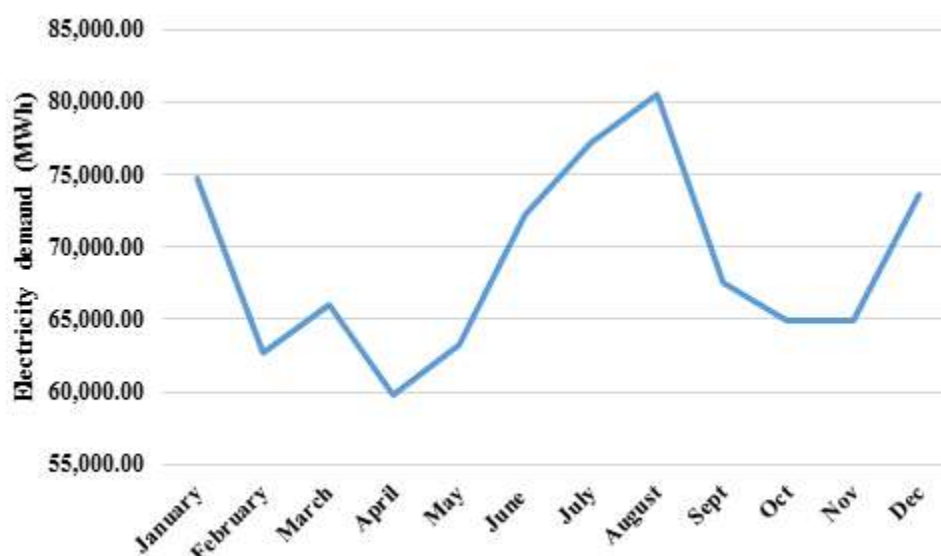


Figura D2. Perfil mensual de la demanda eléctrica para el caso de España.

Tabla D2. Disponibilidad mensual de recursos renovables en Almería, España

	Radiación solar (kWh/m²día)	Velocidad del viento (m/s)	Biomasa (t/mes)	Deyecciones bovinas (t/mes)	Desechos municipales (t/mes)
Enero	4.377	8	11,089	2,300	3,634
Febrero	5.125	7	10,015	2,076	3,283
Marzo	5.319	7.5	11,089	2,300	3,634
Abril	6.387	9.5	10,730	2,223	3,517
Mayo	6.697	7.5	11,089	2,300	3,634
Junio	8.587	10	10,730	2,223	3,517
Julio	8.668	8	11,089	2,300	3,634
Agosto	7.342	7.5	11,089	2,300	3,634
Septiembre	6.057	8.5	10,730	2,223	3,517
Octubre	4.126	6.5	11,089	2,300	3,634
Noviembre	3.513	7	10,730	2,223	3,517
Diciembre	3.326	9.5	11,089	2,300	3,634

Población: 195,211 habitantes; Cabeza de Ganado: 2,059

(Fuente: Junta de Andalucía 2018; AWS TruePower, 2014; <http://www.usf.unikassel.de>; Mapama, 2018)

México

Tabla D3. Disponibilidad mensual de recursos renovables en Istmo de Tehuantepec, México

	Radiación solar (kWh/m²día)	Velocidad del viento (m/s)	Biomasa (t/mes)	Deyecciones bovinas (t/mes)	Desechos municipales (t/mes)
Enero	5.56	11.75	5,705	62, 940	5,280
Febrero	6.22	11.75	5,153	56, 850	4,766
Marzo	6.81	11.75	5,705	62, 940	5,280
Abril	7.08	9.75	5,520	60, 910	5,106
Mayo	6.68	8.75	5,705	62, 940	5,280
Junio	5.99	7.75	5,520	60, 910	5,106
Julio	6.36	7.75	5,705	62, 940	5,280
Agosto	6.19	7.75	5,705	62, 940	5,280
Septiembre	5.53	7.75	5,520	60, 910	5,106
Octubre	5.61	9.75	5,705	62, 940	5,280
Noviembre	5.50	11.75	5,520	60, 910	5,106
Diciembre	5.50	11.5	5,705	62, 940	5,280

Población: 330, 381 habitantes; Cabezas de ganado: 42,674

(Fuente: INEL 2018; NREL 2014; SIAP 2017; SEMARNAT, 2015)

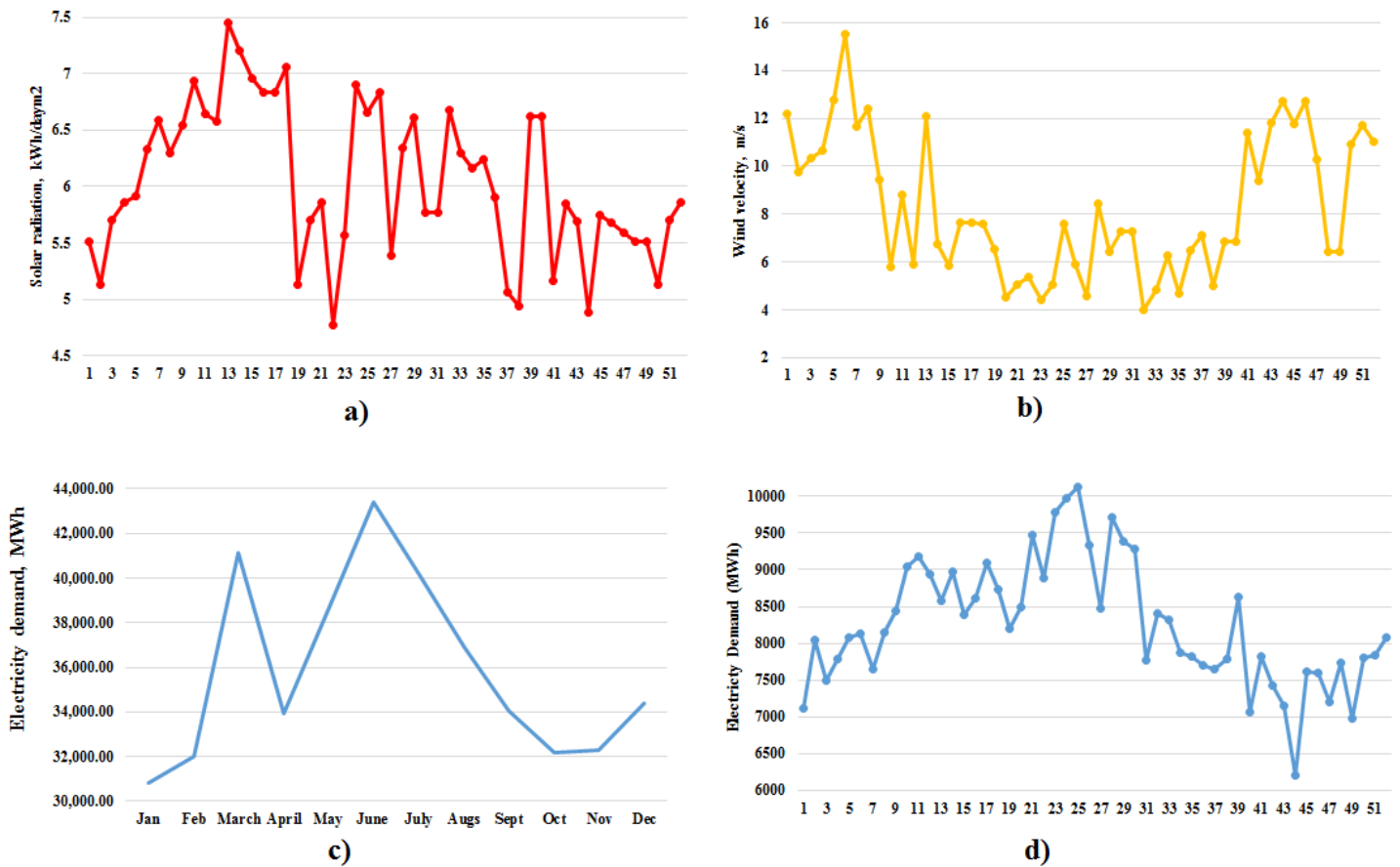


Figura D3. Condiciones para el caso de estudio de México a) variaciones semanales de la radiación solar, b) variaciones semanales de la velocidad del viento, c) perfil mensual de la demanda de electricidad, d) perfil semanal de la demanda de electricidad.

Tabla D4. Condiciones del peor escenario (NREL, 2014; CENACE, 2018)

Junio 8, 2011	
Radiación solar (kWh/m²day)	4.06
Velocidad del viento (m/s)	2.94
Demanda de electricidad (MWh/day)	1474.80
Demanda de vapor LP (kg/s)	15.40

Bibliografía

Aguilar, O., Kim, J. K., Perry, S., & Smith, R. (2008). Availability and reliability considerations in the design and optimisation of flexible utility systems. *Chemical Engineering Science*, 63(14), 3569-3584.

Al Seadi, T. (2001). Good Practice in Quality Management of AD residues from biogas production: Task 24 og AEA Technology Environment. Accessed in March 2018: [http://213.229.136.11/bases/ainia_probiogas.nsf/0/70996A6A88900B70C125753F005B70AD/\\$FILE/IEA%20BUENAS%20PR%C3%81CTICAS%20DA.pdf](http://213.229.136.11/bases/ainia_probiogas.nsf/0/70996A6A88900B70C125753F005B70AD/$FILE/IEA%20BUENAS%20PR%C3%81CTICAS%20DA.pdf)

Allman, A., Palys, M. J., Daoutidis, P. (2019). Scheduling-informed optimal design of systems with time-varying operation: A wind-powered ammonia case study. *AIChE J.*, 65(7), e16434.

Almena, A., & Martín, M. (2015). Technoeconomic analysis of the production of epichlorohydrin from glycerol. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 55(12), 3226-3238.

Amusat, O. O., Shearing, P. R., Fraga, E. S. (2018). Optimal design of hybrid energy systems incorporating stochastic renewable resources fluctuations. *J. Energy Storage*. 15, 379-399.

Aspen Environmental Group. (2018). Alta-Oak Creek Mojave Wind Project. Available at: <http://www.aspeneg.com/projects/alta-oak-creek-mojave-project/>.

AWS TruePower, (2014). Wind anomaly maps, [http://windtrends.meteosimtruewind.com/wind anomaly maps.php?zone=PIB](http://windtrends.meteosimtruewind.com/wind%20anomaly%20maps.php?zone=PIB).

Beckmann, K. Energy demand for heating. (2016). Available at : https://www.climateexchange.org.uk/media/2384/energy_demand_for_heating.pdf. Accessed in November 2018.

Ben-Tal, A., Do Chung, B., Mandala, S. R., & Yao, T. (2011). Robust optimization for emergency logistics planning: Risk mitigation in humanitarian relief supply chains. *Transp res B-meth*, 45(8), 1177-1189.

Börjesson, P., Hansson, J., & Berndes, G. (2017). Future demand for forest-based biomass for energy purposes in Sweden. *Forest Ecology and Management*, 383, 17-26.

Boxwell. (2014). Solar operating conditions. Available at: <http://www.efficientenergysaving.co.uk>.

Boyce, M. P. (2012). *Gas turbine engineering handbook*. Fourth edition. Butterworth-Heinemann, Oxford, 2012.

Bruno, J. C., Fernandez, F., Castells, F., & Grossmann, I. E. (1998). A rigorous MINLP model for the optimal synthesis and operation of utility plants. *Chem. Eng. Res. Des.*, 76(3), 246-258.

Bungener, S. L., Van Eetvelde, G. M., Descales, B., & Maréchal, F. (2015). *Resilient decision making in steam network investments* (No. CONF, pp. 73-78). The Italian Association of Chemical Engineering.

Caputo, A. C., Palumbo, M., Pelagagge, P. M., & Scacchia, F. (2005). Economics of biomass energy utilization in combustion and gasification plants: effects of logistic variables. *Biomass Bioenerg.*, 28(1), 35-51.

Centro Nacional de Control de Energía. (CENACE). Estimación de la Demanda Real del Sistema. (2018). <https://www.cenace.gob.mx/SIM/VISTA/REPORTES/DemandaRealSist.aspx> (Accessed in November 2018).

Cooper, D. *Do you value steam correctly?* Hydrocarbon Processing, July 1989, 44-47

Cooper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R., & Walas, S. M. (2010). Chemical process equipment–selection and design.

Cox, R. A., Drews, M., Rode, C., & Nielsen, S. B. (2015). Simple future weather files for estimating heating and cooling demand. *Building and Environment*, 83, 104-114.

da Gama Cerqueira, S. A. A., & Nebra, S. A. (1999). Cost attribution methodologies in cogeneration systems. *Energ. Convers. Manag.* 40(15-16): 1587-1597.

Daneshvar, M., Mohammadi-Ivatloo, B., Zare, K., & Asadi, S. (2020). Two-stage stochastic programming model for optimal scheduling of the wind-thermal-hydropower-pumped storage system considering the flexibility assessment. *Energy*, 193, 116657.

Davis, W., & Martín, M. (2014). Optimal year-round operation for methane production from CO₂ and water using wind and/or solar energy. *Journal of cleaner production*, 80, 252-261.

De la Cruz, V., Martín, M. (2016). Characterization and optimal site matching of wind turbines: Effects on the economics of synthetic methane production. *J. Clean. Prod.*, 133, 1302-1311.

Degree days. (2018) <https://www.degreedays.net/>. Accessed in November 2018.

Denholm, P.; Eichman, J.; Margolis R. Evaluating the Technical and Economic Performance of PV Plus Storage Power Plants. Golden, CO: National Renewable Energy Laboratory. NREL/TP-6A20-68737. 2017. <https://www.nrel.gov/docs/fy17osti/68737.pdf> (Accessed in September 2018).

Department for Business, Energy, and Industrial Strategy (BEIS). (2017). Accessed in April 2018: <https://www.gov.uk/government/organisations/department-for-business-energy-and-industrial-strategy>

Di Lucia, L., & Ericsson, K. (2014). Low-carbon district heating in Sweden—Examining a successful energy transition. *Energy Res. Soc. Sci.*, 4, 10-20.

Dolatabadi, A., Ebadi, R., Mohammadi-Ivatloo, B. (2019). A two-stage stochastic programming model for the optimal sizing of hybrid PV/diesel/battery in hybrid electric ship system. *JOAPE*, 7(1), 16-26.

Dutta, A., & Phillips, S. D. (2009). *Thermochemical ethanol via direct gasification and mixed alcohol synthesis of lignocellulosic biomass* (No. NREL/TP-510-45913). National Renewable Energy Laboratory.(NREL), Golden, CO (United States). Accessed in March 2018 : <https://www.nrel.gov/docs/fy09osti/45913.pdf>.

El-Halwagi, M.M. (2012) *Sustainable Design through Process Integration: Fundamentals Applications to Industrial Pollution Prevention, Resource Conservation, and Profitability Enhancement*; Oxford (UK): Butterworth-Heinemann.

Francisco, A. O., & Matos, H. A. (2004). Multiperiod synthesis and operational planning of utility systems with environmental concerns. *Computers & chemical engineering*, 28(5), 745-753.

Fu, R.; Remo, T.; Margolis, R. US Utility-Scale Photovoltaics- Plus-Energy Storage System Costs Benchmark. *National Renewable Energy Laboratory*. (2018). 32. <https://www.nrel.gov/docs/fy19osti/71714.pdf> (Accessed in May 2019).

Garcia-Herreros, P., Wassick, J. M., Grossmann, I. E. (2014). Design of resilient supply chains with risk of facility disruptions. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 53(44), 17240-17251.

Gazijahani, F. S., Ravadanegh, S. N., Salehi, J. (2018). Stochastic multi-objective model for optimal energy exchange optimization of networked microgrids with presence of renewable generation under risk-based strategies. *ISA transactions*. 73, 100-111.

Glatzmaier, G. (2011). *Developing a cost model and methodology to estimate capital costs for thermal energy storage*(No. NREL/TP-5500-53066). National Renewable Energy Laboratory (NREL), Golden, CO. Accessed in March 2018: <https://www.nrel.gov/docs/fy12osti/53066.pdf>.

Godoy, E., Benz, S. J., & Scenna, N. J. (2015). An optimization model for evaluating the economic impact of availability and maintenance notions during the synthesis and design of a power plant. *Computers & Chemical Engineering*, 75, 135-154.

Grossmann, I. E., Halemane, K. P., & Swaney, R. E. (1983). Optimization strategies for flexible chemical processes. *Computers & Chemical Engineering*, 7(4), 439-462.

Grossmann, I. E.; Apap, R. M.; Calfa, B. A.; Garcia-Herreros, P.; Zhang, Q. (2017). Mathematical programming techniques for optimization under uncertainty and their application in process systems engineering. *Theor. Found. Chem. Eng.* 51(6), 893-909.

Halemane, K. P., Grossmann, I. E. (1983). Optimal process design under uncertainty. *AIChE J.* 29(3), 425-433.

He, J., & Zhang, W. (2011). Techno-economic evaluation of thermo-chemical biomass-to-ethanol. *Applied Energy*, 88(4), 1224-1232.

Hernandez, B., & Martin, M. (2018). Optimization for biogas to chemicals via tri-reforming. Analysis of Fischer-Tropsch fuels from biogas. *Energy conversion and management*, 174, 998-1013.

Høyland, K., Wallace, S. W. (2001). Generating scenario trees for multistage decision problems. *Manage. Sci.* 47(2), 295-307.

Humbird, D.; Davis, R.; Tao, L.; Kinchin, C.; Hsu, D.; Aden, A.; Schoen, P.; Lukas, J; Olthof, B.; Worley, M.; Sexton, D.; Dudgeon, D. (2011). Process Design and Economics for Biochemical Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol. Available at: <https://www.nrel.gov/docs/fy11osti/47764.pdf>.

Idaho National Laboratory (INL). (2019). Feedstock Supply System Design and Economics for Conversion of Lignocellulosic Biomass to Hydrocarbon Fuels Conversion Pathway: Biological Conversion of Sugars to Hydrocarbons. The 2017 design case. <https://bioenergy.inl.gov/Reports/Design%20Case%202017.pdf>

International Energy Agency (IEA). (2017). Tracking Progress: Renewable heat. Available at : <https://www.iea.org/etp/tracking2017/renewableheat/>.

International Renewable Energy Agency (IRENA). (2012). Renewable Energy Technologies: Cost Analysis Series: Wind Power. *Power Generation Technologies*. 1(5), 223–242. https://www.irena.org/documentdownloads/publications/re_technologies_cost_analysis_wind_power.pdf (Accessed in September 2018).

International Renewable Energy Agency (IRENA). (2016). The power to Change: Solar and Wind Cost Reduction Potential to 2025. <http://www.irena.org/publications/2016/Jun/The-Power-to-Change-Solar-and-Wind-Cost-Reduction-Potential-to-2025> (Accessed in September 2018).

International Renewable Energy Agency (IRENA). (2017). Electricity storage and renewables: Costs and markets to 2030. Electricity-storage-and-renewables-costs-and-markets. https://www.irena.org/-/media/Files/IRENA/Agency/Publication/2017/Oct/IRENA_Electricity_Storage_Costs_2017.pdf (accessed November 2018).

International Renewable Energy Agency. (IRENA) (2012). Renewable Energy Cost Analysis: Biomass for Power Generation. Available at

:https://www.irena.org/DocumentDownloads/Publications/RE_Technologies_Cost_Analysis-BIOMASS.pdf

Inventario Nacional de Energías Limpias (INEL). (2018). Available at <https://dgel.energia.gob.mx/inel/mapa.html?lang=es>.

Iyer, R. R., & Grossmann, I. E. (1997). Optimal multiperiod operational planning for utility systems. *Computers & chemical engineering*, 21(8), 787-800.

Jülch, V. (2016). Comparison of electricity storage options using levelized cost of storage (LCOS) method. *Applied energy*, 183, 1594-1606.

Junta de Andalucía 2018. Solar radiation. Available at <https://www.agenciaandaluzadelaenergia.es/Radiacion/radiacion1.php>.

Karuppiah, R., Martín, M., Grossmann, I. E. (2010). A simple heuristic for reducing the number of scenarios in two-stage stochastic programming. *Compu. Chem. Eng.* 34(8), 1246-1255.

Karuppiah, R., Peschel, A., Grossmann, I. E., Martín, M., Martinson, W., & Zullo, L. (2008). Energy optimization for the design of corn-based ethanol plants. *AIChE J.*, 54(6), 1499-1525.

Knopf, F. C. (2012). Modeling, Analysis and Optimization of Process and Energy Systems Chapter 7, 164–197.

Kostevšek, A., Petek, J., Čuček, L., Klemeš, J. J., & Varbanov, P. S. (2015). Locally Integrated Energy Sectors supported by renewable network management within municipalities. *Appl. Therm. Eng.*, 89, 1014-1022.

Kumar, R., Sharma, A. K., & Tewari, P. C. (2015). Cost analysis of a coal-fired power plant using the NPV method. *J. Ind. Eng. Int.* 1, 11(4), 495-504.

Kurup, P., & Turchi, C. (2016) Potential for solar industrial process heat in the United States: A look at California. In: Rajpaul, V. and Richter, C, editors. AIP Conference Proceedings. 1734:1-9. <https://doi.org/10.1063/1.4949198>.

Langholtz, M. H., Stokes, B. J., & Eaton, L. M. U.S. Department of Energy. (2016). *2016 Billion-Ton Report: Advancing Domestic Resources for a Thriving Bioeconomy, Volume 1: Economic Availability of Feedstocks*. ORNL/TM-2016/160. Oak Ridge National Laboratory,

Oak Ridge, TN. 448p. 2016. Accessed in July 2018: <http://energy.gov/eere/bioenergy/2016-billion-ton-report>.]

Lauterbach, C., Schmitt, B., Jordan, U., & Vajen, K. (2012). The potential of solar heat for industrial processes in Germany. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *16*(7), 5121-5130.

León, E., & Martín, M. (2016). Optimal production of power in a combined cycle from manure based biogas. *Energy Conversion and Management*, *114*, 89-99.

Li, Z., Guo, P., Han, R., & Sun, H. (2019). Current status and development trend of wind power generation-based hydrogen production technology. *Energy Exploration & Exploitation*, *37*(1), 5-25.

Liew, P. Y., Theo, W. L., Alwi, S. R. W., Lim, J. S., Manan, Z. A., Klemeš, J. J., & Varbanov, P. S. (2017). Total Site Heat Integration planning and design for industrial, urban and renewable systems. *Renew. Sust. Energ. Rev.*, *68*, 964-985.

Lozano, M. A., & Valero, A. (1993). Theory of the exergetic cost. *Energy*, *18*(9), 939-960.

Lund, H., Möller, B., Mathiesen, B. V., & Dyrelund, A. (2010). The role of district heating in future renewable energy systems. *Energy*, *35*(3), 1381-1390.

Luo, X., Hu, J., Zhao, J., Zhang, B., Chen, Y., & Mo, S. (2014). Multi-objective optimization for the design and synthesis of utility systems with emission abatement technology concerns. *Appl. Energ.*, *136*, 1110-1131.

Luo, X., Zhang, B., Chen, Y., & Mo, S. (2011). Modeling and optimization of a utility system containing multiple extractions steam turbines. *Energy*, *36*(5), 3501-3512.

Luo, X., Zhang, B., Chen, Y., & Mo, S. (2013). Operational planning optimization of steam power plants considering equipment failure in petrochemical complex. *Applied energy*, *112*, 1247-1264.

- Mallapragada, D., D., Papageorgiou, A., Venkatesh, Lara, C. L. and I.E. Grossmann. (2018) Impact of model resolution on scenario outcomes for electricity sector system expansion. *Energy* 163, 1231-1244
- Martín, L., & Martín, M. (2013). Optimal year-round operation of a concentrated solar energy plant in the south of Europe. *Appl. Therm. Eng.*, 59(1-2), 627-633.
- Martín, M. (2016). Methodology for solar and wind energy chemical storage facilities design under uncertainty: methanol production from CO₂ and hydrogen. *Comp. Chem. Eng.* 92, 43-54.
- Martín, M. M. (2016). *Industrial chemical process analysis and design*. Elsevier.
- Martín, M., & Grossmann, I. E. (2011). Energy optimization of hydrogen production from lignocellulosic biomass. *Comput. Chem. Eng.*, 35(9), 1798-1806.
- Martín, M., & Grossmann, I. E. (2018). Optimal integration of renewable based processes for fuels and power production: Spain case study. *Appl. Energ.*, 213, 595-610.
- Marufuzzaman, M., Eksioğlu, S. D., & Huang, Y. E. (2014). Two-stage stochastic programming supply chain model for biodiesel production via wastewater treatment. *Comput Oper Res.* 49, 1-17.
- Mavromatis, S. P., & Kokossis, A. C. (1998). Conceptual optimisation of utility networks for operational variations—I. Targets and level optimisation. *Chem. Eng. Sci.*, 53(8), 1585-1608.
- Medina-Flores, J. M., & Picón-Núñez, M. (2010). Modelling the power production of single and multiple extraction steam turbines. *Chem. Eng. Sci.*, 65(9), 2811-2820.
- Mehos, M., Turchi, C., Vidal, J., Wagner, M., Ma, Z., Ho, C., ... & Kruiženga, A. (2017). *Concentrating solar power Gen3 demonstration roadmap* (No. NREL/TP-5500-67464). NREL (National Renewable Energy Laboratory (NREL), Golden, CO (United States)). Accessed in March 2018: <https://www.nrel.gov/docs/fy17osti/67464.pdf>.
- Midcontinent Independent System Operator (MISO). Modernizing Minnesota's grid: An economic analysis of energy storage opportunities. 2017. <http://energytransition.umn.edu/wp-content/uploads/2017/07/Workshop-Report-Final.pdf> (Accessed in May 2019).

Ministerio de agricultura, pesca y alimentación (Mapama) 2018 available at: <https://www.mapama.gob.es/>.

Moraes, L., Bussar, C., Stoecker, P., Jacqué, K., Chang, M., & Sauer, D. U. (2018). Comparison of long-term wind and photovoltaic power capacity factor datasets with open-license. *Appl. Energ.*, 225, 209-220.

Nahmmacher, P., Schmid, E., Hirth, L., & Knopf, B. (2016). Carpe diem: A novel approach to select representative days for long-term power system modeling. *Energy*, 112, 430-442.

National Renewable Energy Laboratory (NREL). (2017). Concentrating solar power projects.. <https://www.nrel.gov/csp/solarpaces/> (Accessed in April 2018).

National Renewable Energy Laboratory. (NREL). (2019). National solar radiation database 1998-2018.. https://rredc.nrel.gov/solar/old_data/nsrdb/.

National Renewable Energy Laboratory. (NREL). 2014. National solar radiation database 1998-2014. Available at: https://rredc.nrel.gov/solar/old_data/nsrdb/.

National Renewable Energy Laboratory. (NREL). (2018). National solar radiation database. Accessed in October 2018. Available at: <https://maps.nrel.gov/nsrdb-viewer/?aL=UdPEX9%255Bv%255D%3Dt%26v7bcnr%255Bv%255D%3Dt%26v7bcnr%255Bd%255D%3D1%26f69KzE%255Bv%255D%3Dt%26f69KzE%255Bd%255D%3D2&bL=clight&cE=0&IR=0&mC=-16.804541076383455%2C-52.734375&zL=3>

Olumayegun, O., Wang, M., & Kelsall, G. (2016). Closed-cycle gas turbine for power generation: A state-of-the-art review. *Fuel*, 180, 694-717.

Organización Panamericana de la Salud. (OPS). Evaluación Regional de los Servicios de Manejo de Residuos Sólidos. Glosario, 1. (2002). <http://www.bvsde.paho.org/residuossolidos/evaluacion/e/glosario.htm> (Accessed in March 2018).

Papoulias, S. A., & Grossmann, I. E. (1983). A structural optimization approach in process synthesis—I: Utility systems. *Comput. Chem. Eng.*, 7(6), 695-706.

Perry, R.H.; Green, D.W. Perry's Chemical Engineer's Handbook (1997) McGraw-Hill: New York. U.S.A.

Philibert, C. Renewable Energy for Industry. From green energy to green materials and fuels. *International Energy Agency* 2017, 72. Retrieved from https://www.iea.org/publications/insights/insightpublications/Renewable_Energy_for_Industry.pdf

Phillips, S., Aden, A., Jechura, J., Dayton, D., & Eggeman, T. (2007). *Thermochemical ethanol via indirect gasification and mixed alcohol synthesis of lignocellulosic biomass* (No. NREL/TP-510-41168). National Renewable Energy Lab.(NREL), Golden, CO (United States). Accessed in March 2018: <http://neotericsint.com/pubs/Mixed%20Alcohols.pdf>.

Pirouti, M., Bagdanavicius, A., Ekanayake, J., Wu, J., & Jenkins, N. (2013). Energy consumption and economic analyses of a district heating network. *Energy*, 57, 149-159.

Rämä, M., & Wahlroos, M. (2018). Introduction of new decentralised renewable heat supply in an existing district heating system. *Energy*, 154, 68-79.

Red eléctrica España (REE). 2017. Balance mensual de energía. Available at: <https://www.ree.es/es/estadisticas-del-sistema-electrico-espanol/series-estadisticas/series-estadisticas-nacionales>.

Saeedi, M., Moradi, M., Hosseini, M., Emamifar, A., & Ghadimi, N. (2019). Robust optimization based optimal chiller loading under cooling demand uncertainty. *Appl. Therm. Eng.*, 148, 1081-1091.

Sampat, A. M., Martin, E., Martin, M., & Zavala, V. M. (2017). Optimization formulations for multi-product supply chain networks. *Computers & Chemical Engineering*, 104, 296-310.

Sánchez, A., & Martin, M. (2018). Optimal renewable production of ammonia from water and air. *Journal of Cleaner Production*, 178, 325-342.

Scotland Heat Map. (2017). Available at: <http://heatmap.scotland.gov.uk/>.

Scottish energy Statistic 2018. Available at: <https://scotland.shinyapps.io/sg-scottish-energy-statistics/>.

Scottish Government. (2017b). Consultation on Heat & Energy Efficiency Strategies, and Regulation of District Heating, (January). Retrieved from <http://www.gov.scot/Resource/0051/00513244.pdf>

Secretaria de Energía (SENER). (2016) *Prospectivas de Energías Renovables 2016-2030*. Available at: [https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/284342/Prospectiva de Energ as Renov ables 2017.pdf](https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/284342/Prospectiva_de_Energias_Renovables_2017.pdf).

Secretaria de Energía (SENER). (2016) *Prospectivas de Energías Renovables 2016-2030*. Available at: [https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/284342/Prospectiva de Energ as Renov ables 2017.pdf](https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/284342/Prospectiva_de_Energias_Renovables_2017.pdf)

Secretaria de Energía (SENER). (2017) *Prospectivas del Sector Energético 2017-2031*. Available at: [https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/284345/Prospectiva del Sector El ctric o 2017.pdf](https://www.gob.mx/cms/uploads/attachment/file/284345/Prospectiva_del_Sector_Electrico_2017.pdf).

Secretaria del medio ambiente y recursos naturales. (Semarnat). *Informe de la situación del medio ambiente en México, 380. 2015*. http://apps1.semarnat.gob.mx/dgeia/informe15/tema/pdf/Cap7_Residuos.pdf (Accessed in March 2018).

Seider, W. D., Lewin, D. R., Seader, J. D., Widagdo, S., Gani, R., & Ng, K. M. (2017). *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation*.

Servicio de Información Agroalimentaria y Pesquera. (SIAP). (2017). Accessed April 2018: <http://infosiap.siap.gob.mx>

Shang, Z., & Kokossis, A. (2004). A transshipment model for the optimisation of steam levels of total site utility system for multiperiod operation. *Computers & chemical engineering*, 28(9), 1673-1688.

Siemens Ag. (2017). We power the world with innovative gas turbines. *Siemens Gas Turbine Portfolio*, 60. Retrieved from <http://www.energy.siemens.com/us/pool/hq/power-generation/gas-turbines/downloads/gas-turbines-siemens.pdf>

Sinnott, R. K., & Towler, G. (2009). *Chemical engineering design: SI Edition*. Elsevier.

Sistema de Información Energética. (SIE). 2018. <http://sie.energia.gob.mx/> (Accessed in November 2018).

Smith, R., & Varbanov, P. What's the price of steam? (2005). *Chem Eng Prog*; 101(7): 29-33.

Solrico. "Solar thermal process heat: Surprisingly popular," Sun & Wind Energy 2017. Available at: www.sunwindenergy.com.

Spath, P., Aden, A., Eggeman, T., Ringer, M., Wallace, B., & Jechura, J. (2005). *Biomass to hydrogen production detailed design and economics utilizing the Battelle Columbus laboratory indirectly-heated gasifier* (No. NREL/TP-510-37408). National Renewable Energy Lab., Golden, CO (US).

Street, A., Moreira, A., Arroyo, J. M. (2013). Energy and reserve scheduling under a joint generation and transmission security criterion: An adjustable robust optimization approach. *IEEE T Power Syst.* 29(1), 3-14.

Sun, L., & Liu, C. (2015). Reliable and flexible steam and power system design. *Appl Therm Eng*, 79, 184-191.

Sun, L., Doyle, S., & Smith, R. (2016). Understanding steam costs for energy conservation projects. *Appl. Energ.* 161: 647-655.

Sun, L., Gai, L., & Smith, R. (2017). Site utility system optimization with operation adjustment under uncertainty. *Appl Energ*, 186, 450-456.

Teichgraeber, H., Brandt, A. R. (2019). Clustering methods to find representative periods for the optimization of energy systems: An initial framework and comparison. *Appl. energy*, 239, 1283-1293.

Tejada-Arango, D. A., Domeshek, M., Wogrin, S., Centeno, E. (2018). Enhanced representative days and system states modeling for energy storage investment analysis. *IEEE T Power Syst.* 33(6), 6534-6544.

The Scottish Government. (2015). *The Heat Policy Statement: Towards Decarbonising Heat Maximising the Opportunities for Scotland*. Retrieved from <http://www.gov.scot/Publications/2015/06/667>

Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., & Shaeiwitz, J. A (2008). *Analysis, synthesis and design of chemical processes*. Pearson Education.

U.S. Department of Energy (DOE). (2003). How To Calculate The True Cost of Steam. *Industrial Technologies Program*; 1–13. Available at: https://www.energy.gov/sites/prod/files/2014/05/f15/tech_brief_true_cost.pdf.

U.S. Department of Energy (DOE). (2012). Benchmark the Fuel Cost of Steam Generation (steam tip 15). *U.S. Department of Energy*, 2.. <https://doi.org/DOE/GO-102012-3391>.

UK (2009). Offshore Energy Strategic Environmental Assessment. Available at: https://assets.publishing.service.gov.uk/government/uploads/system/uploads/attachment_data/file/194329/OES_Non_Technical_Summary.pdf.

Ulrich, G. D., & Vasudevan, P. T. (2006) How to estimate utility costs. *Chem. Eng. 113*(4): 66-69.

Varbanov, P. S., Doyle, S., & Smith, R. (2004). Modelling and optimization of utility systems. *Chem. Eng. Res. Des.*, 82(5), 561-578.

Velasco-Garcia, P., Varbanov, P. S., Arellano-Garcia, H., & Wozny, G. (2011). Utility systems operation: Optimisation-based decision making. *Applied Thermal Engineering*, 31(16), 3196-3205.

Wu, L., Liu, Y., Liang, X., & Kang, L. (2016). Multi-objective optimization for design of a steam system with drivers option in process industries. *Journal of cleaner production*, 136, 89-98.

Zhang, Q., Morari, M. F., Grossmann, I. E., Sundaramoorthy, A., Pinto, J. M. (2016). An adjustable robust optimization approach to scheduling of continuous industrial processes providing interruptible load. *Comp Chem Eng.* 86, 106-119.

Zhao, L., & You, F. (2019). A data-driven approach for industrial utility systems optimization under uncertainty. *Energy*, 182, 559-569.

Zhou, Z., Zhang, J., Liu, P., Li, Z., Georgiadis, M. C., Pistikopoulos, E. N. (2013). A two-stage stochastic programming model for the optimal design of distributed energy systems. *Appl Energy*, 103, 135-144.

Zhu, Q., Luo, X., Zhang, B., & Chen, Y. (2017). Mathematical modelling and optimization of a large-scale combined cooling, heat, and power system that incorporates unit changeover and time-of-use electricity price. *Energy conversion and management*, 133, 385-398.

Zhu, XX. (2014). Energy and process optimization for the process industries. Hoboken (New Jersey): John Wiley & Sons Inc