



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO
EN INGENIERÍA**

FACULTAD DE INGENIERÍA

**REGENERADORES DE CALOR PARA
PRECALENTAMIENTO DE AIRE DE COMBUSTIÓN.**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

ENERGÍA- PROCESO Y USO EFICIENTE DE ENERGÍA

P R E S E N T A:

LEONARDO FLORES SAUCEDA

TUTOR:

ING. AUGUSTO SÁNCHEZ CIFUENTES

2007



JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: DR. JAIME CERVANTES DE GORTARI

SECRETARIO: ING. AUGUSTO SÁNCHEZ CIFUENTES

VOCAL: DR. ROBERTO BEST Y BROWN

1^{er} Suplente: DR. ARTURO GUILLERMO REINKING CEJUDO

2^{do} Suplente: DR. PABLO ALVAREZ WATKINS

Lugar donde se realizó la tesis:

UNAM, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería

TUTOR DE TESIS:

ING. AUGUSTO SÁNCHEZ CIFUENTES

FIRMA

AGRADECIMIENTOS:

A MI FAMILIA POR SU COMPRENSIÓN Y APOYO.

A MIS MAESTROS POR SU GENEROSIDAD.

AL CONSEJO NACIONAL DE CIENCIA Y TECNOLOGÍA (CONACYT) POR SU
AYUDA ECONÓMICA

A MIS COMPAÑEROS POR SU CAMARADERÍA.

ÍNDICE GENERAL.

PÁGINA

INTRODUCCIÓN.....1

CAPÍTULO 1.

GENERALIDADES SOBRE REGENERADORES Y SU APLICACIÓN.

- 1.1 UNA BREVE DESCRIPCIÓN Y MÉTODOS DE CÁLCULO.....3
- 1.2 EJEMPLOS DE APLICACIÓN DE REGENERADORES A PROCESOS INDUSTRIALES CON GASES DE SALIDA DE ALTA TEMPERATURA.
 - 1.2.1 CASO I.....13
 - 1.2.2 CASO II.....25
- 1.3 PARÁMETROS QUE INTERVIENEN EN OPERACIÓN Y DIMENSIONADO DEL REGENERADOR.....34
- 1.4 EMPAQUE ALTERNATIVO: ARCILLA REFRACTARIA.....35
- 1.5 AJUSTES EN EL DISEÑO POR CONSIDERACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR (CASOS I y II)..... 38
- 1.6 ESCALAMIENTO DEL CASO I.....48

CAPÍTULO 2.

EJEMPLOS DE APLICACIÓN DE REGENERADORES A PROCESOS TEÓRICOS CON GASES DE SALIDA DE TEMPERATURAS INTERMEDIAS ENTRE 1100 °K Y 600 °K (CASOS III AL VIII).....52

- 2.1 RESUMEN DE PROCESOS CON REGENERADOR.....57

CAPÍTULO 3.

PROCESOS TEÓRICOS CON GASES DE TEMPERATURA DE SALIDA MENOR A 600 °K (CASO IX).....58

CAPÍTULO 4.

COMPARACIÓN ENTRE RECUPERADORES DE TUBOS CONCÉNTRICOS Y REGENERADORES.....62

CAPÍTULO 5.

COMPARACIÓN ENTRE RECUPERADORES CON DOBLE RADIADOR Y REGENERADORES.....70

CONCLUSIONES.....79

ANEXOS

CÁLCULOS DEL CASO III (ANEXO 1)	81
CÁLCULOS DEL CASO IV (ANEXO 2).....	89
CÁLCULOS DEL CASO V (ANEXO 3).....	97
CÁLCULOS DEL CASO VI (ANEXO 4).....	105
CÁLCULOS DEL CASO VII (ANEXO 5).....	110
CÁLCULOS DEL CASO VIII (ANEXO 6).....	115
CÁLCULOS DEL CASO IX (ANEXO 7).....	120
CÁLCULO CONJUNTO TUBOS CONCÉNTRICOS (ANEXO 8).....	124
CÁLCULO DEL CONJUNTO DOBLE RADIADOR (ANEXO 9).....	129

BIBLIOGRAFÍA.....	135
-------------------	-----

NOMENCLATURA.....	138
-------------------	-----

ÍNDICE DE FIGURAS.

PÁGINA

<u>1.1:</u> OPERACIÓN CONTINUA DE REGENERADORES.....	3
<u>1.2:</u> EFICIENCIA DE REGENERADORES.....	7
<u>1.3:</u> DIAGRAMA DE BLOQUES EN APLICACIÓN DE REGENERADORES.....	9
<u>1.4:</u> PROCESO ORIGINAL DEL CASO I.....	13
<u>1.5:</u> PROCESO CON REGENERADOR DEL CASO I.....	17
<u>1.6:</u> ESQUEMA DEL REGENERADOR DEL CASO I.....	19
<u>1.7:</u> PROCESO ORIGINAL DEL CASO II.....	25
<u>1.8:</u> PROCESO CON REGENERADOR DEL CASO II.....	28
<u>1.9:</u> DIAGRAMA DE HORNO PARA AJUSTE POR TEMPERATURA.....	39
<u>1.10:</u> PROCESO ORIGINAL EN ESCALAMIENTO DEL CASO I.....	48
<u>1.11:</u> PROCESO CON REGENERADOR EN ESCALAMIENTO DEL CASO I.....	49
<u>2.1:</u> PROCESOS ORIGINALES PARA CASOS DEL III AL VIII.....	52
<u>3.1:</u> DIAGRAMA DE OPERACIÓN CASO IX.....	60
<u>4.1:</u> PROCESO CON RECUPERADOR DE DOBLE TUBO EN CASO II.....	65
<u>5.1:</u> PROCESO GENÉRICO CON RECUPERADOR DE DOBLE RADIADOR.....	71
<u>5.2:</u> PROCESO ORIGINAL DEL CASO V.....	72
<u>5.3:</u> PROCESO CON RECUPERADOR DE DOBLE RADIADOR PARA CASO V.....	74

INTRODUCCIÓN.

Dentro del marco del ahorro y uso eficiente de energía considero un desperdicio de ésta y una contribución a la ineficiencia de procesos de combustión en general el permitir altas temperaturas en los gases de descarga al ambiente, que además redundan en contaminación térmica.

Está el agravante de que en los procesos de combustión entre mayor sea la temperatura de operación en el horno, mayor será la temperatura de los gases de descarga y consecuentemente mayor será la ineficiencia energética del proceso si no se cuenta con un sistema de recuperación de energía.

Por el concepto termodinámico de exergía sabemos que para obtener el máximo trabajo disponible real, todo el calor que va a ser eliminado de un sistema debe serlo a la temperatura de los alrededores, es decir, debemos sacar los gases a la menor temperatura posible cercana a la temperatura ambiente (similarmente y por la misma razón la expansión de gases debe hacerse a la presión de los alrededores para minimizar el trabajo $p\,v$ que no se utiliza).

Considerado lo anterior, nuestro enfoque primario es enfriar los gases producto de la combustión, aprovechando su energía para precalentar el aire necesario para la misma, lo que permite el ahorro de combustible.

Para evaluar hasta que temperatura mínima podemos enfriar los gases de salida tenemos las siguientes consideraciones:

Para el vapor de agua sin SO_x , a presiones cercanas a una atmósfera, el punto de rocío es aproximadamente $49\text{ }^\circ\text{C}$ pero al considerar la presencia de H_2SO_4 (SO_3 disuelto en agua) y H_2SO_3 (SO_2 disuelto en agua) cuyas presiones de vapor son menores que la del agua tendremos puntos de rocío de los ácidos correspondientemente mayores a $49\text{ }^\circ\text{C}$.

Se han observado puntos de rocío algo mayores a $121\text{ }^\circ\text{C}$ en gases efluentes provenientes de la combustión de carbones con alto contenido de azufre (ref.19, secc. 4, pag. 89).

Este problema de alta temperatura de condensación no se presenta en combustibles con bajo contenido de azufre como son gas natural, gas LP, nuevo Diesel y carbón gasificado.

En el análisis que se presenta consideramos enfriar los gases para obtener temperaturas de gases de salida ya enfriados (en principio en un regenerador) de aproximadamente $137\text{ }^\circ\text{C}$ para el caso de gases que originalmente tenían altas temperaturas de salida, y consideramos temperaturas de gases de salida ya enfriados de aproximadamente $114\text{ }^\circ\text{C}$ para el caso de gases obtenidos de la combustión de combustibles con bajo azufre.

OBJETIVO

El objetivo es analizar diferentes opciones que nos permitan aprovechar la energía de los gases producto de la combustión de modo que precalentemos el aire necesario para la misma, lo que resulta en un sustancial ahorro de combustible con los consiguientes beneficios económicos y ambientales, recordando que el común denominador de cualquier combustión es el uso del aire (o del O_2 que éste contiene) y que combustible no quemado es contaminante no generado y recurso mantenido.

La combustión misma procede más rápidamente con aire precalentado.

Éste enfoque de aprovechamiento también puede aplicarse a cámaras de incineración en donde la corriente gaseosa a incinerar hace las veces de aire frío para la combustión.

ALCANCE.

En éste trabajo utilizamos regeneradores de calor de lecho fijo para recuperar energía de gases calientes aun cuando estén algo sucios o puedan sean reactivos a los materiales de un recuperador de calor operando en estado estable.

Los aplicamos a procesos de combustión ya existentes, comparando termodinámicamente ambos procesos: original sin regenerador y proceso con regenerador.

Los sistemas de combustión existentes estudiados descargan gases a temperaturas comprendidas entre $1242\text{ }^\circ\text{K}$ y $600\text{ }^\circ\text{K}$.

Los comparamos contra las tecnologías de recuperadores de calor (que trabajan en estado estable) primeramente contra la versión de doble tubo (gases de alta temperatura por el tubo interior y aire frío por el ánulo) y posteriormente, cuando los gases salen con temperaturas menores a $900\text{ }^\circ\text{K}$, contra un sistema recuperador de intercambiadores dobles (uno para los gases calientes y otro para el aire frío) con fluido térmico recirculando entre ellos.

También presentamos un método indirecto de ahorro de combustible aplicable a procesos con gases de originalmente muy baja temperatura de salida, menor a $600\text{ }^\circ\text{K}$, en donde si bien los gases no calientan el aire necesario para la combustión sí ceden calor para calentar otros fluidos de proceso, ahorrando combustible en el planteamiento general.

CAPÍTULO 1.

GENERALIDADES SOBRE REGENERADORES Y SU APLICACIÓN.

1.1 UNA BREVE DESCRIPCIÓN Y MÉTODOS DE CÁLCULO.

Los regeneradores de calor son equipos que usan sólidos como intermediarios en la transferencia de calor de un fluido gaseoso a otro, aprovechando que tienen una capacidad calorífica muy grande, sobre la base de volumen, en comparación con la de los gases.

Los sólidos pueden ser cualquier material adecuado para soportar las temperaturas de operación del regenerador: metales, arcilla, alúmina, etc.

Operan en estado transitorio, no estable, significando que la temperatura de los sólidos varía con el tiempo además de con la posición que ocupen en el regenerador.

Esto requiere una operación en dos etapas:

En la primera, el gas caliente cede su calor a los sólidos fríos, los sólidos se calientan.

En la segunda etapa los sólidos devuelven éste calor al otro gas frío.

Los regeneradores pueden ser de Lecho Fijo o Rotatorios.

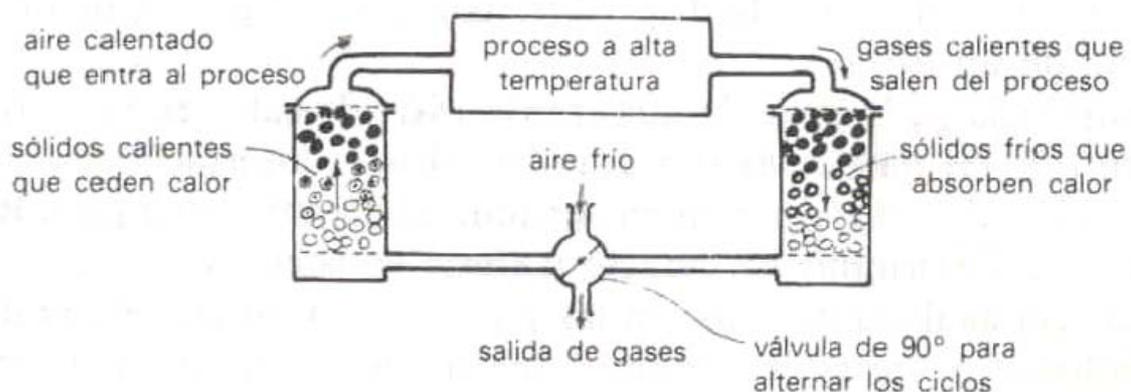
En el presente trabajo se realiza el análisis de enfriamiento de gases de combustión, empleando los de lecho fijo por las siguientes consideraciones:

- son compactos
- no presentan gran riesgo de mezclado entre gases
- están destinados a instalaciones fijas

Los regeneradores de lecho fijo en operación continua se usan duplicados.

Figura 1.1

Diagrama de operación continua:



MÉTODOS DE CÁLCULO DE REGENERADORES.

Para el dimensionamiento de los regeneradores nos basaremos en los métodos de Mills (ref. 4) y de Levenspiel (refs. 1 y 5) con los cuales, para obtener una cierta eficiencia en el regenerador, podremos conocer las dimensiones del mismo (d_c , L), considerando el diámetro de esferas y peso del material del empaque (d_p , W_s) que hayamos seleccionado, y finalmente las características de la operación (t_a y ΔP de cada fluido).

MÉTODO DE MILLS:

El método de Mills ejemplifica el enfoque dominante en la solución de las ecuaciones que gobiernan la operación de regeneradores.

Las ecuaciones gobernantes para regeneradores son ecuaciones diferenciales parciales ya que las temperaturas en el intercambiador son función de la posición y del tiempo.

En general éstas ecuaciones se resuelven usando métodos numéricos más que analíticos.

El enfoque en el método de Mills es derivar las ecuaciones gobernantes y hacerlas adimensionales para identificar los grupos adimensionales pertinentes.

Los resultados se presentan en forma de una gráfica en términos de éstos grupos.

Algunas particularidades del método son:

- 1- Calcula la eficiencia del regenerador mediante la solución periódica simultánea, con métodos numéricos, de dos ecuaciones diferenciales parciales a las que arriba realizando un balance energético en un elemento diferencial del sólido de la matriz.
- 2- Nos presenta una gráfica de la eficiencia en función de dos parámetros más adelante definidos: NTU y R_R
- 3- Supone operación simétrica en el regenerador, es decir, $(m C)_{gases} = (m C)_{aire}$, lo que para una combustión es muy razonable pues los flujos másicos son similares, así como las temperaturas promedio cuando hay una buena eficiencia del regenerador.
- 4- Para transferencia de calor aplica con valores de Re entre 20 y 10000
- 5- Para caída de presión de los fluidos usa la ecuación de Ergun con valores de Re entre 1 y 10000
- 6- En su gráfica considera eficiencia para valores entre 0.5 y 0.95 con valores de $NTU \leq 20$
- 7- Considera conductividad infinita dentro del sólido de la matriz, es decir, toda la resistencia térmica está en la superficie del sólido.

8- Supone no hay conducción de calor entre las partículas, tanto en la dirección del flujo de gases como en la dirección perpendicular a éste (algo razonable para partículas pero no para una estructura monolítica).

MÉTODO DE LEVENSPIEL

Usa el enfoque de dispersión.

Describe cada uno de los tres factores de dispersión mediante un fenómeno tipo difusión.

Esto lleva para los sólidos a curvas temperatura-distancia simétricas en forma de S, la integral de la curva de distribución Gaussiana, que se puede caracterizar por su varianza σ^2 .

Si suponemos independencia de los tres fenómenos de dispersión podemos sumar las varianzas para dar:

$$\sigma^2 \text{ total} = \sigma^2 \text{ gas/dispersión} + \sigma^2 \text{ película/resistencia} + \sigma^2 \text{ partícula/conducción}$$

Éste enfoque debe aproximar razonablemente bien la distribución real de temperatura en un regenerador suficientemente largo.

Algunas particularidades del método son:

- 1- Se basa en el modelo de dispersión del frente de temperatura que avanza, causada por dispersión axial del flujo de gas, dispersión por resistencia de la película sólido-gas y dispersión por resistencia a la conducción dentro de la partícula.
- 2- La operación no necesariamente es simétrica, pero si éste fuera el caso su solución está condicionada a una asimetría grande. Esto significa que hay soluciones para el caso simétrico y para el caso de una asimetría grande. Para casos intermedios no hay solución.
- 3- Nos presenta una gráfica de la eficiencia en función de dos parámetros adimensionales más adelante definidos: P y Q.
- 4- No hay límite del valor de Re
- 5- Calcula caída de presión de los fluidos mediante una derivación de la ecuación de Ergun que considera la variación de la densidad de un gas ideal con la presión.
- 6- Aplica para regeneradores largos, con valor de $M \geq 2.5$ (tal vez desde $M \geq 1.8$ sin gran pérdida de exactitud). El parámetro M se define más adelante.
- 7- Supone no hay conducción de calor entre las partículas en la direcciones perpendicular y axial al flujo de gases.

- 8- Evalúa desde eficiencia mínima de 0.84 (aunque puede ser desde 0.80 con extrapolación) hasta la eficiencia máxima de 1.0
- 9- Considera la resistencia térmica por conductividad finita dentro del sólido de la matriz.

CONSIDERANDOS:

Usaremos ambos métodos donde ambos puedan ser aplicados (para eficiencias superiores a 0.8) y tomaremos la eficiencia (η) promedio de las eficiencias resultantes, lo que nos permitirá saber el ΔT del fluido en el regenerador y consecuentemente el calor recuperado.

Consideraremos flujos simétricos tomando como flujo másico del fluido (m) el promedio de los flujos másicos de los gases y del aire.

Tomaremos la temperatura del regenerador (T) como la promedio de las de entrada y salida del aire y de los gases.

En lo referente a la transferencia de calor consideraremos las propiedades de los gases como pertenecientes al aire.

Diferenciaremos entre caídas de presión del aire y de los gases con sus correspondientes promedios de temperaturas, densidades, viscosidades, pesos moleculares y flujos másicos.

Serán operaciones periódicas en contra-corriente pues dan mayor eficiencia y tienden a evitar obstrucciones en el lecho.

Consideraremos una fracción hueca (ε) en el lecho de esferas = 0.4

Consideraremos el valor de $(Pr)^{1/3} = 0.89$, tanto para gases como para el aire.

Figura 1.2
Diagrama de eficiencia de Levenspiel.

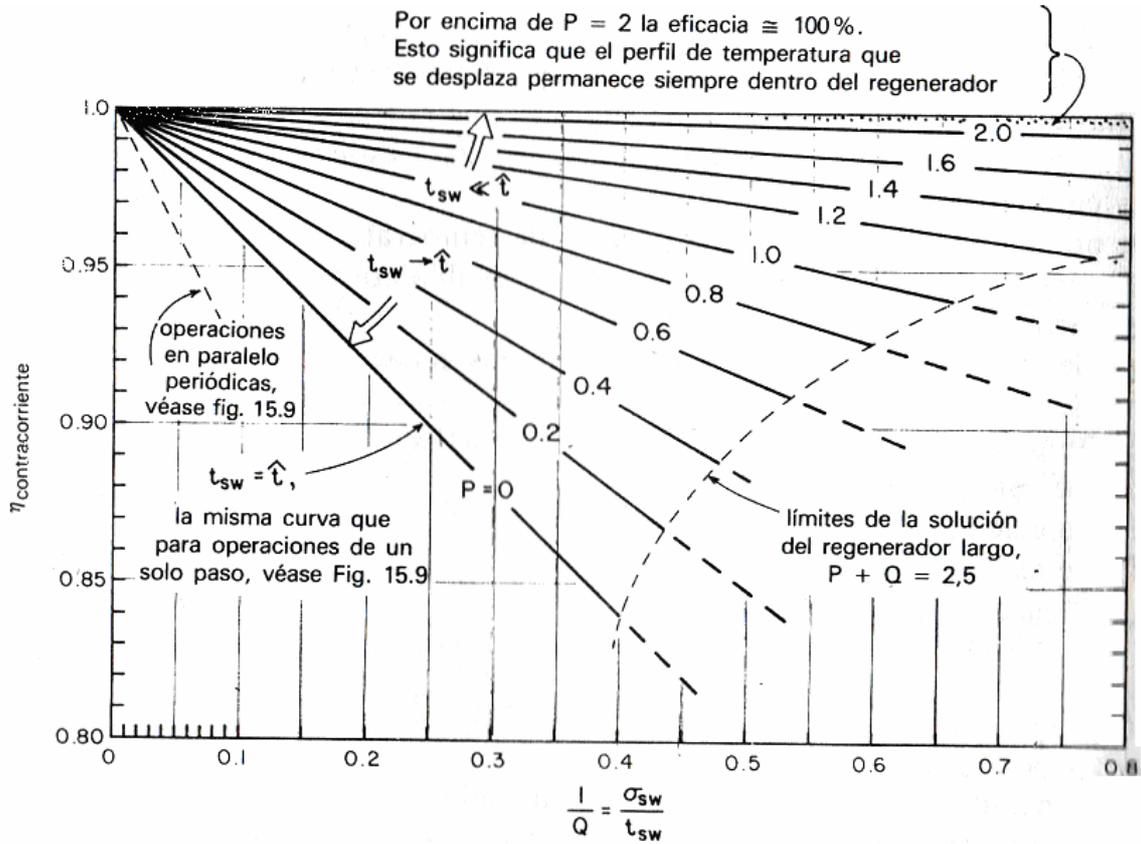
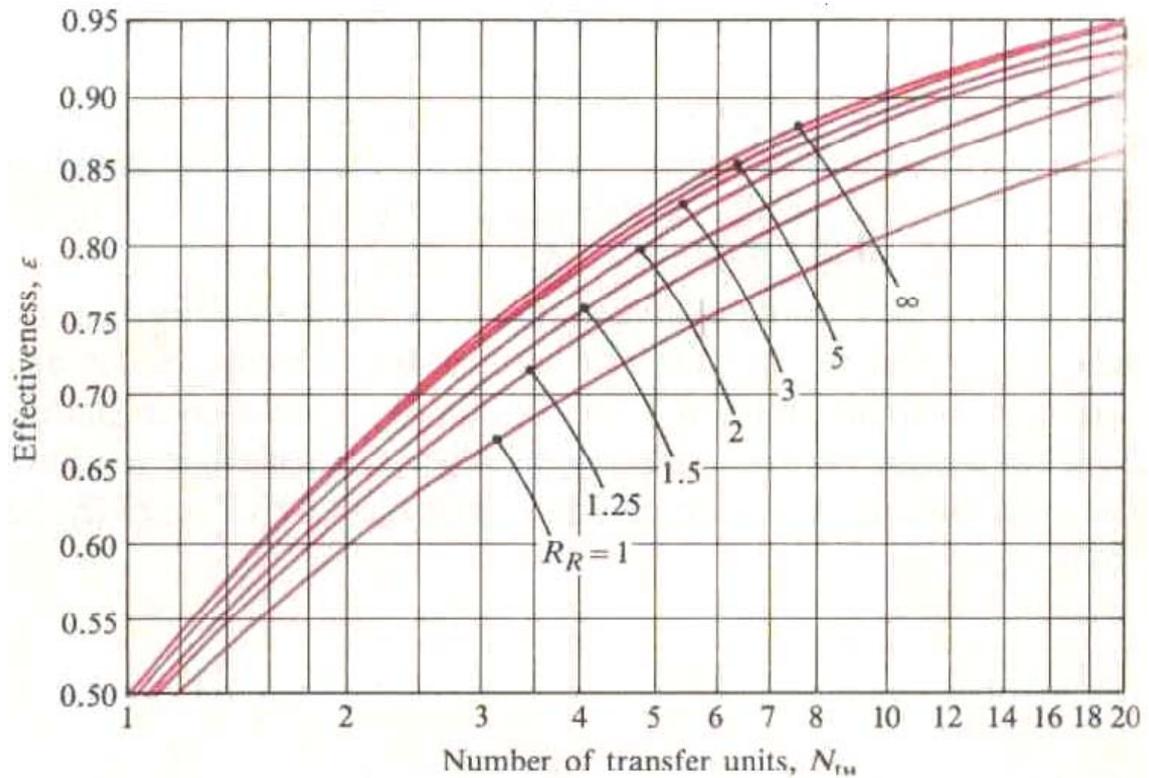


Diagrama de eficiencia de Mills.



Resumen de la aplicación de ambos métodos:Método de Mills.

$$A_c = \Pi d_c^2 / 4$$

$$G_o = m / A_c$$

$$Re = d_p G_o / (1 - \varepsilon) \mu$$

$$= d_p G_o / 0.6 \mu$$

$$Nu = 0.445 Re^{1/2} + 0.178 Re^{2/3}$$

$$h = 1.5 Nu * k / d_p$$

$$NTU = 3.6 h L / (G_o C d_p)$$

$$W_s = A_c * L (1 - \varepsilon) \rho_s = 0.6 * A_c * L * \rho_s$$

$$t_c = W_s C_s / (m C)$$

$$R_R = t_c / t_a$$

tiene gráfica de η vs NTU, con

R_R como parámetro.

Para una cierta eficiencia η requerimos un valor de NTU y un valor de R_R , mismos que dependen de L y t_a , respectivamente.

Método de Levenspiel.

$$Re = d_p G_o / \mu$$

$$Nu = 2 + 1.6 Re^{1/2}$$

$$h = Nu * k / d_p$$

$$1/M^2 = d_p/L + G_o C d_p / (1.8 h L) + G_o C d_p^2 / (18 k_s L)$$

$$1/M^2 = \sigma^2 / t_c^2 \leq 0.16$$

$M \geq 2.5$ para regeneradores largos.

$\sigma^2 =$ la varianza

$\sigma =$ el ensanchamiento del frente de temperatura que avanza.

$$\sigma = t_c / M$$

$$\sigma_a = \sigma / (R_R)^{1/2}$$

$$P = (t_c - t_a) / \sigma_a$$

$$1/Q = \sigma_a / t_a$$

Se tiene gráfica de η vs $1/Q$, con

P como parámetro.

Para una cierta eficiencia η

necesitamos ciertos valores de L y t_a .

METODOLOGÍA DE APLICACIÓN DE REGENERADORES A UN PROCESO EXISTENTE DE COMBUSTIÓN.

- (1) Debemos caracterizar el proceso original respecto a algunos valores clave: Flujo másico de gases de combustión (m_g), el calor transferido en el sistema de combustión (q producto) y la temperatura adiabática en el horno de combustión.
- (2) En la aplicación del regenerador al sistema de combustión original para obtener gases de salida a una temperatura cercana a 400 °K, debemos respetar los valores fijados en el punto anterior.

De ésta manera no necesitaremos modificar el sistema original de intercambio de calor.

- (3) Para la caracterización del proceso con regenerador debemos obtener los nuevos flujos de combustible y aire, cuya suma es m_g del punto (1), además de obtener en el regenerador las temperaturas de entrada y salida de los gases y del aire, todo lo cual nos define la eficiencia requerida en el regenerador.

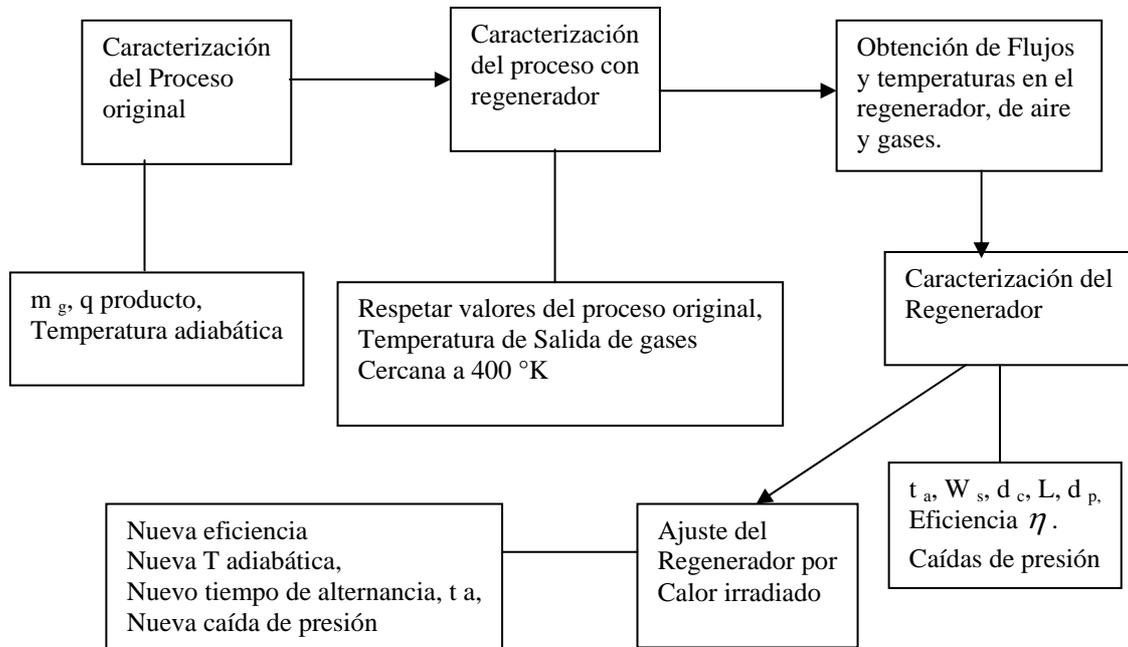
(4) Ahora caracterizamos el regenerador en cuanto a dimensiones, características del empaque o sólido de relleno, caídas de presión de los fluidos y tiempo de alternancia (t_a) necesario.

(5) Posteriormente hacemos un ajuste en el cálculo del regenerador para elevar algo la temperatura adiabática obtenida en el punto (1), con la finalidad de mantener en el sistema de combustión el calor originalmente transferido por radiación.

Como resultado tendremos un valor ligeramente reducido del tiempo de alternancia (t_a) obtenido en el punto (4).

Figura 1.3

Diagrama de bloques.



SECUENCIA DE CÁLCULO EN APLICACIÓN DE REGENERADORES A UN PROCESO EXISTENTE DE COMBUSTIÓN.

(1) CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO ORIGINAL.

Debemos conocer el calor producto (q_{producto}), el flujo másico de gases de salida y la temperatura adiabática en el horno:

- 1- Obtenemos el flujo másico del combustible y el flujo másico del aire, la suma de los cuales nos da el flujo másico de gases de salida.

- 2- Con el flujo másico del combustible y su poder calorífico superior obtenemos la entalpia (H) del combustible.
- 3- Con la reacción entre el combustible y el aire obtenemos la composición de los gases de salida.
- 4- Con la temperatura y composición de los gases de salida obtenemos la entalpia de los gases de salida.
- 5- Con un balance energético de conjunto obtenemos el q producto:
q producto = H combustible – H gases de salida.
- 6- Con H combustible y composición de los gases obtenemos la temperatura adiabática en el horno.
- 7- Obtenemos B d = B combustible - B q producto - B gases salida.
- 8- Obtenemos eficiencia energética = q producto/H combustible
- 9- Obtenemos eficiencia exergética = 1- B d / B combustible

(2) CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON REGENERADOR.

Debemos respetar los valores de q producto, flujo másico de gases y la temperatura adiabática del horno, correspondientes al proceso original.

10- Deseamos un flujo másico de combustible que nos dé una temperatura de gases de salida de aproximadamente 400 °K, por lo cual iniciamos con un procedimiento iterativo:

- Suponemos flujo másico de combustible, obtenemos H combustible.
- Calculamos flujo másico de aire = flujo másico original de gases – flujo supuesto de combustible.
- Hacemos la reacción entre combustible supuesto y aire calculado.
- Obtenemos la composición de los gases de salida.
- Con un balance energético de conjunto obtenemos H de gases de salida:
H gases salida = H combustible – q producto.
- Con H gases de salida y composición de los gases verificamos que su temperatura sea cercana a 400 °K.

Si hay mucha diferencia contra 400 °K, suponemos otro flujo másico de combustible y reiniciamos el proceso.

- 11- Con la composición de los gases y temperatura adiabática original obtenemos H gases en el horno.
- 12- Obtenemos H aire precalentado = H gases en horno – H combustible.
- 13- Obtenemos temperatura del aire precalentado (aire del regenerador).
- 14- Obtenemos H gases al regenerador = H gases en el horno- q producto.
(Alternativamente: H gases al regenerador = H aire precalentado + H gases de salida).
- 15- Obtenemos temperatura de gases al regenerador.
- 16- Obtenemos la eficiencia (η) requerida en el regenerador:
$$\eta = 2 / (ITD) (1/\Delta T_g + 1/\Delta T_a).$$
- 17- Obtenemos B d = B combustible – B q producto – B gases salida.
- 18- Obtenemos eficiencia energética = q producto/H combustible
- 19- Obtenemos eficiencia exergética = 1-B d / B combustible.

COMPARAMOS TERMODINÁMICAMENTE AMBOS PROCESOS Y CALCULAMOS LOS AHORROS DE COMBUSTIBLE Y EXERGÍA OBTENIDOS COMO CONSECUENCIA DE HABER APLICADO EL REGENERADOR.

(3) CARACTERIZACIÓN DEL REGENERADOR.

- 1- Seleccionamos la geometría del regenerador, cilíndrico en nuestro caso.
- 2- Seleccionamos d_c llevando en mente obtener una G_o que no nos dé una ΔP excesivamente grande para los fluidos. (Ésto se verifica al final).
- 3- Obtenemos A_c , m y G_o .
- 4- Seleccionamos material de esferas del empaque y d_p del mismo.

Primero aplicamos el método de Mills:

- 5- Calculamos Re y Nu .
- 6- Calculamos $T = 1/4 (T_{\text{inicial aire}} + T_{\text{final aire}} + T_{\text{inicial gases}} + T_{\text{final gases}})$
Obtenemos propiedades del fluido a esa temperatura T : μ_{aire} , k_{aire} , C .
Obtenemos propiedades del sólido a esa temperatura T : C_s , k_s , ρ_s
- 7- Obtenemos h , obtenemos NTU en función de L
- 8- Obtenemos L para $NTU = 20$
- 9- Obtenemos W_s , obtenemos t_c .
- 10- En la gráfica de Mills ubicamos la η requerida para el regenerador, con $NTU = 20$, y obtenemos el correspondiente valor de R_R .
- 11- Obtenemos $t_a = t_c / R_R =$ tiempo de alternancia (s)

Luego aplicamos el método de Levenspiel:

- 12- Obtenemos Re multiplicando por 0.6 el valor de éste obtenido en punto (5)
- 13- Obtenemos Nu y h , obtenemos $1/M^2$ en función de L .
- 14- Aplicamos L obtenida en punto (8) y obtenemos $1/M$ (verificamos que $1/M \leq 0.4$).
- 15- Obtenemos σ_a , y con el valor de R_R del punto (10) obtenemos σ_a .
- 16- Obtenemos P , con t_c del punto (9) y t_a del punto (11)
- 17- Obtenemos $1/Q$, con t_a del punto (11) y σ_a del punto (15).
- 18- En la gráfica de Levenspiel obtenemos η del regenerador y comparamos contra el valor requerido en punto (16) del apartado (2). Deben ser muy aproximados.
- 19- Calculamos la caída de presión del aire y de los gases de combustión, siguiendo los pasos del apartado (5) que está más adelante.

(4) AJUSTE DEL REGENERADOR.

- 20- Calculamos el calor irradiado originalmente en el horno sin regenerador, correspondiente a la composición inicial de los gases de combustión y a su temperatura de salida del horno.
- 21- Ahora en el proceso con regenerador, con la nueva composición de los gases consecuencia del ahorro de combustible, mediante un procedimiento iterativo

obtenemos una nueva y aumentada temperatura de salida de gases del horno que nos permita obtener el calor originalmente irradiado.

22- Calculamos la nueva y aumentada eficiencia requerida en el regenerador, misma que obtenemos simplemente calculando una disminución en el tiempo de alternancia (t_a) previamente calculado en el punto (11).

23- Con las nuevas temperaturas promedio de los fluidos, obtenemos sus nuevas y ligeramente aumentadas caídas de presión.

(5) CÁLCULO DE CAÍDA DE PRESIÓN PARA CADA FLUIDO POR SEPARADO.

Para el aire:

24- Obtenemos T promedio del aire = $1/2 (T_{\text{inicial}} + T_{\text{final}})$

Obtenemos propiedades a esa T: μ aire, ρ aire

Obtenemos PM (= 0.02884).

25- Calculamos G_o para el aire = m_a / A_c

26- Aplicamos en la ecuación de Ergun modificada:

$$\frac{P_2^2 - (101325)^2}{2G_o^2 R T / PM} = 844 \mu L / d p^2 G_o + 16.41 L / d p$$

$$\Delta P = (P_2 - 101325) \text{ Pa}$$

$$\text{Potencia (HP)} = \Delta P * m_a * 0.001341 / \rho$$

Para los gases:

27- Obtenemos T promedio del gas = $1/2 (T_{\text{inicial gases}} + T_{\text{final gases}})$

Obtenemos PM y propiedades de gases a esa T: μ del aire y ρ gases.

28- Calculamos G_o de gases = m_g / A_c

29- Aplicamos en la ecuación de Ergun modificada

30- Obtenemos ΔP y potencia para los gases.

Al terminar los cálculos verificamos que las caídas de presión de los fluidos no sean excesivas, de modo que no requiramos una gran potencia para moverlos.

1.2 EJEMPLOS DE APLICACIÓN DE REGENERADORES A PROCESOS INDUSTRIALES CON GASES DE SALIDA DE ALTA TEMPERATURA.

A continuación presentamos casos de aplicación de regeneradores a dos procesos industriales con gases de alta temperatura de salida, con la finalidad de analizar comparativamente el proceso antes y después de la aplicación del regenerador y ver el ahorro de combustible conseguido, además de ejemplificar el enfoque de aproximación de la aplicación del regenerador y el cálculo del mismo, respetando las características de transferencia de calor del proceso original.

1.2.1 CASO I.

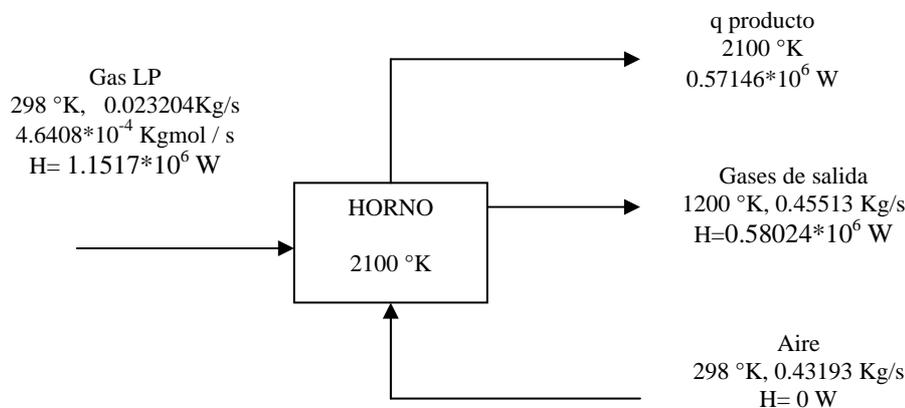
Temperatura original de gases de salida = 1200 °K = 927 °C

PROCESO ORIGINAL

Es una fábrica de óxido de zinc que usa gas LP como combustible a razón de 110 m³ por mes quemándolo con 20% de aire en exceso.

Figura 1.4

Diagrama de proceso original.



CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO ORIGINAL

Datos de Gas LP:

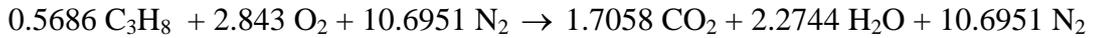
$$PM = 0.050 \text{ Kg/mol} = 50 \text{ Kg/ Kg mol}$$

	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀
Fracción mol	0.5686	0.4314
Fracción peso	0.50	0.50

$$H_{\text{combustible}} = 49.6338 \cdot 10^6 \text{ J/Kg (poder calorífico superior)}$$

(1) Reacción de combustión.

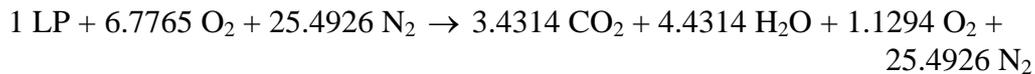
Reacción estequiométrica por mol de combustible:



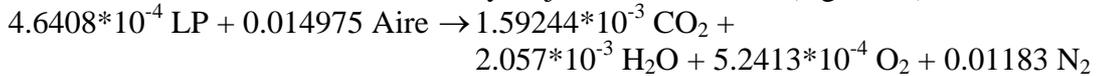
Sumando reactivos y productos:



Con 20% de exceso de aire:



Reacción con 20% de exceso de aire y flujos másicos reales (Kg mol/s):



$$\% \text{ mol } i = (\text{moles } i / \text{moles totales}) 100$$

$$\% \text{ peso } i = (\text{peso } i / \text{peso total}) 100$$

$$\text{Peso } i = \text{mol } i * \text{peso molecular } i$$

Composición de gases de salida:

Componente	% mol	% peso	Kg mol/s
CO ₂	9.95	15.39	1.59244*10 ⁻³
H ₂ O	12.85	8.13	2.057*10 ⁻³
O ₂	3.28	3.69	5.2413*10 ⁻⁴
N ₂	73.92	72.79	0.01183

$$PM = 0.02844$$

En general, para cualquier proporción en las cantidades molares del combustible LP y del aire, tendremos para los gases de combustión resultantes:

$$\text{moles CO}_2 = 3.4314 * \text{moles LP}$$

$$\text{moles H}_2\text{O} = 4.4314 * \text{moles LP}$$

$$\text{moles N}_2 = 0.79 * \text{moles aire}$$

$$\text{moles O}_2 = 0.21 * \text{moles aire} - 5.6471 * \text{moles LP}$$

$$H_{\text{combustible}} = 49.6338 \cdot 10^6 * 0.023204 = 1.1517 * 10^6 \text{ W}$$

(2) Temperatura adiabática de reacción.

$$\text{Una temperatura tal que } H_{\text{de gases}} = 1.1517 * 10^6 \text{ W}$$

Usando la composición y flujo de los gases más las tablas de H vs T, en las cuales:

$$H_{i,T} = (T-298) C_{p,i}$$

$C_{p i}$ (J/Kgmol °K) @ Temperatura T (°K)

Componente	T (°K)	$H * 10^{-7}$ (J/Kg mol)
CO ₂	2100	9.55
H ₂ O	2100	12.23
O ₂	2100	6.18
N ₂	2100	6.04

$$H_{\text{gases}} = 9.55 * 1.59244 * 10^4 + 12.23 * 2.057 * 10^4 + 6.18 * 5.2442 * 10^3 + 6.04 * 0.011831 * 10^7$$

$$= 1.151 * 10^6 \text{ W} \approx 1.1517 * 10^6 \text{ W}$$

Donde:

$$H_{\text{gases}} (\text{W}) = \sum (H_i) * (\text{Kg mol}_i / \text{s})$$

$$H_i \text{ de tablas (J/Kg mol}_i)$$

Por tanto, la temperatura adiabática es 2100 °K (1827 °C)

(3) Análisis exergético.

Cálculo de exergías (B).

a) $B_q = q (1 - T_{\text{referencia}} / T)$

$$B_q = 0.57146 * 10^6 (1 - 298/2100) \text{ W} = 0.4904 * 10^6 \text{ W}$$

b) $B_{\text{combustible}} = B_{\text{C}_3\text{H}_8} * \text{fracción mol C}_3\text{H}_8 + B_{\text{C}_4\text{H}_{10}} * \text{fracción mol C}_4\text{H}_{10}$

$$B_{\text{C}_3\text{H}_8} = 2109.69 * 10^6 \text{ J/Kg mol}$$

$$B_{\text{C}_4\text{H}_{10}} = 2747.98 * 10^6 \text{ J/Kg mol}$$

$$B_{\text{combustible}} = (2109.69 * 0.5686 + 2747.98 * 0.4314) * 10^6 = 2385 * 10^6 \text{ J/Kg mol}$$

$$= 47.7 * 10^6 \text{ J/Kg}$$

$$B_{\text{total combustible}} = 2385 * 10^6 \text{ J/Kg mol} * 4.6408 * 10^{-4} \text{ Kg/mol s}$$

$$= 1.1068308 * 10^6 \text{ W}$$

c) B de gases de salida.

i = componente

$B_i = B_{\text{presión } i} + B_{\text{temperatura } i}$

$B_{\text{presión } i} (\text{J/Kg mol } i) = 1000 R * T_{\text{ref.}} * \ln (P_i / P_{\text{referencia}})$

$T_{\text{ref}} = 298 \text{ °K}$

$B_{\text{presión } i} (\text{J/Kgmol } i) = 2.48 * 10^6 * \ln (P_i / P_{\text{referencia}})$

$P_{\text{referencia}} = P_{\text{total}} = 1 \text{ atm.}$

$$P_i = \text{fracción mol } i * P_{\text{total}}$$

$$(P_i / \text{presión referencia}) = \text{fracción mol de } i$$

$$B_{\text{presión } i} (\text{J/Kg mol } i) = 2.48 * 10^6 \ln (\text{fracción mol } i)$$

$$B_{\text{temperatura } i} (\text{J/Kg mol } i) = H - 298 * S_{(T)}$$

$$= C_p (T - T_{\text{ref.}}) - T_{\text{ref.}} * C_p * \ln (T / T_{\text{ref.}})$$

$$C_p = \text{calor específico promedio, J/Kg mol } ^\circ\text{K}$$

$$B_{\text{temperatura } i} (\text{J/Kg mol } i) \text{ se encuentra en tablas para el componente } i @ T_i.$$

$$\text{Flujo } i = \text{Kg mol } i / \text{s}$$

$$B_{\text{gases}} (\text{W}) = \sum B_i * \text{flujo } i$$

Comp.	Kgmol/s	T (°K)	10^{-6} J/Kgmol			10^{-6} W
			B temp.	B presión	B i	B
CO ₂	$1.5928 * 10^{-3}$	1200	25.0	-5.7100	19.29	0.030725
H ₂ O	$2.057 * 10^{-3}$	1200	19.1	-5.0980	14.00	0.028796
O ₂	$5.2442 * 10^{-4}$	1200	16.3	-8.4750	7.825	0.004104
N ₂	0.011831	1200	15.4	-0.7494	14.6506	<u>0.173331</u>

$$B_{\text{gases de salida}} = \Sigma = 0.23695 * 10^6 \text{ W}$$

$$B_{\text{destruida en el proceso}} = B_d$$

$$B_d = \sum B_{\text{entrada}} - \sum B_{\text{salida}} = B_{\text{combustible}} - B_{\text{q producto}} - B_{\text{gases de salida}}$$

$$= (1.10683 - 0.4904 - 0.23695) 10^6 \text{ W} = 0.38 * 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Eficiencia exergética} = 1 - (B_d / \sum B_{\text{entrada}}) = 1 - (0.38 / 1.10683) = 0.657$$

$$\text{Eficiencia energética} = q_{\text{producto}} / H_{\text{entrada}} = 0.57146 / 1.1517 = 0.496$$

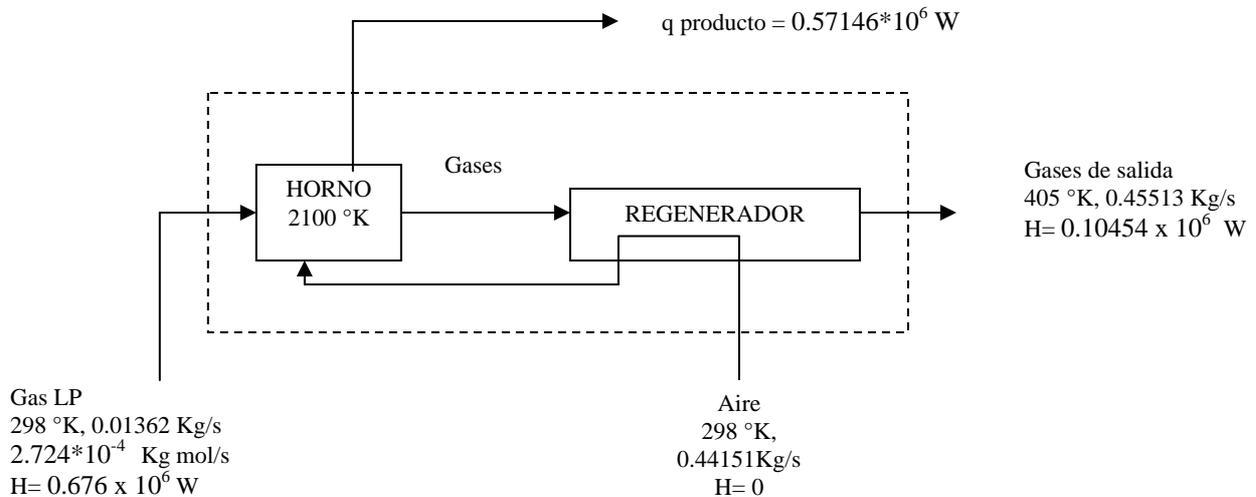
PROCESO CON REGENERADOR.

En orden de respetar el proceso original debemos mantener constantes el calor producto ($q_{\text{producto}} = 0.57146 \cdot 10^6 \text{ W}$), la temperatura adiabática en el horno (2100 °K en principio) y el flujo de gases (0.45513 Kg/s).

En el proceso variaremos ligeramente la composición de los gases de salida como consecuencia de quemar menos combustible

Figura 1.5

Diagrama del proceso con regenerador.



CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON REGENERADOR.

Necesariamente iniciamos con un procedimiento iterativo: suponemos un flujo de combustible, efectuamos la reacción con el flujo másico de aire previamente calculado para darnos el flujo másico original de los gases, obtenemos la composición de los gases, obtenemos la entalpía de los mismos haciendo un balance energético de conjunto y finalmente obtenemos la temperatura de los gases que queremos cercana a 400 °K .

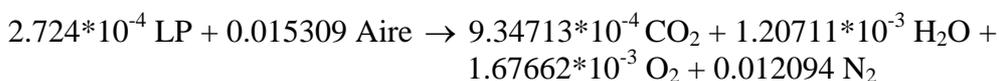
(1) *Suponemos* un flujo de combustible alimentado:

$$\text{Flujo de Combustible alimentado} = 2.724 \cdot 10^{-4} \text{ Kg mol/s} = 0.01362 \text{ Kg/s}$$

$$\text{Flujo de aire} = (0.45513 - 0.01362) \text{ Kg/s} = 0.44151 \text{ Kg/s} = 0.015309 \text{ Kg mol/s}$$

$$H_{\text{combustible}} = 0.01362 \text{ Kg/s} \cdot 49.6338 \cdot 10^6 \text{ J/Kg} = 0.676 \cdot 10^6 \text{ W}$$

Reacción (Kg mol/s):



De aquí sale la composición de los gases:

<u>Componente</u>	<u>% mol</u>	<u>% peso</u>
CO ₂	5.874	9.03
H ₂ O	7.5859	4.78
O ₂	10.5365	11.79
N ₂	76.0036	74.40

PM = 0.02860

Balance de conjunto:

$$\begin{aligned} H \text{ gases salida} &= H \text{ combustible} - q \text{ producto} \\ &= (0.676 - 0.57146) 10^6 \text{ W} = 0.10454 \cdot 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

Temperatura de gases de salida.

<u>T (°K)</u>	<u>H gases * 10⁻⁶ W</u>
400	0.1019209
500	0.151071

Se concluye que Temperatura de gases de salida = 405 °K

(2) H gases en el horno:

En el horno la temperatura adiabática es de 2100 °K

Con la composición de los gases y usando tablas de Hi vs Ti,

<u>Componente</u>	<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁷ J/Kg mol</u>	<u>Kg mol/s</u>
CO ₂	2100	9.55	9.34713 * 10 ⁻⁴
H ₂ O	2100	12.23	1.20711 * 10 ⁻³
O ₂	2100	6.18	1.67662 * 10 ⁻³
N ₂	2100	6.04	0.012094

$$\begin{aligned} H \text{ gases} &= (9.55 * 9.34713 * 10^3 + 12.23 * 1.20711 * 10^4 + 6.18 * 1.67662 * 10^4 \\ &\quad + 6.04 * 0.012094 * 10^7) \end{aligned}$$

$$H \text{ gases} = 1.07099 * 10^6 \text{ W}$$

(3) Temperatura del aire del regenerador

Balance en el horno considerando entradas:

H aire del regenerador = H gases en horno – H combustible

$$H \text{ aire del regenerador} = (1.07099 - 0.676) 10^6 \text{ W} = 0.39499 * 10^6 \text{ W}$$

$$H \text{ unitaria del aire} = 0.39499 * 10^6 / (0.015309) = 2.580116 * 10^7 \text{ J/Kg mol}$$

De tablas de H aire vs T aire

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁷ J/Kg mol</u>
1100	2.51
1200	2.85

Se concluye que T aire del regenerador = $1121 \text{ }^\circ\text{K} = 848 \text{ }^\circ\text{C}$

(4) Temperatura de gases al regenerador

Balance en el horno considerando salidas:

H gases al regenerador = H gases en horno – q producto

H gases al regenerador = $(1.07099 - 0.57146) 10^6 \text{ W} = 0.49953 * 10^6 \text{ W}$

De tablas,

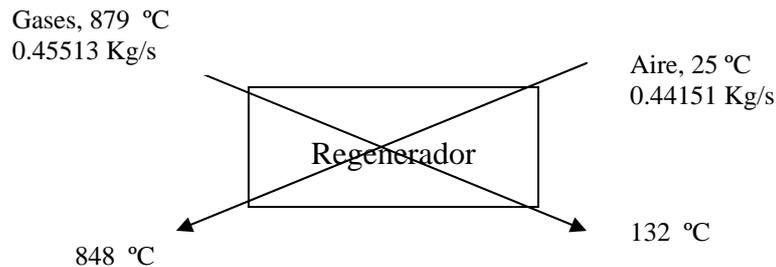
T ($^\circ\text{K}$)	$H * 10^{-6} \text{ W}$
1100	0.469624
1200	0.525997

Se concluye que T gases al regenerador = $1152 \text{ }^\circ\text{K} = 879 \text{ }^\circ\text{C}$

Ahora ya tenemos definidas las temperaturas y flujos másicos en el regenerador lo que nos permite calcular la eficiencia necesaria de operación y el correspondiente posterior dimensionado.

Figura 1.6

Diagrama esquemático del regenerador:



$ITD = \text{diferencia de temperaturas iniciales} = 879 - 25 = 854$

$$\Delta T_g = 879 - 132 = 747$$

$$\Delta T_a = 848 - 25 = 823$$

$$\Delta T = 1/2 (\Delta T_g + \Delta T_a) = 785$$

$Q_R = - \Delta H$ de gases en el regenerador (W) = H aire del regenerador (W) = 394990

$$m_g C_g = Q_R / \Delta T_g = 394990 / 747 = 529$$

$$m_g = 0.45513$$

$$C_g = 529 / 0.45513 = 1162$$

$$m_a C_a = Q_R / \Delta T_a = 394990 / 823 = 480$$

$$m_a = 0.44151$$

$$C_a = 480 / 0.44151 = 1087$$

$$m C = 1/2 (m_a C_a + m_g C_g) = 504$$

$$m = 1/2 (m_a + m_g) = 1/2 (0.45513 + 0.44151) = 0.4483$$

$$C = 504 / 0.4483 = 1124$$

$$Q_R = m C \eta \text{ (ITD)} = m C \Delta T$$

$$\eta = Q_R / m C \text{ (ITD)}$$

$$\eta = 394990 / (504 * 854) = 0.918 \approx 0.92$$

Simplificación:

$$m C = (Q_R / 2) (1 / \Delta T_g + 1 / \Delta T_a)$$

$$\eta = 2 / \text{(ITD)} (1 / \Delta T_g + 1 / \Delta T_a)$$

(5) Análisis exerético

Cálculo de exergías (B).

a) B q producto = $0.4904 * 10^6 \text{ W}$

b) B combustible = $47.7 * 10^6 \text{ J/Kg} * 0.01362 \text{ Kg/s} = 0.6497 * 10^6 \text{ W}$

c) B gases de salida:

Comp.	Kgmol/s	T (°K)	J/Kg mol*10 ⁻⁶			W*10 ⁻³
			B temp.	B presión	B i	B
CO ₂	$9.34713 * 10^{-4}$	405	0.6448	-7.0300	-6.3850	-5.96814
H ₂ O	$1.20711 * 10^{-3}$	405	0.5423	-6.4050	-5.8630	-7.0773
O ₂	$1.67662 * 10^{-3}$	405	0.4787	-5.5800	-5.1000	-8.55077
N ₂	0.012094	405	0.4657	-0.6806	-0.2149	<u>-2.599</u>

$$B \text{ gases de salida} = \Sigma = - (0.024195) * 10^6 \text{ W}$$

d) B d = B destruida = B combustible – B q producto – B gases salida
 $= (0.6497 - 0.4904 + 0.024195) * 10^6 \text{ W} = 0.183495 * 10^6 \text{ W}$

S = entropía.

El tener un valor positivo de exergía destruida (B d) en el proceso nos indica que es un proceso posible pues significa que ΔS es positivo, es decir, que hay aumento de S.

$$B d = T \text{ referencia } (^\circ\text{K}) * \Delta S$$

$$\text{Eficiencia exerética} = 1 - B d / \Sigma B \text{ entrada} = 1 - 0.183495 / 0.6497 = 0.718$$

$$\text{Eficiencia energética} = q \text{ producto} / H \text{ entrada} = 0.57146 / 0.676 = 0.845$$

COMPARACIÓN TERMODINÁMICA DE AMBOS PROCESOS:

	<u>Proceso original</u>	<u>proceso con regenerador</u>
% Eficiencia energética	49.6	84.5
% Eficiencia exergética	65.7	71.8
B destruida (W)	380000	183495
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.01362

$$\begin{aligned} \text{Ahorro de exergía} &= B d (\text{proceso original}) - B d (\text{proceso con regenerador}) \\ &= (0.380 - 0.183495) 10^6 \text{ W} = 0.196505 * 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\% \text{ de combustible ahorrado} = (0.023204 - 0.01362) * 100 / 0.023204 = 41.3$$

Alternativamente:

$$(1) \% \text{ combustible ahorrado} = (\text{energía ahorrada} / H \text{ combustible original}) 100$$

$$\begin{aligned} \text{Energía ahorrada} &= H \text{ gases salida @ } T \text{ original} - H \text{ gases salida @ } T \text{ con regenerador.} \\ &= (0.58024 - 0.10454) 10^6 \text{ W} = 0.4757 * 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\% \text{ de combustible ahorrado} = (0.4757 / 1.1517) 100 = 41.3$$

$$\begin{aligned} (2) \% \text{ ahorro comb.} &= (\text{Ef. energ. con reg.} - \text{Ef. energ. sin reg.}) 100 / \text{Ef. energ. con reg.} \\ &= (84.5 - 49.6) 100 / 84.5 = 41.3 \end{aligned}$$

Se ve claramente que el abatimiento de la temperatura de los gases de salida incide directamente en el % de combustible ahorrado.

Debemos señalar que al tener un proceso original con una menor temperatura de salida de los gases, el % de ahorro de combustible que podemos obtener con el regenerador es menor, como veremos más adelante.

Por ejemplo, con temperatura original de salida de gases de 600 °K, al enfriarlos con regenerador a 387 °K (114 °C) obtenemos un ahorro de combustible de 10.3 %, que es menor al 41.3 % que obtuvimos cuando la temperatura original de salida era de 1200 °K y la redujimos a 405 °K en el correspondiente regenerador.

DIMENSIONAMIENTO DEL REGENERADOR.

$$m = 1/2 (0.45513 + 0.44151) = 0.4483$$

$$T = 1/4 (879 + 132 + 25 + 848) + 273 = 744 \text{ °K}$$

Regenerador de cuerpo cilíndrico.

$$d_c = 0.73$$

$$A_c = 0.41854$$

Material de empaque son esferas de acero inoxidable tipo 304, de propiedades:

$$d_p = 0.02$$

$$C_s = 575$$

$$k_s = 22.2$$

$$\rho_s = 7900$$

Propiedades del fluido:

Para el caso de una mezcla de gases se recomiendan las siguientes fórmulas (TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURER ASSOCIATION, TEMA, sect. 10, pag. 159, 6th. Edition, 1978) para evaluar las propiedades promedio de la mezcla:

$$k = \frac{\sum \text{fracción mol}_i * k_i * PM_i^{1/3}}{\sum \text{fracción mol}_i * PM_i^{1/3}}$$

$$\mu = \frac{\sum \text{fracción mol}_i * PM_i^{1/2} * \mu_i}{\sum \text{fracción mol}_i * PM_i^{1/2}}$$

$$C = \sum C_i * \text{fracción peso}_i$$

Aplicando las fórmulas:

$$k = 0.0532 \quad \mu = 33.42 / 10^6$$

Para el aire tenemos:

$$k = 0.0528 \quad \mu = 34.29 / 10^6$$

Al comparar vemos que para el aire la diferencia en conductividad es menor al 1% y la diferencia en la viscosidad es menor al 3% "en el lado seguro".

Por tanto, usaremos las propiedades del aire como correspondientes al fluido.

Propiedades del fluido:

$$\mu = 34.29 * 10^{-6} \quad C = 1124 \quad k = 0.0528$$

Método MILLS.

$$G_o = 0.4483/0.41854 = 1.0711$$

$$Re = 0.02 * 1.0711 * 10^6 / 0.6 * 34.29 = 1041$$

$$Nu = 0.445(1041)^{1/2} + 0.178(1041)^{2/3} = 32.6$$

$$h = 1.5 * 32.6 * 0.0528 / 0.02 = 129$$

$$NTU = \frac{3.6 * 129 * L}{1.0711 * 1124 * 0.02} = 19.29 * L$$

$$\text{Para } NTU = 20, \quad L = 1.038 \text{ m}$$

$$\text{Para } \eta = 0.92, \quad R_R = 1.5 = t_c / t_a$$

$$W_s = 0.41854 * 1.038 * 0.6 * 7900 = 2059$$

$$t_c = 2059 * 575 / 504 = 2349$$

$$t_a = 2349 / 1.5 = 1566$$

Método LEVENSPIEL.

$$Re = 0.02 * 1.0711 * 10^6 / 34.29 = 625$$

$$Nu = 2 + 1.6 (625)^{1/2} = 42$$

$$h = 42 * 0.0528 / 0.02 = 111$$

$$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.0711 * 1124 * 0.02}{1.8 * 111 * L} + \frac{1.0711 * 1124 * (0.02)^2}{18 * 22.2 * L}$$

$$1/M^2 = 0.14173/L \leq 0.16$$

$$\text{para } L = 1.038, \quad 1/M^2 = 0.1366$$

$$1/M = \sigma / t_c = 0.3696$$

$$\sigma = 2349 * 0.3696 = 868$$

$$\text{Para } t_a = 1566$$

$$\sigma_a = 868 * (1566/2349)^{1/2} = 709$$

$$P = (2349 - 1566) / (2 * 709) = 0.552$$

$$1/Q = 709 / 1566 = 0.4527$$

$$\eta = 0.917$$

Tenemos una eficiencia promedio de 0.919 vs 0.918 requerida.

Para el regenerador: $d_c = 0.73$, $L = 1.038$, $d_p = 0.02$, $W_s = 2059$, $t_a = 1566$

Una comprobación del valor de C_g (1162) obtenido en el balance del regenerador:

Gases:

$$T = 1/2(879+132) + 273 = 779 \text{ } ^\circ\text{K}$$

C_i (en J / Kg $^\circ\text{K}$, de ref. 4)

	<u>Comp.</u>	<u>Fracción peso</u>	<u>C</u>
$C_g = \sum \text{fracción peso}_i * C_i$	CO ₂	0.0903	1158
$C_g = 1161$	H ₂ O	0.0478	2116
	O ₂	0.1179	1045
	N ₂	0.744	1118

Caída de presión y potencia para cada uno de los fluidos:

$$\Delta P = P_2 - 101325$$

Donde presión atmosférica = 101325 Pa

$$\begin{aligned} \frac{P_2^2 - (101325)^2}{2G_o^2 R T / (PM)} &= 150 (1 - \varepsilon)^2 \mu L / (\varepsilon^3 d_p^2 G_o) + 1.75 (1 - \varepsilon) L / (\varepsilon^3 d_p) \\ &= 844 \mu L / d_p^2 G_o + 16.41 L / d_p \end{aligned}$$

$$\text{Potencia (HP)} = (\Delta P / \rho) * m * 1.341 / 1000$$

Calculamos la caída de presión para cada fluido por separado:

Para el aire:

$$m_a = 0.4415$$

$$G_o = 0.4415 / 0.41854 = 1.055$$

$$T = 1/2(25 + 861) + 273 = 716 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Propiedades del aire @ 716 $^\circ\text{K}$:

$$PM = 0.02884$$

$$\mu = 33.29 / 10^6$$

$$\rho = 0.02884 * 273 / 0.0224 * 716 = 0.49$$

Sustituyendo:

$$P_2^2 = 0.4595 * 10^6 (69.1 + 851.5) + (101325)^2$$

$$P_2 = 103391$$

$$\Delta P = 103391 - 101325 = 2066$$

$$\text{Potencia} = (2066 / 0.49) 0.4415 * 1.341 / 1000 = 2.50 \text{ HP}$$

Para los gases:

$$m_g = 0.4551$$

$$G_o = 0.4551/0.41854 = 1.0874$$

$$T = 1/2(879+140) + 273 = 783 \text{ }^\circ\text{K}$$

Propiedades de gases @ 783 °K:

$$PM = 0.0286$$

$$\mu = 33.90/10^6$$

$$\rho = 0.0286 * 273 / 0.0224 * 783 = 0.445$$

Donde:

$$\mu = \frac{\sum \text{fracción mol}_i * PM_i^{1/2} * \mu_i}{\sum \text{fracción mol}_i * PM_i^{1/2}}$$

Sustituyendo:

$$P_2^2 = 0.5383 * 10^6 (68.3 + 851.5) + (101325)^2$$

$$P_2 = 103739$$

$$\Delta P = 103739 - 101325 = 2414$$

$$\text{Potencia} = (2414 / 0.445) * 0.4551 * 1.341 / 1000 = 3.31 \text{ HP}$$

Simplificación usando μ del aire, en lugar de la de los gases, a T de los gases:

$$\mu = 35.30/10^6$$

$$P_2^2 = 0.5383 * 10^6 (71.1 + 851.5) + 101325^2$$

$$P_2 = 103747$$

$$\Delta P = 2422$$

$$\text{Potencia} = 3.32 \text{ HP}$$

Se concluye que está bien usar viscosidad del aire a temperatura de gases.

Al comparar los procesos sin regenerador y con regenerador para calcular el porcentaje de combustible ahorrado no tomamos en cuenta el gasto de potencia de bombeo ya que representa una mínima fracción, menor al 1% de la energía ahorrada:

$$\text{Energía ahorrada} = 475700 \text{ W} = 638 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia de bombeo} = 2.5 + 3.3 = 5.8 \text{ HP}$$

$$\text{Pérdida por bombeo} = (5.8/638) * 100 = 0.91 \%$$

Es decir, la energía neta ahorrada es prácticamente la energía recuperada de los gases.

1.2.2 CASO II

Temperatura original de gases de salida = 1242 °K = 969 °C

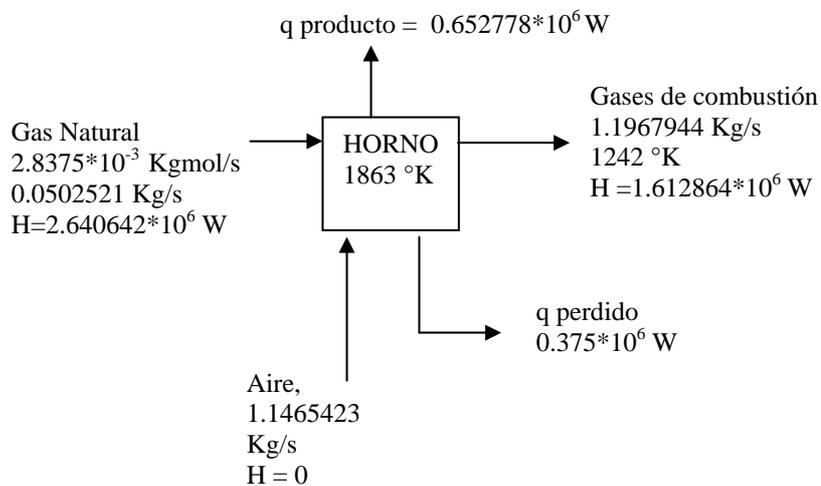
Otro ejemplo de la aplicación de regenerador a un proceso tomado de la industria.

PROCESO ORIGINAL.

En éste proceso el combustible es gas natural y hay una relación calor producto/calor en combustible de 24.7 % y una relación calor perdido/calor en combustible de 14.2 %.

Figura 1.7

Diagrama del proceso original:

CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO ORIGINAL

Tenemos ahora 1.1967944 Kg/s de gases de combustión con una temperatura en la salida de 969 °C.

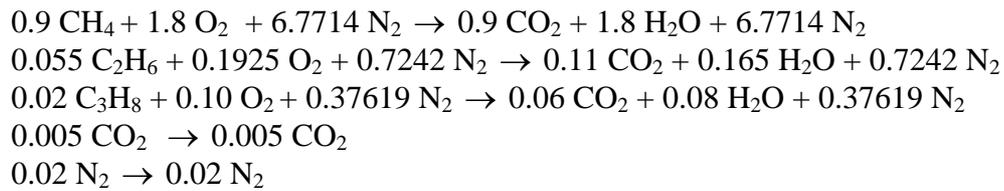
Datos del GAS NATURAL:

Componente	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	CO ₂	N ₂
% en mol	90.0	5.5	2.0	0.5	2.0
H de combustión (Cal/gmol)	212800	372820	530600	-	-
B * 10 ⁻⁶ (J/kg mol)	818.46	1468.331	2109.686	-	-

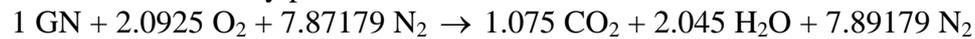
Peso molecular = 17.71 Kg / Kg mol

$$\begin{aligned}
 H \text{ unitaria de combustible} &= 0.90 \cdot 212800 + 0.055 \cdot 372820 + 0.02 \cdot 530600 \\
 &= 222637 \text{ cal/gmol} \\
 &= 222637 \text{ cal/gmol} \cdot 4.18 \text{ J/cal} \cdot 1000 \text{ gmol/Kgmol} = 930.62266 \cdot 10^6 \text{ J/Kg mol} \\
 &= 930.62266 \cdot 10^6 \text{ J/Kgmol} \cdot \text{Kgmol} / 17.71 \text{ Kg} = 52.548 \cdot 10^6 \text{ J/Kg}
 \end{aligned}$$

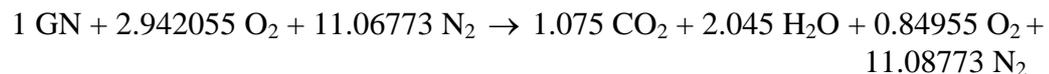
(1) Reacción estequiométrica por mol:



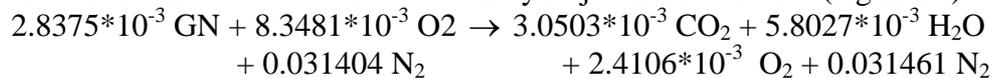
Sumando reactivos y productos:



Reacción con 40.6 % de exceso de aire:



Reacción con 40.6 % de exceso de aire y flujos máxicos reales (Kg mol/s):



Composición de gases de combustión:

% en mol	7.14	13.58	5.64	73.64
Componente	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂

Peso molecular gases = 28.01 Kg/Kg mol

$$\begin{aligned}
 \text{H combustible} &= 930.62266 \cdot 10^6 \text{ J/Kg mol} \cdot 2.8375 \cdot 10^{-3} \text{ Kg mol/s} \\
 &= 2.640642 \cdot 10^6 \text{ W}
 \end{aligned}$$

(2) Temperatura adiabática de reacción.

Una temperatura a la cual la entalpia de los gases de combustión es la del combustible.

Con la composición y usando tablas Hi vs Ti:

<u>T (°K)</u>	<u>H (10⁻⁶ W)</u>
1800	2.5323
1900	2.7036

Se concluye que T adiabática de reacción = 1863 °K

Balance de conjunto:

$$\text{H combustible} = q \text{ producto} + q \text{ perdido} + \text{H gases de salida}$$

$$q \text{ producto} = 0.652778 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$q \text{ perdido} = 0.375 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\text{H gases de salida} = (2.640642 - 0.652778 - 0.375) \cdot 10^6 \text{ W} = 1.612864 \cdot 10^6 \text{ W}$$

(3) Temperatura de gases de salida:

$T (^{\circ}\text{K})$	$H * 10^{-6} \text{ W}$
1200	1.5469693
1300	1.7053009

Se concluye que T gases de salida = 1242 °K = 969 °C

Análisis de exergía.

(4) Cálculo de exergía destruida (B d).

$$B d = B \text{ combustible} - B \text{ gases de salida} - B q \text{ producto} - B q \text{ perdido}$$

$$B \text{ unitaria combustible} = \sum B_i * \text{fracción mol } i$$

$$B \text{ unitaria} = (818.46*0.90+1468.331*0.055+2109.686*0.02)10^6 \text{ J/Kg mol}$$

$$B \text{ unitaria} = 859.57*10^6 \text{ J/Kg mol}$$

$$B \text{ combustible} = 859.57*10^6*2.8375*10^{-3} = 2.439*10^6 \text{ W}$$

$$B \text{ gases de salida} = B \text{ temperatura} + B \text{ presión}$$

$$B \text{ presión } i \text{ (J/Kg mol } i) = 2.48*10^6 * \ln (P_i / P \text{ ref.}) = 2.48*10^6 * \ln (\text{fracción mol } i)$$

Donde:

$$P \text{ ref.} = P \text{ total} = 1 \text{ atm}$$

$$P_i = \text{fracción mol } i * P \text{ total}$$

$$P_i / P \text{ ref.} = \text{fracción mol } i$$

B temperatura i (J/Kg mol i) se encuentra en tablas para el componente i

Comp.	Kg mol/s	T (°K)	P (atm)	J/Kg mol * 10 ⁻⁶			W*10 ⁻⁶
				B temp	B presión	B i	B
CO ₂	3.05031*10 ⁻³	1242	0.0714	26.892	-6.5460	20.346	0.062062
H ₂ O	5.80269*10 ⁻³	1242	0.1358	20.596	-4.9515	15.6445	0.09078
O ₂	2.41114*10 ⁻³	1242	0.0564	17.488	-7.1307	10.3573	0.0249722
N ₂	0.031463	1242	0.7364	16.544	-0.7588	15.7852	<u>0.49665</u>

$$B \text{ gases de salida} = \sum B = 0.674464*10^6 \text{ W}$$

El calor producto y el calor perdido se transfieren a Temperatura de 1863 °K:

$$B q \text{ producto} = 0.652778*10^6 \text{ W} (1-298/1863) = 0.548361*10^6 \text{ W}$$

$$B q \text{ perdido} = 0.375*10^6 \text{ W} (1-298/1863) = 0.315016*10^6 \text{ W}$$

$$B d = (2.439-0.548361-0.315016-0.674464)10^6 \text{ W} = 0.901189*10^6 \text{ W}$$

$$\begin{aligned} \text{Eficiencia energética} &= 100(q \text{ producto}/H \text{ combustible}) \\ &= (0.652778/2.640642)100 = 24.72 \% \end{aligned}$$

$$\text{Eficiencia exergetica} = 100(1-B \text{ d } /B \text{ entrada}) = 100(1-0.901189/2.439) = 63.1 \%$$

PROCESO CON REGENERADOR.

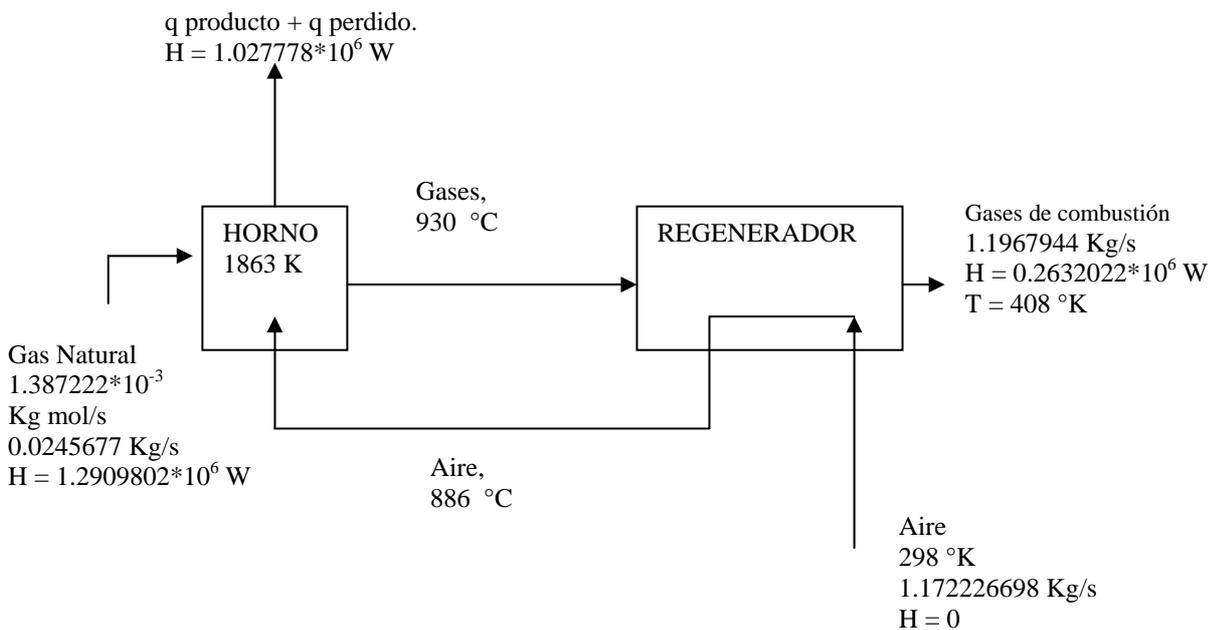
En orden de respetar el proceso original mantendremos constantes el q producto ($0.652778 \cdot 10^6 \text{ W}$), la temperatura adiabática en el horno (1863 °K en principio) y el flujo másico de gases (1.1967944 kg/s).

Consideraremos constante el q perdido ($0.375 \cdot 10^6 \text{ W}$).

Variaremos ligeramente la composición de los gases de salida.

Figura 1.8

Diagrama del proceso con regenerador.



CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON REGENERADOR.

(1) Temperatura de salida de los gases.

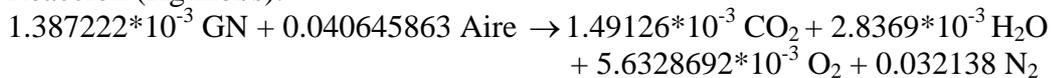
Queremos una temperatura de salida de los gases de aproximadamente 400 °K.

$$\begin{aligned} \text{Suponemos un flujo másico de combustible} &= 1.387222 \cdot 10^{-3} \text{ Kg mol/s} \\ &= 0.024567701 \text{ Kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Flujo másico de aire} &= (1.1967944 - 0.024567701) \text{ Kg/s} = 1.172226698 \text{ Kg/s} \\ &= 0.040645863 \text{ Kgmol/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H combustible} &= 930.62266 \cdot 10^6 \text{ J/Kg mol} \cdot 1.387222 \cdot 10^{-3} \text{ Kgmol/s} \\ &= 1.2909802 \cdot 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

Reacción (Kg mol/s):



Gases de combustión:

Componente	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂
% mol	3.54	6.74	13.38	76.34
Peso molecular de gases	= 28.43 lb/lb mol			

Balance de conjunto.

H combustible = q producto + q perdido + H gases de salida

$$\text{H gases de salida} = (1.2909802 - 1.027778) 10^6 \text{ W} = 0.2632022 \cdot 10^6 \text{ W}$$

T salida de gases.

Con la composición y tablas Hi vs Ti:

T (°K)	H * 10 ⁻⁶ W
400	0.2528015
500	0.38149093

Se concluye que T gases de salida = 408 °K = 135 °C

(2) H gases en el horno a 1863 °K:

Con la composición y tablas Hi vs Ti:

T (°K)	H * 10 ⁻⁶ W
1800	2.2902398
1900	2.4522474

Se concluye que H gases en horno = 2.3923046 * 10⁶ W

(3) Temperatura de aire del regenerador.

Balance en el horno, entradas:

H gases en horno = H combustible + H aire del regenerador

$$\text{H aire del regenerador} = (2.3923046 - 1.2909802) 10^6 \text{ W} = 1.1013244 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$H \text{ unitaria del aire} = 1.1013244 \cdot 10^6 / 0.040645863 = 2.7095609 \cdot 10^7 \text{ J/Kg mol}$$

$T \text{ (}^\circ\text{K)}$	$H \cdot 10^{-7} \text{ (J /Kg mol)}$
1100	2.51
1200	2.85

Se concluye que $T \text{ aire del regenerador} = 1159 \text{ }^\circ\text{K} = 886 \text{ }^\circ\text{C}$

(4) Temperatura de gases al regenerador.

Balance en el horno, salidas:

$H \text{ gases en el horno} = q \text{ producto} + q \text{ perdido} + H \text{ gases al regenerador}$

$$H \text{ gases al regenerador} = (2.3923046 - 1.027778) \cdot 10^6 \text{ W} = 1.3645266 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$T \text{ (}^\circ\text{K)}$	$H \cdot 10^{-6} \text{ W}$
1200	1.3594263
1300	1.5093926

Se concluye que $T \text{ gases al regenerador} = 1203 \text{ }^\circ\text{K} = 930 \text{ }^\circ\text{C}$

Ahora ya tenemos definidos los flujos másicos y las temperaturas de los fluidos en el regenerador, lo que nos permite calcular la eficiencia necesaria y las dimensiones del mismo.

Regenerador:

$$ITD = 930 - 25 = 905$$

$$\Delta T_g = 930 - 135 = 795$$

$$\Delta T_a = 886 - 25 = 861$$

$$Q_R = H \text{ aire del regenerador (W)} = 1.1013244 \cdot 10^6$$

$$m C = (Q_R / 2) \cdot (1 / \Delta T_g + 1 / \Delta T_a) = (0.5 \cdot 1.1013244 \cdot 10^6) \cdot (1 / 795 + 1 / 861) = 1332.4$$

$$m = 1/2 (m_a + m_g) = 1/2 \cdot (1.1967944 + 1.17222669) = 1.18451$$

$$C = 1332.4 / 1.18451 = 1125$$

$$\eta = 2 / (ITD) (1 / \Delta T_g + 1 / \Delta T_a) = 2 / (905) (1 / 795 + 1 / 861) = 0.913$$

$$T = 1/4(930 + 135 + 25 + 886) + 273 = 767$$

Analisis exergetico.

(5) Cálculo de exergía destruida (B d)

$B d = B \text{ combustible} - B \text{ gases de salida} - B q \text{ producto} - b q \text{ perdido}$

$$B \text{ combustible} = 859.57 \cdot 10^6 \text{ J/Kgmol} \cdot 1.387222 \cdot 10^{-3} \text{ Kgmol/s}$$

$$B \text{ combustible} = 1.192414 * 10^6 \text{ W}$$

$$B \text{ q producto} + B \text{ q perdido} = B \text{ q total en proceso original} = 0.863377 * 10^6 \text{ W}$$

B gases de salida:

$$T = 408 \text{ °K}$$

Comp.	P (atm)	Kgmol/s	J/Kgmol*10 ⁻⁶			W* 10 ⁻⁶
			B temp.	B presión	B i	B
CO ₂	0.0354	0.001491264	0.688	-8.2858	-7.5978	-0.011330
H ₂ O	0.0674	0.002836869	0.5773	-6.6888	-6.1115	-0.017338
O ₂	0.1338	0.005632869	0.50964	-4.9883	-4.4787	-0.025228
N ₂	0.7634	0.032138	0.49552	-0.6695	-0.17398	<u>-0.005591</u>

$$B \text{ gases de salida} = \Sigma B = -0.059487 * 10^6 \text{ W}$$

$$B \text{ d} = (1.192414 + 0.059487 - 0.863377) * 10^6 \text{ W} = 0.388524 * 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Eficiencia exergética} = (1 - B \text{ d} / B \text{ entrada}) * 100 = (1 - 0.388524 / 1.192414) * 100 = 67.4 \%$$

$$\text{Eficiencia energética} = (q \text{ producto} / H \text{ combust.}) * 100 = (0.652778 / 1.29098) * 100 = 50.6 \%$$

COMPARACIÓN TERMODINÁMICA DE AMBOS PROCESOS.

	<u>Proceso original</u>	<u>proceso con regenerador</u>
% eficiencia energética	24.7	50.6
% eficiencia exergética	63.1	67.4
B d * 10 ⁻⁶ W	0.901189	0.388524
Flujo combustible, Kg/s	0.0502521	0.0245677

$$\text{Ahorro de combustible} = (0.0502521 - 0.0245677) * 100 / 0.0502521 = 51.1 \%$$

$$\text{Energía ahorrada} = H \text{ gases salida sin reg.} - H \text{ gases salida con reg.} \\ = (1.612864 - 0.263202) * 10^6 \text{ W} = 1.349662 * 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Ahorro de combustible} = (\text{energía ahorrada} / H \text{ combustible original}) * 100 \\ = (1.349662 / 2.640642) * 100 = 51.1 \%$$

$$\text{Ahorro de exergía} = B \text{ d sin regenerador} - B \text{ d con regenerador} \\ = (0.901189 - 0.388524) * 10^6 \text{ W} = 0.512665 * 10^6 \text{ W}$$

DIMENSIONAMIENTO DEL REGENERADOR.

Cuerpo cilíndrico: $d_c = 1.1872$, $A_c = 1.107$
 Empaque de esferas de acero inoxidable tipo 304, de $d_p = 0.02$

Propiedades de esferas @ $T = 767$ °K

$$k_s = 22.54$$

$$C_s = 578$$

$$\rho_s = 7900$$

Propiedades del aire @ $T = 767$ °K: $\mu = 35.00/10^6$, $k = 0.05416$

MILLS

$$G_o = 1.18451/1.107 = 1.07$$

$$Re = 0.02 * 1.07 * 10^6 / (0.6 * 35) = 1019$$

$$Nu = 0.445(1019)^{1/2} + 0.178(1019)^{2/3} = 32.2$$

$$h = 1.5 * 32.2 * 0.05416 / 0.02 = 130.9$$

$$NTU = \frac{3.6 * 130.9 * L}{1.07 * 1125 * 0.02} = 19.57 * L$$

$$1.07 * 1125 * 0.02$$

Para $NTU = 20$, $L = 1.022$

Para $\eta = 0.916$, $R_R = 1.5 = t_c / t_a$

$$W_s = 1.107 * 1.022 * 0.6 * 7900 = 5363$$

$$t_c = 5363 * 578 / 1332 = 2327$$

$$t_a = 2327 / 1.5 = 1551$$

LEVENSPIEL

$$Re = 1019 * 0.6 = 611$$

$$Nu = 2 + 1.6 (611)^{1/2} = 41.6$$

$$h = 41.6 * 0.05416 / 0.02 = 112.6$$

$$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.07 * 1125 * 0.02}{1.8 * 112.6 * L}$$

$$+ \frac{1.07 * 1125 * (0.02)^2}{18 * 2.54 * L}$$

$$1/M^2 = 0.13997/L \leq 0.16$$

$$L \geq 0.875$$

para $L = 1.022$,

$$1/M^2 = 0.13997/1.022 = 0.136957$$

$$1/M = 0.37 = \sigma / 2327$$

$$\sigma = 0.37 * 2327 = 861$$

$$\text{Para } t_a = 1551, \sigma_a = 861 / 1.5^{1/2} = 703$$

$$P = (2327 - 1551) / (2 * 703) = 0.55$$

$$1/Q = 703 / 1551 = 0.45$$

$$\eta = 0.916$$

η Promedio = 0.916, vs 0.913 requerida.

Para el regenerador: $d_c = 1.1872$, $L = 1.022$, $d_p = 0.02$, $W_s = 5363$, $t_a = 1551$

Caída de presión y potencia para cada uno de los fluidos.

Para el aire:

$$T \text{ del aire} = 1/2(25 + 886) + 273 = 729 \text{ °K}$$

$$m_a = 1.172227$$

$$G_o = 1.1722/1.107 = 1.059$$

$$PM = 0.02884$$

$$\rho_a = 0.02884 * 273 / (0.0224 * 729) = 0.482$$

$$\mu = 33.89/10^6$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) 0.02884}{2 * 1.059^2 * 8.314 * 729} = \frac{150 * 0.6^2 * 33.89 * 1.022}{10^6 * 0.4^3 * 0.02^2 * 1.059} + \frac{1.75 * 0.6 * 1.022}{0.4^3 * 0.02}$$

$$(P_2^2 - 101325^2) 2.1186/106 = 69 + 838.4$$

$$P_2 = 103417$$

$$\Delta P = 103417 - 101325 = 2092$$

$$\text{Potencia} = 2092 * 1.1722 * 1.341 / (0.482 * 1000) = 6.82 \text{ HP}$$

Para los gases:

$$T \text{ de gases} = 1/2(930 + 135) + 273 = 806 \text{ °K}$$

$$m_g = 1.197$$

$$G_o = 1.197 / 1.107 = 1.0813$$

$$PM = 0.02843$$

$$\rho_g = 0.02843 * 273 / (0.0224 * 806) = 0.429$$

$$\mu = 36.14 / 10^6$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) * 0.02843}{2 * (1.0813)^2 * 8.314 * 806} = \frac{150 * (0.6)^2 * 36.14 * 1.022}{10^6 * (0.4)^3 * (0.02)^2 * 1.0813} + 838.4$$

$$(P_2^2 - 101325^2) 1.8076 / 10^6 = 910.45$$

$$P_2 = 103781$$

$$\Delta P = 103781 - 101325 = 2456$$

$$\text{Potencia} = 2456 * 1.197 * 1.341 / (0.429 * 1000) = 9.19 \text{ HP}$$

Pérdida de potencia por bombeo:

$$\text{Energía ahorrada} = 1.349662 * 10^6 \text{ W} = 1810 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia de bombeo} = 6.82 + 9.19 = 16.01 \text{ HP}$$

$$\text{Pérdida por bombeo} = (16.01 / 1810) 100 = 0.88 \%$$

La energía neta ahorrada es prácticamente la energía ahorrada por el enfriamiento de los gases.

1.3 PARÁMETROS QUE INTERVIENEN EN OPERACIÓN Y DIMENSIONADO DEL REGENERADOR.

Referente a las variables que intervienen en la operación y el dimensionado del regenerador podemos establecer que, considerando una cierta eficiencia del regenerador, a mayor G_o a través del mismo (por tener menor d_c el cuerpo cilíndrico) tendremos una mayor caída de presión (mayor potencia de bombeo requerida) aunque menor masa de empaque W_s .

La longitud del regenerador aumenta algo.

Asimismo al aumentar el d_p del empaque se requerirá mayor longitud L y mayor W_s además de aumentar algo la caída de presión, para la misma eficiencia.

Esto lo podemos constatar variando algunos parámetros de dos ejemplos de aplicación, uno ya visto y otro que posteriormente veremos (ambos con empaque de acero inoxidable):

1- Para el caso de $\eta = 0.92$ (CASO I).

T salida gases sin regenerador = 1200 °K

T salida gases con regenerador = 405 °K

Flujo másico de gases = 0.45513 Kg/s

$\frac{d_p}{\text{cm}}$	$\frac{d_c}{\text{cm}}$	$\frac{G_o}{\text{Kg/s}}$	$\frac{L}{\text{cm}}$	$\frac{W_s}{\text{Kg}}$	$\frac{t_c}{\text{s}}$	$\frac{t_a}{\text{s}}$	HP gases	HP aire
0.02	0.73	1.0711	1.04	2059	2300	1566	3.3	2.5
0.02	0.60	1.586	1.22	1630	1820	1213	8.1	6.0
0.02	0.50	2.283	1.41	1313	1467	978	18.5	13.7
0.05	0.73	1.0711	3.75	7440	8310	5540	4.5	3.3
0.05	0.60	1.586	4.39	5878	6566	4104	11.2	8.3
0.05	0.50	2.283	5.07	4716	5268	3293	25.4	18.9

2- Para el caso de $\eta = 0.73$ (CASO VIII, ANEXO 6).

T salida gases sin regenerador = 600 °K

T salida gases con regenerador = 387 °K

Flujo másico de gases = 0.45513 Kg/s

0.02	0.60	1.573	0.53	469	519	519	0.90	0.60
0.02	0.45	2.796	0.44	332	367	367	3.5	2.1
0.02	0.40	3.539	0.44	286	317	317	6.0	3.7
0.02	0.35	4.622	0.35	242	268	268	10.9	6.8
0.04	0.60	1.573	1.37	1831	2027	2027	1.7	1.1
0.04	0.45	2.796	1.08	814	952	952	6.0	3.7

1.4 EMPAQUE ALTERNATIVO: ARCILLA REFRACTARIA

En los casos I y II antes calculados se tienen temperaturas de entrada de gases al regenerador de 879 ° C y 930 ° C, con temperaturas promedio en el mismo de 471 ° C y 494 ° C respectivamente.

En la entrada son temperaturas altas que llevan al acero inoxidable a puntos cercanos a su límite, por lo que podemos considerar como material de empaque alternativo esferas de arcilla refractaria que son de menor densidad que el acero inoxidable y aguantan algo más de temperatura, hasta una comprendida en un rango de 1300 °C a 1500 °C.

Usaremos arcilla refractaria en esferas del mismo diámetro que para el caso de acero inoxidable, con un regenerador del mismo diámetro y la misma longitud, y veremos las diferencias resultantes en el peso del empaque y en el tiempo de alternancia.

Al usar éste material los cálculos del regenerador para cada uno de los dos casos previamente tratados son los siguientes:

Caso I.

Empleamos el mismo equipo cilíndrico:

$$d_c = 0.73, \quad A_c = 0.41854, \quad L = 1.038, \quad \varepsilon = 0.4, \quad G_o = 1.0711$$

Propiedades de la arcilla refractaria @ 744 °K:

$$C_s = 944 \quad k_s = 1.03 \quad \rho_s = 2000 \quad d_p = 0.02$$

Propiedades del aire @ 744 °K:

$$\mu = 34.29/10^6 \quad k = 0.0528$$

MÉTODO DE MILLS

$$\text{Re} = 0.02 * 10^6 * 1.0711 / (0.6 * 34.29) = 1041$$

$$\text{Nu} = 0.445(1041)^{1/2} + 0.178(1041)^{2/3} = 32.6$$

$$h = 1.5 * 32.6 * 0.0528 / 0.02 = 129$$

$$\text{NTU} = \frac{3.6 * 129 * L}{1125 * 1.0711 * 0.02} = 19.27 * L$$

Para L = 1.038 NTU = 20

Para R_R = 1.6 η = 0.921

$$W_s = 0.41854 * 1.038 * 0.6 * 2000 = 521$$

$$t_c = 521 * 944 / 504 = 977$$

$$t_a = 977 / 1.6 = 611$$

MÉTODO DE LEVENSPIEL

$$\text{Re} = 1041 * 0.6 = 625$$

$$\text{Nu} = 2 + 1.602(625)^{1/2} = 42$$

$$h = 42 * 0.0528 / 0.02 = 110.9$$

$$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.0711 * 1125 * 0.02}{1.8 * 110.9 * L} + \frac{1.0711 * 1125 * (0.02)^2}{18 * 1.03 * L}$$

$$1/M^2 = 0.1667257/L \leq 0.16$$

$$L \geq 1.042$$

para L = 1.038,

$$1/M^2 = 0.1667257 / 1.038 = 0.160622$$

$$1/M = \sigma / t_c = 0.40078$$

$$\sigma = 0.40078 * 977 = 392$$

Para t_a = 611,

$$\sigma_a = 392 / (1.6)^{1/2} = 310$$

$$P = (977 - 611) / (2 * 310) = 0.59$$

$$1/Q = 310/611 = 0.51$$

$$\eta = 0.915$$

$$\eta \text{ Promedio} = 0.918 \text{ vs } 0.917 \text{ requerida.}$$

Para el regenerador: $d_c = 0.73$, $L = 1.038$, $d_p = 0.02$, $W_s = 521$, $t_a = 611$

Las caídas de presión de los fluidos son las mismas que las obtenidas al usar esferas de hacer inoxidable del mismo diámetro (0.02), pues el largo del equipo es el mismo así como la temperatura y las correspondientes propiedades de los fluidos.

Caso II.

Empleamos el mismo equipo cilíndrico:

$$d_c = 1.1872, \quad A_c = 1.107, \quad L = 1.022, \quad \varepsilon = 0.4, \quad G_o = 1.07$$

Propiedades de la arcilla refractaria @ 767 °K:

$$C_s = 1067 \quad k_s = 1.044 \quad \rho_s = 2000 \quad d_p = 0.02$$

Propiedades del aire @ 769 °K:

$$\mu = 35/10^6 \quad k = 0.05416$$

MILLS

$$Re = 0.02 * 1.07 * 10^6 / (0.6 * 35) = 1019$$

$$Nu = 0.445 * (1019)^{1/2} + 0.178 * (1019)^{2/3} = 32.2$$

$$h = 1.5 * 32.2 * 0.05416 / 0.02 = 130.9$$

$$NTU = \frac{3.6 * 130.9 * L}{1.07 * 1125 * 0.02} = 19.6 * L$$

$$\text{Para } NTU = 20, \quad L = 1.022$$

$$\text{Para } R_R = 1.5 \quad \eta = 0.918$$

$$W_s = 1.107 * 1.022 * 0.6 * 2000 = 1358$$

$$t_c = 1358 * 1067 / 1332 = 1088$$

$$t_a = 1088 / 1.5 = 725$$

LEVENSPIEL

$$Re = 1019 * 0.6 = 611$$

$$Nu = 2 + 1.602 * (611)^{1/2} = 41.6$$

$$h = 41.6 * 0.05416 / 0.02 = 112.5$$

$$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.07 * 1125 * 0.02}{1.8 * 112.5 * L} + \frac{1.07 * 1125 * (0.02)^2}{18 * 1.044}$$

$$1/M^2 = 0.164511/L \leq 0.16$$

$$L \geq 1.028$$

$$\text{Para } L = 1.022,$$

$$1/M^2 = 0.164511 / 1.022 = 0.16097$$

$$1/M = \sigma / t_c = 0.40121$$

$$\sigma = 0.40121 * 1088 = 437$$

$$\text{Para } t_a = 725,$$

$$\sigma_a = 437 / (1.5)^{1/2} = 356$$

$$P = (1088 - 725) / (2 * 356) = 0.51$$

$$1/Q = 356 / 725 = 0.49$$

$$\eta = 0.907$$

$$\eta \text{ Promedio} = 1/2(0.918 + 0.907) = 0.912 \text{ vs } 0.913 \text{ requerida}$$

Para el regenerador: $d_c = 1.1872$, $L = 1.022$, $d_p = 0.02$, $W_s = 1358$, $t_a = 725$

Al igual que en el caso anterior, al mantenerse el largo del equipo y las propiedades de los fluidos, las caídas de presión de éstos son las mismas que las obtenidas al usar esferas de acero inoxidable del mismo diámetro (0.02).

RESÚMEN COMPARATIVO DE AMBOS EMPAQUES.

Material	Caso I		Caso II	
	Acero inox.	Arcilla	Acero inox.	Arcilla
W _s (Kg)	2059	521	5363	1358
t _a (s)	1566	611	1551	725

1.5 AJUSTES EN EL DISEÑO POR CONSIDERACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Ahora consideraremos mantener constante el calor irradiado en el horno hacia la superficie fría a calentar, antes y después de colocar el regenerador, pues en los hornos el calor transmitido por radiación es importante, con frecuencia más que el calor por convección.

Aplicaremos el ajuste a los casos I y II previamente tratados, considerando ambos tipos de empaque (acero inoxidable y arcilla refractaria).

Antecedentes:

Al calcular el regenerador fijamos como constantes, respecto al proceso original, el flujo másico de los gases, la temperatura adiabática del horno y el calor producto, y como consecuencia del ahorro en combustible obtuvimos gases de combustión diluidos en su concentración de CO₂ y H₂O.

Al tener estos gases con menores presiones parciales obtenemos menor emisividad de los mismos y menor factor de intercambio total de calor radiante resultando lo anterior en menor calor irradiado.

La manera de compensar el déficit consiste en aumentar la temperatura de los gases al salir del horno, desde luego manteniendo el mismo flujo de combustible, el mismo calor producto, el mismo flujo másico de gases y la misma temperatura de salida de los gases del regenerador, en una palabra usando el mismo proceso y el mismo regenerador con una eficiencia algo aumentada.

Esta dilución de gases es proporcional al ahorro de combustible por lo que al considerar los casos anteriores que tienen un ahorro considerable de combustible, estaremos tratando casos límite.

Usaremos el método de Lobo y Evans mencionado por Kern, empleado en la sección radiante de hornos y basado en tablas de Hottel (Ref. 10, pag.696) para calcular el calor irradiado.

En tales tablas se obtienen flujos (fluxes) de cada gas, en (BTU/hr ft²), en función de (Ft*atm y °F).

$$Q_{IRR} = 5.67 \cdot 10^{-8} \cdot F (T_G^4 - T_S^4) \alpha \cdot A_{cp} \text{ (W)}$$

Donde:

Q_{IRR} = calor irradiado a la superficie fría (W)

F = factor de intercambio total (adimensional) = $f_1 (\epsilon_G, A_R / \alpha \cdot A_{cp})$

$$\epsilon_G = \text{emisividad de la masa gaseosa} = \frac{(q_{CO_2} + q_{H_2O}) @ T_G - (q_{CO_2} + q_{H_2O}) @ T_S}{q_b @ T_G - q_b @ T_S} \cdot (F_c)$$

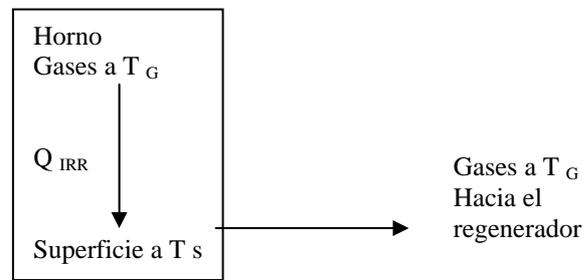
q_{CO_2} = flujo de calor radiante del CO₂ (BTU/hr Ft²) = $f_2 (pp_{CO_2} \cdot L, T)$

q_{H_2O} = flujo de calor radiante del H_2O (BTU/hr Ft²) = f_3 (pp H_2O *L, T)
 q_b = flujo de calor radiante de un cuerpo negro (BTU/hr Ft²) = $0.173 * 10^{-8} * T^4$
 F_c = factor de corrección por superposición espectral = f_4 (pp CO_2 / Σ pp, Σ pp* L)
 pp = presión parcial del gas (atm)
 L = longitud media del haz gaseoso (Ft)
 T_G = temperatura de los gases al salir de la sección radiante = temperatura promedio de los gases considerando un buen grado de turbulencia (°K)
 T_S = temperatura de la superficie fría receptora de calor (°K)
 A_R = área de la superficie refractaria (m²)
 α = factor de efectividad por el cual A_{cp} debe multiplicarse para obtener la superficie fría efectiva (adimensional)
 A_{cp} = superficie fría plana equivalente a la receptora de la radiación (m²)

Para propósitos de comparación suponemos:

$T_S = 700$
 $A_R / \alpha * A_{cp} = 1.0$
 $L = 15$ Ft

Figura 1.9
Diagrama:



Caso I.

Proceso original.

$T_G = 1200$ Presión Total = 1 atm. L = 15 Ft

Fracción mol $CO_2 = 0.0995$, fracción mol $H_2O = 0.1285$

pp $CO_2 = 0.0995$	pp $CO_2 * L = 1.49$	pp CO_2 / Σ pp = 0.44
pp $H_2O = \underline{0.1285}$	pp $H_2O * L = \underline{1.93}$	
0.228	Σ pp * L = 3.42	

En tablas de Hottel:

$q_{CO_2} @ T_G = 6000$	$q_{H_2O} @ T_G = 13800$	$q_b @ T_G = 37658$
$q_{CO_2} @ T_S = 640$	$q_{H_2O} @ T_S = 1940$	$q_b @ T_S = 4360$

$F_c = f_4(0.44, 3.42) = 0.92$

$$\varepsilon_G = \frac{(6000 + 13800 - 640 - 1940) * 0.92}{37658 - 4360} = 0.476$$

$F = f_1(0.476, 1.0) = 0.616$

$Q_{IRR} = 5.67 * 0.616 * (12^4 - 7^4) * \alpha * A_{cp} = 64039 \alpha * A_{cp}$

Proceso con regenerador.

Al quemar menos combustible tenemos menores presiones parciales de los gases CO₂ y H₂O:

$$\text{Fracción mol CO}_2 = 0.0587, \quad \text{fracción mol H}_2\text{O} = 0.0759$$

Tenemos nuevas presiones parciales de los gases:

$$\begin{array}{lll} \text{pp CO}_2 = 0.0587 & \text{pp CO}_2 * L = 0.8805 & \text{pp CO}_2 / \Sigma \text{pp} = 0.44 \\ \text{pp H}_2\text{O} = \frac{0.0759}{0.1346} & \text{pp H}_2\text{O} * L = \frac{1.1385}{2.019} & \end{array}$$

Por tanteos se obtiene una temperatura de los gases que nos permita tener el valor original del calor irradiado en el horno.

Valores constantes:

$$\begin{array}{lll} q \text{ CO}_2 @ T_s = 568 & q \text{ H}_2\text{O} @ T_s = 1560 & q b @ T_s = 4360 \\ F_c = f_4 (0.44, 2.019) = 0.926 & T_s = 700 & \end{array}$$

Tanteos:

T _G	q CO ₂ @ T _G	q H ₂ O @ T _G	q b @ T _G	ε _G	F	Q _{IRR}
1311	7500	13600	53665	0.356	0.50	76939 α * A cp
1272	6500	12500	47575	0.362	0.51	68758
1255	6200	12000	45131	0.365	0.513	65172

Consideramos T_G = 1255 °K = 982 °C

Veremos que implica para el regenerador ya calculado.

Con la composición y flujos de los gases, usando tablas de H vs T:

$$H \text{ gases del horno @ } 1255 \text{ °K} = H \text{ gases al regenerador} = 0.5576848 * 10^6 \text{ W}$$

Temperatura de entrada del aire al horno.

$$\begin{aligned} H \text{ aire del regenerador} &= q \text{ producto} + H \text{ gases al regenerador} - H \text{ combustible} \\ &= (0.57146 + 0.5576848 - 0.676) * 10^6 \text{ W} = 0.4531448 * 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

$$H \text{ unitaria del aire} = 0.4531448 * 10^6 / 0.015309 = 2.96 * 10^7 \text{ J/Kg mol}$$

T (°K)	H * 10 ⁻⁷ J/Kg mol
1200	2.85
1300	3.19

Se concluye que T aire del regenerador = 1232 °K = 959 °C

Nuevas condiciones de operación del mismo regenerador:

$$\begin{aligned} Q_R &= H \text{ aire del regenerador (W)} = 0.4531448 * 10^6 \\ \text{ITD} &= 982 - 25 = 957 \end{aligned}$$

$$\Delta T_a = 959 - 25 = 934$$

$$\Delta T_g = 982 - 132 = 850$$

$$m C = 1/2 * 453145 * (1/934 + 1/850) = 509$$

$$\eta = 2 / (957) (1/934 + 1/850) = 0.93$$

La eficiencia debe ser aumentada de 0.918 a 0.93, con objeto de mantener en el horno el calor originalmente irradiado a la superficie fría.

$$m = 0.4483$$

$$C = 1135$$

$$T = 1/4(982+132+25+959) + 273 = 798$$

(1) Empaque de esferas de acero inoxidable.

$$\text{Propiedades de esferas @ 798 °K: } k_s = 23 \quad C_s = 582 \quad \rho_s = 7900$$

$$\text{Propiedades del aire @ 798 °K: } \mu = 35.83/10^6 \quad k = 0.0557$$

MILLS

$$G_o = 0.4483/0.41854 = 1.0711$$

$$Re = 0.02 * 1.0711 * 10^6 / (0.6 * 35.83) = 997$$

$$Nu = 0.445(997)^{1/2} + 0.178(997)^{2/3} = 31.8$$

$$h = 1.5 * 31.8 * 0.05579 / 0.02 = 133$$

$$NTU = \frac{3.6 * 133 * L}{1.0711 * 1135 * 0.02} = 19.7 * L$$

$$L = 1.038 \quad NTU = 20.5$$

$$R_R = 1.75 \quad \eta = 0.926$$

$$W_s = 0.41854 * 1.038 * 0.6 * 7900 = 2059$$

$$t_c = 2059 * 582 / 509 = 2355$$

$$t_a = 2355 / 1.75 = 1346$$

LEVENSPIEL

$$Re = 997 * 0.6 = 598$$

$$Nu = 2 + 1.602(598)^{1/2} = 41.2$$

$$h = 41.2 * 0.05579 / 0.02 = 114.9$$

$$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.0711 * 1135 * 0.02}{1.8 * 114.9 * L} + \frac{1.0711 * 1135 * (0.02)^2}{18 * 23 * L}$$

$$1/M^2 = 0.138787/L \leq 0.16$$

$$L \geq 0.138787/0.16 = 0.867$$

$$L = 1.038$$

$$1/M^2 = 0.138787/1.038 = 0.133706$$

$$1/M = 0.365659 = \sigma / t_c$$

$$\sigma = 2355 * 0.365659 = 861$$

$$\text{Para } t_a = 1346,$$

$$\sigma_a = 861 / (1.75)^{1/2} = 651$$

$$P = (2355 - 1346) / (2 * 651) = 0.78$$

$$1/Q = 651/1346 = 0.48$$

$$\eta = 0.939$$

$$\eta \text{ Promedio} = 1/2 (0.926 + 0.939) = 0.932 \text{ vs } 0.93 \text{ requerida}$$

Para el regenerador: $t_a = 1346$, $L = 1.038$

El punto importante es que el equipo previamente calculado nos funciona con el pequeño ajuste de acortar el tiempo de alternancia, de 1566 s a 1346 s, en un 14.0 %.

La versatilidad de los regeneradores descansa en la posibilidad de cambiar el tiempo de alternancia de los flujos mediante un sistema cronometrado, lo que es factible.

Respecto al aumento en la caída de presión y la correspondiente potencia de los fluidos:
Lado aire:

$$T = 1/2 (25+959) + 273 = 765 \quad G_o = 1.055$$

$$\mu = 34.89/10^6 \quad \rho = \frac{0.02884*273}{0.0224*765} = 0.46 \quad m_a = 0.4415$$

$$PM = 0.02884$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2)0.02884}{2*(1.055)^2*8.314*765} = \frac{150 * (0.6)^2 * 34.89 * 1.038}{(0.4)^3 * (0.02)^2 * 1.055 * 10^6} + \frac{1.75 * 0.6 * 1.038}{(0.4)^3 * 0.02}$$

$$P_2 = 103539$$

$$\Delta P = 103539 - 101325 = 2214$$

$$\text{Potencia} = \frac{2214 * 0.4415 * 1.341}{0.46 * 1000} = 2.85 \text{ HP}$$

Lado gases:

$$T = 1/2(132+982) + 273 = 830 \quad G_o = 1.0874$$

$$\mu = 36.72/10^6 \quad \rho = \frac{0.0286*273}{0.0224*830} = 0.42 \quad m_g = 0.4551$$

$$PM = 0.0286$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) * 0.0286}{2*(1.0874)^2*8.314*830} = \frac{150 * (0.6)^2 * 36.72 * 1.038}{(0.4)^3 * (0.02)^2 * 1.0874 * 10^6} + \frac{1.75 * 0.6 * 1.038}{(0.4)^3 * 0.02}$$

$$P_2 = 103898$$

$$\Delta P = 103898 - 101325 = 2573$$

$$\text{Potencia} = \frac{2573 * 0.4551 * 1.341}{0.42 * 1000} = 3.74 \text{ HP}$$

Tenemos un incremento en la potencia de alrededor de 14 % en ambos fluidos.

Referente al calor transferido por convección, aun cuando en la sección radiante de los hornos es menos importante que el de radiación, se mejora ligeramente en tanto cuanto aumenta la razón de los calores específicos con la temperatura, permaneciendo constante el flujo másico de los gases:

Antes del ajuste, Temperatura de gases al regenerador = 1152 °K

Después del ajuste, Temperatura de gases al regenerador = 1255 °K

fracción peso i = peso i / peso total

Comp.	fracción peso i	C_i (J/Kg °K)	
		T = 1152 °K	T = 1255 °K
CO ₂	0.0903	1261	1281
H ₂ O	0.0478	2366	2434
O ₂	0.1179	1102	1113
N ₂	0.744	1190	1206
C g = Σ fracción peso i * C i =		1242	1261

$$\% \text{ aumento} = (1261/1242) 100 - 100 = 1.5$$

Ahora usaremos empaque de arcilla refractaria.

(2) Empaque de arcilla refractaria.

Propiedades @ 798 °K,

$$\text{Esferas de arcilla: } k_s = 1.06 \quad C_s = 1009 \quad \rho_s = 2000$$

$$\text{Aire: } \mu = 35.83/10^6 \quad k = 0.0557$$

MILLS

$$G_o = 1.0711$$

$$Re = 997$$

$$Nu = 31.8$$

$$h = 133$$

$$NTU = 19.7 * L$$

$$L = 1.038 \quad NTU = 20.5$$

$$R_R = 2 \quad \eta = 0.929$$

$$W_s = 0.41854 * 1.038 * 0.6 * 2000 = 521$$

$$t_c = 521 * 1009 / 509 = 1033$$

$$t_a = 1033 / 2 = 517$$

LEVENSPIEL

$$Re = 598$$

$$Nu = 41.2$$

$$h = 114.9$$

$$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.0711 * 1135 * 0.02}{1.8 * 114.8 * L}$$

$$+ \frac{1.0711 * 1135 * (0.02)^2}{18 * 1.06 * L}$$

$$1/M^2 = 0.1631498/L \leq 0.16$$

$$\text{Para } L = 1.038,$$

$$1/M^2 = 0.1631498 / 1.038 = 0.157177$$

$$1/M = 0.39646 = \sigma / 1033$$

$$\sigma = 1033 * 0.39646 = 410$$

$$\text{Para } t_a = 517, \sigma_a = 410 / (2)^{1/2} = 290$$

$$P = (1033 - 517) / (2 * 290) = 0.89$$

$$1/Q = 290 / 517 = 0.56$$

$$\eta = 0.94$$

$$\eta_{\text{Promedio}} = 1/2 (0.929 + 0.941) = 0.935 \text{ vs } 0.93 \text{ requerida}$$

Para el regenerador: $t_a = 517$, $L = 1.038$

Es el mismo resultado que el anterior, el mismo regenerador nos funciona y ahora el tiempo de alternancia se acorta, de 611 s a 517 s, en un 15.4 %.

La potencia necesaria aumenta, igual que en el caso anterior, en 14.0 %.

Caso II

Proceso original

$$\text{Fracción mol } CO_2 = 0.0714,$$

$$\text{fracción mol } H_2O = 0.1358$$

$$T_G = 1242$$

$$\text{Presión total} = 1 \text{ atm}$$

$$pp_{CO_2} = 0.0714$$

$$pp_{CO_2} * L = 1.07$$

$$pp_{CO_2} / \sum pp = 0.34$$

$$pp_{H_2O} = \frac{0.1358}{0.2072}$$

$$pp_{H_2O} * L = \frac{2.04}{3.11}$$

$$q_{CO_2 @ T_G} = 6900$$

$$q_{H_2O @ T_G} = 16200$$

$$q_b @ T_G = 43555$$

$$q_{\text{CO}_2 @ T_s} = 600 \quad q_{\text{H}_2\text{O} @ T_s} = 2000 \quad q_b @ T_s = 4360$$

$$F_c = f_4(0.34, 3.11) = 0.92$$

$$\varepsilon_G = \frac{(6900 + 16200 - 600 - 2000) * 0.92}{43555 - 4360} = 0.48$$

$$F = f_1(0.48, 1.0) = 0.62$$

$$Q_{\text{IRR}} = 5.67 * 0.62 * (12.42^4 - 7^4) * \alpha * A_{cp} = 75209 * \alpha * A_{cp}$$

Proceso con regenerador

$$\text{Fracción mol CO}_2 = 0.0354, \quad \text{fracción mol H}_2\text{O} = 0.0674$$

Tenemos nuevas presiones parciales de los gases:

$$\begin{array}{lll} pp_{\text{CO}_2} = 0.0354 & pp_{\text{CO}_2} * L = 0.531 & pp_{\text{CO}_2} / \Sigma pp = 0.34 \\ pp_{\text{H}_2\text{O}} = \underline{0.0674} & pp_{\text{H}_2\text{O}} * L = \underline{1.011} & \\ & 0.1028 & \Sigma pp * L = 1.542 \end{array}$$

$$F_c = f_4(0.34, 1.542) = 0.934$$

Obtenemos por tanteos una nueva temperatura de salida de los gases en la sección radiante:

Valores constantes:

$$\begin{array}{lll} q_{\text{CO}_2 @ T_s} = 500 & q_{\text{H}_2\text{O} @ T_s} = 1400 & q_b @ T_s = 4360 \\ F_c = 0.934 & T_s = 700 & \end{array}$$

Tanteos:

T_G	$q_{\text{CO}_2 @ T_G}$	$q_{\text{H}_2\text{O} @ T_G}$	$q_b @ T_G$	ε_G	F	Q_{IRR}	αA_{cp}
1339	6850	13700	58360	0.322	0.471	79320	
1325	6500	12800	55976	0.315	0.462	74450	

$$\text{Consideramos } T_G = 1330 \text{ °K} = 1057 \text{ °C}$$

Adaptación del regenerador previamente calculado.

Cálculo de H gases al regenerador:

Con la composición y la temperatura de 1330 °K obtenemos de tablas, H gases al regenerador = $1.5556454 * 10^6$ W

Cálculo de temperatura del aire del regenerador, mediante un balance en el horno:

H combustible + H aire del regenerador = q producto + q perdido + H gases al Regenerador

$$\text{H aire del regenerador} = (1.027778 + 1.5556454 - 1.29098) * 10^6 \text{ W} = 1.2924432 * 10^6 \text{ W}$$

$$\text{H unitaria del aire} = 1.2924432 * 10^6 / 0.0406458 = 3.179771 * 10^7 \text{ J / Kg mol}$$

$$\underline{T \text{ (°K)}} \quad \underline{H * 10^{-7} \text{ J/Kg mol}}$$

1300	3.19
1200	2.85

Se concluye que T aire del regenerador = 1297 °K = 1024 °C

Especificación del rendimiento del regenerador.

$$ITD = 1057 - 25 = 1032$$

$$\Delta T_g = 1057 - 135 = 922$$

$$\Delta T_a = 1024 - 25 = 999$$

$$Q_R = H \text{ aire del regenerador (W)} = 1292443$$

$$m C = 0.5 * 129244 * (1/922 + 1/999) = 1348$$

$$m = 1.18451$$

$$\eta = 2 / (1/922 + 1/999) (1032) = 0.929$$

La eficiencia debe ser aumentada de 0.913 a 0.929 con objeto de mantener en el horno el calor originalmente irradiado.

$$C = 1348 / 1.18451 = 1138$$

$$T = 1/4(1057 + 135 + 25 + 1024) + 273 = 833$$

Nuevas condiciones de operación del mismo regenerador:

(1) Empaque de esferas de acero inoxidable.

Propiedades @ 833 °K:

Esferas: $k_s = 23.5$ $C_s = 589$ $\rho_s = 7900$

Aire: $\mu = 37.19/10^6$ $k = 0.0586$

MILLS

$$G_o = 1.07$$

$$Re = 0.02 * 1.07 * 10^6 / (0.6 * 37.19) = 959$$

$$Nu = 0.445(959)^{1/2} + 0.178(959)^{2/3} = 31.1$$

$$h = 1.5 * 31.1 * 0.0586 / 0.02 = 136.7$$

$$NTU = \frac{3.6 * 136.7 * L}{1138 * 1.07 * 0.02} = 20.21 * L$$

$$L = 1.022, \quad NTU = 20.6$$

$$R_R = 1.75 \quad \eta = 0.926$$

$$W_s = 1.107 * 1.022 * 0.6 * 7900 = 5363$$

$$t_c = 5363 * 589 / 1348 = 2343$$

$$t_a = 2343 / 1.75 = 1339$$

LEVENSPIEL

$$Re = 959 * 0.6 = 575$$

$$Nu = 2 + 1.602 * (575)^{1/2} = 40.43$$

$$h = 40.43 * 0.0586 / 0.02 = 118.5$$

$$1/M^2 = \frac{0.02 + 1.07 * 1138 * 0.02}{L}$$

$$L \quad 1.8 * 118.5 * L$$

$$+ \frac{1.07 * 1138 * (0.02)^2}{18 * 23.5}$$

$$1/M^2 = 0.1353249/L \leq 0.16$$

$$L \geq 0.135585/0.16 = 0.846$$

$$L = 1.022, \quad 1/M^2 = 0.13241186$$

$$1/M = 0.363884 = \sigma / 2343$$

$$\sigma = 853$$

$$t_a = 1339, \quad \sigma_a = 853 / (1.75)^{1/2} = 644$$

$$P = (2343 - 1339) / (2 * 644) = 0.78$$

$$1/Q = 644 / 1339 = 0.481$$

$$\eta = 0.938$$

$$\eta \text{ Promedio} = 1/2(0.926 + 0.938) = 0.932 \text{ vs } 0.929 \text{ requerida.}$$

Para el regenerador: $L = 1.022$ $t_a = 1339$

Vemos que operando el mismo equipo solo se requiere acortar el tiempo de alternancia, de 1551s a 1339 s, en un 13.7 %.

(2) Esferas de arcilla refractaria.

Propiedades de esferas: $k_s = 1.09$ $C_s = 1028$ $\rho_s = 2000$

<u>MILLS</u>	<u>LEVENSPIEL</u>
Re = 959	Re = 575
Nu = 31.1	Nu = 40.43
h = 136.7	h = 118.5
NTU = 20.21*L	$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.07*1138*0.02}{1.8 * 118.5 * L}$
L = 1.022, NTU = 20.6	$+ \frac{1.07*1138*(0.02)^2}{18 * 1.09 * L}$
$W_s = 1.107*1.022*0.6*2000 = 1358$	$1/M^2 = 0.1589983/L \leq 0.16$
$t_c = 1358*1028/1348 = 1036$	L = 1.022,
$R_R = 1.75$ $\eta = 0.926$	$1/M^2 = 0.1589983/1.022 = 0.1555757$
$t_a = 1036/1.75 = 592$	$1/M = 0.3944 = \sigma / 1036$
	$\sigma = 0.3944*1036 = 409$
	$t_a = 592,$
	$\sigma_a = 409/(1.75)^{1/2} = 309$
	$P = (1036-592) / (2*309) = 0.718$
	$1/Q = 309/592 = 0.522$
	$\eta = 0.928$

η Promedio = $1/2(0.926+0.928) = 0.927$ vs 0.929 requerida.

Para el regenerador: L = 1.022 $t_a = 592$

Operando el mismo equipo solo se requiere acortar el tiempo de alternancia de 725 s a 592 s, es decir, en un 18.3 %.

Caída de presión y la correspondiente potencia de los fluidos.

Aire:

$$T = 1/2(25+1024) + 273 = 798$$

$$m_a = 1.1722$$

$$G_o = 1.1722/1.107 = 1.0589$$

$$\rho = 0.02884*273/(0.0224*798) = 0.44$$

$$PM = 0.02884$$

$$\mu = 36.19/10^6$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2)*0.02884}{2*(1.0589)^2*8.314*798} = \frac{150 * 0.6 * 36.19 * 1.022}{(0.4)^3*(0.02)^2*1.0589*10^6} + \frac{1.75*0.6*1.022}{(0.4)^3 * 0.02}$$

$$P_2 = 103782$$

$$\Delta P = 103782 - 101325 = 2457$$

$$\text{Potencia} = 2457 * 1.1722 * 1.341 / (0.44 * 1000) = 8.8 \text{ HP}$$

La potencia se incrementa de 6.82 a 8.8, es decir, en un 29.0 %.

Gases:

$$T = 1/2 (1057 + 135) + 273 = 869$$

$$m_g = 1.1968$$

$$G_o = 1.1968 / 1.107 = 1.0811$$

$$PM = 0.02843$$

$$\rho = 0.02843 * 273 / (0.0224 * 869) = 0.40$$

$$\mu = 38.18 / 10^6$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) * 0.02843}{2 * (1.0811)^2 * 8.314 * 869} = \frac{150 * 0.6 * 38.18 * 1.022}{(0.4)^3 * (0.02)^2 * 1.0811 * 10^6} + \frac{1.75 * 0.6 * 1.022}{(0.4)^3 * 0.02}$$

$$P_2 = 104161$$

$$\Delta P = 104161 - 101325 = 2836$$

$$\text{Potencia} = 2836 * 1.1968 * 1.341 / (0.40 * 1000) = 11.4 \text{ HP}$$

La potencia se incrementa de 9.19 HP a 11.4 HP, en un 24.2 %.

Referente al aumento en el calor transferido por convección, es muy pequeño y es debido al aumento en el calor específico de los gases al aumentar la temperatura:

Antes del ajuste, temperatura de gases al regenerador = 1203 °K

Después del ajuste, temperatura de gases al regenerador = 1330 °K

Comp.	fracción peso	C_i (J/Kg °K)	
		T = 1203 °K	T = 1330 °K
CO ₂	0.055	1271	1296
H ₂ O	0.043	2400	2483
O ₂	0.15	1107	1121
N ₂	0.752	<u>1198</u>	<u>1218</u>
$C_g = \Sigma \text{fracción peso}_i * C_i =$		1240	1262

$$\% \text{ aumento} = (1262 / 1240) 100 - 100 = 1.78$$

CONCLUSIÓN:

Cuando se aplican los regeneradores a procesos ya instalados que carecen de los mismos y se desea mantener el calor radiante original, basta con regular a la baja el tiempo de alternancia (en un rango de 14 a 18 %) previamente calculado para la temperatura adiabática original, lo que nos da un aumento en la eficiencia del regenerador y en la temperatura adiabática del horno.

Paralelamente tendremos un aumento en la potencia necesaria para mover los fluidos (en un rango de 14 a 26 %).

1.6 ESCALAMIENTO DEL CASO I.

En los procesos hasta aquí considerados tenemos para el caso I una H de combustible de $1.1517 \cdot 10^6$ W y un flujo másico de gases de 0.45513 Kg/s, mientras que para el caso II tenemos una H de combustible de $2.640642 \cdot 10^6$ W y un flujo másico de gases de 1.19679 Kg/s.

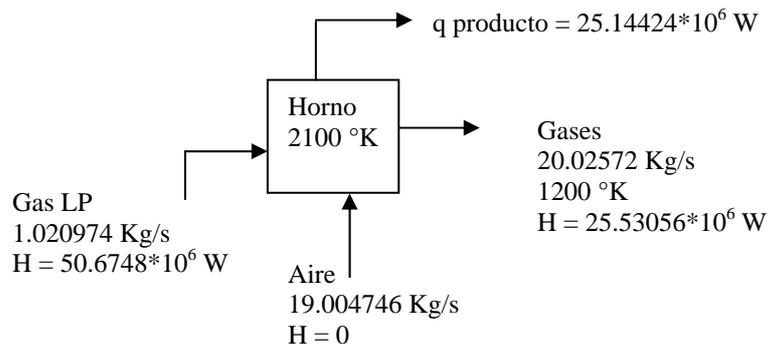
Estos son valores que corresponden a flujos másicos de gases relativamente pequeños.

Considerando la aplicación del regenerador con empaque de arcilla refractaria y con el ajuste por calor irradiado tenemos para los dos casos mencionados el siguiente resumen:

Caso	η	d_c	L	d_p	W_s	t_a	Hp de bombeo
I	0.93	0.73	1.038	0.02	521	517	6.6
II	0.93	1.19	1.022	0.02	1358	592	20.2

Lo que ahora haremos será escalar el caso I (ya considerado el ajuste por calor irradiado y usando empaque de arcilla refractaria) aumentándolo 44 veces y calcularemos el regenerador adecuado con objeto de apreciar las dimensiones del regenerador para un proceso a una escala bastante más grande.

Figura 1.10
Diagrama proceso original



CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON REGENERADOR.

La composición de los gases es la misma que en el caso I, pues mantenemos la misma proporción de combustible a aire.

Las condiciones del regenerador son las mismas, a excepción de los flujos máxicos, entalpías (H) totales y Q_R :

Aire:

$$T_{\text{inicial}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{final}} = 959 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_a = 959 - 25 = 934$$

$$m_a = 19.426451$$

Gases:

$$T_{\text{inicial}} = 982 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{final}} = 132 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_g = 982 - 132 = 850$$

$$m_g = 20.02572$$

$$Q_R = 19.9383712 * 10^6$$

$$T = 798$$

$$ITD = 982 - 25 = 957$$

$$m_C = 1/2 * 19.9383712 * 10^6 * (1/934 + 1/850) = 22402$$

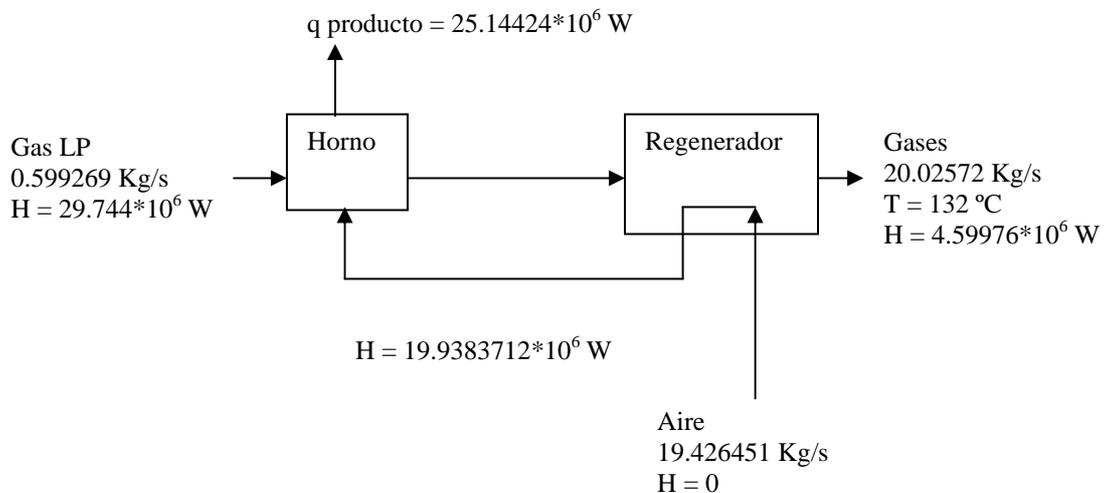
$$m = 1/2 (19.426451 + 20.02572) = 19.7261$$

$$C = 22402 / 19.7261 = 1136$$

$$\eta = 0.93$$

Figura 1.11

Diagrama de proceso con regenerador



DIMENSIONAMIENTO DEL REGENERADOR.

Seleccionamos:

Empaque: arcilla refractaria con $d_p = 0.06$

Regenerador: cilindro con $d_c = 5.0$, $A_c = 19.635$ $\varepsilon = 0.4$

Propiedades @ 798 °K:

Arcilla, $k_s = 1.06$ $C_s = 1009$ $\rho_s = 2000$

Fluido, $k = 0.05579$ $C = 1136$ $\mu = 35.83/10^6$

MILLSLEVENSPIEL

$$G_o = 19.7263/19.635 = 1.0046$$

$$Re = 0.06 * 1.0046 * 10^6 / (0.6 * 35.83) = 2804$$

$$Nu = 0.445(2804)^{1/2} + 0.178(2804)^{2/3} = 59$$

$$h = 1.5 * 59 * 0.05579 / 0.06 = 82.29$$

$$NTU = \frac{3.6 * 82.29 * L}{1.0046 * 1136 * 0.06} = 4.33 * L$$

Para $L = 5.5$ $NTU = 23.8$

Para $R_R = 2$ $\eta \approx 0.928$

$$W_s = 19.635 * 5.5 * 0.6 * 2000 = 129591$$

$$t_c = 129591 * 1009 / 22402 = 5837$$

$$t_a = 5837 / 2 = 2919$$

$$Re = 2804 * 0.6 = 1682$$

$$Nu = 2 + 1.6 (1682)^{1/2} = 67.62$$

$$h = 67.62 * 0.05579 / 0.06 = 62.9$$

$$1/M^2 = \frac{0.06}{L} + \frac{1.0046 * 1136 * 0.06}{1.8 * 62.9 * L}$$

$$+ \frac{1.0046 * 1136 * 0.06^2}{18 * 1.06 * L}$$

$$1/M^2 = 0.880109/L \leq 0.16$$

$$1/M^2 = 0.880109/5.5 = 0.16$$

$$1/M = 0.4 = \sigma / 5837$$

$$\sigma = 0.4 * 5837 = 2335$$

$$\sigma_a = 2335 / (2)^{1/2} = 1651$$

$$P = (5837 - 2919) / (2 * 1651) = 0.884$$

$$1/Q = 1651 / 2919 = 0.57$$

$$\eta = 0.937$$

$$\eta \text{ Promedio} = 1/2 (0.928 + 0.937) = 0.932 \text{ vs } 0.93 \text{ requerida.}$$

Para el regenerador: $d_c = 5.0$, $L = 5.5$, $d_p = 0.06$, $W_s = 129591$, $t_a = 2919$

Caída de presión y potencia de cada fluido.

Aire:

$$T = 1/2 (25 + 959) + 273 = 765$$

$$m_a = 19.4265$$

$$G_o = 19.4265 / 19.635 = 0.9894$$

$$\mu = 34.89 / 10^6$$

$$\rho = 0.02884 * 273 / (0.0224 * 765) = 0.46$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) 0.02884}{2 * 0.9894^2 * 8.314 * 765} = \frac{150 * 0.6^2 * 34.89 * 5.5}{10^6 * 0.4^3 * 0.06^2 * 0.9894} + \frac{1.75 * 0.6 * 5.5}{0.4^3 * 0.06}$$

$$P_2 = 104574$$

$$\Delta P = 104574 - 101325 = 3249$$

$$\text{Potencia} = 3249 * 19.4265 * 1.341 / (0.46 * 1000) = 184 \text{ HP}$$

Gases:

$$T = 1/2 (982 + 132) + 273 = 830$$

$$m_g = 20.026$$

$$\mu = 36.72 / 10^6$$

$$\rho = 0.0286 * 273 / (0.0224 * 830) = 0.42$$

$$G_o = 20.026 / 19.635 = 1.0199$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) 0.0286}{2 * 1.0199^2 * 8.314 * 830} = \frac{150 * 0.6^2 * 36.72 * 5.5}{10^6 * 0.4^3 * 0.06^2 * 1.0199} + \frac{1.75 * 0.6 * 5.5}{0.4^3 * 0.06}$$

$$P_2 = 105095$$

$$\Delta P = 105095 - 101325 = 3770$$

$$\text{Potencia} = 3770 * 20.026 * 1.341 / (0.42 * 1000) = 241 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia total de bombeo} = 184 + 241 = 425 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia ahorrada} = H_{\text{final gases sin regenerador}} - H_{\text{final gases con regenerador}}$$

$$= (25.53056 - 4.59976) 10^6 \text{ W} = 20.9308 * 10^6 \text{ W}$$

$$= 20.9308 * 10^6 \text{ W} * 1.341 \text{ HP} / 1000 \text{ W} = 28068 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia neta ahorrada} = 28068 - 425 = 27643 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia inicial} = 50.6748 * 10^6 \text{ W} * 1.341 \text{ HP} / 1000 \text{ W} = 67955 \text{ HP}$$

$$\% \text{ ahorro de combustible} = 100(27643 / 67955) = 40.7$$

A continuación un resumen de la operación variando el d_c del regenerador cilíndrico y el d_p de la arcilla refractaria (sin mostrar los cálculos faltantes) manteniendo constantes los valores $\varepsilon = 0.4$, $\eta = 0.93$:

d_c	G_o	d_p	L	W_s	t_a	Número de esferas	HP bombeo	% ahorro
4.84	1.0711	0.02	1.02	22542	508	2690000	285	40.9
5.00	1.0046	0.06	5.50	129591	2919	520800	425	40.7
4.00	1.5700	0.06	7.23	109057	2620	438300	1302	39.4

Observamos que para $d_p = 0.02$ nos queda equipo ancho y corto, con un gran número de esferas aunque con poco peso total.

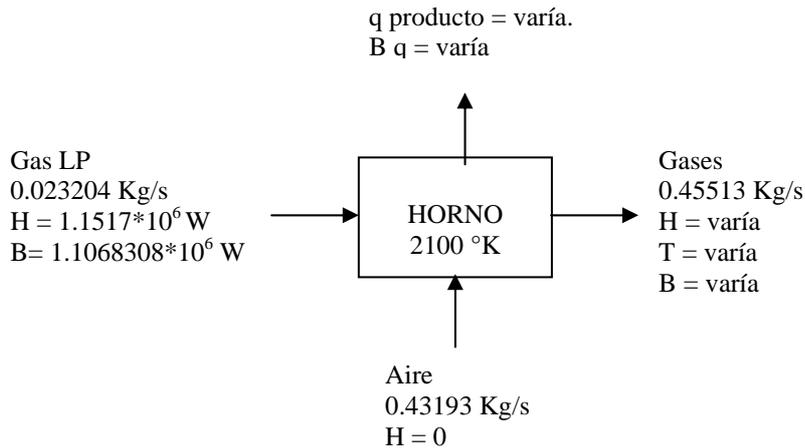
Con $d_p = 0.06$ tenemos equipos geoméricamente más balanceados, aunque con más peso total de esferas.

El % de ahorro de combustible es prácticamente el mismo para los tres casos.

CAPÍTULO 2.

PROCESOS CON GASES DE SALIDA DE TEMPERATURAS INTERMEDIAS ENTRE 1100 °K Y 600 °K.

Figura 2.1
 Diagrama de procesos originales.



Ahora consideraremos seis casos más que corresponden a procesos originales teóricos con temperaturas de gases de salida comprendidas entre 1100 °K y 600 °K.

Los procesos son derivados del caso I, cambiando la temperatura de salida de los gases de modo que tengamos un rango de temperaturas que es frecuente en la práctica industrial.

A éstos procesos originales teóricos les aplicaremos un regenerador y los compararemos termodinámicamente antes y después del regenerador, con objeto de constatar los diversos porcentajes de ahorro de combustible correspondientes a diversas temperaturas originales de salida, además de comparar las diferentes eficiencias y características de operación de cada regenerador.

Es una repetición del método general para abordar la aplicación de regeneradores a procesos de combustión ya existentes.

CARACTERIZACIÓN DE LOS PROCESOS ORIGINALES

Los procesos originales se basan en lo siguiente:

- Los flujos máscicos de combustible y aire son los mismos que los del caso I, dando la misma H del combustible de $1.1517 \cdot 10^6$ W y la misma B del combustible de $1.1068308 \cdot 10^6$ W
- La composición de los gases de salida es la misma, por lo que el componente de B por presión y el flujo máscico son los mismos para cada componente gaseoso de la mezcla
- La temperatura adiabática es la misma en principio
- Para cada proceso varían la temperatura de salida de los gases y el q producto

Para los procesos originales se cumple que:

$$H \text{ gases de salida} + q \text{ producto} = 1.1517 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$B \text{ q producto} = q \text{ producto} (1-298/2100)$$

$$T = \text{temperatura de gases de salida}$$

$$B \text{ gases de salida} = B \text{ temperatura} + B \text{ presión (en } 10^{-6} \text{ J/Kg mol):}$$

Comp.	B presión	B temperatura					
		1100 °K	1000 °K	900 °K	800 °K	700 °K	600 °K
CO ₂	-5.71	20.8	16.8	13.1	9.72	6.69	4.09
H ₂ O	-5.098	15.9	13.0	10.2	7.61	5.31	3.30
O ₂	-8.475	13.7	11.2	8.85	6.65	4.66	2.90
N ₂	-0.7494	13.0	10.6	8.39	6.32	4.44	2.78

Desarrollando los cálculos:

$$T = 1100 \text{ °K:}$$

Comp.

$$\text{CO}_2 \quad B \cdot 10^{-6} \text{ W} = (20.8 - 5.71) \cdot 10^6 \cdot 1.5928 \cdot 10^{-3} = 0.024035$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad B \cdot 10^{-6} \text{ W} = (15.9 - 5.098) \cdot 10^6 \cdot 2.057 \cdot 10^{-3} = 0.0222197$$

$$\text{O}_2 \quad B \cdot 10^{-6} \text{ W} = (13.7 - 8.475) \cdot 10^6 \cdot 5.2442 \cdot 10^{-4} = 0.00274009$$

$$\text{N}_2 \quad B \cdot 10^{-6} \text{ W} = (13.0 - 0.7494) \cdot 10^6 \cdot 0.011831 = \underline{0.1449368}$$

$$B \text{ gases de salida} = 0.1939114 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$T = 1000 \text{ °K:}$$

Comp.

$$\text{CO}_2 \quad B \cdot 10^{-6} \text{ W} = (16.8 - 5.71) \cdot 10^6 \cdot 1.5928 \cdot 10^{-3} = 0.0176641$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad B \cdot 10^{-6} \text{ W} = (13.0 - 5.098) \cdot 10^6 \cdot 2.057 \cdot 10^{-3} = 0.0162544$$

$$\text{O}_2 \quad B \cdot 10^{-6} \text{ W} = (11.2 - 8.475) \cdot 10^6 \cdot 5.2442 \cdot 10^{-3} = 0.001429$$

$$\text{N}_2 \quad B \cdot 10^{-6} \text{ W} = (10.6 - 0.7494) \cdot 10^6 \cdot 0.011831 = \underline{0.1165421}$$

$$B \text{ gases de salida} = 0.15189 \cdot 10^6 \text{ W}$$

T = 900 °K:

Comp.

$$\text{CO}_2 \quad B * 10^{-6} W = (13.1-5.71) * 10^6 * 1.5928 * 10^{-3} = 0.0117708$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad B * 10^{-6} W = (10.2-5.098) * 10^6 * 2.057 * 10^{-3} = 0.0104948$$

$$\text{O}_2 \quad B * 10^{-6} W = (8.85-8.475) * 10^6 * 5.2442 * 10^{-4} = 0.0001967$$

$$\text{N}_2 \quad B * 10^{-6} W = (8.39-0.7494) * 10^6 * 0.011831 = \underline{0.090396}$$

$$B \text{ gases de salida} = 0.112854 * 10^6 W$$

T = 800 °K:

Comp.

$$\text{CO}_2 \quad B * 10^{-6} W = (9.72-5.71) * 10^6 * 1.5928 * 10^{-3} = 6.3871 * 10^{-3}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad B * 10^{-6} W = (7.61-5.098) * 10^6 * 2.057 * 10^{-3} = 5.1672 * 10^{-3}$$

$$\text{O}_2 \quad B * 10^{-6} W = (6.65-8.475) * 10^6 * 5.2442 * 10^{-4} = -9.57067 * 10^{-4}$$

$$\text{N}_2 \quad B * 10^{-6} W = (6.32-0.7494) * 10^6 * 0.011831 = \underline{0.0659058}$$

$$B \text{ gases de salida} = 0.076503 * 10^6 W$$

T = 700 °K:

Comp.

$$\text{CO}_2 \quad B * 10^{-6} W = (6.69-5.71) * 10^6 * 1.5928 * 10^{-3} = 1.56094 * 10^{-3}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad B * 10^{-6} W = (5.31-5.098) * 10^6 * 2.057 * 10^{-3} = 4.36084 * 10^{-4}$$

$$\text{O}_2 \quad B * 10^{-6} W = (4.66-8.475) * 10^6 * 5.2442 * 10^{-4} = -2.00 * 10^{-3}$$

$$\text{N}_2 \quad B * 10^{-6} W = (4.44-0.7494) * 10^6 * 0.011831 = \underline{0.0436635}$$

$$B \text{ gases de salida} = 0.04366 * 10^6 W$$

T = 600 °K:

Comp.

$$\text{CO}_2 \quad B * 10^{-6} W = (4.09-5.71) * 10^6 * 1.5928 * 10^{-3} = -2.5803 * 10^{-3}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad B * 10^{-6} W = (3.30-5.098) * 10^6 * 2.057 * 10^{-3} = -3.69849 * 10^{-3}$$

$$\text{O}_2 \quad B * 10^{-6} W = (2.90-8.475) * 10^6 * 5.2442 * 10^{-4} = -2.92364 * 10^{-3}$$

$$\text{N}_2 \quad B * 10^{-6} W = (2.78-0.7494) * 10^6 * 0.011831 = \underline{0.024024}$$

$$B \text{ gases de salida} = 0.014822 * 10^6 W$$

$$B d = 1.1068308 * 10^6 W - B q \text{ producto} - B \text{ gases de salida}$$

T (°K)

$$1100 \quad B d * 10^{-6} W = 1.1068308 - 0.540635 - 0.1939114 = 0.37228$$

$$1000 \quad B d * 10^{-6} W = 1.1068308 - 0.59055 - 0.15189 = 0.36439$$

$$900 \quad B d * 10^{-6} W = 1.1068308 - 0.6392 - 0.11285 = 0.3548$$

$$800 \quad B d * 10^{-6} W = 1.1068308 - 0.687239 - 0.076503 = 0.34309$$

$$700 \quad B d * 10^{-6} W = 1.1068308 - 0.73391 - 0.043666 = 0.32926$$

$$600 \quad B d * 10^{-6} W = 1.1068308 - 0.779613 - 0.014822 = 0.312396$$

RESUMEN DE PROCESOS ORIGINALES

Caso	T (°K)	10^{-6} W H	10^{-6} W q producto	10^{-6} W B q producto	10^{-6} W B d	ηe	ηb
III	1100	0.521659	0.630041	0.54064	0.37228	0.547	0.664
IV	1000	0.463489	0.688211	0.59055	0.36439	0.598	0.671
V	900	0.4068	0.7449	0.6392	0.354778	0.647	0.679
VI	800	0.350811	0.800889	0.68723	0.343106	0.695	0.690
VII	700	0.296421	0.855279	0.73391	0.32926	0.743	0.703
VIII	600	0.2431612	0.908539	0.779613	0.312396	0.789	0.718.

Donde: ηe = eficiencia energética = q producto/H combustible

ηb = eficiencia exergética = 1 – B d / B combustible

Gases de salida:

Componente	% mol	Kg mol/s
CO ₂	9.95	1.59244*10 ⁻³
H ₂ O	12.85	2.057*10 ⁻³
O ₂	3.28	5.2442*10 ⁻⁴
N ₂	73.92	0.011831

CARACTERIZACIÓN DE LOS PROCESOS CON REGENERADOR.

En los anexos 1, 2, 3, 4, 5 y 6 presentamos los cálculos necesarios para caracterizar la aplicación de los regeneradores a cada uno de los seis casos presentados:

- CASO III: ANEXO 1
- CASO IV: ANEXO 2
- CASO V: ANEXO 3
- CASO VI: ANEXO 4
- CASO VII: ANEXO 5
- CASO VIII: ANEXO 6

A CONTINUACIÓN UN RESUMEN COMPARATIVO DE AMBOS PROCESOS, ORIGINAL Y CON REGENERADOR, PARA CADA CASO:

CASO III.

	<u>Proceso original</u>	<u>Proceso con regenerador</u>
Eficiencia energética	0.547	0.85
Eficiencia exergética	0.664	0.725
B d (W)	372300	195957
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.0149372
Ahorro B (10 ⁻⁶ W)		0.176343
% ahorro combustible		35.6

CASO IV.

	<u>Proceso original</u>	<u>Proceso con regenerador</u>
Eficiencia energética	0.598	0.854
Eficiencia exergética	0.671	0.732
B d (W)	364390	207562
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.0162274
Ahorro B (10^{-6} W)		0.156828
% ahorro combustible		30.0

CASO V.

	<u>Proceso original</u>	<u>Proceso con regenerador</u>
Eficiencia energética	0.647	0.862
Eficiencia exergética	0.679	0.739
B d (W)	354800	216860
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.0174159
Ahorro B (10^{-6} W)		0.137940
% ahorro combustible		24.9

CASO VI.

	<u>Proceso original</u>	<u>Proceso con regenerador</u>
Eficiencia energética	0.695	0.87
Eficiencia exergética	0.690	0.747
B d (W)	343106	223946
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.0185382
Ahorro B (10^{-6} W)		0.119160
% ahorro combustible		20.1

CASO VII.

	<u>Proceso original</u>	<u>Proceso con regenerador</u>
Eficiencia energética	0.743	0.88
Eficiencia exergética	0.703	0.76
B d (W)	329260	228305
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.019547
Ahorro B (10^{-6} W)		0.100955
% ahorro combustible		15.8

CASO VIII.

	<u>Proceso original</u>	<u>Proceso con regenerador</u>
Eficiencia energética	0.789	0.880
Eficiencia exergética	0.717	0.757
B d (W)	312396	241278
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.0208085
Ahorro B (10^{-6} W)		0.071118
% ahorro combustible		10.3

2.1 RESUMEN DE PROCESOS CON REGENERADOR

En todos los casos se hace el ajuste para respetar el calor transferido (el calor producto) y el flujo másico de gases del proceso original.

Para propósitos de comparación el empaque de los regeneradores es de esferas de acero inoxidable con $d_p = 0.02$, $\varepsilon = 0.4$

Caso	T_1	T_2	d_c	L	η	W_s	t_a	HP _a	HP _g	Q_R	% ahorro
I	1200	405	0.73	1.038	0.93	2059	1346	2.9	3.7	453145	41.2
II	1242	408	1.187	1.022	0.93	5363	1339	8.8	11.4	1292443	51.1
III	1100	408	0.73	1.062	0.92	2107	1602	2.4	3.3	388669	35.6
IV	1000	410	0.73	1.080	0.89	2142	1943	2.1	2.9	325355	30.0
V	900	404	0.73	1.096	0.88	2174	2141	1.7	2.5	270782	24.9
VI	800	395	0.73	0.940	0.84	1865	2107	1.1	1.6	191732	20.1
VII	700	378	0.60	1.000	0.83	1340	1449	2.0	3.1	150170	15.8
VIII	600	387	0.45	0.440	0.73	332	367	2.1	3.5	97918	10.3

Donde:

T_1 = Temperatura de gases de salida sin regenerador (°K)

T_2 = Temperatura de gases de salida con regenerador (°K)

% ahorro = % de combustible ahorrado, respecto al proceso original, al colocar regenerador.

CAPÍTULO 3.**PROCESOS TEÓRICOS CON GASES DE TEMPERATURA DE SALIDA MENOR A 600 °K.****CASO IX**

Temperatura de gases de salida = 500 °K = 227 °C

PROCESO CON REGENERADOR.

En un proceso con regenerador deseáramos tener una temperatura de salida de los gases de aproximadamente 400 °K (= 127 °C).

La eficiencia del regenerador = ΔT del fluido / ITD $\approx (500-400) / (500-298) = 0.495$

Para ésta eficiencia de 0.495 necesitaríamos un valor de NTU de aproximadamente 1.2, lo que resultaría en longitudes del regenerador alrededor de 0.12 m y tiempos de alternancia sobre 85 segundos (1.4 minutos), considerando caídas de presión parecidas a las previamente consideradas.

En éste rango de temperaturas consideramos inoperante el regenerador por lo que necesitamos considerar una alternativa para el ahorro de combustible:

AHORRO INDIRECTO DE COMBUSTIBLE MEDIANTE CALENTAMIENTO DE UN FLUIDO DE PROCESO CONTENIDO EN UN TANQUE Y RECIRCULADO A TRAVÉS DE UN EQUIPO EN CONTACTO CON LOS GASES CALIENTES.

El razonamiento lo basamos en que al aprovechar algo de la energía de los gases de combustión de salida, para calentar un fluido que lo requiere, evitamos el gasto de combustible que habría sido necesario para ese calentamiento.

CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO ORIGINAL

Es un proceso derivado del caso I, en el que tenemos los mismos flujos de combustible y de aire que nos dan la misma H de combustible ($1.1517 \cdot 10^6$ W) y el mismo flujo másico y composición de los gases del caso I, pero ahora tenemos un q producto de $0.960465 \cdot 10^6$ W y correspondientemente una H de gases de salida de $0.191235 \cdot 10^6$ W con temperatura de salida de 500 °K.

Balance de conjunto:

$$H_{\text{combustible}} = q_{\text{producto}} + H_{\text{gases salida @ 500 °K}}$$

Composición de gases de salida:

Componente	% mol	% peso	Kg mol/s
CO ₂	9.95	15.39	$1.59244 \cdot 10^{-3}$
H ₂ O	12.85	8.13	$2.057 \cdot 10^{-3}$
O ₂	3.28	3.69	$5.2442 \cdot 10^{-4}$
N ₂	73.92	72.79	0.011831

Peso molecular = 28.44 Kg/Kg mol

Con la composición y flujos, más tablas de H vs T obtenemos:

$$H_{\text{gases salida @ 500 °K}} = 0.191235 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Por lo tanto, el } q_{\text{producto}} = (1.1517 - 0.191235) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.960465 \cdot 10^6 \text{ W}$$

CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON RECIRCULACIÓN DE UN FLUIDO.

Lo presentamos como una alternativa para el enfriamiento de los gases.

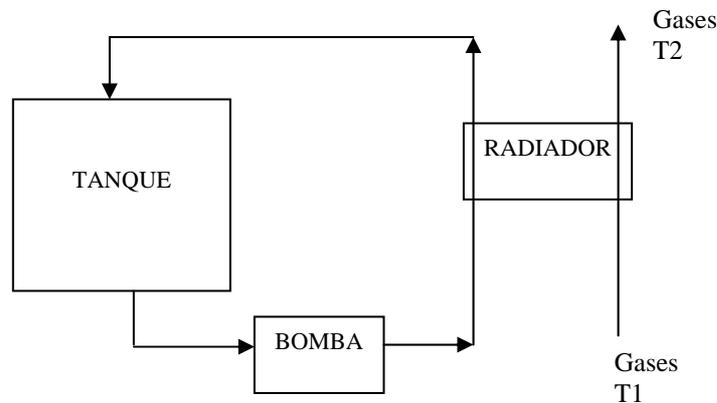
Es un sistema con recirculación de un fluido contenido en un tanque haciéndolo pasar continuamente por un radiador en el cual los gases calientes de salida del proceso le ceden calor.

El radiador opera en estado transitorio: la temperatura del fluido a calentar va cambiando con el tiempo, es decir, es un proceso por lotes.

El valor constante que tenemos es la temperatura inicial de los gases.

Queremos tener los gases de salida con una temperatura promedio cercana a 400 °K (127 °C).

Figura 3.1
Diagrama



Para nuestro caso consideraremos el fluido como agua, que puede ser de proceso, para baños, etc.

La ecuación gobernante (Kern, Levenspiel, ref. 10, pag. 628, ref. 5, pag. 276, respectivamente) se deriva de los trabajos de Bowman, Mueller y Nagle (Trans. ASME, 1940):

$$\frac{\ln T_1 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{(K-1) * w * WC * (\theta/M)}{K * WC - wc}$$

Donde:

T_1 = temperatura inicial gases = 227 °C

t_1 = temperatura inicial del agua en el tanque = 20 °C

t_2 = temperatura final del agua en el tanque = 70 °C

θ = tiempo en segundos para calentar el lote de agua desde t_1 hasta t_2

M = masa del lote de agua (Kg)

C = calor específico de gases en (J/Kg °K)

c = calor específico del agua = 4183 J/Kg °K

W = flujo másico de gases = 0.45513 Kg/s

w = flujo másico de recirculación del agua = 1.8917 Kg/s

K = exponente $\left[U * A * Ft (1/wc - 1/WC) \right]$

U = coeficiente total de transmisión de calor en (W/m² °K)

A = área externa de transmisión de calor (m²)

Ft = factor de corrección de temperatura para el caso de flujo cruzado, cuatro pasos en los tubos, un fluido mezclado, el otro sin mezclar. = función (R, S)

$R = WC/wc = 0.45513 * C / (4183 * 1.8917) = 5.75169 * 10^{-5} C$

$S = \Delta T / ITD = 100/207 = 0.48$

$\Delta T = T_1 - T_2$ = diferencia de temperatura de gases (°C)

ITD = diferencia de temperaturas iniciales = 227 - 20 = 207 °C

Cálculo de C de los gases:

Temperatura promedio = $1/2 (227 + 127) + 273 = 450$ °K

Componente	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂
Fracción peso	0.1539	0.0813	0.0369	0.7279
C (J/Kg °K)	974	1924	963	1052

$$C = 0.1539*974+0.0813*1924+0.0369*963+0.7279*1052 = 1108 \text{ J/ (Kg °K)}$$

$$R = 5.75169*10^{-5}*1108 = 0.064$$

$$Ft = \text{función} (0.064, 0.48) = 1.0$$

SE PRESENTA EL DISEÑO TÉRMICO DEL RADIADOR EN EL ANEXO 7.

$$\text{Obtenemos } U = 23.5 \text{ W/m}^2 \text{ K}, \quad A = 14.83 \text{ m}^2$$

$$U*A = 23.5*14.83 = 349$$

$$WC = 0.45513*1108 = 504$$

$$wc = 1.8917*4183 = 7913$$

$$K = \exp \left[\frac{349(1/7913-1/504)}{1} \right] = 0.523$$

Sustituyendo valores en ecuación gobernante y despejando (θ / M):

$$\ln \frac{227-20}{227-70} = \frac{(0.523-1)*1.8917*504}{0.523*504-7913} * (\theta / M)$$

$$(\theta / M) = 4.65$$

$$Q = (1/4.65) * 4183*(70-20) = 45000 \text{ W}$$

$$\Delta T = 45000/504 = 89 \text{ °C}$$

$$T_2 = \text{temperatura final de gases} = 227-89 = 138 \text{ °C} = 411 \text{ °K.}$$

En resumen:

Volumen (litros)	M	θ
5000	5000	23258 (6.5 horas)
10000	10000	46516 (13.0 horas)

En 6.5 horas se calientan 5000 litros de agua desde 20 °C inicial hasta 70 °C final mediante recirculación a razón de 30 GPM por el radiador donde los gases calientes se enfrían en promedio desde 227 °C inicial hasta 138 °C final

Ahorro de energía respecto al proceso original:

$$\begin{aligned} \text{Ahorro energía} &= 100 (\text{Calor ahorrado/calor combustible}) \\ &= 100(45000/1.1517*10^6) = 3.87 \% \end{aligned}$$

Es un ahorro indirecto de combustible, resultante del enfriamiento de los gases procedentes del proceso de combustión.

CAPÍTULO 4.**COMPARACIÓN ENTRE RECUPERADORES DE TUBOS CONCÉNTRICOS
(DOBLE TUBO) Y REGENERADORES.**

Aplicaremos el recuperador de doble tubo al proceso original del caso II, previamente tratado con regenerador. Luego compararemos ambos procesos, con regenerador y con doble tubo, para ver diferencias en el ahorro logrado de energía.

Generalidades sobre recuperadores de calor de doble tubo (tubos concéntricos).

Los recuperadores de calor, a diferencia de los regeneradores, son equipos que trabajan en estado estable o continuo, permaneciendo la temperatura constante en el tiempo.

La ecuación de transferencia de calor la establecemos así:

$$Q_{\text{TRANSFERIDO}} = U * A * \Delta T_{\text{SISTEMA}}$$

Donde:

$$Q_{\text{TRANSFERIDO}} = \text{calor necesario para calentar el aire}$$

U = coeficiente total de transferencia de calor entre los gases y el aire.

$$1/U = 1/h_{\text{gases}} + 1/h_{\text{aire}} + \text{resistencia metálica} + \text{factor de obstrucción}$$

h_{gases} = coeficiente pelicular de gases = $h_{\text{radiación}} + h_{\text{convección}}$ (pues ambos fenómenos de transferencia se llevan a cabo en paralelo)

h_{aire} = coeficiente pelicular de convección del aire (es un fluido transparente a la radiación)

A = área de superficie necesaria para transferir el calor

$\Delta T_{\text{SISTEMA}}$ = diferencia de temperatura o potencial conductor del calor en el sistema recuperador.

Examinando la ecuación anterior:

(1) Valor de U .

Para el caso de gases (gases de combustión y aire en nuestro caso) no podemos esperar grandes valores de U si queremos caídas de presión moderadas en los fluidos, considerando un máximo razonable de los mismos un valor cercano a $30 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$, ya que:

h gases.

Al considerar gases de combustión de alta temperatura debemos aprovechar el calor transferido por radiación del haz gaseoso, mismo que requiere un cierto valor de L (longitud efectiva media del haz).

Al emplear un sistema de tubos concéntricos y enviar los gases por el tubo interior, siendo en éste caso el valor de L igual al 90% del diámetro del tubo, requerimos un diámetro holgado que nos permita tener un buen valor de emisividad de gases.

Por éste mismo diámetro holgado, el valor del calor transferido por convección es poco importante y la caída de presión de los gases es mínima por lo que no se requiere ventilador.

Al considerar gases de menor temperatura, la radiación ya no es tan importante por lo que se trata de aumentar el calor transferido por convección, empleando buenos valores de Re que requieren diámetros no holgados, consecuentemente aumentando la caída de presión y requiriendo ventilador.

El no obtener una caída de presión excesivamente grande es lo que nos limita el valor del calor transferido por convección.

En general la suma de ambos valores de radiación y convección tiende a dar un cierto valor máximo del coeficiente pelicular de los gases, de alrededor de $56 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{K}$.

h aire.

Para el caso del aire que enviamos por el anulo, siendo un fluido transparente a la radiación y que solo recibe calor por convección, tratamos de aumentar éste coeficiente cuanto se pueda, estando limitados por una caída de presión permisible que requiera valores razonables de potencia en el necesario ventilador.

Podemos tener valores de alrededor de $68 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{K}$ con una caída de presión de aproximadamente 7 pulgadas columna de agua

Los valores anteriores nos darían un valor de U limpia (despreciando la resistencia metálica y el factor de obstrucción) de alrededor de $31 \text{ W/ (m}^2 \text{ }^\circ\text{K)}$, es decir:

$$U \text{ limpia} = 68 * 56 / (68+56) = 31$$

(2) $\Delta T_{\text{SISTEMA}}$

Si queremos una eficiencia tipo regenerador obtendremos una $\Delta T_{\text{SISTEMA}}$ muy pequeña.

Supongamos un caso a contra-corriente:

$$\begin{array}{l} T_{\text{inicial de gases}} \rightarrow T_{\text{final de gases}} \\ \frac{T_{\text{final del aire}}}{\Delta T_{\text{caliente}}} \leftarrow \frac{T_{\text{inicial del aire}}}{\Delta T_{\text{fría}}} \end{array}$$

$$\Delta T_{\text{SISTEMA}} = (\Delta T_{\text{caliente}} - \Delta T_{\text{fría}}) / \ln (\Delta T_{\text{caliente}} / \Delta T_{\text{fría}})$$

$$\Delta T_{\text{fría}} \approx 127 - 25 = 102 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Para una alta eficiencia tipo regenerador, tendríamos $T_{\text{final del aire}}$ con buena aproximación a $T_{\text{inicial de gases}}$, dando diferencia pequeña, por ejemplo caso II:

$$\Delta T_{\text{caliente}} \approx 934 - 888 = 46 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Los valores anteriores dan un $\Delta T_{\text{SISTEMA}}$ de $70 \text{ } ^\circ\text{C}$

(3) $Q_{\text{TRANSFERIDO}}$.

$$Q_{\text{TRANSFERIDO}} = Q_{\text{aire}} = (m \cdot C \cdot \Delta T)_{\text{aire}}$$

Para un cierto aumento en la temperatura del aire, el calor es proporcional al flujo másico del aire.

Si queremos calentar todo el aire necesario para la combustión obtendremos un valor grande de $Q_{\text{TRANSFERIDO}}$

(4) A = área necesaria para la transferencia.

$$A = Q_{\text{TRANSFERIDO}} / (U \cdot \Delta T_{\text{SISTEMA}})$$

El valor de A , para un valor limitado de U , será necesariamente grande.

Tomando como ejemplo el caso II:

$$Q_{\text{TRANSFERIDO}} = 1.1722 \text{ Kg/s} \cdot 1091 \text{ J/Kg } ^\circ\text{K} \cdot (888-25) \text{ } ^\circ\text{K} = 1.101325 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$U \approx 27.3 \text{ W/ m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$A = 1.101325 \cdot 10^6 / (27.3 \cdot 70) = 576 \text{ m}^2$$

Si tenemos un sistema de tubos concéntricos donde el diámetro de referencia es de aproximadamente 1.143 m de diámetro, la longitud necesaria del mismo sería:

$$\text{Longitud} = 576 / (\pi \cdot 1.143) = 160 \text{ m (ES EXCESIVA).}$$

Necesitaríamos un tubo excesivamente largo con una caída de presión muy grande.

Tal vez lo más conveniente sea calentar solo parte del aire necesario para la combustión y hacerlo hasta una cierta temperatura final no cercana a la temperatura inicial del gas, lo que nos daría un $Q_{\text{TRANSFERIDO}}$ menor y una $\Delta T_{\text{SISTEMA}}$ mayor, y así requeriríamos menor A y una longitud de tubo razonable.

Claro que el ahorro de energía sería menor que el obtenido en un regenerador.

A continuación estudiamos ésta aplicación para el caso II previo.

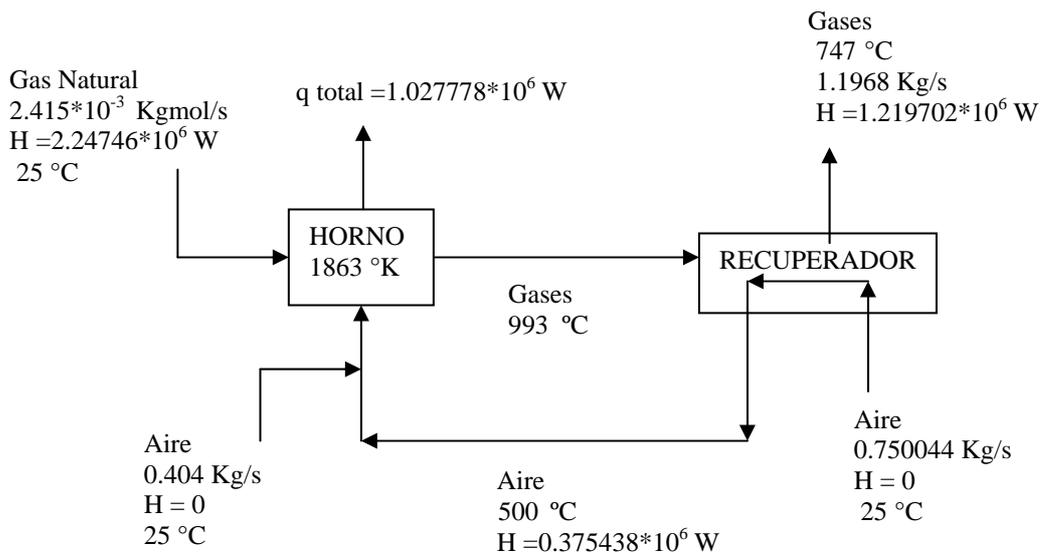
Planteamiento antes del ajuste por calor irradiado:

Calentamos el 56 % del flujo másico de aire necesario para la combustión ($0.56 \cdot 1.146542 \text{ Kg/s}$), con una ΔT del aire que es un 55 % de la obtenida en el regenerador ($0.55 \cdot 861 \text{ }^\circ\text{C}$).

PROCESO CON RECUPERADOR DE DOBLE TUBO.

Figura 4.1

Diagrama del proceso con recuperador de doble tubo incluyendo ajuste para calor irradiado en horno.



CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON RECUPERADOR DE DOBLE TUBO.

Cálculos antes del ajuste por calor irradiado:

Queremos calentar 0.64317 Kg/s de aire desde $25 \text{ }^\circ\text{C}$ inicial hasta $500 \text{ }^\circ\text{C}$ ($773 \text{ }^\circ\text{K}$) final.

$T \text{ (}^\circ\text{K)}$	$H \cdot 10^{-7} \text{ J/Kg mol}$
700	1.21
800	1.53

Se concluye que H unitaria del aire a 773 °K = $1.4436 \cdot 10^7$ J/Kg mol

$$H \text{ final aire} = 1.4436 \cdot 10^7 \text{ J/Kg mol} \cdot (0.64317/28.84) \text{ Kg mol/s} = 0.3219418 \cdot 10^6 \text{ W}$$

Queremos mantener, respecto al proceso original, el flujo másico de gases (1.1968 Kg/s), la temperatura adiabática en el horno (1863 °K, en principio) y el q producto ($0.652778 \cdot 10^6$ W).

Suponemos constante el q perdido = $0.375 \cdot 10^6$ W

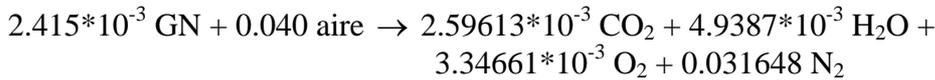
Para especificar el recuperador procedemos así:

Suponemos un flujo másico de combustible = $2.415 \cdot 10^{-3}$ Kg mol/s = 0.04277 Kg/s

$$H \text{ combustible} = 0.04277 \text{ Kg/s} \cdot 52.548 \cdot 10^6 \text{ J/Kg} = 2.24746 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\begin{aligned} \text{Flujo másico de aire al horno} &= (1.1968 - 0.04277) \text{ Kg/s} = 1.15403 \text{ Kg/s} \\ &= 0.04 \text{ Kg/mol/s} \end{aligned}$$

Reacción (Kg mol/s):



Composición de los gases:

Componente	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂
% mol	6.10	11.61	7.87	74.42
Peso molecular gases =	28.11 Kg/Kg mol			

$$\begin{aligned} H \text{ gases en horno} &= H \text{ aire precalentado} + H \text{ combustible} \\ &= (0.3219418 + 2.24746) \cdot 10^6 \text{ W} = 2.569408 \cdot 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

Para los gases de combustión:

T (°K)	H*10 ⁻⁶ W
1800	2.4613316
1900	2.630247

Se concluye que T gases en horno = 1863 °K = 1590 °C

Balance de salidas del horno:

$$\begin{aligned} H \text{ gases en horno} &= q \text{ producto} + q \text{ perdido} + H \text{ gases al recuperador} \\ H \text{ gases al recuperador} &= (2.569408 - 1.027778) \cdot 10^6 \text{ W} = 1.54163 \cdot 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

T (°K)	H*10 ⁻⁶ W
1200	1.492256
1300	1.6481414

Se concluye que T gases al recuperador = 1232 °K = 959 °C

Balance en recuperador:

H gases al recuperador – H gases del recuperador = H final del aire

$$H \text{ gases del recuperador} = (1.54163 - 0.3219418) \cdot 10^6 \text{ W} = 1.2196882 \cdot 10^6 \text{ W}$$

T (°K)	H*10 ⁻⁶ W
1000	1.18931205
1100	1.1.33995552

Se concluye que T gases del recuperador = 1020 °K = 747 °C

En el recuperador:

Aire, flujo másico = 0.64317 Kg/s

Gases, flujo másico = 1.1968 Kg/s

T inicial = 25 °C

T inicial = 959 °C

T final = 500 °C

T final = 747 °C

$$\text{Calor intercambiado} = H \text{ final aire} = 0.3219418 \cdot 10^6 \text{ W}$$

Análisis exergético del proceso con recuperador.

B destruida (B d) en el proceso con recuperador.

$$B d = B \text{ combustible} - B q \text{ producto} - B q \text{ perdido} - B \text{ gases salida}$$

B gases de salida:

Comp. kgmol/s	T (°K)	P (atm)	10 ⁻⁶ J/Kg mol			10 ⁻⁶ W
			B temp	B presión	B i	B
CO ₂ 2.59613*10 ⁻³	1020	0.06102	17.72	-6.93545	10.78455	0.028
H ₂ O 4.9387*10 ⁻³	1020	0.11608	13.667	-5.34062	8.32638	0.04112
O ₂ 3.34661*10 ⁻³	1020	0.07873	11.775	-6.30349	5.47151	0.018311
N ₂ 0.03165	1020	0.74417	11.152	-0.73280	10.4192	<u>0.329872</u>

$$\Sigma = 0.417303 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$B \text{ combustible} = 859.57 \cdot 10^6 \text{ J/kg mol} \cdot 2.415 \cdot 10^{-3} \text{ Kgmol/s} = 2.075862 \cdot 10^6 \text{ W}$$

El calor se transfiere a 1863 °K:

$$B q \text{ producto} + B q \text{ perdido} = 1.027778 \cdot 10^6 (1 - 298/1863) \text{ W} = 0.863378 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$B d = (2.075862 - 0.863378 - 0.417303) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.7952 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Eficiencia energética} = q \text{ producto} / H \text{ combustible} = (0.652778 / 2.24746) \cdot 100 = 29.0 \%$$

$$\text{Eficiencia exergética} = 100(1 - B d / B \text{ combustible}) = 100(1 - 0.7952 / 2.075862) = 61.7\%$$

$$\text{Ahorro B} = B d \text{ original} - B d \text{ con recuperador doble tubo} \\ = (0.901189 - 0.7952) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.105989 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Ahorro combustible} = 100 (0.0502521 - 0.04277) / 0.0502521 = 14.89 \%$$

COMPARACIÓN TERMODINÁMICA DE AMBOS PROCESOS (CON RECUPERADOR DE DOBLE TUBO Y CON REGENERADOR) CONTRA EL PROCESO ORIGINAL

	Proceso <u>Original</u>	Proceso con <u>Doble Tubo</u>	Proceso con <u>Regenerador</u>
Eficiencia energética (%)	24.72	29.0	50.6
Eficiencia exergética (%)	63.1	61.7	67.4
B d *10 ⁻⁶ W	0.901189	0.7952	0.388524
Flujo combustible (Kg/s)	0.0502521	0.04277	0.0245677
Ahorro de B (10 ⁻⁶ W)		0.105989	0.512665
Ahorro de combustible (%)		14.89	51.10

AJUSTES EN EL DISEÑO POR CONSIDERACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

El Q_{IRR} en el proceso original es $75750 \alpha * Acp$

Al ahorrar combustible obtenemos gases diluidos en su concentración de CO₂ y H₂O y para compensar esto necesitamos una mayor temperatura de salida de los gases del horno.

Por tanteos se obtiene dicha temperatura que nos mantenga constante el valor de Q_{IRR} del proceso original, además de mantener los valores ya calculados para el recuperador de flujo másico de combustible, q producto, q perdido, flujo másico de gases de combustión y temperatura de salida de gases.

$$f. \text{ mol CO}_2 = 0.061$$

$$f. \text{ mol H}_2\text{O} = 0.1161$$

$$pp \text{ CO}_2 = 0.061$$

$$pp \text{ CO}_2 * L = 0.0610 * 15 = 0.915$$

$$pp \text{ CO}_2 / \Sigma pp = 0.34$$

$$pp \text{ H}_2\text{O} = \frac{0.1161}{0.1771}$$

$$pp \text{ H}_2\text{O} * L = 0.1161 * 15 = \frac{1.7415}{2.6565}$$

Valores constantes:

$$F_c = f_4(0.34, 2.6565) = 0.925$$

$$T_s = 700 \text{ °K}$$

$$q \text{ CO}_2 @ T_s = 570$$

$$q \text{ H}_2\text{O} @ T_s = 1900$$

$$q b @ T_s = 4360$$

Tanteos:

T _G (°K)	q CO ₂ @ T _G	q H ₂ O @ T _G	q b @ T _G	ε _G	F	Q _{IRR}
1255	6500	15000	45132	0.432	0.576	73234 α * Acp
1266	6700	15800	46750	0.438	0.578	76318

Se concluye que $T_G = 1266 \text{ }^\circ\text{K} = 993 \text{ }^\circ\text{C}$

$H_{\text{gases @ } 1266 \text{ }^\circ\text{K}} = 1.59514 \cdot 10^6 \text{ W} = H_{\text{gases al recuperador}}$

Balance en el horno, Entradas = Salidas

$H_{\text{combustible}} + H_{\text{aire del recuperador}} = q_{\text{producto}} + q_{\text{perdido}} + H_{\text{gases al recuperador}}$

$H_{\text{aire del recuperador}} = (1.027778 + 1.59514 - 2.24748) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.375438 \cdot 10^6 \text{ W}$

El aire del recuperador está a $500 \text{ }^\circ\text{C} = 773 \text{ }^\circ\text{K}$

$H_{\text{unitaria aire a } 773 \text{ }^\circ\text{K}} = 14.436 \cdot 10^6 \text{ J/Kg mol}$

Flujo molar de aire en el recuperador = $0.375438 / 14.436 = 0.026007 \text{ Kg mol/s}$

Flujo másico de aire en el recuperador = 0.750044 Kg/s

Flujo másico de aire no calentado = $(1.15403 - 0.750044) \text{ Kg/s} = 0.404 \text{ Kg/s}$

Nuevas condiciones en el recuperador:

Aire, flujo másico = 0.750044 Kg/s

Gases, flujo másico = 1.1968 Kg/s

$T_{\text{inicial}} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$

$T_{\text{inicial}} = 993 \text{ }^\circ\text{C}$

$T_{\text{final}} = 500 \text{ }^\circ\text{C}$

$T_{\text{final}} = 747 \text{ }^\circ\text{C}$

Calor intercambiado = $H_{\text{final aire}} = 0.375438 \cdot 10^6 \text{ W}$

EN EL ANEXO 8 PRESENTAMOS EL DISEÑO TÉRMICO DEL RECUPERADOR DE DOBLE TUBO.

Nos resulta en un tubo interior con diámetro interno de 1.1335 m y diámetro externo de 1.1398 m, dentro de un tubo exterior con diámetro interno de 1.1938 m y diámetro externo de 1.200 m.

Tiene una longitud de 6.28 m, requiriendo 2.87 HP para mover el aire en el intercambiador y con tiro natural para los gases.

Como conclusión podemos considerar a los regeneradores de calor, comparados con recuperadores de tubos concéntricos, como más versátiles en su aplicación y mejores ahorradores de energía por las mayores eficiencias térmicas alcanzadas.

Para eficiencias bajas en la recuperación, el regenerador es inoperante y aquí entra el recuperador, cuyo costo para materiales comunes no es muy elevado.

CAPÍTULO 5**COMPARACIÓN ENTRE RECUPERADORES CON DOBLE RADIADOR Y
REGENERADORES.**

Ahora aplicaremos el recuperador de doble radiador a un caso previamente tratado con regenerador (Caso V) y los compararemos termodinámicamente y en cuanto al ahorro de energía logrado.

Generalidades del recuperador de doble radiador.

Este tipo de equipo recuperador, al igual que el anterior de doble tubo, opera en régimen continuo, en estado estable.

Consiste en dos equipos, el equipo gases/fluido térmico en donde los gases calientes transfieren calor al fluido térmico, y el equipo aire/fluido térmico en donde el fluido térmico entrega al aire el calor recogido en el otro equipo.

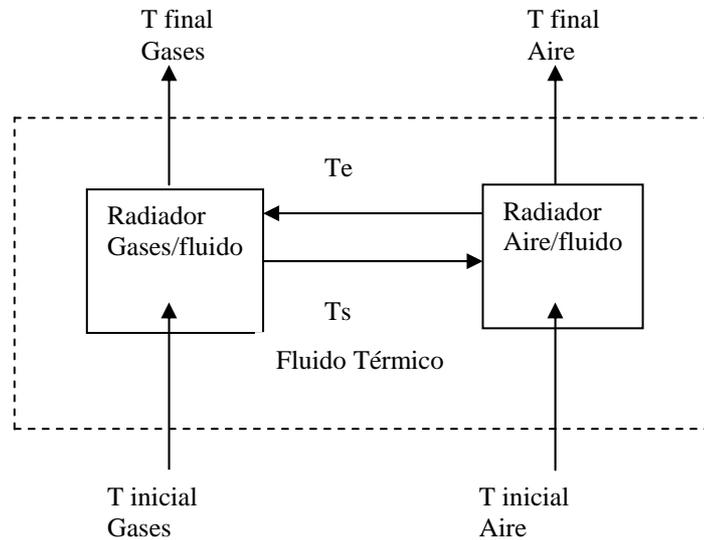
Opera con el principio del tubo de calor o caloriducto, solo que con recirculación forzada mediante una bomba y sin cambio de fase en éste caso.

Hay recirculación continua de un fluido térmico apropiado, tal como el therminol 75 a base de terfenilos/cuaterfenilos que soporta temperaturas de hasta 380 °C que resultan de aplicarlo a gases de temperatura inicial de 627 °C.

Esta última temperatura podemos considerarla como la máxima de los gases a enfriar con éste sistema ya que a mayores temperaturas se presenta cierta dificultad en la selección del fluido térmico (ref. 18, sect. 9, pag.78), que debe ser Mercurio o una aleación metálica Sodio-Potasio (56-44, 22-78) que conlleva riesgo de toxicidad o explosión.

El Potasio (K) con el Monóxido de Carbono (CO) forma un carbonilo explosivo, además de que en contacto con la atmósfera se oxida a Dióxido de Potasio (KO₂) el cual es explosivo con los hidrocarburos.

Figura 5.1
Diagrama de recuperador de doble radiador.



Donde:

T_e = temperatura menor del fluido térmico

T_s = temperatura mayor del fluido térmico

Por su misma naturaleza de operación éste sistema puede lograr una máxima recuperación de calor que representa aproximadamente un 50% del calor recuperado por un regenerador.

Esto se debe a que el fluido térmico debe operar entre las temperaturas iniciales de los gases y del aire por lo que debe tener una temperatura inicial (T_e) que es aproximadamente el promedio de las iniciales de ambos fluidos.

El siguiente análisis confirma esa estimada máxima recuperación:

Conjunto doble radiador.

$T_{\text{inicial fluido térmico}} \approx 1/2 (T_{\text{inicial gases}} + T_{\text{inicial aire}})$

$T_{\text{inicial fluido térmico}} \approx 1/2 T_{\text{inicial gases}}$

Empleando el método $\epsilon f - NTU$ de Kays & London (ref. 26, pag. 613. ref. 4, pag. 730. ref. 25, pag. 538. ref. 27, pag. 388):

$Q_{\text{gases}} = \text{calor recuperado en el conjunto} = Q_{\text{transmitido por los gases}}$

$\epsilon f = \text{efectividad} = \Delta T_{\text{gases}} / ITD$

ITD = diferencia de temperaturas iniciales de los fluidos involucrados (gases/fluido térmico)

$$Q \text{ gases} = Q \text{ conjunto recuperador} = (m C) \text{ gases} * \varepsilon f * (ITD)$$

$$ITD = T \text{ inicial gases} - T \text{ inicial fluido térmico} \approx T \text{ inicial gases} - (1/2) T \text{ inicial gases}$$

$$ITD \approx (1/2) T \text{ inicial gases}$$

$$Q \text{ gases} = Q \text{ conjunto recuperador} = (m C) \text{ gases} * \varepsilon f * (1/2) T \text{ inicial gases}$$

Conjunto regenerador o cualquier conjunto de equipo recuperador sin fluido térmico recirculante.

$$Q \text{ gases} = Q \text{ conjunto} = (m C) \text{ gases} * \varepsilon f * (ITD)$$

$$ITD = T \text{ inicial gases} - T \text{ inicial aire} \approx T \text{ inicial gases}$$

$$Q \text{ gases} = Q \text{ conjunto} = (m C) \text{ gases} * \varepsilon f * T \text{ inicial gases}$$

Se aprecia que el máximo calor obtenido con el doble radiador con fluido térmico recirculante es aproximadamente la mitad que el obtenido con el regenerador.

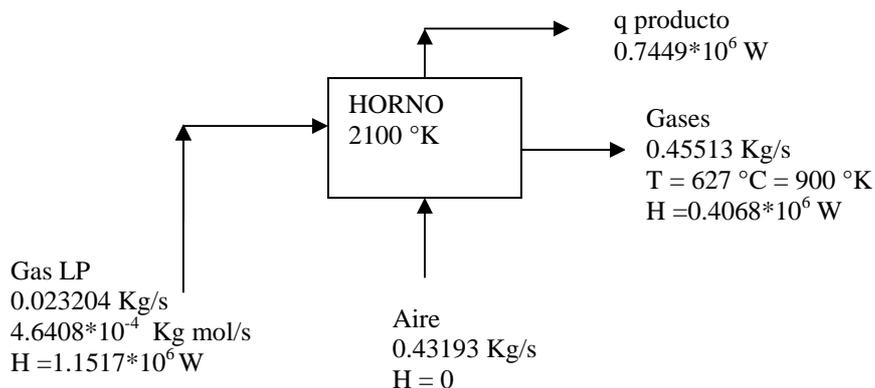
APLICACIÓN DEL CONJUNTO DOBLE RADIADOR AL CASO V, PREVIAMENTE TRATADO CON REGENERADOR.

Haremos un ejemplo de aplicación del conjunto de doble radiador al caso V que tiene una temperatura original de gases de salida de 900 °K (627 °C) que, como ya mencionamos, podemos considerar la máxima usual para doble radiador.

CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO ORIGINAL

Figura 5.2.

Diagrama del proceso original (Caso V):



Se queman 0.023204 Kg mol/s de gas LP con 0.43193 Kg/s de aire y se obtienen 0.45513 Kg/s de gases de combustión, una temperatura adiabática en el horno de 2100 °K, un q producto de $0.7449 \cdot 10^6$ W y una temperatura de salida de los gases de 900 °K.

La reacción es la misma que para el caso (I) dándonos la siguiente composición y flujo de los gases:

Comp.	% mol	Kg mol/s
CO ₂	9.95	$1.59244 \cdot 10^{-3}$
H ₂ O	12.85	$2.057 \cdot 10^{-3}$
O ₂	3.28	$5.2442 \cdot 10^{-4}$
N ₂	73.92	0.011831

Peso molecular gases = 28.44 Kg/Kg mol

Balance de conjunto:

H combustible = q producto + H gases de salida

H gases salida a 900 K = $0.4068 \cdot 10^6$ W

H combustible = $49.6338 \cdot 10^6$ J/Kg * 0.023204 Kg/s = $1.1517 \cdot 10^6$ W

q producto = $(1.1517 - 0.4068) \cdot 10^6$ W = $0.7449 \cdot 10^6$ W

Análisis exergético.

B gases de salida.

Comp	T (°K)	P (atm)	J/Kg mol * 10^{-6}			W * 10^{-6}
			Btemp.	B presión	B i	B
CO ₂	900	0.0995	13.10	-5.7228	7.3772	0.011748
H ₂ O	900	0.1285	10.2	-5.0885	5.1115	0.010514
O ₂	900	0.0328	8.85	-8.4750	0.3750	$1.9666 \cdot 10^{-4}$
N ₂	900	0.7392	8.39	-0.7494	7.6406	<u>0.090396</u>
						$\Sigma = 0.112854 \cdot 10^6$ W

B gases salida = $0.112854 \cdot 10^6$ W

B q producto = $0.7449 \cdot 10^6$ (1-298/2100) W = $0.6392 \cdot 10^6$ W

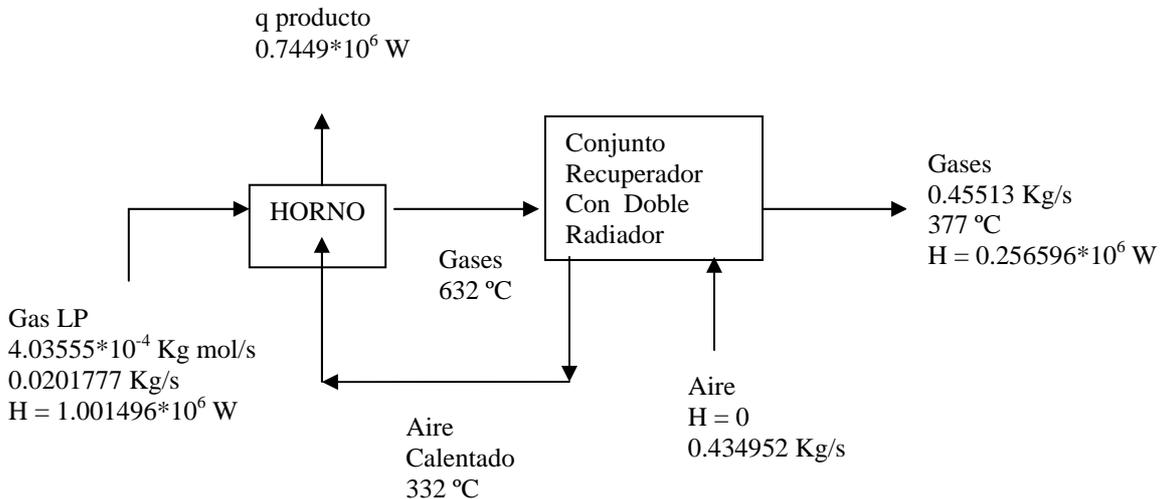
B combustible = $2385 \cdot 10^6$ J/Kgmol * $4.6408 \cdot 10^{-4}$ Kgmol/s = $1.1068308 \cdot 10^6$ W

B d = B destruida = $(1.1068308 - 0.112854 - 0.6392) \cdot 10^6$ W = $0.3548 \cdot 10^6$ W

Eficiencia energética = $(0.7449 / 1.1517) \cdot 100 = 64.68$ %

Eficiencia exergética = $(1 - 0.3548 / 1.1068308) \cdot 100 = 67.9$ %

PROCESO CON DOBLE RADIADOR

Figura 5.3
Diagrama.CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON DOBLE RADIADOR.

Debemos mantener, respecto al proceso original, el flujo másico de gases (0.45513 Kg/s), el q producto ($0.7449 \cdot 10^6$ W) y en principio la temperatura adiabática del horno (2100 °K).

Tanteos:

Debemos suponer un flujo másico de combustible, calcular la cantidad de aire, obtener los productos de la reacción, obtener el calor de recuperación (H final del aire) y verificar que sea aproximadamente un 43 % del calor teórico recuperado en un regenerador o equipo sin fluido térmico recirculante y que usa como diferencia inicial de temperaturas la diferencia de temperaturas iniciales de los gases y el aire.

Primeramente estimamos el calor teórico.

$$Q \text{ teórico} = (m C) \text{ gases} * \epsilon f * ITD$$

$$ITD = T \text{ inicial gases} - T \text{ inicial aire}$$

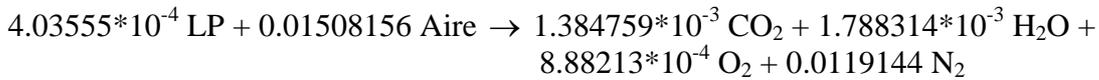
$$Q \text{ teórico} \approx 0.45513 \text{ Kg/s} * 1171 \text{ J/Kg K} * 0.95 * (900 - 298) \text{ K} = 0.3048 * 10^6 \text{ W}$$

Luego suponemos un flujo de combustible:

$$\text{Flujo de combustible supuesto} = 4.03555 * 10^{-4} \text{ Kg mol/s} = 0.0201777 \text{ Kg/s}$$

$$\text{Flujo de aire} = (0.45513 - 0.0201777) \text{Kg/s} = 0.4349523 \text{ Kg/s} = 0.01508156 \text{ Kgmol/s}$$

Reacción (Kg mol/s):



Gases de combustión:

Componente	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂
% en mol	8.67	11.194	5.56	74.576

$$\text{Peso molecular gases} = 28.42 \text{ Kg/Kg mol}$$

Balance en el horno:

$$H \text{ final aire} = H \text{ gases @ } 2100 \text{ K} - H \text{ combustible}$$

$$H \text{ gases @ } 2100 \text{ °K} = 1.12547661 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$H \text{ combustible} = 49.6338 \cdot 10^6 \text{ J/Kg} \cdot 0.0201777 \text{ Kg/s} = 1.001496 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$H \text{ final aire} = (1.12547661 - 1.001496) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.1239806 \cdot 10^6 \text{ W}$$

Representa el $(0.1239806 / 0.3048) \cdot 100 = 40.7 \%$ del Q teórico.

Por lo tanto, está bien el valor supuesto de flujo de combustible.

Ahora el ajuste para mantener el Q irradiado original de 15426 α Acp:

$$\text{Fracción mol CO}_2 = 0.0867, \text{ fracción mol H}_2\text{O} = 0.11194$$

Nuevas presiones parciales:

$$\begin{array}{lll} pp \text{ CO}_2 = 0.0867 & pp \text{ CO}_2 \cdot L = 1.30 & pp \text{ CO}_2 / \Sigma pp = 0.436 \\ pp \text{ H}_2\text{O} = \frac{0.11194}{0.1986} & pp \text{ H}_2\text{O} \cdot L = \frac{1.68}{2.98} & \end{array}$$

$$F_c = f_4(0.436, 2.98) = 0.924$$

Suponemos una T_G de los gases al salir del horno que nos permita obtener el Q irradiado original de 15426 α Acp

Valores constantes:

$$T_s = 700 \text{ °K}$$

$$q \text{ CO}_2 @ T_s = 610$$

$$q \text{ H}_2\text{O} @ T_s = 1860$$

$$q_b @ T_s = 4360$$

Valores supuestos:

T_G (°K)	$q \text{ CO}_2 @ T_G$	$q \text{ H}_2\text{O} @ T_G$	$q_b @ T_G$	ε_G	F	Q_{IRR}
900	1890	4650	11945	0.496	0.626	14766 α Acp
911	2000	4975	12515	0.511	0.638	16230
903	1900	4875	12093	0.515	0.64	15414

Tomamos $T_G = 905 \text{ }^\circ\text{K} = 632 \text{ }^\circ\text{C}$

Balance en el horno:

Entradas = Salidas

H final aire + H combustible = q producto + H gases @ 905 °K

Para los gases de combustión:

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ W</u>
900	0.391750709
1000	0.4477953

Se concluye que H gases @ 905 °K = $0.3945529 \cdot 10^6 \text{ W}$

H final aire = $(0.7449 + 0.3945529 - 1.001496) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.1380 \cdot 10^6 \text{ W}$

H unitaria del aire = $0.1380 \cdot 10^6 / 0.01508156 = 9.1474 \cdot 10^6 \text{ J/Kg mol}$

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ (J/Kg mol)</u>
600	9.0
700	12.1

Se concluye que T final del aire del recuperador = $605 \text{ }^\circ\text{K} = 332 \text{ }^\circ\text{C}$

Balance de conjunto.

H gases de salida = H combustible – q producto

$$= (1.001496 - 0.7449) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.256596 \cdot 10^6 \text{ W}$$

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ W</u>
600	0.22995583
700	0.2826656

Se concluye que T gases salida = $377 \text{ }^\circ\text{C} = 650 \text{ }^\circ\text{K}$

Condiciones del conjunto recuperador:

Aire.
 T inicial = 25 °C
 T final = 332 °C
 Flujo másico = 0.4349523 Kg/s
 ΔT aire = 307 °K

Gases.
 T inicial = 632 °C
 T final = 377 °C
 Flujo másico = 0.45513 Kg/s
 ΔT gases = 255 °K

Conjunto Recuperador:

Q conjunto = H final aire = $0.138 \cdot 10^6 \text{ W}$

ITD = $632 - 25 = 607 \text{ }^\circ\text{K}$

(m C) gases = $138000 / 255 = 541$

(m C) aire = $138000 / 307 = 450$

$$\eta \text{ Conjunto recuperador} = 2 / \text{ITD} (1/\Delta T \text{ gases} + 1/\Delta T \text{ aire})$$

$$= 2 / (607) (1/255 + 1/307) = 0.459$$

Está bien, porque significa que la efectividad (ϵf) de cada radiador deberá ser aproximadamente el doble de la del conjunto, es decir, $\approx 0.459 * 2 = 0.918$.

Análisis exergético.

$$B d = B \text{ destruida} = B \text{ combustible} - B q \text{ producto} - B \text{ gases salida}$$

B gases de salida:

$$T = 650 \text{ }^\circ\text{K}$$

Comp.	P (atm)	Kgmol/s	J/Kg mol * 10 ⁻⁶			W*10 ⁻⁶
			B temp	B presión	B i	B
CO ₂	0.0867	1.384759*10 ⁻³	5.390	-6.064	-0.674	-9.3333*10 ⁻⁴
H ₂ O	0.11194	1.788314*10 ⁻³	4.305	-5.4307	-1.1257	-2.01311*10 ⁻³
O ₂	0.0556	8.88213*10 ⁻⁴	3.780	-7.1661	-3.3861	-3.0076*10 ⁻³
N ₂	0.74576	0.0119144	3.610	-0.72751	2.8825	<u>0.034343</u>
						$\Sigma = 0.0284 * 10^6 \text{ W}$

$$B \text{ combustible} = 2385 * 10^6 * 4.03555 * 10^{-4} \text{ W} = 0.9624787 * 10^6 \text{ W}$$

$$B q \text{ producto} = 0.7449 * 10^6 (1 - 298/2100) \text{ W} = 0.6392 * 10^6 \text{ W}$$

$$B d = (0.9624787 - 0.6392 - 0.0284) * 10^6 \text{ W} = 0.29488 * 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Eficiencia exergética} = 100 (1 - 1.0063/3.2844) = 69.4 \%$$

$$\text{Eficiencia energética} = 100(0.7449/1.001446) = 74.4$$

$$\text{Ahorro combustible} = 100 (0.023204 - 0.0201777) / 0.023204 = 13.0 \%$$

$$\text{Ahorro exergía} = B d \text{ original} - B d \text{ con recuperador}$$

$$= (0.354777 - 0.29488) * 10^6 \text{ W} = 0.059897 * 10^6 \text{ W}$$

COMPARACIÓN TERMODINÁMICA DE AMBOS PROCESOS (PROCESO CON RECUPERADOR Y PROCESO CON REGENERADOR) CONTRA EL PROCESO ORIGINAL

	Proceso <u>Original</u>	Proceso con Recuperador <u>Doble radiador</u>	Proceso con <u>Regenerador</u>
% eficiencia energética	64.7	74.4	86.2
% eficiencia exergética	67.9	69.4	73.9
B d * 10 ⁻⁶ W	0.3548	0.29488	0.21686
Flujo de combustible, Kg/s	0.023204	0.0201777	0.0174159
Ahorro B (10 ⁻⁶ W)		0.059897	0.13794
% ahorro combustible		13.0	24.94

EL DISEÑO TÉRMICO DEL CONJUNTO DE DOBLE RADIADOR SE PRESENTA EN EL ANEXO 9.**CONCLUSIONES DEL COMPARATIVO:**

El regenerador consigue aproximadamente el doble de ahorro de combustible que el sistema de doble radiador y tiene mayor versatilidad en su aplicación en lo que respecta al rango de temperaturas y condiciones de limpieza de los gases, pues tiende a obstruirse menos por estar periódicamente a contraflujo.

Los radiadores de superficie extendida solo pueden operar con gases limpios de partículas.

CONCLUSIONES.

- (1) Considero que en nuestra Sociedad debemos hacer todo lo posible para evitar que los diferentes procesos industriales envíen a la atmósfera gases calientes que además de constituir un desperdicio de recursos finitos contribuyen al calentamiento global.
- (2) Decimos que es un desperdicio de recursos porque esa energía liberada con el abatimiento de la temperatura de los gases de salida puede ser aprovechada para precalentar el aire de combustión, y es esa energía en exceso del aire que va al sistema de combustión la que nos permite ahorrar combustible.
- (3) El precalentamiento del aire a temperaturas cercanas a las de salida de los gases implica altas eficiencias en el intercambiador de calor, con frecuencia superiores a 0.90.
- (4) Esperamos que los regeneradores sean los equipos adecuados como ahorradores de energía.
- (5) Los regeneradores son equipos intercambiadores de calor que característicamente operan con alta eficiencia, limitada solo por la temperatura mínima de salida de los gases, por lo que permiten obtener grandes ahorros de energía.
- (6) Operan con gran versatilidad permitiendo obtener diversas eficiencias y satisfacción de requerimientos con solo variar el tiempo de alternancia o permanencia de cada fluido en cada uno de los dos regeneradores, permaneciendo constante la temperatura de salida de los gases.
- (7) En su operación se pueden obtener caídas de presión pequeñas en el flujo de gases sin agrandar demasiado los equipos, dejando margen para añadir sistemas de limpieza de gases previos al regenerador, si acaso se necesitaran, tales como:
 - Cámaras de asentamiento de partículas por gravedad.
 - Separadores centrífugos
 - Lavadores húmedos
 - Filtros de tela
 - Precipitadores electrostáticos
- (8) Los flujos en un regenerador a contra corriente se invierten periódicamente, por lo que se tiende a evitar obstrucciones por arrastre de partículas.
- (9) Hemos visto la aplicación de regeneradores a procesos ya existentes, ya previamente diseñados. Para aplicación a nuevos procesos se simplifica algo el cálculo pues de entrada podemos considerar la concentración real diluida de los gases CO₂ y H₂O que corresponda a la mezcla aire-combustible empleada en el diseño, considerando salida de gases del regenerador a aproximadamente 400 K.

- (10) Si tomamos como base un proceso intermedio entre los tratados, digamos el que corresponde a una temperatura original de salida de 800 K, podemos estimar el costo así:

Empaque esferas acero = $1845 \text{ Kg} * 2 * \$ 89/\text{Kg} = \$ 328000$

Válvulas = \$ 50000

Actuadores = \$ 30000

Equipo de control = \$ 30000

Mano obra = \$ 120000

Cilindros y ductería = \$ 50000

TOTAL = \$ 608000

Para un ahorro estimado de combustible de 20.0 % y un consumo original de $1.1517 * 10^6 \text{ W}$ tenemos:

Ahorro en combustible = $1.1517 * 10^6 \text{ W} * 20 / 100 = 0.23034 * 10^6 \text{ W}$

Combustible = Gas LP

Precio = \$ 4/Kg (estimado para uso industrial)

Poder calorífico = $49.63 * 10^6 \text{ J/Kg}$

Ahorro = $0.23034 * 10^6 \text{ (J/s)} * 1 \text{ Kg} / (49.63 * 10^6 \text{ J}) * 4 \text{ \$/Kg} * 3600 \text{ (s/hr)} = 66.83 \text{ \$/hr}$

Para un año de 4160 hrs:

Ahorro /año = $66.83 * 4160 = \$ 278023$

El equipo se paga en $608000 / 278023 = 2.2$ años.

Reiteramos que aparte de la consideración económica de la inversión hay un beneficio ambiental: hay menor CO_2 generado por haber menor cantidad de combustible quemado, lo que redundará en menor efecto invernadero y menor calentamiento global.

El CO_2 no generado tiene además un plus consistente en cierto valor monetario.

ANEXO 1**CASO III.**

Temperatura original de los gases de salida = 1100 °K

CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON REGENERADOR.

En orden de respetar el proceso original debemos mantener constantes los valores de q producto, la temperatura adiabática en el horno (en principio) y el flujo másico de gases.

Variaremos ligeramente la composición de los gases de salida.

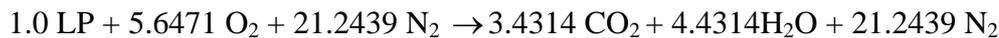
- (1) Deseamos una temperatura de salida de los gases del regenerador de alrededor de 400 °K:

Suponemos un flujo de LP de $2.98745 \cdot 10^{-4}$ Kg mol/s = 0.0149372 Kg/s

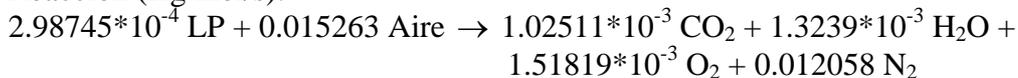
H combustible = $49.6338 \cdot 10^6$ J/Kg * 0.0149372 Kg/s = $0.741392 \cdot 10^6$ W

Flujo de aire = $(0.45513 - 0.0149372)$ Kg/s = 0.4401928 Kg/s = 0.015263 Kgmol/s

- (2) Reacción estequiométrica:



Reacción (Kg mol/s):



Gases de salida:

<u>Componente</u>	<u>% mol</u>	<u>Kg mol/s</u>
CO ₂	6.437	$1.02511 \cdot 10^{-3}$
H ₂ O	8.313	$1.3239 \cdot 10^{-3}$
O ₂	9.534	$1.51819 \cdot 10^{-3}$
N ₂	75.716	0.012058

$$\text{PM} = 0.02858$$

- (3) Balance de conjunto.

H combustible = q producto + H gases de salida

$$q \text{ producto} = 0.630041 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$H \text{ gases de salida} = (0.741392 - 0.630041) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.111351 \cdot 10^6 \text{ W}$$

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ W</u>
400	0.107237
500	0.1565872

Se concluye que T gases de salida = 408 °K = 135 °C

(4) Exergía de gases de salida.

Comp	T (°K)	P (atm)	J/Kg mol*10 ⁻⁶			W*10 ⁻⁶
			B temp.	B presión	B i	B
CO ₂	408	0.0644	0.688	-6.8029	-6.1149	-6.2683*10 ⁻³
H ₂ O	408	0.0831	0.5773	-6.1686	-5.5913	-7.4023*10 ⁻³
O ₂	408	0.0953	0.50964	-5.8288	-5.3191	-8.07619*10 ⁻³
N ₂	408	0.7572	0.49552	-0.6899	-0.1944	-2.34369*10 ⁻³
						Σ = -0.024090*10 ⁶ W

$$B d = B \text{ combustible} - B q \text{ producto} - B \text{ gases salida}$$

$$B \text{ combustible} = 47.7 * 10^6 \text{ J/Kg} * 0.0149372 \text{ Kg/s} = 0.712507 * 10^6 \text{ W}$$

$$B q \text{ producto} = 0.630041 * 10^6 \text{ W} (1 - 298/2100) = 0.54064 * 10^6 \text{ W}$$

$$B d = (0.712507 - 0.54064 + 0.02409) 10^6 \text{ W} = 0.195957 * 10^6 \text{ W}$$

Definir temperaturas de fluidos en el regenerador.

(5) Temperatura del aire del regenerador.

Con la composición y temperatura de 2100 °K, obtenemos de tablas:

$$H \text{ gases en horno} = 1.081942 * 10^6 \text{ W}$$

Entradas en horno:

$$1.081942 * 10^6 \text{ W} = H \text{ combustible} + H \text{ aire del regenerador}$$

$$H \text{ aire del regenerador} = (1.081942 - 0.741392) 10^6 \text{ W} = 0.34055 * 10^6 \text{ W}$$

$$H \text{ unitaria aire} = 340550 / 0.015263 = 2.2312127 * 10^7 \text{ J/Kg mol}$$

De Tablas:

T (°K)	H aire *10 ⁻⁷ (J/Kg mol)
1000	2.18
1100	2.51

Se concluye que T aire del regenerador = 1015 °K = 742 °C

(6) Temperatura de gases al regenerador.

Salidas del horno:

$$1.081942 * 10^6 \text{ W} = q \text{ producto} + H \text{ gases al regenerador}$$

$$H \text{ gases al regenerador} = (1.081942 - 0.630041) 10^6 \text{ W} = 0.451901 * 10^6 \text{ W}$$

Con la composición y tablas de entalpia,

T (°K)	H gases*10 ⁻⁶ W
1000	0.4206521
1100	0.4767742

Se concluye que T gases al regenerador = 1056 °K = 783 °C

(7) Regenerador.

Aire:

$$T_{\text{inicial}} = 25 \text{ °C} \quad T_{\text{final}} = 742 \text{ °C} \quad \text{flujo} = 0.44019 \text{ Kg/s}$$

$$\Delta T_a = 742 - 25 = 717$$

Gases:

$$T_{\text{inicial}} = 783 \text{ °C} \quad T_{\text{final}} = 135 \text{ °C} \quad \text{flujo} = 0.45513 \text{ Kg/s}$$

$$\Delta T_g = 783 - 135 = 648$$

$$ITD = 783 - 25 = 758$$

$$Q_R = H_{\text{aire del regenerador}} (W) = 340550$$

$$m C = 1/2 Q_R (1/\Delta T_g + 1/\Delta T_a) = 500$$

$$m = 1/2 (0.45513 + 0.44019) = 0.4477$$

$$C = 500/0.4477 = 1117$$

$$\eta = 2 / (ITD) (1/\Delta T_a + 1/\Delta T_g) = 2 / (758) (1/717 + 1/648) = 0.898 \approx 0.9$$

$$\eta_{\text{Energética}} = q_{\text{producto}} / H_{\text{combustible}} = 0.630041 / 0.741392 = 0.85$$

$$\eta_{\text{Exergética}} = 1 - B_d / B_{\text{combustible}} = 1 - 0.195957 / 0.712507 = 0.725$$

(8) COMPARACIÓN TERMODINÁMICA DE AMBOS PROCESOS.

	<u>Proceso original</u>	<u>proceso con regenerador</u>
% Eficiencia energética	0.547	0.85
% Eficiencia exergética	0.664	0.725
B d (W)	372320	195957
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.0149372

$$\text{Ahorro de exergía} = B_d \text{ sin regenerador} - B_d \text{ con regenerador}$$

$$= (372320 - 195957) W = 0.176363 * 10^6 W$$

$$\% \text{ Ahorro combustible} = (0.023204 - 0.0149372) * 100 / 0.023204 = 35.6$$

$$\% \text{ Ahorro combustible} = (\text{energía ahorrada} / H_{\text{combustible original}}) 100$$

$$= 0.410308 * 100 / 1.1517 = 35.6$$

$$\begin{aligned} \text{Energía ahorrada} &= H \text{ gases salida original} - H \text{ gases salida con regenerador} \\ &= (0.521659 - 0.111351)10^6 \text{ W} = 0.410308 * 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

DIMENSIONAMIENTO DEL REGENERADOR.

Seleccionamos $d_c = 0.73$ $A_c = 0.41854$

Bolas de acero inoxidable, $d_p = 0.02$ $\varepsilon = 0.4$

$$T = 1/4 (783 + 135 + 25 + 742) + 273 = 694$$

Propiedades del aire: $\mu = 32.9/10^6$, $k = 0.050$, $PM = 0.02884$

Propiedades de empaque: $k_s = 21.5$, $C_s = 570$, $\rho_s = 7900$

MILLS

$$G_o = 0.4477 / 0.41854 = 1.07$$

$$Re = 0.02 * 1.07 * 10^6 / 0.6 * 32.9 = 1084$$

$$Nu = 0.445(1084)^{0.5} + 0.178(1084)^{2/3} = 33.4$$

$$h = 1.5 * 33.4 * 0.050 / 0.02 = 125$$

$$\begin{aligned} NTU &= 3.6 * 125 * L / (1117 * 1.07 * 0.02) \\ &= 18.83 * L \end{aligned}$$

$$\text{Para } NTU = 20, \quad L = 1.062$$

$$\text{Para } \eta = 0.90, \quad R_R = 1.25 = t_c / t_a$$

$$W_s = 0.41854 * 1.062 * 0.6 * 7900 = 2108$$

$$t_c = 2108 * 570 / 0.4477 * 1117 = 2403$$

$$t_a = 2403 / 1.25 = 1922$$

LEVENSPIEL

$$Re = 1084 * 0.6 = 650$$

$$Nu = 22 + 1.602(650)^{0.5} = 42.8$$

$$h = 42.8 * 0.05 / 0.02 = 107$$

$$\begin{aligned} 1/M^2 &= 0.02/L + \frac{1.07 * 1117 * 0.02}{1.8 * 107 * L} \\ &+ \frac{1.07 * 1117 * (0.02)^2}{18 * 21.5 * L} \end{aligned}$$

$$1/M^2 = 0.14535 / L$$

$$\text{con } L = 1.0622, \quad 1/M^2 = 0.13686$$

$$1/M = 0.3699 = \sigma / t_c$$

$$\sigma = 0.3699 * 2403 = 889$$

$$\text{Con } t_a = 1922$$

$$\sigma_a = \sigma (t_a / t_c)^{1/2} = 795$$

$$P = (t_c - t_a) / (2 * \sigma_a)$$

$$P = \frac{2403 - 1922}{2 * 795} = 0.302$$

$$1/Q = \sigma_a / t_a = 0.414$$

$$\eta = 0.896$$

$$\eta \text{ Promedio} = 1/2 (0.90 + 0.896) = 0.898 \approx 0.90$$

Para el regenerador: $d_c = 0.73$, $L = 1.062$, $d_p = 0.02$, $W_s = 2108$, $t_a = 1922$

Caída de presión y potencia de cada uno de los fluidos.

Aire:

$$m_a = 0.4402$$

$$G_o = 0.4403 / 0.41854 = 1.0518$$

$$T = 1/2(742 + 25) + 273 = 657$$

Tanteos

Valores constantes:

$$q_{\text{CO}_2 @ T_s} = 595 \quad q_{\text{H}_2\text{O} @ T_s} = 1600 \quad q_b @ T_s = 4360$$

Valores supuestos:

T_G (°K)	$q_{\text{CO}_2 @ T_G}$	$q_{\text{H}_2\text{O} @ T_G}$	$q_b @ T_G$	ϵ_G	F	$Q_{\text{IRR}} \alpha A_{\text{cp}}$
1144	4550	9000	31154	0.392	0.54	45091

Tomamos T gases del horno ≈ 1141 °K = 868 °C

Balance en horno:

Entradas = Salidas

H combustible + H final aire = q producto + H gases del horno (al regen.) @ 1141 °K

Con la composición y flujos máxicos de los gases,

H gases horno al regenerador @ 1141 °K = $0.5000209 \cdot 10^6$ WH final aire = $(0.63004 + 0.5000209 - 0.741392) \cdot 10^6$ W = $0.3886689 \cdot 10^6$ WH unitaria aire = $0.3886689 \cdot 10^6 / 0.015263 = 2.5464777 \cdot 10^7$ J/Kg mol

T (°K)	$H \cdot 10^{-7}$ (J/Kg mol)
1100	2.51
1200	2.85

Se concluye que T aire del regenerador = 1111 °K = 838 °C

Definición del regenerador:

Aire.

Gases

T inicial = 25 °C

T inicial = 868 °C

T final = 838 °C

T final = 135 °C

 $\Delta T_a = 838 - 25 = 813$ $\Delta T_g = 868 - 135 = 733$ ITD = $868 - 25 = 843$ $Q_R = H_{\text{final aire}} (W) = 388669$ $m C = 1/2 * 388669 (1/813 + 1/733) = 504$ $m = 1/2 (0.45513 + 0.44019) = 0.4477$ $C = 504 / 0.4477 = 1126$

$$T = 1/4 (868+135+25+838) + 273 = 740$$

$$\eta = 2 / (843) (1/813+1/733) = 0.915 \text{ (vs 0.898 antes del ajuste)}$$

Ajuste en la operación del regenerador.

Propiedades @ 740 °K,

Aire: $\mu = 34.17/10^6$ $k = 0.0525$

Esferas acero inox. Tipo 304: $C_s = 575$ $k_s = 22.1$ $\rho_s = 7900$

MILLS

$$G_o = 1.07$$

$$Re = 0.02 * 1.07 * 10^6 / (0.6 * 34.17) = 1044$$

$$Nu = 0.445(1044)^{1/2} + 0.178(1044)^{2/3} = 32.7$$

$$h = 1.5 * 32.7 * 0.0525 / 0.02 = 128.7$$

$$NTU = \frac{3.6 * 128.7 * L}{1.07 * 1126 * 0.02} = 19.23 * L$$

$$L = 1.062 \quad NTU = 20.4$$

$$R_R = 1.5 \quad \eta = 0.92$$

$$W_s = 0.41854 * 1.062 * 0.6 * 7900 = 2107$$

$$t_c = 2107 * 575 / 504 = 2404$$

$$t_a = 2404 / 1.5 = 1602$$

LEVENSPIEL

$$Re = 1044 * 0.6 = 626$$

$$Nu = 2 + 1.602(626)^{1/2} = 42.1$$

$$h = 42.1 * 0.0525 / 0.02 = 110.5$$

$$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.07 * 1126 * 0.02}{1.8 * 110.5 * L}$$

$$+ \frac{1.07 * 1126 (0.02)^2}{18 * 22.1 * L}$$

$$1/M^2 = 0.14236/L \leq 0.16$$

$$L \geq 0.89$$

$$L = 1.062 \quad 1/M^2 = 0.134049$$

$$1/M = 0.36613 = \sigma / 2404$$

$$\sigma = 880$$

$$\sigma_a = 880 / (1.5)^{1/2} = 719$$

$$P = (2404 - 1602) / (2 * 719) = 0.56$$

$$1/Q = 719 / 1602 = 0.45$$

$$\eta = 0.917$$

η Promedio = 0.918 vs 0.915 requerida.

Para el mismo regenerador: $t_a = 1602$

El tiempo de alternancia se reduce, de 1922 s a 1602 s, en un 16.6 %.

Caída de presión para cada uno de los fluidos.

Aire.

$$T = 1/2 (25+838) + 273 = 705 \text{ °K}$$

$$m_a = 0.4403$$

$$G_o = 0.4403 / 0.41854 = 1.0519$$

$$\mu = 33.17/10^6$$

$$PM = 0.02884$$

$$\rho = 0.02884 * 273 / (0.0224 * 705) = 0.50$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) * 0.02884}{2 * 1.0519^2 * 8.314 * 705} = \frac{150 * 0.36 * 33.17 * 1.062}{10^6 * 0.4^3 * 0.02^2 * 1.0519} + \frac{1.75 * 0.6 * 1.062}{0.4^3 * 0.02}$$

$$P_2 = 103394$$

$$\Delta P = 103394 - 101325 = 2069$$

$$\text{Potencia} = 2069 * 0.4403 * 1.341 / (0.50 * 1000) = 2.44 \text{ HP (vs 2.1HP de antes)}$$

La potencia se incrementa en 16.2 %

Gases.

$$T = 1/2 (868 + 135) + 273 = 775 \text{ °K}$$

$$PM = 0.02858$$

$$\rho = 0.02858 * 273 / (0.0224 * 775) = 0.45$$

$$m_g = 0.4551$$

$$G_o = 0.4551 / 0.41854 = 1.0874$$

$$\mu = 35.18 / 10^6$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) * 0.02858}{2 * 1.0874^2 * 8.314 * 775} = \frac{150 * 0.36 * 35.18 * 1.062}{10^6 * 0.4^3 * 0.02^2 * 1.0874} + \frac{1.75 * 0.6 * 1.062}{0.4^3 * 0.02}$$

$$P_2 = 103778$$

$$\Delta P = 103778 - 101325 = 2453$$

$$\text{Potencia} = 2453 * 0.4551 * 1.341 / (0.45 * 1000) = 3.32 \text{ HP (vs 3.0 HP de antes)}$$

La potencia se incrementa en 10.7 %.

ANEXO 2**CASO IV****Temperatura original de gases de salida = 1000 °K**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON REGENERADOR.

(1) Deseamos temperatura de los gases de salida cercana a 400 °K.

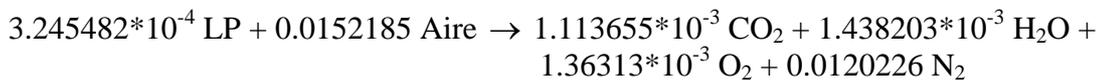
Suponemos flujo de combustible = $3.245482 \cdot 10^{-4}$ Kgmol/s = 0.0162274 Kg/sH combustible = $49.6338 \cdot 10^6 \cdot 0.0162274 = 0.805428 \cdot 10^6$ WB combustible = $47.7 \cdot 10^6 \cdot 0.0162274 = 0.774047 \cdot 10^6$ WFlujo másico de aire = $(0.45513 - 0.0162274)$ Kg/s = 0.438903 Kg/s
= 0.0152185 Kgmol/sPara éste caso el q producto = $0.688211 \cdot 10^6$ W

Del balance de conjunto:

H gases salida = H combustible - q producto.

H gases salida = $(0.805428 - 0.688211) \cdot 10^6$ W = $0.117217 \cdot 10^6$ W

(2) Reacción (Kg mol/s):



Gases de combustión:

<u>Componente</u>	<u>% mol</u>	<u>Kg mol/s</u>
CO ₂	6.99	$1.113655 \cdot 10^{-3}$
H ₂ O	9.02	$1.438203 \cdot 10^{-3}$
O ₂	8.55	$1.36313 \cdot 10^{-3}$
N ₂	75.44	0.0120226

PM = 0.02855

Con la composición de los gases y tablas de entalpia para cada componente:

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ W</u>
400	0.1124446
500	0.1619999

Se concluye que T gases salida = 410 °K = 137 °C

(3) Exergía de gases de salida.

Comp.	T (°K)	P (atm)	$(\text{J/Kg mol}) * 10^{-6}$			$\text{W} * 10^{-6}$
			B temp.	B presión	B i	B
CO ₂	410	0.0699	0.7167	-6.6000	-5.8818	-6.552*10 ⁻³
H ₂ O	410	0.0902	0.6006	-5.9660	-5.3656	-7.71682*10 ⁻³
O ₂	410	0.0855	0.5303	-6.0989	-5.5686	-7.59073*10 ⁻³
N ₂	410	0.7544	0.5154	-0.6989	-0.1835	<u>-2.20615*10⁻³</u>
						$\Sigma = -0.024066 * 10^6 \text{ W}$

$$B d = B \text{ combustible} - B q \text{ producto} - B \text{ gases salida}$$

$$B q \text{ producto} = 0.688211 * 10^6 \text{ W} (1-298/2100) = 0.590550 * 10^6 \text{ W}$$

$$B d = (0.774047 - 0.59055 + 0.024066) 10^6 \text{ W} = 0.207562 * 10^6 \text{ W}$$

(4) Temperatura del aire del regenerador.

Con la composición de gases, la temperatura de 2100 °K y tabla de entalpías vs temperatura de cada componente, obtenemos la entalpía de los gases en el horno.

$$H \text{ de gases en horno} = 1.0926658 * 10^6 \text{ W}$$

Balance en horno, Entradas:

$$1.0926658 * 10^6 \text{ W} = H \text{ combustible} + H \text{ aire del regenerador}$$

$$H \text{ aire del regenerador} = (1.09266585 - 0.805428) 10^6 \text{ W} = 0.2872305 * 10^6 \text{ W}$$

$$H \text{ unitaria del aire} = 0.2872305 * 10^6 / 0.0152185 = 1.8873774 * 10^7 \text{ J/Kg mol}$$

T (°K)	H * 10 ⁻⁷ (J/Kg mol)
900	1.85
1000	2.18

Se concluye que T aire del regenerador = 911 °K = 638 °C

(1) Temperatura de gases al regenerador.

Balance en horno, Salidas:

$$1.09266585 * 10^6 \text{ W} = q \text{ producto} + H \text{ gases al regenerador}$$

$$H \text{ gases al regenerador} = (1.09266585 - 0.688211) 10^6 \text{ W} = 0.4044548 * 10^6 \text{ W}$$

T (°K)	H * 10 ⁻⁶ W
900	0.3721779
1000	0.4273305

Se concluye que T gases al regenerador = 959 °K = 686 °C

(2) Regenerador.

Ya tenemos definidos flujos y temperaturas en el regenerador.

Aire:

$$T_{\text{inicial}} = 25 \text{ °C} \quad T_{\text{final}} = 638 \text{ °C} \quad \Delta T_a = 638 - 25 = 613$$

Gases:

$$T_{\text{inicial}} = 686 \text{ °C} \quad T_{\text{final}} = 137 \text{ °C} \quad \Delta T_g = 686 - 137 = 549$$

$$ITD = 686 - 25 = 661$$

$$Q_R = H_{\text{aire del regenerador}} (\text{W}) = 287230$$

$$m C = 1/2 * 287230 * (1/613 + 1/549) = 496$$

$$m = 1/2 (0.45513 + 0.4389) = 0.4470$$

$$C = 496 / 0.447 = 1110$$

$$\eta = 2 / (661) (1/613 + 1/549) = 0.876 \approx 0.88$$

(7) Eficiencias del proceso con regenerador.

$$\text{Eficiencia energética} = 0.688211 / 0.805428 = 0.854$$

$$\text{Eficiencia exergética} = 1 - 0.207562 / 0.774047 = 0.732$$

COMPARACIÓN TERMODINÁMICA DE AMBOS PROCESOS.

	<u>Proceso original</u>	<u>proceso con regenerador</u>
Eficiencia energética	0.598	0.854
Eficiencia exergética	0.671	0.732
B d * 10 ⁻⁶ W	0.364423	0.207562
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.0162274

$$\begin{aligned} \text{Ahorro B} &= B d \text{ sin regenerador} - B d \text{ con regenerador} \\ &= (0.364423 - 0.207562) 10^6 \text{ W} = 0.156861 * 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\% \text{ ahorro combustible} = (0.023204 - 0.0162274) * 100 / 0.023204 = 30.0$$

$$\begin{aligned} \text{Energía ahorrada} &= H_{\text{gases salida sin reg.}} - H_{\text{gases salida con reg.}} \\ &= (0.463489 - 0.117217) 10^6 \text{ W} = 0.346272 * 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ ahorro combustible} &= (\text{energía ahorrada} / H_{\text{combustible original}}) * 100 \\ &= 0.346272 * 100 / 1.1517 = 30.0 \end{aligned}$$

DIMENSIONAMIENTO DEL REGENERADOR.

Seleccionamos $d_c = 0.73$ bolas de acero inoxidable $d_p = 0.02$ $\varepsilon = 0.4$
 $m = 1/2 (0.45513 + 0.4389) = 0.4470$
 $T = 1/4 (686 + 137 + 25 + 638) + 273 = 644$

Propiedades aire: $\mu = 31.19/10^6$ $k = 0.0472$

Propiedades acero inoxidable: $k_s = 20.7$ $C_s = 562$ $\rho_s = 7900$

MILLS

$G_o = m/A_c = 0.4470/0.41854 = 1.068$
 $Re = 0.02 * 1.068 * 10^6 / 0.6 * 31.19 = 1141$
 $Nu = 0.445(1141)^{0.5} + 0.178(1141)^{2/3} = 34.46$
 $h = 1.5 * 34.46 * 0.0472 / 0.02 = 122$
 $NTU = 3.6 * 122 * L / 1.068 * 1110 * 0.02$
 $= 18.524 * L$
 Para $NTU = 20$ $L = 1.08$
 Para $\eta = 0.88$ $R_R = 1.15 = t_c / t_a$
 $W_s = 0.41854 * 1.08 * 0.6 * 7900 = 2142$
 $t_c = 2142 * 562 / 0.4470 * 1110 = 2426$
 $t_a = 2426 / 1.15 = 2110$

LEVENSPIEL

$Re = 1141 * 0.6 = 685$
 $Nu = 2 + 1.602(685)^{0.5} = 43.93$
 $h = 43.93 * 0.0472 / 0.02 = 104$
 $1/M^2 = 0.02/L + \frac{1.068 * 1110 * 0.02}{1.8 * 10^4 * L}$
 $+ \frac{1.068 * 1110 * (0.02)^2}{18 * 20.7 * L}$
 $1/M^2 = 0.147927/L$
 Para $L = 1.08$ $1/M^2 = 0.136969$
 $1/M = \sigma / t_c = 0.37009$
 $\sigma = 0.37009 * 2426 = 898$
 Para $t_a = 2110$
 $\sigma_a = 898(2110/2426)^{1/2} = 837.4$
 $P = \frac{2426 - 2110}{2 * 837.4} = 0.1887$
 $1/Q = 837.4/2110 = 0.3969$
 $\eta = 0.878$

η promedio = $1/2 (0.88 + 0.878) = 0.879$ vs 0.876 requerida.

Para el regenerador: $d_c = 0.73$, $L = 1.08$, $d_p = 0.02$, $W_s = 2142$, $t_a = 2110$

Caída de presión y potencia para cada fluido.

Aire:

$m_a = 0.4389$ $T = 1/2 (25 + 638) + 273 = 605$
 $\mu = 29.90/10^6$ $\rho = 0.02884 * 273 / 0.0224 * 605 = 0.581$ $PM = 0.02884$
 $G_o = 0.4389 / 0.41854 = 1.0486$

$P_2^2 - (101325)^2 = 0.38355 * 10^6 (65.0 + 885.9)$

$P_2 = 103109$

$\Delta P = 103109 - 101325 = 1784$

Potencia = $1784 * 0.4389 * 1.341 / 0.581 * 1000 = 1.81$ HP

Gases:

$$m_g = 0.4551 \quad T = 1/2 (686 + 137) + 273 = 685$$

$$\mu = 32.54/10^6 \quad \rho = 0.02855 * 273 / 0.0224 * 685 = 0.508 \quad PM = 0.02855$$

$$G_o = 0.4551 / 0.41854 = 1.0874$$

$$P_2^2 - (101325)^2 = 0.47174 * 10^6 (68.2 + 885.9)$$

$$P_2 = 103522$$

$$\Delta P = 103522 - 101325 = 2197$$

$$\text{Potencia} = 2197 * 0.4551 * 1.341 / 0.508 * 1000 = 2.64 \text{ HP}$$

AJUSTE PARA MANTENER EL CALOR RADIANTE ORIGINAL.

Cálculo del calor radiante original:

$$T_G = 1000 \text{ °K}$$

$$T_S = 700 \text{ °K}$$

$$\text{pp CO}_2 = 0.0995 \quad \text{pp CO}_2 * L = 1.492 \quad \text{pp CO}_2 / \Sigma \text{pp} = 0.44$$

$$\text{pp H}_2\text{O} = \frac{0.1285}{0.228} \quad \text{pp H}_2\text{O} * L = \frac{1.928}{3.42}$$

$$F_c = f_4(0.44, 3.42) = 0.92$$

$$q_{\text{CO}_2 @ T_G} = 2975 \quad q_{\text{H}_2\text{O} @ T_G} = 7000 \quad q_b @ T_G = 18201$$

$$q_{\text{CO}_2 @ T_S} = 620 \quad q_{\text{H}_2\text{O} @ T_S} = 1960 \quad q_b @ T_S = 4360$$

$$\varepsilon_G = \frac{(2975 + 7000 - 620 - 1960) * 0.92}{18201 - 4360} = 0.492$$

$$F = f_1(0.492, 1.0) = 0.626$$

$$Q_{\text{IRR}} = 5.67 * 0.626 (10^4 - 7^4) \alpha A_{\text{cp}} = 26972 \alpha A_{\text{cp}}$$

Ajuste del regenerador.

$$\text{pp CO}_2 = 0.07 \quad \text{pp CO}_2 * L = 1.05 \quad \text{pp CO}_2 / \Sigma \text{pp} = 0.44$$

$$\text{pp H}_2\text{O} = \frac{0.09}{0.16} \quad \text{pp H}_2\text{O} * L = \frac{1.35}{2.40}$$

$$F_c = f_4(0.44, 2.40) = 0.923$$

Tanteos:

Valores constantes:

$$q_{\text{CO}_2 @ T_S} = 600 \quad q_{\text{H}_2\text{O} @ T_S} = 1700 \quad q_b @ T_S = 4360$$

Valores supuestos:

T_G (°K)	$q_{\text{CO}_2 @ T_G}$	$q_{\text{H}_2\text{O} @ T_G}$	$q_b @ T_G$	ε_G	F	$Q_{\text{IRR}} \alpha A_{\text{cp}}$
1033	3250	6620	20706	0.427	0.574	29245

$$T_{\text{gases del horno}} \approx 1027 \text{ °K} = 754 \text{ °C}$$

Balance en horno.

Entradas = Salidas

H combustible + H aire del regenerador = q producto + H gases del horno @ 1027 °K

Con la composición de gases y su flujo másico:

H gases del horno @ 1027 K = $0.442572 \cdot 10^6$ W

H aire del regenerador = $(0.688211 + 0.442572 - 0.805428) \cdot 10^6$ W = $0.325355 \cdot 10^6$ W

H unitaria del aire = $0.325355 \cdot 10^6 / 0.0152185 = 2.137891 \cdot 10^7$ J/Kg mol

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁷ (J/Kg mol)</u>
900	1.85
1000	2.18

Se concluye que T aire del regenerador = 987 °K = 714 °C

Tenemos definidas las condiciones de ajuste del regenerador:

Aire: T inicial = 25 °C

T final = 714 °C

$\Delta T_a = 714 - 25 = 689$

Gases: T inicial = 754 °C

T final = 137 °C

$\Delta T_g = 754 - 137 = 617$

$Q_R = H$ aire del regenerador (W) = 325355

$m C = 1/2 * 325355 (1/689 + 1/617) = 500$

$m = 0.4470$

$C = 500 / 0.4470 = 1118$

$\eta = 2 / (729) (1/689 + 1/617) = 0.893$ (vs 0.876 antes del ajuste).

$T = 1/4 (754 + 137 + 25 + 714) + 273 = 681$

DIMENSIONAMIENTO DEL REGENERADOR.

Propiedades @ 681 °K:

Aire: $\mu = 32.4 / 10^6$ k = 0.0492

Esferas acero inoxidable 304: $C_s = 567$

$k_s = 21.21$

$\rho_s = 7900$

MILLS

$G_o = 0.4470 / 0.41854 = 1.068$

$Re = 0.02 * 1.068 * 10^6 / (0.6 * 32.4) = 1099$

$Nu = 0.445(1099)^{1/2} + 0.178(1099)^{2/3} = 33.7$

$h = 1.5 * 33.7 * 0.0492 / 0.02 = 124.4$

$NTU = \frac{3.6 * 124.4 * L}{1.068 * 1118 * 0.02} = 18.75 * L$

$L = 1.080$ NTU = 20.3

$W_s = 0.41854 * 1.080 * 0.6 * 7900 = 2142$

LEVENSPIEL

$Re = 1099 * 0.6 = 659$

$Nu = 2 + 1.602(659)^{1/2} = 43.14$

$h = 43.14 * 0.0492 / 0.02 = 106.1$

$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.068 * 1118 * 0.02}{1.8 * 106.1 * L}$

$+ \frac{1.068 * 1118 * 0.02^2}{18 * 21.21 * L}$

$$t_c = 2142 * 567 / 500 = 2429$$

$$R_R = 1.25 \quad \eta = 0.90$$

$$t_a = 2429 / 1.25 = 1943$$

$$1/M^2 = \frac{0.1462928}{L} \leq 0.16$$

$$L \geq 0.914$$

$$L = 1.08 \quad 1/M^2 = 0.1354563$$

$$1/M = 0.368044 = \sigma / 2429$$

$$\sigma = 894$$

$$\sigma_a = 894 / (1.25)^{1/2} = 800$$

$$P (2429 - 1943) / (2 * 800) = 0.30$$

$$1/Q = 800 / 1943 = 0.41$$

$$\eta = 0.895$$

η Promedio = 0.897 vs 0.893 requerida.

Para el mismo regenerador: $t_a = 1943$

El tiempo de alternancia se reduce, de 2110 s a 1943 s, en un 7.9 %.

Caídas de presión de cada uno de los fluidos.

Aire.

$$T = 1/2 (25 + 714) + 273 = 643 \text{ °K}$$

$$PM = 0.02884$$

$$\rho = 0.02884 * 273 / (0.0224 * 643) = 0.547$$

$$\mu = 31.15 / 10^6$$

$$m_a = 0.4389$$

$$G_o = 0.4389 / 0.41854 = 1.0486$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) * 0.02884}{2 * 1.0486^2 * 8.314 * 643} = \frac{150 * 0.36 * 31.15 * 1.080}{10^6 * 0.4^3 * 0.02^2 * 1.0486} + \frac{1.75 * 0.6 * 1.080}{0.4^3 * 0.02}$$

$$P_2 = 103225$$

$$\Delta P = 103225 - 101325 = 1900$$

$$\text{Potencia} = 1900 * 0.4389 * 1.341 / (0.547 * 1000) = 2.05 \text{ HP (vs 1.81 HP de antes)}$$

La potencia se incrementa en 13.3 %

Gases.

$$T = 1/2 (754 + 137) + 273 = 719 \text{ °K}$$

$$PM = 0.02855$$

$$\rho = 0.02855 * 273 / (0.0224 * 719) = 0.484$$

$$\mu = 33.57 / 10^6$$

$$m_g = 0.4551$$

$$G_o = 0.4551 / 0.41854 = 1.0874$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) * 0.02855}{2 * 1.0874^2 * 8.314 * 719} = \frac{150 * 0.36 * 33.57 * 1.080}{10^6 * 0.4^3 * 0.02^2 * 1.0874} + \frac{1.75 * 0.6 * 1.080}{0.4^3 * 0.02}$$

$$P_2 = 103635$$

$$\Delta P = 103635 - 101325 = 2310$$

$$\text{Potencia} = 2310 * 0.4551 * 1.341 / (0.484 * 1000) = 2.91 \text{ HP (vs 2.64 HP de antes)}$$

La potencia se incrementa en 10.2 %.

ANEXO 3**CASO V****Temperatura original de gases de salida = 900 °K**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON REGENERADOR.

Deseamos una temperatura de salida de gases de aproximadamente 400 °K

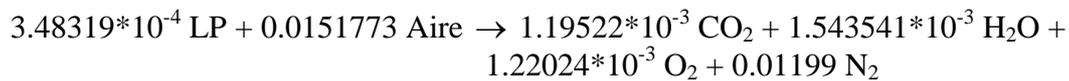
(1) Suponemos flujo de combustible = $3.48319 \cdot 10^{-4}$ Kg mol/s = 0.0174159 Kg/s

$$H \text{ combustible} = 49.6338 \cdot 10^6 \text{ J/Kg} \cdot 0.0174159 \text{ Kg/s} = 0.8644173 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$B \text{ combustible} = 47.7 \cdot 10^6 \text{ J/Kg} \cdot 0.0174159 \text{ Kg/s} = 0.830738 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Flujo de aire} = (0.45513 - 0.0174159) \text{ Kg/s} = 0.4377141 \text{ Kg/s} = 0.0151773 \text{ Kgmol/hr}$$

(2) Reacción (Kg mol/s):



Gases de combustión:

<u>Componente</u>	<u>% mol</u>	<u>Kg mol/s</u>	
CO ₂	7.494	$1.19522 \cdot 10^{-3}$	
H ₂ O	9.678	$1.543541 \cdot 10^{-3}$	
O ₂	7.651	$1.22024 \cdot 10^{-3}$	
N ₂	75.177	0.01199	PM = 0.02854

Aplicamos balance de conjunto:

$$H \text{ gases salida} = H \text{ combustible} - q \text{ producto} \\ = (0.8644173 - 0.7449) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.1195173 \cdot 10^6 \text{ W}$$

Con la composición de gases, flujos y entalpías:

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ W</u>
400	0.117242
500	0.166969

Se concluye que T gases salida = 404 °K = 131 °C

(3) B gases de salida.

Comp	T (°K)	P (atm)	<u>J/Kg mol * 10⁻⁶</u>			<u>W * 10⁻⁶</u>
			B temp.	B presión	B i	B
CO ₂	404	0.0749	0.63048	-6.4272	-5.79672	$-6.9284 \cdot 10^{-3}$
H ₂ O	404	0.0968	0.53064	-5.7910	-5.26036	$-8.11958 \cdot 10^{-3}$
O ₂	404	0.0765	0.46832	-6.3750	-5.9064	$-7.207226 \cdot 10^{-3}$
N ₂	404	0.7518	0.45576	-0.7075	-0.25174	$-3.018363 \cdot 10^{-3}$
						$\Sigma = -0.025274 \cdot 10^6 \text{ W}$

Análisis exergético.

$B d = B \text{ combustible} - B q \text{ producto} - B \text{ gases salida}$

$$B q \text{ producto} = 0.7449 * 10^6 \text{ W} (1 - 298/2100) = 0.6392 * 10^6 \text{ W}$$

$$B d = (0.830738 - 0.6392 + 0.025274) 10^6 \text{ W} = 0.21686 * 10^6 \text{ W}$$

(4) Definir temperatura del aire del regenerador.

$$H \text{ gases en horno @ } 2100 \text{ °K} = 1.1025254 * 10^6 \text{ W}$$

Balance en horno, entradas:

$$H \text{ aire del regenerador} = H \text{ gases en horno} - H \text{ combustible}$$

$$H \text{ aire del regenerador} = (1.1025254 - 0.8644173) 10^6 \text{ W} = 0.2381081 * 10^6 \text{ W}$$

$$H \text{ unitaria} = 2381081 / 0.0151773 = 15.68844 * 10^6 \text{ J/Kg mol}$$

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ (J/Kg mol)</u>
800	15.3
900	18.5

Se concluye que T aire del regenerador = 812 °K = 539 °C

(5) Temperatura de gases al regenerador.

Balance en horno, salidas:

$H \text{ gases al regenerador} = H \text{ gases en horno} - q \text{ producto}$

$$H \text{ gases al regenerador} = (1.1025254 - 0.7449) 10^6 \text{ W} = 0.3576254 * 10^6 \text{ W}$$

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ W</u>
800	0.323347
900	0.378077

Se concluye que T gases al regenerador = 863 °K = 590 °C

(4) Regenerador.

Aire:

$$T \text{ inicial} = 25 \text{ °C} \quad T \text{ final} = 539 \text{ °C} \quad \Delta T_a = 539 - 25 = 514$$

Gases:

$$T \text{ inicial} = 590 \text{ °C} \quad T \text{ final} = 131 \text{ °C} \quad \Delta T_g = 590 - 131 = 459$$

$$ITD = 590 - 25 = 565$$

$$Q_R = H \text{ aire del regenerador (W)} = 238108$$

$$m C = 1/2 * 238108 * (1/514 + 1/459) = 491$$

$$m = 1/2 (0.45513+0.437714) = 0.4464$$

$$C = 491 / 0.4464 = 1100$$

$$\eta = 2 / 565 * (1/514+1/459) = 0.858 \approx 0.86$$

(7) Eficiencias del proceso con regenerador.

$$\text{Eficiencia energética} = 0.7449 / 0.8644173 = 0.862$$

$$\text{Eficiencia exergética} = 1 - 0.21686 / 0.830738 = 0.739$$

(8) COMPARACIÓN DE PROCESO ORIGINAL Y PROCESO CON REGENERADOR.

	<u>Proceso original</u>	<u>proceso con regenerador</u>
% eficiencia energética	64.7	86.2
% eficiencia exergética	67.9	73.9
B d*10 ⁻⁶ W	0.3548	0.21686
Flujo de combustible Kg/s	0.023204	0.0174159

$$\text{Ahorro B} = \text{B d sin regenerador} - \text{B d con regenerador} \\ = (0.3548-0.21686)10^6 \text{ W} = 0.13794*10^6 \text{ W}$$

$$\% \text{ ahorro combustible} = (0.023204-0.0174159) 100/0.023204 = 24.94$$

Alternativamente:

$$\text{Energía ahorrada} = \text{H gases salida sin regenerador} - \text{H gases salida con regenerador} \\ = (0.4068-0.1195173)10^6 \text{ W} = 0.2872827*10^6 \text{ W}$$

$$\% \text{ ahorro combustible} = (\text{energía ahorrada} / \text{H combustible original}) 100 \\ = 0.2872827*100/1.1517 = 24.94 \%$$

DIMENSIONAMIENTO DEL REGENERADOR.

Seleccionamos $d_c = 0.73$ bolas de acero inoxidable,
 $A_c = 0.41854$ $d_p = 0.02$ $\varepsilon = 0.4$

$$m = 0.4464$$

$$T = 1/4(590+131+25+539) + 273 = 594$$

Propiedades aire: $\mu = 29.74/10^6$ $k = 0.0447$

Propiedades acero: $C_s = 557$ $k_s = 20$ $\rho_s = 7900$

<u>MILLS</u>	<u>LEVENSPIEL</u>
$G_o = 0.4464/0.41854 = 1.067$	$Re = 1196*0.6 = 718$
$Re = 0.02*1.067*10^6/0.6*29.74 = 1196$	$Nu = 2+1.602(718)^{0.5} = 44.93$
$Nu = 0.445(1196)^{0.5} + 0.178(1196)^{2/3} = 35.4$	$h = 44.93*0.0447/0.02 = 100$
$h = 1.5*35.4*0.0447/0.02 = 119$	$1/M^2 = 0.02/L + \frac{1.067*1100*0.02}{1.8*100*L}$
$NTU = 3.6*119*L/1.067*1100*0.02$	$+ \frac{1.067*1100*(0.02)^2}{18*20*L}$
$= 18.25 * L$	$1/M^2 = 0.151715 / L$
Para $NTU = 20$ $L = 1.096$	para $L = 1.096$, $1/M^2 = 0.138426$
Para $\eta = 0.86$ $R_R = t_c / t_a = 1.0$	$1/M = 0.37206$
$W_s = 0.41854*1.096*0.6*7900 = 2174$	Para $t_c = t_a$,
$t_c = t_a = 2174*557/491 = 2466$	$P = 0$, $1/Q = 1/M = 0.372$
	$\eta = 0.855$

$$\eta \text{ Promedio} = 1/2(0.86+0.855) = 0.857 \approx 0.86$$

Para el regenerador: $d_c = 0.73$, $L = 1.096$, $d_p = 0.02$, $W_s = 2174$, $t_a = 2466$

Caída de presión y potencia para cada uno de los fluidos.

Aire:

$$m_a = 0.4377$$

$$T = 1/2(25+539) + 273 = 555 \text{ °K}$$

$$\mu = 28.38/10^6 \quad \rho = 0.02884*273/0.0224*555 = 0.63$$

$$G_o = 0.4377 / 0.41854 = 1.0459$$

$$P_2^2 - (101325)^2 = \frac{2*(1.0459)^2*8.314*555}{0.02884} \left(\frac{150*0.36*28.38*1.096}{0.4^3*0.02^2*1.0459*10^6} + \frac{1.75*0.6*1.096}{0.4^3*0.02} \right)$$

$$P_2^2 = 0.35*10^6 (62.7+899) + 1.02668*10^{10}$$

$$P_2 = 102973$$

$$\Delta P = 102973 - 101325 = 1648$$

$$\text{Potencia} = 1648 * 0.4377 * 1.341/0.63 * 1000 = 1.54 \text{ HP}$$

Gases:

$$m_g = 0.4551$$

$$T = 1/2(590+131) + 273 = 634 \text{ °K}$$

$$\mu = 30.86/10^6 \quad \rho = 0.02854 * 273 / 0.0224 * 634 = 0.55$$

$$G_o = 0.4551 / 0.41854 = 1.0874$$

$$P_2^2 - (101325)^2 = \frac{2*(1.0874)^2*8.314*636}{0.02854} \left(\frac{150*0.36*30.86*1.096}{0.4^3*0.02^2*1.0874} + \frac{1.75*0.6*1.096}{0.4^3*0.02} \right)$$

$$P_2^2 = 0.438149*10^6 (65.6+899) + 1.0226*10^{10}$$

$$P_2 = 103390$$

$$\Delta P = 103390 - 101325 = 2065$$

$$\text{Potencia} = 2065 * 0.4551 * 1.341 / 1000 * 0.55 = 2.29 \text{ HP}$$

AJUSTE PARA MANTENER EL CALOR RADIANTE ORIGINAL.

Cálculo del calor irradiado en el horno del proceso original que luego usaremos para ajuste del doble radiador.

$$T_G = 900 \text{ °K}$$

Valores supuestos con fines de comparación:

$$T_S = 700 \text{ °K}$$

$$A_R / \alpha A_{cp} = 1.0$$

$$L = 15 \text{ Ft}$$

$$\begin{array}{lll} \text{pp CO}_2 = 0.0995 & \text{pp CO}_2 * L = 1.493 & \text{pp CO}_2 / \Sigma \text{pp} = 0.44 \\ \text{pp H}_2\text{O} = \frac{0.1285}{0.228} & \text{pp H}_2\text{O} * L = \frac{1.928}{3.42} & \end{array}$$

$$F_c = f_4(0.44, 3.42) = 92 \%$$

$$q_{\text{CO}_2 @ T_G} = 1960 \quad q_{\text{H}_2\text{O} @ T_G} = 5000 \quad q_b @ T_G = 11945$$

$$q_{\text{CO}_2 @ T_S} = 650 \quad q_{\text{H}_2\text{O} @ T_S} = 1900 \quad q_b @ T_S = 4360$$

$$\varepsilon_G = \frac{(1960 + 5000 - 650 - 1900) * 0.92}{11945 - 4360} = 0.535$$

$$F = f_1(0.535, 1.0) = 0.654$$

$$Q_{\text{IRR}} = 5.67 * 0.654 * (9^4 - 7^4) \alpha A_{cp} = 15426 \alpha A_{cp}$$

$$Q_{\text{IRR original}} = 15426 \alpha A_{cp}$$

Nuevas presiones parciales:

$$\begin{array}{lll} \text{pp CO}_2 = 0.0749 & \text{pp CO}_2 * L = 1.1235 & \text{pp CO}_2 / \Sigma \text{pp} = 0.44 \\ \text{pp H}_2\text{O} = \frac{0.0968}{0.1717} & \text{pp H}_2\text{O} * L = \frac{1.4520}{2.5755} & \end{array}$$

Por tanteos debemos obtener una temperatura de salida del horno (T_G) tal que podamos tener el valor deseado del calor original irradiado.

Valores constantes:

$$F_c = f_4(0.44, 2.58) = 0.924 \quad T_S = 700 \text{ K} \quad A_R / \alpha A_{cp} = 1.0$$

$$q_{\text{CO}_2 @ T_S} = 600 \quad q_{\text{H}_2\text{O} @ T_S} = 1700 \quad q_b @ T_S = 4360$$

Valores supuestos:

T_G	$q_{CO_2 @ T_G}$	$q_{H_2O @ T_G}$	$q_b @ T_G$	ϵ_G	F	Q_{IRR}
922 °K	2025	4500	13136	0.445	0.58	15868 α Acp

$$Q_{IRR} = 5.67 * 0.58 (9.22^4 - 7^4) \alpha Acp = 15868 \alpha Acp \text{ (W)}$$

Balance en el horno:

Entradas = Salidas

H combustible + H aire del regenerador = q producto + H gases @ 922 °K

Con la composición y flujos másicos:

$$H_{\text{gases @ 922 °K}} = 0.390299 * 10^6 \text{ W}$$

$$H_{\text{aire del regenerador}} = (0.7449 + 0.390299 - 0.8644173) 10^6 \text{ W} = 0.270782 * 10^6 \text{ W}$$

$$H_{\text{unitaria del aire}} = 0.270782 * 10^6 / 0.0151773 = 17.84123 * 10^6 \text{ J/Kg mol}$$

De tablas, T (°K)	H*10 ⁻⁶ J/Kg mol
800	15.3
900	18.5

Se concluye que T aire del regenerador = 879 °K = 606 °C

Nuevas condiciones de operación del regenerador:

Aire:

$$T_{\text{inicial}} = 25 \text{ °C}$$

$$T_{\text{final}} = 606 \text{ °C}$$

$$\Delta T_a = 606 - 25 = 581$$

Gases:

$$T_{\text{inicial}} = 649 \text{ °C} = 922 \text{ °K}$$

$$T_{\text{final}} = 131 \text{ °C}$$

$$\Delta T_g = 649 - 131 = 518$$

$$ITD = 649 - 25 = 624$$

$$Q_R = H_{\text{final aire}} \text{ (W)} = 270782$$

$$m C = 1/2 * 270782 (1/518 + 1/581) = 494$$

$$m = 0.4464$$

$$C = 494 / 0.446433 = 1107$$

$$\eta = 2 / (624) (1/518 + 1/581) = 0.878 \text{ (vs 0.858 antes del ajuste)}$$

$$T = 1/4 (649 + 131 + 25 + 606) + 273 = 626$$

Propiedades @ 626 °K

$$\text{Aire: } \mu = 30.6 / 10^6 \quad k = 0.0462$$

$$\text{Esferas de acero inoxidable tp. 304: } C_s = 560 \quad k_s = 20.39 \quad \rho_s = 7900$$

MILLS

$$G_o = 1.067$$

$$Re = 0.02 * 1.067 * 10^6 / (0.6 * 30.6) = 1162$$

$$Nu = 0.445(1162)^{1/2} + 0.178(1162)^{2/3} = 34.84$$

$$h = 1.5 * 34.84 * 0.0462 / 0.02 = 120.72$$

$$NTU = \frac{3.6 * 120.72 * L}{1.067 * 1107 * 0.02} = 18.4 * L$$

$$\text{Para } L = 1.096, \quad NTU = 20.2$$

$$\text{Para } R_R = 1.15, \quad \eta = 0.881$$

$$W_s = 0.41854 * 1.096 * 0.6 * 7900 = 2174$$

$$t_c = 2174 * 560 / 494 = 2462$$

$$t_a = 2462 / 1.15 = 2141$$

LEVENSPIEL

$$Re = 1162 * 0.6 = 697$$

$$Nu = 2 + 1.602(697)^{1/2} = 44.3$$

$$h = 44.3 * 0.0462 / 0.02 = 102.3$$

$$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.067 * 1107 * 0.02}{1.8 * 102.3 * L}$$

$$+ \frac{1.067 * 1107 * 0.022}{18 * 20.39 * L}$$

$$L = 1.096, \quad 1/M^2 = 0.136476$$

$$1/M = 0.36943 = \sigma / t_c$$

$$\sigma = 0.36943 * 2462 = 910$$

$$\sigma_a = 910 / (1.15)^{1/2} = 848$$

$$P = (2462 - 2141) / (2 * 848) = 0.1892$$

$$1/Q = 848 / 2141 = 0.396$$

$$\eta = 0.877$$

$$\eta \text{ Promedio} = 1/2 (0.881 + 0.877) = 0.879 \text{ vs } 0.878 \text{ requerida.}$$

Para el mismo regenerador: $t_a = 2141$

El ajuste del regenerador consiste nuevamente en reducir un poco el tiempo de alternancia, de 2466 s a 2141 s, que equivale a un 13 %.

Caída de presión para cada uno de los fluidos.

Aire:

$$T = 1/2 (25 + 606) + 273 = 589 \text{ °K}$$

$$PM = 0.02884$$

$$\rho = 0.02884 * 273 / (0.0224 * 589) = 0.60$$

$$\mu = 29.36 / 10^6$$

$$m = 0.4377$$

$$G_o = 0.4377 / 0.41854 = 1.0459$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) * 0.02884}{2 * 1.0459^2 * 8.314 * 589} = \frac{150 * 0.36 * 29.36 * 1.096}{10^6 * 0.4^3 * 0.02^2 * 1.0459} + \frac{1.75 * 0.6 * 1.096}{0.4^3 * 0.02}$$

$$P_2^2 - 101325^2 = 358.09513 * 10^6$$

$$P_2 = 103077$$

$$\Delta P = 103077 - 101325 = 1752$$

$$\text{Potencia} = 1752 * 0.4377 * 1.342 / (0.60 * 1000) = 1.72 \text{ HP}$$

Se incrementa la potencia en 11.3 %.

Gases:

$$T = 1/2 (649 + 131) + 273 = 663 \text{ °K}$$

$$PM = 0.02854$$

$$\rho = 0.02854 * 273 / (0.0224 * 663) = 0.525$$

$$\mu = 31.81/10^6$$

$$m = 0.4551$$

$$G_o = 0.4551/0.41854 = 1.08744$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) * 0.02854}{2 * 1.08744^2 * 8.314 * 663} = \frac{150 * 0.36 * 31.81 * 1.096}{10^6 * 0.4^3 * 0.02^2 * 1.08744} + \frac{1.75 * 0.6 * 1.096}{0.4^3 * 0.02}$$

$$P_2^2 - 101325^2 = 441.57 * 10^6$$

$$P_2 = 103481$$

$$\Delta P = 103481 - 101325 = 2156$$

$$\text{Potencia} = 2156 * 0.4551 * 1.342 / (0.525 * 1000) = 2.51 \text{ HP}$$

Se incrementa la potencia en 9.5 %.

ANEXO 4**CASO VI.****Temperatura original de gases de salida = 800 °K**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON REGENERADOR.

Temperatura de los gases de salida del regenerador.

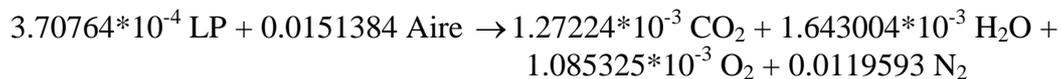
(1) Suponemos flujo de combustible = $3.70764 \cdot 10^{-4}$ Kg mol/s = 0.0185382 Kg/s

$$H_{\text{combustible}} = 0.0185382 \cdot 49.6338 \cdot 10^6 \text{ W} = 0.9201213 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$B_{\text{combustible}} = 47.7 \cdot 10^6 \cdot 0.0185382 = 0.884272 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Flujo de aire} = (0.45513 - 0.0185382) \text{ Kg/s} = 0.43659 \text{ Kg/s} = 0.0151384 \text{ Kgmol/s}$$

(2) Reacción (Kg mol/s):



Composición de gases de salida:

<u>Componente</u>	<u>% mol</u>	<u>Kg mol/s</u>
CO ₂	7.9714	0.00127224
H ₂ O	10.2945	0.001643004
O ₂	6.800	0.001085325
N ₂	74.9341	0.0119593

$$PM = 0.02852$$

(3) Balance de conjunto:

$$H_{\text{gases de salida}} = H_{\text{combustible}} - q_{\text{producto}}$$

$$= (0.9201213 - 0.800889) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.1192323 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$q_{\text{producto}} = 0.800889 \cdot 10^6 \text{ W}$$

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ W</u>
400	0.1217720
500	0.171670

Se concluye que Temperatura de gases salida = 395 °K = 122 °C

(4) B gases de salida.

Comp.	T (°K)	P (atm)	J/Kg mol* 10 ⁻⁶			W*10 ⁻⁶
			B temp.	B presión	B i	B
CO ₂	395	0.07971	0.50115	-6.273	-5.7719	-7.3432*10 ⁻³
H ₂ O	395	0.10295	0.4257	-5.638	-5.2123	-8.56383*10 ⁻³
O ₂	395	0.068	0.3754	-6.667	-6.2917	-6.8285*10 ⁻³
N ₂	395	0.74934	0.3663	-0.7156	-0.3493	-4.1774*10 ⁻³
						$\Sigma = -0.026913*10^6 \text{ W}$

(5) B destruida.

$$B d = B \text{ combustible} - B q \text{ producto} - B \text{ gases salida}$$

$$B q \text{ producto} = 0.800889*10^6 \text{ W} (1-298/2100) = 0.687239*10^6 \text{ W}$$

$$B d = (0.884272-0.687239+0.026913)10^6 \text{ W} = 0.223946*10^6 \text{ W}$$

(6) Temperatura del aire del regenerador.

Balance en horno, entradas:

$$H \text{ gases en horno @ } 2100 \text{ °K} = 1.1118531*10^6 \text{ W}$$

$$H \text{ aire del regenerador} = H \text{ gases en horno} - H \text{ combustible} \\ = (1.1118531-0.9201213)10^6 \text{ W} = 0.191732*10^6 \text{ W}$$

$$H \text{ unitaria aire} = 1.266526*10^7 \text{ J/Kg mol} = 191732/0.0151384$$

T (°K)	H *10 ⁻⁷ (J/Kg mol)
700	1.21
800	1.53

Se concluye que T aire del regenerador = 718 °K = 445 °C

(5) H gases al regenerador.

Balance en horno, salidas:

$$H \text{ gases al regenerador} = H \text{ gases en horno} - q \text{ producto} \\ = (1.1118531-0.800889)10^6 \text{ W} = 0.310964*10^6 \text{ W}$$

T (°K)	H*10 ⁻⁶ W
700	0.2752196
800	0.328644

Se concluye que T gases al regenerador = 767 °K = 494 °C

(8) Regenerador.

Aire:

$$T \text{ inicial} = 25 \text{ °C} \quad T \text{ final} = 445 \text{ °C} \quad \Delta T_a = 445-25 = 420$$

Gases:

$$T_{\text{inicial}} = 494 \text{ °C} \quad T_{\text{final}} = 122 \text{ °C} \quad \Delta T_g = 494 - 122 = 372$$

$$ITD = 494 - 25 = 469$$

$$Q_R = H_{\text{aire del regenerador}} (\text{W}) = 191732$$

$$m C = 1/2 * 191732 (1/420 + 1/372) = 486$$

$$m = 1/2 (0.45513 + 0.43659) = 0.4459$$

$$C = 486 / 0.4459 = 1090$$

$$\eta = 2 / (469) (1/420 + 1/372) = 0.841$$

Eficiencias del proceso con regenerador:

$$\text{Eficiencia energética} = q_{\text{producto}} / H_{\text{combustible}} = 0.800889 / 0.9201213 = 0.87$$

$$\text{Eficiencia exergética} = 1 - B_d / B_{\text{combustible}} = 1 - 0.223946 / 0.88472 = 0.747$$

(9) COMPARACIÓN TERMODINÁMICA DE AMBOS PROCESOS.

	<u>Proceso original</u>	<u>proceso con regenerador</u>
Eficiencia energética	0.695	0.87
Eficiencia exergética	0.69	0.747
$B_d * 10^{-6} \text{ W}$	0.343136	0.223946
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.0185382

$$\text{Ahorro de exergía} = (343136 - 223946) \text{ W} = 0.119190 * 10^6 \text{ W}$$

$$\% \text{ Ahorro combustible} = (0.023204 - 0.0185382) 100 / 0.023204 = 20.1$$

Energía ahorrada = H gases salida sin regenerador – H salida gases con regenerador

$$= (0.35081 - 0.1192323) 10^6 \text{ W} = 0.23158 * 10^6 \text{ W}$$

$$\% \text{ ahorro combustible} = \text{energía ahorrada} * 100 / H_{\text{combustible original}} \\ = 0.23158 * 100 / 1.1517 = 20.1$$

DIMENSIONAMIENTO DEL REGENERADOR.

$$\text{Seleccionamos } d_c = 0.73 \quad A_c = 0.41854 \quad d_p = 0.02 \quad \varepsilon = 0.4$$

$$m = 0.4459$$

$$T = 1/4 (494 + 122 + 25 + 445) + 273 = 545$$

$$\text{Propiedades del aire: } \mu = 27.86 / 10^6 \quad k = 0.04151$$

$$\text{Propiedades de bolas acero: } k_s = 18.9 \quad C_s = 549 \quad \rho_s = 7900$$

MILLS

$$G_o = 0.4459/0.41854 = 1.0654$$

$$Re = 0.02 * 1.0654 * 10^6 / 0.6 * 27.86 = 1274$$

$$Nu = 0.445(1274)^{1/2} + 0.178(1274)^{2/3} = 36.8$$

$$h = 1.5 * 36.8 * 0.04151 / 0.02 = 115$$

$$NTU = \frac{3.6 * 115 * L}{1.0654 * 1090 * 0.02} = 17.83 * L$$

$$\text{Para } \eta = 0.85 \text{ y } R_R = 1, \quad NTU = 16.7$$

$$L = 16.7 / 17.83 = 0.94$$

$$W_s = 0.41854 * 0.94 * 0.6 * 7900 = 1865$$

$$t_c = t_a = 1865 * 549 / 486 = 2107$$

LEVENSPIEL

$$Re = 1274 * 0.6 = 764$$

$$Nu = 2 + 1.602(764)^{1/2} = 46.3$$

$$h = 46.3 * 0.04151 / 0.02 = 96.1$$

$$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.0654 * 1090 * 0.02}{1.8 * 96.1 * L} + \frac{1.0654 * 1090 * (0.02)^2}{18 * 18.9 * L}$$

$$\text{con } L = 0.94, \quad 1/M^2 = 0.16557$$

$$1/M = 0.4069$$

$$\text{ya que } t_c = t_a, \quad P = 0 \text{ y } 1/Q = 0.407$$

$$\eta = 0.837$$

$$\eta \text{ promedio} = 1/2 (0.85 + 0.837) = 0.843 \quad \text{vs } 0.841 \text{ requerida.}$$

$$\text{Para el regenerador: } d_c = 0.73, \quad L = 0.94, \quad d_p = 0.02, \quad W_s = 1865, \quad t_a = 2107$$

Caída de presión y potencia de cada uno de los fluidos.

Aire:

$$m_a = 0.4366$$

$$G_o = 0.4366 / 0.41854 = 1.0431$$

$$T = 1/2 (25 + 445) + 273 = 508 \text{ °K}$$

$$\mu = 26.60 / 10^6 \quad \rho = 0.02884 * 273 / 0.0224 * 508 = 0.69$$

$$P_2^2 - (101325)^2 = \frac{2(1.0431)^2 * 8.314 * 508}{0.02884} \left(\frac{150 * 0.36 * 26.6 * 0.94}{0.4^3 * 0.02^2 * 1.0431 * 10^6} + \frac{1.75 * 0.6 * 0.94}{0.4^3 * 0.02} \right)$$

$$P_2^2 = 0.31868 * 10^6 (50.6 + 771) + 1.02668 * 10^{10}$$

$$P_2 = 102609$$

$$\Delta P = 102609 - 101325 = 1284$$

$$\text{Potencia} = 1284 * 0.4366 * 1.341 / 0.69 * 1000 = 1.1 \text{ HP}$$

Gases:

$$m_g = 0.4551 \quad PM = 0.02852$$

$$G_o = 0.4551 / 0.41854 = 1.0874$$

$$T = 1/2 (494 + 122) + 273 = 581 \text{ °K}$$

$$\mu = 29.09 / 106 \quad \rho = 0.02852 * 273 / 0.0244 * 581 = 0.60$$

$$P_2^2 - (101325)^2 = \frac{2(1.0874)^2 * 8.314 * 581}{0.02852} \left(\frac{150 * 0.36 * 29.09 * 0.94}{0.4^3 * 0.02^2 * 1.0874 * 10^6} + \frac{1.75 * 0.6 * 0.94}{0.4^3 * 0.02} \right)$$

$$P_2^2 = 0.40054 * 10^6 (53 + 771) + 1.02668 * 10^{10}$$

$$P_2 = 102941$$

$$\Delta P = 102941 - 101325 = 1616$$

$$\text{Potencia} = 1616 * 0.4551 * 1.341 / 0.60 * 1000 = 1.64 \text{ HP}$$

AJUSTE PARA MANTENER EL CALOR RADIANTE ORIGINAL.

El ajuste será mínimo, si acaso fuere necesario.

Cálculo del calor irradiado original.

$$\begin{array}{llll} T_G = 800 \text{ °K} & pp \text{ CO}_2 = 0.0995 & pp \text{ CO}_2 * L = 1.492 & pp \text{ CO}_2 / \Sigma pp = 0.44 \\ T_S = 700 \text{ °K} & pp \text{ H}_2\text{O} = \frac{0.1285}{0.228} & pp \text{ H}_2\text{O} * L = \frac{1.928}{3.42} & \\ L = 15 \text{ Ft} & A_R / \alpha A_{cp} = 1.0 & & \end{array}$$

$$\begin{array}{lll} q \text{ CO}_2 @ T_G = 1110 & q \text{ H}_2\text{O} @ T_G = 3100 & q b @ T_G = 7459 \\ q \text{ CO}_2 @ T_S = 620 & q \text{ H}_2\text{O} @ T_S = 1960 & q b @ T_S = 4360 \end{array}$$

$$F_c = f_4(0.44, 3.42) = 0.92$$

$$\varepsilon_G = \frac{(1110 + 3100 - 620 - 1960)}{7459 - 4360} * 0.92 = 0.484$$

$$F = f_1(0.484, 1.0) = 0.621$$

$$Q_{IRR} = 5.67 * 0.621 (8^4 - 7^4) \alpha A_{cp} = 5968 \alpha A_{cp}$$

Cálculo del calor irradiado con el regenerador.

$$\begin{array}{lll} pp \text{ CO}_2 = 0.0797 & pp \text{ CO}_2 * L = 1.1955 & pp \text{ CO}_2 / \Sigma pp = 0.44 \\ pp \text{ H}_2\text{O} = \frac{0.10294}{0.1826} & pp \text{ H}_2\text{O} * L = \frac{1.5442}{2.74} & \\ F_c = f_4(0.44, 2.74) = 0.92 & & \\ q \text{ CO}_2 @ T_S = 610 & q \text{ H}_2\text{O} @ T_S = 1800 & q b @ T_S = 4360 \end{array}$$

Si tomamos la misma temperatura del proceso original:

T_G (°K)	$q \text{ CO}_2 @ T_G$	$q \text{ H}_2\text{O} @ T_G$	$q b @ T_G$	ε_G	F	Q_{IRR}
800	1056	2925	7459	0.466	0.603	$5795 \alpha A_{cp}$

El Q_{IRR} con regenerador es el 97.1 % del valor original por lo que no es necesario ningún ajuste.

ANEXO 5**CASO VII.****Temperatura original de gases de salida = 700 °K**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON REGENERADOR.

Temperatura de los gases de salida del regenerador.

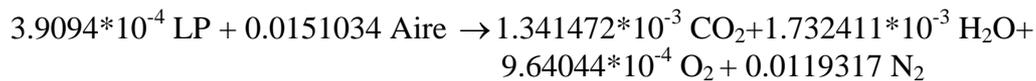
(1) Suponemos flujo de combustible = $3.9094 \cdot 10^{-4}$ Kg mol/s = 0.019547 Kg/s

$$H_{\text{combustible}} = 49.6338 \cdot 10^6 \cdot 0.019547 \text{ W} = 0.9701959 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$B_{\text{combustible}} = 47.7 \cdot 10^6 \cdot 0.019547 = 0.932392 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Flujo de aire} = (0.45513 - 0.019547) \text{ Kg/s} = 0.43558 \text{ Kg/s} = 0.0151034 \text{ Kgmol/s}$$

(2) Reacción (Kg mol/s):



Gases de salida:

<u>Componente</u>	<u>% mol</u>	<u>Kg mol/s</u>	
CO ₂	8.4	0.001341472	
H ₂ O	10.85	0.001732411	
O ₂	6.04	0.000964044	
N ₂	74.71	0.0119317	PM = 0.0285

(3) Balance de conjunto.

$$\begin{aligned} H_{\text{gases del regenerador}} &= H_{\text{combustible}} - q_{\text{producto}} \\ &= (0.9701959 - 0.855279) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.1149169 \cdot 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

$$q_{\text{producto}} = 0.855279 \cdot 10^6 \text{ W}$$

Con la composición y tablas de entalpia vs temperatura para cada componente:

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ W</u>
400	0.125887
500	0.1759434

Se concluye que T gases del regenerador = 378 °K = 105 °C

Análisis exergético.

(4) B gases salida

Comp.	T (°K)	P (atm)	J/Kg mol *10 ⁻⁶			W*10 ⁻⁶
			B temp.	B presión	B i	B
CO ₂	378	0.084	0.2600	-6.143	-5.883	-7.8919*10 ⁻³
H ₂ O	378	0.1085	0.2275	-5.508	-5.28	-9.1471*10 ⁻³
O ₂	378	0.0604	0.1997	-6.96	-6.76	-6.51694*10 ⁻³
N ₂	378	0.7471	0.1973	-0.723	-0.526	-6.26834*10 ⁻³
						$\Sigma = -0.029824*10^6 \text{ W}$

$$B \text{ destruida} = B \text{ combustible} - B \text{ q producto} - B \text{ gases salida}$$

$$B \text{ q producto} = 0.855279*10^6 (1-298/2100) \text{ W} = 0.733911*10^6 \text{ W}$$

$$B \text{ destruida} = (0.932392-0.733911+0.029824)10^6 \text{ W} = 0.228305*10^6 \text{ W}$$

(5) Temperatura del aire del regenerador.

$$H \text{ gases en horno @ } 2100 \text{ °K} = 1.12036556*10^6 \text{ W}$$

Balance en horno, entradas:

$$\begin{aligned} H \text{ aire del regenerador} &= H \text{ gases en horno} - H \text{ combustible} \\ &= (1.12036556-0.9701959)10^6 \text{ W} = 0.1501697*10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

$$H \text{ unitaria del aire} = 0.994277*10^7 \text{ J/Kg mol} = 0.1501697*10^6/0.0151034$$

T (°K)	H *10 ⁻⁷ J/Kg mol
600	0.9
700	1.21

Se concluye que T aire del regenerador = 630 °K = 357 °C

(6) Temperatura de los gases al regenerador.

Balance en horno, salidas:

$$\begin{aligned} H \text{ gases al regenerador} &= H \text{ gases en horno} - q \text{ producto} \\ &= (1.12036556-0.855279)10^6 \text{ W} = 0.265087*10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

T (°K)	H *10 ⁻⁶ W
600	0.227248
700	0.279857

Se concluye que T gases al regenerador = 672 °K = 399 °C

(7) Regenerador.

Aire

$$T \text{ inicial} = 25 \text{ °C} \quad T \text{ final} = 357 \text{ °C} \quad \Delta T_a = 357-25 = 332$$

Gases

$$T_{\text{inicial}} = 399 \text{ °C} \quad T_{\text{final}} = 105 \text{ °C} \quad \Delta T_{\text{eg}} = 399 - 105 = 294$$

$$ITD = 399 - 25 = 374$$

$$Q_R = H_{\text{aire del regenerador}} (\text{W}) = 150170$$

$$m C = 1/2 * 150170 (1/294 + 1/332) = 482$$

$$m = 1/2 (0.45513 + 0.43558) = 0.4454$$

$$C = 482 / 0.4454 = 1081$$

$$\eta = 2 / (374) (1/294 + 1/332) = 0.834$$

(6) Eficiencias del proceso con regenerador.

$$\begin{aligned} \text{Eficiencia energética} &= (q_{\text{producto}} / H_{\text{combustible}}) * 100 \\ &= 0.855279 * 100 / 0.9701959 = 0.882 \end{aligned}$$

$$\text{Eficiencia exergetica} = 1 - B_d / B_{\text{combustible}} = 1 - 0.228305 / 0.932392 = 0.755$$

(7) COMPARACIÓN TERMODINÁMICA DE AMBOS PROCESOS.

	<u>Proceso original</u>	<u>proceso con regenerador</u>
Eficiencia energética	0.74	0.88
Eficiencia exergetica	0.70	0.76
Bd * 10 ⁻⁶ W	0.331924	0.228305
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.019547

$$\begin{aligned} \text{Ahorro de B} &= B_d \text{ sin regenerador} - B_d \text{ con regenerador} \\ &= (0.32926 - 0.228305) 10^6 \text{ W} = 0.100955 * 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\% \text{ Ahorro combustible} = (0.023204 - 0.019547) * 100 / 0.023204 = 15.8$$

$$\begin{aligned} \text{Energía ahorrada} &= H_{\text{gases salida sin regenerador}} - H_{\text{gases salida con regenerador}} \\ &= (0.296421 - 0.1149169) 10^6 \text{ W} = 0.1815041 * 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ ahorro combustible} &= \text{energía ahorrada} * 100 / H_{\text{combustible sin regenerador}} \\ &= 0.1815041 * 100 / 1.1517 = 15.8 \end{aligned}$$

DIMENSIONAMIENTO DEL REGENERADOR.

Seleccionamos $d_c = 0.60$ $A_c = 0.28274$ $d_p = 0.02$ $\varepsilon = 0.4$

$$T = 1/4 (399+105+25+357) + 273 = 495$$

Propiedades del aire: $\mu = 26.33/10^6$ $k = 0.0389$

Propiedades acero: $k_s = 18$ $C_s = 539$ $\rho_s = 7900$

MILLSLEVENSPIEL

$$G_o = 0.4454 / 0.28274 = 1.5753$$

$$Re = 0.02 * 1.5753 * 10^6 / 0.6 * 26.33 = 1994$$

$$Nu = 0.445(1994)^{1/2} + 0.178(1994)^{2/3} = 48$$

$$h = 1.5 * 48 * 0.0389 / 0.02 = 140$$

$$NTU = \frac{3.6 * 140 * L}{1.5753 * 1081 * 0.02} = 14.8 * L$$

Para $\eta = 0.84$, $R_R = 1.0$

$$NTU = 14.78, L = 1.0$$

$$W_s = 0.28274 * 1 * 0.6 * 7900 = 1340$$

$$t_c = t_a = 1340 * 539 / 482 = 1499$$

$$\eta_{\text{Promedio}} = 1/2 (0.84 + 0.827) = 0.834 \text{ vs } 0.834 \text{ requerida.}$$

$$Re = 1994 * 0.6 = 1197$$

$$Nu = 2 + 1.602(1197)^{1/2} = 57.4$$

$$h = 57.4 * 0.0389 / 0.02 = 112$$

$$1/M^2 = \frac{0.02}{L} + \frac{1.5753 * 1081 * 0.02}{1.8 * 112 * L}$$

$$+ \frac{1.5753 * 1081 * 0.02^2}{18 * 18 * L}$$

$$\text{Para } L = 1.0, 1/M^2 = 0.19104$$

$$P = 0, 1/Q = 1/M = 0.4371$$

$$\eta = 0.827$$

Para el regenerador: $d_c = 0.60$, $L = 1.0$, $d_p = 0.02$, $W_s = 1340$, $t_a = 1499$

Caída de presión y potencia de cada uno de los fluidos.

Aire:

$$m_a = 0.4356$$

$$T = 1/2 (25 + 357) + 273 = 464 \text{ °K}$$

$$\mu = 24.96/10^6 \quad \rho = 0.02884 * 273 / 0.0224 * 464 = 0.76$$

$$G_o = 0.4356 / 0.28274 = 1.5406$$

$$P_2^2 - 1.02668 * 10^{10} = \frac{2 * 1.5406^2 * 8.314 * 464}{0.02884} \left(\frac{150 * 0.36 * 24.96 * 1}{0.4^3 * 0.02^2 * 1.5406 * 10^6} + \frac{1.75 * 0.6 * 1}{0.4^3 * 0.02} \right)$$

$$P_2^2 = 0.634954 * 10^6 (34.2 + 820.3) + 1.02668 * 10^{10}$$

$$P_2 = 103968$$

$$\Delta P = 103968 - 101325 = 2643$$

$$\text{Potencia} = 2643 * 0.4356 * 1.341 / 0.76 * 1000 = 2.03 \text{ HP}$$

Gases:

$$m_g = 0.4551$$

$$T = 1/2 (399 + 105) + 273 = 525 \text{ °K}$$

$$\mu = 27.18/10^6 \quad \rho = 0.0285 * 273 / 0.0224 * 525 = 0.66$$

$$G_o = 0.4551 / 0.28274 = 1.6096$$

$$P_2^2 - 1.02668 * 10^{10} = \frac{2 * 1.6096^2 * 8.314 * 525}{0.285} \left(\frac{150 * 0.36 * 27.18}{0.4^3 * 0.02^2 * 10^6 * 1.61} + 820.3 \right)$$

$$P_2^2 = 0.7936 * 10^6 (35.6 + 820.3) + 1.02668 * 10^{10}$$

$$P_2 = 104623$$

$$\Delta P = 104623 - 101325 = 3298$$

$$\text{Potencia} = 3298 * 0.4551 * 1.341 / 0.66 * 1000 = 3.05 \text{ HP}$$

AJUSTE PARA MANTENER EL CALOR RADIANTE ORIGINAL.

No es necesario un ajuste.

ANEXO 6**CASO VIII****Temperatura Original de gases de salida = 600 °K**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO CON REGENERADOR.

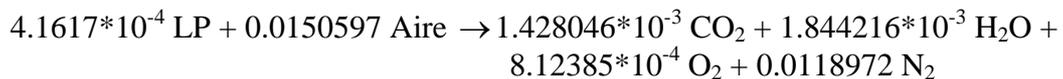
Deseamos una temperatura de salida de los gases un poco menor a 400 °K.

(1) Suponemos un flujo de combustible de $4.1617 \cdot 10^{-4}$ Kgmol/hr = 0.0208085 Kg/s

$$H \text{ combustible} = 0.0208085 \text{ Kg/s} \cdot 49.6338 \cdot 10^6 \text{ J/Kg} = 1.032804 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Flujo de aire} = (0.45513 - 0.0208085) \text{ Kg/s} = 0.434322 \text{ Kg/s} = 0.0150597 \text{ Kgmol/s}$$

(2) Reacción (Kg mol/s):



Composición de los gases:

<u>Componente</u>	<u>% mol</u>	
CO ₂	8.94	
H ₂ O	11.54	
O ₂	5.08	
N ₂	74.44	PM = 0.02847

(3) Balance de conjunto:

$$H \text{ combustible} = q \text{ producto} + H \text{ gases de salida}$$

$$H \text{ gases de salida} = (1.032804 - 0.9085388) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.1242652 \cdot 10^6 \text{ W}$$

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ W</u>
400	0.1309484
500	0.18119

Se concluye que T gases de salida = 387 °K = 114 °C

(4) Balance en horno.

Con la composición de los gases y la temperatura adiabática de 2100 °K calculamos la;

H de gases en el horno:

$$H \text{ gases @ 2100 °K} = 1.1307223 \cdot 10^6 \text{ W}$$

(5) Temperatura del aire del regenerador.

Balance en horno considerando entradas:

$$1.1307223 \cdot 10^6 \text{ W} = H \text{ aire del regenerador} + H \text{ combustible}$$

$$H \text{ aire del regenerador} = (1.1307223 - 1.032804) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.0979183 \cdot 10^6 \text{ W}$$

$$H \text{ unitaria del aire} = 0.0979183 \cdot 10^6 / 0.0150597 = 0.650201 \cdot 10^7 \text{ J/Kg mol}$$

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁷ J/Kg mol</u>
500	0.596
600	0.900

Se concluye que T aire del regenerador = 518 °K = 245 °C

(6) Temperatura de gases al regenerador.

Balance en horno considerando salidas:

$$1.1307223 \cdot 10^6 \text{ W} = q \text{ producto} + H \text{ gases al regenerador}$$

$$H \text{ gases al regenerador} = (1.1307223 - 0.9085388) \cdot 10^6 \text{ W} = 0.2221835 \cdot 10^6 \text{ W}$$

<u>T (°K)</u>	<u>H * 10⁻⁶ W</u>
500	0.1811797
600	0.2327042

Se concluye que T gases al regenerador = 580 °K = 307 °C

(7) Regenerador.

Aire:

$$T \text{ inicial} = 25 \text{ °C}, \quad T \text{ final} = 245 \text{ °C}, \quad \text{flujo} = 0.434322 \text{ Kg/s}$$

$$\Delta T_a = 245 - 25 = 220$$

Gases:

$$T \text{ inicial} = 307 \text{ °C}, \quad T \text{ final} = 114 \text{ °C}, \quad \text{flujo} = 0.45513 \text{ Kg/s}$$

$$\Delta T_g = 307 - 114 = 193$$

$$ITD = 307 - 25 = 282$$

$$Q_R = H \text{ aire del regenerador (W)} = 97918$$

$$m C = (1/2) Q_R (1/\Delta T_a + 1/\Delta T_g) = 1/2 \cdot 97918 \cdot (1/220 + 1/193) = 476$$

$$m = 1/2(0.45513 + 0.434322) = 0.4447$$

$$C = 476/0.4447 = 1070$$

$$\eta = 2 / (\text{ITD}) (1/\Delta T_a + 1/\Delta T_g) = 2 / (282) (1/220 + 1/193) = 0.729 \approx 0.73$$

$$T = 1/4 (307 + 114 + 25 + 245) + 273 = 446 \text{ }^\circ\text{K}$$

Análisis exergético.

$$(8) B \text{ destruida} = B d$$

$$B d = B \text{ combustible} - B q \text{ producto} - B \text{ gases de salida}$$

$$B \text{ combustible} = 47.7 * 10^6 \text{ J/Kg} * 0.0208085 \text{ Kg/s} = 0.992565 * 10^6 \text{ W}$$

$$B q \text{ producto} = 0.7796128 * 10^6 \text{ W}$$

B gases de salida.

$$T = 387 \text{ }^\circ\text{K}$$

Comp.	Kgmol/s	P (atm)	(J/Kg mol)*10 ⁻⁶			W*10 ⁻⁶
			B Temp.	B presión	B i	B
CO ₂	1.428046*10 ⁻³	0.0894	0.3862	-5.988	-5.602	-8.00*10 ⁻³
H ₂ O	1.844216*10 ⁻³	0.1154	0.3324	-5.355	-5.0228	-9.2631*10 ⁻³
O ₂	8.12385*10 ⁻⁴	0.0508	0.2927	-7.390	-7.097	-5.7655*10 ⁻³
N ₂	0.0118972	0.7444	0.2868	-0.732	-0.44524	-5.2971*10 ⁻³
B gases salida = Σ B =						-0.028326*10 ⁶ W

$$B d = (0.992565 - 0.7796128 + 0.028326) * 10^6 \text{ W} = 0.241278 * 10^6 \text{ W}$$

$$\text{Eficiencia energética} = q \text{ producto} / H \text{ combustible} = 0.9085388 / 1.032804 = 0.88$$

$$\text{Eficiencia exergética} = 1 - B d / B \text{ combustible} = 1 - 0.241278 / 0.992565 = 0.757$$

COMPARACIÓN TERMODINÁMICA DE AMBOS PROCESOS:

	<u>Proceso original</u>	<u>proceso con regenerador</u>
% Eficiencia energética	0.789	0.88
% Eficiencia exergética	0.717	0.757
B d (W)	312396	241278
Flujo de combustible (Kg/s)	0.023204	0.0208085

$$\text{Ahorro exergía} = B d \text{ sin regenerador} - B d \text{ con regenerador} \\ = (0.312396 - 0.241278) * 10^6 \text{ W} = 0.071118 * 10^6 \text{ W}$$

$$\% \text{ de combustible ahorrado} = (0.023204 - 0.0208085) * 100 / 0.023204 = 10.3$$

Alternativamente:

% combustible ahorrado = (energía ahorrada / H combustible original) 100

$$\begin{aligned} \text{Energía ahorrada} &= H \text{ gases salida @T original} - H \text{ gases salida @T con regenerador} \\ &= (0.2431612 - 0.1242652) 10^6 \text{ W} = 0.118896 * 10^6 \text{ W} \end{aligned}$$

% combustible ahorrado = (0.118896/1.1517) 100 = 10.3

DIMENSIONAMIENTO DEL REGENERADOR.

Usaremos solamente el método de MILLS pues requerimos una eficiencia de 0.73 en el regenerador y el método de LEVENSPIEL se emplea para una eficiencia mínima de 0.84.

Para el regenerador:

$$\begin{aligned} d_c &= 0.45 \\ d_p &= 0.02 & \varepsilon &= 0.4 \\ A_c &= 0.15904 \\ m &= 0.4447 \\ C &= 1070 \\ m C &= 476 & T &= 446 \text{ °K} \end{aligned}$$

Propiedades de esferas de acero inoxidable a 446 °K:

$$\begin{aligned} k_s &= 17.5 \\ C_s &= 527 \\ \rho_s &= 7900 \end{aligned}$$

Propiedades del aire a 446 °K:

$$\begin{aligned} \mu &= 24.27/10^6 \\ k &= 0.0358 \end{aligned}$$

$$G_o = m / A_c = 0.4447/0.15904 = 2.796$$

$$Re = d_p * G_o / 0.6 \mu = 0.02 * 2.796 * 10^6 / 0.6 * 24.27 = 3840$$

$$Nu = 0.445 Re^{1/2} + 0.178 Re^{2/3} = 0.445 * 3840^{0.5} + 0.178 * 3840^{0.666} = 71.2$$

$$h = 1.5 Nu * k / d_p = 1.5 * 71.2 * 0.0358 / 0.02 = 191$$

$$NTU = 3.6 * h * L / G_o C d_p = 3.6 * 191 * L / 2.796 * 1070 * 0.02 = 11.5 * L$$

Para $\eta = 0.73$ y $R_R = 1$, $NTU = 5.0$

$$L = 5 / 11.5 = 0.44$$

$$W_s = A_c * L * (1 - \varepsilon) \rho_s = 0.15904 * 0.44 * 0.6 * 7900 = 332$$

$$t_c = W_s * C_s / m C = 332 * 527 / 476 = 367$$

Para $R_R = 1$, $t_a = t_c = 367$

Para el regenerador: $d_c = 0.45$, $L = 0.44$, $d_p = 0.02$, $W_s = 332$, $t_a = 367$

Caída de presión y potencia para cada uno de los fluidos.

Para el aire:

$$T = 1/2 (25+245) + 273 = 408 \text{ °K}$$

$$\mu = 22.82/10^6 \quad \rho = 0.02884 * 273 / 0.0224 * 408 = 0.86$$

$$PM = 0.02884 \quad m_a = 0.43433$$

$$G_o = m/A_c = 0.43433 / 0.15904 = 2.7309$$

$$\frac{P_2^2 - (101325)^2}{2 G_o^2 R T / (PM)} = 150 (1 - \varepsilon)^2 \mu * L / \varepsilon^3 d_p^2 G_o + 1.75 (1 - \varepsilon) L / \varepsilon^3 d_p$$

Sustituyendo valores:

$$P_2 = 1.7544 * 10^6 (7.8 + 360.9) + 101325^2$$

$$P_2 = 104468$$

$$\Delta P = 104468 - 101325 = 3143$$

$$\text{Potencia} = (\Delta P / \rho) * m * 1.341 / 1000 = (3143 / 0.86) * 0.43433 * 1.341 / 1000 = 2.14 \text{ HP}$$

Para los gases:

$$T = 1/2(307+114) + 273 = 484 \text{ °K}$$

$$\mu = 25.72/10^6 \quad \rho = 0.02847 * 273 / 0.0224 * 484 = 0.72$$

$$PM = 0.02847 \quad m_g = 0.4551$$

$$G_o = 0.4551 / 0.15904 = 2.862$$

$$\frac{(P_2^2 - 101325^2) (0.02847)}{2 * 2.862^2 * 8.314 * 484} = \frac{54 * 25.72 * 0.44 * 10^{-6}}{0.4^3 * 0.02^2 * 2.862} + \frac{1.75 * 0.6 * 0.44}{0.4^3 * 0.02}$$

$$P_2 = 105460$$

$$\Delta P = 105460 - 101325 = 4135$$

$$\text{Potencia} = (4135 / 0.72) * 0.4551 * 1.341 / 1000 = 3.50 \text{ HP}$$

Consideramos no necesario hacer un ajuste para mantener calor irradiado porque hay mínima diferencia entre calores radiantes del proceso original y del proceso con regenerador.

ANEXO 7.**CASO IX****Diseño térmico del radiador**

El radiador usa tubos con superficie extendida mediante aletas helicoidales (transversales), tal extensión es usual en el caso de gases y sus acompañantes bajos valores de coeficientes peliculares de transmisión de calor.

Las características del tubo aletado son:

Material y espesor del tubo = Acero, 0.001245 m

Diámetro de la raíz = 0.01588 m

Diámetro aletado = 0.03493 m

w = Alto aleta = 0.009525 m

Número de aletas por metro lineal = 354

Material y espesor de las aletas = Aluminio, 0.0004572 m

Area externa = 0.57912 m² / (m * tubo), con 92.8 % aleta, 7.2 % tubo desnudo

d c = diámetro equivalente para transferencia de calor = 0.02438 m

Paso de los tubos = 0.0381 m, en triángulo.

d p = diámetro equivalente para caída de presión = 0.006858 m

(La caída de presión, a diferencia de la transferencia de calor, es influida grandemente por el espaciado de las sucesivas hileras de tubos, por su arreglo y su cercanía)

(1) Lado de las aletas (gases calientes)

Propiedades gases @ 450 °K:

$$\mu = 24.41 * 10^{-6} \text{ Kg/m s}$$

$$k = 0.036 \text{ W/m } ^\circ\text{K}$$

$$\rho = 0.02844 * 273 / (0.0224 * 450) = 0.77 \text{ Kg/m}^3$$

Las dimensiones de la cara transversal al flujo son:

Alto = 0.708 m, donde se acomodan 18 tubos/hilera

Largo = 0.7112 m

$$a = \text{área libre transversal al flujo de gases} = 0.26078 \text{ m}^2$$

$$d p = \text{diámetro equivalente de presión} = 0.006736 \text{ m}$$

$$d c = \text{diámetro equivalente para transferencia de calor} = 0.024384 \text{ m}$$

$$G = \text{masa velocidad} = 0.45513 / 0.26078 = 1.745264 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$$

$$Re c = 0.024384 * 1.745264 * 106 / 24.41 = 1744$$

$$Re p = 1744 * 0.006736 / 0.024384 = 482$$

De la correlación de Jameson S. L. (Trans. ASME, vol. 67, 1945), Ref. 10, pag.555:

$$\text{Nu} * \text{Pr}^{-1/3} = 0.0896 (\text{Re } c)^{0.7261}$$

$$\text{Nu} = 0.079744 (1744)^{0.7261} = 18 = (\text{h/eb}) 0.024384/0.036$$

$$\text{h/eb} = 26.58 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\text{eb} = \text{eficiencia balanceada de la aleta} = 0.928 \phi + 0.072$$

Del ARI Standard 410-64, pag. 30:

ϕ = eficiencia de aleta pura = función (p1, p2) en unidades inglesas.

$$p1 = w^{**} (\text{h}^{**} / \text{eb} / 6 \text{ km } y^{**})^{1/2}$$

Donde:

$$w^{**} = 0.375 \text{ pulgada}$$

$$\text{km} = \text{conductividad del aluminio de la aleta} = 110 \text{ BTU/hr Ft } ^\circ\text{F} (190 \text{ W/m } ^\circ\text{K})$$

$$\text{h}^{**} / \text{eb} = 4.68 \text{ BTU/hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$y^{**} = \text{espesor de la aleta} = 0.018 \text{ pulgada}$$

$$p1 = 0.375 (4.68 / 6 * 110 * 0.018)^{1/2} = 0.235$$

$$p2 = \text{diámetro aletado/diámetro raiz} = 2.2$$

$$\phi = \text{función} (0.235, 2.2) = 0.973$$

$$\text{eb} = 0.973 * 0.928 + 0.072 = 0.975$$

$$\text{h} = 26.58 * 0.975 = 25.92 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

De la correlación de Gunter and Shaw (Trans. ASME, vol. 67, 1945), Ref. 10, pag. 554:

$$f = \text{factor fricción} = 0.007865 (482)^{-0.13034} = 0.00352$$

$$\text{Suponemos dos hileras, } L = 0.0679 \text{ m}$$

$$A = 18 * 2 * 0.7112 * 0.57912 = \underline{14.83 \text{ m}^2}$$

$$\Delta P = \frac{0.00352 * 1286^2 * 0.5 * 27.7 * 0.2228 * 62.5}{5.22 * 10^{10} * 0.0221 * 0.049} = 0.0198 \text{ pulgadas columna agua.}$$

Donde:

$$G^{**} = 1286 \text{ lb/hr Ft}^2$$

$$\rho \text{ gases}^{**} = 0.049 \text{ lb/Ft}^3$$

$$\rho \text{ agua} = 62.5 \text{ lb/Ft}^3$$

$$d p^{**} = 0.0221 \text{ Ft}$$

$$L^{**} = 0.228 \text{ Ft}$$

$$(d p / \text{paso tubos})^{0.4} = (0.00674/0.0381)^{0.4} = 0.5$$

La caída de presión es pequeña, no requiere ventilador.

Más adelante veremos que los gases se frenan en un 27.0 % después de pasar por el radiador.

(2) Lado de los tubos (agua fría).

Suponemos 4 pasos en los tubos

Diámetro interno de tubo = 0.01338 m

Tubos / paso = $18 \cdot 2 / 4 = 9$

a_t = área transversal de paso = $9 \cdot \Pi \cdot 0.01338^2 / 4 = 1.2665 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$

G = masa velocidad = $1.8917 \cdot 10^3 / 1.2665 = 1494 \text{ Kg/s m}^2$

Temperatura promedio del agua = $1/2 (20+70) = 45 \text{ }^\circ\text{C}$

μ Agua @ $45 \text{ }^\circ\text{C} = 5.838 \cdot 10^{-4} \text{ Kg/m s}$

ρ Agua = 1002 Kg/m^3

Re = $0.01338 \cdot 1494 \cdot 10^4 / 5.838 = 34237$

f = factor fricción = función (34237) = 0.0002

Velocidad del agua = $1494 / 1002 = 1.49 \text{ m/s}$

h = función (1.49, $45 \text{ }^\circ\text{C}$) = $7239 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{K}$

De ref. 10, pag. 836:

$$\Delta P \text{ recta} = \frac{0.0002 \cdot 1100000^2 \cdot 2.333 \cdot 2}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot 0.04392} = 0.5 \text{ psi}$$

Donde:

G ** = $1100000 \text{ lb/hr Ft}^2$

Diámetro interno ** = 0.04392 Ft

L ** = 2.333 Ft

ΔP retornos = $0.17 \cdot 2 = 0.34 \text{ psi}$

ΔP total = $0.84 \text{ psi} = 5790 \text{ Pa}$ (muy baja)

(3) Cálculo de U.

$$1/U = 1/h \text{ gases} + (A_o/A_i)/h \text{ agua} + r_m + r_o$$

$$1/U = 1/25.92 + 13.8/7239 + 0.0021309 = 0.04256$$

Donde:

$A_o/A_i = 13.8$

$r_m = 0.00037 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{K/W}$ = resistencia del metal del tubo aletado

$r_o = 0.0017611$ = factor de obstrucción

$r_m + r_o = 0.0021309 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{K/W}$

$U = 23.5 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{K}$

$U \cdot A = 23.5 \cdot 14.83 = 349$

Frenado de los gases de combustión.

Antes del radiador:

Supongamos un diámetro de chimenea de 0.362 m

Área transversal = $\Pi \cdot 0.362^2 / 4 = 0.1029 \text{ m}^2$

G = $0.45513 / 0.1029 = 4.4233 \text{ Kg/m}^2 \text{ s}$

$$\rho @ 500 \text{ }^\circ\text{K} = 0.02844 * 273 / (0.0224 * 500) = 0.6932 \text{ Kg/m}^3 \text{ (0.0432 lb/Ft}^3\text{)}$$

$$\text{Velocidad} = 4.4233 / 0.6932 = 6.38 \text{ m/s (21 Ft/s)}$$

Empleando unidades inglesas:

$$\text{Presión velocidad} = (21/18.3)^2 * 0.0432 = 0.057 \text{ pulgadas columna agua}$$

Después del radiador:

$$\text{Presión velocidad disponible} = 0.057 - 0.0198 = 0.0372$$

$$\rho = 0.02884 * 273 / (0.0224 * 411) = 0.8433 \text{ Kg/m}^3 \text{ (0.053 lb/Ft}^3\text{)}$$

$$(\text{Velocidad}/18.3)^2 = 0.0372 / 0.053 = 0.702$$

$$\text{Velocidad} = (0.702)^{1/2} * 18.3 = 15.33 \text{ Ft/s} = 4.67 \text{ m/s}$$

$$\text{Frenado} = \% \text{ de reducción de velocidad} = 100(1 - 4.67/6.38) = 27.0 \%$$

ANEXO 8

Diseño térmico del recuperador de doble tubo

Emplearemos tubos concéntricos de acero inoxidable:

Tubo interior: Diámetro interno = 1.1335 m
Diámetro externo = 1.1398 m

Tubo exterior: Diámetro interno = 1.1938 m
Diámetro externo = 1.200 m

Los gases van por el tubo interior.

El aire va por el espacio anular.

Supondremos superficies metálicas grises con emisividad de 0.7

(a) Lado de los gases

$$T_{PG} = T_{\text{promedio gases}} = 1/2(993+747) + 273 = 1143 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_{PS} = T_{\text{promedio superficie}} = T_{\text{promedio aire}} = 1/2(25+500) + 273 = 536 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$L = \text{longitud efectiva del haz gaseoso} = 1.1335/0.3048 = 3.72 \text{ Ft.}$$

$$\begin{array}{lll} pp \text{ CO}_2 = 0.061 & pp \text{ CO}_2 * L = 0.2268 & pp \text{ CO}_2 / \Sigma pp = 0.34 \\ pp \text{ H}_2\text{O} = \underline{0.1161} & pp \text{ H}_2\text{O} * L = \underline{0.4317} & F_c = f_4(0.34, 0.659) = 0.95 \\ \Sigma = 0.1771 & \Sigma = 0.659 & \end{array}$$

$$\begin{array}{lll} q \text{ CO}_2 @ T_{PG} = 3000 & q \text{ H}_2\text{O} @ T_{PG} = 4750 & q_b @ T_{PG} = 31154 \\ q \text{ CO}_2 @ T_{PS} = 130 & q \text{ H}_2\text{O} @ T_{PS} = 350 & q_b @ T_{PS} = 1500 \end{array}$$

$$\varepsilon_G = (3000+4750-130-350) * 0.95 / (31154-1500) = 0.232$$

$$h_{\text{gases}} = h_{r1} + h_c + h_{r2}$$

Donde:

h_{r1} = coeficiente pelicular de radiación entre los gases y la pared metálica del tubo interior

h_c = coeficiente pelicular de convección de los gases en la pared del tubo interior

h_{r2} = coeficiente pelicular de radiación entre los tubos concéntricos interior y exterior

(1) Cálculo de h_{r1}

$$\begin{aligned} h_{r1} &= 5.67 * 10^{-8} * \varepsilon_G * (T_{PG}^4 - T_{PS}^4) / (T_{PG} - T_{PS}) \\ &= 5.67 * 10^{-8} * \varepsilon_G * (T_{PG}^2 + T_{PS}^2) (T_{PG} + T_{PS}) \end{aligned}$$

Sustituyendo valores:

$h_{r1} = 5.67 \cdot 10^{-8} \cdot 0.232 \cdot (1143^2 + 536^2) (1143 + 536) = 35.2 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$ para superficie negra.

Para superficie gris con emisividad de 0.7 el coeficiente estará entre 70% y 100%, por lo que suponemos un 85%.

$h_{r1} = 0.85 \cdot 35.2 = 29.92 \text{ W m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$ (referido a diámetro de 1.1335 m)

(2) Cálculo de h_c y caída de presión.

Propiedades de los gases @ T promedio de 1143 °K:

$\mu = 45.04/10^6 \text{ Kg/m s}$ $k = 0.0745 \text{ W/m } ^\circ\text{K}$ Peso molecular = 28.11
Kg/Kg mol
 $\rho = 0.02811 \cdot 273 / (0.0224 \cdot 1143) = 0.30 \text{ Kg/m}^3$ Pr = 0.70

Area transversal = $\Pi \cdot (1.1335)^2 / 4 = 1.0091 \text{ m}^2$
G = Masa velocidad = $1.1968 \text{ Kg/s} / 1.0091 \text{ m}^2 = 1.186 \text{ Kg/s m}^2$
Re = $1.1335 \cdot 1.186 \cdot 10^6 / 45.04 = 29848$

De adaptación de Kern partiendo de Sieder-Tate (ref. 10, pag. 834):

$Nu \cdot Pr^{-1/3} = 94 = h_c \cdot 1.1335 / (0.0745 \cdot 0.89)$
 $h_c = 5.5 \text{ W m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$ (referido a diámetro de 1.1335 m)

Caída de presión. (ref.10, pag.836):

Usamos gráfica de F_f vs Re por lo que empleamos unidades inglesas, el resultado lo obtenemos en pulgadas columna de agua, mismas que podemos pasar a Pa.

F_f = factor fricción = 0.00023 = función de Re

$\Delta P \text{ gases} = \frac{F_f \cdot (G^*)^2 \cdot L \cdot 27.7 \cdot 62.5}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot d_i \cdot \rho}$ (pulgadas columna de agua)

Donde:

d_i^* = diámetro interno del conducto = 3.72 Ft
 G^* = 874 lb/hr Ft²
 ρ^* = 0.0187 lb/Ft³

$\Delta P \text{ gases} = \frac{0.00023 \cdot (874)^2 \cdot 27.7 \cdot 62.5}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot 3.72 \cdot 0.0187} = 8.38 \cdot 10^{-5} \text{ pulgadas de agua / Ft}$
 $= 27.5 \cdot 10^{-5} \text{ pulgadas de agua/m recorrido}$

(3) Cálculo de h_{r2}

Por el espacio anular pasa el aire que es transparente a la radiación.

Este espacio es pequeño por lo que consideramos que ambas paredes de los tubos están a la misma temperatura que la promedio del aire, que es de 536 °K.

En éste caso:

$$h_{r2} = \frac{4 * 5.67 * 10^{-8} * T_m^3}{1/\varepsilon_{m1} + A_1/A_2 (1/\varepsilon_{m2} - 1)}$$

Donde:

T_m = Temperatura promedio de los metales = 536 °K

ε_m = emisividad de los metales = 0.7

A_1/A_2 = razón de áreas = 1.1398/1.1938 = 0.954

$$h_{r2} = \frac{4 * 5.67 * 10^{-8} * (536)^3}{1/0.7 + 0.954 (1/0.7 - 1)} = 19.00 \text{ W/m}^2 \text{ °K (referido a diámetro de 1.1398 m)}$$

Tomamos como área de referencia la correspondiente al diámetro de 1.1335 m y sumamos valores:

$$h_{\text{gases}} = 29.92 + 5.5 + 19 * 1.1398 / 1.1335 = 54.5 \text{ W m}^2 \text{ °K}$$

(b) Lado del aire

Propiedades del aire @ 536 °K:

$$\mu = 27.56/10^6 \text{ Kg/m s} \quad k = 0.04099 \text{ W m °K} \quad Pr = 0.7$$

$$\rho = 0.02884 * 273 / (0.0224 * 536) = 0.656 \text{ Kg/m}^3$$

$$C_{\text{aire}} = 1025 \text{ J/Kg °K}$$

El aire lo pasamos tangencialmente al exterior del cilindro interior por un espacio transversal definido como:

$$\text{Area transversal} = (1.1938 - 1.1398) \text{ m} * 0.762 \text{ m} = 0.04115 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Diámetro equivalente} = d_e &= 4 * \text{area transversal} / \text{perímetro húmedo} \\ &= 4 * 0.04115 / (2 * 0.762) = 0.108 \text{ m} \end{aligned}$$

$$G = \text{Masa velocidad} = 0.750044 / 0.04115 \text{ m}^2 = 18.227 \text{ Kg/s m}^2$$

$$Re = 0.108 * 18.227 * 10^6 / 27.56 = 71427$$

De ref.10, pag. 834:

$$Nu/Pr^{1/3} = 192 = h * 0.108 / (0.04099 * 0.89)$$

$$h = 64.85 \text{ W/m}^2 \text{ °K (referido a 1.1398 m)}$$

$$h = 65.2 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{K} \text{ (referido a diámetro de referencia de 1.1335 m)}$$

Caída de presión (ref. 10, pag. 836)

$$F f = 0.00018$$

$$G^{**} = 13427 \text{ lb/hr Ft}^2$$

$$d e^{**} = 0.108/0.3048 = 0.355 \text{ Ft}$$

$$\rho^{**} = 0.0409 \text{ lb/Ft}^3$$

$$\begin{aligned} \Delta P \text{ aire} &= \frac{0.00018 * (13427)^2 * 27.7 * 62.5}{5.22 * 10^{10} * 0.355 * 0.0409} = 0.074 \text{ pulgadas agua / Ft} \\ &= 0.24 \text{ pulgadas de agua/m} \end{aligned}$$

(c) Cálculo de U

$$1/U = 1/h \text{ gases} + 1/h \text{ aire} + \text{resistencia metálica} + \text{factor de obstrucción}$$

Donde:

$$r_m = \text{resistencia metálica} = \frac{d_o * \ln(d_o / d_i)}{2 * k \text{ metal}} = \frac{1.1398 \ln(1.1398/1.1335)}{2 * 34.6} = 9 * 10^{-5} \frac{^\circ\text{K m}^2}{\text{W}}$$

$$d_o = \text{diámetro externo} = 1.1398 \text{ m}$$

$$d_i = 1.1335 \text{ m}$$

$$k \text{ metal} = 34.6 \text{ W/m }^\circ\text{K}$$

Seleccionamos:

$$r_o = \text{factor de obstrucción} = 0.00176 \text{ }^\circ\text{K m}^2 / \text{W}$$

$$1/U = 1/54.5 + 1/65.2 + 9 * 10^{-5} + 0.00176 = 0.03554$$

$$U = 28.1 \text{ W/m}^2 \text{ }^\circ\text{K}$$

(d) Cálculo de $\Delta T_{\text{SISTEMA}}$

$$993 \rightarrow 747 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\frac{500}{493} \leftarrow \frac{25}{722}$$

$$\Delta T_{\text{SISTEMA}} = \frac{(722 - 493)}{\ln(722/493)} = 600 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\text{Para un paso: } \Delta T_{\text{SISTEMA}} = \Delta T_{\text{MEDIA LOGARITMICA}}$$

(e) Cálculo de Longitud necesaria de tubo.

$$Q_{\text{TRANSFERIDO}} = 375438 \text{ W}$$

$$A = Q_{\text{TRANSFERIDO}} / (U * \Delta T_{\text{SISTEMA}}) = 375438 / (28.1 * 600) = 22.23 \text{ m}^2$$

$$L = 22.23 / (\pi * 1.1335) = 6.28 \text{ m}$$

Obtuvimos una longitud razonable del equipo.

Ahora completamos el cálculo de la caída de presión de los fluidos:

Aire.

$$L = \pi * (1/2) (1.1938 + 1.1398) \text{ m/vuelta} * (6.28/0.762) \text{ vueltas} = 30.21 \text{ m}$$

$$\Delta P \text{ aire} = 0.24 * 30.21 = 7.25 \text{ pulgadas columna de agua} = 1800 \text{ Pa}$$

$$\text{Potencia ventilador} = (1800/0.656) * 0.750044 * (1.341/1000) = 2.76 \text{ HP}$$

(Considerando 100% eficiencia del ventilador)

Gases.

$$\Delta P \text{ gases} = 27.5 * 10^{-5} * 6.28 = 0.0017 \text{ pulgadas columna de agua}$$

La caída de presión es despreciable, no requiere ventilador.

Sin embargo queremos ver en qué % se frenan los gases después del recuperador:

Antes del recuperador:

$$T \text{ gases} = 962 \text{ }^\circ\text{C} = 1235 \text{ }^\circ\text{K} \quad \rho \text{ gases} = 0.02811 * 273 / (0.0224 * 1235) = 0.277 \text{ Kg/m}^3$$

(0.0173 lb/Ft³)

$$\text{Diámetro chimenea} = 0.762 \text{ m (aproximadamente)}$$

$$v_1 = \text{velocidad gases} = 1.1968 * 4 / (\pi * 0.762^2 * 0.277) = 9.47 \text{ m/s (31.0 Ft/s)}$$

Empleando unidades inglesas:

$$p_v = \text{presión velocidad disponible (pulg. Agua)} = (v_1 \text{ Ft/s})^2 / 18.3^2 * \rho \text{ lb/Ft}^3$$

$$= (31.0/18.3)^2 * 0.0173 = 0.0496 \text{ pulgadas columna de agua}$$

Después del recuperador:

$$T \text{ gases} = 750 \text{ }^\circ\text{C} = 1023 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$P_v = \text{presión-velocidad disponible} = 0.0496 - 0.0017 = 0.0479 \text{ pulgadas de agua}$$

$$\rho \text{ gases} = (0.02811 * 273) / (0.0224 * 1023) = 0.3349 \text{ Kg/m}^3 \text{ (0.0209 lb/Ft}^3\text{)}$$

Sustituyendo en la ecuación de pv:

$$0.0479 = (v_2/18.3)^2 * 0.0209$$

$$v_2 = 27.7 \text{ Ft/s} = 8.44 \text{ m/s}$$

$$\text{Frenado} = \% \text{ de reducción de velocidad} = 100 * (1 - 8.44/9.47) = 10.9 \%$$

Se frenan en un bajo porcentaje.

ANEXO 9.

Diseño térmico del conjunto doble radiador.

Usaremos tubos con aletado helicoidal igual al del radiador del anexo 7, excepto que ahora el material de la aleta será de acero.

Las características del tubo aletado son:

Material y espesor del tubo = acero, 0.001245 m

Diámetro de la raíz = 0.01588 m

Diámetro aletado = 0.03493 m

w = Alto aleta = 0.009525 m

Número de aletas por metro lineal = 354

Material y espesor de las aletas = acero, 0.0004572 m

Área externa = 0.57912 m² / (m * tubo), con 92.8 % aleta, 7.2 % tubo desnudo

d c = diámetro equivalente para transferencia de calor = 0.02438 m

Paso de los tubos = 0.0381 m, en triángulo.

d p = diámetro equivalente para caída de presión = 0.006858 m

(La caída de presión, a diferencia de la transferencia de calor, es influida grandemente por el espaciado de las sucesivas hileras de tubos, por su arreglo y su cercanía)

(a) Cálculo del sistema radiador gas/fluido térmico.

Colocamos los tubos en un área transversal al flujo de 0.5175m alto * 0.5334m largo.

En ese alto caben 13 tubos / hilera.

(1) Lado de las aletas (gases de combustión)

$$T \text{ promedio gases} = 1/2 (632+377) + 273 = 778 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\text{Propiedades gases: } \mu = 35.26 \cdot 10^{-6} \text{ Kg/m s}$$

$$k = 0.05467 \text{ W/m } ^\circ\text{K}$$

$$\rho = 0.02842 \cdot 273 / (0.0224 \cdot 778) = 0.445 \text{ Kg/m}^3$$

$$a = \text{área libre transversal al flujo de gases} = 0.1449 \text{ m}^2$$

$$m1 = \text{flujo másico gases} = 0.45513 \text{ Kg/s}$$

$$G = \text{masa velocidad} = m1/a = 0.45513 / 0.1449 = 3.14037 \text{ Kg/(s m}^2\text{)}$$

$$Re \text{ c} = Re \text{ para transferencia de calor} = 0.02438 \cdot 3.14037 \cdot 10^6 / 35.26 = 2171$$

$$Re \text{ p} = Re \text{ para caída de presión} = 2171 \cdot 0.006858 / 0.02438 = 611$$

De la correlación de Jameson S. L (Trans. ASME, vol.67, 1945), ref. 10, pag.555:

$$Nu \cdot Pr^{-1/3} = 0.0896 (Re \text{ c})^{0.7261}$$

$$Nu = 0.89 \cdot 0.0896 \cdot (2171)^{0.7261} = 21.11$$

$$21.11 = (h/eb) d \text{ c} / k = h/eb \cdot 0.02438 / 0.05467$$

$$h/eb = 47.34$$

$$eb = \text{eficiencia balanceada de aleta} = 0.928\phi + 0.072$$

Del ARI Standard 410-64, pag. 30:

ϕ = eficiencia de aleta pura = función (p1, p2) en unidades inglesas.

$$p1 = w^{**} (h^{**}/eb / 6 \text{ km y }^{**})^{1/2}$$

Donde:

$$w^{**} = 0.375 \text{ pulgada}$$

$$\text{km} = \text{conductividad metal de la aleta} = 20 \text{ BTU/hr Ft } ^\circ\text{F} \text{ (34.62 W/m } ^\circ\text{K)}$$

$$y^{**} = \text{espesor aleta} = 0.018 \text{ pulgada}$$

$$h^{**}/eb = 8.34 \text{ BTU/hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Sustituyendo valores:

$$p1 = 0.74$$

$$p2 = \text{diámetro aletado/diámetro raiz} = 2.2$$

$$\phi = \text{función (0.74, 2.2)} = 0.78$$

$$eb = 0.928*0.78 + 0.072 = 0.80$$

$$h = 47.34*0.80 = 37.7 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

De la correlación de Gunter and Shaw (Trans. ASME, vol. 67, 1945), ref. (10), pag. 554:

$$f = \text{factor fricción} = 0.007865 (\text{Re } p)^{-0.13034} = 0.007865 (611)^{-0.13034} = 0.0039$$

$$\begin{aligned} \Delta P \text{ gases} &= \frac{0.0039*(2313)^2*0.50*27.7*62.5}{5.22*10^{10}*0.0225*0.028} = 0.553 \text{ (pulgs columna agua/Ft)} \\ &= 1.814 \text{ pulgadas agua/m} \end{aligned}$$

Donde:

$$0.50 = (\text{diámetro equivalente} / \text{paso de los tubos})^{0.4}$$

$$G^{**} = 2313 \text{ lb/hr Ft}^2$$

$$\rho \text{ gas }^{**} = 0.028 \text{ lb/Ft}^3$$

$$\rho \text{ agua }^{**} = 62.5 \text{ lb/Ft}^3$$

$$d p^{**} = 0.0225 \text{ Ft}$$

(2) Lado de los tubos (fluido térmico)

Fluido térmico = therminol 75

Propiedades a temperatura promedio supuesta de 360 °C:

$$\mu = 2.5835*10^{-4} \text{ Kg/m s} \quad k = 0.1056 \text{ W/m } ^\circ\text{K} \quad \rho = 818 \text{ Kg/m}^3$$

$$C = \text{calor específico} = 2401 \text{ J/Kg } ^\circ\text{K} \quad \text{Pr}^{1/3} = 1.804$$

$$\begin{aligned}
 m_2 &= \text{flujo másico therminol} = 2.058133 \text{ Kg/s} = 40 \text{ GPM (galones/minuto)} \\
 \text{Diámetro interno de tubo} &= 0.013386 \text{ m} \\
 a_t &= \text{área transversal de paso} = \text{área transversal de los 13 tubos de una hilera} \\
 &= 13 * \Pi (0.013386)^2 / 4 = 0.0018294 \text{ m}^2 \\
 G &= \text{masa velocidad} = m_2 / a_t = 2.058133 / 0.0018294 = 1125 \text{ Kg/s m}^2 \\
 \text{Velocidad} &= 1125 / 818 = 1.38 \text{ m/s} \\
 \text{Re} &= 0.013386 * 1125 * 10^4 / 2.5835 = 58290
 \end{aligned}$$

De ref. (10), pag. 834:

$$\begin{aligned}
 \text{Nu} * \text{Pr}^{-1/3} &= \text{función (Re)} = 170 \\
 h * 0.013386 / 0.1056 &= 170 * 1.804 = 307
 \end{aligned}$$

$$h = 2419 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

De ref. (10), pag. 836:

$$f = \text{factor fricción} = \text{función (58290)} = 0.00017$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P \text{ tramos rectos} &= \frac{0.00017 * (828759)^2 * 62.5}{5.22 * 10^{10} * 0.04392 * 51} = 0.0624 \text{ psi/Ft} \\
 &= 1411 \text{ Pa / m}
 \end{aligned}$$

Donde:

$$\begin{aligned}
 \text{psi} &= \text{lb}_f / \text{pulgada}^2 \\
 G^{**} &= 828759 \text{ lb/hr Ft}^2 \\
 \rho \text{ fluido}^{**} &= 51 \text{ lb/Ft}^3 \\
 \rho \text{ agua}^{**} &= 62.5 \text{ lb/Ft}^3 \\
 \text{Diámetro interno}^{**} &= 0.04392 \text{ Ft} \\
 \Delta P \text{ por retornos} &= 0.19 \text{ psi/hilera} = 1310 \text{ Pa / hilera}
 \end{aligned}$$

(3) Cálculo de U para equipo gases/fluido térmico.

$$1/U = 1/h \text{ gases} + (A_o/A_i) / h \text{ therminol} + r_m + r_o$$

$$\begin{aligned}
 r_m &= 3.698 * 10^{-4} \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{K/W} \\
 r_o &= 0.0017611 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{K/W}
 \end{aligned}$$

$$A_o/A_i = \text{área externa} / \text{área interna} = 0.57912 / (\Pi * 0.013386) = 13.8$$

$$1/U = 1/37.7 + 13.8/2419 + 0.0003698 + 0.0017611 = 0.034349$$

$$U = 29.1 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

Aplicaremos el método $\epsilon f - \text{NTU}$:

$$\begin{aligned}
 (m C) \text{ gases} &= 541 \\
 (m C) \text{ therminol} &= 2.058133 * 2401 = 4941
 \end{aligned}$$

$$Rc = (m C) \text{ menor} / (m C) \text{ mayor} = 541/4941 = 0.1095$$

$$NTU = \text{número de unidades de transferencia} = U \cdot Ao / (m C) \text{ menor}$$

Suponemos 11 hileras de 13 tubos cada una:

$$Ao = 11 \cdot 13 \cdot 0.57912 \cdot 0.5334 = 44.2 \text{ m}^2$$

$$NTU = 29.1 \cdot 44.2 / 541 = 2.377$$

Para flujo cruzado, con fluido mezclado de valor $(m C)$ menor y fluido sin mezclar de valor $(m C)$ mayor:

$$\varepsilon f = \text{efectividad} = 1 - \exp \left[(1/Rc) (e^{-Rc NTU} - 1) \right] = \Delta T \text{ gases} / ITD$$

Sustituyendo valores de Rc y NTU :

$$\varepsilon f = 0.877$$

(4) Cálculo de Q gases.

$$Q \text{ gases} = (m C) \text{ gases} * \varepsilon f * (632 - Te)$$

Te = temperatura de entrada del therminol al radiador gases/therminol ($^{\circ}C$)

$$Q \text{ gases} = 541 \cdot 0.877 \cdot (632 - Ti) = 474.27 (632 - Te)$$

(b) Cálculo del sistema radiador aire/fluido térmico

Usaremos el mismo tipo de radiador, por simplificar, aún cuando la temperatura promedio del aire es menor que la de los gases y el material de la aleta podría ser aluminio que tiene mayor conductividad que el hierro.

(1) Lado de las aletas (aire)

$$m3 = \text{flujo másico de aire} = 0.4349523 \text{ Kg/s}$$

$$T \text{ promedio del aire} = 452 \text{ }^{\circ}K = 1/2 (25+332) + 273$$

Propiedades del aire:

$$\mu = 24.43 \cdot 10^{-6} \text{ Kg/m s} \quad k = 0.036 \text{ W/m }^{\circ}K$$

$$\rho = 0.78 \text{ Kg/m}^3 = 0.02884 \cdot 273 / (0.0224 \cdot 452)$$

$$G = 0.4349523 / 0.1449 = 3.00174 \text{ Kg/(s m}^2)$$

$$Re c = 0.024384 \cdot 3.00174 \cdot 10^6 / 24.43 = 2996$$

Ref. 10, pag.555:

$$Nu Pr^{-1/3} = 0.0896 (2996)^{0.7261} = 30$$

$$h / eb = 30 \cdot 0.89 \cdot 0.036 / 0.02438 = 39.4 \text{ W/m}^2 \text{ }^{\circ}K$$

Del ARI Standard 410-64, pag. 30:

$$p_1 = 0.74 * (39.4/47.34)^{1/2} = 0.675 \text{ (referido al anterior cálculo para los gases)}$$

$$\phi = \text{función} (0.675, 2.2) = 0.813$$

$$eb = 0.813 * 0.928 + 0.072 = 0.826$$

$$h = 39.4 * 0.826 = 32.54 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$Re_p = 2996 * 0.006858 / 0.2438 = 843$$

Ref. 10, página 554:

$$f = 0.007865 (843)^{-0.13034} = 0.0033$$

$$\Delta P = \frac{0.0033 * (2211)^2 * 0.503 * 27.7 * 62.5}{5.22 * 10^{10} * 0.0225 * 0.0487} = 0.246 \text{ pulgadas columna agua / Ft}$$

$$\Delta P = 0.807 \text{ pulgadas agua/m}$$

Donde:

$$G^{**} = 2211 \text{ lb/hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\rho_{\text{aire}}^{**} = 0.0487 \text{ lb/Ft}^3$$

$$\rho_{\text{agua}}^{**} = 62.5 \text{ lb/Ft}^3$$

$$d_{p^{**}} = 0.0225 \text{ Ft}$$

(2) Cálculo de U para el sistema aire/fluido térmico.

$$1/U = 1/h_{\text{aire}} + (A_o/A_i)/h_{\text{therminol}} + r_m + r_o$$

$$1/U = 1/32.54 + 13.8/2419 + 0.0003698 + 0.0017611 = 0.03857$$

$$U = 25.92 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$(m C)_{\text{aire}} = 450$$

$$R_c = 450/4941 = 0.091075$$

$$NTU = 25.92 * 44.2 / 450 = 2.546$$

$$R_c * NTU = 0.23187$$

$$\epsilon_f = 1 - \exp \left[(1/0.091075) (e^{-0.23187} - 1) \right] = 0.897$$

(3) Cálculo de Q aire.

$$Q_{\text{aire}} = 450 * 0.897 (T_s - 25) = 403.6 (T_s - 25)$$

T_s = temperatura del therminol al salir del radiador gases/therminol ($^\circ\text{C}$)

(4) Cálculo de Q therminol.

$$Q_{\text{therminol}} = 4941 (T_s - T_e)$$

$$Q_{\text{conjunto dos radiadores}} = Q_{\text{gases}} = Q_{\text{aire}} = Q_{\text{therminol}}$$

Igualando Q gases y Q aire y resolviendo T_s en función de T_e :

$$T_s = 767.663 - 1.1751 T_e$$

Igualando calores aire y therminol y sustituyendo T_s por T_e :

$$25.4532 T_e = 8655.312$$

$$T_e = 340.049 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_s = 368.072 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Sustituyendo éstos dos valores en cualquiera de las tres ecuaciones de calor Q:

$$Q_{\text{conjunto dos radiadores}} = 138463 \text{ W vs } 138000 \text{ W requeridos.}$$

$$T_{\text{promedio therminol}} = 1/2 (340+368) = 354 \text{ } ^\circ\text{C vs } 360 \text{ } ^\circ\text{C supuesta.}$$

Cálculo de caídas de presión y potencias necesarias.

Gases:

$$L = 10 * 0.0381 * 0.866 + 0.03493 = 0.365 \text{ m}$$

$$\Delta P_{\text{gases}} = 1.814 * 0.365 = 0.66 \text{ pulgadas columna agua}$$

$$\text{CFM} = \text{Ft}^3/\text{min reales} = 3609 \text{ lb/hr} / (60 \text{ min/hr} * 0.028 \text{ lb/Ft}^3) = 2148 \text{ (60.82 m}^3/\text{min)}$$

De ref. 19, secc. 4, pag. 70:

$$\begin{aligned} \text{Potencia (HP)} &= 0.0001575 * \text{CFM} * \text{caída de presión en pulgadas agua.} \\ &= 0.0001575 * 2148 * 0.66 = 0.22 \text{ HP} \end{aligned}$$

Aire:

$$\Delta P = 0.807 * 0.365 = 0.29 \text{ pulgadas columna agua}$$

$$\text{CFM} = 3449 / (60 * 0.0487) = 1180 \text{ (33.41 m}^3/\text{min)}$$

$$\text{Potencia} = 0.0001575 * 1180 * 0.29 = 0.054 \text{ HP}$$

Therminol:

$$L = 0.5334 * 11 = 5.867 \text{ m}$$

$$\Delta P = 1411 * 5.867 + 1310 * 11 = 22689 \text{ Pa.}$$

BIBLIOGRAFIA.

Para regeneradores y ahorro de energía.

Artículos:

- (1) Octave Levenspiel
Design of long heat regenerators by use of the dispersion model
Chemical Eng. Sci., vol.38, pags. 2035-2045, 1983
- (2) Dudokovic Milorad P. and Ramachandra P. A.
Quick design and evaluation of heat regenerators
Chem. Eng. 92, pags. 63-72, Junio 1985

Libros:

- (3) Frank W. Schmidt and A. J. Wilmott
Thermal energy storage and regeneration
Hemisphere Publishing Corporation
- (4) Anthony F. Mills
Heat transfer
Editorial Irwin, 1992
- (5) Octave Levenspiel
Flujo de fluidos e intercambio de calor
Editorial Reverté, 1996
- (6) Shah, Krauss and Metzger
Compact heat exchangers
Hemisphere Publishing Corporation
- (7) Kaviany
Principles of heat transfer in porous media
Editorial Springer
- (8) Dragutinovic and Baclic
Operation of counter flow regenerators
Computational mechanics publications
- (9) George Brown and associates
Unit operations
John Wiley and Sons, 1964
- (10) Donald Q. Kern
Process heat transfer
Mc Graw Hill, 1950
- (11) Arthur P. Fraas
Heat exchanger design
John Wiley and Sons, second edition

- (12) Kreith and Bohn
Principles of heat transfer
Harper international edition
- (13) Hewitt, Shires and Bott
Process heat transfer
CRC Press, 1994
- (14) Richard C. Bailie
Energy conversión Engineering
Addisson-Wesley publishing Company, 1978
- (15) Mitchell Olszewski
Utilization of reject heat
Energy, power and environment series, 1980
- (16) Yen-Hsiung Kiang
Waste energy utilization technology
Energy, power and environment series, 1981
- (17) Kreith and West
Handbook of energy efficiency
CRC press, 1997
- (18) Perry
Chemical engineers handbook
Sixth edition, Mc Graw Hill, 1984
- (19) Baumeister and Marks
Standard handbook for mechanical engineers
Seventh edition, Mc Graw Hill, 1967
- (20) Trinks and Mawhinney
Industrial Furnaces
Volume I, Fifth Edition, 1961
John Wiley and sons

Para radiación y transferencia de calor en general:

- (21) John B. Dwyer
Furnace calculations
Chapter 19
Process heat transfer, Kern, 1950
- (22) Hoyt C. Hottel
Radiant heat transmission
Chapter 4
Heat transmission, Mc Adams, 1954

- (23) Ralph Greif and Gean P. Clapper
Radiant heat transfer between concentric cylinders
Appl. Sci. Res., sect. A, Vol. 15, pags. 469-474, 1966
- (24) Siegel and Howell
Termal radiation heat transfer
Internacional student edition, 1972
Mc Graww Hill-Kogakusha
- (25) Jaime Cervantes de Gortari
Fundamentos de transferencia de calor
UNAM-Fondo de Cultura Económica, 1999
- (26) Kern and Krauss
Extended surface heat transfer
Mc Graw Hill, 1972
- (27) J. P. Holman
Transferencia de calor
Cía. Editorial Continental, 1980
- (28) Isachenko, Osipova y Sukomel
Transmisión de calor
Marcombo Boixareau Editores, 1979

NOMENCLATURA.

A_c = área transversal del regenerador sin empaque, aguas arriba (m^2)
 B = Exergía.
 C = calor específico promedio del fluido en el regenerador ($J/Kg \text{ } ^\circ K$)
 C_a = calor específico promedio del aire en el regenerador ($J/Kg \text{ } ^\circ K$)
 C_g = calor específico promedio del gas en el regenerador ($J/Kg \text{ } ^\circ K$)
 C_s = calor específico promedio del sólido ($J/Kg \text{ } ^\circ K$)
 d_c = diámetro del regenerador cilíndrico (m)
 d_p = diámetro de la partícula (m)
 G_o = masa velocidad del fluido en el lecho sin partículas, aguas arriba ($Kg/m^2 \text{ s}$)
 h = coeficiente pelicular del fluido en la interfase fluido-sólido ($W/m^2 \text{ } ^\circ K$)
 H = entalpia
 ITD = diferencia de temperaturas iniciales de los fluidos en el regenerador ($^\circ K$)
 k = conductividad térmica promedio del fluido en el regenerador ($W/m \text{ } ^\circ K$)
 k_s = conductividad térmica promedio del sólido en el regenerador ($W/m \text{ } ^\circ K$)
 L = longitud del regenerador (m)
 M = número de σ del frente de temperatura en avance de los sólidos = t_c / σ
 m = flujo másico promedio del fluido a través del regenerador (Kg/s)
 m_a = flujo másico de aire en el regenerador (Kg/s)
 m_g = flujo másico de gases en el regenerador (Kg/s)
 NTU = número de unidades de transferencia en el regenerador.
 Nu = número de Nusselt
 $P = (t_c - t_a) / (2 \sigma_a)$
 PM = peso molecular del fluido (Kg/mol)
 Pr = número de Prandtl = 0.705 para gases y aire.
 $Q = t_a / \sigma_a$
 Q_R = calor intercambiado en el ciclo del regenerador (W)
 Re = número de Reynolds
 $R = 8.314 \text{ (J/mol } ^\circ K)$
 $R_R = t_c / t_a$
 T = temperatura promedio de las entradas y salidas de ambos fluidos ($^\circ K$)
 t_a = tiempo de alternancia de los flujos de gases calientes y de aire frío (s)
 t_c = tiempo necesario para calentar o enfriar todos los sólidos (s)
 W_s = masa de los sólidos en el regenerador (Kg)

Letras griegas:

ε = fracción hueca del regenerador = volumen hueco / volumen del lecho = 0.4
 η = eficiencia promedio del ciclo = $Q_R / m C (ITD) = \Delta T / ITD$
 σ = ensanchamiento del frente de temperatura que avanza en los sólidos correspondiente a la integral de la función de distribución de Gauss = t_c / M
 σ_a = ensanchamiento del frente de temperatura correspondiente al tiempo de alternancia = $\sigma (t_a / t_c)^{1/2} = \sigma / (R_R)^{1/2}$
 μ = viscosidad promedio del fluido en el regenerador ($Kg/m \text{ s}$)
 ρ = densidad promedio del fluido (Kg/m^3)
 ρ_s = densidad promedio del material del lecho (Kg/m^3)

ΔP = caída de presión promedio en el regenerador (Pa).

ΔT = cambio de temperatura promedio del fluido en el regenerador = $\eta * ITD$ ($^{\circ}K$)

ΔT_a = cambio de temperatura del aire en el regenerador ($^{\circ}K$)

ΔT_g = cambio de temperatura de gases en el regenerador ($^{\circ}K$)