

# Diseño Óptimo de una Planta de Generación de Vapor y Energía



Grado en Ingeniería Química

## Trabajo Fin de Grado

Autor:

Irene Auxiliadora Santacruz Cerdá

Tutor:

Jose Rubén Ruiz Femenia

Febrero 2018



Universitat d'Alacant  
Universidad de Alicante



# ÍNDICE

|   |    |
|---|----|
| ABSTRACT.....                                     | 5  |
| KEYWORDS.....                                     | 5  |
| 1. INTRODUCCIÓN .....                             | 6  |
| 2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....                | 11 |
| 3. FORMULACIÓN DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN.....    | 13 |
| 3.1. Superestructura del proceso .....            | 13 |
| 3.2. Formulación matemática.....                  | 15 |
| 4. CASO PRÁCTICO .....                            | 17 |
| 4.1. Soluciones obtenidas .....                   | 17 |
| 4.2. Evaluación de la solución óptima.....        | 24 |
| 5. CONCLUSIONES .....                             | 27 |
| NOMENCLATURA .....                                | 28 |
| ANEXOS.....                                       | 32 |
| Anexo A. Modelo matemático .....                  | 32 |
| A.1. Balances de materia.....                     | 32 |
| A.2. Restricciones asociadas a los equipos .....  | 34 |
| A.3. Restricciones sujetas a las demandas .....   | 43 |
| A.4. Función objetivo.....                        | 43 |
| Anexo B. Análisis económico.....                  | 44 |
| B.1. Inversión de capital (CAPEX).....            | 44 |
| B.2. Coste de operación de la planta (OPEX) ..... | 51 |
| Anexo C. Modelo de GAMS.....                      | 52 |
| REFERENCIAS.....                                  | 61 |



## **ABSTRACT**

Este trabajo presenta un modelo MILP (Mixed Integer Linear Programming) para la optimización del diagrama de flujo y las condiciones de proceso de una planta de servicios que satisfaga las demandas de vapor y energía de un proceso industrial. El enfoque propuesto permite una optimización estructural de la planta de servicios basándose en criterios económicos. La aplicación de este modelo se ilustra con un caso práctico, para el que se han obtenido el diagrama de flujo y las condiciones del proceso óptimas, así como un estudio económico de solución propuesta.

## **KEYWORDS**

Planta de servicios; MILP; Modelo disyuntivo; Generación de vapor; Generación de energía.

## 1. INTRODUCCIÓN

La gran mayoría de plantas de procesos químicos requieren de energía, electricidad y vapor a determinadas presiones para su funcionamiento. Dichas demandas provienen por un lado de los distintos dispositivos impulsados por energía eléctrica como por ejemplo bombas, compresores o soplantes, y por otro lado por la red de intercambiadores de calor y los equipos donde transcurren reacciones que requieren de vapor para su funcionamiento.

Éstas demandas son satisfechas por las plantas de generación de vapor y energía, donde la energía primaria es convertida en energía eléctrica. La conversión se lleva a cabo generando vapor de agua en una caldera donde se queman combustibles fósiles y con el que se accionan turbinas que están acopladas a generadores eléctricos. Además, el proceso puede funcionar en un circuito cerrado al condensar el vapor de agua y reutilizarlo para la generación de nuevo vapor.

La Figura 1, muestra el esquema general típico de una planta de servicios según Smith<sup>[7]</sup>. Esta planta de servicios, proporciona energía y vapor a diferentes presiones y temperaturas, a los procesos A, B y C. En la Figura 1, las calderas generan vapor de muy alta presión, que se expande en las turbinas de vapor a vapor de alta, media y baja presión. Por otro lado, una turbina de gas produce energía y sus gases de combustión alimentan un generador de vapor con recuperación de calor (HRSG) que proporciona vapor a alta presión. El vapor de escape final de las turbinas de vapor, se expande a condiciones de vacío y se condensa empleando agua de enfriamiento. Puede darse el caso que la generación de vapor requiera importar energía suplementaria de fuentes externas o, por lo contrario, que la planta de servicios genere un exceso de energía que sería exportado.

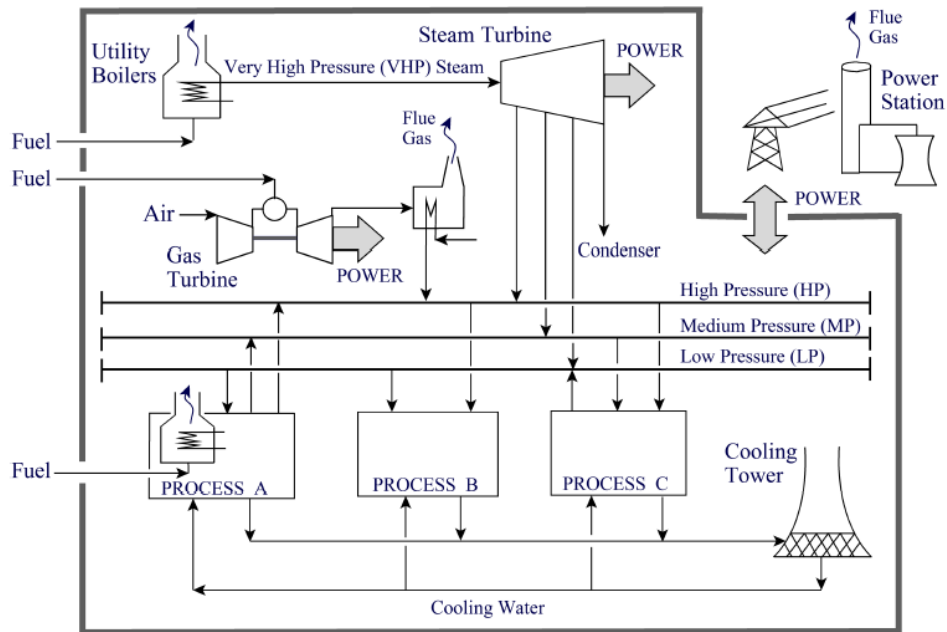


Figura 1. Esquema general típico de una planta de servicios.

Las unidades que típicamente componen una planta de servicios son por lo tanto calderas de vapor, generadores de vapor con recuperación de calor (HRSG), turbinas de gas, turbinas de vapor, motores y generadores eléctricos, condensadores, torres de enfriamiento y otros equipos auxiliares. Asimismo, estas plantas constan de vapor a distintos niveles de presión:

- Vapor de muy alta presión (alrededor de los 90 bares)
- Vapor de alta presión (entre los 60 y los 40 bares)
- Vapor de media presión (alrededor de los 20 bares)
- Vapor de baja presión (alrededor de los 5 bares)

Estas unidades pueden combinarse según numerosas configuraciones y en muchos casos se puede prescindir de algunas de ellas. También, los niveles de presión y temperatura pueden tomar distintos valores según las demandas requeridas. Por lo tanto, al diseñar una planta de servicios, se deben determinar las unidades presentes, su configuración, así como los niveles de presión y temperatura que mejor satisfarán las demandas.

Por consiguiente, el primer paso a llevar a cabo para plantear el problema de diseño, es crear una superestructura que englobe todas las posibles combinaciones de los equipos implicados. Esta superestructura se deriva según criterios termodinámicos y de la ingeniería de procesos y debe contener un número finito de equipos, así como sus interconexiones.

Una vez planteada la superestructura, se realiza su representación como un problema de programación disyuntiva generalizada (GDP) de la forma del grupo de ecuaciones (Ec. 1).

$$\min \quad Z = \sum_{k \in K} \gamma_k + f(x) \quad \text{Definición de una función objetivo, típicamente de carácter económico, que debe ser minimizada.}$$

$$\text{s.t.} \quad \begin{aligned} h(x) &= 0 \\ g(x) &\leq 0 \end{aligned} \quad \text{Serie de restricciones impuestas a las variables de decisión que pueden estar sujetas a condiciones de diseño, disponibilidad de las materias primas, demandas de producción, balances de materia y energía, equilibrios de fases o propiedades termodinámicas entre otras}$$

$$\underset{i \in D_k}{\cong} \left[ \begin{array}{l} Y_{ik} \\ r_{ik} \leq 0 \\ s_{ik} = 0 \\ \text{cost}_k = \gamma_{ik} \end{array} \right], k \in K \quad \text{Disyunciones asociadas a los diferentes equipos presentes en la superestructura, que contienen restricciones disyuntivas y costes fijos}$$

$$\Omega(Y) = \text{True} \quad \text{Proposiciones lógicas}$$

$$x^{lo} \leq x \leq x^{up}, x \in \mathbb{R}^n, \text{cost}_k \in \mathbb{R}^1 \quad \text{Variables de decisión continuas, como flujos de materia o costes de equipos o materias primas}$$

$$Y_{ik} \in \{\text{True}, \text{False}\}, i \in D_k, k \in K \quad \text{Variables booleanas asociadas a las disyunciones}$$

Ec. 1



Los operadores lógicos y las disyunciones del GDP, se pueden transformar entonces en ecuaciones algebraicas mediante los métodos Big-M o Hull-Reformulation (en caso de que las ecuaciones pertenecientes a las disyunciones sean lineales). Tras aplicar uno de estos métodos, el problema quedará como un MINLP (Mixed Integer non Linear Programming) con la siguiente forma (Ec. 2):

$$\begin{aligned}
 \min Z &= f(x) + By \\
 \tilde{h}(x) + by &= 0 \\
 \tilde{g}(x) + cy &\leq 0 \\
 x^{lo} &\leq x \leq x^{up}, x \in \mathbb{R}^n \\
 y_j &= 0, 1, \quad j = 1, 2, \dots, n_y
 \end{aligned}$$

Ec. 2

Cuando el problema de diseño está planteado como un MINLP, se puede resolver mediante algoritmos como la descomposición de Benders generalizada, o las aproximaciones exteriores (outer approximation). Estos algoritmos están disponibles en el lenguaje de modelado algebraico GAMS (General Algebraic Modeling System), como por ejemplo el solver DICOPT, que implementa el algoritmo de las aproximaciones exteriores. Sin embargo, la resolución de problemas MINLP de grandes dimensiones presenta numerosas dificultades. Es por eso que Grossmann y Santibanez<sup>[3]</sup> propusieron reformular el problema de síntesis de procesos como un MILP (Mixed Integer Linear Programming), para los que existen algoritmos más eficaces, capaces de resolver problemas de gran escala.

Para llevar a cabo la reformulación, se deben transformar todas las ecuaciones no lineales que contenga el problema a una forma lineal. Al fijar las condiciones de operación, como presión, temperatura u otros parámetros de estado, las ecuaciones de rendimiento de los distintos equipos (balances de materia y energía, especificaciones de diseño, restricciones físicas etc.) pueden plantearse como ecuaciones lineales. La existencia de distintas posibles condiciones de operación se tiene entonces en cuenta considerándolas como un set de valores discretos que permite mantener la linealidad en las ecuaciones. Además, se introducen variables discretas asociadas a la existencia o no existencia de cada una de estas condiciones de operación, con la restricción de que cada unidad puede operar únicamente a una de las condiciones.

En el caso de las ecuaciones de coste, que son comúnmente funciones cóncavas, la transformación a forma lineal se lleva a cabo aproximando la función a una o varias rectas como se muestra en la Figura 2. Los costes de los equipos quedan expresados entonces de forma lineal como la suma de un coste fijo y un coste variable que dependerá de la capacidad del equipo en cuestión. De esta forma, la función objetivo del problema que es normalmente de carácter económico será también lineal.

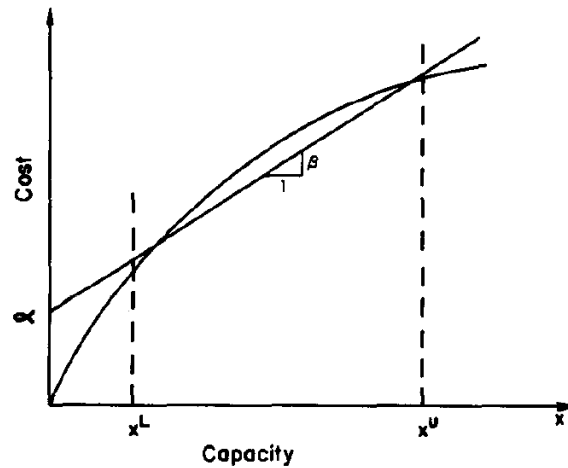


Figura 2. Aproximación lineal de una curva de coste (funciones cóncavas).<sup>[1]</sup>

Una vez realizada la reformulación a MILP, el problema queda de la siguiente forma (Ec. 3):

$$\begin{aligned}
 & \min c^T x + d^T y \\
 & \text{s. t.} \\
 & Ax + By \leq b \\
 & x \geq 0, \quad x \in \mathbb{R}^n \\
 & y \in \{0, 1\}
 \end{aligned}$$

Ec. 3

El objetivo de este trabajo es aplicar la metodología descrita en esta sección al caso concreto de diseñar una planta de servicios. Se han determinado, además de las condiciones óptimas de proceso (variables continuas), el diagrama de flujo óptimo (qué equipos lo componen y cómo se conectan) que minimizan el coste del sistema.

## **2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

En este trabajo, el problema de diseño de una planta de generación de vapor y energía se puede enunciar de la siguiente manera:

Determinar el diseño óptimo de una planta de servicios que suministre vapor, potencia y electricidad a una refinería con 200 000 BPSD<sup>1</sup> de capacidad. La serie de demandas a satisfacer figuran en la Tabla 1. Éstas incluyen demandas de electricidad, de potencia externa, así como de potencia interna, referida a la demanda generada por los equipos de la propia planta de servicios. También existen demandas de vapor a media y baja presión y de agua desgasificada.

Se debe realizar el diseño conceptual de la planta en cuestión, utilizando la minimización de los costes como criterio principal. Se determinarán la configuración de la planta, el tamaño y coste de los equipos y, además, en el caso de algunos de ellos como las turbinas o las calderas, se determinará también el número de unidades. El modelado del sistema conllevará por lo tanto la toma de decisiones discretas. Finalmente, se deberán determinar también los caudales de vapor, agua y combustible de la planta diseñada, así como su coste de operación.

Se consideran conocidas las presiones y temperaturas de trabajo de los diferentes equipos al igual que todos los parámetros necesarios para el cálculo de costes.

---

<sup>1</sup> BPSD (“Barrels Per Stream Day”) es una unidad de medida que se define como la cantidad de barriles de petróleo que es capaz de producir una refinería a lo largo de 24h de operación continua. Cada barril de petróleo corresponde a 159L.

Tabla 1. Demandas de vapor, potencia y electricidad.

|                            |                     |
|----------------------------|---------------------|
| <b>VAPOR</b>               |                     |
| Media presión (ton/h)      | 125,1               |
| Baja presión (ton/h)       | 187,3               |
| <b>ENERGÍA</b>             |                     |
| Electricidad (kW)          | 32 030              |
| Potencia externa (kW)      | 12 771              |
| Potencia interna (kW)      |                     |
| Bomba                      | <i>por calcular</i> |
| <b>AGUA</b>                |                     |
| Agua desgasificada (ton/h) | 275                 |

### **3. FORMULACIÓN DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN**

#### **3.1. Superestructura del proceso**

El primer paso para abordar el problema es proponer una superestructura que englobe todas las posibles configuraciones que podrá tener la planta de servicios. El diseño de la superestructura es un paso fundamental en la resolución del problema ya que únicamente las posibilidades que se incluyan serán valoradas como posibles soluciones.

En este trabajo, la superestructura está basada en la propuesta por Papoulias y Grossmann <sup>[1]</sup>. Sin embargo, la utilización de turbinas de gas, calderas de calor residual (waste heat boilers) o recirculaciones del vapor a través de las calderas se ha descartado debido a la dificultad que añadirían al modelo.

La superestructura planteada, que se muestra en la Figura 3, contienen calderas de tres tipos (de producción de vapor a alta, media y baja presión), turbinas de vapor de alta y media presión con la posibilidad de extracciones laterales y la posible recirculación del vapor de escape final de las turbinas que, pasando por un condensador de vacío y un desgasificador, se puede reincorporar al proceso como agua de alimento a las calderas.



### 3.2. Formulación matemática

Una vez propuestas la superestructura, cuyos detalles están explicados en el apartado anterior (apartado 3.1), ésta se formula matemáticamente como un problema GDP (Generalized Disyunctive Programming) con siguiente forma genérica (Ec. 4):

$$\begin{aligned}
 \min \quad & z = total\_cost(x) \\
 \text{s.t.} \quad & h(x) = 0 \\
 & g(x) \leq 0 \\
 & \forall u \in D_k \begin{bmatrix} Y_{uk} \\ r_{uk} \leq 0 \\ s_{uk} = 0 \end{bmatrix}, \quad k \in K \\
 & \Omega(Y) = True \\
 & x^{lo} \leq x \leq x^{up}, \\
 & x \in \mathbb{R}^n, cost_k \in \mathbb{R}^1, Y_{uk} \in \{True, False\}, u \in D_k, k \in K
 \end{aligned}$$

Ec. 4

donde,  $x$  es un vector de variables continuas del sistema como flujos de materia, trabajo de ciertos equipos etc. La función objetivo  $z$  representa el coste anual de la planta y está expresada en detalle en los Anexos Ay B. Las ecuaciones correspondientes a balances de materia y energía, así como otras ecuaciones relacionada con el rendimiento de los equipos componen el set de restricciones de igualdad  $h(x) = 0$ , mientras que el set de restricciones de desigualdad  $g(x) \leq 0$  lo componen las restricciones asociadas a especificaciones de diseño.

Por otro lado, cada término de la disyunción  $k$  representa la posible existencia del equipo  $u$  y está asociado a la variable Booleana  $Y_{uk}$ , así como a los set de ecuaciones y restricciones  $r_{uk} \leq 0$  y  $s_{uk} = 0$  que están compuestos de balances de materia y energía, ecuaciones de coste, restricciones físicas etc. Cuando el término  $k$  está activo, es decir, su variable Booleana asociada es cierta ( $Y_{uk} = True$ ), las ecuaciones y restricciones que forman parte de la disyunción deben ser satisfechas, mientras que en caso contrario, éstas

serán ignoradas. Además, existen una serie de ecuaciones ( $\Omega(Y) = True$ ) que representan las implicaciones lógicas que existen entre las variables Booleanas.

Puesto que el objetivo de este trabajo es abordar el diseño de la planta de servicios como un problema lineal, se han convertido las ecuaciones del problema que lo requieren en lineales. Para ello, se ha procedido basándose en el método propuesto por Papoulias y Grossmann<sup>[1]</sup>, que está específicamente enfocado a plantas de servicios.

A fin de transformar a una forma lineal las ecuaciones de rendimiento de los distintos equipos, es decir balances de materia y energía, especificaciones de diseño o restricciones físicas, se ha optado por fijar las presiones y temperaturas de trabajo en toda la superestructura. El modelo desarrollado en este trabajo no incluye la existencia de distintas posibles condiciones de operación en forma de set, sino que las condiciones están previamente definidas y son fijas, lo que supone una considerable simplificación en las ecuaciones respecto al modelo de Papoulias y Grossmann<sup>[1]</sup>.

También es de gran importancia transformar a una forma lineal las ecuaciones de coste de los equipos que componen la superestructura. Puesto que la función objetivo que se está minimizando es el coste anual de la planta, el modelo matemático empleado en este trabajo está fuertemente ligado a la evaluación económica. En el Anexo B se aborda en detalle la aproximación de las curvas de coste a ecuaciones lineales.

Una vez el problema está completamente planteado en forma de un GDP, donde todas las ecuaciones son lineales, se ha empleado el método Hull-Reformulation para transformar los operadores lógicos y las disyunciones en ecuaciones algebraicas. De esta forma, el problema pasaría a ser un MILP con la estructura del grupo de ecuaciones (Ec. 3).

La representación disyuntiva completa de la superestructura de la Figura 3, así como su reformulación a un problema MILP se encuentran en el Anexo A.



## 4. CASO PRÁCTICO

### 4.1. Soluciones obtenidas

Empleando el modelo de optimización descrito en el apartado 3, se ha determinado el diseño óptimo de una planta de servicios que satisfaga las demandas de la Tabla 1 para tres posibles condiciones de las líneas de vapor (ver Tabla 2). En cuanto a las condiciones de operación del resto de equipos, se han empleado los valores de la Tabla 3. Las soluciones incluyen la disposición de la planta (número de equipos y sus interconexiones) y el valor de las variables del sistema (caudales, potencias o trabajos de los equipos) en las Figura 4, Figura 5 y Figura 6, así como el coste anual de la planta y de sus distintos componentes (en la Tabla 4) para cada una de las posibles condiciones.

*Tabla 2. Condiciones de las líneas de vapor estudiadas.*

| <b>LINEAS DE VAPOR<sup>[1]</sup></b> |                        |                        |                        |
|--------------------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|
|                                      | <b>Condiciones 1</b>   | <b>Condiciones 2</b>   | <b>Condiciones 3</b>   |
| <b>Alta presión (HP)</b>             | P 96,53 bar<br>T 713 K | P 68,95 bar<br>T 661 K | P 55,16 bar<br>T 782 K |
| <b>Media presión (MP)</b>            | P 17,24 bar<br>T 600 K | P 17,24 bar<br>T 600 K | P 17,24 bar<br>T 600 K |
| <b>Baja presión (LP)</b>             | P 3,45 bar<br>T 412 K  | P 3,45 bar<br>T 412 K  | P 3,45 bar<br>T 412 K  |

Tabla 3. Condiciones de operación de los equipos.

| <b>CALDERAS <sup>[1]</sup></b>             |                        |
|--|------------------------|
| <b>Rendimiento</b>                         | 90%                    |
| <b>Combustible</b>                         | Queroseno              |
| <i>LHV (kJ/kg)</i>                         | 43 950                 |
| <b>Ratio de purga</b>                      | 5%                     |
| <b>CONDENSADOR DE VACÍO <sup>[1]</sup></b> |                        |
| <b>Vapor de entrada</b>                    | P 0,16 bar<br>T 330 K  |
| <b>Condensado</b>                          | T 328 K                |
| <b>Agua de enfriamiento</b>                |                        |
| <i>Entrada</i>                             | P 1,013 bar<br>T 303 K |
| <i>Salida</i>                              | P 1,013 bar<br>T 323 K |
| <b>DESGASIFICADOR <sup>[2]</sup></b>       |                        |
| <b>Presión</b>                             | 1,013 bar              |
| <b>Temperatura</b>                         | 373 K                  |
| <b>Venting ratio</b>                       | 5%                     |
| <b>TURBINAS DE VAPOR <sup>[4]</sup></b>    |                        |
| <b>Rendimiento</b>                         | 65%                    |
| <b>BOMBA (FW PUMP) <sup>[1]</sup></b>      |                        |
| <b>Presión de entrada</b>                  | 1,013 bar              |
| <b>Presión de salida</b>                   | 3 bar                  |
| <b>Rendimiento</b>                         | 65%                    |

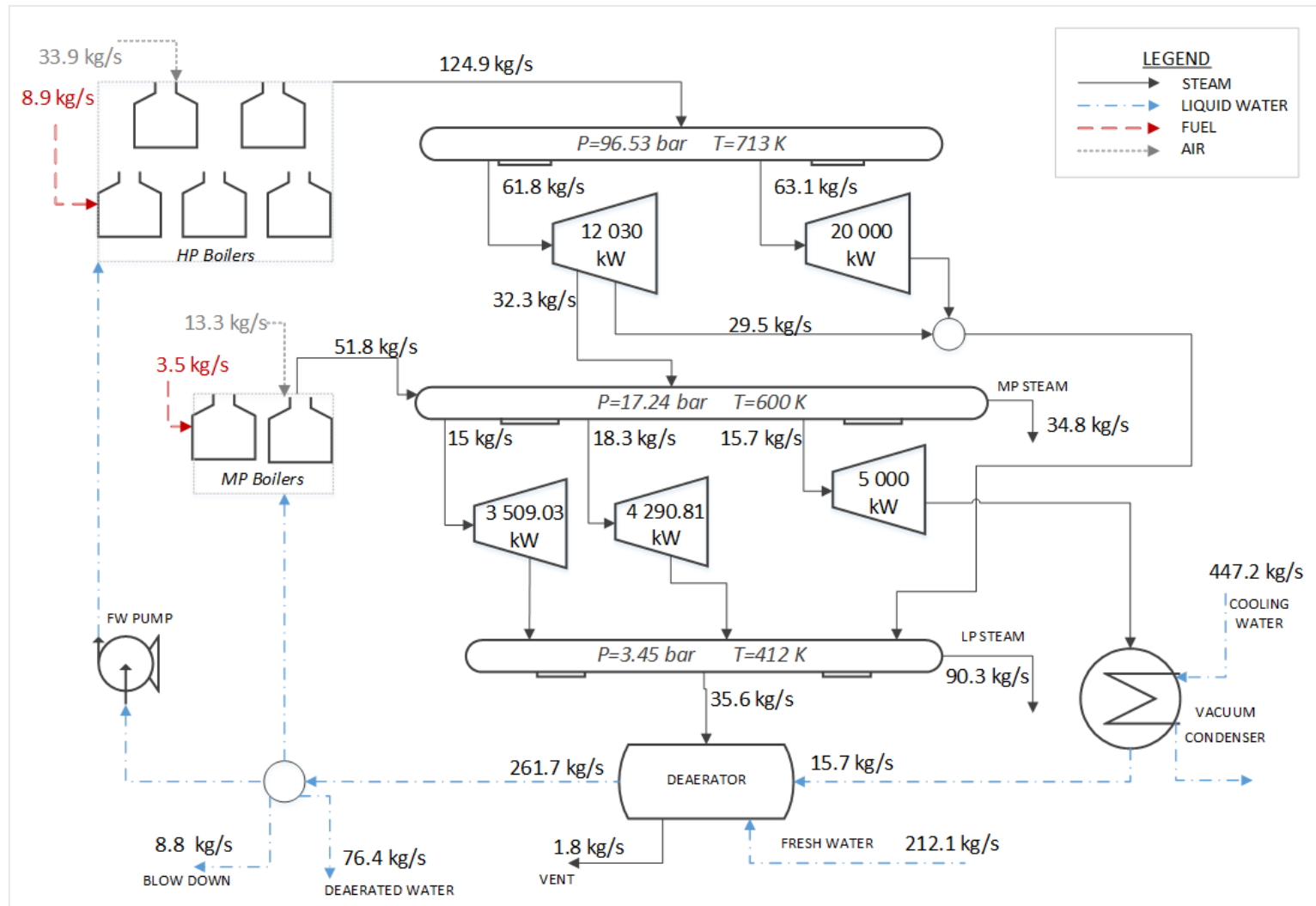


Figura 4. Solución a las condiciones 1 de las líneas de vapor.

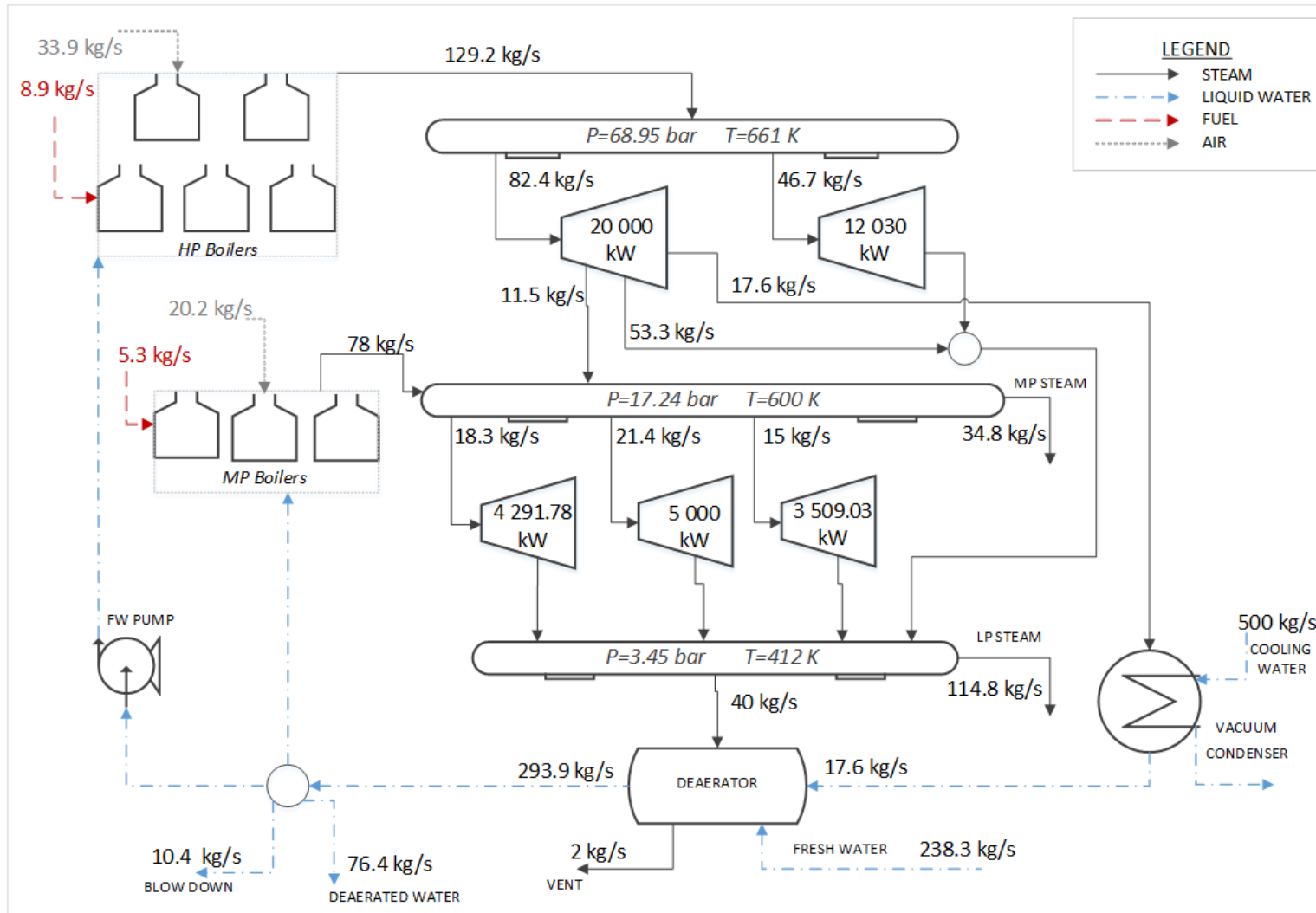


Figura 5. Solución a las condiciones 2 de las líneas de vapor.

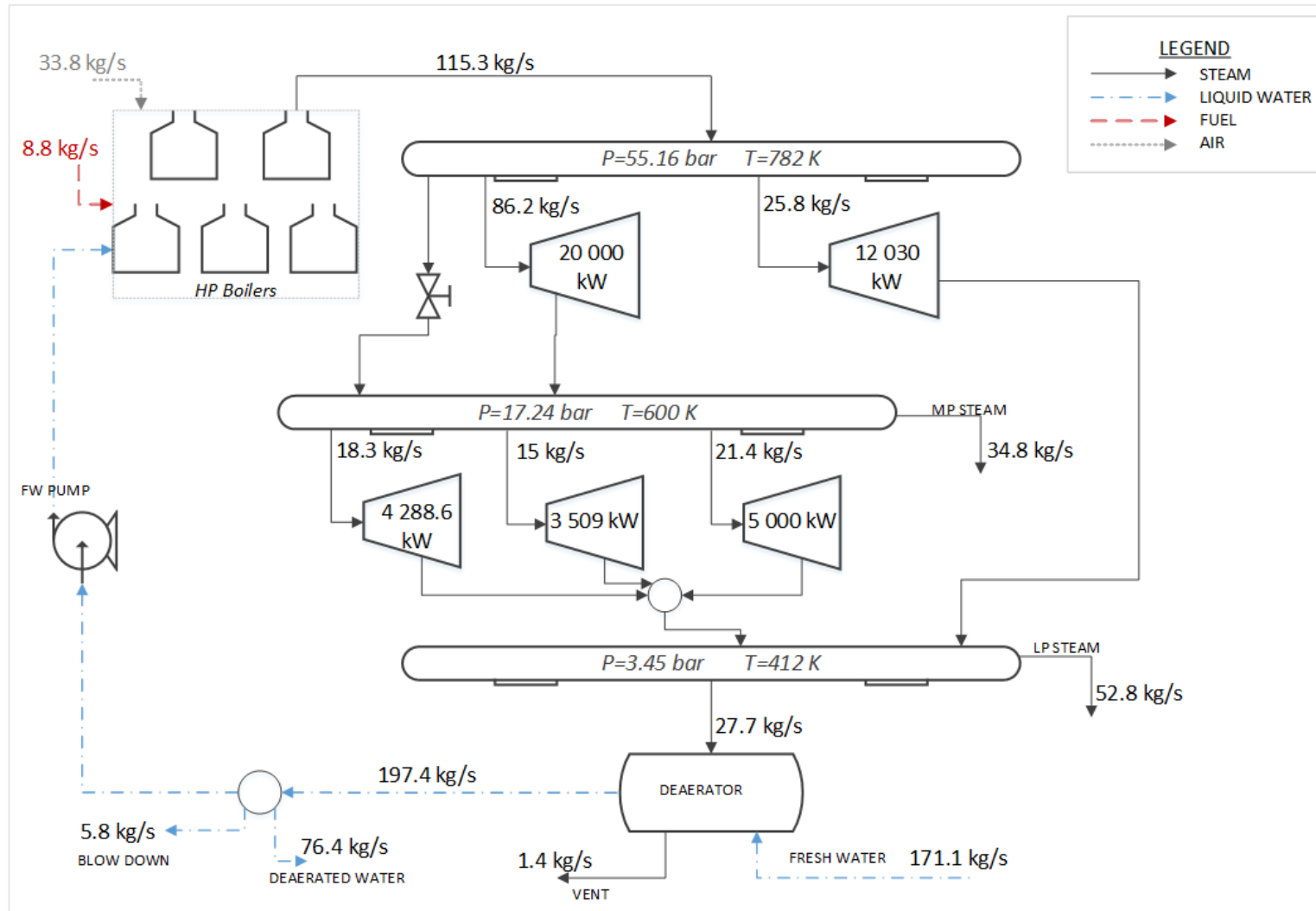


Figura 6. Solución a las condiciones 3 de las líneas de vapor.

Tabla 4. Análisis de costes para las distintas soluciones.

|                               | SOLUCIÓN 1    | SOLUCIÓN 2    | SOLUCIÓN 3    |
|-------------------------------|---------------|---------------|---------------|
| <b>CAPEX (M\$)</b>            | 20,8          | 22,5          | 14,4          |
| <b>CAPEX (M\$/year)</b>       | 3,39<br>6,1%  | 3,67<br>5,8%  | 2,35<br>5,9%  |
| <b>OPEX (M\$/year)</b>        | 52,3<br>93,8% | 59,9<br>93,9% | 37,3<br>94,1% |
| <b>Coste Total (M\$/year)</b> | 55,7          | 63,5          | 39,7          |

Desde el punto de vista económico, la solución 3 (donde las líneas de vapor se encuentran en las condiciones 3, ver Tabla 2) es la óptima. Con un coste total de 39,7 M\$, la solución 3 supone un ahorro del 29% y 38% frente a las soluciones 1 y 2 respectivamente.

Existen dos diferencias significativas entre la solución 3 y las soluciones 1 y 2. La primera es la ausencia de condensador de vacío en la tercera solución, donde la totalidad del vapor que pasa por las turbinas se expande a las condiciones de media o baja presión sin producirse ningún vapor de escape final que se condense y reincorpore al ciclo. La segunda, y principal motivo de reducción en el coste de la planta, es el menor número de calderas requeridas. Esto se debe a que el coste de las calderas representa la partida más importante dentro de la inversión de capital (ver Figura 8) y el coste del combustible que las alimenta supone casi la totalidad del coste de operación de la planta (ver Figura 9).

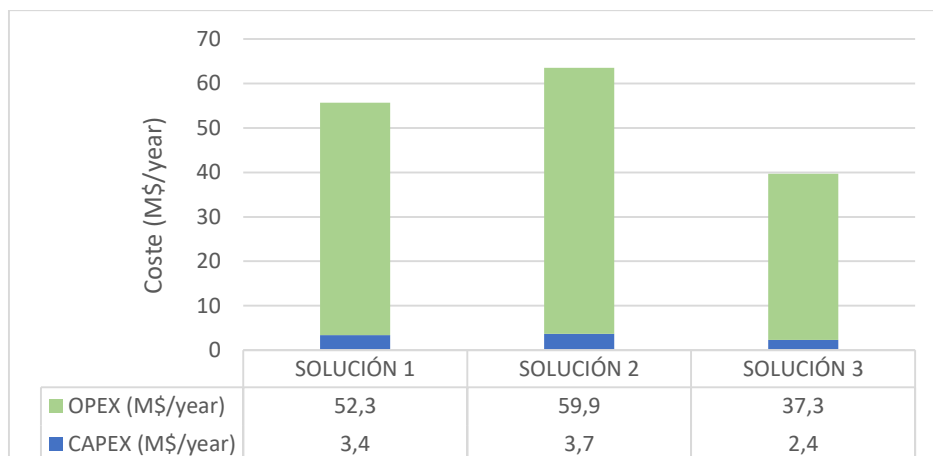


Figura 7. Coste anual de la planta de servicios según las distintas soluciones propuestas.

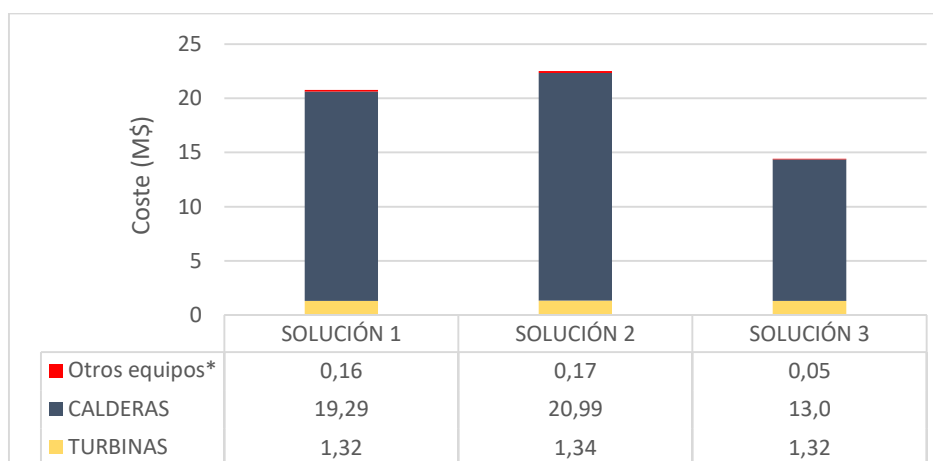


Figura 8. Coste de los equipos según las distintas soluciones propuestas.<sup>2</sup>

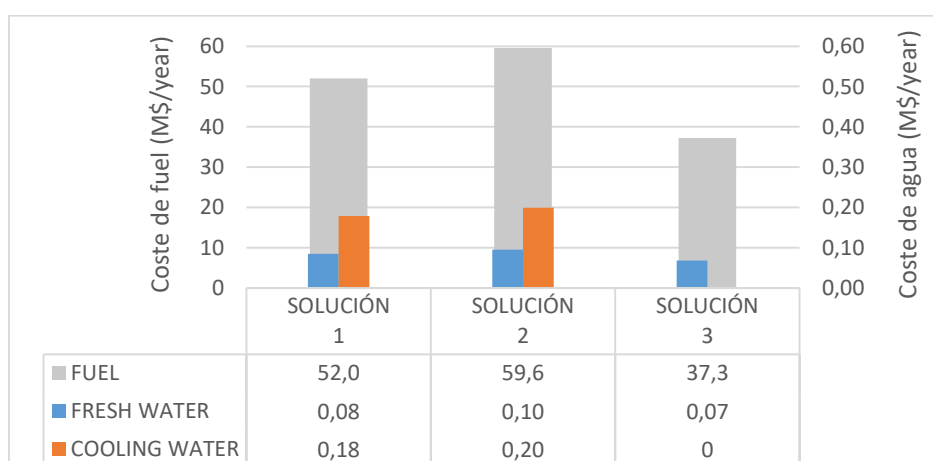


Figura 9. Coste de las materias primas según las distintas soluciones propuestas.

<sup>2</sup> "Otros equipos": Condensador de vacío, desgasificador y bomba.

## 4.2. Evaluación de la solución óptima

Tal como se ha visto en el apartado anterior (4.1) la solución óptima para el problema de diseño de una planta de servicios es la de la Figura 6 (solución 3). Según el criterio de minimización de los costes anuales, ésta configuración de los equipos, así como las condiciones 3 de las línea de vapor (ver Tabla 2) han demostrado ser las óptimas. La Tabla 5 recoge las estadísticas del modelo. A continuación, en la Tabla 6, se muestra el coste anual total de la planta junto con la inversión de capital y el coste de operación. La Tabla 7 recoge los detalles del CAPEX (representados además en la Figura 10) y del OPEX. Finalmente, en la Tabla 8 se comparan las demandas requeridas (ver apartado 2) con los servicios producidos en la solución óptima.

*Tabla 5. Estadísticas del modelo*

| MODEL STATISTICS   |                                    |
|--------------------|------------------------------------|
| SINGLE EQUATIONS   | 485                                |
| SINGLE VARIABLES   | 374                                |
| DISCRETE VARIABLES | 93                                 |
| EXECUTION TIME (s) | 0,203                              |
| COMPUTER           | Intel® Core™ i7-7500 CPU @ RAM 8GB |

*Tabla 6. Coste total y sus componentes para la solución óptima.*

|                              |      |
|------------------------------|------|
| CAPEX (M\$)                  | 14,4 |
| CAPEX (M\$/year)             | 2,4  |
| OPEX (M\$/year)              | 37,3 |
| COSTE ANUAL TOTAL (M\$/year) | 39,7 |



Tabla 7. Detalles de los componentes de la inversión de capital y del coste de operación de la solución óptima.

**INVERSIÓN DE CAPITAL (14,4M\$)**

**COSTE DE OPERACIÓN (37,3M\$/year)**

| <b>TURBINAS</b>       | <b>W (kW)</b>  | <b>COST (M\$)</b> |
|-----------------------|----------------|-------------------|
| Alta presión          | 20 000         | 0,52              |
|                       | 12 030         | 0,34              |
| <i>total</i>          | <i>32 030</i>  | <i>0,86</i>       |
| Media presión         | 4 289          | 0,15              |
|                       | 3 509          | 0,13              |
|                       | 5 000          | 0,17              |
| <i>total</i>          | <i>12 798</i>  | <i>0,45</i>       |
| <b>CALDERAS</b>       | <b>Q (kW)</b>  | <b>COST (M\$)</b> |
| Alta presión          | 70 000         | 2,61              |
|                       | 70 000         | 2,61              |
|                       | 70 000         | 2,61              |
|                       | 70 000         | 2,61              |
|                       | 69 353         | 2,61              |
| <i>total</i>          | <i>349 353</i> | <i>13</i>         |
| <b>BOMBA</b>          | <b>W (kW)</b>  | <b>COST (M\$)</b> |
|                       | 26,6           | 0,008             |
| <b>DESGASIFICADOR</b> |                | <b>COST (M\$)</b> |
|                       |                | 0,045             |

|              | <b>Caudal (ton/h)</b> | <b>COST (M\$/year)</b> |
|--------------|-----------------------|------------------------|
| <b>WATER</b> | 616                   | 0,068                  |
| <b>FUEL</b>  | 32                    | 37,3                   |

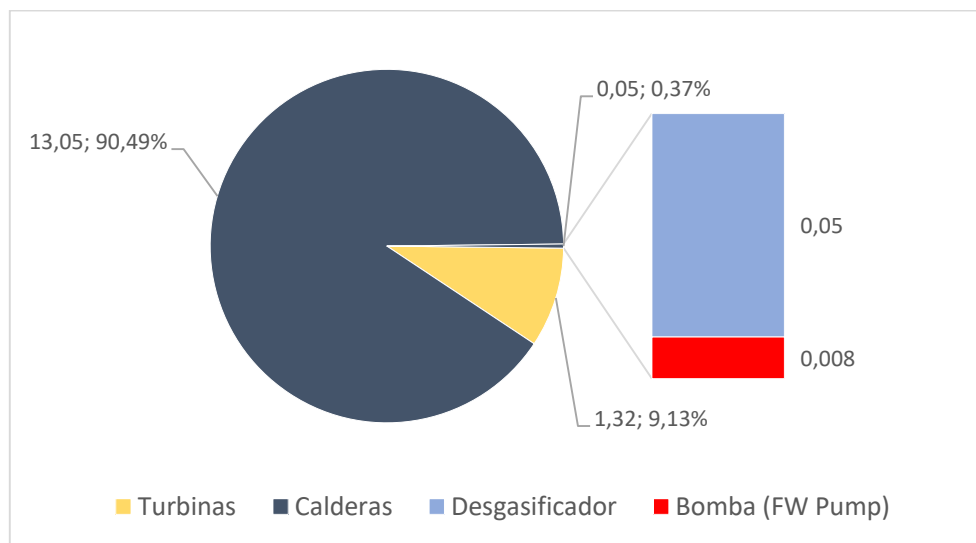


Figura 10. Coste de los equipos (en M\$) en la solución óptima.

Tabla 8. Servicios producidos en la solución óptima frente a las demandas requeridas.

| DEMANDAS <sup>[1]</sup>        |                     | SOLUCIÓN                                  |        |
|--------------------------------|---------------------|---|--------|
| <b>VAPOR</b>                   |                     |   |        |
| Vapor de media presión (ton/h) | 125,1               | $F^{MP\ steam}$ (ton/h)                   | 125,1  |
| Vapor de baja presión (ton/h)  | 187,3               | $F^{LP\ steam}$ (ton/h)                   | 190,3  |
| <b>ENERGÍA</b>                 |                     |   |        |
| Electricidad (kW)              | 32 030              | $\sum_{HP\ turbine} W_{HP\ turbine}$ (kW) | 32 030 |
| Potencia externa (kW)          | 12 771              | $\sum_{MP\ turbine} W_{MP\ turbine}$ (kW) | 12 798 |
| Potencia interna (kW)          |                     |   |        |
| FW pump                        | <i>por calcular</i> | $W_{FW\ pump}$ (kW)                       | 26,6   |
| <b>AGUA</b>                    |                     |   |        |
| Agua desgasificada (ton/h)     | 275                 | $F^{deaerated\ water}$ (ton/h)            | 275    |

## 5. CONCLUSIONES

En este trabajo se ha desarrollado un modelo matemático para el diseño de una planta de servicios que satisfaga demandas de vapor, energía con un coste anual mínimo. El problema se ha resuelto fijando previamente las condiciones de presión y temperatura del sistema lo que, junto a la aproximación de las curvas de coste de los equipos a ecuaciones lineales, ha permitido su resolución como un MILP. El modelo en cuestión proporciona el diagrama de flujo, así como las condiciones del proceso.

Como ejemplo ilustrativo, se ha empleado el modelo para el diseño de una planta de servicios que abastece a una refinería de 200 000 BPSD de capacidad y que debe satisfacer demandas de vapor a media y baja presión, potencia, electricidad y agua desgasificada de la Tabla 1. Se ha realizado además un estudio para determinar las condiciones de presión y temperatura que más favorezcan la minimización de los costes de la planta.

En el caso práctico abordado, se ha realizado un estudio económico en el que se ha demostrado que el coste anual de la planta de servicios está mayoritariamente ligado a las calderas de generación de vapor. Por un lado, estos equipos representan la inversión de capital más cuantiosa y, por otro lado, el combustible que los alimenta supone casi la totalidad del coste de operación de la planta.

En cuanto al estudio de posibles mejoras en el modelo que no se han considerado en este trabajo, se destaca la inclusión de distintas posibles condiciones de presión y temperatura, de forma que el propio modelo incluya el estudio de las condiciones que más favorezcan la reducción de los costes en la resolución del problema. Dicha inclusión podría realizarse en forma de set de valores discretos manteniéndose así la linealidad del problema, o bien considerándose las presiones y temperaturas del sistema como variables lo que haría del problema un MINLP.

## NOMENCLATURA

### - SETS

$UNIT = \{u \mid \text{equipo de la superestructura}\}$

$NODE = \{n \mid \text{nodo de la superestructura}\}$

$HEAT EXCHANGER$

$= \{\text{heat exchanger} \mid \text{intercambiador de calor de la superestructura}\}$

$BOILER = \{\text{boiler} \mid \text{caldera de la superestructura}\}$

$HP BOILER = \{\text{HP boiler} \mid \text{caldera de alta presión de la superestructura}\}$

$MP BOILER = \{\text{MP boiler} \mid \text{caldera de media presión de la superestructura}\}$

$LP BOILER = \{\text{LP boiler} \mid \text{caldera de baja presión de la superestructura}\}$

$TURBINE = \{\text{turbine} \mid \text{turbinas de la superestructura}\}$

$HP TURBINE = \{\text{HP turbine} \mid \text{turbinas alta presión de la superestructura}\}$

$MP TURBINE = \{\text{MP turbine} \mid \text{turbinas media presión de la superestructura}\}$

$hturb$

$= \{hturb \mid \text{turbina subcomponente de una turbina de alta presión de la superestructura}\}^3$

$mturb$

$= \{mturb \mid \text{turbinas subcomponentes de una turbina de media presión de la superestructura}\}^4$

### - PARÁMETROS

|                                      |  |
|--------------------------------------|--|
| $h_u^{IN}$                           | Entalpía de la corriente de salida al equipo $u$ (kJ/kg)   |
| $h_u^{OUT}$                          | Entalpía de la corriente de salida al equipo $u$ (kJ/kg)   |
| $h_{HP}$                             | Entalpía de la línea de vapor de alta presión (kJ/kg)  |
| $h_{MP}$                             | Entalpía de la línea de vapor de media presión (kJ/kg)   |
| $h_{LP}$                             | Entalpía de la línea de vapor de baja presión (kJ/kg)  |
| $h_{heat\ exchanger}^{IN,donor}$     | Entalpía de la corriente que cede calor en el intercambiador de calor $heat\ exchanger$ a la entrada/salida (kJ/kg)    |
| $h_{heat\ exchanger}^{OUT,donor}$    |  |
| $h_{heat\ exchanger}^{IN,receiver}$  | Entalpía de la corriente que absorbe calor en el intercambiador de calor $heat\ exchanger$ a la entrada/salida (kJ/kg) |
| $h_{heat\ exchanger}^{OUT,receiver}$ |  |
| $U_{stream}$                         | Límite superior para el caudal de las corrientes del sistema (kg/s)  |

<sup>3</sup> Para mejor comprensión ver Figura 12.

<sup>4</sup> Para mejor comprensión ver Figura 13.

|                               |   |
|-------------------------------|---|
| $L_{stream}$                  | Límite inferior para el caudal de las corrientes del sistema (kg/s)       |
| $price_{fuel}$                | Precio del combustible (\$/kg, \$/ton)                                    |
| $price_{water}$               | Precio del agua (\$/kg, \$/ton)   |
| Update Factor                 | Factor de actualización para los costes                                   |
| Annualising <sub>factor</sub> | Factor de anualización para el CAPEX ( $year^{-1}$ )                      |
| $CF^u$                        | Coste fijo del equipo $u$ (\$)  |
| $CV^u$                        | Coste variable del equipo $u$ (\$/kW o \$/m <sup>3</sup> )                |
| $\eta_{HP\ turbine}^{hturb}$  | Eficacia de las turbinas de alta presión                                  |
| $\eta_{MP\ turbine}^{mturb}$  | Eficacia de las turbinas de media presión                                 |
| $\eta_{PUMP}$                 | Eficacia de la bomba  |
| $\eta_{boiler}$               | Eficacia de una caldera   |
| $A^{exchange}$                | Área de intercambio de calor en el condensador de vacío (m <sup>2</sup> ) |
| $U, U^{coefficient}$          | Coefficiente global de transferencia de calor (W/m <sup>2</sup> K)        |
| $\Delta T_{lm}$               | Diferencia de temperatura media logarítmica (K)                           |
| $\tau^{deaerator}$            | Tiempo de residencia en el desgasificador (s)                             |
| $V^{vessel}$                  | Volumen de un tanque (m <sup>3</sup> )                                    |
| $ElectricPowerDemand$         | Demanda de electricidad (kW)  |
| $ExternalPowerDemand$         | Demanda de potencia externa (kW)  |
| $venting_{ratio}$             | Venting ratio   |
| $blowdown_{ratio}$            | Ratio de purga  |
| $combustion_{ratio}$          | Ratio de combustión (kg aire/ kg combustible)                             |
| $annual_{operation}$          | Operación anual (h/year)  |

- VARIABLES

|                     |   |
|---------------------|---|
| $F_u^{IN}$          | Caudal de entrada a al equipo $u$ (kg/s, ton/h)                       |
| $F_u^{OUT}$         | Caudal de salida del equipo $u$ (kg/s, ton/h)                         |
| $F_n^{IN}$          | Caudal de entrada a al nodo $n$ (kg/s, ton/h)                         |
| $F_n^{OUT}$         | Caudal de salida del nodo $n$ (kg/s, ton/h)                           |
| $F_{boiler}^{fuel}$ | Caudal de combustible de alimento a la caldera $boiler$ (kg/s, ton/h) |

|                                      |  |
|--------------------------------------|--|
| $F_{boiler}^{air}$                   | Caudal de aire de alimento a la caldera <i>boiler</i> (kg/s, ton/h)  |
| $F_{fresh\ water}$                   | Caudal de agua alimentada al desgasificador (kg/s, ton/h)  |
| $F_{MP\ steam}$                      | Vapor de media presión extraído (kg/s, ton/h)  |
| $F_{LP\ steam}$                      | Vapor de baja presión extraído (kg/s, ton/h)   |
| $F_{deaerated\ water}$               | Agua desgasificada extraída (kg/s, ton/h)  |
| $F^{vent}$                           | Aire extraído del desgasificador (kg/s, ton/h)   |
| $F^{blowdown}$                       | Purga de las calderas (kg/s, ton/h)  |
| $F_{LP\ steam\ to\ deaerator}$       | Vapor de baja presión alimentado al desgasificador (kg/s, ton/h)   |
| $F_{HP\ turbine}^2$                  | Corriente interna supuesta en la turbina <i>HP turbine</i> (kg/s, ton/h) <sup>5</sup>                              |
| $F_{HP\ turbine}^3$                  | Corriente interna supuesta en la turbina <i>HP turbine</i> (kg/s, ton/h) <sup>5</sup>                              |
| $F_{HP\ turbine}^4$                  | Corriente interna supuesta en la turbina <i>HP turbine</i> (kg/s, ton/h) <sup>5</sup>                              |
| $F_{HP\ turbine}^5$                  | Corriente interna supuesta en la turbina <i>HP turbine</i> (kg/s, ton/h) <sup>5</sup>                              |
| $F_{HP\ turbine}^6$                  | Corriente interna supuesta en la turbina <i>HP turbine</i> (kg/s, ton/h) <sup>5</sup>                              |
| $F_{MP\ turbine}^3$                  | Corriente interna supuesta en la turbina <i>MP turbine</i> (kg/s, ton/h) <sup>6</sup>                              |
| $F_{MP\ turbine}^4$                  | Corriente interna supuesta en la turbina <i>MP turbine</i> (kg/s, ton/h) <sup>6</sup>                              |
| $F_{MP\ turbine}^5$                  | Corriente interna supuesta en la turbina <i>MP turbine</i> (kg/s, ton/h) <sup>6</sup>                              |
| $F_{heat\ exchanger}^{IN,donor}$     | Caudales de entrada/salida de la corriente que cede calor en el intercambiador <i>heat exchanger</i> (kg/s, ton/h) |
| $F_{heat\ exchanger}^{OUT,donor}$    |  |
| $F_{heat\ exchanger}^{IN,receiver}$  | Caudal de entrada/salida de la corriente que recibe calor en el intercambiador <i>heat exchanger</i> (kg/s, ton/h) |
| $F_{heat\ exchanger}^{OUT,receiver}$ |  |
| $Q_{boiler}$                         | Calor en la caldera <i>boiler</i> (kW)   |
| $W_{turbine}$                        | Trabajo realizado por la turbina <i>turbine</i> (kW)   |
| $W_{pump}$                           | Trabajo realizado por la bomba (kW)  |
| $cost_u$                             | Coste del equipo <i>u</i> (\$)   |
| $cost^{fuel}$                        | Coste del combustible (\$/year)  |
| $cost^{fresh\ water}$                | Coste del agua alimentada al desgasificador (\$/year)  |
| $cost^{cooling\ water}$              | Coste del agua de enfriamiento (\$/year)   |
| $CAPEX$                              | Inversión de capital (\$)  |
| $CAPEX_{annualised}$                 | Inversión de capital anual (\$/year)   |
| $OPEX$                               | Coste de operación de la planta (\$/year)  |

<sup>5</sup> Para mejor comprensión ver Figura 12.

<sup>6</sup> Para mejor comprensión ver Figura 13.

*total\_cost* Coste anual total de la planta (\$/year)

- VARIABLES BINARIAS

|                              |   |
|------------------------------|---|
| $y_{boiler}$                 | Variable binaria asociada a la existencia de la caldera <i>boiler</i>   |
| $y_{FW\ pump}$               | Variable binaria asociada a la existencia de la bomba (FW pump)   |
| $y_{cooler}$                 | Variable binaria asociada a la existencia del condensador de vacío  |
| $y_{HP\ turb}^{hturb}$       | Variable binaria asociada a la existencia del subcomponente <i>hturb</i> de la turbina de alta presión <i>HP turbine</i>      |
| $y_{MP\ turb}^{mturb}$       | Variable binaria asociada a la existencia del subcomponente <i>mturb</i> de la turbina de media presión <i>MP turbine</i>     |
| $y_{HP\ turb}^{EXTRACTION1}$ | Variable binaria asociada a la existencia extracción de vapor a media presión en la turbina de alta presión <i>HP turbine</i> |
| $y_{HP\ turb}^{EXTRACTION2}$ | Variable binaria asociada a la existencia extracción de vapor a baja presión en la turbina de alta presión <i>HP turbine</i>  |
| $y_{MP\ turb}^{EXTRACTION2}$ | Variable binaria asociada a la existencia extracción de vapor a baja presión en la turbina de alta presión <i>MP turbine</i>  |

## ANEXOS

### Anexo A. Modelo matemático

En este apartado se va a tratar en detalle el modelo matemático que se ha empleado para resolver el problema de diseño de una planta de servicios. Tras plantear la superestructura de la Figura 3, se ha desarrollado su representación disyuntiva que, al aplicar las simplificaciones presentadas en el apartado 3.2, se compone únicamente de ecuaciones lineales. A continuación, se presentan las ecuaciones que componen el modelo.

#### **A.1. Balances de materia**

Los balances de materia a lo largo de toda la superestructura se han realizado mediante las ecuaciones genéricas (Ec. 5) y (Ec. 6). Además, para describir correctamente la superestructura, también se han especificado tanto las corrientes que componen los flujos de entrada  $F_u^{IN}$  y  $F_n^{IN}$  y de salida  $F_u^{OUT}$  y  $F_n^{OUT}$  de todos los equipos y nodos, como las interconexiones entre equipos, por medio del grupo de ecuaciones (Ec. 7).

$$F_u^{IN} = F_u^{OUT} \quad \forall u \in UNIT$$

Ec. 5

$$F_n^{IN} = F_n^{OUT} \quad \forall n \in NODE$$

Ec. 6

$$\begin{aligned} \sum_{HP \ boiler} F_{HP \ boiler}^{OUT} &= F_{HP \ steam \ header}^{IN} \\ F_{node \ 7}^{OUT} &= \sum_{HP \ boiler} F_{HP \ boiler}^{IN} \\ F_{node \ 7}^{IN} &= F_{FW \ pump}^{OUT} \\ F_{HP \ steam \ header}^{OUT} &= F_{HP \ valve}^{IN} + \sum_{HP \ turbine} F_{HP \ turbine}^{IN} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
F_{node\ 1}^{IN} &= \sum_{HP\ turbine} F_{HP\ turbine}^4 \\
F_{node\ 2}^{IN} &= \sum_{HP\ turbine} F_{HP\ turbine}^5 \\
F_{node\ 3}^{IN} &= \sum_{HP\ turbine} F_{HP\ turbine}^6 \\
F_{MP\ steam\ header}^{IN} &= F_{HP\ valve}^{OUT} + F_{node\ 1}^{OUT} + \sum_{MP\ boiler} F_{MP\ boiler}^{OUT} \\
F_{MP\ steam\ header}^{OUT} &= F_{MP\ valve}^{IN} + \sum_{MP\ turbine} F_{MP\ turbine}^{IN} + F^{MP\ steam} \\
F_{node\ 4}^{IN} &= \sum_{MP\ turbine} F_{MP\ turbine}^5 \\
F_{node\ 5}^{IN} &= \sum_{MP\ turbine} F_{MP\ turbine}^6 \\
F_{LP\ steam\ header}^{IN} &= F_{node\ 4}^{IN} + F_{node\ 2}^{IN} + F_{MP\ valve}^{OUT} + \sum_{LP\ boiler} F_{LP\ boiler}^{OUT} \\
F_{LP\ steam\ header}^{OUT} &= F^{LP\ steam} + F^{LP\ steam\ to\ deaerator} \\
F_{HP\ turbine}^4 &= F_{HP\ turbine}^{IN} - F_{HP\ turbine}^2, \quad \forall HP\ turbine \in UNIT \\
F_{HP\ turbine}^5 &= F_{HP\ turbine}^2 - F_{HP\ turbine}^3, \quad \forall HP\ turbine \in UNIT \\
F_{HP\ turbine}^3 &= F_{HP\ turbine}^6, \quad \forall HP\ turbine \in UNIT \\
F_{MP\ turbine}^5 &= F_{MP\ turbine}^{IN} - F_{MP\ turbine}^3, \quad \forall MP\ turbine \in UNIT \\
F_{MP\ turbine}^6 &= F_{MP\ turbine}^3, \quad \forall MP\ turbine \in UNIT \\
F_{cooler}^{IN,donor} &= F_{node\ 3}^{OUT} + F_{node\ 5}^{OUT} \\
F_{heat\ exchanger}^{IN} &= F_{heat\ exchanger}^{IN,donor} + F_{heat\ exchanger}^{IN,receiver}, \quad \forall heat\ exchanger \in UNIT \\
F_{heat\ exchanger}^{IN,donor} &= F_{heat\ exchanger}^{OUT,donor}, \quad \forall heat\ exchanger \in UNIT \\
F_{heat\ exchanger}^{IN,receiver} &= F_{heat\ exchanger}^{OUT,receiver}, \quad \forall heat\ exchanger \in UNIT \\
F_{deaerator}^{IN} &= F^{LP\ steam\ to\ deaerator} + F_{cooler}^{OUT,donor} + F^{fresh\ water} \\
F_{deaerator}^{OUT} &= F_{node\ 6}^{IN} + F^{vent} \\
F_{node\ 6}^{OUT} &= F^{blowdown} + F^{deaerated\ water} + F_{FW\ pump}^{IN} + \sum_{MP\ turbine} F_{MP\ turbine}^{IN} + \sum_{LP\ turbine} F_{LP\ turbine}^{IN}
\end{aligned}$$

Ec. 7

## A.2. Restricciones asociadas a los equipos

Cada uno de los equipos presentes en las superestructuras llevan asociadas una serie de restricciones que pueden ser por ejemplo balances de energía, especificaciones de diseño, ecuaciones de coste o restricciones físicas. En la mayoría de los casos, estas ecuaciones forman parte de la disyunción asociada al equipo y se han transformado a ecuaciones algebraicas aplicando la Hull Reformulation. A continuación, se encuentran clasificadas el conjunto de restricciones asociadas a los equipos para una mejor comprensión del modelo desarrollado:

### a) CALDERAS (Boilers)

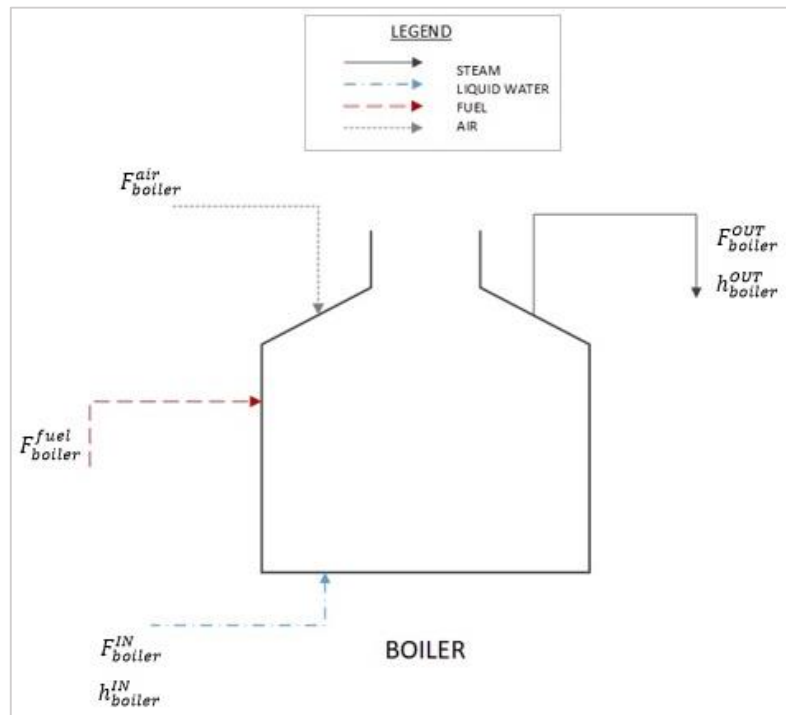
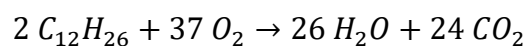


Figura 11. Esquema de una caldera (boiler).

El combustible que se emplea en las calderas es Queroseno y la reacción que se lleva a cabo es la siguiente:



El parámetro  $combustion\_ratio$  ( $\frac{kg\ aire}{kg\ combustible}$ ) relaciona la cantidad de aire necesaria con la cantidad de combustible que consume una caldera. Éste se calcula por estequiometria y tiene en cuenta un exceso de aire del 10%.

$$\left[ \begin{array}{l} Y_{boiler} \\ Q_{boiler} = \eta_{boiler} \cdot LHV_{fuel} \cdot F_{boiler}^{fuel} \\ F_{boiler}^{OUT} = \frac{Q_{boiler}}{(h_{boiler}^{OUT} - h_{boiler}^{IN})} \\ cost_{boiler} = CF^{boiler} \cdot Update\ Factor^{WOODS} \\ F^{blowdown} = blowdownratio \cdot \sum_{boiler} F_{boiler}^{IN} \\ F_{boiler}^{air} = F_{boiler}^{fuel} \cdot combustion\_ratio \end{array} \right] \preceq \left[ \begin{array}{l} \neg Y_{boiler} \\ Q_{boiler} = 0 \\ F_{boiler}^{OUT} = 0 \\ cost_{boiler} = 0 \\ F^{blowdown} = 0 \\ F_{boiler}^{air} = 0 \end{array} \right], \forall boiler \in UNIT$$

Ec. 8

Aplicando la Hull Reformulation:

$$\left. \begin{array}{l} Q_{boiler} = \eta_{boiler} \cdot LHV_{fuel} \cdot F_{boiler}^{fuel} \\ F_{boiler}^{OUT} = \frac{Q_{boiler}}{(h_{boiler}^{OUT} - h_{boiler}^{IN})} \\ cost_{boiler} = [CF^{boiler} \cdot y_{boiler}] \cdot Update\ Factor^{WOODS} \\ F^{blowdown} = blowdownratio \cdot \sum_{boiler} F_{boiler}^{IN} \\ F_{boiler}^{air} = F_{boiler}^{fuel} \cdot combustion\_ratio \\ 0 \leq F_{boiler}^{OUT} \leq U^{stream} \cdot y_{boiler} \end{array} \right\} \forall boiler \in UNIT$$

Ec. 9

b) TURBINAS DE ALTA PRESIÓN (High pressure turbines)

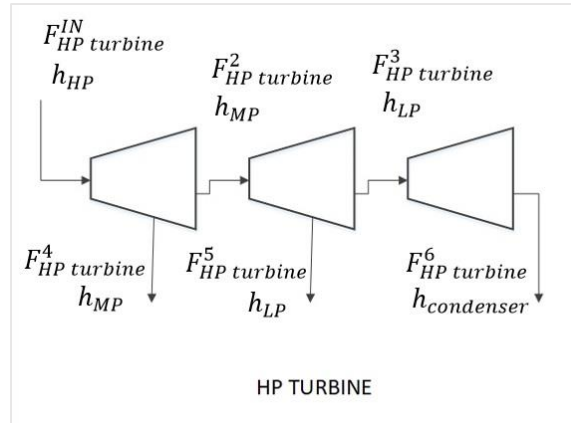


Figura 12 Esquema de una turbina de alta presión.

$$\begin{aligned}
 & Y_{HP\ turbine} \\
 & W_{HP\ turbine} = \eta_{HP\ turbine}^1 \cdot F_{HP\ turbine}^{IN} \cdot (h_{HP} - h_{MP}) \\
 & \quad + \eta_{HP\ turbine}^2 \cdot F_{HP\ turbine}^2 \cdot (h_{MP} - h_{LP}) \\
 & \quad + \eta_{HP\ turbine}^3 \cdot F_{HP\ turbine}^3 \cdot (h_{LP} - h_{condenser}) \\
 & cost_{HP\ turbine} = [CF_{HP\ turbine} + CV_{HP\ turbine} \cdot W_{HP\ turbine} \\
 & + CExtr^{HP\ turbine1} + CExtr^{HP\ turbine2}] \cdot \text{Update Factor}^{NEW\ FRONTIERS} \\
 & \left[ \begin{array}{l} Y_{HP\ turbine}^2 \\ F_{HP\ turbine}^2 \geq 0 \end{array} \right] \preceq \left[ \begin{array}{l} -Y_{HP\ turbine}^2 \\ F_{HP\ turbine}^2 = 0 \end{array} \right] \\
 & \left[ \begin{array}{l} Y_{HP\ turbine}^3 \\ F_{HP\ turbine}^3 \geq 0 \end{array} \right] \preceq \left[ \begin{array}{l} -Y_{HP\ turbine}^3 \\ F_{HP\ turbine}^3 = 0 \end{array} \right] \\
 & \left[ \begin{array}{l} Y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION1} \\ F_{HP\ turbine}^4 \geq 0 \\ CExtr^{HP\ turbine1} = 20\ 000 \end{array} \right] \preceq \left[ \begin{array}{l} -Y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION1} \\ F_{HP\ turbine}^4 = 0 \\ CExtr^{HP\ turbine1} = 0 \end{array} \right] \\
 & \left[ \begin{array}{l} Y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION2} \\ F_{HP\ turbine}^5 \geq 0 \\ CExtr^{HP\ turbine2} = 20\ 000 \end{array} \right] \preceq \left[ \begin{array}{l} -Y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION2} \\ F_{HP\ turbine}^5 = 0 \\ CExtr^{HP\ turbine2} = 0 \end{array} \right] \\
 & \preceq \left[ \begin{array}{l} -Y_{HP\ turbine} \\ W_{HP\ turbine} = 0 \\ F_{HP\ turbine}^{IN} = 0 \\ cost_{HP\ turbine} = 0 \end{array} \right]
 \end{aligned}$$

$$\forall HP\ turbine \in UNIT$$

Ec. 10

Proposiciones lógicas:

$$Y_{HP\ turbine}^3 \Rightarrow Y_{HP\ turbine}^2 \Rightarrow Y_{HP\ turbine}$$

$$Y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION1} \Rightarrow Y_{HP\ turbine}$$

$$Y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION2} \Rightarrow Y_{HP\ turbine}^2$$

Ec. 11

Applicando la Hull Reformulation:

$$\begin{aligned}
 W_{HP\ turbine} = & \quad \eta_{HP\ turbine}^1 \cdot F_{HP\ turbine}^{1N} \cdot (h_{HP} - h_{MP}) \\
 & + \eta_{HP\ turbine}^2 \cdot F_{HP\ turbine}^2 \cdot (h_{MP} - h_{LP}) \\
 & + \eta_{HP\ turbine}^3 \cdot F_{HP\ turbine}^3 \cdot (h_{LP} - h_{condenser}) \\
 \\
 cost_{HP\ turbine} = & \quad [CF^{HP\ turbine} \cdot y_{HP\ turbine} + CV^{HP\ turbine} \cdot W_{HP\ turbine} \\
 & + CExtr^{HP\ turbine} \cdot y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION1} \\
 & + CExtr^{HP\ turbine} \cdot y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION2}] \cdot \text{Update Factor}^{NEW\ FRONTIERS} \\
 \\
 L^{stream} \cdot y_{HP\ turbine} \leq & \quad F_{HP\ turbine}^{1N} \leq U^{stream} \cdot y_{HP\ turbine} \\
 \\
 L^{stream} \cdot y_{HP\ turbine}^2 \leq & \quad F_{HP\ turbine}^2 \leq U^{stream} \cdot y_{HP\ turbine}^2 \\
 \\
 L^{stream} \cdot y_{HP\ turbine}^3 \leq & \quad F_{HP\ turbine}^3 \leq U^{stream} \cdot y_{HP\ turbine}^3 \\
 \\
 0 \leq F_{HP\ turbine}^4 \leq & \quad U^{stream} \cdot y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION1} \\
 \\
 0 \leq F_{HP\ turbine}^5 \leq & \quad U^{stream} \cdot y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION2} \\
 \\
 y_{HP\ turbine} - y_{HP\ turbine}^2 \geq & \quad 0 \\
 \\
 y_{HP\ turbine}^2 - y_{HP\ turbine}^3 \geq & \quad 0 \\
 \\
 (1 - y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION1}) + y_{HP\ turbine} \geq & \quad 1 \\
 \\
 (1 - y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION2}) + y_{HP\ turbine}^2 \geq & \quad 1
 \end{aligned}$$

$\forall HP\ turbine \in UNIT$

Ec. 12

c) TURBINAS DE MEDIA PRESIÓN (Medium pressure turbines)

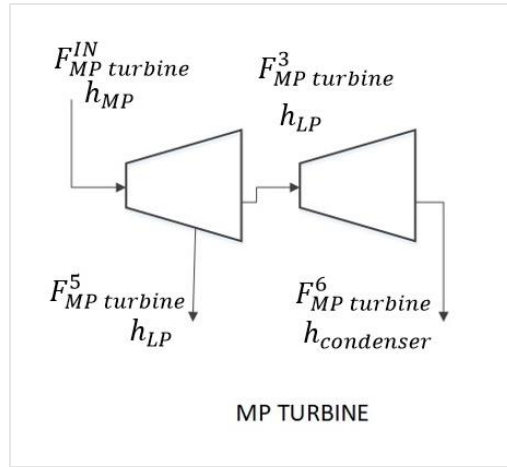


Figura 13. Esquema de una turbina de media presión

$$\left[ \begin{array}{l}
 W_{MP\ turbine} = \eta_{MP\ turbine}^2 \cdot F_{MP\ turbine}^{IN} \cdot (h_{MP} - h_{LP}) \\
 \quad + \eta_{MP\ turbine}^3 \cdot F_{MP\ turbine}^3 \cdot (h_{LP} - h_{condenser}) \\
 cost_{MP\ turbine} = [CF^{MP\ turbine} + CV^{MP\ turbine} \cdot W_{MP\ turbine} \\
 \quad + C_{Extr}^{MP\ turbine}] \cdot \text{Update Factor}^{NEW\ FRONTIERS} \\
 \left[ \begin{array}{l}
 Y_{MP\ turbine}^3 \\
 F_{MP\ turbine}^3 \geq 0
 \end{array} \right] \simeq \left[ \begin{array}{l}
 \neg Y_{MP\ turbine}^3 \\
 F_{MP\ turbine}^3 = 0
 \end{array} \right] \\
 \left[ \begin{array}{l}
 Y_{MP\ turbine}^{EXTRACTION2} \\
 F_{MP\ turbine}^5 \geq 0 \\
 C_{Extr}^{MP\ turbine} = 11\ 500
 \end{array} \right] \simeq \left[ \begin{array}{l}
 \neg Y_{MP\ turbine}^{EXTRACTION2} \\
 F_{MP\ turbine}^5 = 0 \\
 C_{Extr}^{MP\ turbine} = 0
 \end{array} \right] \\
 \left. \begin{array}{l}
 \neg Y_{MP\ turbine} \\
 W_{MP\ turbine} = 0 \\
 F_{MP\ turbine}^{IN} = 0 \\
 cost_{MP\ turbine} = 0
 \end{array} \right]
 \end{array} \right] \simeq \left[ \begin{array}{l}
 \neg Y_{MP\ turbine} \\
 W_{MP\ turbine} = 0 \\
 F_{MP\ turbine}^{IN} = 0 \\
 cost_{MP\ turbine} = 0
 \end{array} \right]$$

$\forall MP\ turbine \in UNIT$

Ec. 13

Proposiciones lógicas:

$$Y_{MP\ turbine}^3 \Rightarrow Y_{MP\ turbine}$$

$$Y_{MP\ turbine}^{EXTRACTION2} \Rightarrow Y_{MP\ turbine}$$

Ec. 14

Aplicando la Hull Reformulation:

$$\begin{aligned}
 W_{MP\ turbine} &= \eta_{MP\ turbine}^2 \cdot F_{MP\ turbine}^2 \cdot (h_{MP} - h_{LP}) + \eta_{MP\ turbine}^3 \cdot F_{MP\ turbine}^3 \cdot (h_{LP} - h_{condenser}) \\
 cost_{MP\ turbine} &= [CF^{MP\ turbine} + CV^{MP\ turbine} \cdot W_{MP\ turbine} + CExtr^{MP\ turbine} \cdot y_{HP\ turbine}^{EXTRACTION2}] \cdot Update\ Factor^{NEW\ FRONTIERS} \\
 L^{stream} \cdot y_{MP\ turbine} &\leq F_{MP\ turbine}^{IN} \leq U^{stream} \cdot y_{MP\ turbine} \\
 L^{stream} \cdot y_{MP\ turbine}^3 &\leq F_{MP\ turbine}^3 \leq U^{stream} \cdot y_{MP\ turbine}^3 \\
 0 &\leq F_{MP\ turbine}^5 \leq U^{stream} \cdot y_{MP\ turbine}^{EXTRACTION2} \\
 y_{MP\ turbine} - y_{MP\ turbine}^3 &\geq 0 \\
 (1 - y_{MP\ turbine}^{EXTRACTION2}) + y_{MP\ turbine} &\geq 1
 \end{aligned}$$

$\forall MP\ turbine \in UNIT$

Ec. 15

d) BOMBA (Pump)

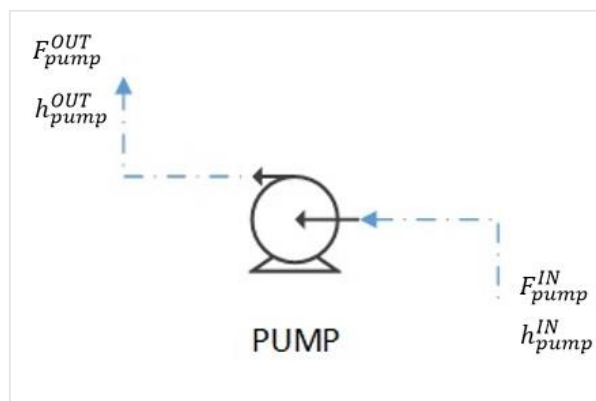


Figura 14. Esquema de una bomba.

$$\left[ \begin{array}{c} Y_{pump} \\ F_{pump}^{IN} h_{pump}^{IN} = F_{pump}^{OUT} h_{pump}^{OUT} - W_{pump} \\ cost_{pump} = [CF^{pump} + CV^{pump} W_{pump}] \text{Update Factor}^{TURTON} \end{array} \right] \cong \left[ \begin{array}{c} \neg Y_{pump} \\ F_{pump}^{IN} = 0 \\ W_{pump} = 0 \\ cost_{pump} = 0 \end{array} \right]$$

Ec. 16

Aplicando la Hull Reformulation:

$$\left. \begin{array}{l} F_{pump}^{IN} h_{pump}^{IN} = F_{pump}^{OUT} h_{pump}^{OUT} - W_{pump} \cdot \eta_{PUMP} \\ 0 \leq F_{pump}^{IN} \leq U^{stream} y_{pump} \\ cost_{pump} = [CF^{pump} y_{pump} + CV^{pump} \cdot W_{pump} \eta_{PUMP}] \text{Update Factor}^{TURTON} \end{array} \right\} \text{Ec. 17}$$

e) INTERCAMBIADORES DE CALOR (Heat Exchangers)

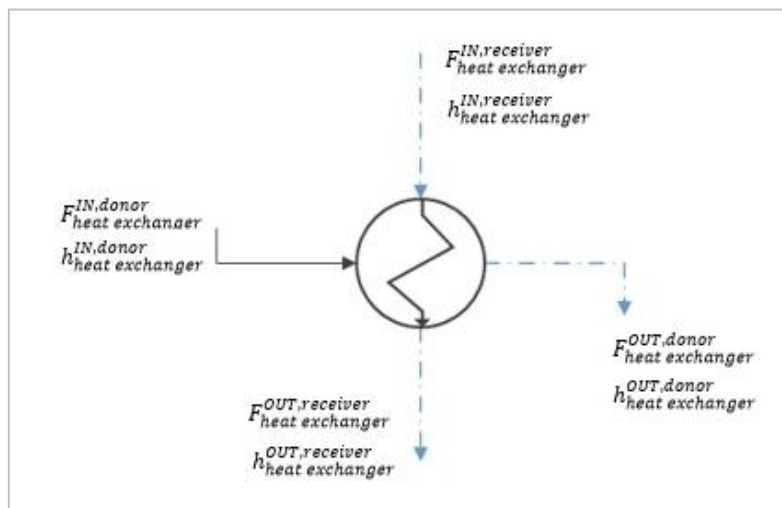


Figura 15. Esquema de un intercambiador de calor.



$$\left[ \begin{array}{l}
F_{cooler}^{IN,donor} \cdot h_{cooler}^{IN,donor} - F_{cooler}^{OUT,donor} \cdot h_{cooler}^{OUT,donor} = Y_{cooler} \\
F_{cooler}^{OUT,receiver} \cdot h_{cooler}^{OUT,receiver} - F_{cooler}^{IN,receiver} \cdot h_{cooler}^{IN,receiver} \\
cost_{cooler} = [CF^{cooler} + CV^{cooler} \cdot A^{exchange}] \cdot \text{Update Factor}^{TURTON} \\
A^{exchange} = \frac{(h_{cooler}^{IN,donor} - h_{cooler}^{OUT,donor}) \cdot F_{cooler}^{IN,donor}}{U_{coefficient} \cdot \Delta T_{lm}}
\end{array} \right] \cong \left[ \begin{array}{l}
\neg Y_{cooler} \\
F_{cooler}^{IN,donor} = 0 \\
cost_{cooler} = 0
\end{array} \right]$$

Ec. 18

Aplicando la Hull Reformulation:

$$\left. \begin{array}{l}
F_{cooler}^{IN,donor} \cdot h_{cooler}^{IN,donor} - F_{cooler}^{OUT,donor} \cdot h_{cooler}^{OUT,donor} \\
= F_{cooler}^{OUT,receiver} \cdot h_{cooler}^{OUT,receiver} - F_{cooler}^{IN,receiver} \cdot h_{cooler}^{IN,receiver} \\
0 \leq F_{cooler}^{IN,donor} \leq U^{stream} \cdot y_{cooler} \\
A^{exchange} = \frac{(h_{cooler}^{IN,donor} - h_{cooler}^{OUT,donor}) \cdot F_{cooler}^{IN,donor}}{U_{coefficient} \cdot \Delta T_{lm}} \\
F_{cooler}^{IN,receiver} \leq 500 \text{ kg/s} \\
cost_{cooler} = [CF^{cooler} + CV^{cooler} \cdot A^{exchange}] \cdot \text{Update Factor}^{TURTON}
\end{array} \right\}$$

Ec. 19

La restricción que impone un límite superior en el caudal de agua de enfriamiento ( $F_{cooler}^{IN,receiver}$ ) se ha añadido con el objetivo de limitar el tamaño del condensador de vacío. El valor de este límite se ha determinado suponiendo un área de intercambio de calor máxima dentro del rango posible (10-1000m<sup>2</sup>, ver Anexo B).

f) DESGASIFICADOR (Deaerator)

Puesto que este equipo va a existir en cualquiera de las configuraciones que engloba la superestructura de la Figura 3, no es necesario escribir una disyunción asociada.

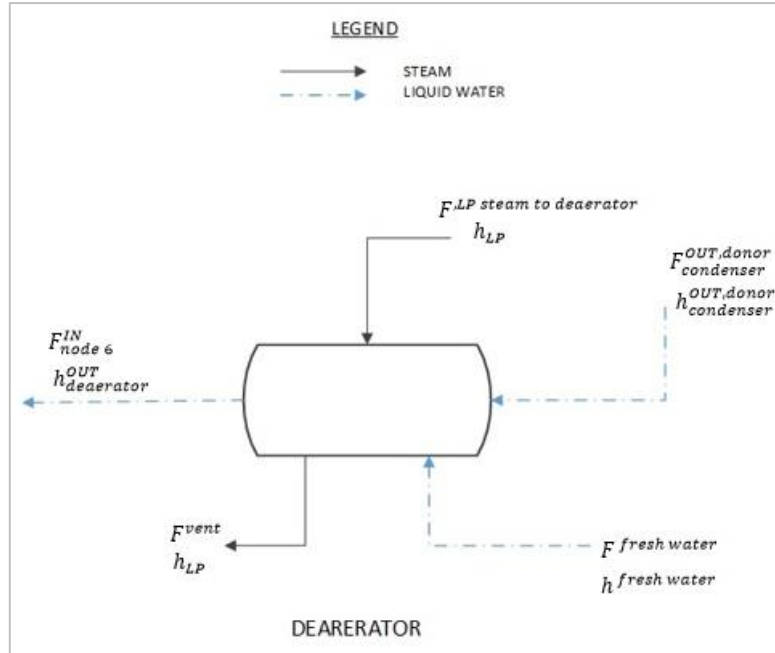


Figura 16. Esquema de un desgasificador (deaerator).

$$\begin{aligned}
 F^{OUT,donor}_{condenser} \cdot h^{OUT,donor}_{condenser} + F^{fresh\ water} \cdot h_{fresh\ water} + F^{LP\ steam\ to\ deaerator} \cdot h_{LP} \\
 = F^{IN}_{node\ 6} \cdot h^{OUT}_{deaerator} + F^{vent} \cdot h_{LP}
 \end{aligned}$$

Ec. 20

$$F^{vent} = venting\_ratio \cdot F^{LP\ steam\ to\ deaerator}$$

Ec. 21

$$\begin{aligned}
 cost_{deaerator} = \left[ CF^{deaerator} + CV^{deaerator} \cdot F^{IN}_{deaerator} \left( \frac{kg}{s} \right) \cdot \frac{300}{1000} \right] \\
 \cdot Update\ Factor^{TURTON}
 \end{aligned}$$

Ec. 22

### A.3. Restricciones sujetas a las demandas

Finalmente, existe otro tipo de restricciones que están ligadas a las demandas requeridas (grupo de ecuaciones Ec. 23). La función de estas restricciones es asegurar que las demandas de energía, electricidad, vapor de media y baja presión y de agua desgasificada sean satisfechas.

$$\sum_{HP\ turbine} W_{HP\ turbine} = ElectricPowerDemand$$

$$\sum_{MP\ turbine} W_{MP\ turbine} = ExternalPowerDemand + W_{pump}$$

$$F^{MP\ steam} \geq 34.75\ kg/s$$

$$F^{LP\ steam} \geq 52\ kg/s$$

$$F^{MP\ steam} \geq 34.75\ kg/s$$

$$F^{deaerated\ water} \geq 76.4\ kg/s$$

Ec. 23

### A.4. Función objetivo

La función objetivo del problema (Ec. 24) es de carácter económico y representa el coste anual de la planta de servicios. Se compone del coste anual correspondiente a los equipos que forman la planta (la inversión de capital anualizada  $CAPEX_{annualised}$ ), y del coste de operación de la misma (OPEX). Los métodos de cálculo empleados para los costes se detallan en el Anexo B.

$$total\_cost = CAPEX_{annualised} \left( \frac{\$}{year} \right) + OPEX \left( \frac{\$}{year} \right)$$

Ec. 24

## Anexo B. Análisis económico

En este Anexo se detalla el método empleado para transformar a ecuaciones lineales las curvas de coste de los equipos presentes en la planta de servicios, así como para el cálculo de la inversión de capital (CAPEX) y el coste de operación (OPEX) de la misma.

### **B.1. Inversión de capital (CAPEX)**

$$CAPEX (\$) = \sum_{u \in UNIT} cost_u$$

Ec. 25

El valor de la inversión de capital se calcula como la suma del coste de los equipos presentes en la planta (Ec. 25). Sin embargo, para calcular el coste anual de la planta, que es además la función objetivo del problema, es necesario calcular el importe anual que corresponderá a la inversión de capital como se muestra a continuación (Ec. 26).

$$CAPEX_{annualised} \left( \frac{\$}{year} \right) = CAPEX (\$) \cdot \text{Annualising\_factor}(year^{-1})$$

Ec. 26

$$\text{Annualising\_factor}(year^{-1}) = \frac{i \cdot (1 + i)^n}{(1 + i)^n - 1}$$

Ec. 27

donde

- $i$  representa el tipo de interés al que se ha dado un valor de 0.1
- $n$  representa la duración esperada de la planta al que se ha dado un valor de 10 años.

Las ecuaciones de coste de los equipos presentes en la superestructura, así como el método empleado para transformarlas a una forma lineal en los casos que ha sido necesario, se describen en los siguientes apartados.

a) CALDERAS (Boilers)

Tabla 9. Coste de caldera de vapor<sup>[8]</sup>.

|                             |
|-----------------------------|
| <b>Capacidad</b>            |
| 10 000 kg/h de vapor        |
| <b>Precio base</b>          |
| 1 000 000 \$                |
| <b>Factor de corrección</b> |
| 104bar x1,3                 |
| 70bar x1,25                 |
| 56bar x1,15                 |
| 35bar x1,02                 |
| 14-18bar x1                 |

$$cost_{boiler}(\$) = CF^{boiler} \cdot \text{Update Factor}^{WOODS}$$

Ec. 28

El coste de una caldera viene dado por la ecuación (Ec. 28), donde  $CF^{boiler}(\$) = \text{factor de corrección} \cdot 10^6$  con el factor de corrección de la Tabla 9 correspondiente a la presión de salida del vapor.

$$\text{Update Factor}^{WOODS} = \frac{CE\ INDEX_{current}}{CE\ INDEX_{1979}} = \frac{541,7}{238,7} = 2,269$$

Ec. 29

b) TURBINAS DE VAPOR DE ALTA Y MEDIA PRESIÓN

$$\text{Update Factor}^{NEW FRONTIERS} = \frac{CE\ INDEX_{current}}{CE\ INDEX_{2012}} = \frac{541.7}{584,6} = 0,927$$

Ec. 30

La ecuación de coste de una turbina de vapor en su forma lineal es la siguiente (Ec. 31). Los valores de los parámetros están recogidos en la Tabla 10, y dependerán del tipo de turbina (alta o media presión).

$$\begin{aligned} cost_{turbine} = & [CF_{turbine} + CV_{turbine} \cdot W_{turbine} + C_{extr}^{turbine}] \\ & \cdot \text{Update Factor}^{NEW FRONTIERS} \end{aligned}$$

Ec. 31

Tabla 10. Costes de turbinas de alta y media presión <sup>[4]</sup>.

|                                 | TURBINAS ALTA PRESIÓN | TURBINAS MEDIA PRESIÓN |
|---------------------------------|-----------------------|------------------------|
| <b>Coste Fijo (\$)</b>          | 45 000                | 25 000                 |
| <b>Coste Variable (\$/kW)</b>   | 25                    | 14,5                   |
| <b>Coste de extracción (\$)</b> | 20 000                | 11 500 <sup>7</sup>    |

---

<sup>7</sup> El coste de extracción de las turbinas de vapor de media presión se ha calculado por analogía a las turbinas de vapor de alta presión, como un 6,8% del coste de una turbina de media presión que produce 10 000kW.

c) BOMBA (Pump)

$$\log_{10} cost_{pump} = 3.3892 - 0.0536 \cdot \log_{10} W_{pump} + 0.1538 \cdot [\log_{10} W_{pump}]^2$$

Ec. 32

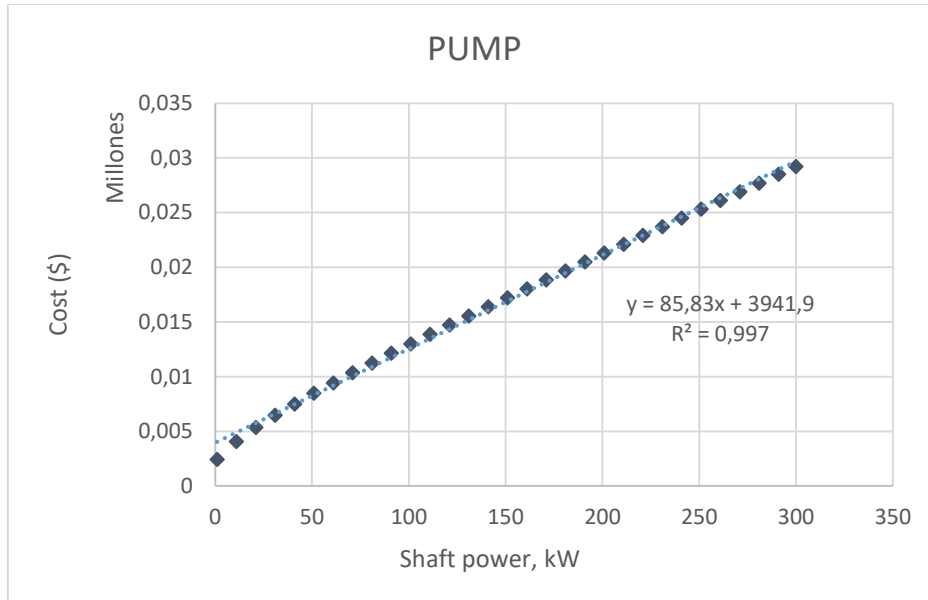


Figura 17. Curva de coste de una bomba centrífuga <sup>[6]</sup>

$$cost_{pump}(\$) = CF^{pump} + CV^{pump} \cdot W_{pump}(kW)$$

Ec. 33

donde  $CF^{pump} = 3\,941,9$  \$ y  $CV^{pump} = 85,83 \frac{\$}{kW}$ .

Además, es necesario actualizar el valor de coste. Para ello se emplea el siguiente factor de actualización (Update Factor):

$$\text{Update Factor}^{TURTON} = \frac{CE\ INDEX_{current}}{CE\ INDEX_{2001}} = \frac{541.7}{397} = 1.364$$

Ec. 34

La ecuación de coste en forma lineal para una bomba es por lo tanto la siguiente (Ec. 35).

$$cost_{pump}(\$) = [CF^{pump} + CV^{pump} \cdot W_{pump}(kW)] \cdot \text{Update Factor}^{TURTON}$$

Ec. 35

d) INTERCAMBIADORES DE CALOR (Heat Exchangers)

$$\log_{10} cost_{heat\ exchanger} = 4.3247 - 0.303 \cdot \log_{10} A + 0.1634 \cdot [\log_{10} A]^2$$

Ec. 36

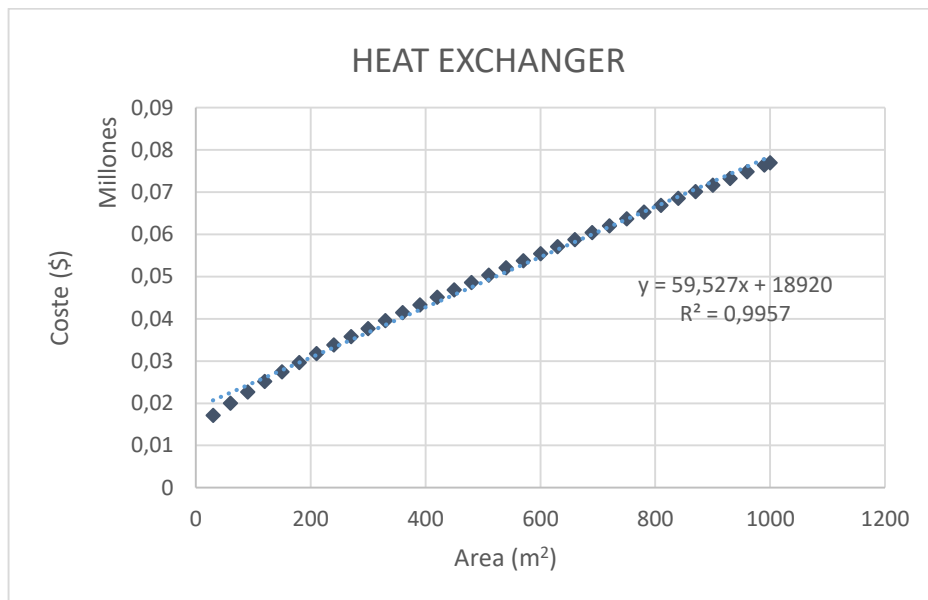


Figura 18. Curva de coste de un intercambiador de calor<sup>[6]</sup>

$$cost_{heat\ exchanger}(\$) = CF^{heat\ exchanger} + CV^{heat\ exchanger} \cdot A(m^2)$$

Ec. 37

$$A(m^2) = \frac{q(W)}{U \left( \frac{W}{m^2K} \right) \cdot \Delta T_{lm}(K)}$$

Ec. 38

Se ha asumido que el condensador de vacío presente en la superestructura del problema se comporta de forma completamente ideal. Como se ha explicado en el



apartado 3.2, para mantener la linealidad del modelo las condiciones de presión y temperatura están fijadas en todo el sistema y por lo tanto la diferencia de temperatura media logarítmica ( $\Delta T_{lm}$ ) tiene un valor constante. Además, para que la Ec. 38 sea lineal, también el coeficiente global de transferencia de materia ( $U$ ) se ha considerado constante. La Ec. 38 se puede reescribir por lo tanto de la siguiente forma (Ec. 39):

$$A^{exchange} = \frac{(h_{cooler}^{IN,donor} - h_{cooler}^{OUT,donor}) \cdot F_{cooler}^{IN,donor}}{U^{coefficient} \cdot \Delta T_{lm}}$$

Ec. 39

donde

$$- U^{coefficient} = 3000 \frac{W}{m^2K} \text{ [9]}$$

$$- \Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \Delta T_2 / \Delta T_1} = \frac{(T_{cooler}^{OUT,donor} - T_{cooler}^{IN,receiver}) - (T_{cooler}^{IN,donor} - T_{cooler}^{OUT,receiver})}{\ln \left( \frac{T_{cooler}^{OUT,donor} - T_{cooler}^{IN,receiver}}{T_{cooler}^{IN,donor} - T_{cooler}^{OUT,receiver}} \right)} = 14,14 \text{ K}$$

(ver valores en Tabla 3).

La ecuación de coste en forma lineal para el condensador de vacío, tras añadir el factor de actualización, es por lo tanto la siguiente (Ec. 40):

$$cost_{cooler} = [CF^{cooler} + CV^{cooler} \cdot A^{exchange}] \cdot \text{Update Factor}^{TURTON}$$

Ec. 40

#### e) DESGASIFICADOR (Deaerator)

Debido a la falta de datos acerca este equipo, el coste del desgasificador se ha aproximado al de un tanque horizontal, con la siguiente curva de coste:

$$\log_{10} cost_{vessel} = 3.5565 - 0.3776 \cdot \log_{10} V^{vessel}(m^3) + 0.0905 \cdot [V^{vessel}(m^3)]^2$$

Ec. 41

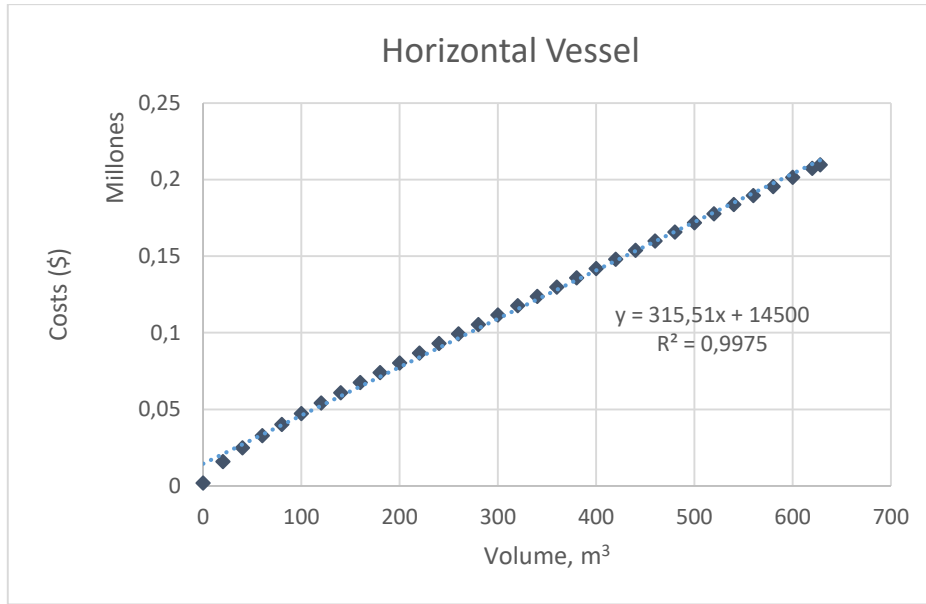


Figura 19. Curva de coste de un tanque horizontal <sup>[6]</sup>.

Dado que el coste de estas unidades se calcula a partir de su volumen, éste se ha relacionado con el caudal de entrada al desgasificador mediante (Ec. 42).

$$V^{deerator} (m^3) = \frac{F_{deerator}^{IN} \left( \frac{kg}{s} \right) \cdot \tau^{deerator} (s)}{\rho_w \left( \frac{kg}{m^3} \right)} = F_{deerator}^{IN} \left( \frac{kg}{s} \right) \cdot \frac{300}{1000}$$

Ec. 42

donde  $\tau^{deerator}$  es el tiempo de residencia en el desgasificador, que se estima de 5min o 300s y  $\rho_w$  es la densidad del agua con un valor de 1000kg/m<sup>3</sup>.

$$cost_{deerator} (\$) = CF^{deerator} + CV^{deerator} \cdot F_{deerator}^{IN} \left( \frac{kg}{s} \right) \cdot \frac{300}{1000} \left( \frac{s m^3}{kg} \right)$$

Ec. 43

donde  $CF^{deerator} = 14\,500\$$  y  $CV^{deerator} = 315,51 \frac{\$}{m^3}$ .

Para actualizar el coste se emplea una vez más el factor de actualización Update Factor<sup>TURTON</sup> y la ecuación lineal de coste del desgasificador queda de la siguiente forma (Ec. 44).

$$cost_{deaerator}(\$) = \left[ CF^{deaerator} + CV^{deaerator} \cdot F_{deaerator}^{IN} \left( \frac{kg}{s} \right) \cdot \frac{300}{1000} \right] \cdot \text{Update Factor}^{TURTON}$$

Ec. 44

## B.2. Coste de operación de la planta (OPEX)

El coste de operación de la planta de servicios se calcula como la suma de los costes de las materias primas empleadas (Ec. 45), en este caso agua de red como parte del alimento al desgasificador o como agua de enfriamiento y combustible para las calderas.

$$OPEX = cost^{fuel} + cost^{fresh\ water} + cost^{cooling\ water}$$

Ec. 45

$$cost^{fuel} \left( \frac{\$}{year} \right) = \sum_{boiler} F_{boiler}^{fuel} \cdot price_{fuel} \cdot annual_{operation} \cdot 3600$$

Ec. 46

$$cost^{fresh\ water} \left( \frac{\$}{year} \right) = F^{fresh\ water} \cdot price_{water} \cdot annual_{operation} \cdot 360$$

Ec. 47

$$cost^{cooling\ water} \left( \frac{\$}{year} \right) = F_{cooler}^{IN,receiver} \cdot price_{water} \cdot annual_{operation} \cdot 3600$$

Ec. 48

```

1
2 SETS
3
4 unit      "process units"
5 /HP_boiler1*HP_boiler5,MP_boiler1*MP_boiler3,LP_boiler1*LP_boiler3,
6 HP_steam_header, MP_steam_header,LP_steam_header,
7 HP1*HP10, MP1*MP10,cooler,deaerator,FW_pump,HP_valve,MP_valve /
8 turbine(unit) /HP1*HP10,MP1*MP10/
9     HP_turbine(turbine)  "high pressure turbines in the process"    /HP1*HP10 /
10    MP_turbine(turbine)  "medium pressure turbines in the process"   /MP1*MP10 /
11 heat_exchanger(unit) "units acting as heat exchangers"    /cooler/
12 boiler(unit) "boilers in the system"
13 /HP_boiler1*HP_boiler5,MP_boiler1*MP_boiler3,LP_boiler1*LP_boiler3/
14 HP_boiler(boiler) /HP_boiler1*HP_boiler5/
15 MP_boiler(boiler) /MP_boiler1*MP_boiler3/
16 LP_boiler(boiler) /LP_boiler1*LP_boiler3/
17
18 node      "interconnection nodes" /node1*node7/
19
20 hturb "sub-turbines of a HP turbine" /hturb1*hturb3/
21 mturb "sub-turbines of a MP turbine" /mturb2*mturb3/
22
23 ;
24
25
26 *****
27 *****DATA INTO THE SYSTEM*****
28
29 *****ENTHALPIES*****
30 PARAMETERS
31 *****
32 hin_donor(heat_exchanger) "kJ/kg"
33
34 hout_donor(heat_exchanger) "kJ/kg"
35     /cooler= 229.61 /
36 hin_receiver(heat_exchanger) "kJ/kg"
37     /cooler= 125.21 /
38 hout_receiver(heat_exchanger) "kJ/kg"
39     /cooler= 208.79 / ;
40 *****
41 SCALARS
42 *****
43 h_HP "kJ/kg"
44     / 3449.4 /
45 h_MP "kJ/kg"
46     / 3092.3 /
47 h_LP "kJ/kg"
48     / 2732.4 /
49 h_cooler "kJ/kg"
50     / 2603.7 /
51 hout_deaerator "kJ/kg"
52     / 418.47 /
53 h_water "kJ/kg"
54     / 63.079 /
55 hin_FW_pump "kJ/kg"
56     / 418.47 /
57 hout_FW_pump "kJ/kg"
58     / 418.62 /
59 hin_HP_boiler "kJ/kg"
60
61 ;
62
63 *****UPPER AND LOWER BOUNDS*****
64 SCALARS
65 *****
66 U_stream "upper bound for the flowrate in any stream of the system in kg/s"
67     / 1e3 /
68 U_stream_boiler "upper bound for the flowrate into boilers in kg/s"
69     / 27.7 /
70 L_stream "lower bound for the flowrate in any stream of the system in kg/s"
71     / 15 /

```

```

72 U_cost    "upper bound for the cost of any unit of the system in $"
73          / 5e7 /
74 U_duty    "upper bound for the duty of a boiler in kW"
75          / 7e4 / ;
76 *****
77
78 *****RELATED TO COSTS*****
79 SCALARS
80 *****
81 price_fuel "$/kg"
82          / 0.1395 /
83
84 price_water "$/kg"
85          / 1.32e-5 /
86
87 *****Update Factor**
88 Update_Factor_Turton "CEINDEX2016/CEINDEX2001"
89          / 1.364 /
90 Update_Factor_Woods  "CEINDEX2016/CEINDEX1979"
91          / 2.269 /
92 Update_Factor_New_Frontiers "CEINDEX2016/CEINDEX2012"
93          / 0.927 /
94 *CEINDEX2001 "for cost equations from Turton" / 397 /
95 *CEINDEX1979 "for cost equations from Donald Woods" / 397 /
96 *CEINDEX2012 "for cost equations from New Frontiers" / 584.6 /
97 *CEINDEX2016 "current value" / 541.7 /
98 *****Annualizing Factor**
99 Annualizing_Factor "1/years"
100          / 0.163 /
101 *interest_rate / 0.1 /
102 *life_time "years" / 10 /
103
104 *****HP TURBINES**
105 cost_extraction_HP_turbine
106          /20000/
107 *CF
108 value_CF_HP_turbine
109          / 45000 /
110 *CV
111 value_CV_HP_turbine
112          / 25 /
113 *****MP TURBINES**
114 cost_extraction_MP_turbine
115          / 11500 /
116 *CF
117 value_CF_MP_turbine
118          / 45000 /
119 *CV
120 value_CV_MP_turbine
121          / 25 /
122
123 *****BOILER**
124 value_CF_HP_boiler
125          / 1.15e6 /
126 value_CF_MP_boiler
127          / 1e6 /
128 value_CF_LP_boiler
129          / 1e6 /
130
131 *****DEAERATOR**
132 *CF
133 value_CF_deaerator
134          / 14500 /
135 *CV
136 value_CV_deaerator
137          / 315.51 /
138 *****PUMPS**
139 *CF
140 value_CF_pump
141          / 3941.9 /
142 *CV

```

```

143 value_CV_pump
144     / 85.83 /
145 *****HEAT EXCHANGER**
146 *CF
147 value_CF_cooler
148     / 18920 /
149 *CV
150 value_CV_cooler
151     / 59.527 / ;
152 *****
153
154 *****EFFICIENCIES*****
155 PARAMETERS
156 *****
157 eff_HP(hturb)
158     /hturb1=0.65
159     hturb2=0.65
160     hturb3=0.65 /
161 eff_MP(mturb)
162     /
163     mturb2=0.65
164     mturb3=0.65 / ;
165 *****
166 SCALARS
167 *****
168 eff_boiler
169     /0.9/
170 eff_FW_pump
171     /0.65/ ;
172
173 *****POWER DEMAND*****
174 SCALARS
175 *****
176 electric_power_demand "kW"
177     / 32030 /
178 external_power_demand "kW"
179     / 12771 / ;
180 *****
181
182 *****OTHER RELEVANT DATA*****
183 SCALARS
184 *****
185 blowdown_ratio
186     / 0.05 /
187 LHV_fuel "kJ/kg"
188     /43950/
189 venting_ratio
190     / 0.05 /
191 annual_operation "hours/year"
192     / 8400 /
193 combustion_ratio "kg air/kg fuel necessary for the combustion reaction in the boilers»
    (with 10%excess)"
194     / 3.83 /
195 U_coeff "W/m2K"
196     / 3000 /
197 DTln "K"
198     / 14.14 /
199 ;
200 *****
201 *****
202
203
204 *****PARAMETER/SCALARS EQUALITIES*****
205 hin_donor('cooler') = h_cooler ;
206 hin_HP_boiler = hout_FW_pump ;
207 *****
208 *****
209
210 positive VARIABLES
211
212 **FLOWRATES*****

```

```

213 Fin(unit)          "flow into unit u in kg/s"
214 Fout(unit)         "flow out of unit u in "
215 Fin_node(node)     "flow into node n in kg/s"
216 Fout_node(node)    "flow out of node n in kg/s"
217 F2_HP(HP_turbine)  "flow F2 of the high pressure turbine HP_turbine in kg/s"
218 F3_HP(HP_turbine)  "flow F3 of the high pressure turbine HP_turbine in kg/s"
219 F4_HP(HP_turbine)  "flow F4 of a high pressure turbine,extraction at MP in kg/s"
220 F5_HP(HP_turbine)  "flow F5 of a high pressure turbine,extraction at LP in kg/s"
221 F6_HP(HP_turbine)  "flow F6 of a high pressure turbine,extraction to the cooler in kg>
/s"
222 F3_MP(MP_turbine)  "flow F3 of a medium pressure turbine in kg/s"
223 F5_MP(MP_turbine)  "flow F5 of a high pressure turbine,extraction at LP in kg/s"
224 F6_MP(MP_turbine)  "flow F6 of a high pressure turbine,extraction to the cooler in kg>
/s"
225 F_MP_steam "kg/s"
226 F_LP_steam "kg/s"
227 F_fuel(boiler) "kg/s"
228 Fin_donor(heat_exchanger) "flow of heat donor fluid into a heat_exchanger in kg/s"
229 Fout_donor(heat_exchanger) "flow of heat donor fluid out a heat_exchanger in kg/s"
230 Fin_receiver(heat_exchanger) "flow of heat receiver fluid into a heat_exchanger in kg/>
s"
231 Fout_receiver(heat_exchanger) "flow of heat receiver fluid out of a heat_exchanger in k>
g/s"
232 F_water "kg/s"
233 F_LP_steam_to_deaerator "kg/s"
234 F_blowdown "kg/s"
235 F_dearated_water "kg/s"
236 F_vent "kg/s"
237 F_air(boiler) "kg/s"
238
239 **HEATS*****
240 Q(boiler) "kW"
241
242 **COSTS*****
243 cost_turbine(turbine) "cost of a turbine in $"
244 cost_turbine_total
245 cost_boiler(boiler) "cost of the steam boiler in $"
246 cost_boiler_total
247 cost_deaerator "cost of the deaerator in $"
248 cost_FW_pump "cost of the FW pump in $"
249 cost_cooler "cost of the vacuum condender 'cooler' in $"
250 CAPEX "$"
251 anual_CAPEX "$/year"
252
253 cost_fuel "cost of the needed fuel in $/year"
254 cost_fresh_water "cost of the needed fresh water in $/year"
255 cost_cooling_water "cost of the needed fresh water in $/year"
256 OPEX "$/year"
257
258 **WORK*****
259 W_turbine(turbine) "kW"
260 W_FW_pump "kW"
261
262 A_exchange "m2"
263 ;
264
265
266 VARIABLE
267
268 total_cost ;
269
270 binary VARIABLES
271 *****TURBINES**
272 y_HP(hturb,HP_turbine) "binary variable associated to the existence of one of the >
turbines that form a HP turbine"
273 y_MP(mturb,MP_turbine) "binary variable associated to the existence of one of the >
turbines that form a MP turbine"
274 y_HP_extraction1(HP_turbine)
275 y_HP_extraction2(HP_turbine)
276 y_MP_extraction2(MP_turbine)
277 y_boiler(boiler)

```

```

278 y_FW_pump
279 y_cooler
280 ;
281
282
283 EQUATIONS
284 *****MASS BALANCE EQUATIONS*****
285 bm1
286 bmNODE
287 bm2
288 *HP Boiler
289 bmBOILER1
290 bmBOILER2
291 *HP steam header
292 bm3
293 *NOdes 1,2,3 - Output from turbines
294 bm5
295 bm6
296 bm7
297 *MP steam header
298 bm9
299 bm10
300 *NOdes 4,5 - Output from turbines
301 *bm11
302 bm12
303 bm13
304 *LP steam header
305 bm14
306 bm15
307 *Mass balances inside turbines
308 bm26
309 bm27
310 bm28
311 bm29
312 bm30
313 *bm31
314 *Heat exchangers(Cooler)
315 bm16
316 bm17
317 *bm18
318 bm19
319 bm20
320 *Deaerator and node 6
321 bm21
322 bm22
323 bm23
324
325 *****UNITS*****
326 **STEAM BOILER
327 boiler1
328 boiler2
329 boiler3
330 boiler4
331 boiler6
332 boiler9
333 boiler7
334 boiler8
335 node6
336 **HP TURBINES
337 HPturbines1
338 HPturbines3
339 HPturbines31
340 HPturbines4
341 HPturbines41
342 HPturbines5
343 HPturbines51
344 HPturbines6
345 HPturbines7
346 HPturbines8
347 HPturbines9
348 HPturbines10

```



```

349 HPTurbines11
350 HPTurbines12
351 HPTurbines13
352 **MP TURBINES
353 MPTurbines1
354 MPTurbines3
355 MPTurbines31
356 MPTurbines4
357 MPTurbines41
358 MPTurbines5
359 MPTurbines6
360 MPTurbines7
361 MPTurbines8
362 MPTurbines9
363 **HEAT EXCAHNGERS (Cooler)
364 heatexchanger1
365 cooler1
366 cooler3
367 **DEAERATOR
368 deaeratorvent
369 deaerator1
370 **FW PUMP
371 FWPUMP1
372 FWPUMP3
373 **DEMANDS TO BE SATISFIED
374 demand1
375 demand2
376 *CAPEX
377 hpboiler
378 mpboiler
379 lpboiler
380 HPTurbines2
381 MPTurbines2
382 deaerator2
383 FWPUMP2
384 cooler2
385 capexcalculation
386 annualizedcapex
387 *OPEX
388 costfuel
389 costfreshwater
390 costcoolingwater
391 opexcalculation
392 boilers
393 turbines
394 **BJEJECTIVE FUNCTION
395 fo ;
396 *****
397 *****
398
399
400 *****MASS BALANCE EQUATIONS*****
401 bm1(unit).. Fin(unit) =E= Fout(unit) ;
402 bmNODE (node).. Fin_node (node) =E= Fout_node (node) ;
403 bm2.. sum(HP_boiler,Fout(HP_boiler)) =E= Fin('HP_steam_header') ;
404 *HP Boiler
405 bmBOILER1.. Fout_node('node7') =E= sum(HP_boiler,Fin(HP_boiler)) ;
406 bmBOILER2.. Fin_node('node7') =E= Fout('FW_pump') ;
407 *HP steam header
408 bm3.. Fout('HP_steam_header') =E= Fin('HP_valve')+sum(HP_turbine,Fin(HP_turbine));
409 *N0des 1,2,3 - Output from turbines
410 bm5.. Fin_node('node1') =E= sum(HP_turbine,F4_HP(HP_turbine)) ;
411 bm6.. Fin_node('node2') =E= sum(HP_turbine,F5_HP(HP_turbine)) ;
412 bm7.. Fin_node('node3') =E= sum(HP_turbine,F6_HP(HP_turbine)) ;
413 *MP steam header
414 bm9.. Fin('MP_steam_header') =E= Fout_node('node1') + Fout('HP_valve')
415 + sum(MP_boiler,Fout(MP_boiler)) ;
416 bm10.. Fout('MP_steam_header') =E= Fin('MP_valve')+sum(MP_turbine,Fin(MP_turbine))
417 +F_MP_steam ;
418 *N0des 4,5 - Output from turbines
419 bm12.. Fin_node('node4') =E= sum( MP_turbine, F5_MP(MP_turbine) ) ;

```

```

420 bm13.. Fin_node('node5') =E= sum( MP_turbine, F6_MP(MP_turbine) ) ;
421 *LP steam header
422 bm14..Fin('LP_steam_header') =E= Fout_node('node4')+Fout_node('node2')
423           +Fout('MP_valve')+sum(LP_boiler,Fout(LP_boiler));
424 bm15.. Fout('LP_steam_header') =E= F_LP_steam + F_LP_steam_to_deaerator ;
425 *Mass balances inside turbines
426 bm26(HP_turbine).. F4_HP(HP_turbine) =E= Fin(HP_turbine)-F2_HP(HP_turbine) ;
427 bm27(HP_turbine).. F5_HP(HP_turbine) =E= F2_HP(HP_turbine)-F3_HP(HP_turbine) ;
428 bm28(HP_turbine).. F6_HP(HP_turbine) =E= F3_HP(HP_turbine) ;
429 bm29(MP_turbine).. F5_MP(MP_turbine) =E= Fin(MP_turbine)-F3_MP(MP_turbine) ;
430 bm30(MP_turbine).. F6_MP(MP_turbine) =E= F3_MP(MP_turbine) ;
431 *Heat exchangers (Cooler)
432 bm16.. Fin_donor('cooler') =E= Fout_node('node3') + Fout_node('node5') ;
433 bm17(heat_exchanger).. Fin(heat_exchanger) =E= Fin_donor(heat_exchanger)
434           + Fin_receiver(heat_exchanger) ;
435 bm19(heat_exchanger).. Fin_donor(heat_exchanger) =E= Fout_donor(heat_exchanger) ;
436 bm20(heat_exchanger).. Fin_receiver(heat_exchanger) =E= Fout_receiver(heat_exchanger);
437 *Deaerator and node 6
438 bm21.. Fin('deaerator') =E= F_LP_steam_to_deaerator + Fout_donor('cooler')+F_water ;
439 bm22.. Fout('deaerator') =E= Fin_node('node6') + F_vent ;
440 bm23.. Fout_node('node6') =E= F_blowdown + F_dearated_water + Fin('FW_pump')
441           +sum(MP_boiler,Fin(MP_boiler))
442           +sum(LP_boiler,Fin(LP_boiler)) ;
443
444 *****UNITS*****
445 **STEAM BOILER*****
446 boiler1(boiler).. Q(boiler) =E= eff_boiler*LHV_fuel*F_fuel(boiler) ;
447 boiler2(HP_boiler).. Fout(HP_boiler) =E= Q(HP_boiler) / (h_HP-hin_HP_boiler) ;
448 boiler3(MP_boiler).. Fout(MP_boiler) =E= Q(MP_boiler) / (h_MP-hout_deaerator) ;
449 boiler4(LP_boiler).. Fout(LP_boiler) =E= Q(LP_boiler) / (h_LP-hout_deaerator) ;
450
451 boiler6(boiler).. Fin(boiler) =L= U_stream_boiler* y_boiler(boiler) ;
452 boiler9(boiler).. Fin(boiler) =G= L_stream* y_boiler(boiler) ;
453 boiler7(boiler).. Q(boiler) =L= U_duty ;
454 boiler8(boiler).. F_air(boiler) =G= F_fuel(boiler)*combustion_ratio ;
455 node6.. F_blowdown =E= blowdown_ratio * sum(boiler, Fin(boiler)) ;
456 *Logical propositions: NONE.
457
458
459 **HP TURBINES*****
460 HPTurbines1(HP_turbine).. W_turbine(HP_turbine) =E=
461           eff_HP('hturb1')*(h_HP-h_MP)*Fin(HP_turbine)
462           +eff_HP('hturb2')*(h_MP-h_LP)*F2_HP(HP_turbine)
463           +eff_HP('hturb3')*(h_LP-h_cooler)*F3_HP(HP_turbine);
464 HPTurbines3(HP_turbine)..Fin(HP_turbine)=L= U_stream*y_HP('hturb1',HP_turbine);
465 HPTurbines31(HP_turbine).. Fin(HP_turbine) =G= L_stream*y_HP('hturb1',HP_turbine);
466 HPTurbines4(HP_turbine)..F2_HP(HP_turbine)=L= U_stream*y_HP('hturb2',HP_turbine) ;
467 HPTurbines41(HP_turbine)..F2_HP(HP_turbine) =G= L_stream*y_HP('hturb2',HP_turbine);
468 HPTurbines5(HP_turbine)..F3_HP(HP_turbine)=L= U_stream*y_HP('hturb3',HP_turbine) ;
469 HPTurbines51(HP_turbine)..F3_HP(HP_turbine) =G= L_stream*y_HP('hturb3',HP_turbine);
470 HPTurbines6(HP_turbine)..F4_HP(HP_turbine)=L=U_stream*y_HP_extraction1(HP_turbine);
471 HPTurbines7(HP_turbine)..F5_HP(HP_turbine)=L= U_stream*y_HP_extraction2(HP_turbine);
472 *Logical propositions
473 HPTurbines8(HP_turbine).. y_HP('hturb1',HP_turbine)-y_HP('hturb2',HP_turbine)=G=0;
474 HPTurbines9(HP_turbine).. y_HP('hturb2',HP_turbine)-y_HP('hturb3',HP_turbine)=G=0;
475 HPTurbines10(HP_turbine)..
476           (1-y_HP_extraction2(HP_turbine))+y_HP('hturb2',HP_turbine) =G= 1;
477 HPTurbines11(HP_turbine)..
478           (1-y_HP_extraction1(HP_turbine))+y_HP('hturb1',HP_turbine) =G= 1;
479 HPTurbines12(HP_turbine).. y_HP('hturb1',HP_turbine) =L= Fin(HP_turbine);
480 *
481 HPTurbines13(HP_turbine).. W_turbine(HP_turbine)=L=20000*y_HP('hturb1',HP_turbine);
482
483
484 **MP TURBINES*****
485 MPturbines1(MP_turbine).. W_turbine(MP_turbine) =E=
486           eff_MP('mturb2')*(h_MP-h_LP)*Fin(MP_turbine)
487           +eff_MP('mturb3')*(h_LP-h_cooler)*F3_MP(MP_turbine);
488 MPturbines3(MP_turbine)..Fin(MP_turbine) =L= U_stream* y_MP('mturb2',MP_turbine);
489 MPturbines31(MP_turbine).. Fin(MP_turbine) =G= L_stream* y_MP('mturb2',MP_turbine);
490 MPturbines4(MP_turbine)..F3_MP(MP_turbine) =L= U_stream* y_MP('mturb3',MP_turbine);

```

```

491 MPturbines41(MP_turbine)..F3_MP(MP_turbine) =G= L_stream* y_MP('mturb3',MP_turbine);
492 MPturbines5(MP_turbine)..F5_MP(MP_turbine) =L= U_stream* y_MP_extraction2(MP_turbine);
493 *Logical propositions
494 MPturbines6(MP_turbine).. y_MP('mturb2',MP_turbine)-y_MP('mturb3',MP_turbine)=G= 0;
495 MPturbines7(MP_turbine)..
496         (1- y_MP_extraction2(MP_turbine))+ y_MP('mturb2',MP_turbine)=G= 1;
497 MPturbines8(MP_turbine).. y_MP('mturb2',MP_turbine) =L= Fin(MP_turbine);
498 *
499 MPturbines9(MP_turbine).. W_turbine(MP_turbine) =L= 5000*y_MP('mturb2',MP_turbine);
500
501
502 **HEAT EXCHANGERS*****
503 *Energy balance
504 heatexchanger1(heat_exchanger)..
505         Fin_donor(heat_exchanger)*hin_donor(heat_exchanger)
506         -Fout_donor(heat_exchanger)*hout_donor(heat_exchanger)
507     =E= Fout_receiver(heat_exchanger)*hout_receiver(heat_exchanger)
508         -Fin_receiver(heat_exchanger)*hin_receiver(heat_exchanger);
509
510 cooler1.. A_exchange =E= ((hin_donor('cooler')-hout_donor('cooler'))
511         *Fin_donor('cooler')*1000)/(U_coeff*DTln) ;
512 cooler3.. Fin_donor('cooler') =L= U_stream* y_cooler ;
513
514
515 **DEAERATOR*****
516 deaeratorvent.. F_vent =E= venting_ratio * F_LP_steam_to_deaerator ;
517 *Energy balances
518 deaerator1..F_LP_steam_to_deaerator*h_LP +Fout_donor('cooler')*hout_donor('cooler')
519         +F_water*h_water =E= Fin_node('node6')*hout_deaerator + F_vent*h_LP;
520 *Logical propositions: NONE. Always exists.
521
522
523 **FW PUMP*****
524 FWPUMP1..Fin('FW_pump')*hin_FW_pump =E=
525         Fout('FW_pump')*hout_FW_pump-W_FW_pump*eff_FW_pump ;
526 FWPUMP3..Fin('FW_pump') =L= U_stream*y_FW_pump ;
527
528
529
530 **DEMANDS TO BE SATISFIED*****
531 demand1.. sum(HP_turbine,W_turbine(HP_turbine)) =G= electric_power_demand ;
532 demand2.. sum(MP_turbine,W_turbine(MP_turbine)) =G= external_power_demand +W_FW_pump;
533 F_MP_steam.lo= 34.75 ;
534 F_LP_steam.lo= 52 ;
535 F_dearated_water.lo= 76.4 ;
536 *Flowrates in kg/s
537
538 **OTHER RESTRICTIONS*****
539 Fin_receiver.up('cooler')=500 ;
540 *Flowrates in kg/s
541
542
543 **COSTS EVALUATION*****
544
545 *CAPEX
546 hpboiler(HP_boiler).. cost_boiler(HP_boiler) =G=
547         (value_CF_HP_boiler * y_boiler(HP_boiler)) * Update_Factor_Woods ;
548 mpboiler(MP_boiler).. cost_boiler(MP_boiler) =G=
549         (value_CF_MP_boiler * y_boiler(MP_boiler)) * Update_Factor_Woods ;
550 lpboiler(LP_boiler).. cost_boiler(LP_boiler) =G=
551         (value_CF_LP_boiler * y_boiler(LP_boiler)) * Update_Factor_Woods ;
552
553 HPturbines2(HP_turbine).. cost_turbine(HP_turbine) =G=
554         (value_CF_HP_turbine*y_HP('hturb1',HP_turbine)
555         +value_CV_HP_turbine*W_turbine(HP_turbine)
556         + cost_extraction_HP_turbine* y_HP_extraction1(HP_turbine)
557         + cost_extraction_HP_turbine* y_HP_extraction2(HP_turbine))
558         *Update_Factor_New_Frontiers ;
559
560 MPturbines2(MP_turbine).. cost_turbine(MP_turbine) =G=
561         (value_CF_MP_turbine*y_MP('mturb2',MP_turbine)

```

```

562 +value_CV_MP_turbine*W_turbine(MP_turbine)
563 + cost_extraction_MP_turbine* y_MP_extraction2(MP_turbine))
564 *Update_Factor_New_Frontiers ;
565
566 deaerator2.. cost_deaerator =G=
567 (value_CF_deaerator + value_CV_deaerator*Fin('deaerator')*(300/1000))
568 *Update_Factor_Turton ;
569
570 FWPUMP2.. cost_FW_pump =G=
571 (value_CF_pump*y_FW_pump + value_CV_pump * W_FW_pump)*Update_Factor_Turton ;
572
573 cooler2.. cost_cooler =G=
574 (value_CF_cooler*y_cooler + value_CV_cooler * A_exchange)*Update_Factor_Turton;
575 *
576 capexcalculation.. CAPEX =E= sum(turbine,cost_turbine(turbine))
577 +sum(boiler,cost_boiler(boiler))
578 + cost_deaerator
579 + cost_FW_pump
580 + cost_cooler ;
581 annualizedcapex.. anual_CAPEX =E= CAPEX * Annualizing_Factor ;
582
583 *OPEX
584 costfuel..cost_fuel =E= sum(boiler,F_fuel(boiler))*price_fuel*annual_operation*3600;
585 costfreshwater.. cost_fresh_water =E= F_water*price_water*annual_operation*3600;
586 costcoolingwater.. cost_cooling_water =E=
587 Fin_receiver('cooler')*price_water*annual_operation*3600;
588 *
589 opexcalculation.. OPEX =E= cost_fuel + cost_fresh_water + cost_cooling_water;
590
591 boilers.. cost_boiler_total =E= sum(boiler,cost_boiler(boiler)) ;
592 turbines.. cost_turbine_total =E= sum(turbine,cost_turbine(turbine)) ;
593
594
595 **TOTAL COST = OBJECTIVE FUNCTION*****
596 fo.. total_cost =E= OPEX + anual_CAPEX ;
597
598
599
600 model utility_final /all/;
601
602
603
604
605 solve utility_final using MIP minimizing total_cost ;
606

```

## REFERENCIAS

[1] S. A. Papoulias & I. E. Grossmann, A structural optimization approach in process synthesis. Part I: Utility systems. *Comput. Chem. Engng* 7, 695 (1983).

[2] J. A. Caballero, M. A. Navarro, R. Ruiz-Femenia & I. E. Grossmann, Integration of different models in the design of chemical processes: Application to the design of a power plant. *Applied Energy* 124, 256–273 (2014).

[3] I. E. Grossmann & J. Santibanez, Applications of mixed-integer linear programming in process synthesis. *Comput. Chem. Engng* 4, 205 (1980).

[4] J. A. Caballero, University of Alicante, Spain; M. A. S. S. Ravagnani, State University of Maringá, Brazil, “Linear Programming - New Frontiers in Theory and Applications”, Chapter 8: A review on linear programming (LP) and mixed integer linear programming (MILP) applications in chemical process synthesis, 213 (2012).

[5] Viswanathan, J.; Grossmann, I.E.; “A Combined Penalty Function and Outer Approximation. Method for MINLP Optimization”. *Computers and Chemical Engineering* 14, 769 (1990).

[6] Richard Turton, R. C. (s.f.). *Analysys, Synthesis and Design of Chemical Processes*.

[7] Smith, R. (s.f). *Chemical Process Design and Integration*. Centre for Process Integration School of Chemical Engineering and Analytical Science, University of Manchester.

[8] D. R. Woods, S. J. Anderson & S. L. Norman, Evaluation of capital cost data: offsite utilities. *Curr. J. Chem. Engng* 53, 533 (1979).

[9] F. Kreith, R.M. Manglik, M.S. Bohn, “Principles of Heat Transfer” 7th Edition, Chapter 8: Heat Exchangers, 484 (2011).