Balances térmico y termoeconómico

Potencias de un flujo

Energía de un flujo

$$\varepsilon = h + \frac{c^2}{2} \ \mathrm{J/kg}$$

a) ***Potencias entálpicas*** $(c^2/2 \approx 0)$

$$\boxed{P = \dot{m} \cdot h \frac{\mathrm{kg}}{\mathrm{s}} \cdot \frac{\mathrm{J}}{\mathrm{kg}} (\mathrm{W})}$$

b) ***Potencias exergéticas***

$$\boxed{P = \dot{m} \cdot e}$$

Así pues, para los balances necesitamos conocer las propiedades termodinámicas de cada posición y sus correspondientes caudales.

Cálculo de caudales

Haciendo balances de masa y balances de energía a los equipos del circuito del vapor, obtenemos **n-1** ecuaciones, siendo **n** el número de posiciones (en la realidad, unas 100). El caudal de una posición hay que medirlo con un venturi, a la entrada del desgasificador por ejemplo; con ello ya tenemos **n** ecuaciones, y podemos calcular los caudales de todas las posiciones.

a) ***Balances de masa***

$$\boxed{\Sigma \dot{m}_{\mathrm{e}} = \Sigma \dot{m}_{\mathrm{s}}}$$

Subíndice (e): flujos entrantes

Subíndice (s): flujos salientes

b) *Balances de energía*

$$\boxed{\Sigma (\dot{m} \cdot h)_{\mathrm{e}} = \Sigma (\dot{m} \cdot h)_{\mathrm{s}}}$$

BALANCE TÉRMICO

a) *Rendimiento neto del grupo*

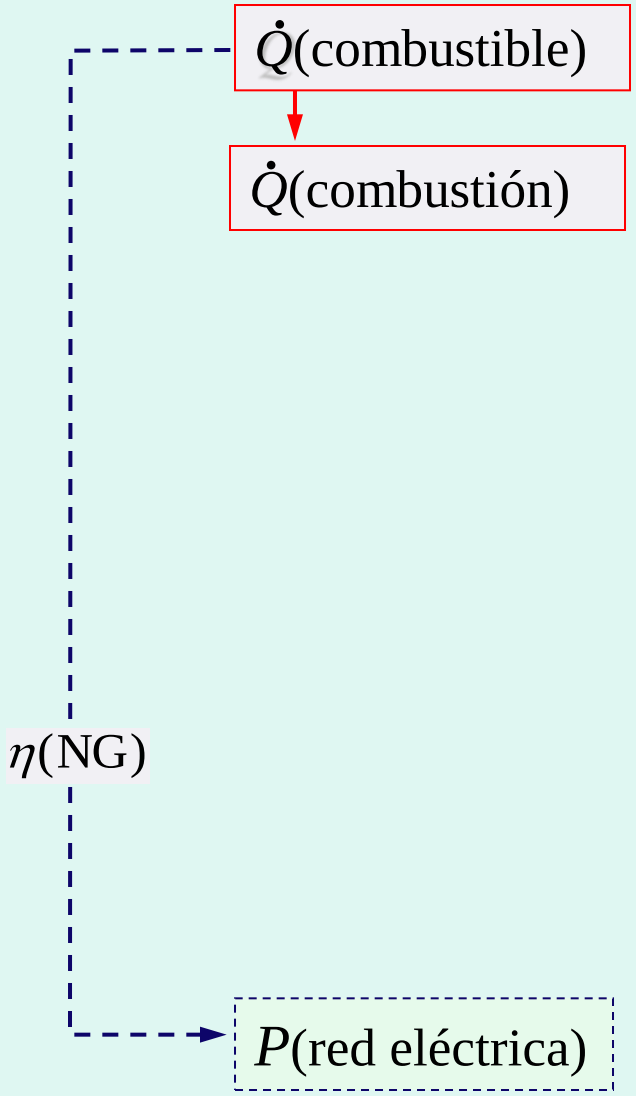
$$\boxed{\eta(\mathrm{NG}) = \frac{P(\mathrm{red})}{\dot{m}_c \cdot H_u}}$$

b) *Consumo específico neto del grupo*

$$\boxed{\mathrm{CENG} = \frac{\dot{m}_c \cdot H_u}{P(\mathrm{red})}} \text{ (adimensional)}$$

En centrales térmicas, y no sé por qué, lo suelen medir en la siguiente forma dimensional:

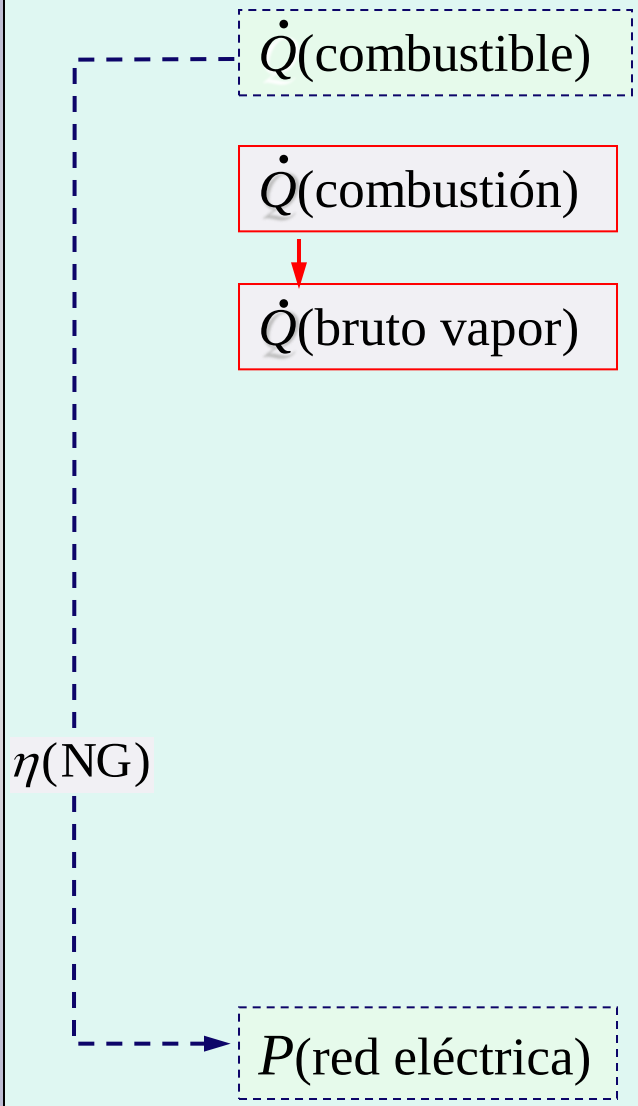
$$\boxed{\frac{\mathrm{kcal}}{\mathrm{kWh}}}$$



Factor de crédito f_c

Al poder calorífico inferior H_u del combustible, $\dot{m}_c \cdot H_u$, hay que sumarle el equivalente a la energía recibida de los ventiladores de entrada de aire y de salida de humos, llamado *crédito* H_c

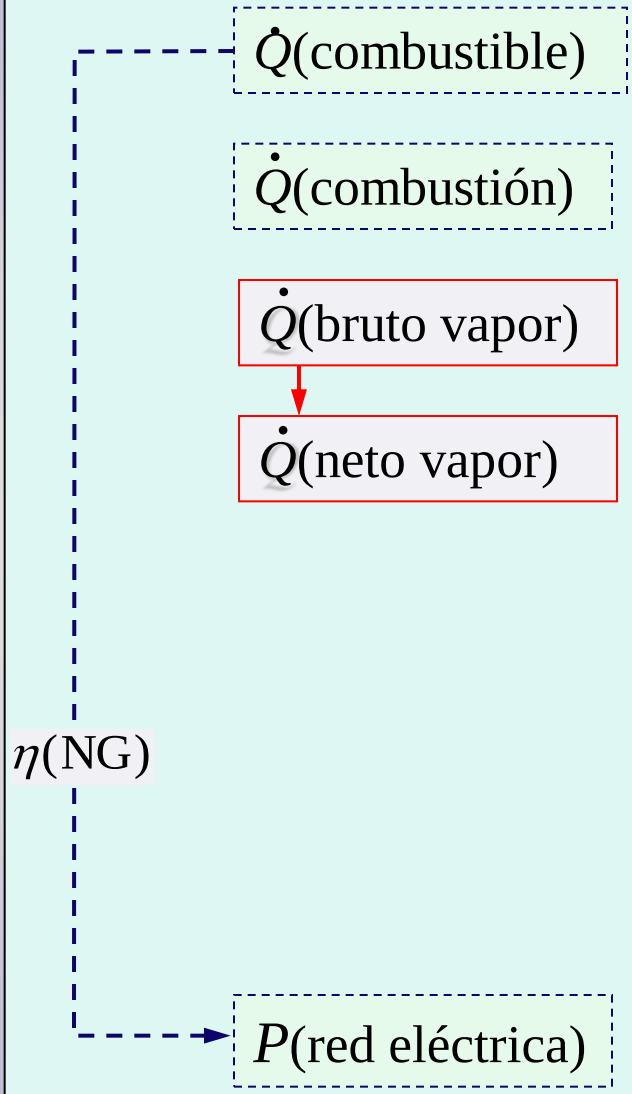
$$f_c = \frac{\dot{Q}(\text{combustible})}{\dot{Q}(\text{combustión})} = \frac{H_u}{H_u + H_c} \approx 0{,}99$$



Rendimiento de la caldera

El calor recibido por el vapor es inferior al calor de combustión, pues los humos salen de la chimenea a unos 130-170 ºC, dependiendo del azufre que tenga el carbón. Éste, en la combustión, produce anhídrido sulfúrico (SO_3), que en presencia de agua líquida se transforma en ácido sulfúrico (H_2SO_4), muy corrosivo. Por eso, el vapor de agua contenido en los humos ha de condensarse fuera. Así pues,

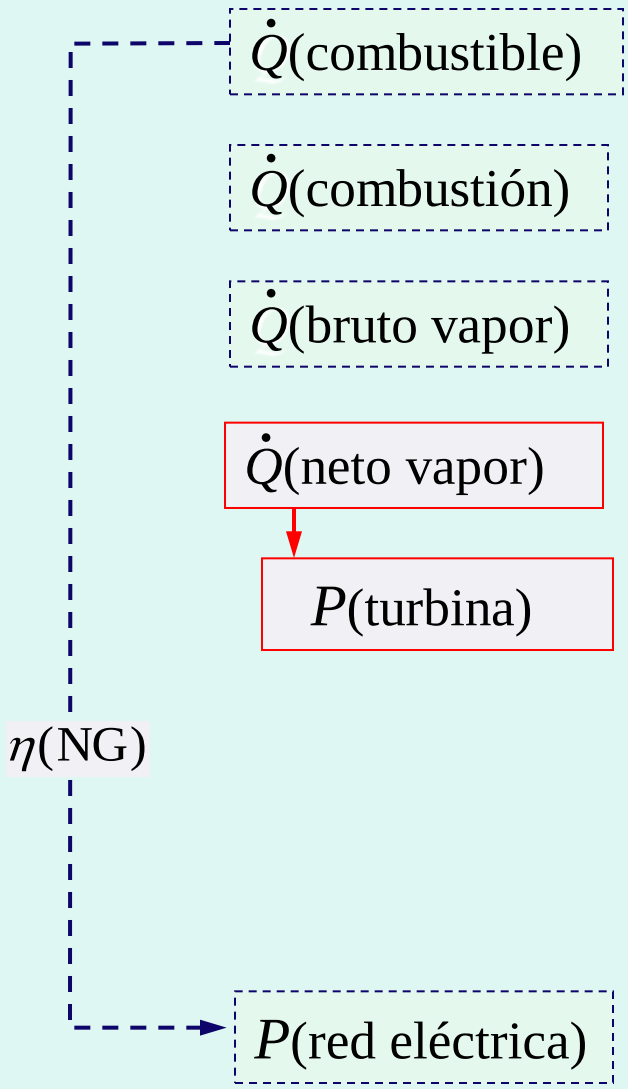
$$\eta(\text{cald}) = \frac{\dot{Q}(\text{b}\cdot\text{vap})}{\dot{Q}(\text{combustión})} = 0{,}75 \div 0{,}85$$



Factor de generación, f_g

Parte del "vapor bruto" generado en la caldera no llega a la turbina. Para el "vapor neto" habría que descontar utilidades externas, como, "tanque de purga continua", "sopladores de cenizas" y "pérdidas incontroladas":

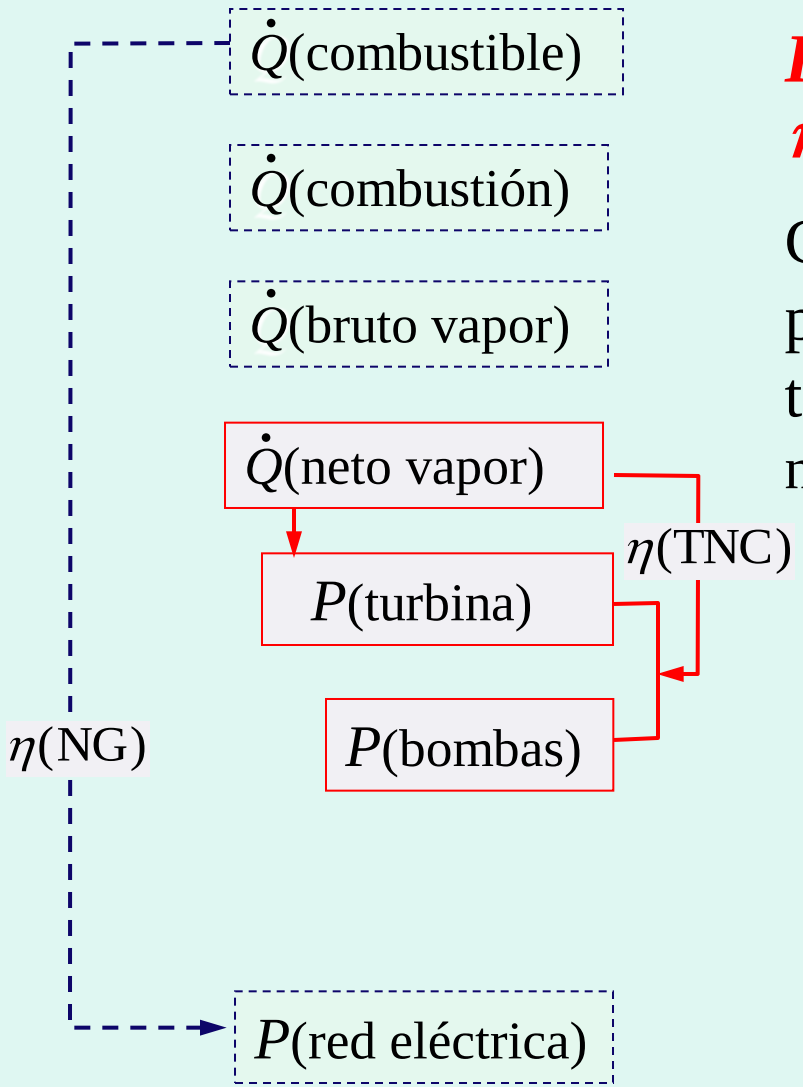
$$f_g = \frac{\dot{Q}(\text{b. vap})}{\dot{Q}(\text{n. vap})} \approx 1{,}01$$



Rendimiento bruto del ciclo, η(TBC)

Cociente entre la potencia interior en el eje de la turbina y el calor neto recibido:

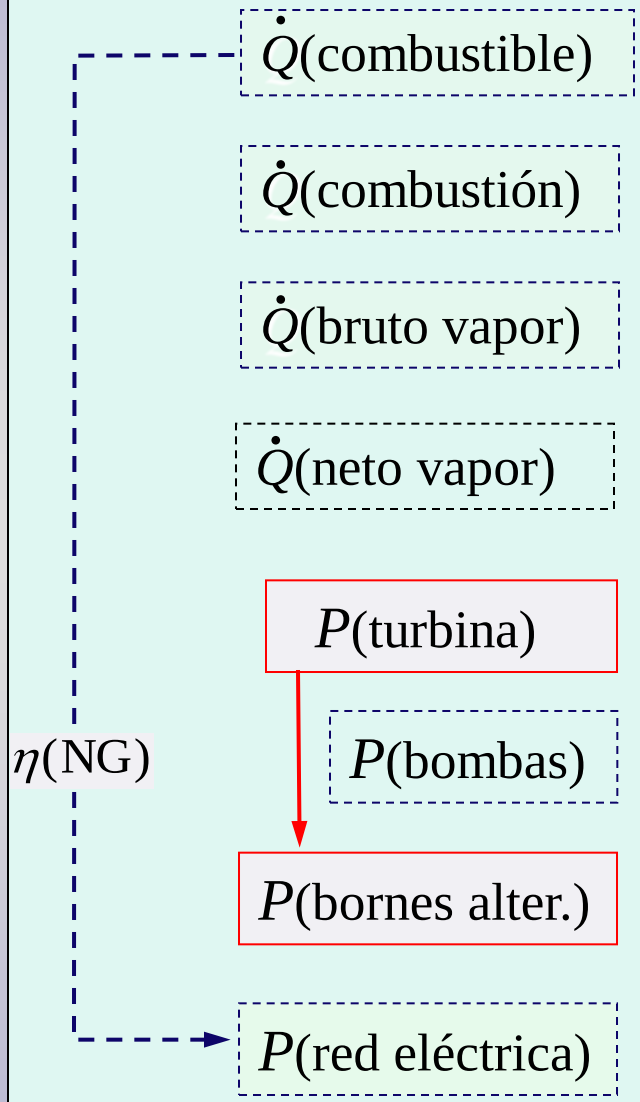
$$\eta(\mathrm{TBC}) = \frac{P(\mathrm{turb})}{\dot{Q}(\mathrm{n.\,vap})} \approx 0{,}44$$



Rendimiento neto del ciclo, η(TNC)

Cociente entre la diferencia de la potencia interior en el eje de la turbina y la de las bombas, y el calor neto recibido:

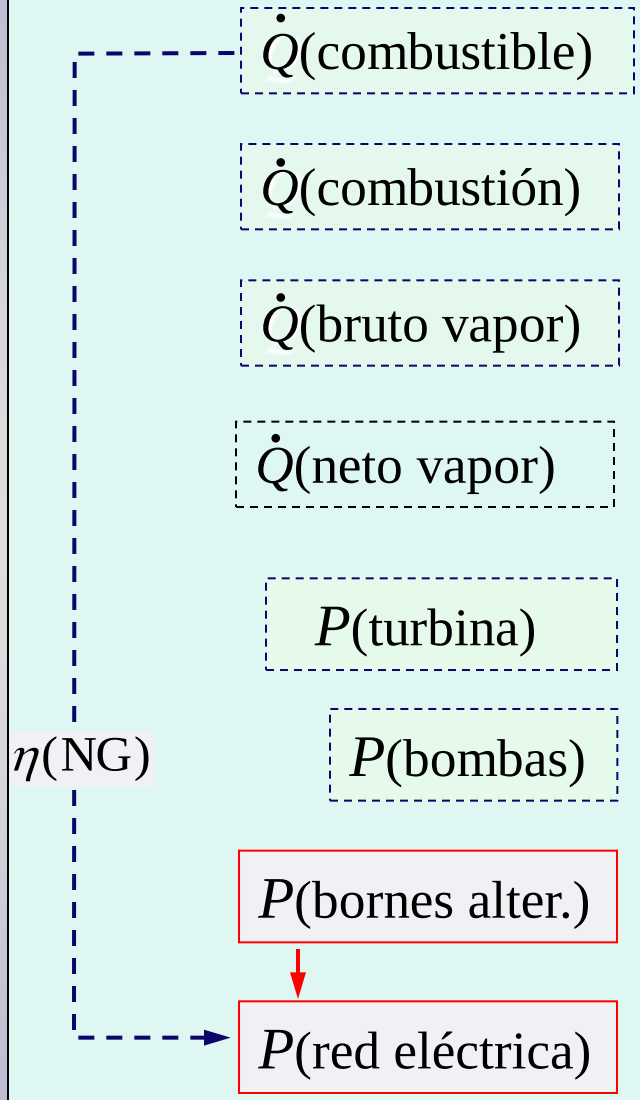
$$\eta(\mathrm{TNC}) = \frac{P(\mathrm{turb}) - |P(\mathrm{bomba})|}{\dot{Q}(\mathrm{n.\,vap})} \approx 0{,}43$$



Rendimiento electromecánico, η_{em}

Cociente entre la potencia exterior en el eje de la turbina (potencia en bornes de alternador), y la interior en el eje:

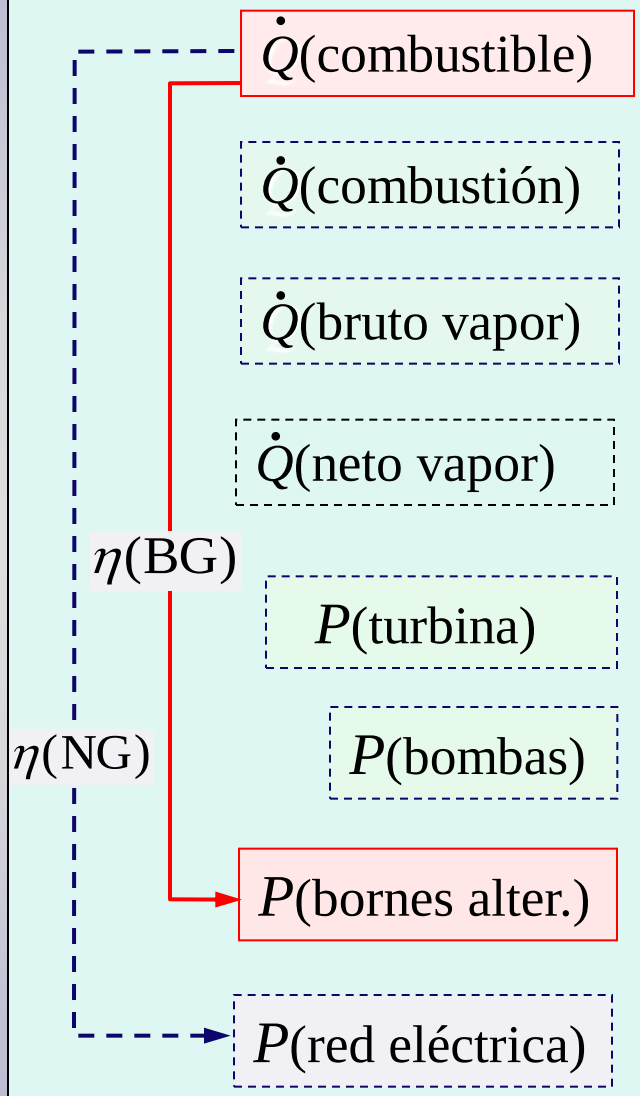
$$\eta_{em} = \frac{P(\mathrm{BA})}{P(\mathrm{turb})} \approx 0{,}98$$



Factor de auxiliares, f_a

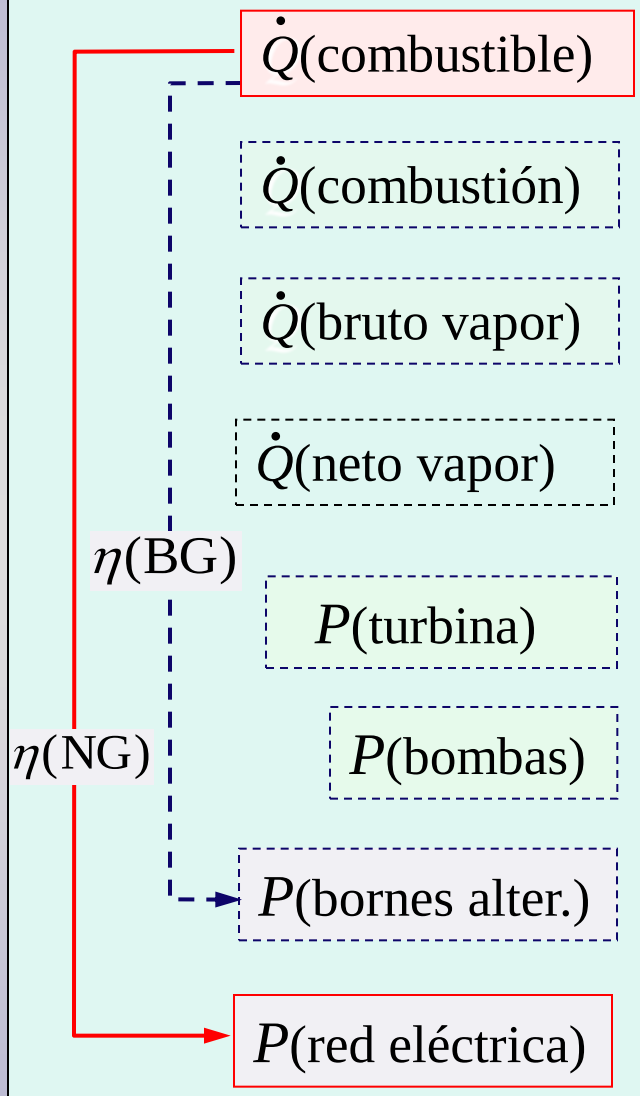
Es el cociente entre la potencia obtenida en bornes de alternador y la que se envía a red. Una parte la emplea la propia central para su funcionamiento (auxiliares):

$$f_a = \frac{P(\mathrm{BA})}{P(\mathrm{red})} \approx 1{,}1$$



Rendimiento bruto del grupo, η(BG)

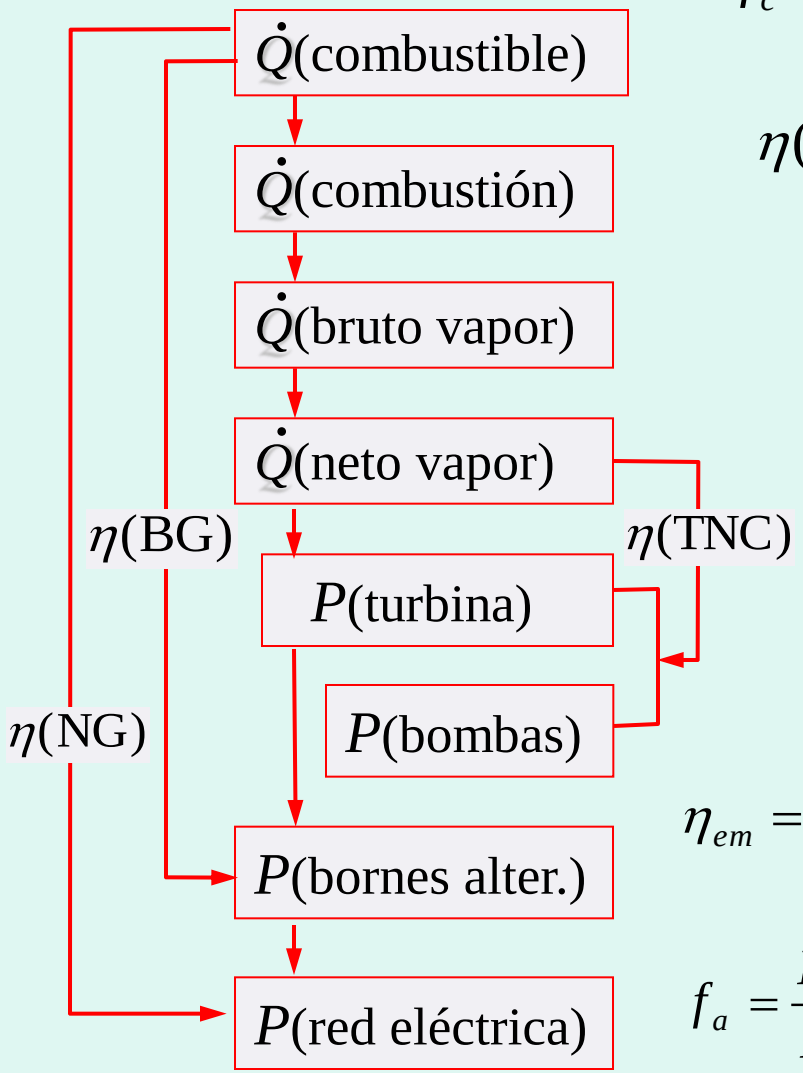
$$\eta(\mathrm{BG}) = \frac{P(\mathrm{BA})}{\dot{m}_c \cdot H_u} \approx 0{,}36$$



Rendimiento neto del grupo, η(NG)

$$\eta(\mathrm{NG}) = \frac{P(\mathrm{red})}{\dot{m}_c \cdot H_u} \approx 0{,}33$$

ESQUEMA DEL BALANCE TÉRMICO



$$f_c = \frac{\dot{Q}(\text{combustible})}{\dot{Q}(\text{combustión})} = \frac{H_u}{H_u + H_c} \approx 0{,}99$$

$$\eta(\text{cald}) = \frac{\dot{Q}(\text{b}\cdot\text{vap})}{\dot{Q}(\text{combustión})} = 0{,}75 \div 0{,}85$$

$$f_g = \frac{\dot{Q}(\text{b. vap})}{\dot{Q}(\text{n. vap})} \approx 1{,}01$$

$$\eta(\text{TBC}) = \frac{P(\text{turb})}{\dot{Q}(\text{n. vap})} \approx 0{,}44$$

$$\eta(\text{TNC}) = \frac{P(\text{turb}) - |P(\text{bomba})|}{\dot{Q}(\text{n. vap})} \approx 0{,}43$$

$$\eta_{em} = \frac{P(\text{BA})}{P(\text{turb})} \approx 0{,}98$$

$$f_a = \frac{P(\text{BA})}{P(\text{red})} \approx 1{,}1$$

$$\eta(\text{BG}) = \frac{P(\text{BA})}{\dot{m}_c \cdot H_u} \approx 0{,}36$$

$$\eta(\text{NG}) = \frac{P(\text{red})}{\dot{m}_c \cdot H_u} \approx 0{,}33$$

Rendimiento neto del grupo en función de rendimientos parciales y factores

$$\eta(\mathrm{NG}) = \frac{P(\mathrm{red})}{\dot{m}_c \cdot H_u} =$$

$$= \overset{1/f_a}{\frac{P(\mathrm{red})}{P(\mathrm{BA})}} \cdot \overset{\eta_{em}}{\frac{P(\mathrm{BA})}{P(\mathrm{turb})}} \cdot \overset{\eta(\mathrm{TBC})}{\frac{P(\mathrm{turb})}{\dot{Q}(\mathrm{n.vap})}} \cdot \overset{1/f_g}{\frac{\dot{Q}(\mathrm{n.vap})}{\dot{Q}(\mathrm{b.vap})}} \cdot \overset{\eta(\mathrm{cald})}{\frac{\dot{Q}(\mathrm{b.vap})}{\dot{Q}(\mathrm{comb})}} \cdot \overset{1/f_c}{\frac{\dot{Q}(\mathrm{comb})}{\dot{m}_c \cdot H_u}}$$

$$\boxed{\eta(\mathrm{NG}) = \frac{\eta(\mathrm{cald}) \cdot \eta(\mathrm{TBC}) \cdot \eta_{em}}{f_c \cdot f_g \cdot f_a}}$$

Consumos específicos

Son la inversa de cada uno de los rendimientos respectivos anteriormente definidos: η(TBC), η(TNC), η(BG), η(NG).

- ***Consumo específico bruto del ciclo,*** **CEBC**
- ***Consumo específico neto del ciclo,*** **CENC**
- ***Consumo específico bruto del grupo,*** **CEBG**
- ***Consumo específico neto del grupo,*** **CENG**

Balance termoeconómico

Balance termoeconómico

Para no distraer la atención en un momento del desarrollo, estudiemos previamente lo que ocurre en las tuberías, tanto respecto al ***intercambio de calor*** como al ***rozamiento de flujo***.

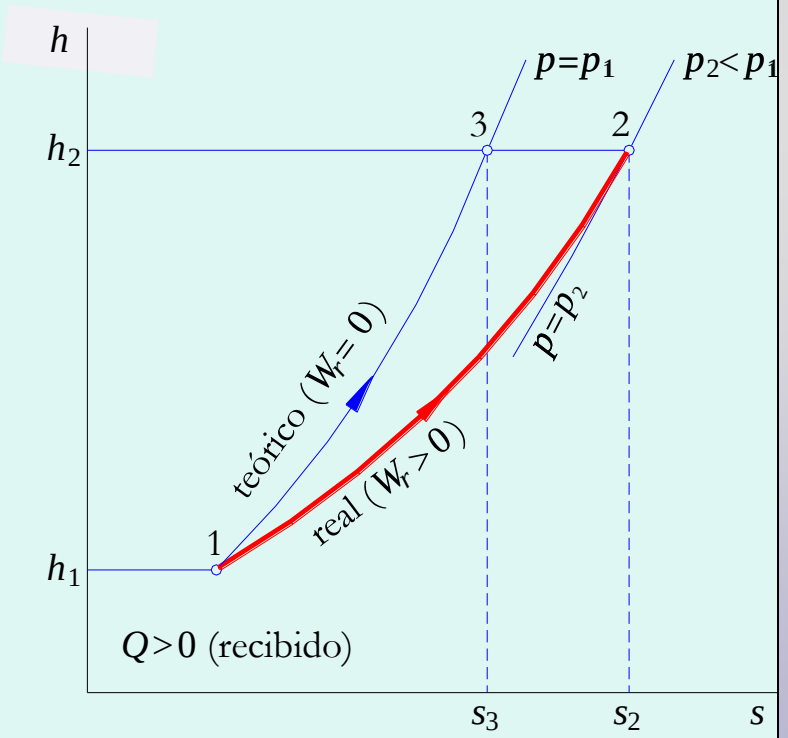
En el capítulo V se hizo el estudio a efectos de cálculo; se trata ahora de hacerlo a efectos de comprobación en una central ya instalada, en la que se pueden medir parámetros.

Cálculo para tuberías dentro de la caldera

Puede servirnos para el ***economizador***, el ***sobrecalentador*** y el ***recalentador.***

En ellos el flujo aumenta su exergía por la recepción de calor, pero disminuye algo a causa del rozamiento.

El estado **3** va a ser un ***estado ficticio***, que tiene la entalpía de **2** y la presión de **1** (por suponer ausencia de rozamientos).



Cálculo para tuberías dentro de la caldera

Exergía destruida por rozamiento

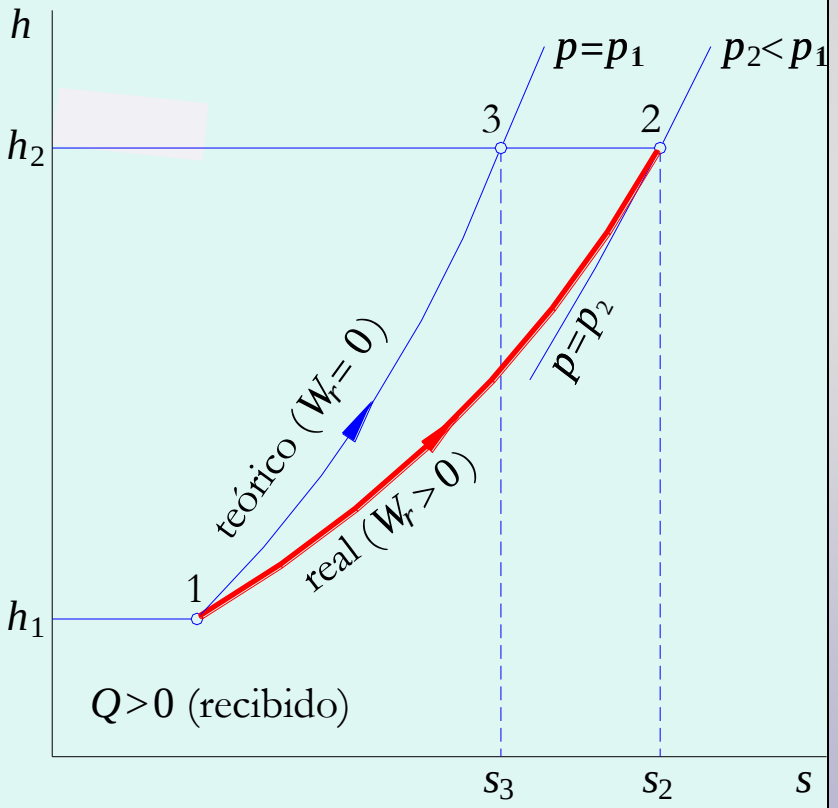
$$\dot{e}_d\,(\text{roz}) = \dot{m}\cdot e_3 - \dot{m}\cdot e_2 = \dot{m}\cdot e_{\text{teórico}} - \dot{m}\cdot e_{\text{real}}$$

Variación de exergía

$$\Delta\dot{e} = \dot{m}\cdot e_2 - \dot{m}\cdot e_1$$

Exergía recibida con el calor

$$\Delta\dot{e}(\text{calor}) = \Delta\dot{e} + \dot{e}_d\,(\text{roz})$$



Cálculo para tuberías fuera de la caldera

Exergía destruida por rozamiento

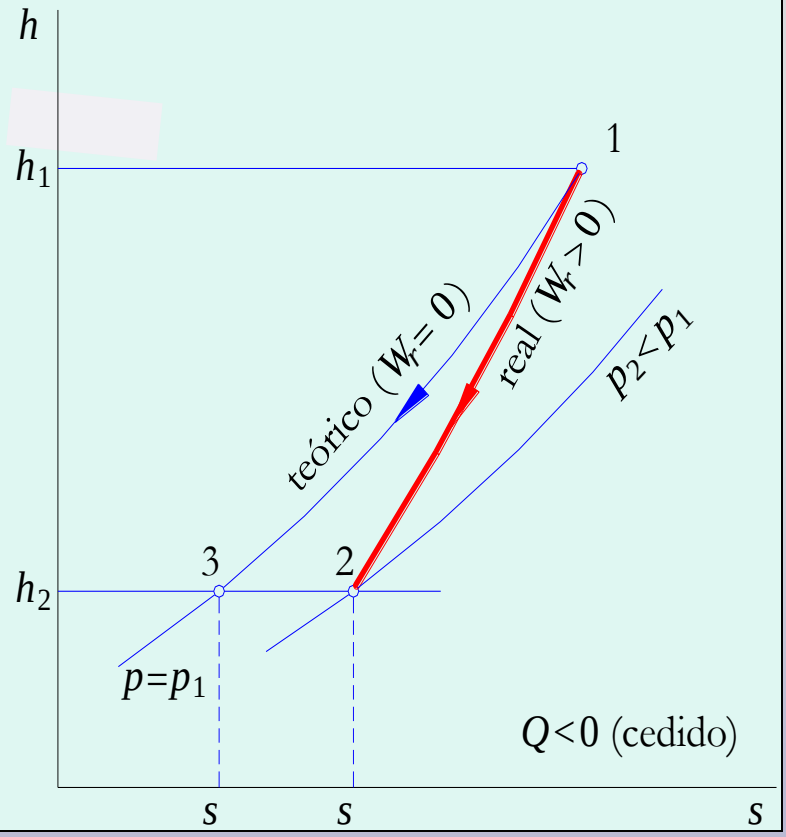
$$\dot{e}_d\,(\text{roz}) = \dot{m}\cdot e_3 - \dot{m}\cdot e_2 = \dot{m}\cdot e_{\text{teórico}} - \dot{m}\cdot e_{\text{real}}$$

Exergía total destruida

$$\dot{e}_d\,(\text{total}) = \dot{m}\cdot e_1 - \dot{m}\cdot e_2$$

Exergía destruida con el calor

$$\dot{e}_d\,(\text{calor}) = \dot{e}_d\,(\text{total}) - \dot{e}_d\,(\text{roz})$$



EJERCICIO

Tubería que conecta el sobrecalentador con la turbina de alta en la Central Térmica de Puente Nuevo de Córdoba. Calcular la exergía destruida a causa del rozamiento y a causa de la pérdida de calor con los datos medidos en un determinado instante:

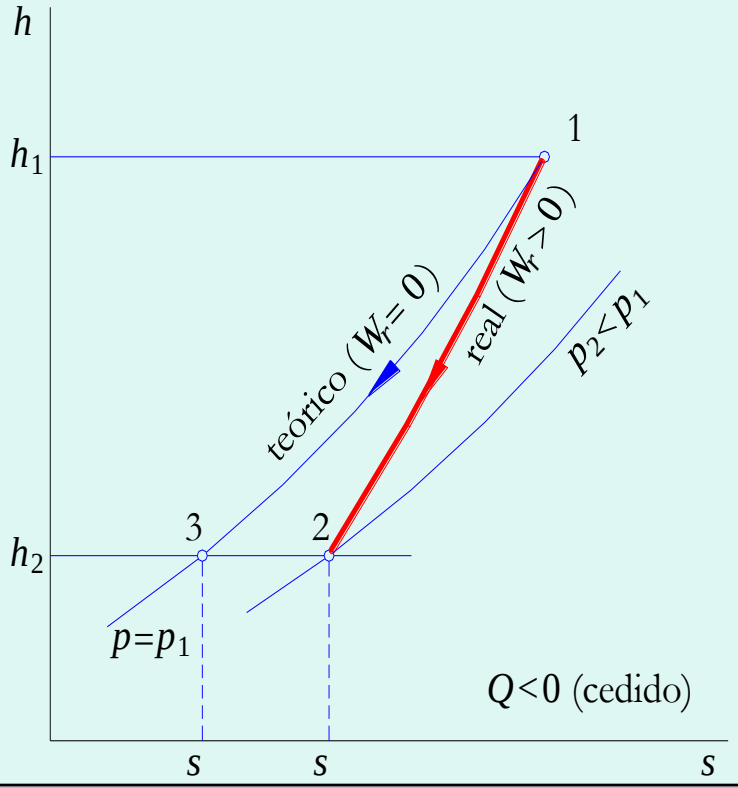
$$\dot{m} = 256{,}30 \text{ kg/s}$$

$$p_1 = 164{,}07 \text{ bar}$$

$$p_2 = 160{,}83 \text{ bar}$$

$$t_1 = 546{,}3\,^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 544{,}0\,^{\circ}\text{C}$$



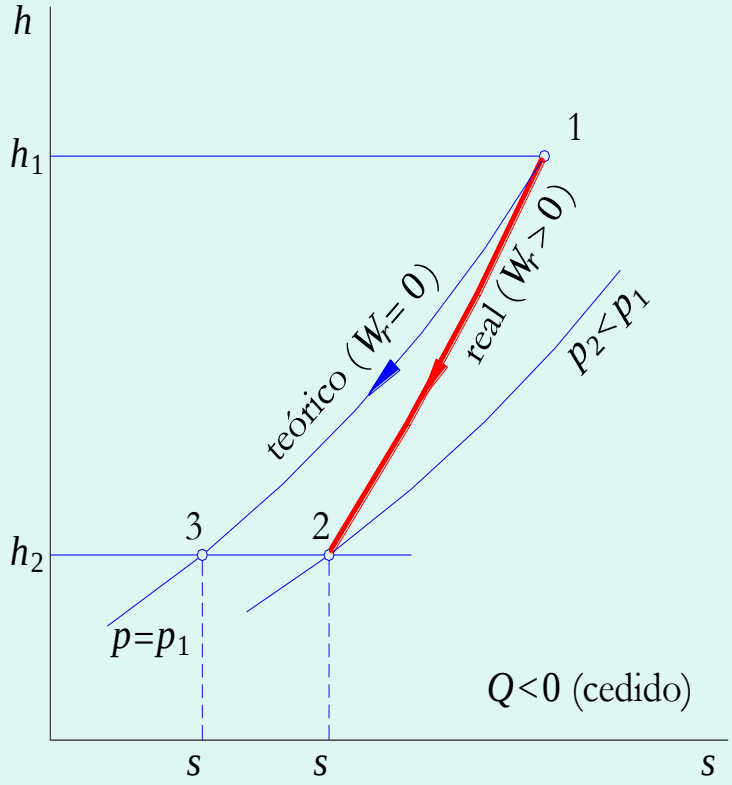
$$\dot{m} = 256{,}30\ \text{kg/s}$$

$$p_1 = 164{,}07\ \text{bar}$$

$$p_2 = 160{,}83\ \text{bar}$$

$$t_1 = 546{,}3\ ^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 544{,}0\ ^{\circ}\text{C}$$



Resultados Propagua

Agua (líquido y/o vapor): Propiedades de estados introducidos

est. nº	título x	presión absoluta p bar	tempe-ratura t °C	entalpía específica h kJ/kg	entropía específica s kJ/kg K	volumen específico v dm³/kg	exergía entálpica e kJ/kg
1	V	**164,070**	**546,30**	3423,21	6,45357	20,5872	1534,20
2	V	**160,830**	**544,00**	3420,37	6,45833	20,9631	1529,97
3	V	**164,070**	545,27	**3420,37**	6,45011	20,5477	1532,38

RESULTADOS DEL EQUIPO 1: **TUBERÍA (total)**

estado nº	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m \cdot h$ kW	potencia exergética $m \cdot e$ kW
1 (e)	256,300	877368,062	393216,656
2 (s)	256,300	876641,688	3921132,000

$\sum m \cdot h$(entrantes) = 877368,0625 kW
$\sum m \cdot h$(salientes) = 876641,6875 kW
$\sum m \cdot h$(ent)$-\sum m \cdot h$(sal)= 726,37 kW

$\sum m \cdot e$(entrantes) = 393216,6562 kW
$\sum m \cdot e$(salientes) = 392132,0000 kW
$\sum m \cdot e$(ent)$-\sum m \cdot e$(sal)= **1084,66 kW**

RESULTADOS DEL EQUIPO 2: **TUBERÍA (sólo rozamiento)**

estado nº	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m \cdot h$ kW	potencia exergética $m \cdot e$ kW
2 (s)	256,300	876641,688	392132,000
3 (e)	256,300	876641,688	392750,000

$\sum m \cdot h$(entrantes) = 876641,6875 kW
$\sum m \cdot h$(salientes) = 876641,6875 kW
$\sum m \cdot h$(ent)-$\sum m \cdot h$(sal)= 000,00 kW

$\sum m \cdot e$(entrantes) = 392750,0000 kW
$\sum m \cdot e$(salientes) = 392132,0000 kW
$\sum m \cdot e$(ent)-$\sum m \cdot e$(sal)= **618,00 kW**

Exergía destruida por rozamiento

$$\dot{e}_d(\text{roz}) = \dot{m} \cdot e_3 - \dot{m} \cdot e_2 = 618\,\text{kW}$$

Exergía destruida con el calor perdido

$$\dot{e}_d(\text{calor}) = \dot{e}_d(\text{total}) - \dot{e}_d(\text{roz}) = 1084{,}66 - 618 = 466{,}66\,\text{kW}$$

CONSIDERACIONES TERMOECONÓMICAS

a) La exergía del combustible coincide prácticamente con su energía calorífica,

$$\dot{e}(\text{combustible}) \approx \dot{m}_c \cdot H_u$$

pues la exergía destruida en la combustión, dependiendo de la temperatura del lugar, será toda (temperatura ambiente) o nada (temperatura infinita). En la realidad resulta un proceso altamente irreversible.

b) También en la caldera se produce el paso directo de calor de los humos al vapor de agua, lo que origina una destrucción de exergía importante por la gran diferencia de temperatura entre ambos flujos.

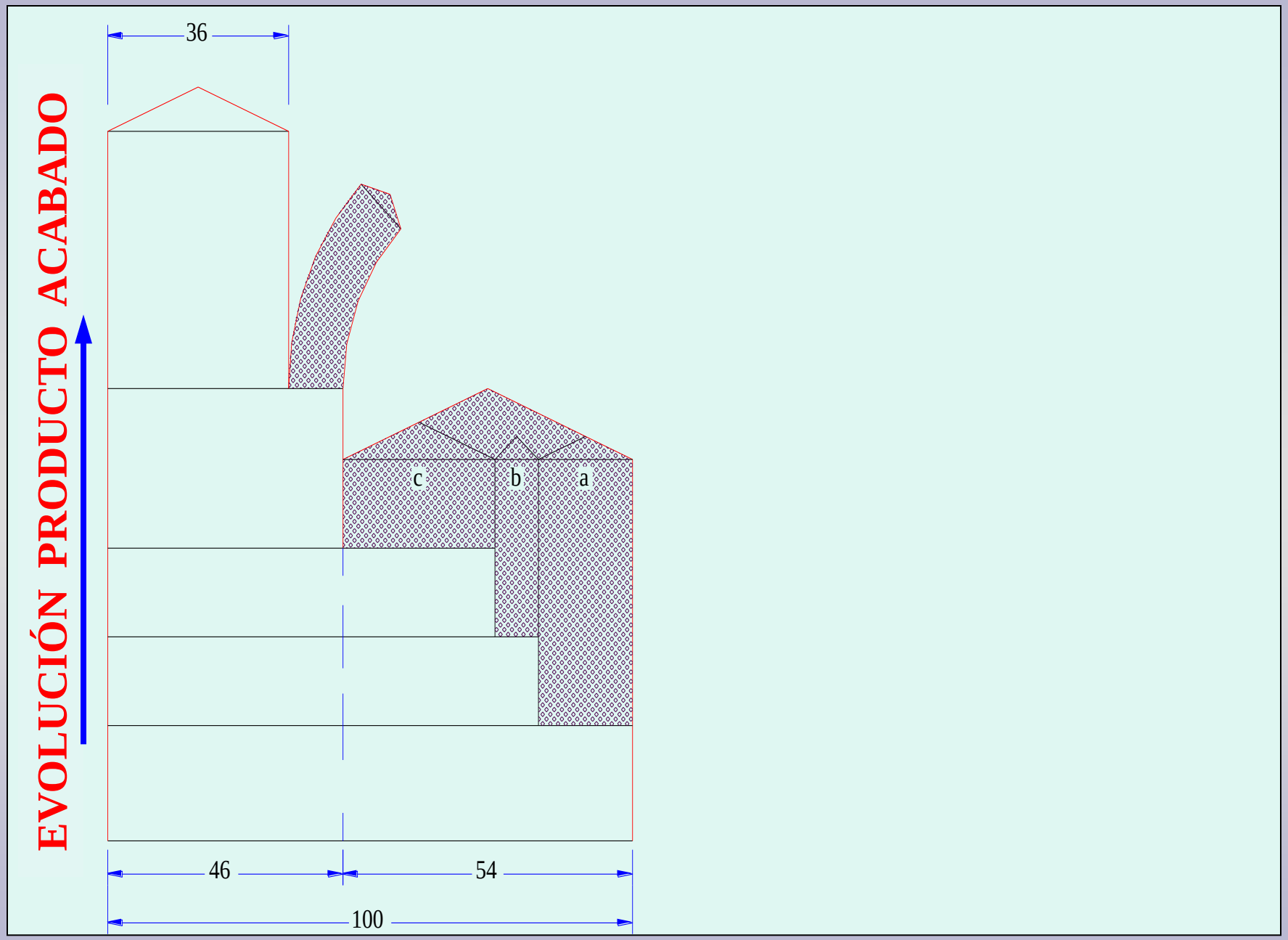
Sea cual fuere la temperatura del hogar, la suma de estas dos pérdidas va a ser la misma.

c) Una tercera destrucción de exergía en la caldera es la que se pierde con los humos que expulsa la chimenea.

La exergía aprovechada será la diferencia entre el ***trabajo técnico de la turbina*** y el ***trabajo técnico de las bombas de alimentación***. Y ésta será igual al aumento de exergía que sufre el vapor en la caldera, menos la destruida en el circuito del vapor.

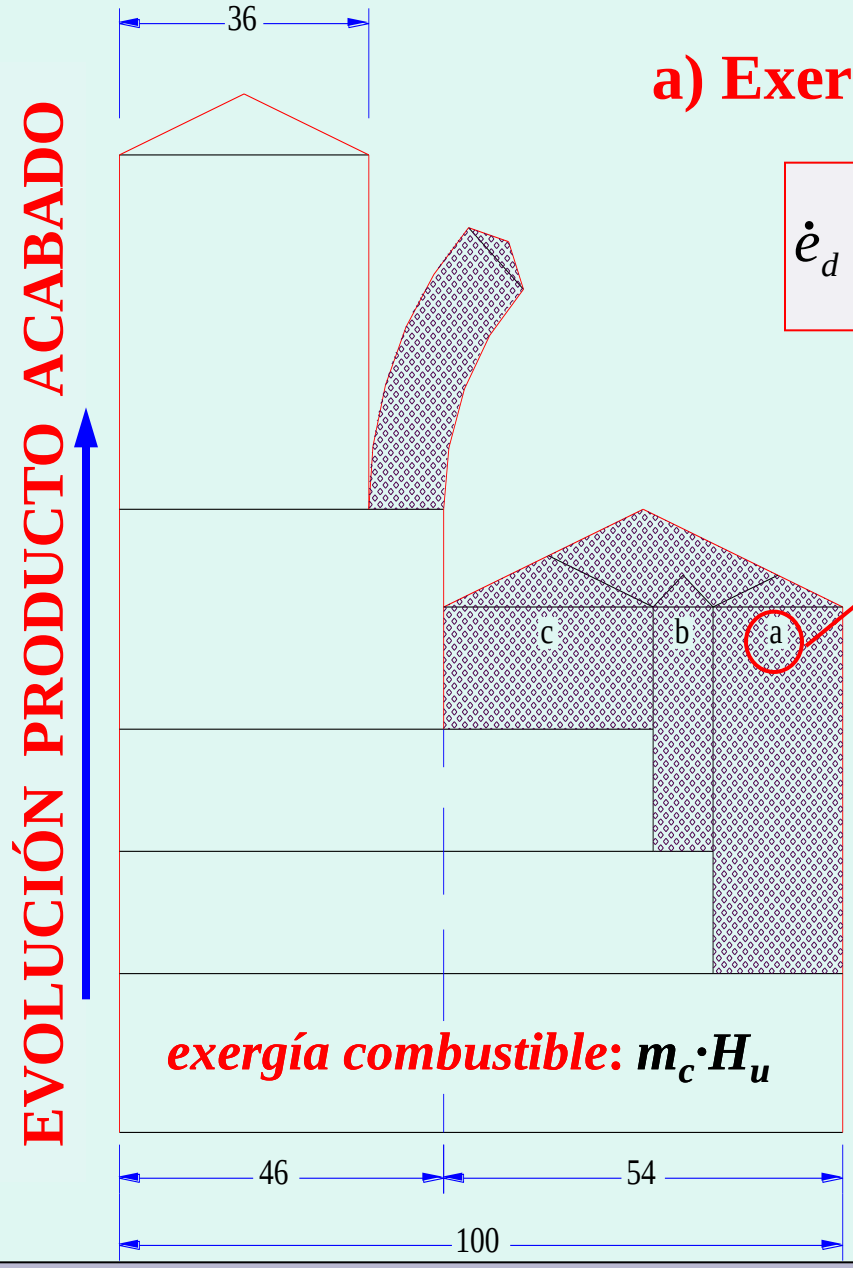
Para conseguir este trabajo hemos necesitado soportar todas las pérdidas señaladas. Quiere decir, que, desde el punto de vista económico, vale lo mismo la exergía del combustible que el trabajo obtenido:

a medida que evolucionamos hacia el producto acabado (energía mandada a red en este caso), la unidad exergética destruida vale más.


EVOLUCIÓN PRODUCTO ACABADO
36
c
b
a
46
54
100

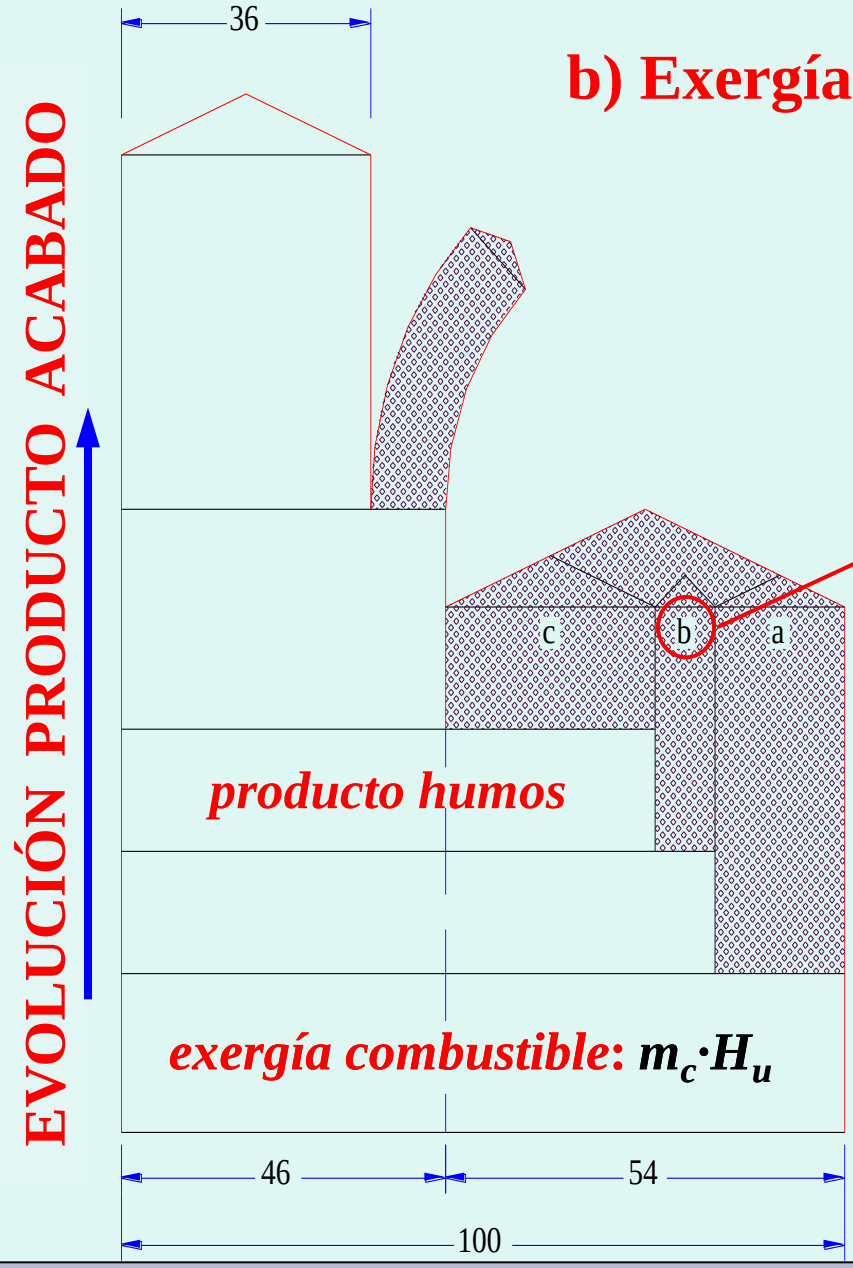
a) Exergía destruida en la combustión

$$\dot{e}_d\,(\text{combustión}) = \dot{m}_c \cdot H_u \cdot \frac{T_a}{T(\text{hogar})}$$



a) $\dot{e}_d$(combustión)

b) Exergía destruida a la salida de humos (calor perdido Q_p)

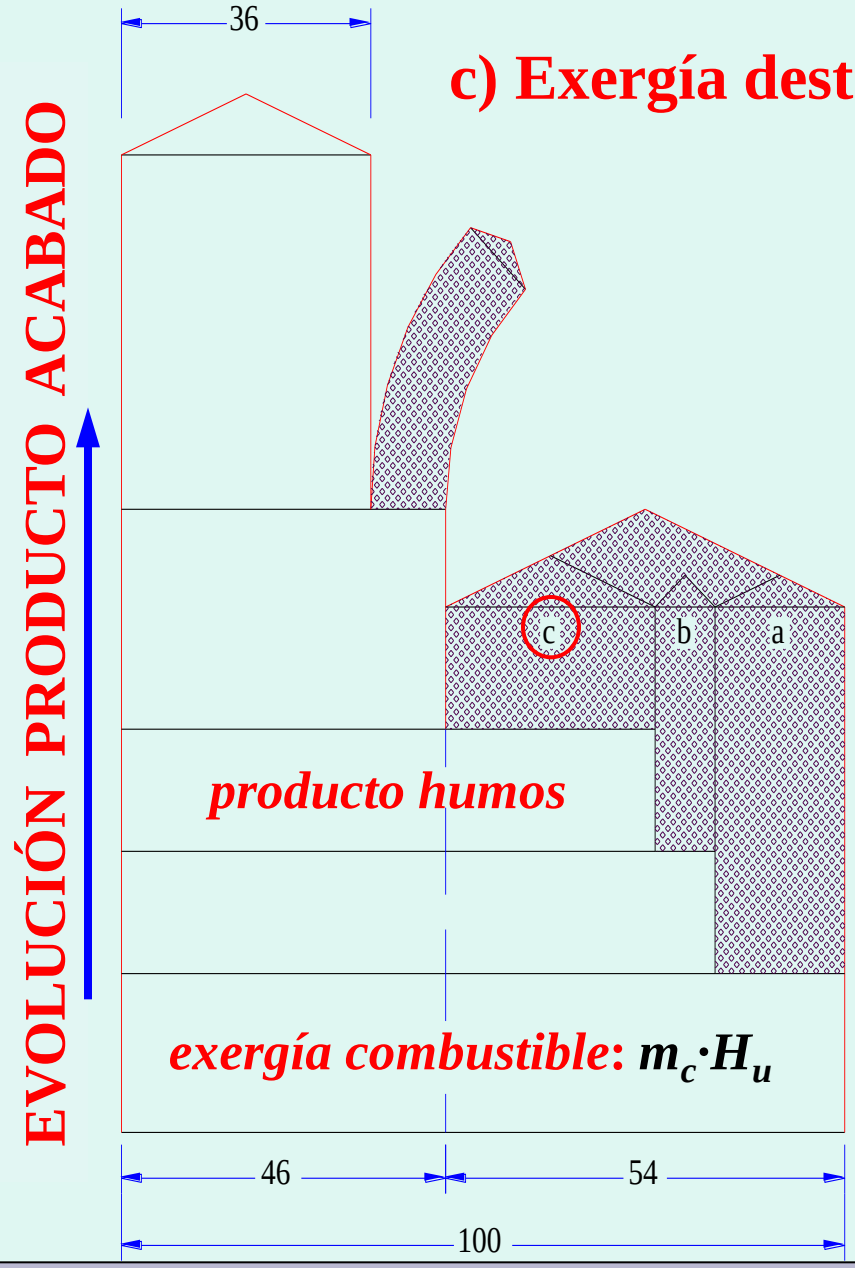


$$\dot{e}_d(Q_p) = \dot{Q}_p(\text{cald}) \cdot \left(1 - \frac{T_a}{T(\text{sal})}\right)$$

a) $\dot{e}_d$ (combustión)

b) $\dot{e}_d(Q_p)$

c) Exergía destruida paso calor humos a vapor



El cálculo directo de esta destrucción exergética sería muy complicada, si no imposible. Lo haremos luego por un procedimiento indirecto.

a) (combustión)

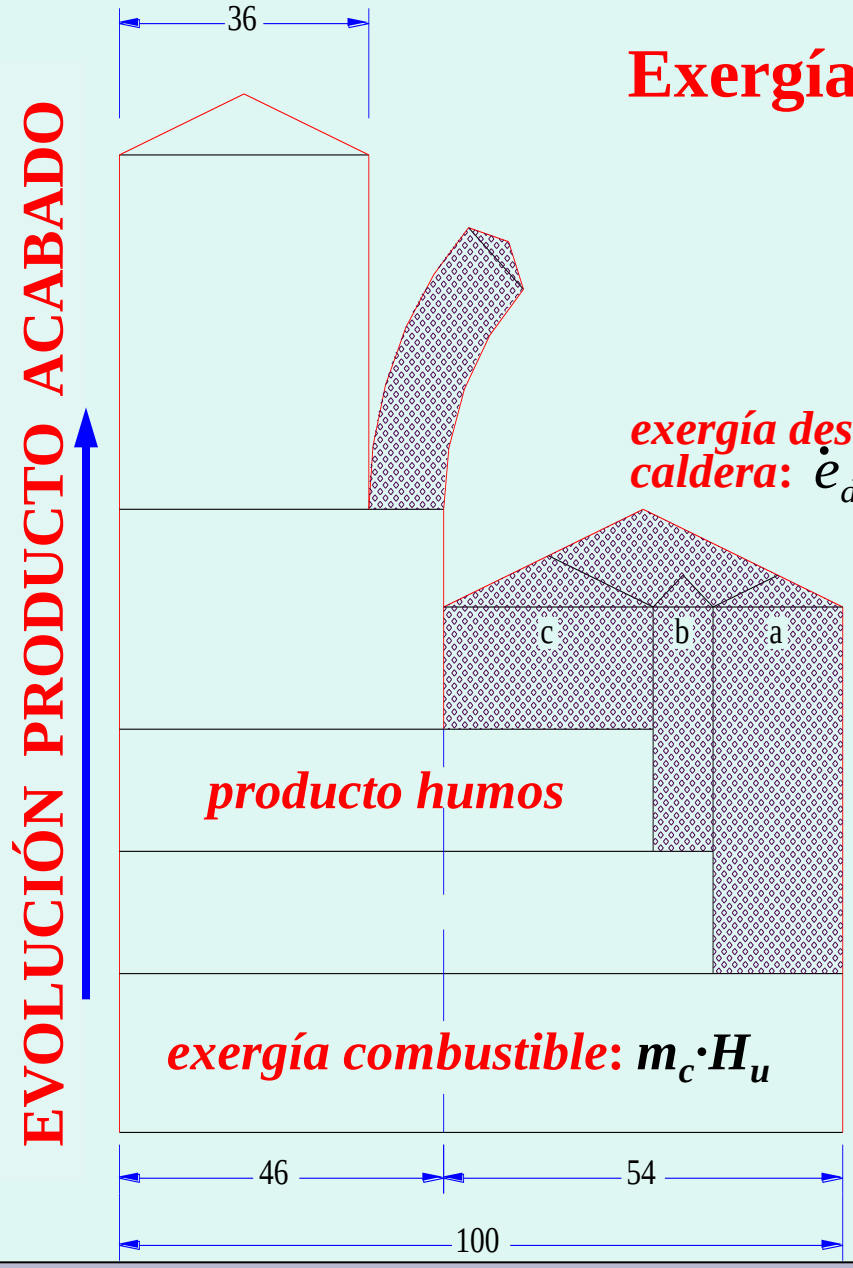
$\dot{e}_d$

b) $\dot{e}_d\,(Q_p)$

c) $\dot{e}_d$ (humos)

Exergía total destruida en la caldera:

$\dot{e}_d$ (cald) **(a + b +c)**

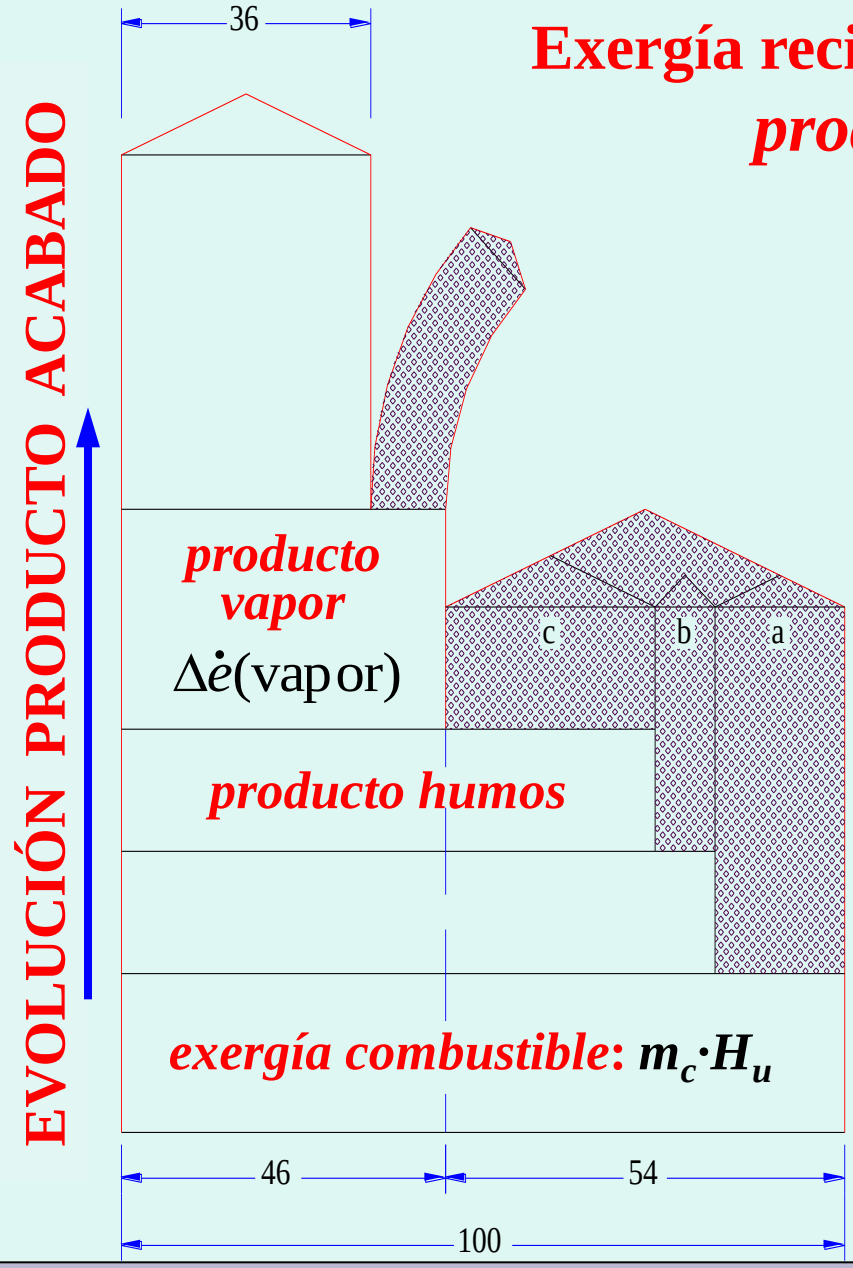


a) $\dot{e}_d$ (combustión)

b) $\dot{e}_d\,(Q_p)$

c) $\dot{e}_d$ (humos)

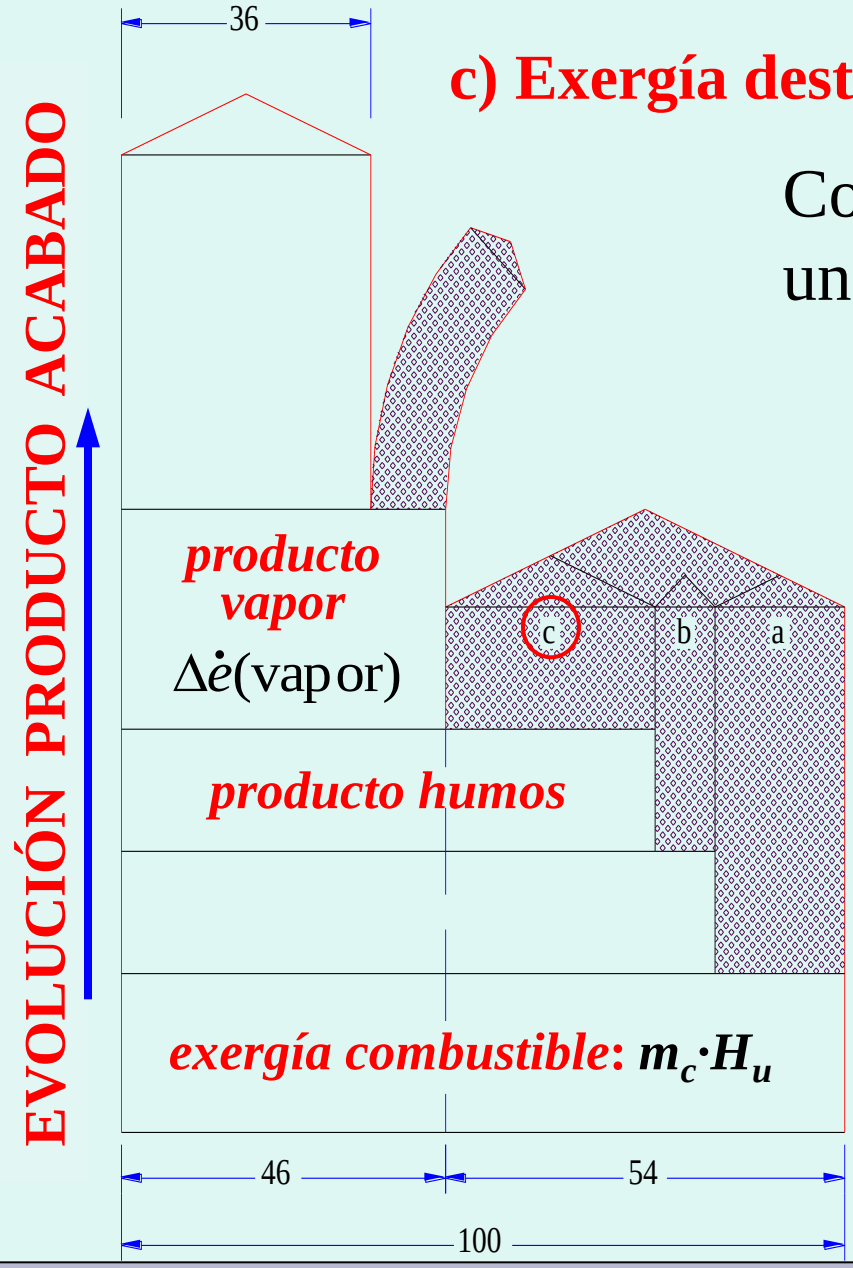
Exergía recibida por el vapor en la caldera: *producto vapor*, Δe(vapor)



Hay que tener en cuenta la *exergía* que se destruye por rozamiento dentro de la propia caldera, e_d(vap.cald), en ***economizador***, ***sobrecalentador*** *y* ***recalentador,*** que no llega a salir, y que es lo primero que hay que calcular:

$$\Delta\dot{e}(\text{vapor}) = \Sigma(\dot{m}\cdot e)_s - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_e + \dot{e}_d\,(\text{vap.cald})$$

c) Exergía destruida paso calor humos a vapor

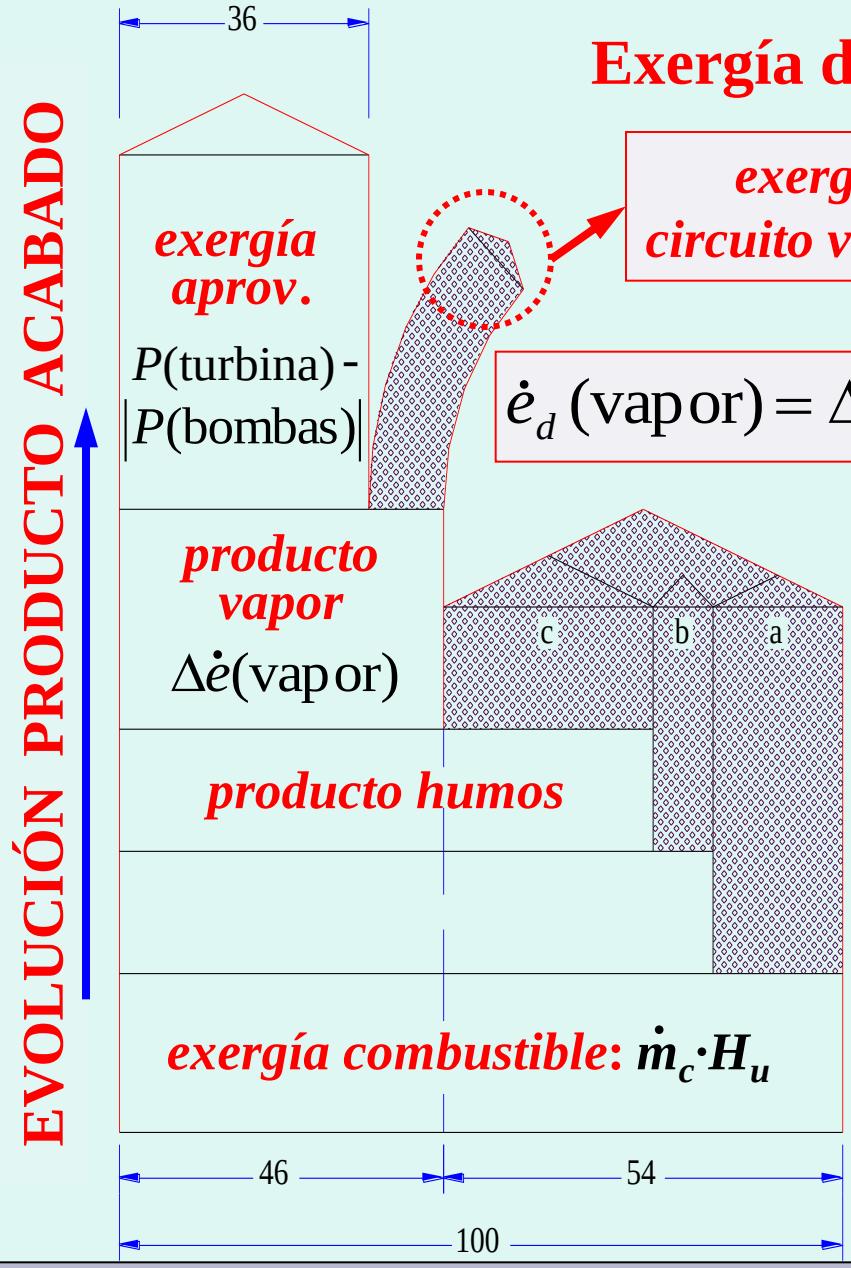


Como indicamos, lo haremos por un procedimiento indirecto:

$$\dot{e}_d(\text{humos}) = \dot{m}_c \cdot H_u - \dot{e}_d(\text{combustión}) - \dot{e}_d(Q_p) - \Delta\dot{e}(\text{vapor})$$

a) $\dot{e}_d$ (combustión)
b) $\dot{e}_d(Q_p)$
c) $\dot{e}_d$ (humos)

Exergía destruida en el circuito de vapor

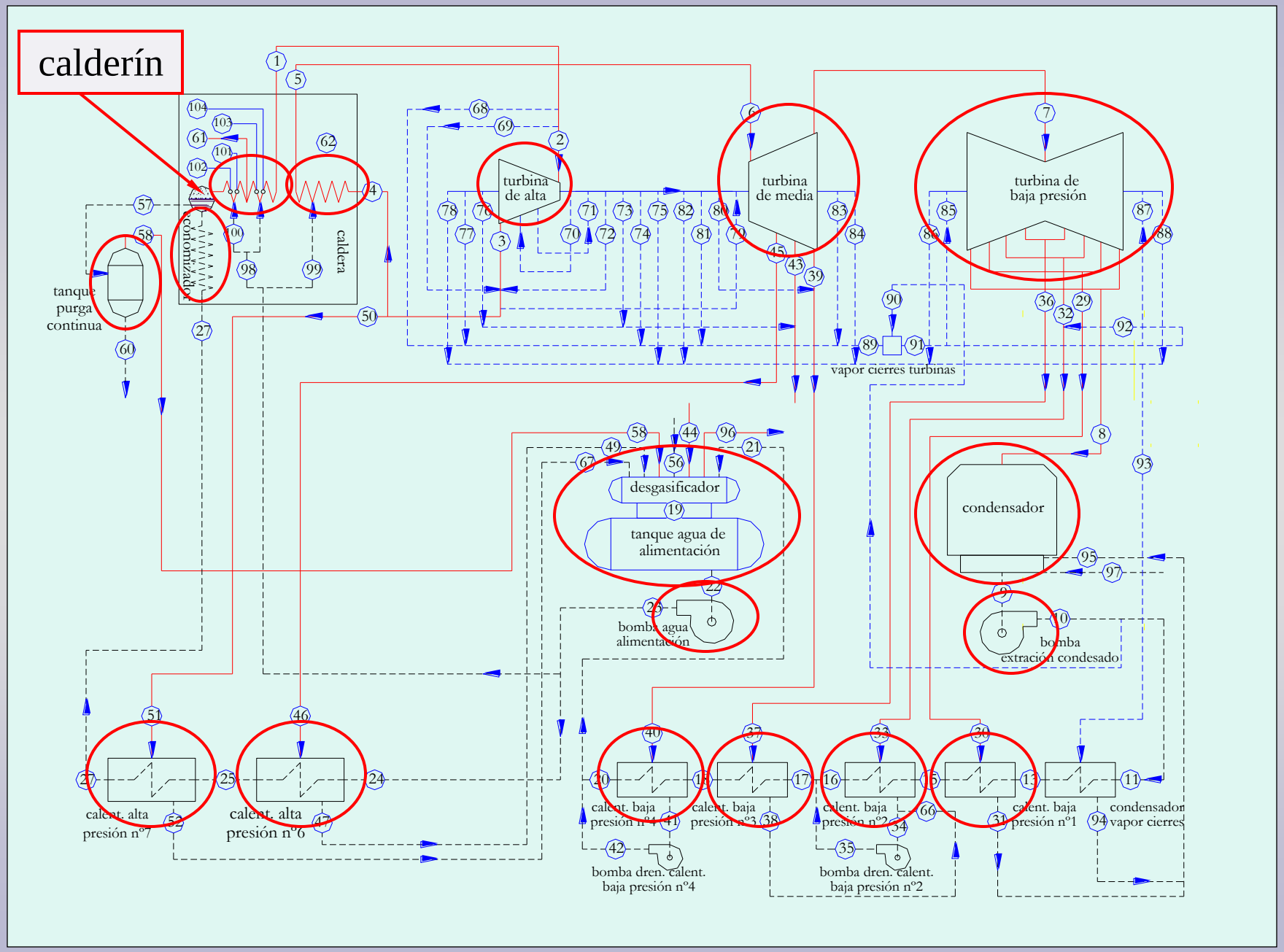


exergía destruida circuito vapor : $\dot{e}_d\,(\text{vapor})$

$$\dot{e}_d\,(\text{vapor}) = \Delta\dot{e}(\text{vapor}) + \left|P(\text{bombas})\right| - P(\text{turb})$$

Ésta es la exergía total destruida en todo el recorrido del vapor. Pero lo realmente interesante es conocer lo que corresponde a cada uno de los equipos por donde pasa.

Es lo que haremos seguidamente


calderín
economizador
caldera
turbina de alta
turbina de media
turbina de baja presión
tanque purga continua
vapor cierres turbinas
desgasificador
tanque agua de alimentación
bomba agua alimentación
condensador
bomba extración condesado
calent. alta presión nº7
calent. alta presión nº6
calent. baja presión nº4
calent. baja presión nº3
calent. baja presión nº2
calent. baja presión nº1
condensador vapor cierres
bomba dren. calent. baja presión nº4
bomba dren. calent. baja presión nº2

Tuberías, válvulas, atemperación, condensador, calentadores y otros

a) *Casos de un solo flujo*

Exergía destruida

$$\dot{e}_d = \Sigma(\dot{m} \cdot e)_{\mathrm{e}} - \Sigma(\dot{m} \cdot e)_{\mathrm{s}} = \dot{m} \cdot e_{\mathrm{e}} - \dot{m} \cdot e_{\mathrm{s}}$$

Eficiencia

$$\psi = \frac{\dot{m} \cdot e_{\mathrm{s}}}{\dot{m} \cdot e_{\mathrm{e}}}$$

b) *Casos de varios flujos (calentadores)*

Exergía destruida

$$\dot{e}_d = \Sigma(\dot{m} \cdot e)_{\mathrm{e}} - \Sigma(\dot{m} \cdot e)_{\mathrm{s}}$$

Eficiencia

$$\psi = \frac{\mathrm{P}}{\mathrm{F}}$$

P = ***Exergía recibida por los flujos fríos***

F = ***Exergía cedida por los flujos calientes***

Turbinas

Potencia

$$P(\text{turb}) = \Sigma(\dot{m} \cdot h)_{\text{e}} - \Sigma(\dot{m} \cdot h)_{\text{s}}$$

Exergía destruida

$$\dot{e}_d(\text{turb}) = \Sigma(\dot{m} \cdot e)_{\text{e}} - \Sigma(\dot{m} \cdot e)_{\text{s}} - P(\text{turb})$$

Eficiencia

$$\psi = \frac{P(\text{turb})}{\Sigma(\dot{m} \cdot e)_{\text{e}} - \Sigma(\dot{m} \cdot e)_{\text{s}}}$$

Bombas y compresores

Potencia

$$\boxed{P(\text{bomba}) = \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{e}} - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{s}}}$$

Exergía destruida

$$\boxed{\dot{e}_d\,(\text{bomba}) = \left|P(\text{bomba})\right| + \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{e}} - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{s}}}$$

Eficiencia

$$\boxed{\psi = \frac{\Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{s}} - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{e}}}{P(\text{bomba})}}$$

Una vez calculadas las exergías destruidas en cada equipo, haremos su valoración económica, que es lo que finalmente interesa.

Coste exergético unitario del vapor

$$\boxed{k(\text{vapor}) = \frac{\text{Fuel (F)}}{\text{Producto (P)}} = \frac{\dot{m}_c \cdot H_u}{\Delta \dot{e}(\text{vapor})}}$$

Su valor está alrededor de **2,15**. Como generalmente lo que interesa son los grandes números, puede tomarse este valor; aunque no cuesta nada calcularlo para cada central.

Coste económico de la exergía

Compra en termias (cuando es carbón)

$$Coste\ anual = \dot{e}_d\ (\mathrm{kW}) \cdot k(\mathrm{vapor}) \cdot 0{,}8598\,\frac{\mathrm{termia}}{\mathrm{kWh}} \cdot p\,\frac{\mathrm{euro}}{\mathrm{termia}} \cdot h\,\frac{\mathrm{horas}}{\mathrm{año}}$$

$$\boxed{Coste\ anual = 0{,}8598 \cdot k \cdot p \cdot h \cdot \dot{e}_d \quad \mathrm{euro/año}}$$

Coste económico de la exergía

Compra en kg de combustible

$$Coste\ anual = \dot{e}_d \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \cdot 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} \cdot k \cdot \frac{p(\text{euro/kg})}{H_u(\text{kJ/kg})} \cdot h \frac{\text{horas}}{\text{año}}$$

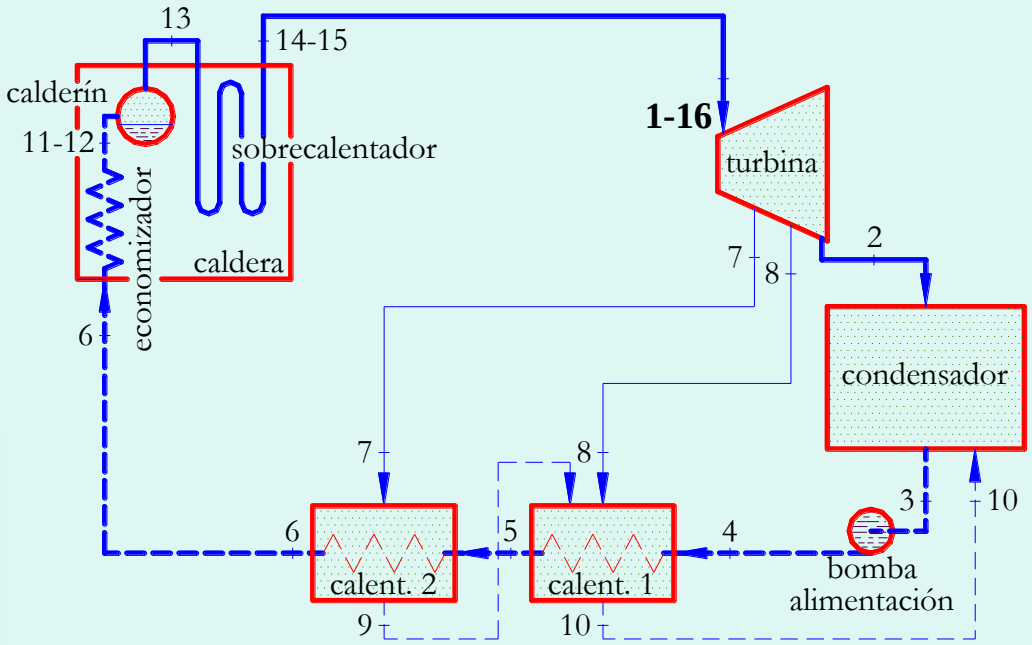
$$\boxed{Coste\ anual = 3600 \cdot k \cdot \frac{p}{H_u} \cdot h \cdot \dot{e}_d \ \text{euro/año}}$$

EJERCICIO

Hagamos el cálculo para una central térmica imaginaria. Sin recalentamiento y con sólo dos calentadores.

- caudal de vapor en 1..... $\dot{m}_1 = 35\,\text{kg/s}$
- consumo de carbón..... $\dot{m}_c = 23{,}48\,\text{t/h}$
- poder calorífico..... $H_u = 3950\,\text{kcal/kg}$
- temperatura en el hogar..... $t(\text{hogar}) = 1400\ ^{\circ}\text{C}$
- temperatura salida de humos..... $t(\text{sal}) = 170\ ^{\circ}\text{C}$
- potencia en bornes de alternador..... $P(\text{BA}) = 30459{,}9\,\text{kW}$
- potencia a red..... $P(\text{red}) = 27118\,\text{kW}$

est.	p bar	t ºC	x	h kJ/kg
1	60	480,0		
2	0,05		0,905	
3	p_2		0	
4	72,2	33,8		
5	71,7	117,2		
6	71,2	185,0		
7	12	297,4		
8	2	157,0		
9	p_7		0	
10	p_8		0	
11	66,3		0	
12	p_6			h_{11}
13	p_{11}		1	
14	61,9	483,0		
15	p_{13}			h_{14}
16	p_{14}			h_1



Calcular

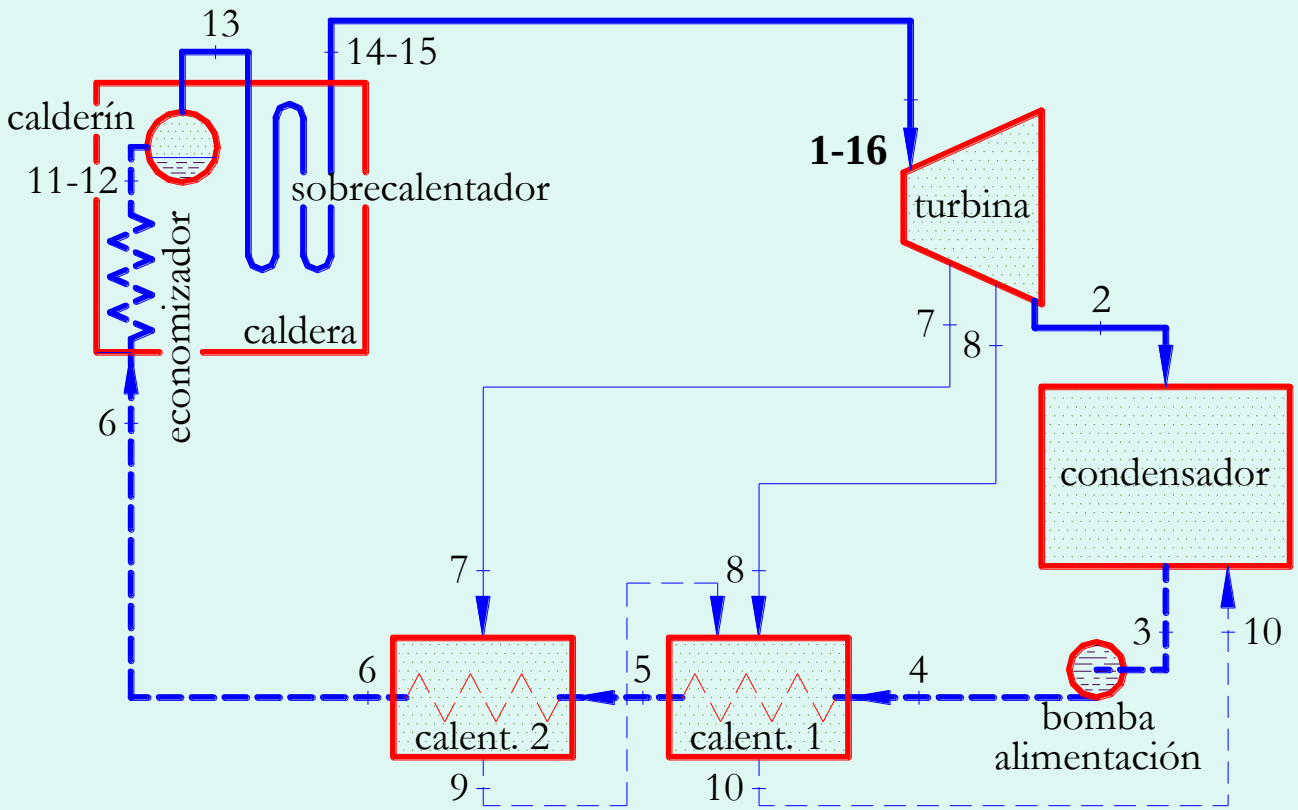
a) Balance térmico.
b) Análisis termoeconómico.
c) Exergía destruida en cada equipo y su eficiencia.
d) La exergía destruida en la tubería 14-1, por rozamiento y por pérdidas de calor.
e) Si funciona 6000 las horas, coste anual de cada equipo, si la termia cuesta 0,012 euro.

Balances de masa

1=2+7+8
3=2+10
3=4
4=5
5=6
7=9
10=8+9
6=11
11=12
12=13
13=14
14=15
15=16

Balances de energía

5+7=6+9
5+10=4+8+9



PROPAGUA

Ficheros Listados Cálculos Ayuda

Estados | Equipos | Ec. masa | Ec energía

Estado **1** de **0** (ir a)

Presión.....			0.02-221.2 bar
Temperatura.....			0-800 °C
Título.....			
Vol. específico..			dm³/kg
Entalpía.....			kJ/kg
Entropía.....			kJ/kg K

Caudal kg/s

Introduzca dos datos de cada estado, así como el caudal, si lo conoce.

(C) José Agüera Soriano - Universidad de Córdoba

Resultados Propagua

Agua (líquido y/o vapor): Propiedades de estados introducidos

est. nº	título *x*	presión absoluta *p* bar	temperatura *t* °C	entalpía específica *h* kJ/kg	entropía específica *s* kJ/kg K	volumen específico *v* dm^3/kg	exergía entálpica *e* kJ/kg
1	V	60,000	480,00	3375,00	6,81990	54,8170	1378,61
2	0,90500	0,050	32,90	2331,34	7,64363	25516,1172	93,47
3	0,00000	0,050	32,90	137,80	0,47630	1,0052	1,03
4	L	72,200	33,80	148,03	0,48612	1,0023	8,38
5	L	71,700	117,20	496,85	1,49112	1,0541	62,59
6	L	71,200	185,00	788,21	2,17922	1,1291	152,23
7	V	12,000	297,40	3041,23	7,02428	212,7583	984,93
8	V	2,000	157,00	2782,93	7,31322	976,6788	641,92
9	0,00000	12,000	187,96	798,40	2,21600	1,1386	151,64
10	0,00000	2,000	120,23	504,70	1,53010	1,0608	59,01
11	0,00000	66,300	282,15	1248,09	3,08820	1,3393	345,64
12	L	71,200	282,20	1248,09	3,08690	1,3380	346,03
13	1,00000	66,300	282,15	2777,94	5,84298	29,0719	1067,93
14	V	61,900	483,00	3379,74	6,81262	53,2977	1385,48
15	V	66,300	485,27	3379,74	6,78267	49,7354	1394,27
16	V	61,900	481,00	3375,00	6,80633	53,1239	1382,58

Calor de combustión

BALANCE TÉRMICO

$$\dot{Q}(\text{comb}) = \dot{m}_c \cdot H_u = (\underline{23{,}48}/3{,}6) \cdot \underline{3950} \cdot 4{,}1868 = 107863{,}6 \ \text{kW}$$

Calor recibido por el vapor

$$\dot{Q}(\text{vapor}) = \Sigma(\dot{m}\cdot h)_s - \Sigma(\dot{m}\cdot h)_e = 90703{,}7\ \text{kW}$$

RESULTADOS DEL EQUIPO 9: **Caldera**

estado n°	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m\cdot h$ kW	potencia exergética $m\cdot e$ kW
6 (e)	35,000	27587,346	5328,154
14 (s)	35,000	118291,016	48491,934

$\sum m\cdot h$(entrantes) = 27587,346 kW
$\sum m\cdot h$(salientes) = 118291,016 kW

$\sum m\cdot h$(ent)-$\sum m\cdot h$(sal)= **−90703,67 kW**

$\sum m\cdot e$(entrantes) = 5328,154 kW
$\sum m\cdot e$(salientes) = 48491,934 kW

$\sum m\cdot e$(ent)-$\sum m\cdot e$(sal)= **−43163,78 kW**

Rendimiento de la caldera

$$\eta(\text{cald}) = \frac{\dot{Q}(\text{vapor})}{\dot{Q}(\text{comb})} = \frac{90703{,}7}{107863{,}6} = 0{,}8409$$

Potencia bomba de alimentación

Balance térmico

$$P(\text{bomba}) = \Sigma(\dot{m}\cdot h)_{\text{e}} - \Sigma(\dot{m}\cdot h)_{\text{s}} = -358{,}0\ \text{kW}$$

Rendimiento térmico bruto del ciclo

$$\eta(\text{TBC}) = \frac{P(\text{turb})}{\dot{Q}(\text{vapor})} = \frac{31145{,}1}{90703{,}7} = 0{,}3434$$

RESULTADOS DEL EQUIPO 3: **Bomba agua de alimentación**

estado n°	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m\cdot h$ kW	potencia exergética $m\cdot e$ kW
3 (e)	35,000	4822,999	36,143
4 (s)	35,000	5180,979	293,372

$\sum m\cdot h$(entrantes) = 4822,9985 kW
$\sum m\cdot h$(salientes) = 5180,9785 kW
$\sum m\cdot h$(ent)-$\sum m\cdot h$(sal)= **−357,9800 kW**

$\sum m\cdot e$(entrantes) = 36,1430 kW
$\sum m\cdot e$(salientes) = 293,3719 kW
$\sum m\cdot e$(ent)-$\sum m\cdot e$(sal)= **−257,2289 kW**

Rendimiento térmico neto del ciclo

Balance térmico

$$\eta(\mathrm{TNC}) = \frac{P(\mathrm{turb}) - \left|P(\mathrm{bomba})\right|}{\dot{Q}(\mathrm{vapor})} = \frac{31145{,}1 - 358{,}0}{90703{,}7} = 0{,}3394$$

Rendimiento electromecánico del turboalternador

$$\eta_{em} = \frac{P(\mathrm{BA})}{P(\mathrm{turb})} = \frac{30459{,}9}{31145{,}1} = 0{,}9780$$

Rendimiento bruto del grupo

$$\eta(\mathrm{BG}) = \frac{P(\mathrm{BA})}{\dot{m}_c \cdot H_u} = \frac{30459{,}9}{107863{,}6} = 0{,}2824$$

Factor de auxiliares

$$f_a = \frac{P(\mathrm{BA})}{P(\mathrm{red})} = \frac{30459{,}9}{\underline{27118}} = 1{,}1232$$

Rendimiento neto del grupo

$$\eta(\mathrm{NG}) = \frac{P(\mathrm{red})}{\dot{m}_c \cdot H_u} = \frac{27118}{107863{,}6} = 0{,}2514$$

Consumos específicos

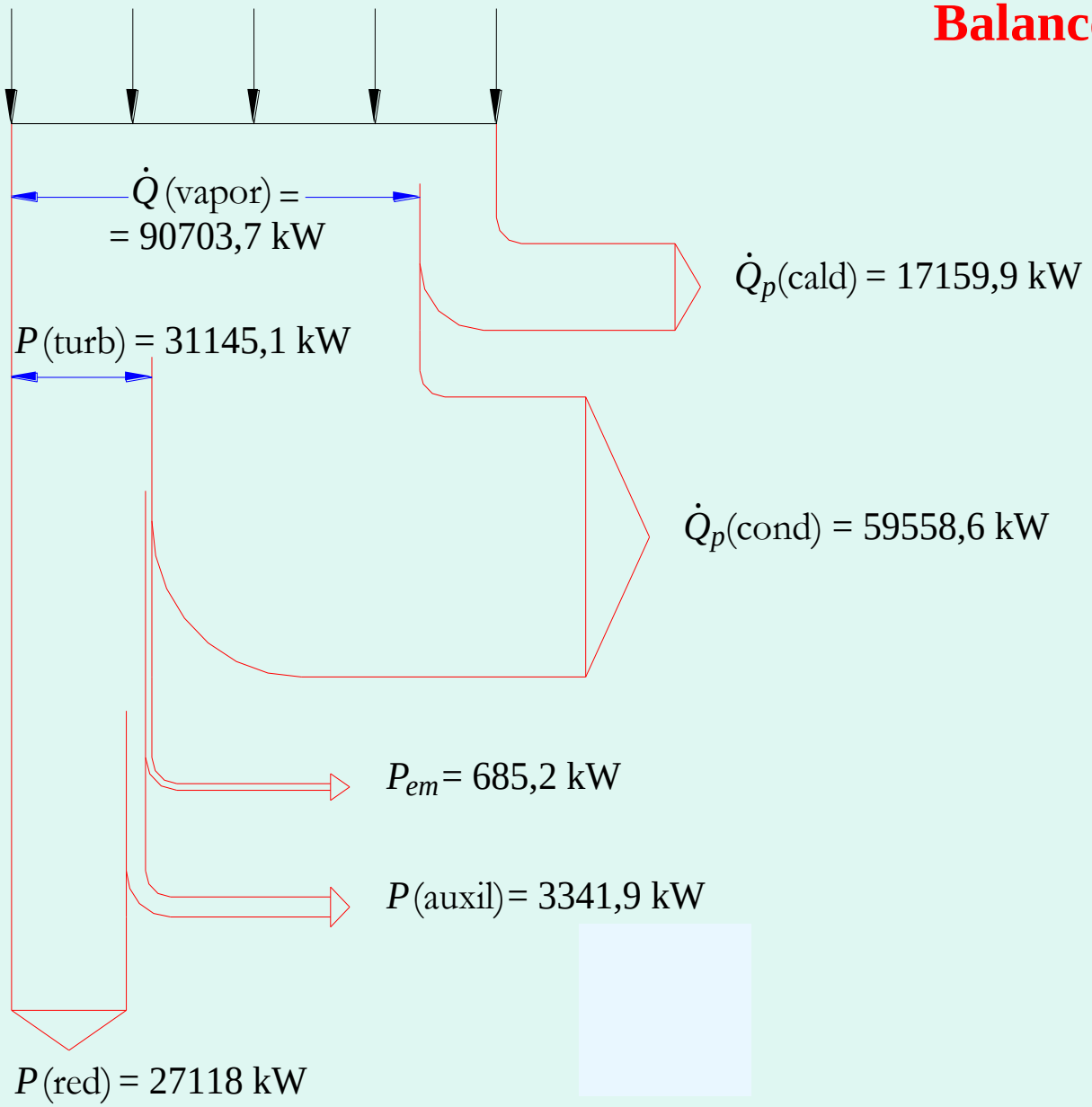
CEBC = 1/η(TBC) = 1/0,3434 = 2,9121 = 2503,8 kcal/kWh

CENC = 1/η(TNC) = 1/0,3394 = 2,9464 = 2533,3 kcal/kWh

CEBG = 1/η(BG) = 1/0,2824 = 3,5411 = 3044,6 kcal/kWh

CENG = 1/η(NG) = 1/0,2514 = 3,9777 = 3420,0 kcal/kWh

Balance térmico



BALANTE TERMOECONÓMICO

Exergía destruida por rozamientos internos en economizador

$$\dot{e}_d = \dot{m} \cdot e_{12} - \dot{m} \cdot e_{11} = 13{,}4\,\text{kW}$$

RESULTADOS DEL EQUIPO 6: **Economizador (sólo rozamiento)**

estado n°	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m \cdot h$ kW	potencia exergética $m \cdot e$ kW
11 (s)	35,000	43683,145	12097,541
12 (e)	35,000	43683,145	12110,914

$\sum m \cdot h$(entrantes) = 43683,1445 kW
$\sum m \cdot h$(salientes) = 43683,1445 kW
$\sum m \cdot h$(ent)-$\sum m \cdot h$(sal)= **00,00 kW**

$\sum m \cdot e$(entrantes) = 12110,9141 kW
$\sum m \cdot e$(salientes) = 12097,5410 kW
$\sum m \cdot e$(ent)-$\sum m \cdot e$(sal)= **13,37 kW**

Sobrecalentador

$$\dot{e}_d = \dot{m} \cdot e_{15} - \dot{m} \cdot e_{14} = 307{,}3\,\text{kW}$$

Total elementos dentro de caldera

$$\dot{e}_d\,(\text{vap.cald}) = 13{,}4 + 307{,}3 = 320{,}7\ \text{kW}$$

·RESULTADOS DEL EQUIPO 7: **sobrecalentador (sólo rozamiento)**

estado n°	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m \cdot h$ kW	potencia exergética $m \cdot e$ kW
14 (s)	35,000	118291,016	48491,934
15 (e)	35,000	118291,016	48799,266

$\sum m \cdot h$(entrantes) = 118291,0156 kW
$\sum m \cdot h$(salientes) = 118291,0156 kW
$\sum m \cdot h$(ent)-$\sum m \cdot h$(sal)= **000,00 kW**

$\sum m \cdot e$(entrantes) = 48799,2656 kW
$\sum m \cdot e$(salientes) = 48491,9336 kW
$\sum m \cdot e$(ent)-$\sum m \cdot e$(sal)= **307,33 kW**

Exergía recibida por el vapor en caldera

$$\Delta\dot{e}(\text{vapor}) = \Sigma(\dot{m}\cdot e)_s - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_e + \dot{e}_d\,(\text{vap.cald}) =$$

$$= 43163{,}7 + 320{,}7 = 43484{,}4\ \text{kW}$$

RESULTADOS DEL EQUIPO 9: **Caldera**

estado n°	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m\cdot h$ kW	potencia exergética $m\cdot e$ kW
6 (e)	35,000	27587,346	5328,154
14 (s)	35,000	118291,016	48491,934

$\sum m\cdot h$(entrantes) = 27587,346 kW
$\sum m\cdot h$(salientes) = 118291,016 kW
$\sum m\cdot h$(ent)-$\sum m\cdot h$(sal)= **−90703,67 kW**

$\sum m\cdot e$(entrantes) = 5328,154 kW
$\sum m\cdot e$(salientes) = 48491,934 kW
$\sum m\cdot e$(ent)-$\sum m\cdot e$(sal)= **−43163,78 kW**

Exergía destruida en la combustión

$$\dot{e}_d\,(\text{combustión}) = \dot{m}_c \cdot H_u \cdot \frac{T_a}{T(\text{hogar})} =$$

$$= 107863{,}6 \cdot \frac{293}{1673} = 18890{,}6\ \text{kW}$$

Exergía destruida por pérdidas calor en caldera

$$e_d\,(\dot{Q}_p) = \dot{Q}_p\,(\text{cald}) \cdot \left(1 - \frac{T_a}{T(\text{sal})}\right) =$$

$$= (107863{,}6 - 90703{,}7) \cdot \left(1 - \frac{293}{443}\right) = 5810{,}3\ \text{kW}$$

Exergía destruida en el circuito de humos

$$\dot{e}_d\,(\text{humos}) =$$

$$= \dot{m}_c \cdot H_u - \dot{e}_d\,(\text{combustión}) - \dot{e}_d\,(Q_p) - \Delta\dot{e}(\text{vapor}) =$$

$$= 107863{,}6 - 18890{,}6 - 5810{,}3 - 43484{,}4 = 39678{,}3\,\text{kW}$$

Exergía destruida en el circuito de vapor

$$\dot{e}_d\,(\text{vapor}) = \Delta\dot{e}(\text{vapor}) + \left|P(\text{bombas})\right| - P(\text{turb}) =$$

$$= 43484{,}4 + 358{,}0 - 31145{,}1 = 12697{,}3\,\text{kW}$$

Coste exergético unitario del vapor

$$k(\text{vapor}) = \frac{\dot{m}_c \cdot H_u}{\Delta \dot{e}(\text{vapor})} = \frac{107863{,}6}{43484{,}4} = 2{,}48$$

Coste exergético unitario humos

$$k(\text{humos}) = \frac{\dot{m}_c \cdot H_u}{\dot{m}_c \cdot H_u - \dot{e}_d(\text{combustión}) - \dot{e}_d(Q_p)} =$$

$$= \frac{107863{,}6}{107863{,}6 - 18890{,}6 - 5810{,}3} = 1{,}30$$

ANÁLISIS POR EQUIPOS

Turbina

Exergía destruida

$$\dot{e}_d\,(\text{turb}) = \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{e}} - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{s}} - P(\text{turb}) =$$

$$= 38308{,}9 - 31145{,}1 = 7163{,}8\,\text{kW}$$

Eficiencia

$$\psi = \frac{P(\text{turb})}{\Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{e}} - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{s}}} = \frac{31145{,}1}{38308{,}9} = 0{,}813$$

RESULTADOS DEL EQUIPO 1: **turbina**

estado n°	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m \cdot h$ kW	potencia exergética $m \cdot e$ kW
1 (e)	35,000	118124,961	48251,207
2 (s)	25,681	59869,965	2400,344
7 (s)	4,547	13827,720	4478,208
8 (s)	4,773	13282,190	3063,720

$\sum m \cdot h$(entrantes) = 118124,9609 kW
$\sum m \cdot h$(salientes) = 86979,8750 kW

$\sum m \cdot h$(ent)-$\sum m \cdot h$(sal)= **31145,0859 kW**

$\sum m \cdot e$(entrantes) = 48251,2070 kW
$\sum m \cdot e$(salientes) = 9942,2725 kW

$\sum m \cdot e$(ent)-$\sum m \cdot e$(sal)= **38308,9346 kW**

Condensador

$$\dot{e}_d = \Sigma(\dot{m}\cdot e)_e - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_s = 2914{,}2 \text{ kW}$$

RESULTADOS DEL EQUIPO 2: **Condensador**

estado n°	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m\cdot h$ kW	potencia exergética $m\cdot e$ kW
2 (e)	25,681	59869,965	2400,344
3 (s)	35,000	4822,999	36,143
10 (e)	9,319	4703,544	549,954

$\sum m\cdot h$(entrantes) = 64573,5078 kW
$\sum m\cdot h$(salientes) = 4822,9985 kW

$\sum m\cdot h$(ent)-$\sum m\cdot h$(sal)= **59750,51 kW**

$\sum m\cdot e$(entrantes) = 2950,2986 kW
$\sum m\cdot e$(salientes) = 36,1430 kW

$\sum m\cdot e$(ent)-$\sum m\cdot e$(sal)= **2914,156 kW**

Bomba de alimentación

Exergía destruida

$$\dot{e}_d\,(\text{bomba}) = \left|P(\text{bomba})\right| + \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{e}} - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{s}} =$$

$$= \underline{358{,}0} - \underline{257{,}2} = 100{,}8\ \text{kW}$$

Eficiencia

$$\psi = \frac{\Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{s}} - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\text{e}}}{P(\text{bomba})} = \frac{257{,}2}{358{,}0} = 0{,}718$$

RESULTADOS DEL EQUIPO 3: **Bomba agua de alimentación**

estado nº	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m \cdot h$ kW	potencia exergética $m \cdot e$ kW
3 (e)	35,000	4822,999	36,143
4 (s)	35,000	5180,979	293,372

$\sum m \cdot h$(entrantes) = 4822,9985 kW
$\sum m \cdot h$(salientes) = 5180,9785 kW

$\sum m \cdot h$(ent)-$\sum m \cdot h$(sal)= **−357,9800 kW**

$\sum m \cdot e$(entrantes) = 36,1430 kW
$\sum m \cdot e$(salientes) = 293,3719 kW

$\sum m \cdot e$(ent)-$\sum m \cdot e$(sal)= **−257,2289 kW**

Calentador 1

Exergía destruida

$$\dot{e}_d = \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\mathrm{e}} - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\mathrm{s}} = 1306{,}1\ \mathrm{kW}$$

Eficiencia

$$\psi = \frac{\mathrm{P}}{\mathrm{F}} = \frac{(\dot{m}\cdot e)_5 - (\dot{m}\cdot e)_4}{(\dot{m}\cdot e)_8 + (\dot{m}\cdot e)_9 - (\dot{m}\cdot e)_{10}} =$$

$$= \frac{2190{,}5 - 293{,}4}{3063{,}7 + 689{,}5 - 550{,}0} = 0{,}592$$

RESULTADOS DEL EQUIPO 4: **Calentador 1**

estado nº	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m \cdot h$ kW	potencia exergética $m \cdot e$ kW
4 (e)	35,000	5180,979	293,37
5 (s)	35,000	17389,750	2190,54
8 (e)	4,773	13282,190	3063,72
9 (e)	4,547	3630,125	689,47
10 (s)	9,319	4703,544	549,95

$\sum m \cdot h$(entrantes) = 22093,2930 kW
$\sum m \cdot h$(salientes) = 22093,2949 kW

$\sum m \cdot h$(ent)$-\sum m \cdot h$(sal)= **0,00 kW**

$\sum m \cdot e$(entrantes) = 4046,5591 kW
$\sum m \cdot e$(salientes) = 2740,4983 kW

$\sum m \cdot e$(ent)$-\sum m \cdot e$(sal)= **1306 kW**

Calentador 2

Exergía destruida

$$\dot{e}_d = \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\mathrm{e}} - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_{\mathrm{s}} = \underline{651{,}1\ \mathrm{kW}}$$

Eficiencia

$$\psi = \frac{\mathrm{P}}{\mathrm{F}} = \frac{(\dot{m}\cdot e)_6 - (\dot{m}\cdot e)_5}{(\dot{m}\cdot e)_7 - (\dot{m}\cdot e)_9} =$$

$$= \frac{\underline{5328{,}2} - \underline{2190{,}5}}{\underline{4478{,}2} - \underline{689{,}5}} = 0{,}828$$

RESULTADOS DEL EQUIPO 5: **calentador 2**

estado nº	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m \cdot h$ kW	potencia exergética $m \cdot e$ kW
5 (e)	35,000	17389,750	2190,544
6 (s)	35,000	27587,346	5328,154
7 (e)	4,547	13827,720	4478,208
9 (s)	4,547	3630,125	689,467

$\sum m \cdot h$(entrantes)=31217,4688 kW
$\sum m \cdot h$(salientes)=31217,4707 kW

$\sum m \cdot h$(ent)-$\sum m \cdot h$(sal)= **000,00 kW**

$\sum m \cdot e$(entrantes)= 6668,7529 kW
$\sum m \cdot e$(salientes)= 6017,6216 kW

$\sum m \cdot e$(ent)-$\sum m \cdot e$(sal)= **651,13 kW**

Tubería 14-1

$$\dot{e}_d = \Sigma(\dot{m}\cdot e)_e - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_s = \underline{240{,}7\ \text{kW}}$$

RESULTADOS DEL EQUIPO 8: **tubería 14-1**

estado n°	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m\cdot h$ kW	potencia exergética $m\cdot e$ kW
1 (s)	35,000	118124,961	48251,207
14 (e)	35,000	118291,016	48491,934

$\sum m\cdot h$(entrantes) = 118291,0156 kW
$\sum m\cdot h$(salientes) = 118124,9609 kW
$\sum m\cdot h$(ent)-$\sum m\cdot h$(sal)=166,05 kW

$\sum m\cdot e$(entrantes) = 48491,9336 kW
$\sum m\cdot e$(salientes) = 48251,2070 kW
$\sum m\cdot e$(ent)-$\sum m\cdot e$(sal)= **240,73 kW**

Tubería 14-1 (sólo rozamiento)

$$\dot{e}_d = \Sigma(\dot{m}\cdot e)_e - \Sigma(\dot{m}\cdot e)_s = \underline{100{,}59\ \text{kW}}$$

RESULTADOS DEL EQUIPO 8: **tubería 14-1 (sólo rozamiento)**

estado nº	caudal másico m kg/s	potencia entálpica $m\cdot h$ kW	potencia exergética $m\cdot e$ kW
16 (e)	35,000	118125,000	48491,047
1 (s)	35,000	118125,000	48390,469

$\sum m\cdot h$(entrantes) = 118125,0000 kW
$\sum m\cdot h$(salientes) = 118125,0000 kW
$\sum m\cdot h$(ent)-$\sum m\cdot h$(sal)= **000,00 kW**

$\sum m\cdot e$(entrantes) = 48491,0470 kW
$\sum m\cdot e$(salientes) = 48390,4690 kW
$\sum m\cdot e$(ent)-$\sum m\cdot e$(sal)= **100,59 kW**

Tubería 14-1 (total)

$$\dot{e}_d = 240{,}7\,\mathrm{kW}$$

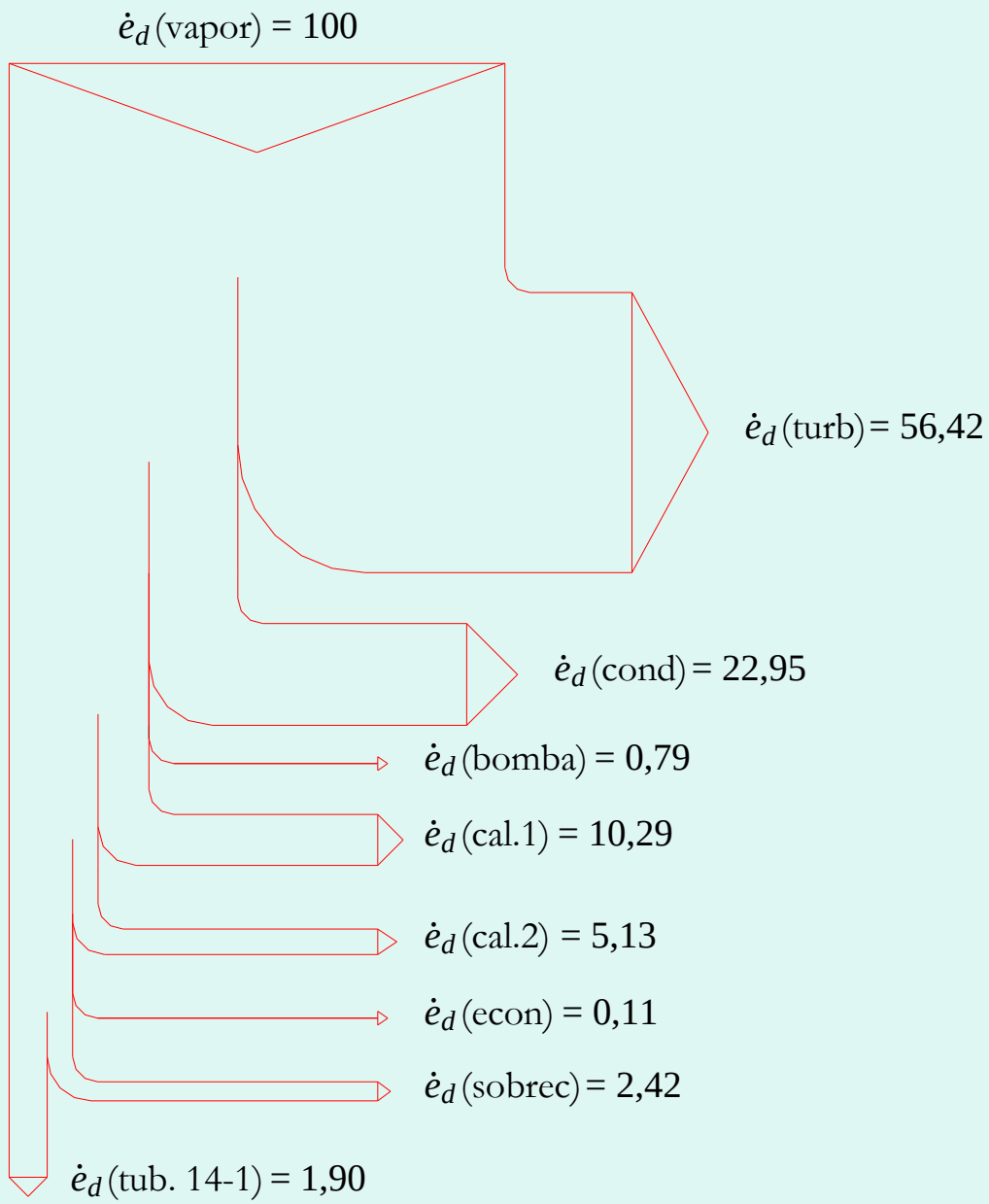
Tubería 14-1 (rozamiento)

$$\dot{e}_d = 100{,}59\,\mathrm{kW}$$

Tubería 14-1 (por pérdida de calor)

$$\dot{e}_d = 240{,}7 - 100{,}59 = 140{,}1\,\mathrm{kW}$$

Total destruido



$$\dot{e}_d(\text{vapor}) =$$
$$7163{,}8 +$$
$$2914{,}2 +$$
$$100{,}8 +$$
$$1306{,}1 +$$
$$651{,}1 +$$
$$13{,}4 +$$
$$307{,}3 +$$
$$240{,}7 =$$
$$12697{,}4 \text{ kW}$$

Exergía destruida equipos circuito vapor

Coste económico de cada equipo

$$Coste = 0{,}8598 \cdot k \cdot p \cdot \dot{e}_d \quad \text{u.m./h} =$$

$$= 0{,}8598 \cdot 2{,}48 \cdot \underline{0{,}012} \cdot \underline{6000} \cdot \dot{e}_d =$$

$$= \underline{153{,}526 \cdot \dot{e}_d \quad \text{euro/año}}$$

turbina:	$Coste = 153{,}526 \cdot 7163{,}8$	$=$	1099830	euro/año
condensador:	$Coste = 153{,}526 \cdot 2914{,}2$	$=$	447405	euro/año
bomba:	$Coste = 153{,}526 \cdot 100{,}8$	$=$	15475	euro/año
***calentador* 1**:	$Coste = 153{,}526 \cdot 1306{,}1$	$=$	200520	euro/año
***calentador* 2**:	$Coste = 153{,}526 \cdot 651{,}1$	$=$	99961	euro/año
economizador:	$Coste = 153{,}526 \cdot 13{,}4$	$=$	2057	euro/año
sobrecalentador:	$Coste = 153{,}526 \cdot 307{,}3$	$=$	47179	euro/año
***tubería* 14-1**:	$Coste = 153{,}526 \cdot 240{,}7$	$=$	36954	euro/año

$$\text{TOTAL} \quad 1949381 \ \frac{\text{euro}}{\text{año}}$$

CENTRAL TÉRMICA DE PUENTE NUEVO (CÓRDOBA)

Algunas experiencias y consideraciones

- Lo más interesante de un ***balance termoeconómico*** sería utilizarlo en el proyecto de la Central. Por ejemplo, para optimizar el diámetro de las tuberías, que, al ser supercaras, supondría un gran ahorro (el espesor de alguna de estas tuberías puede ser de unos 10 cm para soportar presiones de hasta 200 bar, y los materiales y el sistema de fabricación muy especiales).

En la instalación conviene un menor diámetro: ***menos coste***; pero en la explotación tendríamos una mayor ***destrucción exergética***. Hay que optimizar ambos intereses contrapuestos para encontrar el ***diámetro económico.***

Se está haciendo un estudio sobre el particular

➢ **N**ormalmente el ***soplado de la caldera*** se hace **2** o **3** veces al día. Si no eliminamos las cenizas de los tubos, el calor se transmitiría a través de ellos con más dificultad y los humos llegarían más calientes a los bancos superiores, donde están el ***sobrecalentador*** y el ***recalentador***, y el vapor se calentaría por encima de lo previsto. Hay que atemperarlo, y para ello se toma agua a la salida de la **2ª *bomba de alimentación*** para inyectarla pulverizada en uno o dos puntos del sobrecalentador.

Ambos procesos, ***soplado y atemperación***, destruyen exergía. En un estudio que se hizo a la Central de Puente Nuevo, encontramos que la atemperación destruía más, y que convenía soplar **3** veces al día. Al final se quedó en **2**.

- La Central de Compostilla II en Ponferrada se compone de cinco grupos, y cada uno tiene su propio director.

Aprovechando un curso que di allí sobre ***Termoeconomía en Centrales Térmicas***, departí con cada director su manera de funcionar. Me llamó la atención que uno de ellos no soplaba la caldera; como consecuencia, la atemperación era muy pronunciada. Consultados los resultados de una prueba inmediata a un soplado, comprobamos que no se necesitó atemperación. ***Lógicamente sugerí que se soplara.***

El director de otro grupo me habló de la lata que le estaba dando la válvula reductora de la presión del vapor de soplado de la caldera. A la entrada de las múltiples toberas de soplado sólo se necesitaban **12 bar**, y ese vapor procedía del sobrecalentador **(180 bar)**.

Le sugerí que usara vapor recalentado frío (**40 bar**; ya se había hecho en la Central de Puente Nuevo), en lugar de tomarlo del sobrecalentador. Con ello se mataban dos pájaros de un tiro: menos problemas con la ***válvula reductora*** y ***ahorro exegético.***