UNIVERSIDAD NACIONAL DE CÓRDOBA
FACULTAD DE CIENCIAS EXACTAS, FISICAS Y NATURALES

ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA

PROYECTO INTEGRADOR

DIMENSIONAMIENTO Y DISEÑO DE UN EQUIPO DE REACCIÓN CATALÍTICA PARA AUMENTAR LA CAPACIDAD CALORÍFICA DEL SYNGAS GENERADO EN UN GASIFICADOR

Autores:
FARRAGUT, I. Gwendoline
PEREYRA, Facundo A.

Ingeniería mecánica

Director: Ing. BERTOLINO, Luis
Co-Director: Ing. VERA, Jorge

Lugar y fecha de presentación:
FCEFyN – 07 de Diciembre de 2017

PRÓLOGO

La decisión de abordar el presente proyecto surge como consecuencia de dos factores: primero, la necesidad de desarrollar un proyecto para obtener el título de grado, y segundo como deseo de que dicho proyecto esté relacionado con una de las necesidades crecientes actuales del país, la cual es proveer energía eléctrica y/o calorífica por medio de sistemas distintos de los convencionales.

En particular, el proyecto trata del dimensionamiento y diseño de un equipo capaz de mejorar el rendimiento del gas de síntesis generado en un gasificador. Dicho gas podrá ser utilizado para abastecer un generador eléctrico o ser utilizado como reemplazo del gas natural. Además, el diseño del equipo planteado en este proyecto se realiza con la perspectiva de fabricar un prototipo, lo cual lo hace aún más atractivo como proyecto final integrador.

El gas de síntesis o syngas es un combustible producido a partir de biomasa, la cual atraviesa un proceso termoquímico denominado gasificación, este gas presenta un bajo poder calórico y un gran contenido de alquitranes lo que lo hace poco atractivo para aplicaciones prácticas de generación eléctrica. Por lo que aumentar el rendimiento del gas se refiere a aumentar su poder calorífico y reducir el alquitrán presente en el mismo para que, de esta forma, sea más atractivo y competitivo.

El método para realizar este aumento en la eficiencia del gas fue propuesto por nuestros directores de proyecto y consiste en un craqueo catalítico del syngas, para lo cual se necesita poner en contacto dolomita calcinada y activada (catalizador) con el gas de síntesis bajo determinada temperatura de proceso.

A lo largo de este proyecto se realizaron los cálculos necesarios para dimensionar, al menos teóricamente, las partes del equipo necesarias para calentar el gas a la temperatura de proceso. Se dimensiona el lecho en el cual estará contenida la dolomita, cuidando de no

exceder una determinada pérdida de carga, cuyo valor en términos de presión no debe exceder la presión estática entregada por el ventilador que provocara el flujo del fluido. Los catálogos de proveedores que se utilizan para la selección de algunos componentes fueron recomendados por los directores del proyecto, quienes los conocen debido a su experiencia con trabajos relacionados a este proyecto. Las decisiones de cómo calentar el gas se tomaron teniendo en cuenta que el equipo debe ser lo más autónomo posible.

Para abordar todas las soluciones planteadas en el proyecto, fue necesario recurrir a conceptos estudiados a lo largo de la carrera y, en algunos casos, fue necesario interiorizar conceptos relacionados con otras áreas, como ser la química y la termoquímica.

Finalmente se realiza el cálculo de la aislación y el diseño mecánico del equipo, junto con su plano de detalle, a partir del cual se puede fabricar un prototipo.

ÍNDICE

Índice de siglas VII

1. Dedicatoria VIII

2. Introducción 1

3. Conceptos introductorios 3

3.1. Energías alternativas 3

3.1.2 Tipos de energías alternativas 4

3.2 Gasificación 4

3.2.1 Etapas de la gasificación 5

3.2.2 Tipos de gasificadores 5

3.2.3 Gasificador de lecho fijo o descendente 8

3.2.3.1 Gasificadores de lecho fijo o descendente en contracorriente (Updraft) 8

3.2.3.2 Gasificadores de lecho descendente o fijo en equicorriente (Downdraft) 9

3.2.4 Principales reacciones químicas 10

3.2.5. Eficiencia térmica y rendimiento de la gasificación 11

3.2.6 Producción estimada de Syngas por unidad de masa de combustible primario .. 12

3.2.7 Alquitranes 13

3.2.7.1 Clasificación de los alquitranes 14

3.2.7.2 Punto de rocío de los alquitranes 16

3.2.7.3 Formas básicas de eliminar los alquitranes 16

3.2.7.3.1 Dolomita 17

3.2.7.3.2 Craqueo catalítico en reactores multifásicos 17

3.2.7.4 Límite de alquitranes 19

4. Conceptos físico-matemáticos 21

4.1 Balance de energía para sistemas abiertos de flujo estacionario..... 21
4.2 Mezcla de gases: 23
4.3 Termoquímica 26
4.3.1 Entalpía de formación 26
4.3.2 Estados de referencia..... 27
4.4 Combustión 28
4.5 Temperatura adiabática de llama 29
4.6 Intercambiadores de calor 30
4.6.1 Coeficiente de transferencia de calor total U 30
4.6.2 Análisis de los intercambiadores de calor..... 32
4.6.3 Método de la efectividad-NTU 33
4.7 Flujo de fluidos a través de lechos empacados 35
4.7.1 Permeabilidad y ley de Darcy 35
4.7.2 Superficie específica y Porosidad 36
4.7.3 Ecuación de Carman-Kozeny para flujo laminar..... 37
5 Cálculo y dimensionamiento del equipo..... 38
5.1 Planteo general del problema. 38
5.2 Cálculo de las propiedades del gas de síntesis..... 42
5.3 Análisis y selección del quemador..... 46
5.3.1 Cálculo de temperatura adiabática de llama 46
5.3.2 Cálculo de propiedades de los productos de combustión 54
5.3.3 Selección del quemador 55
5.4 Dimensionamiento etapa intercambio de calor..... 59
5.5 Dimensionamiento del lecho catalítico..... 68

5.6 Cálculo de la aislación del equipo 72

6. Diseño mecánico del equipo 76

6.1 Diseño de zona de calentamiento 76

6.2 Diseño de zona de proceso 77

6.3 Disposición de la aislación y del quemador 78

7. Conclusión 81

8. Anexos 82

9. Bibliografía 108

ÍNDICE DE SIGLAS

Ac	Área transversal	O_2	Oxígeno
As	Área superficial de transferencia	P	Presión
CH_4	Metano	S	Superficie específica
CO	Monóxido de Carbono	Q	Transferencia de calor
CO_2	Dióxido de Carbono	$\dot{Q}$	Razón de transferencia de calor
C_P	Calor específico a presión constante	S	Superficie específica
C_V	Calor específico a volumen constante	T	Temperatura
e	Porosidad de lecho	t	Tiempo
fm	Fracción másica	u_C	Velocidad promedio en un lecho empacado
H	Entalpía	V	Velocidad
h	Entalpía específica	Vol	Volumen
h	Coeficiente de transferencia de calor por convección	y_i	Fracción volumétrica
H_2	Hidrógeno	μ	Viscosidad
H_2O	Agua	ρ	Densidad
k	Conductividad térmica	ε	Efectividad
Nm^3	Normal metro cúbico	Δp	Pérdida de presión
NTU	Número de unidades de transferencia	ΔT	Salto térmico
Nu	Número de Nusselt		

1. DEDICATORIA

A nuestros padres y familia, pilares fundamentales en este recorrido.

A profesores y compañeros, guías y soportes en nuestro desarrollo como profesionales.

2. INTRODUCCIÓN

A partir de un gasificador desarrollado por dos ingenieros y una doctora en física, docentes de la facultad, se obtuvieron los datos necesarios para determinar que era de interés colocar un lecho granular que ***transformara el alquitrán*** presente en el ***syngas*** que su ***gasificador*** genera.

El gas generado en este tipo de gasificadores es de bajo poder calorífico. Lo que se pretende es aumentar dicha propiedad, transformando el alquitrán presente en el mismo. Para lograr esto, como primer paso, se elige un catalizador: se eligió la ***dolomita activada***. Una vez elegido el catalizador, se procede al dimensionamiento del ***lecho granular***.

Utilizando la información disponible en diferentes bibliografías, se obtienen los datos experimentales de lechos ya ensayados. A partir de los mismos, se realizan los cálculos para dimensionar el lecho, estas dimensiones dependerán de distintos factores: tiempo necesario para lograr la catálisis, temperatura a la cual debe encontrarse el gas para lograr una trasformación óptima, tamaño de los granos de dolomita, caudal de syngas generado, entre otros.

Para lograr la temperatura del syngas necesaria, antes del lecho se coloca una zona de calentamiento, este aumento de temperatura será producido mediante la combustión de una parte del syngas generado por el gasificador. De esto surge un parámetro a tener en cuenta a la hora de elegir el tamaño del lecho: utilizar la menor cantidad de syngas posible para el calentamiento previo a la catálisis, ya que el caudal que se utilice para el calentamiento reducirá la cantidad de producto final, al mismo tiempo que incrementa el poder calorífico del gas de salida.

Se deben dimensionar dos zonas: *zona de calentamiento* y *zona de catálisis*. También debe agregarse, al final de la segunda zona, un espacio para permitir la expansión térmica de los materiales, ya que se trabaja a temperaturas elevadas.

Primero se calcula la *zona de catálisis*, suponiendo que el syngas ingresa al lecho con la temperatura necesaria, se calcula el tamaño del mismo para que el caudal de syngas generado permanezca en el reactor por el tiempo requerido, este dato es obtenido de la comparación de diferentes trabajos experimentales. Se obtienen, a partir de estos cálculos, el diámetro y la longitud del lecho, con lo cual se puede calcular el volumen de dolomita necesario.

Una vez dimensionado el lecho, se procede al dimensionamiento de la *zona de calentamiento*. En esta zona se debe lograr que el syngas llegue a una temperatura de 800ºC. Para lograr esto, se utilizan los conceptos de transferencia de calor y masa. Se debe elegir el tipo de intercambiador a utilizar y, luego, dimensionar el mismo en base a las características del gas de síntesis (syngas) y a la temperatura de salida deseada.

Se debe tener en cuenta que trabajar a altas temperaturas y mantener las mismas, obliga a colocar aislación térmica para contener el calor en la zona de reacción y minimizar las pérdidas. También, como requisito de seguridad, se solicita que la temperatura de la superficie exterior no supere los 60ºC. Esta aislación se calcula luego de tener las dimensiones del calentador y del lecho. Se deben especificar: espesor de las paredes aislantes, espacio entre las paredes aislantes y las paredes del lecho, material aislante elegido. Todo esto se obtiene a partir del análisis de transferencia de calor y masa.

Para finalizar el trabajo, se realiza un modelo 3D y el plano de conjunto correspondiente para el dispositivo diseñado.

3. CONCEPTOS INTRODUCTORIOS

3.1. ENERGÍAS ALTERNATIVAS

Convencionalmente se utilizan la energía nuclear y la energía proveniente de combustibles fósiles para transformarlas en energía eléctrica. Estos tipos de energía resultan muy contaminantes, y es por ello que se busca reemplazarlos. Otro tipo de energía que se utiliza convencionalmente es la hidroeléctrica, esta forma parte de las llamadas "*energías renovables"*.

A cualquier tipo de energía que reemplace a las anteriormente mencionadas se la llama *"energía alternativa".*

Otra razón por la cual se buscan energías alternativas es debido a que las fuentes a partir de las cuales se obtienen algunas de las energías convencionales son agotables, por lo que se debe buscar una forma de obtención de energía a partir de fuentes renovables.

Si las energías alternativas utilizan los recursos inagotables de la naturaleza, como la biomasa, las radiaciones solares, el viento, la geotermia o las olas, se denominan "*renovables".* Estos tipos de energía suponen una gran oportunidad de futuro para el planeta, el cual sufre la contaminación debido a las emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera y el calentamiento global, factores que son causantes del cambio climático.

3.1.2 TIPOS DE ENERGÍAS ALTERNATIVAS

Existen distintos tipos de energías renovables, algunos de ellos son:

Energía solar. Es la energía que se obtiene a partir de la luz y el calor que emite el sol. Esta energía puede aprovecharse a partir de dos sistemas: el sistema fotovoltaico (genera energía eléctrica) y el sistema fototérmico (aprovecha el calor del sol).

Energía eólica. Es la energía que se obtiene a través del aprovechamiento de la fuerza del viento. Se puede aprovechar esta energía instalando aerogeneradores (o "molinos de viento") en un parque eólico, estos generan energía eléctrica a partir del movimiento de las aspas de los molinos.

Energía geotérmica. Surge del calor del subsuelo terrestre y se utiliza para climatizar y obtener agua caliente sanitaria. Para aprovechar este calor se instalan bombas de calor geotérmicas.

Biogás. Surge a partir de la descomposición de materia orgánica y es un gas combustible. Se produce en los biodigestores.

Gas de gasógeno (GG) o Syngas. Gas producido por gasificación termoquímica de un combustible sólido (biomasa): hulla, lignito, madera y residuos vegetales como la paja, cáscara de nueces, maíz, etc. El GG, como veremos más adelante, es un gas compuesto principalmente de CO, H_2 y CH_4 diluido o no en nitrógeno, dependiendo de si el proceso de gasificación se realiza con aire o con oxígeno puro. {12}

3.2 GASIFICACIÓN

La gasificación es un proceso en el que se convierte, mediante oxidación parcial a temperatura elevada, una materia prima (generalmente sólida) en un gas con un moderado poder calorífico. Normalmente se trabaja con un 25/30% del oxígeno necesario para la oxidación completa. Esta oxidación parcial se puede llevar a cabo utilizando aire, oxígeno, vapor de agua o mezcla de estos. El gas obtenido contiene monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO_2), hidrógeno (H_2), metano (CH_4), pequeñas cantidades de otros hidrocarburos más pesados, agua

(H_2O), nitrógeno (N_2) cuando se utiliza aire como agente gasificante y diversos contaminantes, como pequeñas partículas carbonosas (semicoque o char), cenizas y alquitranes.

3.2.1 ETAPAS DE LA GASIFICACIÓN

La gasificación de biomasa tiene lugar en tres etapas:

Etapa N°1) Secado: evaporación de la humedad contenida en la biomasa.

Etapa N°2) Pirólisis: descomposición térmica de la materia, en nuestro caso un material orgánico en ausencia de oxígeno. El proceso es endotérmico, es decir, con aporte externo de calor. Los compuestos a base de carbono contenidos en la biomasa se descomponen dando gases, hidrocarburos condensables y un residuo carbonoso (semicoque o char).

Etapa N°3) Gasificación: oxidación parcial del carbono, hidrógeno y oxígeno que ha quedado después de la pirólisis.

3.2.2 TIPOS DE GASIFICADORES

Los diferentes tipos de gasificadores pueden clasificarse en:

→ Lecho descendente o fijo. Tenemos dos tipos: Updraft y Dowdraft.

→ Lecho fluidizado. Tenemos tres tipos: burbujeante, circulante y arrastrado.

→ Rotatorios.

→ Reactores paralelos o dobles.

Cada tipo de gasificador tiene su modo de contacto con el sólido, esto puede compararse en la *tabla 3A*.

Tabla 3A. Modo de contacto del sólido con el gas. {13}

Tipo de gasificador	**Modo de contacto**
Lecho fijo (Downdraft)	El sólido y el gas circulan en la misma dirección, que es descendente.
Lecho fijo (Updraft)	El sólido y el gas circulan en dirección contraria. El sólido circula en dirección descendente y el gas circula en dirección ascendente.
Lecho fluidizado (burbujeante)	La velocidad del gas es relativamente baja. Los sólidos inertes permanecen en el reactor. Un sólido inerte puede ser la arena.
Lecho fluidizado (circulante)	Ocurre separación de sólidos en la corriente gaseosa. Los sólidos inertes son arrastrados, separados y recirculados al reactor.
Lecho fluidizado (arrastrado)	La velocidad del gas es alta. Normalmente no existen sólidos inertes, la alta velocidad del gas genera elevadas velocidades de transformación.
Paralelos o dobles	La gasificación se produce con vapor en el primer reactor y el carbón producido es transportado hacia el segundo reactor, donde ocurre la combustión para calentar el medio fluidizante de recirculación.
Rotatorios	Proporcionan un buen contacto sólido-gas.

Los gasificadores más utilizados para tratamiento de Residuos Sólidos Urbanos (RSU) y Residuos Sólidos Industriales (RSI) son los rotatorios y los de lecho fluidizado. Para el

aprovechamiento energético de la biomasa se utilizan, o han utilizado, los de lecho fijo debido a su simplicidad tecnológica.

A continuación, en la *tabla 3B,* se describen las principales características de los gasificadores.

Tabla 3B. Principales características de los diferentes tipos de gasificadores. {13}

	Temperatura (°C)		**Alquitrán**	**Partículas**	**Capacidad Máx. (t/h)**
	Reacción	**Gas salida**			
Lecho fijo					
Downdraft	1000	800	m. bajo	moderado	0,5
Updraft	1000	250	m. alto	moderado	10
Lecho fluidizado					
Reactor único	850	800	Normal	alto	10
Lecho F. rápido	850	850	Bajo	m. alto	20
Lecho circulante	850	850	Bajo	m. alto	20
Lecho arrastrado	1000	1000	Bajo	m. alto	20
Reactores gemelos	800	700	Alto	alto	10
Otros					
Horno rotatorio	800	800	Alto	alto	10
Reactor ciclón	900	900	Bajo	m. alto	5

3.2.3 GASIFICADOR DE LECHO FIJO O DESCENDENTE

Este tipo de gasificador se puede usar tanto con aire como con oxígeno y vapor de agua. El sólido se alimenta por la cabeza del gasificador. La extracción de cenizas suele hacerse por la parte inferior del lecho. La velocidad de descenso del lecho se regula mediante la extracción de cenizas, que se efectúa de modo continuo. El gasificador de lecho fijo vertical tiene algunas ventajas sobre los otros tipos de gasificadores, incluyendo su simplicidad y los costes de inversión relativamente bajos. Sin embargo, este tipo de reactor es más sensible a las características mecánicas del combustible; requiere un combustible uniforme y homogéneo.

Es posible operar un reactor de lecho fijo vertical con un flujo en contracorriente con el aire y el gas subiendo a través del reactor.

3.2.3.1 GASIFICADORES DE LECHO FIJO O DESCENDENTE EN CONTRACORRIENTE (UPDRAFT)

En estos gasificadores, el sólido desciende lentamente en contracorriente con la corriente de gas generada por la introducción de los agentes gasificantes (aire u oxígeno y vapor) por el fondo del gasificador. Según desciende el sólido, es calentado por la corriente ascendente del gas hasta llegar a la zona de combustión donde se alcanza la máxima temperatura, sufriendo un enfriamiento posterior previo a la descarga de escorias. La temperatura en la zona de combustión está condicionada por la temperatura de fusión de las cenizas. La regulación de temperatura en el lecho se realiza mediante inyección de vapor. El consumo de vapor es mucho más elevado en el caso de trabajar con cenizas secas.

Debido a que la desgasificación y devolatilización del sólido se realiza en una zona de baja temperatura de gases (entre 250 y 500°C) no se produce la descomposición de los aceites, alquitranes y gases formados (fenoles, amoníaco, H_2S) obteniéndose un gas bastante contaminado. A continuación, en la *imagen 1*, se muestran las zonas de proceso de un gasificador de lecho fijo descendente (Updraft).

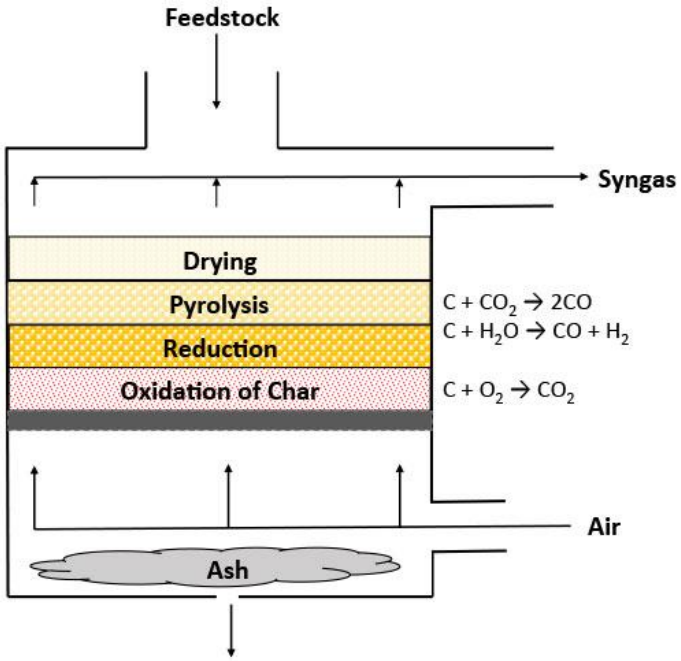


Imagen 1 *Gasificador Updraft*

3.2.3.2 GASIFICADORES DE LECHO DESCENDENTE O FIJO EN EQUICORRIENTE (DOWNDRAFT)

El sólido entra por la parte superior del reactor, experimentando sucesivamente los procesos de secado y pirólisis al ser sometido a un aumento progresivo de la temperatura. Este perfil de temperaturas se debe al hecho que la conducción y radiación de calor a temperaturas suficientemente elevadas, tiene lugar desde la parte inferior, donde se está generando calor mediante combustión parcial de los productos que llegan hasta allí. Los gases, alquitranes y carbón continúan su camino descendente y llegan a la zona de oxidación a alta temperatura, en la que se queman o craquean una parte con el oxígeno introducido, proporcionando la energía necesaria para mantener térmicamente el proceso y empobreciendo la calidad del gas. Los productos reaccionan entre sí, a través de las reacciones de reducción, para aumentar la cantidad y calidad como combustible de la fase gaseosa. A continuación, en la *imagen 2*, se muestran las zonas de proceso de un gasificador de lecho fijo descendente.

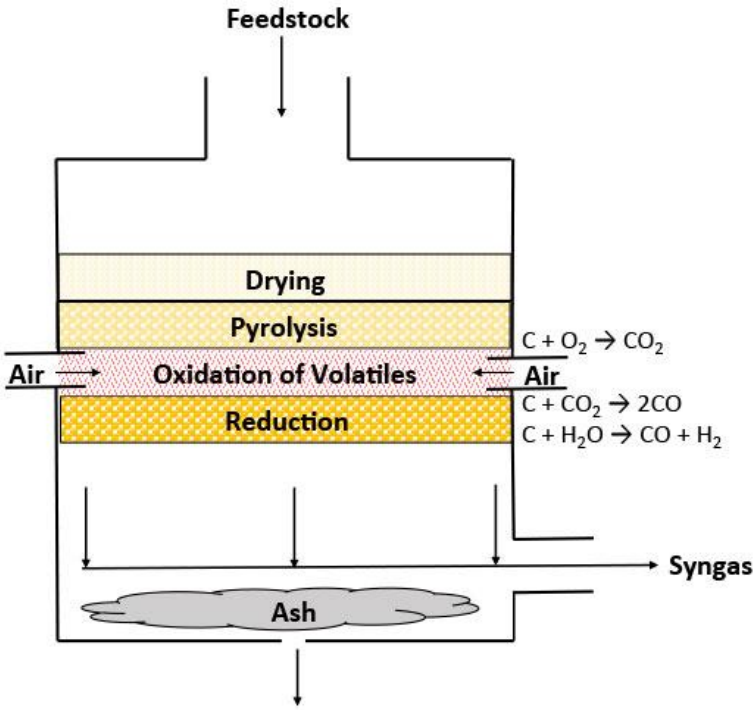


Imagen 2 *Gasificador Downdraft*

3.2.4 PRINCIPALES REACCIONES QUÍMICAS

Las reacciones básicas que ocurren dentro del reactor son:

Combustión (reacciones exotérmicas)

Completa:	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	ΔH = -406 MJ/kmol	Ec. 1
Parcial:	$C + ½\ O_2 \rightarrow CO$	ΔH = -268 MJ/kmol	Ec. 2

Gasificación

	$C + CO_2 \rightarrow 2CO$	ΔH = 78,3 MJ/kmol	Ec. 3
	$C + 2\ H_2 \rightarrow CH_4$	ΔH = -87,4 MJ/kmol	Ec. 4
	$C + H_2O \rightarrow CO + H_2$	ΔH = 118,9 MJ/kmol	Ec. 5

Shift (exotérmica)

	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	ΔH = -42 MJ/kmol	Ec. 6

Metanización (exotérmica)

	$CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$	ΔH = -206,3 MJ/kmol	Ec. 7

El semicoque o char en presencia de oxígeno tenderá a combustionar. Como quiera que el oxígeno introducido en el reactor sea insuficiente, se favorece la presencia de CO por combustión incompleta. El exceso de semicoque reacciona con los gases presentes (principalmente CO2 y agua). Las ecuaciónes 5 y 6 están favorecidas por la presencia de vapor de agua en el agente oxidante, por lo que la presencia de vapor favorece la producción de hidrógeno. La formación de metano (Ec. 7) está favorecida por las altas presiones.

3.2.5. EFICIENCIA TÉRMICA Y RENDIMIENTO DE LA GASIFICACIÓN

La generación del Syngas en distintos gasificadores lleva consigo una serie de pérdidas de energía debido a:

Calor sensible del Syngas, pues debe enfriarse hasta unos 40°C para aumentar su densidad y, así, poder usarse en motores de combustión interna.

Calor de vaporización, necesario para evaporar la humedad del combustible primario.

Calor contenido en las escorias y cenizas que salen de la zona de combustión incandescentes a través de la parrilla de cribado en los gasificadores de lecho móvil, en la parte inferior de los ciclones en los gasificadores de lecho fluido y en la parte inferior de los gasificadores de lecho arrastrado.

Calor perdido por convección, conducción y radiación que se puede reducir aislando al máximo las paredes del gasificador y mediante el intercambio de calor de los gases salientes con el aire de entrada.

Como valores medios para instalaciones experimentales, tenemos:

Tabla 3C. Valores medios del poder calorífico {11}

Poder calorífico del combustible primario	100%
Pérdida por calor sensible del gas a la salida	11,4%
Pérdida por calor de vaporización	2,7%
Pérdida por escorias y cenizas	1,3%
Pérdidas por conducción, convección y radiación	4,6%
Eficiencia de la gasificación (poder calorífico del Syngas)	80%

3.2.6 PRODUCCIÓN ESTIMADA DE SYNGAS POR UNIDAD DE MASA DE COMBUSTIBLE PRIMARIO

A continuación, en la Tabla 3D, se muestra la producción que puede obtenerse de Syngas a partir de diferentes combustibles primarios, expresada en normal metro cúbico de gas de síntesis por kilogramo de materia prima.

Tabla 3D. Relación gas/kg de biomasa {11}

Madera	2,3 Nm3/kg
Lignito	4 Nm3/kg
Briquetas	3,2 Nm3/kg
Carbón	3,6 Nm3/kg
Cáscaras de almendra	1,9 Nm3/kg
Antracita	4,5 Nm3/kg

3.2.7 ALQUITRANES

Los alquitranes son una mezcla compleja de hidrocarburos condensables de alto peso molecular. Éstos pueden causar problemas operacionales en el proceso aguas abajo mediante la obstrucción y desgaste de los equipos, por lo que el control y la eliminación son un tema clave para una aplicación exitosa del equipo gasificador.

Los alquitranes se forman en el reactor (gasificador) y cuentan con un amplio espectro de compuestos orgánicos, generalmente construidos por varios anillos aromáticos. Una clasificación simple de los alquitranes, sería distinguirlos en “alquitranes pesados” y “alquitranes ligeros”.

Alquitranes pesados.

Estos alquitranes se condensan a medida que baja la temperatura del gas y pueden causar daños importantes; como la pérdida de eficiencia y paradas no programadas. El punto de rocío del alquitrán es un factor crítico.

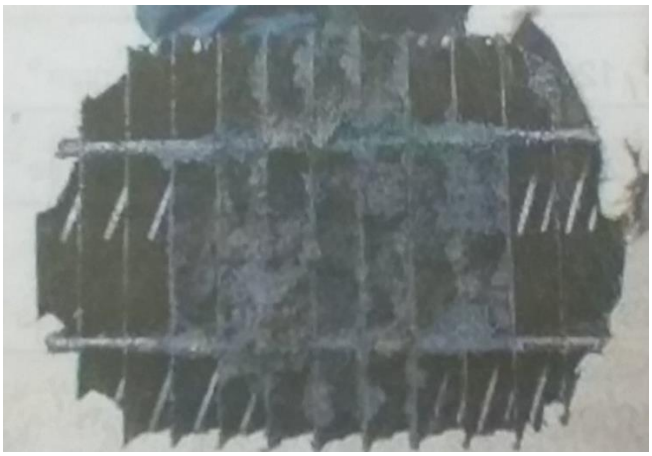


Imagen 3 Alquitrán pesado acumulado

En la imagen se puede apreciar el daño que ocasiona la acumulación de los alquitranes pesados en una rejilla de un lavador húmedo.

Alquitranes ligeros.

Tienen una influencia limitada en el punto de rocío del alquitrán. Ejemplos de estos son el fenol y el naftaleno. Los alquitranes heterocíclicos, como el fenol, son muy solubles en agua. El naftaleno es importante ya que cristaliza en la entrada de los motores de gas provocando una alta demanda de mantenimiento.

Imagen 4 *Cristalización del naftaleno en un motor a gas*

En la imagen se puede apreciar la cristalización del naftaleno en un motor de gas con válvula de control.

3.2.7.1 CLASIFICACIÓN DE LOS ALQUITRANES

En el año 1998 la Unión Europea, la IEA (International Energy Agency) y el DOE (Department Of Energy) normalizaron la clasificación de los alquitranes en función del peso molecular mayor al benceno {14}.

Tabla 3E. Clasificación de los alquitranes {13}

Clase	Tipo	Ejemplos
1	Alquitranes no detectados por la cromatografía de gases.	Fragmentos de la biomasa.
2	Compuestos heterocíclicos. Generalmente estos compuestos presentan alta solubilidad en agua.	Fenol, cresol, quinolina y piridina.
3	Componentes aromáticos. Hidrocarburos ligeros.	Tolueno, xileno y etilbenceno; con exclusión del benceno.
4	Hidrocarburos ligeros poli-aromáticos (PAH 2-3 anillos). Estos componentes condensan en concentraciones relativamente altas y temperaturas intermedias.	Naftaleno, indeno, bifenilo y antraceno.
5	Hidrocarburos pesados poli-aromáticos (PAH ≥ 4 anillos). Estos componentes condensan a temperatura relativamente alta y bajas concentraciones.	Fluoranteno, pireno y crysene.

El proceso de formación de los alquitranes en función de la temperatura puede verse en el siguiente esquema propuesto por Elliott {15}.

Mezcla Oxigenados	→	Fenoles Éteres	→	Alquílicos Fenoles	→	Heterocíclicos Éteres	→	Hidrocarburos poli-aromáticos (PAH)	→	PAH largas
400°C		500°C		600°C		700°C		800°C		900°C

3.2.7.2 PUNTO DE ROCÍO DE LOS ALQUITRANES

El punto de rocío del alquitrán es un parámetro crítico que determina la temperatura mínima de las reacciones químicas del proceso, así como también define el punto en que estos empiezan a ser problemáticos. Los típicos puntos de rocío del alquitrán son entre 150°C y 350°C.

3.2.7.3 FORMAS BÁSICAS DE ELIMINAR LOS ALQUITRANES

Hay dos formas de destruir los alquitranes: por craqueo catalítico y por craqueo térmico (por oxidación parcial o por contacto térmico directo).

Craqueo catalítico: a temperaturas de 800-900°C. Normalmente se lleva a cabo en un reactor aparte después del gasificador, con un catalizador. Se pueden utilizar muchos tipos de catalizadores, en el caso de este trabajo se utilizará dolomita sin baño de níquel debido a que se la puede encontrar en nuestra ciudad. La eficiencia de eliminación de alquitranes es de 90-95%. La dolomita activada es un catalizador efectivo y económico, siendo necesaria en el orden de 0,03 kg de dolomita por cada Nm^3 de gas crudo.

El craqueo catalítico puede llevarse a cabo en el propio gasificador, si es de lecho fluidizado, añadiendo el catalizador al lecho. Esta solución utiliza la temperatura y calor del gasificador, pero la vida del catalizador no es muy prolongada. Otra opción es mediante un reactor secundario, el catalizador se protege con anti desactivadores pero requiere añadir oxígeno para oxidar el gas y aumentar la temperatura.

Craqueo térmico: a temperaturas entre 800-1000°C. Los alquitranes de biomasa son más difíciles de craquear por este camino, pues son muy estables y refractarios. Es muy efectivo a temperaturas de alrededor de 1300°C. En los gasificadores de lecho fijo se utilizan dos diferentes aproximaciones competitivas para este craqueo: el uso de altas temperaturas del corazón del lecho y/o el aumento del tiempo de residencia de los gases.

Una tercera forma de eliminar alquitranes es el lavado de gas. Este método es efectivo en la separación de los alquitranes de la corriente gaseosa (eliminación de alquitranes por vía húmeda). Los alquitranes requieren una captura física con coalescencia más que una simple condensación.

Se necesita una disminución de temperatura para la condensación de gotas de agua en las partículas de alquitrán, incrementando su tamaño y facilitando el proceso de aglomeración coalescencia.

3.2.7.3.1 DOLOMITA

La dolomita consiste en un doble carbonato de calcio y magnesio. Se considera que una cal es dolomítica si, al menos, el 15% es de MgO.

Para la activación de la dolomita, se realiza la calcinación de la misma en una atmósfera neutra de N_2. Esto es, llevarla a temperaturas de alrededor de 745°C dentro de hornos, lo más rápido posible. El área superficial decrece a medida que aumenta la temperatura de calcinación, a una temperatura de 1090°C el área superficial llega a ser menor a $1m^2$ por gramo de dolomita, siendo que a 745°C este valor es de 13,6 a 34,2 m^2/g. Luego de la calcinación, la dolomita se evacúa y se enfría a temperatura ambiente.

Con la activación de la dolomita se logra una mayor velocidad de reacción de la misma. {18}{19}

3.2.7.3.2 CRAQUEO CATALÍTICO EN REACTORES MULTIFÁSICOS

Un reactor multifásico es aquel en el cual se hallan presentes dos o tres fases, es decir que, los reactantes y productos pueden hallarse en fase gas, líquido o sólido. Sin embargo, la fase sólida puede tener además otros papeles, como por ejemplo el de catalizador inerte para proporcionar la distribución de flujo de calor adecuada, o el de crear superficies adecuadas de transferencia de materia.

Los reactores multifásicos pueden encontrarse en múltiples aplicaciones como en la producción de derivados del petróleo, en la producción de especialidades químicas, farmacéuticas, herbicidas y pesticidas, en el refino de menas, en la producción de polímeros y en el tratamiento de la contaminación. En todas estas aplicaciones es necesario conocer

de la dinámica de fluidos y los parámetros de transporte para poder desarrollar las modelizaciones adecuadas y las reglas de escalado.

La necesidad de cuantificar el comportamiento de los reactores multifásicos conduce a la modelización. El modelo típico de reactor pasa por la resolución de los balances de materia y energía. En el diseño y operación de los reactores multifásicos hay muchos factores que interaccionan: la cinética, la hidrodinámica, el contacto, la turbulencia, los fenómenos de transporte y los fenómenos de superficie. En los sistemas multifásicos la presencia de varias fases conlleva a que la velocidad de reacción dependa del contacto entre fases y de los factores característicos de las reacciones homogéneas. Los factores que gobiernan las transferencias de calor y materia tienen una gran relevancia en la velocidad de reacción. Por lo tanto, todo ello condiciona y determina el tipo de reactor y el modo de operación adecuado para cada sistema.

A pesar del progreso realizado en las décadas anteriores, el conocimiento de cada una de las fases de los distintos reactores aún es incompleto y complejo, requiriéndose la ayuda de programas de simulación complejos. La sofisticación del modelo resultante depende del nivel de descripción empleado. Al final, el éxito del escalado depende de la habilidad para entender y cuantificar las interacciones entre el transporte y la cinética, el modelo de flujo de cada fase, el modelo de contacto y los cambios producidos en todo ello al cambiar las medidas del reactor y sus condiciones de operación. {11}

En la *tabla 3F* pueden apreciarse una clasificación elemental de reactores según fases y el modo de operación, y se indica la frecuencia de utilización de estos reactores en la industria.

Tabla 3F. Clasificación elemental de los reactores. {23}

FASES PRESENTES	MODO DE OPERACIÓN			
	DISCONTINUO	CONTINUO		
		TUBULAR	MULTIETAPAS	AGITADO
GAS	*	***Craqueo vapor	*	****Esterificación
LIQUIDO	**Disolución	**Producción urea	**Disolución	
	Polimerización		Polimerización	
G-L	**Fermentación	***Absorción CO2	**Ox. Ciclohexano	***Biotrat. Agua
L-L	**Sulfonación aromáticos	**Hidrólisis Ester	**Polimerización	**Nitración aromáticos
F-S cat.	**Hidrogenación	***LFijo**LMóvil	**LFluidizado	***L. Fluidizados
F-S	**Combustión sólido	**Lecho móvil	**Tostación menas	**Combustión en L. Fluid.
Frecuencia de uso: *** Preferencial, ** A menudo, * Raro o muy raro				

3.2.7.4 LÍMITE DE ALQUITRANES

Existen diferentes causas y/o mecanismos capaces de desactivar el catalizador. La causa más frecuente de este problema es la formación de *coque* en las superficies del catalizador. El coque se produce fundamentalmente a partir del alquitrán, aunque otras especies como el CH_4 y el CO presentes en la gasificación pueden también generarlo mediante diferentes mecanismos.

Ante altas tasas de alquitrán presentes en el Syngas, la cantidad de coque formado en la superficie es mayor que el que puede ser removida por el vapor[1]. Corella {16} luego de años de analizar este fenómeno, determinó la cantidad de *2g de alquitrán por cada Nm^3 de*

[1] En la entrada de Syngas al lecho se añade una inyección de vapor para ayudar al proceso de la catálisis, esta consideración no entra en el alcance del proyecto.

gas de gasificación como límite para que el crecimiento de coque no sea perjudicial para la catálisis.

Si el gas se ubica por encima del límite establecido por Corella, algo de coque aparece en la superficie del catalizador. Sólo para contenidos muy bajos de alquitranes (por debajo de los 2g/Nm^3) la tasa de formación de coque en el catalizador es menor que la cantidad que puede ser removido en simultáneo del mismo, evitando su desactivación.

Es un hecho poco común lograr producir gas de gasificación con contenidos de alquitrán menor al 2g/Nm^3 de gas. Los valores más comunes encontrados son del orden de 8 a 15g/Nm^3. Sin embargo, hay casos en los que se logró estar por debajo del límite. {17}

4. CONCEPTOS FÍSICO-MATEMÁTICOS

En este apartado se realiza un resumen de algunos conceptos físico-matemáticos importantes que se tuvieron en cuenta a la hora de realizar el dimensionamiento del equipo.

4.1 BALANCE DE ENERGÍA PARA SISTEMAS ABIERTOS DE FLUJO ESTACIONARIO

El término estacionario significa ningún cambio con el tiempo en una ubicación específica. Asimismo, el término uniforme implica ningún cambio con la posición en toda una superficie o región en un tiempo específico.

El contenido total de energía de un volumen de control durante un proceso de flujo estacionario permanece constante. Es decir que, el cambio de energía total dentro del mismo es cero. Por lo tanto, la cantidad de energía que entra en dicho volumen en todas las formas (calor, trabajo, transferencia de masa) para un proceso de flujo estacionario debe ser igual a la cantidad de energía que sale de él.

En la aproximación de flujo unidimensional, el gasto de masa de un fluido que fluye en un tubo o ducto (ver *imagen 5*) se puede expresar como

$$\dot{m} = \rho V A_c \qquad \text{(Ecuación 4.1)}$$

Donde ρ es la densidad del fluido, V es la velocidad promedio del mismo en la dirección del flujo y A_c es el área de la sección transversal del tubo o ducto.

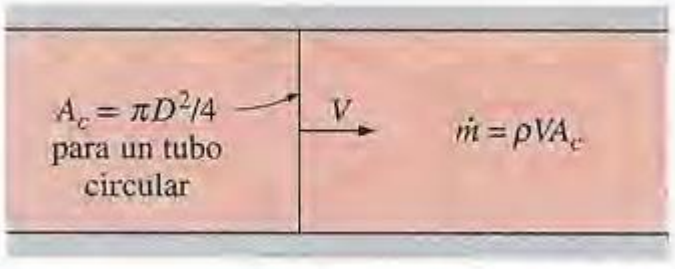


Imagen 5 *Flujo unidimensional, gasto de masa*

El volumen de un fluido que fluye por un tubo o ducto por unidad de tiempo se llama gasto volumétrico $\dot{\boldsymbol{V}}$ y se expresa como:

$$\dot{V} = VA_c = \dot{m}/\rho \qquad \text{(Ecuación 4.2)}$$

Para un sistema de flujo estacionario con una entrada y una salida, la velocidad del flujo de masa hacia adentro del volumen de control debe ser igual a la velocidad del flujo de masa hacia afuera de él; es decir, $\dot{m}_{ent} = \dot{m}_{sal} = \dot{m}$. Cuando los cambios en la energía cinética y potencial son despreciables, que es el caso más común, y no se tiene interacción de trabajo, el balance de energía para el sistema de flujo estacionario (ver *imagen 6*) se reduce a:

$$\dot{Q} = \dot{m}\Delta h = \dot{m}C_p\Delta T \qquad \text{(Ecuación 4.3)}$$

Donde $\dot{Q}$ es la velocidad de la transferencia neta de calor hacia adentro o hacia afuera del volumen de control, Δh es la variación de entalpía y C_p es el calor especifico a presión constante. La anterior es la forma de la relación de balance de energía que se usará con la mayor frecuencia a lo largo del presente proyecto.

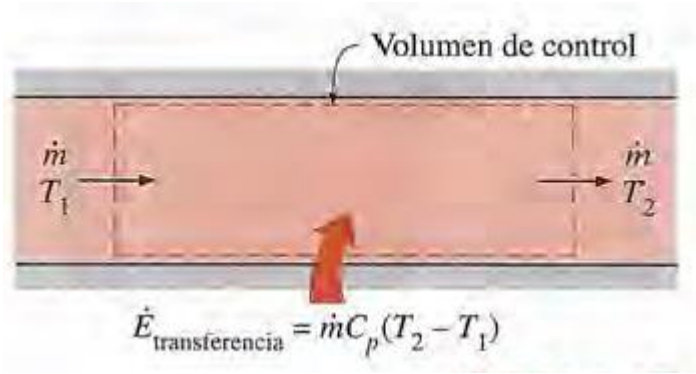


Imagen 6 *Balance de energía para flujo estacionario*

4.2 MEZCLA DE GASES:

Cuando se mezclan dos o más gases ideales y el comportamiento de una molécula no es afectado por la presencia de otras moléculas similares o diferentes, entonces dicha mezcla se comporta como un gas ideal. Existen dos maneras de especificar la composición de una mezcla de gases, dependiendo del análisis que se utilice para medir las proporciones, las cuales son:

Fracción Molar (y_i): Se define como la relación entre el número de moles del componente (N_i) y el número de moles de la mezcla (N_m); en este caso nos estamos basando en un análisis molar, pues como ya se mencionó, lo que se está midiendo es el número de moles.

La ecuación correspondiente es:

$$y_i = \frac{N_i}{N_m} \Rightarrow \sum_{i=0}^{n} y_i = 1 \qquad \text{(Ecuación 4.4)}$$

Donde: $N_m = \sum_{i=0}^{n} N_i$

Fracción de masa (f_{mi}): Se define como la relación entre la masa del componente (m_i) y la masa total de la mezcla (m_m); en este caso nos estamos basando en un análisis gravimétrico, donde la variable a medir es la masa. La ecuación correspondiente es:

$$f_{mi} = \frac{m_i}{m_m} \Rightarrow \sum_{i=0}^{n} f_{mi} = 1 \qquad \text{(Ecuación 4.5)}$$

donde: $m_m = \sum_{i=0}^{n} m_i$

Sabiendo que la masa "m" de una sustancia se puede determinar como:

$$m = Nx\ M \qquad \text{(Ecuación 4.6)}$$

Donde N es el número de moles de las sustancias y M la masa molar, también conocida como peso molecular, cuya unidad de medida es el Kg/Kmol.

De la expresión anterior se puede escribir:

$$m_i = N_i\ x\ M_i \qquad \text{(Ecuación 4.7)}$$

$$m_m = N_m\ x\ M_m \qquad \text{(Ecuación 4.8)}$$

Por las relaciones anteriores, es posible deducir la siguiente expresión:

$$M_m = \frac{m_m}{N_m} = \frac{\sum m_i}{N_m} = \frac{\sum N_i M_i}{N_m} = \sum_{i=0}^{n} y_i M_i \qquad \text{(Ecuación 4.9)}$$

Cabe destacar entonces que, el peso molecular de la mezcla no es una propiedad aditiva, pues depende también de las fracciones molares de cada componente. Es posible demostrar que la fracción de masa y la fracción molar están relacionadas mediante la siguiente expresión:

$$f_{mi} = y_i \frac{M_i}{M_m} \qquad \text{(Ecuación 4.10)}$$

Propiedades intensivas de la mezcla: son aquellas que no dependen de la cantidad de la materia. Ejemplos de propiedades intensivas son la temperatura, el volumen específico (volumen

ocupado por la unidad de masa), el punto de ebullición, el punto de fusión, viscosidad, dureza, concentración, solubilidad, olor, color, sabor, etc.,

Propiedades extensivas: son aquellas que dependen de la cantidad de materia considerada y son aditivas. Entre ellas tenemos el peso, el volumen y la masa.

Considere una mezcla de N_2 y CO_2 donde ambos están a 25ºC. La temperatura (una propiedad intensiva) de la mezcla es, como se supone, también de 25ºC. Advierta que no se suman las temperaturas de los componentes para determinar la temperatura de la mezcla. En lugar de esto, se emplea algún tipo de esquema para promediar un planteamiento característico al determinar las propiedades intensivas de una mezcla de gases. La evaluación de las propiedades intensivas de una mezcla de gases implica promediar en términos de la masa o de fracciones molares, esto es

$$u_m \sum_{i=1}^{n} fm_i u_i \qquad y \qquad \overline{u}_m = \sum_{i=1}^{n} y_i \overline{u}_i$$

$$h_m = \sum_{i=1}^{n} fm_i h_i \qquad y \qquad \overline{h}_m = \sum_{i=1}^{n} y_i \overline{h}_i$$

$$s_m = \sum_{i=1}^{n} fm_i s_i \qquad y \qquad \overline{s}_m = \sum_{i=1}^{n} y_i \overline{s}_i$$

Donde u_m es la energía interna, h_m es la entalpía y s_m la entropía de la mezcla.

Advierta que las propiedades por unidad de masa se calculan por medio de las fracciones de masa (f_{mi}) y las propiedades por unidad de mol se calculan por medio de las fracciones molares (y_i).

Es decir que para calcular una propiedad intensiva de la mezcla, se utiliza la siguiente expresión:

$$Propiedad = \sum_{i=1}^{n} fm_i \, (Propiedad)_i \qquad \text{(Ecuación 4.11)}$$

4.3 TERMOQUÍMICA

Es la rama de la fisicoquímica que estudia la relación entre las reacciones químicas y los cambios de energía asociados a las mismas. El calor asociado con un proceso químico depende no sólo del cambio que pueda ocurrir a presión o volumen constante sino también, de las cantidades de sustancias consideradas, del estado físico de dichas sustancias, de la temperatura y de la presión.

Una **reacción química** es todo proceso termodinámico en el cual una o más sustancias (llamadas reactantes o reactivos) se transforman cambiando su estructura molecular y sus enlaces en otras sustancias llamadas productos. Los reactantes pueden ser elementos o compuestos.

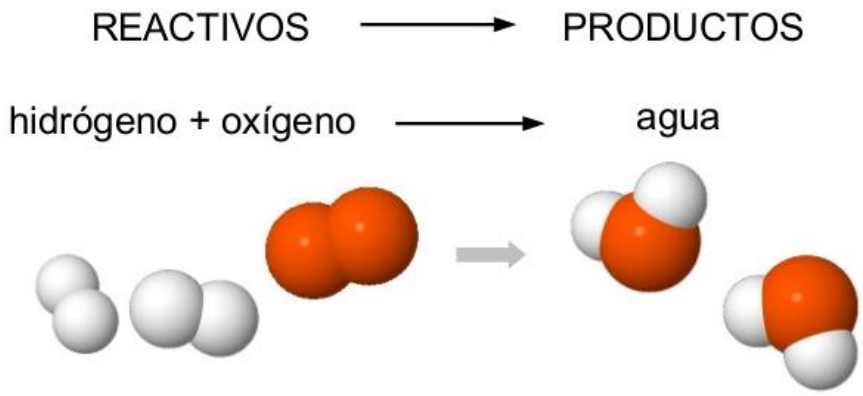


Imagen 7 *Imagen representativa de una reacción*

4.3.1 ENTALPÍA DE FORMACIÓN

La entalpía estándar de formación ΔH_f^0, es igual al cambio de entalpía de la reacción de formación de un mol de compuesto en condiciones estándar, a partir de sus elementos también en condiciones estándar.

Por ejemplo, la formación de CO_2 en condiciones estándar de temperatura y presión se representa con la siguiente ecuación química:

$$C\ (s,\ grafito) + O_2\ (g) \rightarrow CO_2\ (g) \qquad \Delta H_f^0 = -393.5\ kJ$$

El cambio en la entalpía de esta reacción es el cambio en la entalpía de formación estándar, porque es la reacción de formación del CO_2 a partir de las formas estables de carbono (grafito) en estado sólido y oxígeno (O_2) en estado gaseoso, y porque está en condiciones estándar de temperatura y presión. Las entalpías de formación para varios compuestos se encuentran en la *Tabla A.1 Anexo A.*

Cuando se habla de los elementos en sus condiciones estándar, la entalpía de formación estándar es cero porque es la formación del elemento a partir del mismo elemento. Por ejemplo, para el oxígeno la reacción de formación estándar se define como:

$$O_2\ (g) \rightarrow O_2\ (g)$$

4.3.2 ESTADOS DE REFERENCIA

La termodinámica se ocupa de los cambios en la energía de un sistema durante un proceso y no de los valores de energía en los estados particulares. Por lo tanto, se puede elegir cualquier estado como el estado de referencia y asignar un valor cero a la energía interna o entalpía de una sustancia en ese estado. Cuando un proceso no implica cambios en la composición química, el estado de referencia elegido no tiene efecto en los resultados. Sin embargo, cuando los procesos implican reacciones químicas, la composición del sistema al final de un proceso no es la misma que al inicio del mismo. En este caso es necesario tener un estado de referencia común para todas las sustancias. El estado de referencia elegido es 25ºC y 1atm, que se conoce como **estado de referencia estándar**. Los valores de las propiedades en el estado de referencia estándar se indican mediante (º) (como h^0).

Cuando se analicen sistemas reactivos, se deben emplear valores de propiedades relativos al estado de referencia estándar. Por ejemplo, la entalpía del gas ideal N_2 a 500K relativo al estado de referencia estándar es $(h_{N\ a\ 500K} - h^0)$

4.4 COMBUSTIÓN

Una reacción química durante la cual se quema un combustible y se libera una gran cantidad de energía recibe el nombre de **combustión.** El oxidante utilizado con mayor frecuencia en los procesos de combustión es el aire por obvias razones (es gratuito, abundante y se consigue fácilmente). El oxígeno puro (O_2) se emplea como oxidante solo en algunas aplicaciones especializadas, como el corte y la soldadura, donde no se puede utilizar aire. En una base molar o volumétrica, el aire seco está compuesto por 21% de oxígeno (O_2), 78% de nitrógeno (N_2), 0.9 % de argón, y pequeñas cantidades de dióxido de carbono, helio, neón e hidrógeno. En los análisis de los procesos de combustión, los gases que existen en cantidades muy pequeñas se descartan, de modo que el aire seco puede considerarse como compuesto únicamente por oxígeno y nitrógeno. Por consiguiente, cada mol de oxígeno que entra a una cámara de combustión será acompañado por 0.79/0.21= 3.76 moles de nitrógeno. Es decir:

$$1kmol\ O_2 + 3.76\ kmol\ N_2 = 4.76\ kmol\ aire \qquad \text{(Ecuación 4.12)}$$

Durante la combustión el nitrógeno se comporta como un gas inerte y no reacciona con otros elementos químicos más que para formar una pequeña cantidad de óxido nítrico. A pesar de esto, su presencia influye considerablemente en el resultado de un proceso de combustión, pues el nitrógeno suele entrar a una cámara de combustión en grandes cantidades a temperaturas bajas, y salir a temperaturas considerablemente altas, absorbiendo una gran cantidad de energía química liberada durante la combustión.

Como la combustión es una reacción química, se puede decir que los componentes que existen antes de la reacción reciben el nombre de *reactivos* y los componentes que existen después de la reacción se denominan *productos*.

Imagen 8 *Reacción: combustión*

4.5 TEMPERATURA ADIABÁTICA DE LLAMA

En ausencia de cualquier interacción de trabajo y cambios cualesquiera en las energías cinética y potencial, la energía química liberada durante un proceso de combustión se pierde como calor hacia los alrededores o se usa internamente para elevar la temperatura de los productos de combustión. Cuanto más pequeña es la pérdida de calor, tanto mayor resulta el aumento de la temperatura. En el caso límite en el que no hay pérdida de calor hacia los alrededores (Q=0), la temperatura de los productos alcanzará su máximo valor, conocido como **temperatura adiabática de llama**.

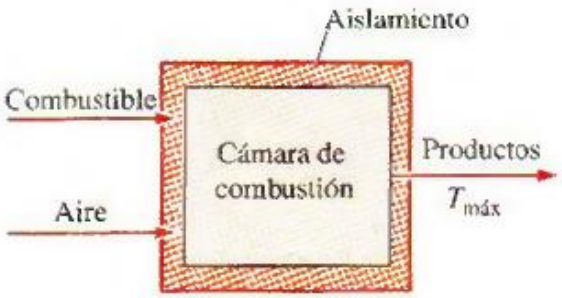


Imagen 9 *Cámara de combustión aislada*

Es posible demostrar que, si se aplica la primera ley de la termodinámica para sistemas de flujo estacionario donde los efectos de la energía cinética y potencial son despreciables y no hay presencia de trabajo, se puede llegar a la siguiente expresión {3}{22}:

$$\sum N_R\,(h_f^0 + h - h^0) = \sum N_P\,(h_f^0 + h - h^0) \qquad \text{(Ecuación 4.13)}$$

Donde h_f^0 es la entalpía de formación estándar, h^0 es la entalpía en el estado de referencia, N_R y N_P son los números de moles de los reactivos y productos respectivamente, y h la entalpía específica de la sustancia (reactivo o producto según corresponda) a la temperatura en que se encuentra. Los valores de entalpías se pueden encontrar en las *Tablas A.2 del Anexo A*.

Para poder determinar la temperatura adiabática de llama se debe recurrir a iteraciones de cálculo. Esto quedara más claro cuando se aplique la metodología en el apartado 5.3.1.

4.6 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los intercambiadores de calor son aparatos que facilitan el intercambio de calor entre dos fluidos que se encuentran a temperaturas diferentes y, al mismo tiempo, evitan que se mezclen entre sí. En un intercambiador la transferencia de calor suele comprender convección de cada fluido y conducción a través de la pared que los separa.

En el análisis de los intercambiadores de calor resulta conveniente trabajar con un coeficiente de transferencia de calor total "**U"** que toma en cuenta la contribución de todos los efectos sobre dicha transferencia. La razón de la transferencia de calor entre dos fluidos en un lugar dado de un intercambiador depende de la magnitud de la diferencia de temperatura local, la cual varía a lo largo de dicho intercambiador.

4.6.1 COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR TOTAL U

Como ya se ha explicado, un intercambiador de calor está relacionado con dos fluidos que fluyen separados por una pared. En primer lugar, el calor se transfiere del fluido caliente

hacia la pared por convección, después a través de la pared por conducción y, por último, de la pared hacia el fluido frío de nuevo por convección.

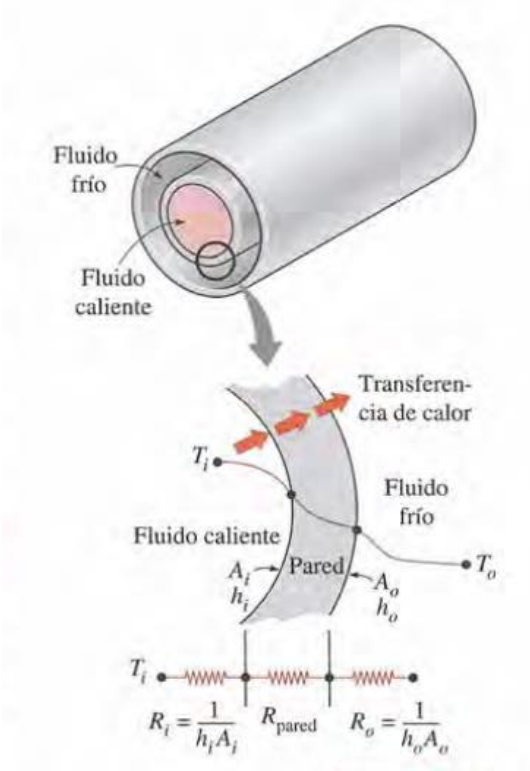


Imagen 10 *Intercambiador de calor*

Es posible demostrar que, cuando la pared del tubo es pequeña y la conductividad térmica del material del mismo es alta, como suele ser el caso, la resistencia térmica de dicho tubo es despreciable ($R_{pared} = 0$) y las superficies interior y exterior del mismo son casi idénticas ($A_i = A_o = A_s$). Entonces el coeficiente de transferencia de calor total del intercambiador se puede expresar como {5}:

$$\frac{1}{U} \approx \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} \qquad \text{(Ecuación 4.14)}$$

cuya unidad de medida es: **W/m^2.^{o}C**

Los coeficiente h_i y h_o son los coeficientes por convección de adentro (in) y de afuera (out) del tubo respectivamente. El coeficiente de transferencia de calor total definido

en la ecuación anterior es dominado por el coeficiente h más chico. Suponiendo que el coeficiente de transferencia es h_i, es posible expresar U como:

$$U \approx h_i \qquad \text{(Ecuación 4.15)}$$

4.6.2 ANÁLISIS DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR

A continuación se describirán algunas idealizaciones que se consiguen de manera aproximada en la práctica y que simplifican el análisis de los intercambiadores de calor con poca pérdida de exactitud.

Los intercambiadores de calor suelen operar durante largos períodos sin cambios en sus condiciones de operación, por lo tanto, se pueden considerar como aparatos de flujo estacionario. Como tales, el gasto de masa de cada fluido permanece constante y las propiedades de los fluidos, como la temperatura y la velocidad, en cualquier entrada o salida, siguen siendo las mismas. Asimismo, las corrientes de fluido experimentan poco o ningún cambio en sus velocidades y elevaciones y, como consecuencia, los cambios en la energía cinética y potencial son despreciables. El calor específico se lo puede considerar constante para un valor promedio de temperaturas con poca pérdida de exactitud. Por último, se supone que la superficie exterior del intercambiador está perfectamente aislada, de modo que no se tiene pérdida de calor hacia el medio circundante y cualquier transferencia de calor solo ocurre entre los dos fluidos. Con estas suposiciones, la primera ley de la termodinámica requiere que la velocidad de transferencia de calor desde el fluido frío, sea igual que la transferencia de calor hacia el frío:

$$\dot{Q} = \dot{m}_c C_{pc}(T_{c,ent} - T_{c,sal}) \qquad \text{(Ecuación 4.16)}$$

$$\dot{Q} = \dot{m}_f C_{pf}(T_{f,sal} - T_{f,ent}) \qquad \text{(Ecuación 4.17)}$$

donde los subíndices f y c se refieren a los fluidos frío (a calentar) y caliente (utilizado para calentar) respectivamente, y los subíndices “ent” y “sal” corresponden a parámetros de entrada y salida al intercambiador, respectivamente.

En el análisis de intercambiadores a menudo resulta conveniente combinar el producto de gasto del gasto de masa y el calor específico de un fluido en una sola cantidad. Ésta se llama razón de capacidad calorífica y se define para las corrientes de los fluidos fríos y calientes como:

$$C_c = \dot{m}_c C_{pc} \qquad \text{(Ecuación 4.18)}$$

$$C_f = \dot{m}_f C_{pf} \qquad \text{(Ecuación 4.19)}$$

Esta razón representa la velocidad de la transferencia de calor necesaria para cambiar la temperatura de esa corriente en 1ºC conforme fluye por el intercambiador.

4.6.3 MÉTODO DE LA EFECTIVIDAD-NTU

El método de la efectividad –NTU es un análisis de intercambiadores a través del cual es posible determinar el tamaño de un intercambiador y las temperaturas de salidas, tanto del fluido frío como del fluido caliente, cuando se conocen los caudales másicos y temperaturas de entrada de los mismos.

El método se basa en un parámetro adimensional llamado efectividad de la transferencia de calor $\boldsymbol{\varepsilon}$.

$$\varepsilon = \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{máx}} = \frac{Razón\ de\ la\ transferencia\ de\ calor\ real}{Razón\ máxima\ posible\ de\ transferencia} \qquad \text{(Ecuación 4.20)}$$

La razón real de transferencia se puede determinar con base en un balance de energía y se puede expresar como:

$$\dot{Q} = C_c\left(T_{c,sal} - T_{c,ent}\right) = C_f\left(T_{f,sal} - T_{f,ent}\right) \qquad \text{(Ecuación 4.21)}$$

La transferencia en un intercambiador alcanzara su valor máximo cuando:

- El fluido frío se caliente hasta la temperatura de entrada del fluido caliente.
- El fluido caliente se enfríe hasta la temperatura de entrada del fluido frío.

Estas dos condiciones límites no se alcanzaran de manera simultánea, a menos que las capacidades caloríficas de los fluidos sean iguales ($C_c = C_f$). Pero cuando $C_c \neq C_f$, el cual suele ser el caso general, el fluido con la capacidad calorífica menor experimentará el cambio más grande de temperatura y, de este modo, será el primero en experimentar la diferencia máxima de temperatura. Por lo tanto, la máxima transferencia de calor posible en un intercambiador es:

$$\dot{Q}_{max} = C_{min} . \Delta T_{max} \qquad \text{(Ecuación 4.22)}$$

donde C_{min} es la menor razón de capacidad calorífica entre $C_c \, y \, C_f$; y ΔT_{max} es el máximo salto térmico, el cual está definido como:

$$\Delta T_{max} = (T_{c,ent} - T_{f,ent}) \qquad \text{(Ecuación 4.23)}$$

En este método, se debe definir otro parámetro llamado **número de unidades de transferencia**, NTU (por sus siglas en ingles), el cual *es una medida del área superficial de transferencia de calor* y se expresa como:

$$NTU = \frac{U . A_S}{C_{min}} \qquad \text{(Ecuación 4.24)}$$

donde **U** es el coeficiente de transferencia de calor total y $\boldsymbol{A_S}$ es el área de transferencia del intercambiador. Note que, al ser este parámetro una medida del área de transferencia, implica que mientras más grande sea su valor mayor será el área de transferencia y, en consecuencia, mayor será el tamaño del intercambiador.

Se puede demostrar que la efectividad de un intercambiador de calor es función de las NTU y viceversa {5}, es decir:

$$\varepsilon = funcion\ (NTU, c)$$

$$NTU = funcion\ (\varepsilon, c)$$

donde ***c*** se define como **relación de capacidades**, y se expresa como

$$c = \frac{C_{min}}{C_{max}} \qquad \text{(Ecuación 4.25)}$$

En las *Tablas A.5 del Anexo A* se encuentran las expresiones de NTU en función de las efectividades.

4.7 FLUJO DE FLUIDOS A TRAVÉS DE LECHOS EMPACADOS

El flujo de fluidos a través de lechos compuestos de partículas granulares estáticas (lechos empacados) se presenta con frecuencia en la industria química y, por lo tanto, se necesitan expresiones para la caída de presión a través de los lechos debido a la resistencia causada por la presencia de las partículas.

En todas las aplicaciones de flujo de fluidos a través de lechos, es necesario estimar el tamaño del equipo requerido, y para el diseño se requieren expresiones que ayuden al proyectista a calcular la caída de presión para un fluido que fluye a través de un lecho con partículas estáticas.

A continuación se desarrollarán solamente los conceptos necesarios para realizar el presente proyecto, relacionados con esta área.

4.7.1 PERMEABILIDAD Y LEY DE DARCY

El primer trabajo experimental sobre el tema fue realizado por DARCY en 1830 en Dijon cuando examinó el caudal de agua de las fuentes locales a través de lechos de arena

de varios espesores. Observó que la velocidad promedio del fluido, medida a lo largo de toda la superficie transversal de la cama, era directamente proporcional a la caída de presión e inversamente proporcional al grosor del lecho. Esta relación, a menudo denominada ley de Darcy, fue posteriormente confirmada por un número de trabajos y puede escribirse como sigue:

$$u_C = K\frac{\Delta P}{l} \qquad \text{(Ecuación 4.26)}$$

donde: $\Delta \boldsymbol{P}$ es la caída de presión a lo largo del lecho, $\boldsymbol{u_C}$ es la velocidad promedio del flujo del fluido, $\boldsymbol{l}$ es el espesor del material del lecho empacado y $\boldsymbol{K}$ es una constante que depende de las propiedades físicas del material del lecho y el fluido en cuestión.

La relación lineal entre la velocidad del flujo y la diferencia de presión conduce a pensar que el flujo es laminar, lo cual es una situación esperable porque el número de Reynolds para el flujo a través de los intersticios o canales, que se generan debido al espacio vacío entre las partículas en los lechos, es bajo {2}.

4.7.2 SUPERFICIE ESPECÍFICA Y POROSIDAD

La estructura general de un lecho de partículas puede caracterizarse mediante dos parámetros: el área superficial del lecho $\boldsymbol{S_B}$ y la porosidad $\boldsymbol{e}$.

$\boldsymbol{S_B}$ es el área superficial que entra en contacto con el fluido por unidad de volumen de lecho cuando las partículas se envasan. Sus unidades son $(longitud)^{-1}$.

$\boldsymbol{e}$ es la fracción del volumen de la cama no ocupada por material sólido y se denomina fracción de espacio vacío, o porosidad y es una variable adimensional. Así, la fracción de volumen del lecho ocupado por material sólido es (1 - e).

$\boldsymbol{S}$ es el área superficial específica de las partículas y se define como el área superficial de una partícula dividida por su volumen. Sus unidades son de $(longitud)^{-1}$. Por ejemplo, para una esfera de diámetro d:

$$S = \frac{\pi d^2}{\pi(d^3/6)} \qquad \text{(Ecuación 4.28)}$$

Se puede ver que S y S_B no son iguales debido al espacio vacío que está presente cuando las partículas son empacadas en un lecho. Si se produce un contacto puntual entre las partículas, una fracción muy pequeña de la superficie se pierde por superposición, entonces:

$$S_B = S(1 - e) \qquad \text{(Ecuación 4.29)}$$

Algunos valores de S y e para diferentes partículas de lecho se enumeran en la *Tabla A.6 del Anexo A.*

4.7.3 ECUACIÓN DE CARMAN-KOZENY PARA FLUJO LAMINAR

Se han hecho muchos intentos para obtener expresiones generales de la caída presión y velocidad promedio de flujo a través de los lechos empacados en términos de S y e, ya que generalmente estas cantidades son conocidas o pueden ser medidas.

Se puede demostrar mediante un desarrollo matemático y realizando la analogía entre el flujo laminar a través de un tubo y el flujo laminar a través de poros o canales, es posible obtener en la siguiente expresión {2}:

$$u_C = \frac{e^3 \Delta P}{5(1 - e)^2 S^2 \mu l} \qquad \text{(Ecuación 4.30)}$$

Donde μ es la viscosidad del fluido.

Que es la **ecuación de Carman-Kozeny** para *flujo laminar*, la cual relaciona la velocidad promedio del fluido a través de la sección transversal del lecho y la pérdida de carga, con los parámetros S y e.

5 CÁLCULO Y DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO

5.1 PLANTEO GENERAL DEL PROBLEMA.

Como ya se ha mencionado, el presente proyecto se limita al cálculo teórico para el dimensionamiento termo-hidráulico de un equipo (reactor catalítico) mediante el cual se pueda llevar a cabo un proceso de **reforma catalítica** de los residuos líquidos (alquitranes) presentes en el gas de síntesis (Syngas) generado por un gasificador tipo Dowdraft. Dichos residuos son perjudiciales, debido a que dañan componentes mecánicos, perjudicando el funcionamiento de los equipos en los que sea utilizado. Por lo tanto, se hace imprescindible desarrollar un proceso de reforma catalítica, ya que, dicho proceso hace que compuestos complejos (como los alquitranes) sean fraccionados en elementos más simples, como el hidrógeno, llegándose a alcanzar el 60% en volumen del total de la mezcla de syngas.

A su vez, el aumento de hidrógeno permite aumentar el poder calorífico del gas, el cual es bajo (de alrededor de 6000 KJ/Nm^3) lo cual lo hace poco atractivo para la mayoría de las aplicaciones. Pero, mediante la reforma catalítica, se podrá lograr hidrógeno adicional a partir del alquitrán resultante del proceso de gasificación, permitiendo aumentar su poder calorífico hasta los 20.000 KJ/Nm^3 (valor que representa un 50-60% del valor promedio del gas natural).

Es importante mencionar que el equipo a dimensionar, es un complemento a un conjunto de otros dispositivos, a través de los cuales, será posible lograr un gas de síntesis con un elevado poder calórico y bajo contenido de alquitranes. Por esto, es importante tener presente cómo se relacionan dichos dispositivos y, así, tener una mejor interpretación de los parámetros de diseño para el equipo en cuestión. La *imagen 11*, muestra un esquema del conjunto de dispositivos mencionados.

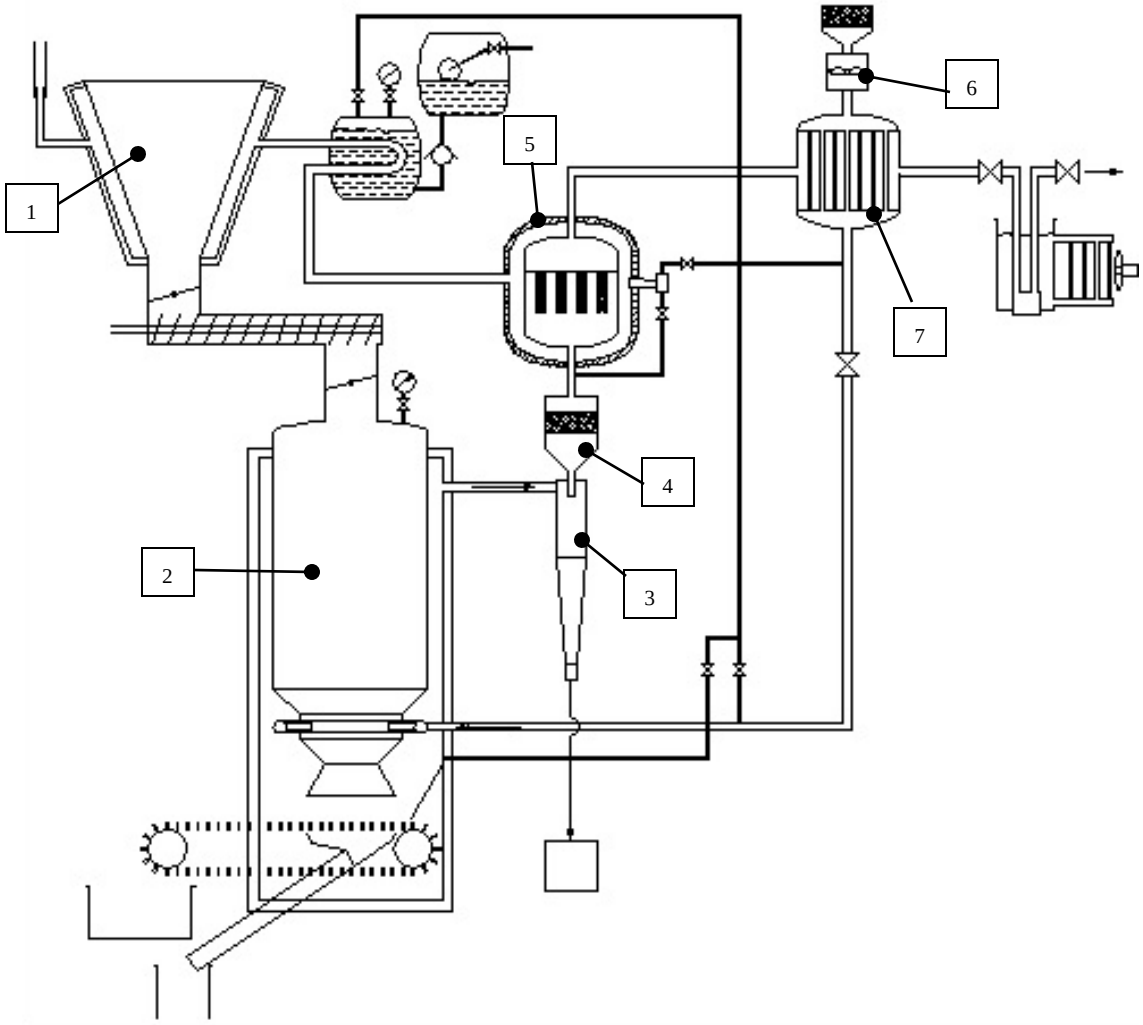


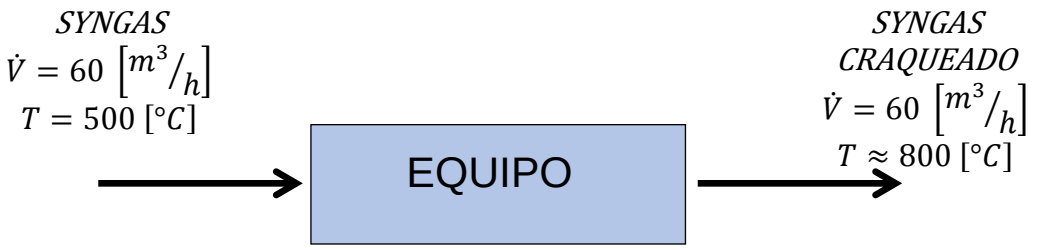
Imagen 11 *Conjunto de dispositivos*

1. Tolva de carga
2. Reactor-gasificador
3. Ciclón
4. Filtro de fibras
5. Reformador catalítico
6. Ventilador
7. Intercambiador de calor

De la *imagen 11*, se puede interpretar cuál será el recorrido del gas una vez finalizado el proceso de gasificación. El syngas sale del gasificador con un caudal de 60m^3/h a una temperatura de 800ºC, luego pasa por un ciclón, el cual cumple la función de precipitar partículas de gran tamaño que puedan estar presentes en el gas de síntesis, a continuación pasa por un filtro y, finalmente, ingresa al reactor catalítico.

Nótese que, previo al ingreso del gas al reactor, se coloca una desviación para poder alimentar un quemador, que estará ubicado en el reactor. La razón de colocar un quemador en el equipo de reforma catalítica se debe a que, luego del paso del gas por el ciclón y el filtro, el gas pierde temperatura, llegando a alcanzar unos 500ºC y, para que se pueda llevar a cabo el proceso de craqueo catalítico, es necesario que la temperatura del gas sea, como mínimo, de 800ºC. Por esta razón, es necesario elevar la temperatura del gas en unos 300ºC previo al ingreso del lecho que contendrá al catalizador. Para este proyecto, el catalizador elegido es la dolomita activada. Además, vale aclarar que se utiliza el mismo gas producido por el gasificador para alimentar el quemador, ya que se busca que el equipo sea los más autónomo posible.

Por lo descripto anteriormente, el problema queda planteado de la siguiente manera:



En el mismo equipo estarán incluidas las siguientes etapas:

- Etapa de calentamiento del gas
- Etapa de reforma catalítica

La razón de incluir ambas etapas en el mismo equipo se debe a que se necesita garantizar que el gas tome contacto con el catalizador inmediatamente después de haber alcanzado la temperatura necesaria para que se produzca la reacción.

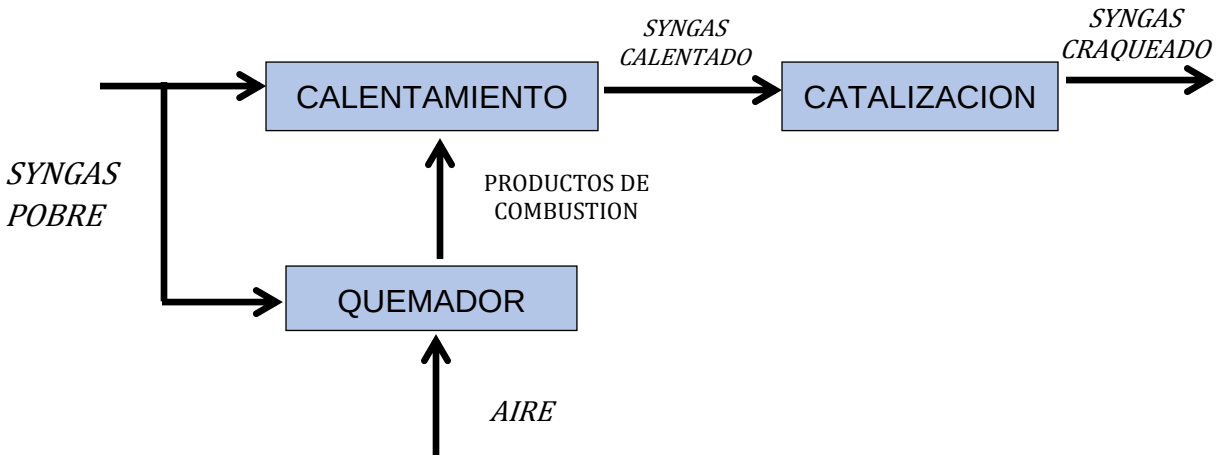
Debido a que el encargado de suministrar la energía térmica que provocará el calentamiento del gas será un quemador que consumirá el mismo syngas producido en la gasificación, que la selección de este dispositivo deberá hacerse pensando en el menor consumo posible.

Además, la pérdida de carga o pérdida de presión es una variable que se deberá tener presente a lo largo del cálculo de todos los elementos que intervengan en el equipo, ya que la presión necesaria para lograr la circulación del flujo será suministrada por un ventilador de 1.5HP, cuya presión estática es 400mmca y su caudal 5m^3/min a 2800rpm. Vale aclarar que dicho ventilador es utilizado para lograr que el gas circule por todos los dispositivos representados en la *imagen 11*, y no sólo para que circule en el equipo en cuestión.

Por todo lo descripto hasta ahora, se decidió dividir el análisis del equipo en 3 etapas:

- Análisis y selección del quemador
- Calentamiento del gas de síntesis
- Etapa de reacción catalítica

El siguiente diagrama muestra el planteo más específico del problema:



Etapa previa:

Una consideración a tener en cuenta es que, cuando se pone en marcha el gasificador, el Syngas que genera tiene mucho contenido de humo, por lo que se debe colocar una

válvula de tres vías a la entrada del lecho para desviar la entrada de Syngas hasta que este se encuentre en condiciones de ser craqueado, ya que, si se somete ese gas al craqueo, puede arruinar el lecho y ensuciar la dolomita.

A su vez, mientras el gas es desviado, todo el lecho es calentado (el quemador es encendido) para alcanzar la temperatura de régimen en toda la masa del lecho (dolomita + acero inoxidable). Este calentamiento se realiza con gas de síntesis almacenado previamente para tal fin, producido por el mismo gasificador, debido a la autonomía que se desea lograr.

Si no se calentase todo antes del craqueo, se corre el riesgo de que los alquitranes se depositen en la dolomita y ésta pierda las propiedades catalíticas, ya que recién a partir de los 800°C se produce la transformación del gas debido a la catálisis.

5.2 CÁLCULO DE LAS PROPIEDADES DEL GAS DE SÍNTESIS

Antes de comenzar con el análisis de las diferentes etapas y realizar los cálculos, es importante determinar las propiedades físicas del gas de síntesis para las diferentes temperaturas de trabajo. Se deben determinar las propiedades físicas del gas a 500ºC (temperatura de ingreso al quemador), a 800ºC (temperatura de ingreso al lecho de dolomita) y a la temperatura promedio en la etapa de calentamiento:

$$T_{prom} = \frac{800℃ + 500℃}{2} = 650\ ℃$$

El gas de síntesis está compuesto por diferentes sustancias gaseosas, es decir, se puede considerar como una mezcla de gases. Además, al trabajar con temperaturas relativamente altas y presiones bajas, se puede aproximar como una mezcla de gases ideales. Por lo que para determinar sus propiedades intensivas se puede aplicar la ecuación 4.11, donde la propiedad en cuestión deberá ser valuada a la temperatura que corresponda. De la *Tabla A.4 del Anexo A* se pueden extraer las fracciones másicas de las sustancias que componen el gas:

TABLA 5.2A Fracciones másicas que componen el gas de síntesis.

Sustancia	CO	CO_2	CH_4	N_2	H_2O	H_2
fm_i	0,2548	0,2232	0,0119	0,4907	0	0,0193

De las *Tablas A.3 (Anexo A)* se pueden extraer los valores de las propiedades de las sustancias de la Tabla 5.2A para diferentes temperaturas, interpolando cuando sea necesario. Luego, aplicando la ecuación 4.10, se pueden confeccionar las siguientes tablas:

Para 500ºC:

TABLA 5.2B Propiedades del gas de síntesis a partir de las propiedades de las sustancias que lo conforman

Sustancia	fm_i	ρ [Kg/m3]	Cp [J/kg.k]	K [W/m.k]	μ [Kg/m.s]
CO	0,2548	0,442	1135,000	0,054	3,790E-05
CO_2	0,2232	0,694	1156,000	0,053	3,416E-05
CH_4	0,0119	0,253	3836,000	0,119	2,334E-05
N_2	0,4907	0,442	1120,000	0,054	3,451E-05
H_2	0,0193	0,032	14653,000	0,351	1,730E-05
		0,488	1425	0,060	3,483E-05

Para 650ºC:

TABLA 5.2C Propiedades del gas de síntesis a partir de las propiedades de las sustancias que lo conforman

Sustancia	fm_i	ρ [Kg/m3]	Cp [J/kg.k]	k [W/m.k]	μ [Kg/m.s]
CO	0,2548	0,389	1162,300	0,062	4,020E-05
CO_2	0,2232	0,612	1196,800	0,063	3,861E-05
CH_4	0,0119	0,223	4197,800	0,151	2,618E-05
N_2	0,4907	0,390	1147,900	0,061	3,794E-05
H_2	0,0193	0,028	14930,200	0,402	1,948E-05
		0,430	1465	0,069	3,82E-05

Para 800ºC:

TABLA 5.2D Propiedades del gas de síntesis a partir de las propiedades de las sustancias que lo conforman

Sustancia	fm_i	ρ [Kg/m3]	Cp [J/kg.k]	k [W/m.k]	μ [Kg/m.s]
CO	0,2548	0,337	1189,600	0,069	4,086E-05
CO_2	0,2232	0,530	1237,600	0,072	4,305E-05
CH_4	0,0119	0,193	4559,600	0,183	2,902E-05
N_2	0,4907	0,338	1175,800	0,069	4,137E-05
H_2	0,0193	0,139	15207,400	0,453	2,165E-05
		0,373	1504	0,078	4,109E-05

Quedando así, definidas las propiedades del gas para las diferentes temperaturas.

Una propiedad muy importante que se debe determinar es el poder calórico inferior del gas cuando este alcanza los 500ºC, ya que es la temperatura con la que ingresará al quemador.

Si aplicamos la ecuación de estado para gases ideales {3}:

$$PVol = nRT \qquad \text{(Ecuación 5.1)}$$

donde $\boldsymbol{P}$ es la presión a la que se encuentra el gas, $\boldsymbol{Vol}$ el volumen que ocupa, $\boldsymbol{T}$ la temperatura a la que se encuentra, $\boldsymbol{n}$ el número de moles del gas y $\boldsymbol{R}$ la constante universal de los gases la cual es igual a $R = 8{,}314\ \left[{}^{J}/_{mol.K}\right]$

Despejando n de ecuación 5.1:

$$n = \frac{PVol}{RT} \qquad \text{(Ecuación 5.1)}$$

Por lo que, si se aplica la ecuación 5.1, para la misma condición de presión y volumen, pero distintas temperaturas, se podrá determinar cuánto varía la cantidad de número de moles al variar la temperatura.

Para condiciones normales de presión y temperatura, el poder calorífico del syngas es de 6000 KJ/m3, por lo que en estas condiciones la cantidad de moles contenidos en $1m^3$ será:

TABLA 5.2E Propiedades del gas de síntesis a 25ºC

P [Pa]	Vol[m^3]	T [K]	n
101325	1	298	16

Luego, para las mismas condiciones de presión y volumen, pero a 500ºC de temperatura, el número de moles contenido será:

TABLA 5.2F Propiedades del gas de síntesis a 500ºC

P [Pa]	Vol [m^3]	T [K]	n
101325	1	773	41

Por lo que la variación de número de moles se puede determinar como:

$$\frac{n_{500°C}}{n_{20°C}} = 0{,}4$$

Dicha relación indica que, el número de moles contenidos en 1 m3 de gas a 500ºC es el 40% de los moles contenidos en 1m3 a 25ºC, para 1 atm de presión.

Por lo que el poder calórico del gas de síntesis disminuirá en igual proporción, ya que, a 500ºC habrá menos masa contenida que a 25ºC. Entonces el PCI a 500ºC será:

$$PCI_{500ºC} = 2400 \left[{}^{KJ}/_{m^3} \right]$$

5.3 ANÁLISIS Y SELECCIÓN DEL QUEMADOR

A lo largo de este apartado se desarrollarán los pasos necesarios para determinar el quemador a utilizar. En primer lugar, se determinará la temperatura adiabática de llama, ya que conocer la temperatura de los productos de combustión (al menos teóricamente) es fundamental. Posteriormente se realizará un análisis de intercambio de calor a fines de determinar el consumo de gas de síntesis para lograr una determinada efectividad de transferencia.

5.3.1 CÁLCULO DE TEMPERATURA ADIABÁTICA DE LLAMA

Para poder realizar este cálculo, se debe realizar en primer lugar un análisis másico en términos de unidad de sustancia, es decir, se considera que al quemador ingresa 1kmol de gas de síntesis. Además, se supone que participarán en la combustión solamente las siguientes sustancias que componen el syngas: CH4, CO, H_2. Esta consideración se debe a que dichas sustancias son las denominadas sustancias combustibles o reaccionantes.

Luego, de la *Tabla A.4 del Anexo A* se pueden extraer las fracciones molares de cada sustancia que compone el gas de síntesis (en base seca del gas):

TABLA 5.3A Fracción molar de los componentes que forman el syngas

Sustancia	CO	CH_4	H_2	CO_2	N_2
y_i	0,2162	0,0177	0,22	0,12	0,44

Aplicando la ecuación 4.4 se determina el número de moles de cada sustancia que ingresarían al quemador (suponiendo que ingresa 1kmol de syngas).

TABLA 5.3B Número de moles de los componentes que ingresan al quemador

Sustancia	CO	CH_4	H_2	CO_2	N_2
N_R [Kmol]	0,2162	0,0177	0,22	0,12	0,41

Sabiendo que las ecuaciones químicas de oxidación completa son:

Metano:

$$CH_4 + 2O_2 \rightarrow C0_2 + 2H_2O$$

Monóxido de carbono:

$$2CO + O_2 \rightarrow 2C0_2$$

Hidrógeno:

$$2H + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$$

A partir de estas ecuaciones químicas, se determinan los moles de oxígeno mínimo (estequiométrico) para la combustión, a los cuales se agregará el 30% de exceso, ya que, se ha probado {13} que con ese porcentaje en exceso de aire se logra la combustión completa del gas.

Analizando las reacciones químicas se concluye que, por cada kmol de CH_4 que ingresa al quemador, se necesitarán 2 kmoles de oxígeno (para su combustión estequiométrica), 0,5 para un kmol de CO y 0,5 kmoles para 1 kmol H_2. Por lo tanto, los kmoles de oxígeno que ingresarán al quemador serán:

$$(2\ x\ kmoles\ CH_4 + 0.5\ x\ kmoles\ CO + 0{,}5\ x\ kmoles\ H_2\ )\ x\ 1{,}30 = kmoles\ O_2$$

$$(2\ x\ 0{,}0177 + 0.5\ x\ 0{,}23162 + 0{,}5\ x\ 0{,}22\ )\ x\ 1{,}30 = 0{,}329\ kmoles\ O_2$$

Como el exceso de oxígeno se obtiene del aire, es necesario determinar los moles de nitrógeno, los cuales, según ecuación 4.12, serán:

$$\left(\frac{79}{21}\right)\ kmoles\ O_2 = kmoles\ N_2$$

Por lo tanto los moles de aire serán:

$$kmolesO_2 + kmolesN_2 = kmoles\ aire$$

$$0{,}329 + 1{,}24 = 1{,}57\ kmoles\ aire$$

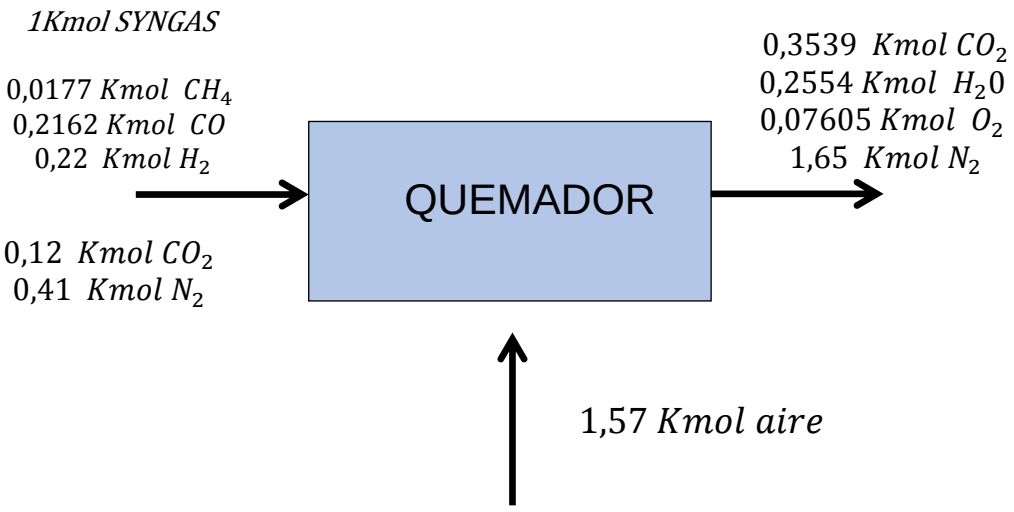
Aplicando el mismo razonamiento se calculan la cantidad de kmoles de sustancias que se tendrán en la salida del quemador, por lo que los moles de los compuestos a la salida serán:

TABLA 5.3C Moles de compuestos a la salida del quemador

Sustancia	CO_2	O_2	N_2	H_2O
N_p [Kmol]	0,3539	0,07605	1,65	0,2554

Adviértase que a la salida del quemador se tiene 0,07605 kmoles de oxígeno. Esto se debe a que ingresan 0,329 kmoles y reaccionan 0,2535 lo que da los 0.07605 kmoles de oxígeno resultante. Nótese también que el nitrógeno no reacciona en el proceso de combustión, por lo que el nitrógeno presente en la salida del quemador será la suma del nitrógeno contenido en el aire y el nitrógeno contenido en el syngas. Finalmente, el CO_2 resultante es la suma del dióxido de carbono desprendido por la oxidación del CH_4 y CO, más el dióxido (no reaccionante) contenido en el gas de síntesis en la entrada.

A continuación se muestra un diagrama representativo del análisis de masa:



Una vez realizado el balance másico, se procede al cálculo de la temperatura adiabática de llama. Para lo cual se utiliza como punto de partida la ecuación 4.13**:**

$$\sum N_p\,(h_f^0 + h - h^0) = \sum N_R\,(h_f^0 + h - h^0)$$

Recurriendo a las *Tablas A.1 y A.2 del Anexo A* se obtienen los valores de $h_f^0,\ h,\ h^0$ (interpolando cuando sea necesario). En el caso de los reactivos CH_4, CO, H_2, la entalpía h será la que corresponda a 773K (500ªC), y para el aire la que corresponda a 673K (400ºC). La entalpía h^0 corresponderá a una temperatura de 298K (25°C) tanto para los reactivos como para los productos, por ser la entalpía en el estado estándar.

Los valores de entalpía obtenidos para los **reactivos** se muestran en la siguiente tabla:

TABLA 5.3D Entalpías de los reactivos

Sustancia	h_f [KJ/Kmol]	h[KJ/Kmol]	h^0 [KJ/Kmol]
CH_4	-74850	136400,488	30980,08
CO	-101530	23130,86	8669
CO_2	0	31163,2	9364
O_2	0	16971	8682
N_2 (300ºC)	0	16662	8669
$N_{2(500ºC)}$	0	23005,07	8669
H_2	0	22372,475	8468

Nótese, que para el caso del N_2 se colocan dos valores de entalpía: uno correspondiente a la temperatura de ingreso del syngas y el otro correspondiente a la temperatura de ingreso del aire. Además, en el caso del CO_2, no se tiene en cuenta su entalpía de formación ya que no participa de la reacción, pero si se tiene en cuenta la entalpía que posee al ingresar al quemador debido a que es un componente del gas de síntesis, el cual posee una temperatura de 500ºC.

Adviértase también que, para el caso del metano no están tabulados los valores de entalpía para diferentes temperaturas, pero, por tratarse de un gas ideal, es posible determinar su entalpía como {3}:

$$h_{ch4}\,(773K) = M_{CH4}\; x\; C_{P,CH4}\; x\; 773K$$

Donde M_{CH4} es la masa molecular del metano en **Kg/Kmol** y $C_{P,CH4}$ es el calor específico del metano a presión constante en **KJ/Kg.K**, para una temperatura de 773K. Sabiendo que la masa molecular del metano es 46 Kg/Kmol y por *Tablas A.3 del Anexo A*, el calor específico es 3,158 KJ/Kg.K. Entonces:

$$h_{ch4}\,(773K) = 136400{,}488\left[\frac{KJ}{Kmol}\right]$$

Se realiza el mismo procedimiento para encontrar la entalpía h^0.

Con todos los valores de entalpía se puede calcular la entalpía total de los reactivos obteniéndose los resultados mostrados en la siguiente tabla.

TABLA 5.3E Entalpía total de los reactivos

Sustancia	ht [KJ]
CH4	541,096
CO	-20769,93
CO_2	2615,90
O_2	2731,6
N_2	15787
H_2	3058,985
HRtot	3965

Nótese que los valores pertenecientes a la columna “ht” son los valores de entalpía de cada componente luego de multiplicar los correspondientes números de kmoles obtenidos en el balance másico y las distintas entalpías según ecuación 4.13 y tabla 5.3D.

El valor correspondiente a “HRtot” es la suma de las entalpías de todas las sustancias reactivas. Es decir:

$$\sum N_R \left(h_f^0 + h - h^0\right) = H_{Rtot}$$

$$9067{,}346 = H_{Rtot}$$

A continuación se aplica el mismo razonamiento para el cálculo de entalpía total de los productos, primero se tabulan los valores de entalpías obtenidos de *Tabla A1 y A2 del Anexo A*:

TABLA 5.3F Entalpías de los productos

Sustancia	h_f [KJ/Kmol]	h[KJ/Kmol]	h^0 [KJ/Kmol]
CO_2	-393520	----	9364
H_2O	-241820	----	9904
O_2	0	----	8682
N_2	0	----	8669

Adviértase que en la columna “h” no se colocan valores de entalpías debido a que no es posible determinarlos. Esto se debe a que no se conoce la temperatura a la que se encuentran los productos a la salida del quemador, ya que es la cual se desea calcular (**Temperatura adiabática de llama**). Por lo tanto, el primer término de la ecuación 4.13 queda planteado de la siguiente forma:

$$\sum N_p \left(h_f^0 - h - h^0\right) = [0{,}3539\ kmoles\ CO_2\ (-393520 + h_{CO2} - 9364)] + [0{,}2554\ kmoles\ H_2O\ (-241820 + h_{H2O} - 9904)] + [0{,}07605\ kmoles\ O_2\ (h_{O2} - 8682)] + [1{,}65\ kmoles\ N_2\ (h_{N2} - 8669)]$$

Desarrollando y agrupando términos, se obtiene:

$$\sum N_p \left(h_f^0 - h - h^0\right) = 0{,}3539h_{CO2} + 0{,}2554h_{H2O} + 0{,}07605h_{O2} + 1{,}65h_{N2} - 221832{,}78$$

Luego, recordando la ecuación 4.13:

$$\sum N_p \left(h_f^0 + h - h^0\right) = \sum N_R \left(h_f^0 + h - h^0\right) = H_{Rtot}$$

Remplazando la expresión correspondiente a los productos se tiene:

$$0{,}2339h_{CO2} + 0{,}2554h_{H2O} + 0{,}0760h_{O2} + 1{,}24h_{N2} - 221832{,}78 = 3965$$

Finalmente:

$$0{,}3539h_{CO2} + 0{,}2554h_{H2O} + 0{,}0760h_{O2} + 1{,}65h_{N2} = 225797$$

Para resolver la ecuación anterior se realiza un proceso iterativo, el cual consiste en suponer una temperatura adiabática de llama, luego de las *Tablas A2 del Anexo A* obtener las entalpías de los productos a esa temperatura y reemplazarlos en la ecuación anterior. Si la igualdad se verifica, entonces la temperatura supuesta es la temperatura adiabática de llama, si no verifica se repite el procedimiento hasta encontrar el valor de temperatura correcto o más aproximado posible.

Luego de unas cuantas iteraciones, se llega a que el valor de temperatura adiabática de llama que verifica la ecuación es 2273K (2000ºC), como se muestra en la siguiente tabla:

TABLA 5.3G Cálculo de la entalpía de los productos a partir de las entalpías de cada compuesto

Sustancia	Kmoles	h[KJ/Kmol]	h [KJ]
CO_2	0,3539	138716,644	49091,82
H_2O	0,255	119796,192	30595,94
O_2	0,076	87355,936	6643,41
N_2	1,65	82546,268	136179,52
			222510,71

Vemos que para 2273K (2000 ºC) el valor de la suma de las entalpías se aproxima mucho al deseado:

$$222510{,}71 \approx 225797$$

Aunque la temperatura será un poco superior para alcanzar el valor exacto, a los efectos de los cálculos se asume este valor como temperatura de llama adiabática.

Finalmente, es posible determinar una relación de combustión completa, es decir, cuántos m^3 de aire a 400ºC serán necesarios para combustionar $1m^3$ de gas de síntesis a 400ºC. Esto se puede determinar mediante la aplicación de la ecuación 5.1, calculando cuántos m^3 de syngas representan 1Kmol a 500ºC. Luego, se calculan cuántos m^3 de aire representan 1,57 Kmoles a 400ºC. Por lo tanto, se tiene que:

Syngas 500ºC:

TABLA 5.3H Propiedades del syngas

P [Pa]	T[k]	n [mol]	V[m3]
101325	733	1000	63,426

Aire 400ºC:

TABLA 5.3I Propiedades del aire

P [Pa]	T[k]	n [mol]	V[m3]
101325	673	1570	86,697

Por lo tanto, se puede decir que

$$\frac{Vol_{aire}}{Vol_{SYNGAS}} = 1{,}37$$

Es decir, que por cada m^3 de syngas a 500ºC se necesitarán 1,37 m^3 de aire a 400ºC para su combustión completa.

5.3.2 CÁLCULO DE PROPIEDADES DE LOS PRODUCTOS DE COMBUSTIÓN

Una vez determinada la temperatura a la que se encuentran (al menos teóricamente) los gases de combustión a la salida del quemador, es necesario determinar las propiedades físicas de dicho gas. Para esto, se debe contar al menos con las fracciones volumétricas de las sustancias que componen dichos productos. Para lo cual, se recurre a la tabla 5.3C, la cual contiene el número de moles de los productos, por lo tanto la fracción molar de cada componente se calculará como el cociente entre el número de moles de cada componente y el número de moles totales.

La siguiente tabla muestra las fracciones volumétricas de los productos de combustión:

TABLA 5.3J Fracción molar de los productos

Sustancia	CO2	O2	N2	H2O
yi	0,15	0,032	0,70	0,10

Aplicando la ecuación 4.9, se puede determinar la masa molar de la mezcla, luego mediante la ecuación 4.10 se obtienen las fracciones másicas. Luego, se aplica el mismo razonamiento que en el apartado 5.2, obteniéndose los siguientes resultados.

TABLA 5.3K Propiedades de los productos de combustión

Sustancia	yi	Masa molar (Kg/kmol)	fm_i	ρ [Kg/m3]	Cp [J/kg.k]	k [W/m.k]	μ [Kg/m.s]
CO2	0,15	44	0,2274	0,2359	1387	0,1152	7,322E-05
O2	0,032	32	0,0353	0,1716	1200	0,1471	8,417E-05
N2	0,7	28	0,6753	0,1502	1297	0,1859	6,426E-05
H2O	0,1	18	0,0620	0,0966	2928	0,2918	7,808E-05
		30,8374		0,167	1415,1943	0,1750	6,786E-05

5.3.3 SELECCIÓN DEL QUEMADOR

En este apartado se pretende seleccionar el quemador a utilizar, lo que se traduce en determinar el consumo de syngas requerido para lograr determinadas condiciones de efectividad de intercambio. Es decir que, el quemador deberá desarrollar la potencia térmica necesaria para lograr el salto térmico requerido que nos permita alcanzar la temperatura de craqueo.

Para poder realizar este análisis hay que tener siempre presente todas las etapas que intervendrán en el equipo.

En este caso se sabe que los productos de la combustión serán utilizados para aumentar la temperatura del gas de síntesis en 300ºC, por medio de una transferencia de calor tipo gas-gas. Por lo tanto, aplicando los conceptos de intercambiadores de calor expuestos en el apartado 4.6, es necesario definir una efectividad "$\boldsymbol{\varepsilon}$" de transferencia de calor.

Para el tipo de transferencia gas-gas, en general se recomienda lograr una efectividad de intercambio del 80%.

Aclaración: se denominará gas caliente a los productos de combustión y gas frío al gas de síntesis que será calentado.

Antes de continuar con el cálculo se tabulan todas las variables que se necesitan conocer para el presente análisis, tanto del gas frío como del gas caliente:

TABLA 5.3L Variables del syngas a craquear (a 500ºC)

Variables gas frío	Magnitud	Unidades
Caudal volumétrico	60	m3/h
PCI	2400	KJ/m3
Calor especifico	1464,0000	J/kg.K
Densidad	0,43	Kg/m3
Capacidad calorífica	10,492	J/seg.K
Viscosidad	0,00003743	kg/m.seg
Conductividad (k)	0,0693	W/m.K
Caudal másico	0,0072	Kg/s

TABLA 5.3M Propiedades de los productos de combustión

Variables gas caliente	Magnitud	Unidades
Calor especifico (2000ºC)	1291,29	J/kg.K
Densidad (2000ºC)	0,239	Kg/m3
Viscosidad	4,32076E-05	kg/m.seg
Conductividad (k)	0,0742	W/m.K
Pr	0,75	

En este caso, el problema se reduce a determinar el caudal másico de productos de combustión, que permitirán lograr una eficiencia de intercambio del 80%. En otras palabras, estaremos determinando el consumo de gas de síntesis que demandará el quemador. Para poder realizar dicho cálculo se realiza el siguiente procedimiento:

- Paso 1: se propone un determinado caudal volumétrico de gas de síntesis y se determina su correspondiente caudal másico a 500ºC.

- Paso 2: se determina el caudal volumétrico de aire a 400ºC (mediante la relación determinada en apartado 5.2) y su correspondiente caudal másico a 400ºC.

- Paso 3: se calcula el caudal másico de los productos de combustión ($\dot{m}_{com}$) como la suma de los caudales másicos calculados en paso 1 y paso 2.

- Paso 4: se determina el contenido energético de los productos de combustión a la salida del quemador mediante la siguiente expresión:

$$\dot{Q}_{comb} = \dot{m}_{com}. C_{p,c} . T_{adiab}$$

- Paso 5: se calcula la energía que se requiere transferir al sistema mediante ecuación 4.21. Adviértase que en este paso se calculará la energía que se debería suministrar a un caudal de 60m3/h de syngas para que logre un $\Delta T = 300$ºC. En un paso posterior se optimizará el cálculo, ya que, como se explicó en el apartado 5.1, el consumo del quemador disminuirá el caudal que ingresa al reactor catalítico.

- Paso 6: se determina la razón de capacidad calorífica del gas caliente y se compara con la del gas frío, se determinará cuál es la menor.

- Paso 7: se determina la efectividad mediante ecuación 4.20. Si la efectividad es 0.8, entonces se tomará el caudal volumétrico propuesto en el paso 1, como una primera aproximación del consumo que demandará el quemador. Si la efectividad es distinta de 0.8, se repite el cálculo partiendo del paso 1.

Luego de una serie de iteraciones se obtuvieron los siguientes resultados:

TABLA 5.3N Consumo del quemador, primera estimación.

$\dot{V}_q$[m3/h]	$\boldsymbol{\varepsilon}$
12	0,79

Donde $\dot{V}_q$ es el caudal demandado por el quemador.

Como ya se mencionó, es posible optimizar el cálculo anterior, sabiendo que el caudal que ingresará al reactor será el resultado de la diferencia de los 60m3/h producidos y el consumo de gas que demande el quemador. Por lo que se toma como primera aproximación, que el gas que ingresa al quemador será 60 m^3/h - 12 m^3/h = 48m^3/h, y se repite el procedimiento antes descripto tomando los 12m^3/h determinados como la primera suposición para el paso 1.

Luego de una serie de iteraciones, se obtuvieron los siguientes resultados:

TABLA 5.3O Valor final del consumo del quemador.

$\dot{V}_{SYNGAS}$[m3/h]	$\dot{V}_q$[m3/h]	$\boldsymbol{\varepsilon}$
50,5	9,5	0,8

Los resultados de la tabla tabla 5.3M muestran que, para lograr una efectividad de intercambio del 80%, el quemador deberá consumir el 15,83% del gas producido, para lograr un $\Delta T = 300$ºC en un caudal de 50m^3/h. Por lo tanto, con este valor de consumo se puede recurrir al *Catálogo 1 del Anexo B* para seleccionar el quemador.

Se selecciona el quemador que permita un paso de caudal de gas, como mínimo, de 9.5m^3/h, por lo que se elige el de 1 ½" ya que permite un paso de caudal de 11,4m^3/h con una presión de aire máxima de trabajo de 450mm.c.a, por lo que nos asegura poder trabajar a la presión de aire de 400mm.c.a.

Adviértase que en el catálogo 1 hay una tabla para aplicar un factor de corrección k. Dicho factor se define como el cociente entre el poder calórico del gas base (en este caso gas natural) y el poder calórico inferior del gas sustituto, esto es:

$$\frac{PCI_{gas\ natural}}{PCI_{syngas}} = \frac{9300\ \left[Kcal/m^3\right]}{1434\left[Kcal/m^3\right]} = 6{,}5$$

Este factor nos indica que la potencia térmica generada por el quemador cuando es alimentado con gas de síntesis es 6,5 veces menor que la que este produciría si se lo alimentara con gas natural.

5.4 DIMENSIONAMIENTO ETAPA INTERCAMBIO DE CALOR

En este apartado se obtendrán las dimensiones teóricas que deberá tener esta zona del equipo para que verifiquen las condiciones de trabajo planteadas.

Se sabe que, cuando el intercambio de calor es de gas a gas, la transferencia calor es lenta, necesitándose una gran área superficial. Con la finalidad de lograr una gran área de transferencia, simple de construir y lo más compacta posible, se propone un intercambiador de calor por haces de tubos.

En el apartado 5.2 y 5.3 se determinaron todas las variables termodinámicas que intervienen en la transferencia. Entonces conocidos todos los parámetros termodinámicos el paso siguiente es determinar el área de transferencia necesaria que verifique dichas variables termodinámicas, es decir, se deberá calcular el tamaño que deberá tener el equipo para las condiciones de trabajo.

Para lo cual, a partir del valor de eficiencia (e=0.8) se calculan sus respectivos valores de NTU, aplicando la siguiente ecuación extraída de *Tabla A.5 del Anexo A*:

$$NTU = -\frac{ln[c\ \ln(1-\varepsilon)+1]}{c}$$

Reemplazando los valores correspondientes:

$$NTU = 2{,}7$$

Para determinar el área de transferencia se utiliza la ecuación 4.24:

$$NTU = \frac{U.A_S}{C_{min}}$$

Para aplicar esta ecuación es necesario conocer el factor de transferencia de calor total U. Dicho coeficiente es dominado por el menor coeficiente de transferencia de calor, como se explica en el apartado 4.6.1. Como externamente se tiene un efecto combinado de convección y radiación, es posible suponer que el coeficiente de transferencia interno de los tubos (donde solo se tiene convección) será más chico que el externo, es decir:

$$U \approx h_i$$

Sabiendo que h_i se puede expresar como función del número de Nusselt {5}:

$$Nu_i = \frac{h_i D_i}{k} \quad \rightarrow \quad h_i = Nu_i \frac{k}{D_i} \qquad \text{(Ecuación 5.4.1)}$$

Donde k es la conductividad del fluido, Di es el diámetro interno de un tubo, que en adelante simplemente llamaremos D, y L la longitud.

Reemplazando la ecuación 5.4.1 en ecuación 4.24, es posible colocar las NTU en función del número de Nusselt:

$$NTU = \frac{Nu\ k\ A_S}{D\ \ C_{min}} \qquad \text{(Ecuación 5.4.2)}$$

Además As se puede expresar como:

$$A_S = \pi DLN$$

Donde N es la cantidad de tubos, entonces reemplazando en 5.4.2:

$$NTU = \frac{Nu\ \ k\ \ \pi LN}{C_{min}} \qquad \text{(Ecuación 5.4.3)}$$

Con la finalidad de lograr la menor área de transferencia posible, se forzará flujo turbulento en el interior en los tubos, ya que, la transferencia de calor para dicho régimen es más rápida que para flujo laminar, lo que se traduce en menor área de transferencia. La expresión del número de Nusselt para el caso turbulento de flujo es {5}:

$$Nu = \frac{\left(f/8\right) Re\ Pr}{1{,}07 + 12{,}7\left(f/8\right)^{0{,}5}\left(Pr^{2/3} - 1\right)} \qquad \text{(Ecuación 5.4.4)}$$

donde f es el factor de fricción de Darcy , Re es el número de Reynolds y Pr es el número de Prandt.

El factor de fricción de Darcy se puede aproximar mediante la siguiente expresión {5}:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1{,}8\ log\left[\frac{6{,}9}{Re} + \left(\frac{\varepsilon/D}{3{,}7}\right)^{1{,}11}\right] \qquad \text{(Ecuación 5.4.5)}$$

Para el caso de flujo interno en tubos, se considera que el flujo es completamente turbulento para Re > 3000 {5}, sabiendo que el Re se calcula como:

$$Re = \frac{\rho V D}{\mu} \qquad \text{(Ecuación 5.4.6)}$$

donde ρ es la densidad del fluido, V la velocidad del flujo interno, D el diámetro del tubo y μ la viscosidad del fluido.

Luego, aplicando la ecuación 4.2, se puede demostrar que la velocidad interna del flujo depende de la cantidad de tubos utilizados, esto es:

$$V = \frac{Q_T}{N A_c} \qquad \text{(Ecuación 5.4.7)}$$

donde Q_T es el caudal total que fluirá por los tubos (en este caso 58,4m3/h), A_c es el área transversal de cada tubo y V la velocidad interna del flujo.

Además, sabiendo que:

$$A_c = \frac{\pi D^2}{4}$$

Reemplazando ecuaciones 5.4.7 y 5.4.8 en ecuación 5.4.6:

$$Re = \frac{4\rho Q_T}{\mu N \pi D} \qquad \text{(Ecuación 5.4.9)}$$

Finalmente se realizará el siguiente procedimiento de cálculo para determinar que combinación de L, D y N logran un área de transferencia tal que las NTU =2,7:

- Paso 1: Se propone un diámetro de tubo del tipo Schedule 40S.
- Paso 2: Se determina el número de Reynolds para diferentes cantidades N de tubos mediante ecuación 5.4.9.
- Paso 3: Mientras el Re calculado en el paso 4 sea mayor que 3000, se aplicara la ecuación 5.4.5 para calcular f y ecuación 5.4.4 para calcular Nu.
- Paso 4: Se calcula L de ecuación 5.4.3.
- Paso 5: Se calcula la pérdida de carga en los tubos como:

$$\Delta P = f\left(\frac{L}{D}\right)\left(\frac{\rho}{2}\right)V^2 \qquad \text{(Ecuación 5.4.10)}$$

Como resultado de este procedimiento se obtendrán los valores de longitud, diámetro y cantidad de tubos que logren el valor de NTU deseado. Por lo que se hace necesario establecer criterios de selección, los cuales serán:

- Se considera una cantidad excesiva de tubos si N > 10
- Se considerara que la pérdida de carga es muy grande si $\Delta P > 10\ mmca$

A continuación se muestran los resultados obtenidos para diferentes diámetros y cantidades de tubos:

Para 3/4 pulgada

N	Vel [m/s]	Re	f	Nusselt	L[mm]	Δp[mmca]
1	41	9600,11	0,03184	31	1409	78
2	20	4800,06	0,03911	17	1280	22
3	14	3200,04	0,04458	11	1281	11
4	10	2400,03				

De la tabla anterior se concluye que, si se utilizara tubos 3/4'' las longitudes de los tubos son excesivas, además de provocar una gran pérdida de carga. También se puede observar cómo a partir de 4 tubos, la condición de flujo turbulento no se logra, debido a que Re <3000, por lo que el método propuesto no se aplica para N>4. De la misma manera se analizan las siguientes tablas.

Para 1/2 pulgada:

N	Vel [m/s]	Re	f	Nusselt	L[mm]	Δp[mmca]
1	36	6383,83	0,03585	22	992	64
2	24	4255,89	0,04063	15	957	31
3	18	3191,92	0,04462	11	964	19
4	14	2553,53				

Para 3/8 pulgada:

N	Vel [m/s]	Re	f	Nusselt	L[mm]	Δp[mmca]
3	38	5374,42	0,03777	19	770	75
4	29	4030,82	0,04134	14	756	45
5	23	3224,65	0,04447	11	762	31
6	19	2687,21				

Para 1/4 pulgada:

N	Vel [m/s]	Re	f	Nusselt	L[mm]	Δp[mmca]
5	42	4364,82	0,04030	15	560	95
6	35	3637,35	0,04274	13	559	70
7	30	3117,73	0,04497	11	565	54
8	26	2728,02				

Para 1 pulgada:

N	Vel [m/s]	Re	f	Nusselt	L[mm]	Δp[mmca]
1	25	7553,24	0,03411	25	1719	31
2	13	3776,62	0,04222	13	1615	9
3	8	2517,75				

Ninguno de los casos mostrados anteriormente se consideran satisfactorios, ya sea por la gran pérdida de carga que se genera o por tener longitudes muy largas. Vale aclarar que se realizaron más pruebas con otros diámetros de tubos, obteniéndose los mismos resultados.

Por el análisis anterior se concluye que se deber aumentar la rugosidad interna del tubo, ya que dicho aumento provocaría un flujo aún más turbulento mejorando la transferencia de calor, lo que se traduciría en una menor longitud de tubo.

Una forma de aumentar la rugosidad interna de la tubería, sin introducir complicaciones constructivas, es colocar dentro de los tubos un resorte o alambre con un diámetro externo igual al diámetro interno de los tubos.

Como consecuencia del aumento de la rugosidad de la superficie, las ecuaciones 5.4.4 y 5.4.5 utilizadas para calcular f y Nu ya no serán válidas, teniendo que aplicar otro enfoque, el cual se explica a continuación.

Para realizar el cálculo del número de Nusselt en las condiciones antes mencionadas, primero es necesario definir un parámetro denominado k_s {7}, el cual dependerá de la forma que

tengan los elementos introducidos a los tubos para aumentar la rugosidad interna. En el caso particular podemos aproximar los resortes como nervaduras cuadradas sobre la superficie, como se muestra en la *Imagen 12* {7}:

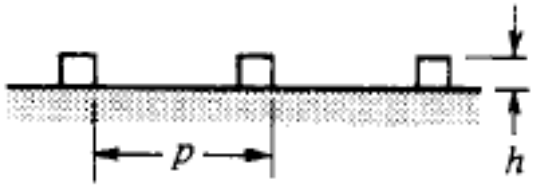


Imagen 12 *Nervaduras cuadradas*

donde h es la altura aproximada de la nervadura y p distancia o paso de separación.

Por lo tanto, para esta configuración el factor ks se puede calcular como {7}:

Si $2 < p/h < 6.3$:

$$ks = h \exp\left[3.4 - 3.7\left(p/h\right)^{-0.73}\right] \qquad \text{(Ecuación 5.4.11)}$$

Además, es posible determinar un parámetro adimensional ks^+, el cual se define como {7}:

$$ks^+ = \left(\frac{V\ ks\ \rho}{\mu}\right)\left(\frac{f}{8}\right)^{1/2} \qquad \text{(Ecuación 5.4.12)}$$

donde ρ es la densidad del fluido, V la velocidad del flujo interno, f el factor de fricción y μ la viscosidad del fluido.

El número adimensional ks^+se utiliza para determinar si el flujo alcanza la condición de "totalmente rugoso", dicha condición se alcanza si $ks^+ > 60$.

Si el flujo logra la condición de "totalmente rugoso", entonces el factor de fricción es independiente del número de Reynolds, pudiéndose calcular como:

$$f = \left[1.74 + 2\ log\left(R/ks\right)\right]^{-2} \qquad \text{(Ecuación 5.4.13)}$$

donde R es el radio de los tubos.

Finalmente, para calcular el número de Nusselt, se aplica la siguiente ecuación:

$Nu = St\ Re\ Pr$ ecuación 5.4.14

donde St es el número de Staton y se calcula como:

$$St = \frac{\left({}^{f}/_{8}\right)}{0.9 + \left({}^{f}/_{8}\right)^{1/2}\left[g(h^{+}, Pr) - 7{,}65\right]} \qquad \text{(Ecuación 5.4.15)}$$

donde la función $g(h^{+}, Pr)$, se puede determinar mediante:

$$g(h^{+}, Pr) = 0{,}55(h^{+})^{0{,}5}\left(Pr^{2/3} - 1\right) + 9.5 \qquad \text{(Ecuación 5.4.16)}$$

La ecuación anterior es válida para cualquier valor de h^{+}, el cual se define como:

$$h^{+} = \left({}^{ks^{+}}/_{ks}\right) h \qquad \text{(Ecuación 5.4.17)}$$

Para poder realizar el cálculo en cuestión se propone la siguiente geometría

- h = 1mm
- p = 5mm
- p/h= 5

Dicha geometría podría lograrse con un resorte de diámetro de espira 1mm y paso de hélice 5mm. Aplicando la ecuación 5.4.11, se tiene que:

$$ks = 9{,}55\ [mm]$$

Finalmente se realizará el siguiente procedimiento de cálculo para determinar qué combinación de L, D y N logran un área de transferencia, tal que, las NTU =2,7 cuando se agrega rugosidad interna a los tubos alcanzándose un factor ks=9, 55:

- <u>Paso 1:</u> Se propone un diámetro de tubo del tipo shudele 40.

- Paso 2: Se determina la velocidad para diferentes cantidades de tubos (N) mediante ecuación 5.4.7
- Paso 3: Se supone que el flujo es totalmente rugoso, por lo que se aplica la ecuación 5.4.13 para calcular f
- Paso 5: Se calcula ks^+ mediante ecuación 5.4.12, luego si $ks^+ > 60$ entonces la suposición de flujo totalmente rugoso adoptada en el paso 3 es válida y el valor f obtenido es correcto.
- Paso 6: Se calcula h^+ mediante ecuación 5.4.17
- Paso 7: Se calcula $g(h^+, Pr)$ mediante ecuación 5.4.16
- Paso8: se calcula St mediante ecuación 5.4.15
- Paso 8: se calcula Nu mediante ecuación 5.4.14
- Paso 9: Se calcula L mediante ecuación 5.4.3.
- Paso 10: Se calcula la pérdida de carga mediante ecuación 5.4.10

A continuación se presentan los resultados obtenidos analizando los mismos casos que para el régimen de flujo turbulento.

Para 3/4 pulgadas:

N	Vel [m/s]	Re	f	ks^+	h^+	$g(h^+,Pr)$	St	Nusselt	L [mm]	Δp[mmca]
4	10	2400	0,302	213	22	9,139	0,03173	61	178	5,82
5	8	1920	0,302	170	18	9,177	0,03153	48	179	3,75
6	7	1600	0,302	142	15	9,205	0,03139	40	180	2,61
7	6	1371	0,302	121	13	9,227	0,03128	34	181	1,93

Para 1/2 pulgada:

N	Vel [m/s]	Re	f	ks^+	h^+	$g(h^+,Pr)$	St	Nusselt	L [mm]	Δp[mmca]
4	18	3192	0,404	435	46	8,984	0,04213	107	101	18,36
5	14	2554	0,404	348	36	9,038	0,04171	85	102	11,87
6	12	2128	0,404	290	30	9,079	0,04140	70	103	8,30
7	10	1824	0,404	249	26	9,110	0,04116	60	103	6,14

Para 1 pulgada:

N	Vel [m/s]	Re	f	ks^+	h^+	$g(h^+,Pr)$	St	Nusselt	L [mm]	Δp[mmca]
4	6	1888	0,243	118	12	9,231	0,02584	39	278	2,20
5	5	1511	0,243	94	10	9,259	0,02574	31	279	1,42
6	4	1259	0,243	79	8	9,280	0,02566	26	280	0,99
7	4	1079	0,243	67	7	9,297	0,02559	22	281	0,73

Las tablas anteriores se analizan de la misma manera que para el caso de flujo turbulento. Como consecuencia de dicho análisis, se decidió seleccionar 6 tubos de ¾ de pulgada, de longitud 180mm. Esta elección se hizo en base a la experiencia de los directores del proyecto, los cuales recomiendan el uso de tubos del diámetro elegido debido a que es el más utilizado en estas instalaciones, y el mismo criterio se utilizó para la cantidad de tubos.

5.5 DIMENSIONAMIENTO DEL LECHO CATALÍTICO

En este apartado se determinarán las dimensiones que deberá tener el lecho de dolomita para lograr que se lleve a cabo la reforma catalítica. Uno de los parámetros más importantes que se debe considerar, en esta parte del equipo, es la pérdida de carga, ya que, el catalizador que es usado como relleno está formado por partículas, las cuales generan una distorsión del flujo muy grande provocando pérdidas de carga muy elevadas para longitudes relativamente pequeñas.

Se sabe que una pérdida de carga muy elevada requiere una gran potencia de bombeo. En este caso, como se mencionó en el apartado 5.1, la potencia de bombeo será producida por un ventilador de 1.5HP con una presión estática de 400mmca.

Por lo que se decidió dimensionar el lecho de dolomita para una pérdida de carga de 250mmca, dejando así disponible 150mmca para el resto del equipo y los demás dispositivos.

Además de la pérdida de carga, se debe tener en cuenta otro parámetro muy importante, denominado espacio-tiempo "τ_2", el cual se define como (Kg de dolomita/ Nm3/hora de syngas).

$$\tau_2 = \frac{Kg\ de\ dolomita}{\frac{Nm^3}{hora} de\ syngas}$$

Está demostrado que se puede lograr un 95% de conversión de alquitranes en para $\tau_2 = 0{,}3$. En este caso particular, el caudal de gas no se encuentra en condiciones normales, sino a 800ºC teniéndose una variación del 30% de la densidad respecto de las condiciones normales, es decir, la densidad del syngas a 800ºC es el 30% de la densidad en condiciones normales. Por lo que, para mantener el porcentaje de conversión, la masa de dolomita deberá reducirse en igual proporción para lograr un porcentaje de conversión de alquitranes del 95%, es decir, que para el syngas a 800ºC se necesitara lograr un $\tau_2 = 0{,}1$.

Debido a esto, el lecho a dimensionar no solo deberá tener las dimensiones adecuadas para no exceder la pérdida de carga antes mencionada, sino también deberá contener los kilogramos de dolomita adecuados para garantizar un $\tau_2 = 0{,}1$. Recordando que el caudal de gas de síntesis que atraviesa el lecho es de 50,5m^3/h, se tiene que:

$$\tau_2 = 0{,}1 = \frac{W}{50{,}5} \rightarrow W = 5kg$$

Para poder realizar los cálculos, es importante establecer los parámetros que definirán la estructura del lecho, tal como se explicó en el apartado 4.5, los cuales son:

- $\boldsymbol{e}$ (porosidad)
- $\boldsymbol{S}$ (área superficial específica de las partículas)

Para poder determinar dichos parámetros, se establece que la forma de las partículas es esférica con un diámetro d=2mm. Esta aproximación se realiza con la finalidad de poder realizar el cálculo preliminar, ya que en general, la forma de las partículas es bastante irregular, por lo que para establecer con mayor exactitud los parámetros S y e se deberían realizar una serie de ensayos y mediciones especiales.

Recurriendo a la *Tabla A.6 del Anexo A* se determinan los siguientes valores para ***e*** y ***S*****:**

TABLA 5.5A Propiedades del lecho a partir del diámetro de partículas

e	S[1/m]
0,402	3275,088

A su vez, es se necesitarán conocer los valores de densidad y calor específico de la dolomita {21}, los cuales se muestran en la siguiente tabla:

TABLA 5.5B Propiedades de la dolomita

Prop. Dolomita	Magnitud	Unidad
ρ	2800	[kg/m3]
Cp	920	[J/Kg.k]

También, serán necesarias algunas propiedades del gas a 800ºC (temperatura con la que ingresa al lecho), para lo cual se recurre a la tabla 5.2.C del apartado 5.2 de donde se extraen los siguientes valores:

TABLA 5.5C Propiedades del syngas

Variables syngas 800ºC	Magnitud	Unidad
μ	4,109E-05	[Pa.s]
ρ	0,375	[kg/m3]

Finalmente, se realiza el siguiente procedimiento de cálculo, para determinar la longitud y diámetro que deberá tener el lecho:

- Paso 1: se propone una longitud L y se calcula la velocidad promedio del gas en el lecho (uc) mediante ecuación 4.30 fijando la pérdida de carga en 250mmca.
- Paso 2: por ecuación de continuidad se calcula el diámetro de lecho D que logrará la velocidad promedio “uc”, calculada en paso 1.
- Paso 3: se calcula el volumen que ocuparía la dolomita en el lecho mediante la siguiente ecuación.

$$Vol_{dol} = \frac{\pi D^2}{4} L(1 - e)$$

- Paso 4: Se calcula la masa contenida en el volumen calculado en paso 3, sabiendo que la densidad de la dolomita es 2800 [Kg/m^3].

Siguiendo el método anterior se pueden confeccionar la siguiente tabla:

TABLA 5.5D Cálculo de dimensiones del lecho

L [mm]	uc[m/s]	D[mm]	masa [Kg]
50	4,059	66	0,29
100	2,030	94	1,16
150	1,353	115	2,60
200	1,015	133	4,63
250	0,812	148	7,23

De la tabla anterior se puede decir que, la longitud del lecho estará comprendida entre 200mm y 250mm; teniendo un diámetro entre 133mm y 148mm. Por lo que haciendo un recalculo teniendo en cuenta estas dimensiones resulta que:

TABLA 5.5E Cálculo corregido de dimensiones del lecho

D [mm]	L [mm]	masa [kg]	Δp[mmca]
140	200	5,15	226

La tabla anterior muestra cómo, con un lecho de diámetro 140mm y longitud 200mm, se contendrá la masa de dolomita necesaria para realizar una conversión de alquitranes en un 95%, lográndose una pérdida de carga menor que 250 mmca.

Tiempo de calentamiento.

Sabiendo la cantidad de masa de dolomita contenida en el lecho y teniendo las dimensiones de los tubos de calentamiento, es posible determinar la cantidad de calor que se debería suministrar al equipo para su puesta en marcha. Se considera que el equipo alcanzará las condiciones de funcionamiento cuando la masa de dolomita y demás componentes logren llegar a 800ºC de temperatura desde la temperatura ambiente (20ºC).

Por lo tanto, para los 6 tubos de la zona de calentamiento:

TABLA 5.5F Cálculo de cantidad de calor requerida por los tubos

Cp [J/Kg. K]	ρ [Kg/m3]	Vol [m3]	Masa [Kg]	Q_{tub} [J]
500	7800	3,86749E-05	0,301664312	117649,0818

Adviértase, que los valores de densidad y calor específicos utilizados en la tabla anterior, corresponden al acero AISI304, el cual se usará para el equipo.

Para la dolomita se tiene que:

TABLA 5.5G Cantidad de calor requerida para la dolomita

Cp [J/Kg. K]	ρ [Kg/m3]	Vol [m3]	Masa [Kg]	Q_{dol} [J]
0,92	2800	1,84E-03	5,15	3700005

Luego, sabiendo que el quemador puede entregar como máximo una cantidad de calor igual a:

$$\dot{Q}_q = \dot{V}_q \, \rho \, C_p T_{adiab} = 8{,}15 \left[{}^{KJ}/_{seg}\right] \equiv 8150 \left[{}^{J}/_{seg}\right]$$

El tiempo de calentamiento a la temperatura de funcionamiento será:

$$t_{calentamiento} = \frac{\dot{Q}_{dol} + \dot{Q}_{tub}}{\dot{Q}_q} \approx 4{,}68 \, [seg] \equiv 8 \, [min]$$

5.6 CÁLCULO DE LA AISLACIÓN DEL EQUIPO

El equipo calculado trabajará a temperaturas elevadas, por lo que es imprescindible aislarlo térmicamente. El cálculo de la aislación se traduce en la determinación del espesor de la pared de aislante para que soporte una determinada perdida de calor del equipo. Se propone que la pérdida de calor del equipo sea el 10% del calor máximo generado. Debido a esto, el espesor de la capa de aislante necesario deberá ser capaz de conducir como máximo el 10% del calor liberado por la combustión de los gases, no debería conducir una cantidad de calor mayor, ya que significaría que se estaría perdiendo más del 10% del calor generado.

Se propone que la temperatura en la pared externa del aislante sea de 60ºC, temperatura establecida por normas. Además se supondrá que la temperatura de la pared interna (en contacto con los gases) será igual a la temperatura promedio de los gases en la zona de calentamiento, ya que ésta sería la condición más desfavorable de trabajo. Considerando que la temperatura de los productos de combustión es 2000°C cuando ingresan al intercambiador y 1295°C al salir del mismo, se tiene que:

$$T_{prom} = \frac{1295 + 2000}{2} = 1647℃$$

Debido a que el aislante tomará una forma cilíndrica, es posible aplicar las siguientes ecuaciones, correspondiente al modelo de resistencia térmica {5}:

$$\dot{Q}_{cond,cil} = \frac{T_1 - T_2}{R_{cil}} \qquad \text{(Ecuación 5.6.1)}$$

$$R_{cil} = \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi L k} \qquad \text{(Ecuación 5.6.2)}$$

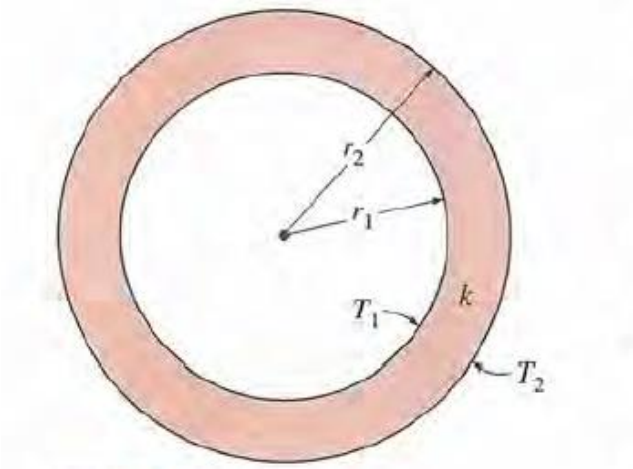


Imagen 13 *Pared cilíndrica*

En general, se recomienda ubicar la capa de aislante a 100mm de la superficie del lecho para que los gases que circulen entre la capa de aislante y el lecho lo hagan de manera

suave. Es decir, que el radio interno (respecto del centro del equipo) de la capa cilíndrica de aislante será 100mm más el radio del lecho de dolomita, esto es r_1= 170mm.

Sabiendo que "r_2" es la suma del espesor de la capa de aislante y el radio interno, y desarrollando las ecuaciones anteriores, es posible expresar el calor conducido en función del espesor como sigue:

$$\dot{Q}_{perdida} = \frac{2\pi Lk\ (T_1 - T_2)}{Ln\left(\frac{r_1 + e}{r_1}\right)}$$

Donde L es la longitud del cilindro aislante, k la conductividad térmica del aislante a la temperatura promedio de trabajo y "e" el espesor de la pared. Vale aclarar que la longitud a utilizar será la de la zona de calentamiento, es decir la longitud de los tubos (180mm), ya que será la zona de trabajo más crítica.

La temperatura promedio de trabajo del aislante será:

$$T_{prom} = \frac{1647 + 60}{2} = 853{,}5\ ℃$$

Del *Catálogo 2 del Anexo B* se decide utilizar como aislante la manta cerámica "Cerachem", ya que su temperatura de uso permanente es de 1315ºC, por lo que su conductividad a la temperatura promedio será:

$$k = 0{,}2$$

Haciendo uso de las planillas de cálculo es posible proponer diferentes espesores y para cada uno de ellos determinar la cantidad de calor que conducirá el aislante en condiciones estacionarias de funcionamiento, como se muestra en la siguiente tabla:

TABLA 5.6A Cálculo de espesor de la aislación

e [m]	Q [W]	%perdida
0,05	1372,98	16,85
0,1	765,19	9,39
0,15	559,66	6,87

Sabiendo que el calor máximo generado es:

$$\dot{Q}_{generado} = \dot{Q}_q = 8150 \left[{}^{J}/_{s} \right]$$

Por lo tanto, la máxima pérdida de calor permitida será:

$$\dot{Q}_{perdida} = 815 \left[{}^{J}/_{s} \right]$$

Por lo que de la tabla de espesores se selecciona uno de 10cm, el cual admite una pérdida aún menor que el 10%.

6. DISEÑO MECÁNICO DEL EQUIPO

En este apartado se describirá el proceso de diseño del equipo y los criterios adoptados. Vale aclarar que en algunos casos se recurrió a la experiencia de los directores de proyecto, ya que poseen más conocimiento en el diseño de equipos de este tipo.

Para realizar el diseño mecánico del equipo se utilizó el software de diseño 3D "Inventor Professional 2017".

6.1 DISEÑO DE ZONA DE CALENTAMIENTO

Como se determinó en el apartado 5.2, en esta zona se deberán disponer 6 tubos de diámetro nominal ¾" sch. 40S. Se decidió ubicar dichos tubos en dos placas perforadas, sobre las cuales se soldaran los mismos. Dichas placas estarán ubicadas una en cada extremo.

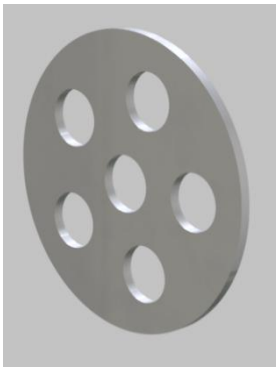


Imagen 14 Placa para la conexión de los tubos de calentamiento

La disposición de los orificios de las placas y, en consecuencia, la distribución de los tubos se realizó teniendo en cuenta el espacio necesario para la soldadura de los elementos, en este caso particular se dejó una distancia mínima de 10mm entre las superficies externas de los tubos. Ver *Imagen 14*.

El material de los tubos será acero inoxidable AISI 304, ya que es el material que tiene las mejores propiedades para soportar las temperaturas de trabajo y es el más utilizado para aplicaciones de este tipo.

6.2 DISEÑO DE ZONA DE PROCESO

La zona de proceso consta de un cilindro formado a partir de chapa de acero inoxidable AISI 304 plegada, con un espesor de 5mm. El diámetro del cilindro corresponde al calculado en el apartado 5.3.

El extremo superior del cilindro se conecta a la salida de Syngas, por lo que se coloca un difusor cónico para guiar el gas de síntesis hacia la salida, ya que esta tiene un diámetro menor al de la zona de proceso. Este difusor se acopla a la zona de proceso mediante bridas fabricadas a partir de planchuelas roladas tal como se muestra en la *Imagen 16*.

El extremo inferior de esta zona se conecta a la zona de calentamiento, soldando la placa de uno de los extremos de la misma al extremo inferior del cilindro formado para la zona de proceso.

Como se puede ver en la *Imagen 15*, en un extremo los tubos de calentamiento se sueldan al ras de la placa y en el otro extremo se deja un resalto. En este último extremo se sueldan unas tapas diseñadas para que la dolomita no caiga a la zona de calentamiento.

Imagen 15 Zona de calentamiento, en la parte superior pueden verse las tapas para evitar la caída de las piedras de dolomita

Una vez colocadas las tapas, se suelda toda la estructura de calentamiento a la zona de proceso, como puede observarse en la siguiente imagen.

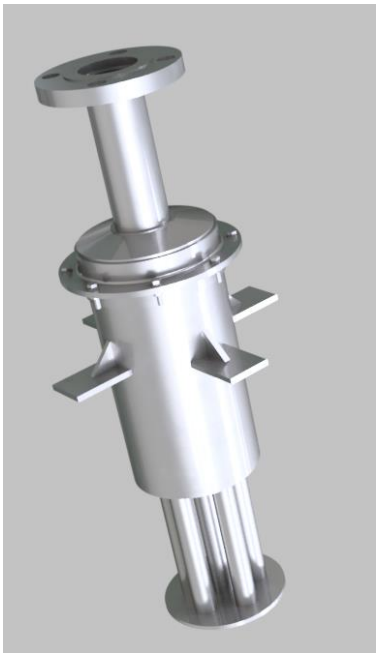


Imagen 16 Zona de calentamiento y zona de proceso

A esta estructura se le sueldan placas que oficiarán de soportes de la misma a la estructura exterior del equipo.

6.3 DISPOSICIÓN DE LA AISLACIÓN Y DEL QUEMADOR

Se recomienda dejar una distancia de 100mm entre la superficie externa del lecho de dolomita y la superficie interna del aislante. En el apartado 5.4 se determinó que el espesor de aislante deberá ser de 10cm, por lo que externamente se colocara una chapa de 5mm de espesor, plegada de tal forma de lograr un cilindro con el diámetro interno de 550mm el cual contendrá todos los componentes antes diseñados y, a su vez, estará aislado mediante una manta cerámica de Kawool que se coloca interiormente, como puede observarse en la *Imagen 17*. En los extremos de este cilindro se sueldan planchuelas roladas a modo de brida para unirlo a dos extremos cónicos que permiten la conexión de esta carcasa a la zona interior formada por el calentamiento y el proceso.

Imagen 17 Corte del equipo completo

Para el calentamiento del gas se utiliza un quemador que fue seleccionado en el apartado 5.3.3 del presente trabajo. Este quemador se conecta al equipo mediante un *bloque de quemador*, el cual se realiza con hormigón refractario con el objeto de dirigir la llama al entrar al equipo. Para fijar este bloque al equipo, se diseñó una caja metálica de chapa de 5mm, con el mismo material que la carcasa.

La conexión del lecho a las cañerías de Syngas del gasificador se realiza mediante bridas slip-on soldadas a caños de diámetro nominal de 2”, ya que el gas de síntesis circula por tuberías de este diámetro.

Finalmente, para sostener todo el equipo, se diseñaron los soportes inferiores con tubos estructurales y planchuelas. Las planchuelas se sueldan a la superficie cónica inferior del equipo y se fijan mediante bulones a los tubos estructurales del soporte inferior.

El equipo completo se muestra en la *Imagen 18*, y para una mejor comprensión del mismo en el *Anexo C* se encuentra el plano del conjunto.

Imagen 18 Equipo diseñado para el craqueo catalítico de gas de síntesis

7. CONCLUSIÓN

Como conclusión del presente proyecto se puede decir que el dimensionamiento y diseño del equipo planteado en este proyecto servirá únicamente para fabricar un primer prototipo, ya que, a la hora de realizar los cálculos para obtener las dimensiones preliminares a partir de las cuales se realizó el diseño mecánico, se hicieron una serie de aproximaciones con la finalidad de simplificar el análisis, algunas de estas aproximaciones se mencionan a continuación:

- No se tuvo en cuenta el efecto de la radiación en la etapa de calentamiento.
- Se utilizó una temperatura máxima teórica de los gases de combustión para plantear el dimensionamiento de la zona de calentamiento.
- Se supuso que las partículas de dolomita eran perfectamente esféricas, pero en realidad tienen una forma más irregular, por lo que se deberían medir con algún tipo de ensayo las propiedades e y S.

Debido a todas estas aproximaciones, la fabricación de un primer prototipo es indispensable para poder realizar observaciones del funcionamiento y mediciones de las variables más importantes, como ser:

- Temperatura de los gases de combustión.
- Temperatura del gas a craquear en la salida de la zona de calentamiento.
- Porcentaje de alquitrán transformado en hidrógeno.
- Pérdida de carga total en el equipo

El resultado de las mediciones de estas variables, servirán para verificar los cálculos teóricos planteados y, además, serán un punto de partida para plantear modificaciones en el diseño.

8. ANEXOS

ANEXO A: Tablas

A.1 Entalpías de formación {3}…….. p.83

A.2 Entalpía, entropía y energía interna de gases {3}…… p.84

A.3 Propiedades de los gases {5}…… p.95

A.4 Composición del gas de síntesis…….. p.98

A.5 NTU como función de la eficiencia {3}……... p.99

A.6 Porosidad y área específica {2}…… p.100

A.7 Caños de acero inoxidable {20}……... p.101

ANEXO B: Catálogos

B.1 Catálogo del quemador……. p.102

B.2 Catálogo de mantas cerámicas…….. p.105

ANEXO C: Plano de conjunto……... p.107

ANEXO A: TABLAS

Tabla A.1. ENTALPÍAS DE FORMACIÓN

Entalpía de formación, función de Gibbs de formación y entropía absoluta a 25°C, 1 atm

Sustancia	Fórmula	$\bar{h}_f^\circ$ kJ/kmol	$\bar{g}_f^\circ$ kJ/kmol	$\bar{s}^\circ$ kJ/kmol · K
Acetileno	$C_2H_2(g)$	+226,730	+209,170	200.85
Agua	$H_2O(\ell)$	−285,830	−237,180	69.92
Alcohol etílico	$C_2H_5OH(g)$	−235,310	−168,570	282.59
Alcohol etílico	$C_2H_5OH(\ell)$	−277,690	−174,890	160.70
Alcohol metílico	$CH_3OH(g)$	−200,670	−162,000	239.70
Alcohol metílico	$CH_3OH(\ell)$	−238,660	−166,360	126.80
Amoniaco	$NH_3(g)$	−46,190	−16,590	192.33
Benceno	$C_6H_6(g)$	+82,930	+129,660	269.20
n-butano	$C_4H_{10}(g)$	−126,150	−15,710	310.12
Carbón	$C(s)$	0	0	5.74
Dióxido de carbono	$CO_2(g)$	−393,520	−394,360	213.80
n-dodecano	$C_{12}H_{26}(g)$	−291,010	+50,150	622.83
Etano	$C_2H_6(g)$	−84,680	−32,890	229.49
Etileno	$C_2H_4(g)$	+52,280	+68,120	219.83
Hidrógeno	$H_2(g)$	0	0	130.68
Hidrógeno	$H(g)$	+218,000	+203,290	114.72
Hidroxilo	$OH(g)$	+39,460	+34,280	183.70
Metano	$CH_4(g)$	−74,850	−50,790	186.16
Monóxido de carbono	$CO(g)$	−110,530	−137,150	197.65
Nitrógeno	$N_2(g)$	0	0	191.61
Nitrógeno	$N(g)$	+472,650	+455,510	153.30
n-octano	$C_8H_{18}(g)$	−208,450	+16,530	466.73
n-octano	$C_8H_{18}(\ell)$	−249,950	+6,610	360.79
Oxígeno	$O_2(g)$	0	0	205.04
Oxígeno	$O(g)$	+249,190	+231,770	161.06
Peróxido de hidrógeno	$H_2O_2(g)$	−136,310	−105,600	232.63
Propano	$C_3H_8(g)$	−103,850	−23,490	269.91
Propileno	$C_3H_6(g)$	+20,410	+62,720	266.94
Vapor de agua	$H_2O(g)$	−241,820	−228,590	188.83

Tablas A.2. ENTALPÍA, ENTROPÍA Y ENERGÍA INTERNA DE GASES

Propiedades de gas ideal del nitrógeno, N_2

T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K	T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K
0	0	0	0	600	17,563	12,574	212.066
220	6,391	4,562	182.639	610	17,864	12,792	212.564
230	6,683	4,770	183.938	620	18,166	13,011	213.055
240	6,975	4,979	185.180	630	18,468	13,230	213.541
250	7,266	5,188	186.370	640	18,772	13,450	214.018
260	7,558	5,396	187.514	650	19,075	13,671	214.489
270	7,849	5,604	188.614	660	19,380	13,892	214.954
280	8,141	5,813	189.673	670	19,685	14,114	215.413
290	8,432	6,021	190.695	680	19,991	14,337	215.866
298	8,669	6,190	191.502	690	20,297	14,560	216.314
300	8,723	6,229	191.682	700	20,604	14,784	216.756
310	9,014	6,437	192.638	710	20,912	15,008	217.192
320	9,306	6,645	193.562	720	21,220	15,234	217.624
330	9,597	6,853	194.459	730	21,529	15,460	218.059
340	9,888	7,061	195.328	740	21,839	15,686	218.472
350	10,180	7,270	196.173	750	22,149	15,913	218.889
360	10,471	7,478	196.995	760	22,460	16,141	219.301
370	10,763	7,687	197.794	770	22,772	16,370	219.709
380	11,055	7,895	198.572	780	23,085	16,599	220.113
390	11,347	8,104	199.331	790	23,398	16,830	220.512
400	11,640	8,314	200.071	800	23,714	17,061	220.907
410	11,932	8,523	200.794	810	24,027	17,292	221.298
420	12,225	8,733	201.499	820	24,342	17,524	221.684
430	12,518	8,943	202.189	830	24,658	17,757	222.067
440	12,811	9,153	202.863	840	24,974	17,990	222.447
450	13,105	9,363	203.523	850	25,292	18,224	222.822
460	13,399	9,574	204.170	860	25,610	18,459	223.194
470	13,693	9,786	204.803	870	25,928	18,695	223.562
480	13,988	9,997	205.424	880	26,248	18,931	223.927
490	14,285	10,210	206.033	890	26,568	19,168	224.288
500	14,581	10,423	206.630	900	26,890	19,407	224.647
510	14,876	10,635	207.216	910	27,210	19,644	225.002
520	15,172	10,848	207.792	920	27,532	19,883	225.353
530	15,469	11,062	208.358	930	27,854	20,122	225.701
540	15,766	11,277	208.914	940	28,178	20,362	226.047
550	16,064	11,492	209.461	950	28,501	20,603	226.389
560	16,363	11,707	209.999	960	28,826	20,844	226.728
570	16,662	11,923	210.528	970	29,151	21,086	227.064
580	16,962	12,139	211.049	980	29,476	21,328	227.398
590	17,262	12,356	211.562	990	29,803	21,571	227.728

Tabla A.2.2

Propiedades de gas ideal del nitrógeno, N_2 (*conclusión*)

T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K	T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K
1000	30,129	21,815	228.057	1760	56,227	41,594	247.396
1020	30,784	22,304	228.706	1780	56,938	42,139	247.798
1040	31,442	22,795	229.344	1800	57,651	42,685	248.195
1060	32,101	23,288	229.973	1820	58,363	43,231	248.589
1080	32,762	23,782	230.591	1840	59,075	43,777	248.979
1100	33,426	24,280	231.199	1860	59,790	44,324	249.365
1120	34,092	24,780	231.799	1880	60,504	44,873	249.748
1140	34,760	25,282	232.391	1900	61,220	45,423	250.128
1160	35,430	25,786	232.973	1920	61,936	45,973	250.502
1180	36,104	26,291	233.549	1940	62,654	46,524	250.874
1200	36,777	26,799	234.115	1960	63,381	47,075	251.242
1220	37,452	27,308	234.673	1980	64,090	47,627	251.607
1240	38,129	27,819	235.223	2000	64,810	48,181	251.969
1260	38,807	28,331	235.766	2050	66,612	49,567	252.858
1280	39,488	28,845	236.302	2100	68,417	50,957	253.726
1300	40,170	29,361	236.831	2150	70,226	52,351	254.578
1320	40,853	29,378	237.353	2200	72,040	53,749	255.412
1340	41,539	30,398	237.867	2250	73,856	55,149	256.227
1360	42,227	30,919	238.376	2300	75,676	56,553	257.027
1380	42,915	31,441	238.878	2350	77,496	57,958	257.810
1400	43,605	31,964	239.375	2400	79,320	59,366	258.580
1420	44,295	32,489	239.865	2450	81,149	60,779	259.332
1440	44,988	33,014	240.350	2500	82,981	62,195	260.073
1460	45,682	33,543	240.827	2550	84,814	63,613	260.799
1480	46,377	34,071	241.301	2600	86,650	65,033	261.512
1500	47,073	34,601	241.768	2650	88,488	66,455	262.213
1520	47,771	35,133	242.228	2700	90,328	67,880	262.902
1540	48,470	35,665	242.685	2750	92,171	69,306	263.577
1560	49,168	36,197	243.137	2800	94,014	70,734	264.241
1580	49,869	36,732	243.585	2850	95,859	72,163	264.895
1600	50,571	37,268	244.028	2900	97,705	73,593	265.538
1620	51,275	37,806	244.464	2950	99,556	75,028	266.170
1640	51,980	38,344	244.896	3000	101,407	76,464	266.793
1660	52,686	38,884	245.324	3050	103,260	77,902	267.404
1680	53,393	39,424	245.747	3100	105,115	79,341	268.007
1700	54,099	39,965	246.166	3150	106,972	80,782	268.601
1720	54,807	40,507	246.580	3200	108,830	82,224	269.186
1740	55,516	41,049	246.990	3250	110,690	83,668	269.763

Tabla A.2.3

Propiedades de gas ideal del oxígeno, O_2

T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}^\circ$ kJ/kmol · K	T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}^\circ$ kJ/kmol · K
0	0	0	0	600	17,929	12,940	226.346
220	6,404	4,575	196.171	610	18,250	13,178	226.877
230	6,694	4,782	197.461	620	18,572	13,417	227.400
240	6,984	4,989	198.696	630	18,895	13,657	227.918
250	7,275	5,197	199.885	640	19,219	13,898	228.429
260	7,566	5,405	201.027	650	19,544	14,140	228.932
270	7,858	5,613	202.128	660	19,870	14,383	229.430
280	8,150	5,822	203.191	670	20,197	14,626	229.920
290	8,443	6,032	204.218	680	20,524	14,871	230.405
298	8,682	6,203	205.033	690	20,854	15,116	230.885
300	8,736	6,242	205.213	700	21,184	15,364	231.358
310	9,030	6,453	206.177	710	21,514	15,611	231.827
320	9,325	6,664	207.112	720	21,845	15,859	232.291
330	9,620	6,877	208.020	730	22,177	16.107	232.748
340	9,916	7,090	208.904	740	22,510	16,357	233.201
350	10,213	7,303	209.765	750	22,844	16,607	233.649
360	10,511	7,518	210.604	760	23,178	16,859	234.091
370	10,809	7,733	211.423	770	23,513	17.111	234.528
380	11,109	7,949	212.222	780	23,850	17,364	234.960
390	11,409	8,166	213.002	790	24,186	17,618	235.387
400	11,711	8,384	213.765	800	24,523	17,872	235.810
410	12,012	8,603	214.510	810	24,861	18,126	236.230
420	12,314	8,822	215.241	820	25,199	18,382	236.644
430	12,618	9,043	215.955	830	25,537	18,637	237.055
440	12,923	9,264	216.656	840	25,877	18,893	237.462
450	13,228	9,487	217.342	850	26,218	19,150	237.864
460	13,525	9,710	218.016	860	26,559	19,408	238.264
470	13,842	9,935	218.676	870	26,899	19,666	238.660
480	14,151	10,160	219.326	880	27,242	19,925	239.051
490	14,460	10,386	219.963	890	27,584	20,185	239.439
500	14,770	10,614	220.589	900	27,928	20,445	239.823
510	15,082	10,842	221.206	910	28,272	20,706	240.203
520	15,395	11,071	221.812	920	28,616	20,967	240.580
530	15,708	11,301	222.409	930	28,960	21,228	240.953
540	16,022	11,533	222.997	940	29,306	21,491	241.323
550	16,338	11,765	223.576	950	29,652	21,754	241.689
560	16,654	11,998	224.146	960	29,999	22,017	242.052
570	16,971	12,232	224.708	970	30,345	22,280	242.411
580	17,290	12,467	225.262	980	30,692	22,544	242.768
590	17,609	12,703	225.808	990	31,041	22,809	242.120

Tabla A.2.4

Propiedades de gas ideal del oxígeno, O_2 (*conclusión*)

T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K	T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K
1000	31,389	23,075	243.471	1760	58,880	44,247	263.861
1020	32,088	23,607	244.164	1780	59,624	44,825	264.283
1040	32,789	24,142	244.844	1800	60,371	45,405	264.701
1060	33,490	24,677	245.513	1820	61,118	45,986	265.113
1080	34,194	25,214	246.171	1840	61,866	46,568	265.521
1100	34,899	25,753	246.818	1860	62,616	47,151	265.925
1120	35,606	26,294	247.454	1880	63,365	47,734	266.326
1140	36,314	26,836	248.081	1900	64,116	48,319	266.722
1160	37,023	27,379	248.698	1920	64,868	48,904	267.115
1180	37,734	27,923	249.307	1940	65,620	49,490	267.505
1200	38,447	28,469	249.906	1960	66,374	50,078	267.891
1220	39,162	29,018	250.497	1980	67,127	50,665	268.275
1240	39,877	29,568	251.079	2000	67,881	51,253	268.655
1260	40,594	30,118	251.653	2050	69,772	52,727	269.588
1280	41,312	30,670	252.219	2100	71,668	54,208	270.504
1300	42,033	31,224	252.776	2150	73,573	55,697	271.399
1320	42,753	31,778	253.325	2200	75,484	57,192	272.278
1340	43,475	32,334	253.868	2250	77,397	58,690	273.136
1360	44,198	32,891	254.404	2300	79,316	60,193	273.891
1380	44,923	33,449	254.932	2350	81,243	61,704	274.809
1400	45,648	34,008	255.454	2400	83,174	63,219	275.625
1420	46,374	34,567	255.968	2450	85,112	64,742	276.424
1440	47,102	35,129	256.475	2500	87,057	66,271	277.207
1460	47,831	35,692	256.978	2550	89,004	67,802	277.979
1480	48,561	36,256	257.474	2600	90,956	69,339	278.738
1500	49,292	36,821	257.965	2650	92,916	70,883	279.485
1520	50,024	37,387	258.450	2700	94,881	72,433	280.219
1540	50,756	37,952	258.928	2750	96,852	73,987	280.942
1560	51,490	38,520	259.402	2800	98,826	75,546	281.654
1580	52,224	39,088	259.870	2850	100,808	77,112	282.357
1600	52,961	39,658	260.333	2900	102,793	78,682	283.048
1620	53,696	40,227	260.791	2950	104,785	80,258	283.728
1640	54,434	40,799	261.242	3000	106,780	81,837	284.399
1660	55,172	41,370	261.690	3050	108,778	83,419	285.060
1680	55,912	41,944	262.132	3100	110,784	85,009	285.713
1700	56,652	42,517	262.571	3150	112,795	86,601	286.355
1720	57,394	43,093	263.005	3200	114,809	88,203	286.989
1740	58,136	43,669	263.435	3250	116,827	89,804	287.614

Tabla A.2.5

Propiedades de gas ideal del dióxido de carbono, CO_2

T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K	T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K
0	0	0	0	600	22,280	17,291	243.199
220	6,601	4,772	202.966	610	22,754	17,683	243.983
230	6,938	5,026	204.464	620	23,231	18,076	244.758
240	7,280	5,285	205.920	630	23,709	18,471	245.524
250	7,627	5,548	207.337	640	24,190	18,869	246.282
260	7,979	5,817	208.717	650	24,674	19,270	247.032
270	8,335	6,091	210.062	660	25,160	19,672	247.773
280	8,697	6,369	211.376	670	25,648	20,078	248.507
290	9,063	6,651	212.660	680	26,138	20,484	249.233
298	9,364	6,885	213.685	690	26,631	20,894	249.952
300	9,431	6,939	213.915	700	27,125	21,305	250.663
310	9,807	7,230	215.146	710	27,622	21,719	251.368
320	10,186	7,526	216.351	720	28,121	22,134	252.065
330	10,570	7,826	217.534	730	28,622	22,522	252.755
340	10,959	8,131	218.694	740	29,124	22,972	253.439
350	11,351	8,439	219.831	750	29,629	23,393	254.117
360	11,748	8,752	220.948	760	20,135	23,817	254.787
370	12,148	9,068	222.044	770	30,644	24,242	255.452
380	12,552	9,392	223.122	780	31,154	24,669	256.110
390	12,960	9,718	224.182	790	31,665	25,097	256.762
400	13,372	10,046	225.225	800	32,179	25,527	257.408
410	13,787	10,378	226.250	810	32,694	25,959	258.048
420	14,206	10,714	227.258	820	33,212	26,394	258.682
430	14,628	11,053	228.252	830	33,730	26,829	259.311
440	15,054	11,393	229.230	840	34,251	27,267	259.934
450	15,483	11,742	230.194	850	34,773	27,706	260.551
460	15,916	12,091	231.144	860	35,296	28,125	261.164
470	16,351	12,444	232.080	870	35,821	28,588	261.770
480	16,791	12,800	233.004	880	36,347	29,031	262.371
490	17,232	13,158	233.916	890	36,876	29,476	262.968
500	17,678	13,521	234.814	900	37,405	29,922	263.559
510	18,126	13,885	235.700	910	37,935	30,369	264.146
520	18,576	14,253	236.575	920	38,467	30,818	264.728
530	19,029	14,622	237.439	930	39,000	31,268	265.304
540	19,485	14,996	238.292	940	39,535	31,719	265.877
550	19,945	15,372	239.135	950	40,070	32,171	266.444
560	20,407	15,751	239.962	960	40,607	32,625	267.007
570	20,870	16,131	240.789	970	41,145	33,081	267.566
580	21,337	16,515	241.602	980	41,685	33,537	268.119
590	21,807	16,902	242.405	990	42,226	33,995	268.670

Tabla A.2.6

Propiedades de gas ideal del dióxido de carbono, CO_2 (*conclusión*)

T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}°$	T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}°$
K	kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kmol · K	K	kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kmol · K
1000	42,769	34,455	269.215	1760	86,420	71,787	301.543
1020	43,859	35,378	270.293	1780	87,612	72,812	302.217
1040	44,953	36,306	271.354	1800	88,806	73,840	302.884
1060	46,051	37,238	272.400	1820	90,000	74,868	303.544
1080	47,153	38,174	273.430	1840	91,196	75,897	304.198
1100	48,258	39,112	274.445	1860	92,394	76,929	304.845
1120	49,369	40,057	275.444	1880	93,593	77,962	305.487
1140	50,484	41,006	276.430	1900	94,793	78,996	306.122
1160	51,602	41,957	277.403	1920	95,995	80,031	306.751
1180	52,724	42,913	278.361	1940	97,197	81,067	307.374
1200	53,848	43,871	297.307	1960	98,401	82,105	307.992
1220	54,977	44,834	280.238	1980	99,606	83,144	308.604
1240	56,108	45,799	281.158	2000	100,804	84,185	309.210
1260	57,244	46,768	282.066	2050	103,835	86,791	310.701
1280	58,381	47,739	282.962	2100	106,864	89,404	312.160
1300	59,522	48,713	283.847	2150	109,898	92,023	313.589
1320	60,666	49,691	284.722	2200	112,939	94,648	314.988
1340	61,813	50,672	285.586	2250	115,984	97,277	316.356
1360	62,963	51,656	286.439	2300	119,035	99,912	317.695
1380	64,116	52,643	287.283	2350	122,091	102,552	319.011
1400	65,271	53,631	288.106	2400	125,152	105,197	320.302
1420	66,427	54,621	288.934	2450	128,219	107,849	321.566
1440	67,586	55,614	289.743	2500	131,290	110,504	322.808
1460	68,748	56,609	290.542	2550	134,368	113,166	324.026
1480	66,911	57,606	291.333	2600	137,449	115,832	325.222
1500	71,078	58,606	292.114	2650	140,533	118,500	326.396
1520	72,246	59,609	292.888	2700	143,620	121,172	327.549
1540	73,417	60,613	292.654	2750	146,713	123,849	328.684
1560	74,590	61,620	294.411	2800	149,808	126,528	329.800
1580	76,767	62,630	295.161	2850	152,908	129,212	330.896
1600	76,944	63,741	295.901	2900	156,009	131,898	331.975
1620	78,123	64,653	296.632	2950	159,117	134,589	333.037
1640	79,303	65,668	297.356	3000	162,226	137,283	334.084
1660	80,486	66,592	298.072	3050	165,341	139,982	335.114
1680	81,670	67,702	298.781	3100	168,456	142,681	336.126
1700	82,856	68,721	299.482	3150	171,576	145,385	337.124
1720	84,043	69,742	300.177	3200	174,695	148,089	338.109
1740	85,231	70,764	300.863	3250	177,822	150,801	339.069

Tabla A.2.7

Propiedades de gas ideal del monóxido de carbono, CO

T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K	T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K
0	0	0	0	600	17,611	12,622	218.204
220	6,391	4,562	188.683	610	17,915	12,843	218.708
230	6,683	4,771	189.980	620	18,221	13,066	219.205
240	6,975	4,979	191.221	630	18,527	13,289	219.695
250	7,266	5,188	192.411	640	18,833	13,512	220.179
260	7,558	5,396	193.554	650	19,141	13,736	220.656
270	7,849	5,604	194.654	660	19,449	13,962	221.127
280	8,140	5,812	195.713	670	19,758	14,187	221.592
290	8,432	6,020	196.735	680	20,068	14,414	222.052
298	8,669	6,190	197.543	690	20,378	14,641	222.505
300	8,723	6,229	197.723	700	20,690	14,870	222.953
310	9,014	6,437	198.678	710	21,002	15,099	223.396
320	9,306	6,645	199.603	720	21,315	15,328	223.833
330	9,597	6,854	200.500	730	21,628	15,558	224.265
340	9,889	7,062	201.371	740	21,943	15,789	224.692
350	10,181	7,271	202.217	750	22,258	16,022	225.115
360	10,473	7,480	203.040	760	22,573	16,255	225.533
370	10,765	7,689	203.842	770	22,890	16,488	225.947
380	11,058	7,899	204.622	780	23,208	16,723	226.357
390	11,351	8,108	205.383	790	23,526	16,957	226.762
400	11,644	8,319	206.125	800	23,844	17,193	227.162
410	11,938	8,529	206.850	810	24,164	17,429	227.559
420	12,232	8,740	207.549	820	24,483	17,665	227.952
430	12,526	8,951	208.252	830	24,803	17,902	228.339
440	12,821	9,163	208.929	840	25,124	18,140	228.724
450	13,116	9,375	209.593	850	25,446	18,379	229.106
460	13,412	9,587	210.243	860	25,768	18,617	229.482
470	13,708	9,800	210.880	870	26,091	18,858	229.856
480	14,005	10,014	211.504	880	26,415	19,099	230.227
490	14,302	10,228	212.117	890	26,740	19,341	230.593
500	14,600	10,443	212.719	900	27,066	19,583	230.957
510	14,898	10,658	213.310	910	27,392	19,826	231.317
520	15,197	10,874	213.890	920	27,719	20,070	231.674
530	15,497	11,090	214.460	930	28,046	20,314	232.028
540	15,797	11,307	215.020	940	28,375	20,559	232.379
550	16,097	11,524	215.572	950	28,703	20,805	232.727
560	16,399	11,743	216.115	960	29,033	21,051	233.072
570	16,701	11,961	216.649	970	29,362	21,298	233.413
580	17,003	12,181	217.175	980	29,693	21,545	233.752
590	17,307	12,401	217.693	990	30,024	21,793	234.088

Tabla A.2.8

Propiedades de gas ideal del monóxido de carbono, CO (*conclusión*)

T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K	T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}°$ kJ/kmol · K
1000	30,355	22,041	234.421	1760	56,756	42,123	253.991
1020	31,020	22,540	235.079	1780	57,473	42,673	254.398
1040	31,688	23,041	235.728	1800	58,191	43,225	254.797
1060	32,357	23,544	236.364	1820	58,910	43,778	255.194
1080	33,029	24,049	236.992	1840	59,629	44,331	255.587
1100	33,702	24,557	237.609	1860	60,351	44,886	255.976
1120	34,377	25,065	238.217	1880	61,072	45,441	256.361
1140	35,054	25,575	238.817	1900	61,794	45,997	256.743
1160	35,733	26,088	239.407	1920	62,516	46,552	257.122
1180	36,406	26,602	239.989	1940	63,238	47,108	257.497
1200	37,095	27,118	240.663	1960	63,961	47,665	257.868
1220	37,780	27,637	241.128	1980	64,684	48,221	258.236
1240	38,466	28,426	241.686	2000	65,408	48,780	258.600
1260	39,154	28,678	242.236	2050	67,224	50,179	259.494
1280	39,844	29,201	242.780	2100	69,044	51,584	260.370
1300	40,534	29,725	243.316	2150	70,864	52,988	261.226
1320	41,226	30,251	243.844	2200	72,688	54,396	262.065
1340	41,919	30,778	244.366	2250	74,516	55,809	262.887
1360	42,613	31,306	244.880	2300	76,345	57,222	263.692
1380	43,309	31,836	245.388	2350	78,178	58,640	264.480
1400	44,007	32,367	245.889	2400	80,015	60,060	265.253
1420	44,707	32,900	246.385	2450	81,852	61,482	266.012
1440	45,408	33,434	246.876	2500	83,692	62,906	266.755
1460	46,110	33,971	247.360	2550	85,537	64,335	267.485
1480	46,813	34,508	247.839	2600	87,383	65,766	268.202
1500	47,517	35,046	248.312	2650	89,230	67,197	268.905
1520	48,222	35,584	248.778	2700	91,077	68,628	269.596
1540	48,928	36,124	249.240	2750	92,930	70,066	270.285
1560	49,635	36,665	249.695	2800	94,784	71,504	270.943
1580	50,344	37,207	250.147	2850	96,639	72,945	271.602
1600	51,053	37,750	250.592	2900	98,495	74,383	272.249
1620	51,763	38,293	251.033	2950	100,352	75,825	272.884
1640	52,472	38,837	251.470	3000	102,210	77,267	273.508
1660	53,184	39,382	251.901	3050	104,073	78,715	274.123
1680	53,895	39,927	252.329	3100	105,939	80,164	274.730
1700	54,609	40,474	252.751	3150	107,802	81,612	275.326
1720	55,323	41,023	253.169	3200	109,667	83,061	275.914
1740	56,039	41,572	253.582	3250	111,534	84,513	276.494

Tabla A.2.9

Propiedades de gas ideal del hidrógeno, H_2

T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}^\circ$ kJ/kmol · K	T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}^\circ$ kJ/kmol · K
0	0	0	0	1440	42,808	30,835	177.410
260	7,370	5,209	126.636	1480	44,091	31,786	178.291
270	7,657	5,412	127.719	1520	45,384	32,746	179.153
280	7,945	5,617	128.765	1560	46,683	33,713	179.995
290	8,233	5,822	129.775	1600	47,990	34,687	180.820
298	8,468	5,989	130.574	1640	49,303	35,668	181.632
300	8,522	6,027	130.754	1680	50,622	36,654	182.428
320	9,100	6,440	132.621	1720	51,947	37,646	183.208
340	9,680	6,853	134.378	1760	53,279	38,645	183.973
360	10,262	7,268	136.039	1800	54,618	39,652	184.724
380	10,843	7,684	137.612	1840	55,962	40,663	185.463
400	11,426	8,100	139.106	1880	57,311	41,680	186.190
420	12,010	8,518	140.529	1920	58,668	42,705	186.904
440	12,594	8,936	141.888	1960	60,031	43,735	187.607
460	13,179	9,355	143.187	2000	61,400	44,771	188.297
480	13,764	9,773	144.432	2050	63,119	46,074	189.148
500	14,350	10,193	145.628	2100	64,847	47,386	189.979
520	14,935	10,611	146.775	2150	66,584	48,708	190.796
560	16,107	11,451	148.945	2200	68,328	50,037	191.598
600	17,280	12,291	150.968	2250	70,080	51,373	192.385
640	18,453	13,133	152.863	2300	71,839	52,716	193.159
680	19,630	13,976	154.645	2350	73,608	54,069	193.921
720	20,807	14,821	156.328	2400	75,383	55,429	194.669
760	21,988	15,669	157.923	2450	77,168	56,798	195.403
800	23,171	16,520	159.440	2500	78,960	58,175	196.125
840	24,359	17,375	160.891	2550	80,755	59,554	196.837
880	25,551	18,235	162.277	2600	82,558	60,941	197.539
920	26,747	19,098	163.607	2650	84,368	62,335	198.229
960	27,948	19,966	164.884	2700	86,186	63,737	198.907
1000	29,154	20,839	166.114	2750	88,008	65,144	199.575
1040	30,364	21,717	167.300	2800	89,838	66,558	200.234
1080	31,580	22,601	168.449	2850	91,671	67,976	200.885
1120	32,802	23,490	169.560	2900	93,512	69,401	201.527
1160	34,028	24,384	170.636	2950	95,358	70,831	202.157
1200	35,262	25,284	171.682	3000	97,211	72,268	202.778
1240	36,502	26,192	172.698	3050	99,065	73,707	203.391
1280	37,749	27,106	173.687	3100	100,926	75,152	203.995
1320	39,002	28,027	174.652	3150	102,793	76,604	204.592
1360	40,263	28,955	175.593	3200	104,667	78,061	205.181
1400	41,530	29,889	176.510	3250	106,545	79,523	205.765

Tabla A.2.10

Propiedades de gas ideal del vapor de agua, H_2O

T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}^\circ$ kJ/kmol · K	T K	$\bar{h}$ kJ/kmol	$\bar{u}$ kJ/kmol	$\bar{s}^\circ$ kJ/kmol · K
0	0	0	0	600	20,402	15,413	212.920
220	7,295	5,466	178.576	610	20,765	15,693	213.529
230	7,628	5,715	180.054	620	21,130	15,975	214.122
240	7,961	5,965	181.471	630	21,495	16,257	214.707
250	8,294	6,215	182.831	640	21,862	16,541	215.285
260	8,627	6,466	184.139	650	22,230	16,826	215.856
270	8,961	6,716	185.399	660	22,600	17,112	216.419
280	9,296	6,968	186.616	670	22,970	17,399	216.976
290	9,631	7,219	187.791	680	23,342	17,688	217.527
298	9,904	7,425	188.720	690	23,714	17,978	218.071
300	9,966	7,472	188.928	700	24,088	18,268	218.610
310	10,302	7,725	190.030	710	24,464	18,561	219.142
320	10,639	7,978	191.098	720	24,840	18,854	219.668
330	10,976	8,232	192.136	730	25,218	19,148	220.189
340	11,314	8,487	193.144	740	25,597	19,444	220.707
350	11,652	8,742	194.125	750	25,977	19,741	221.215
360	11,992	8,998	195.081	760	26,358	20,039	221.720
370	12,331	9,255	196.012	770	26,741	20,339	222.221
380	12,672	9,513	196.920	780	27,125	20,639	222.717
390	13,014	9,771	197.807	790	27,510	20,941	223.207
400	13,356	10,030	198.673	800	27,896	21,245	223.693
410	13,699	10,290	199.521	810	28,284	21,549	224.174
420	14,043	10,551	200.350	820	28,672	21,855	224.651
430	14,388	10,813	201.160	830	29,062	22,162	225.123
440	14,734	11,075	201.955	840	29,454	22,470	225.592
450	15,080	11,339	202.734	850	29,846	22,779	226.057
460	15,428	11,603	203.497	860	30,240	23,090	226.517
470	15,777	11,869	204.247	870	30,635	23,402	226.973
480	16,126	12,135	204.982	880	31,032	23,715	227.426
490	16,477	12,403	205.705	890	31,429	24,029	227.875
500	16,828	12,671	206.413	900	31,828	24,345	228.321
510	17,181	12,940	207.112	910	32,228	24,662	228.763
520	17,534	13,211	207.799	920	32,629	24,980	229.202
530	17,889	13,482	208.475	930	33,032	25,300	229.637
540	18,245	13,755	209.139	940	33,436	25,621	230.070
550	18,601	14,028	209.795	950	33,841	25,943	230.499
560	18,959	14,303	210.440	960	34,247	26,265	230.924
570	19,318	14,579	211.075	970	34,653	26,588	231.347
580	19,678	14,856	211.702	980	35,061	26,913	231.767
590	20,039	15,134	212.320	990	35,472	27,240	232.184

Tabla A.2.11

Propiedades de gas ideal del vapor de agua, H_2O (*conclusión*)

T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$	T	$\bar{h}$	$\bar{u}$	$\bar{s}^\circ$
K	kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kmol · K	K	kJ/kmol	kJ/kmol	kJ/kmol · K
1000	35,882	27,568	232.597	1760	70,535	55,902	258.151
1020	36,709	28,228	233.415	1780	71,523	56,723	258.708
1040	37,542	28,895	234.223	1800	72,513	57,547	259.262
1060	38,380	29,567	235.020	1820	73,507	58,375	259.811
1080	39,223	30,243	235.806	1840	74,506	59,207	260.357
1100	40,071	30,925	236.584	1860	75,506	60,042	260.898
1120	40,923	31,611	237.352	1880	76,511	60,880	261.436
1140	41,780	32,301	238.110	1900	77,517	61,720	261.969
1160	42,642	32,997	238.859	1920	78,527	62,564	262.497
1180	43,509	33,698	239.600	1940	79,540	63,411	263.022
1200	44,380	34,403	240.333	1960	80,555	64,259	263.542
1220	45,256	35,112	241.057	1980	81,573	65,111	264.059
1240	46,137	35,827	241.773	2000	82,593	65,965	264.571
1260	47,022	36,546	242.482	2050	85,156	68,111	265.838
1280	47,912	37,270	243.183	2100	87,735	70,275	267.081
1300	48,807	38,000	243.877	2150	90,330	72,454	268.301
1320	49,707	38,732	244.564	2200	92,940	74,649	269.500
1340	50,612	39,470	245.243	2250	95,562	76,855	270.679
1360	51,521	40,213	245.915	2300	98,199	79,076	271.839
1380	52,434	40,960	246.582	2350	100,846	81,308	272.978
1400	53,351	41,711	247.241	2400	103,508	83,553	274.098
1420	54,273	42,466	247.895	2450	106,183	85,811	275.201
1440	55,198	43,226	248.543	2500	108,868	88,082	276.286
1460	56,128	43,989	249.185	2550	111,565	90,364	277.354
1480	57,062	44,756	249.820	2600	114,273	92,656	278.407
1500	57,999	45,528	250.450	2650	116,991	94,958	279.441
1520	58,942	46,304	251.074	2700	119,717	97,269	280.462
1540	59,888	47,084	251.693	2750	122,453	99,588	281.464
1560	60,838	47,868	252.305	2800	125,198	101,917	282.453
1580	61,792	48,655	252.912	2850	127,952	104,256	283.429
1600	62,748	49,445	253.513	2900	130,717	106,605	284.390
1620	63,709	50,240	254.111	2950	133,486	108,959	285.338
1640	64,675	51,039	254.703	3000	136,264	111,321	286.273
1660	65,643	51,841	255.290	3050	139,051	113,692	287.194
1680	66,614	52,646	255.873	3100	141,846	116,072	288.102
1700	67,589	53,455	256.450	3150	144,648	118,458	288.999
1720	68,567	54,267	257.022	3200	147,457	120,851	289.884
1740	69,550	55,083	257.589	3250	150,272	123,250	290.756

Tablas A.3. PROPIEDADES DE GASES

Tabla A.3.1

Propiedades del aire a la presión de 1 atm

Temp., T, °C	Densidad, ρ, kg/m³	Calor específico, c_p, J/kg · K	Conductividad térmica, k, W/m · K	Difusividad térmica, α, m²/s²	Viscosidad dinámica, μ, kg/m · s	Viscosidad cinemática, ν, m²/s	Número de Prandtl, Pr
−150	2.866	983	0.01171	4.158×10^{-6}	8.636×10^{-6}	3.013×10^{-6}	0.7246
−100	2.038	966	0.01582	8.036×10^{-6}	1.189×10^{-6}	5.837×10^{-6}	0.7263
−50	1.582	999	0.01979	1.252×10^{-5}	1.474×10^{-5}	9.319×10^{-6}	0.7440
−40	1.514	1 002	0.02057	1.356×10^{-5}	1.527×10^{-5}	1.008×10^{-5}	0.7436
−30	1.451	1 004	0.02134	1.465×10^{-5}	1.579×10^{-5}	1.087×10^{-5}	0.7425
−20	1.394	1 005	0.02211	1.578×10^{-5}	1.630×10^{-5}	1.169×10^{-5}	0.7408
−10	1.341	1 006	0.02288	1.696×10^{-5}	1.680×10^{-5}	1.252×10^{-5}	0.7387
0	1.292	1 006	0.02364	1.818×10^{-5}	1.729×10^{-5}	1.338×10^{-5}	0.7362
5	1.269	1 006	0.02401	1.880×10^{-5}	1.754×10^{-5}	1.382×10^{-5}	0.7350
10	1.246	1 006	0.02439	1.944×10^{-5}	1.778×10^{-5}	1.426×10^{-5}	0.7336
15	1.225	1 007	0.02476	2.009×10^{-5}	1.802×10^{-5}	1.470×10^{-5}	0.7323
20	1.204	1 007	0.02514	2.074×10^{-5}	1.825×10^{-5}	1.516×10^{-5}	0.7309
25	1.184	1 007	0.02551	2.141×10^{-5}	1.849×10^{-5}	1.562×10^{-5}	0.7296
30	1.164	1 007	0.02588	2.208×10^{-5}	1.872×10^{-5}	1.608×10^{-5}	0.7282
35	1.145	1 007	0.02625	2.277×10^{-5}	1.895×10^{-5}	1.655×10^{-5}	0.7268
40	1.127	1 007	0.02662	2.346×10^{-5}	1.918×10^{-5}	1.702×10^{-5}	0.7255
45	1.109	1 007	0.02699	2.416×10^{-5}	1.941×10^{-5}	1.750×10^{-5}	0.7241
50	1.092	1 007	0.02735	2.487×10^{-5}	1.963×10^{-5}	1.798×10^{-5}	0.7228
60	1.059	1 007	0.02808	2.632×10^{-5}	2.008×10^{-5}	1.896×10^{-5}	0.7202
70	1.028	1 007	0.02881	2.780×10^{-5}	2.052×10^{-5}	1.995×10^{-5}	0.7177
80	0.9994	1 008	0.02953	2.931×10^{-5}	2.096×10^{-5}	2.097×10^{-5}	0.7154
90	0.9718	1 008	0.03024	3.086×10^{-5}	2.139×10^{-5}	2.201×10^{-5}	0.7132
100	0.9458	1 009	0.03095	3.243×10^{-5}	2.181×10^{-5}	2.306×10^{-5}	0.7111
120	0.8977	1 011	0.03235	3.565×10^{-5}	2.264×10^{-5}	2.522×10^{-5}	0.7073
140	0.8542	1 013	0.03374	3.898×10^{-5}	2.345×10^{-5}	2.745×10^{-5}	0.7041
160	0.8148	1 016	0.03511	4.241×10^{-5}	2.420×10^{-5}	2.975×10^{-5}	0.7014
180	0.7788	1 019	0.03646	4.593×10^{-5}	2.504×10^{-5}	3.212×10^{-5}	0.6992
200	0.7459	1 023	0.03779	4.954×10^{-5}	2.577×10^{-5}	3.455×10^{-5}	0.6974
250	0.6746	1 033	0.04104	5.890×10^{-5}	2.760×10^{-5}	4.091×10^{-5}	0.6946
300	0.6158	1 044	0.04418	6.871×10^{-5}	2.934×10^{-5}	4.765×10^{-5}	0.6935
350	0.5664	1 056	0.04721	7.892×10^{-5}	3.101×10^{-5}	5.475×10^{-5}	0.6937
400	0.5243	1 069	0.05015	8.951×10^{-5}	3.261×10^{-5}	6.219×10^{-5}	0.6948
450	0.4880	1 081	0.05298	1.004×10^{-4}	3.415×10^{-5}	6.997×10^{-5}	0.6965
500	0.4565	1 093	0.05572	1.117×10^{-4}	3.563×10^{-5}	7.806×10^{-5}	0.6986
600	0.4042	1 115	0.06093	1.352×10^{-4}	3.846×10^{-5}	9.515×10^{-5}	0.7037
700	0.3627	1 135	0.06581	1.598×10^{-4}	4.111×10^{-5}	1.133×10^{-4}	0.7092
800	0.3289	1 153	0.07037	1.855×10^{-4}	4.362×10^{-5}	1.326×10^{-4}	0.7149
900	0.3008	1 169	0.07465	2.122×10^{-4}	4.600×10^{-5}	1.529×10^{-4}	0.7206
1 000	0.2772	1 184	0.07868	2.398×10^{-4}	4.826×10^{-5}	1.741×10^{-4}	0.7260
1 500	0.1990	1 234	0.09599	3.908×10^{-4}	5.817×10^{-5}	2.922×10^{-4}	0.7478
2 000	0.1553	1 264	0.11113	5.664×10^{-4}	6.630×10^{-5}	4.270×10^{-4}	0.7539

Tabla A.3.2

Propiedades de gases a la presión de 1 atm

Temp., T, °C	Densidad, ρ, kg/m^3	Calor específico, c_p, J/kg · K	Conductividad térmica, k, W/m · K	Difusividad térmica, α, m^2/s^2	Viscosidad dinámica, μ, kg/m · s	Viscosidad cinemática, ν, m^2/s	Número de Prandtl, Pr
			Bióxido de carbono, CO_2				
−50	2.4035	746	0.01051	5.860×10^{-6}	1.129×10^{-5}	4.699×10^{-6}	0.8019
0	1.9635	811	0.01456	9.141×10^{-6}	1.375×10^{-5}	7.003×10^{-6}	0.7661
50	1.6597	866.6	0.01858	1.291×10^{-5}	1.612×10^{-5}	9.714×10^{-6}	0.7520
100	1.4373	914.8	0.02257	1.716×10^{-5}	1.841×10^{-5}	1.281×10^{-5}	0.7464
150	1.2675	957.4	0.02652	2.186×10^{-5}	2.063×10^{-5}	1.627×10^{-5}	0.7445
200	1.1336	995.2	0.03044	2.698×10^{-5}	2.276×10^{-5}	2.008×10^{-5}	0.7442
300	0.9358	1 060	0.03814	3.847×10^{-5}	2.682×10^{-5}	2.866×10^{-5}	0.7450
400	0.7968	1 112	0.04565	5.151×10^{-5}	3.061×10^{-5}	3.842×10^{-5}	0.7458
500	0.6937	1 156	0.05293	6.600×10^{-5}	3.416×10^{-5}	4.924×10^{-5}	0.7460
1 000	0.4213	1 292	0.08491	1.560×10^{-4}	4.898×10^{-5}	1.162×10^{-4}	0.7455
1 500	0.3025	1 356	0.10688	2.606×10^{-4}	6.106×10^{-5}	2.019×10^{-4}	0.7745
2 000	0.2359	1 387	0.11522	3.521×10^{-4}	7.322×10^{-5}	3.103×10^{-4}	0.8815
			Monóxido de carbono, CO				
−50	1.5297	1 081	0.01901	1.149×10^{-5}	1.378×10^{-5}	9.012×10^{-6}	0.7840
0	1.2497	1 048	0.02278	1.739×10^{-5}	1.629×10^{-5}	1.303×10^{-5}	0.7499
50	1.0563	1 039	0.02641	2.407×10^{-5}	1.863×10^{-5}	1.764×10^{-5}	0.7328
100	0.9148	1 041	0.02992	3.142×10^{-5}	2.080×10^{-5}	2.274×10^{-5}	0.7239
150	0.8067	1 049	0.03330	3.936×10^{-5}	2.283×10^{-5}	2.830×10^{-5}	0.7191
200	0.7214	1 060	0.03656	4.782×10^{-5}	2.472×10^{-5}	3.426×10^{-5}	0.7164
300	0.5956	1 085	0.04277	6.619×10^{-5}	2.812×10^{-5}	4.722×10^{-5}	0.7134
400	0.5071	1 111	0.04860	8.628×10^{-5}	3.111×10^{-5}	6.136×10^{-5}	0.7111
500	0.4415	1 135	0.05412	1.079×10^{-4}	3.379×10^{-5}	7.653×10^{-5}	0.7087
1 000	0.2681	1 226	0.07894	2.401×10^{-4}	4.557×10^{-5}	1.700×10^{-4}	0.7080
1 500	0.1925	1 279	0.10458	4.246×10^{-4}	6.321×10^{-5}	3.284×10^{-4}	0.7733
2 000	0.1502	1 309	0.13833	7.034×10^{-4}	9.826×10^{-5}	6.543×10^{-4}	0.9302
			Metano, CH_4				
−50	0.8761	2 243	0.02367	1.204×10^{-5}	8.564×10^{-6}	9.774×10^{-6}	0.8116
0	0.7158	2 217	0.03042	1.917×10^{-5}	1.028×10^{-5}	1.436×10^{-5}	0.7494
50	0.6050	2 302	0.03766	2.704×10^{-5}	1.191×10^{-5}	1.969×10^{-5}	0.7282
100	0.5240	2 443	0.04534	3.543×10^{-5}	1.345×10^{-5}	2.567×10^{-5}	0.7247
150	0.4620	2 611	0.05344	4.431×10^{-5}	1.491×10^{-5}	3.227×10^{-5}	0.7284
200	0.4132	2 791	0.06194	5.370×10^{-5}	1.630×10^{-5}	3.944×10^{-5}	0.7344
300	0.3411	3 158	0.07996	7.422×10^{-5}	1.886×10^{-5}	5.529×10^{-5}	0.7450
400	0.2904	3 510	0.09918	9.727×10^{-5}	2.119×10^{-5}	7.297×10^{-5}	0.7501
500	0.2529	3 836	0.11933	1.230×10^{-4}	2.334×10^{-5}	9.228×10^{-5}	0.7502
1 000	0.1536	5 042	0.22562	2.914×10^{-4}	3.281×10^{-5}	2.136×10^{-4}	0.7331
1 500	0.1103	5 701	0.31857	5.068×10^{-4}	4.434×10^{-5}	4.022×10^{-4}	0.7936
2 000	0.0860	6 001	0.36750	7.120×10^{-4}	6.360×10^{-5}	7.395×10^{-4}	1.0386
			Hidrógeno, H_2				
−50	0.11010	12 635	0.1404	1.009×10^{-4}	7.293×10^{-6}	6.624×10^{-5}	0.6562
0	0.08995	13 920	0.1652	1.319×10^{-4}	8.391×10^{-6}	9.329×10^{-5}	0.7071
50	0.07603	14 349	0.1881	1.724×10^{-4}	9.427×10^{-6}	1.240×10^{-4}	0.7191
100	0.06584	14 473	0.2095	2.199×10^{-4}	1.041×10^{-5}	1.582×10^{-4}	0.7196
150	0.05806	14 492	0.2296	2.729×10^{-4}	1.136×10^{-5}	1.957×10^{-4}	0.7174
200	0.05193	14 482	0.2486	3.306×10^{-4}	1.228×10^{-5}	2.365×10^{-4}	0.7155
300	0.04287	14 481	0.2843	4.580×10^{-4}	1.403×10^{-5}	3.274×10^{-4}	0.7149
400	0.03650	14 540	0.3180	5.992×10^{-4}	1.570×10^{-5}	4.302×10^{-4}	0.7179
500	0.03178	14 653	0.3509	7.535×10^{-4}	1.730×10^{-5}	5.443×10^{-4}	0.7224
1 000	0.01930	15 577	0.5206	1.732×10^{-3}	2.455×10^{-5}	1.272×10^{-3}	0.7345
1 500	0.01386	16 553	0.6581	2.869×10^{-3}	3.099×10^{-5}	2.237×10^{-3}	0.7795
2 000	0.01081	17 400	0.5480	2.914×10^{-3}	3.690×10^{-5}	3.414×10^{-3}	1.1717

(*continúa*)

Tabla A.3.3

Propiedades de gases a la presión de 1 atm (*conclusión*)

Temp., T, °C	Densidad, ρ, kg/m^3	Calor específico, c_p, J/kg · K	Conductividad térmica, k, W/m · K	Difusividad térmica, α, m^2/s^2	Viscosidad dinámica, μ, kg/m · s	Viscosidad cinemática, ν, m^2/s	Número de Prandtl, Pr
			Nitrógeno, N_2				
−50	1.5299	957.3	0.02001	1.366×10^{-5}	1.390×10^{-5}	9.091×10^{-6}	0.6655
0	1.2498	1 035	0.02384	1.843×10^{-5}	1.640×10^{-5}	1.312×10^{-5}	0.7121
50	1.0564	1 042	0.02746	2.494×10^{-5}	1.874×10^{-5}	1.774×10^{-5}	0.7114
100	0.9149	1 041	0.03090	3.244×10^{-5}	2.094×10^{-5}	2.289×10^{-5}	0.7056
150	0.8068	1 043	0.03416	4.058×10^{-5}	2.300×10^{-5}	2.851×10^{-5}	0.7025
200	0.7215	1 050	0.03727	4.921×10^{-5}	2.494×10^{-5}	3.457×10^{-5}	0.7025
300	0.5956	1 070	0.04309	6.758×10^{-5}	2.849×10^{-5}	4.783×10^{-5}	0.7078
400	0.5072	1 095	0.04848	8.727×10^{-5}	3.166×10^{-5}	6.242×10^{-5}	0.7153
500	0.4416	1 120	0.05358	1.083×10^{-4}	3.451×10^{-5}	7.816×10^{-5}	0.7215
1 000	0.2681	1 213	0.07938	2.440×10^{-4}	4.594×10^{-5}	1.713×10^{-4}	0.7022
1 500	0.1925	1 266	0.11793	4.839×10^{-4}	5.562×10^{-5}	2.889×10^{-4}	0.5969
2 000	0.1502	1 297	0.18590	9.543×10^{-4}	6.426×10^{-5}	4.278×10^{-4}	0.4483
			Oxígeno, O_2				
−50	1.7475	984.4	0.02067	1.201×10^{-5}	1.616×10^{-5}	9.246×10^{-6}	0.7694
0	1.4277	928.7	0.02472	1.865×10^{-5}	1.916×10^{-5}	1.342×10^{-5}	0.7198
50	1.2068	921.7	0.02867	2.577×10^{-5}	2.194×10^{-5}	1.818×10^{-5}	0.7053
100	1.0451	931.8	0.03254	3.342×10^{-5}	2.451×10^{-5}	2.346×10^{-5}	0.7019
150	0.9216	947.6	0.03637	4.164×10^{-5}	2.694×10^{-5}	2.923×10^{-5}	0.7019
200	0.8242	964.7	0.04014	5.048×10^{-5}	2.923×10^{-5}	3.546×10^{-5}	0.7025
300	0.6804	997.1	0.04751	7.003×10^{-5}	3.350×10^{-5}	4.923×10^{-5}	0.7030
400	0.5793	1 025	0.05463	9.204×10^{-5}	3.744×10^{-5}	6.463×10^{-5}	0.7023
500	0.5044	1 048	0.06148	1.163×10^{-4}	4.114×10^{-5}	8.156×10^{-5}	0.7010
1 000	0.3063	1 121	0.09198	2.678×10^{-4}	5.732×10^{-5}	1.871×10^{-4}	0.6986
1 500	0.2199	1 165	0.11901	4.643×10^{-4}	7.133×10^{-5}	3.243×10^{-4}	0.6985
2 000	0.1716	1 201	0.14705	7.139×10^{-4}	8.417×10^{-5}	4.907×10^{-4}	0.6873
			Vapor de agua, H_2O				
−50	0.9839	1 892	0.01353	7.271×10^{-6}	7.187×10^{-6}	7.305×10^{-6}	1.0047
0	0.8038	1 874	0.01673	1.110×10^{-5}	8.956×10^{-6}	1.114×10^{-5}	1.0033
50	0.6794	1 874	0.02032	1.596×10^{-5}	1.078×10^{-5}	1.587×10^{-5}	0.9944
100	0.5884	1 887	0.02429	2.187×10^{-5}	1.265×10^{-5}	2.150×10^{-5}	0.9830
150	0.5189	1 908	0.02861	2.890×10^{-5}	1.456×10^{-5}	2.806×10^{-5}	0.9712
200	0.4640	1 935	0.03326	3.705×10^{-5}	1.650×10^{-5}	3.556×10^{-5}	0.9599
300	0.3831	1 997	0.04345	5.680×10^{-5}	2.045×10^{-5}	5.340×10^{-5}	0.9401
400	0.3262	2 066	0.05467	8.114×10^{-5}	2.446×10^{-5}	7.498×10^{-5}	0.9240
500	0.2840	2 137	0.06677	1.100×10^{-4}	2.847×10^{-5}	1.002×10^{-4}	0.9108
1 000	0.1725	2 471	0.13623	3.196×10^{-4}	4.762×10^{-5}	2.761×10^{-4}	0.8639
1 500	0.1238	2 736	0.21301	6.288×10^{-4}	6.411×10^{-5}	5.177×10^{-4}	0.8233
2 000	0.0966	2 928	0.29183	1.032×10^{-3}	7.808×10^{-5}	8.084×10^{-4}	0.7833

Tabla A.4 COMPOSICION DEL GAS DE SINTESIS

	M	Masa total (gr)		% en volumen (Y_i)		% en masa (fmi)	
Comp.	g/mol	Base humeda	Base seca	Base humeda	Base seca	Base humeda	Base seca
CO	28	65,103	65,103	20,83%	21,62%	24,77%	25,48%
CO_2	44	57,023	57,023	11,61%	12,05%	21,69%	22,32%
CH_4	16	3,049	3,049	1,71%	1,77%	1,16%	1,19%
N_2	28	125,363	125,363	40,11%	41,64%	47,69%	49,07%
H_2O	18	7,381		3,67%		2,81%	
H_2	2	4,926	4,926	22,07%	22,91%	1,87%	1,93%
		262,846	255,465			100,00%	100,00 %

Tabla A.5 NTU COMO FUNCION DE LA EFICIENCIA

Relaciones del NTU para los intercambiadores de calor, NTU = UA_s/C_{min} y $c = C_{min}/C_{máx} = (\dot{m}c_p)_{mín}/(\dot{m}c_p)_{máx}$

Tipo de intercambiador de calor	Relación del NTU
1 *Tubo doble:* Flujo paralelo	$\text{NTU} = -\dfrac{\ln[1-\varepsilon(1+c)]}{1+c}$
Contraflujo	$\text{NTU} = \dfrac{1}{c-1}\ln\left(\dfrac{\varepsilon-1}{\varepsilon c-1}\right)$
2 *Tubos y coraza:* Un paso por la coraza y 2, 4, . . . pasos por los tubos	$\text{NTU} = -\dfrac{1}{\sqrt{1+c^2}}\ln\left(\dfrac{2/\varepsilon-1-c-\sqrt{1+c^2}}{2/\varepsilon-1-c+\sqrt{1+c^2}}\right)$
3 *Flujo cruzado (un solo paso)* $C_{máx}$ mezclado, $C_{mín}$ no mezclado	$\text{NTU} = -\ln\left[1+\dfrac{\ln(1-\varepsilon c)}{c}\right]$
$C_{mín}$ mezclado, $C_{máx}$ no mezclado	$\text{NTU} = -\dfrac{\ln[c\ln(1-\varepsilon)+1]}{c}$
4 *Todos los intercambiadores con* $c = 0$	$\text{NTU} = -\ln(1-\varepsilon)$

Tabla A.6 POROSIDAD y AREA ESPECÍFICA

	Solid constituents		Porous mass	
No.	Description	Specific surface area $S(m^2/m^3)$	Fractional voidage, e (−)	Permeability coefficient B (m^2)
	Spheres			
1	0.794 mm diam. ($\frac{1}{32}$ in.)	7600	0.393	6.2×10^{-10}
2	1.588 mm diam. ($\frac{1}{16}$ in.)	3759	0.405	2.8×10^{-9}
3	3.175 mm diam. ($\frac{1}{8}$ in.)	1895	0.393	9.4×10^{-9}
4	6.35 mm diam. ($\frac{1}{4}$ in.)	948	0.405	4.9×10^{-8}
5	7.94 mm diam. ($\frac{5}{16}$ in.)	756	0.416	9.4×10^{-8}
	Cubes			
6	3.175 mm ($\frac{1}{8}$ in.)	1860	0.190	4.6×10^{-10}
7	3.175 mm ($\frac{1}{8}$ in.)	1860	0.425	1.5×10^{-8}
8	6.35 mm ($\frac{1}{4}$ in.)	1078	0.318	1.4×10^{-8}
9	6.35 mm ($\frac{1}{4}$ in.)	1078	0.455	6.9×10^{-8}
	Hexagonal prisms			
10	4.76 mm × 4.76 mm thick ($\frac{3}{16}$ in. × $\frac{3}{16}$ in.)	1262	0.355	1.3×10^{-8}
11	4.76 mm × 4.76 mm thick ($\frac{3}{16}$ in. × $\frac{3}{16}$ in.)	1262	0.472	5.9×10^{-8}
	Triangular pyramids			
12	6.35 mm length × 2.87 mm ht. ($\frac{1}{4}$ in. × 0.113 in.)	2410	0.361	6.0×10^{-9}
13	6.35 mm length × 2.87 mm ht. ($\frac{1}{4}$ in. × 0.113 in.)	2410	0.518	1.9×10^{-8}
	Cylinders			
14	3.175 mm × 3.175 mm diam. ($\frac{1}{8}$ in. × $\frac{1}{8}$ in.)	1840	0.401	1.1×10^{-8}
15	3.175 mm × 6.35 mm diam. ($\frac{1}{8}$ in. × $\frac{1}{4}$ in.)	1585	0.397	1.2×10^{-8}
16	6.35 mm × 6.35 mm diam. ($\frac{1}{4}$ in. × $\frac{1}{4}$ in.)	945	0.410	4.6×10^{-8}
	Plates			
17	6.35 mm × 6.35 mm × 0.794 mm ($\frac{1}{4}$in. × $\frac{1}{4}$in. × $\frac{1}{32}$ in.)	3033	0.410	5.0×10^{-9}
18	6.35 mm × 6.35 mm × 1.59 mm ($\frac{1}{4}$in. × $\frac{1}{4}$in. × $\frac{1}{16}$ in.)	1984	0.409	1.1×10^{-8}
	Discs			
19	3.175 mm diam. × 1.59 mm ($\frac{1}{8}$ in. × $\frac{1}{16}$ in.)	2540	0.398	6.3×10^{-9}
	Porcelain Berl saddles			
20	6 mm (0.236 in.)	2450	0.685	9.8×10^{-8}
21	6 mm (0.236 in.)	2450	0.750	1.73×10^{-7}
22	6 mm (0.236 in.)	2450	0.790	2.94×10^{-7}
23	6 mm (0.236 in.)	2450	0.832	3.94×10^{-7}
24	Lessing rings (6 mm)	5950	0.870	1.71×10^{-7}
25	Lessing rings (6 mm)	5950	0.889	2.79×10^{-7}

Tabla A.7 Caños de acero inoxidable

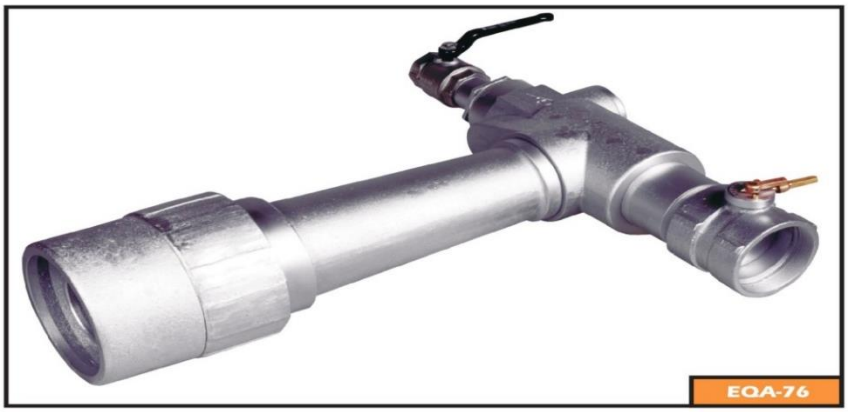
Nominal BORE		Nominal O.D	SCHEDULE 10S			SCHEDULE 40S			SCHEDULE 80S		
mm	IN	mm	WALL mm	WEIGHT KG / M	PRESSURE kPa*	WALL mm	WEIGHT KG / M	PRESSURE kPa*	WALL mm	WEIGHT KG / M	PRESSURE kPa*
6	1/8	10.29	1.24	0.277	125139	1.73	0.365	173575	2.41	0.468	242523
8	1/4	13.72	1.65	0.491	124450	2.24	0.634	168576	3.02	0.797	227871
10	3/8	17.15	1.65	0.631	99629	2.31	0.845	139446	3.20	1.100	193053
15	1/2	21.34	2.11	1.000	102214	2.77	1.270	134275	3.73	1.620	180987
20	3/4	26.67	2.11	1.280	81702	2.87	1.680	111350	3.91	2.190	151684
25	1	33.40	2.77	2.090	85839	3.38	2.500	104628	4.55	3.240	140825
32	1 1/4	42.16	2.77	2.690	67913	3.56	3.390	87218	4.85	4.460	118934
40	1 1/2	48.26	2.77	3.110	59295	3.68	4.050	78945	5.08	5.410	108937
50	2	60.33	2.77	3.930	47401	3.91	5.440	67224	5.54	7.490	94975
65	2 1/2	73.03	3.05	5.260	43092	5.16	8.640	73084	7.01	11.400	99284
80	3	88.90	3.05	6.460	35508	5.49	11.300	63776	7.62	15.300	88646
100	4	114.30	3.05	8.370	27579	6.02	16.100	54468	8.56	22.300	77452
125	5	141.30	3.40	11.600	24993	6.55	21.800	47918	9.52	30.900	69678
150	6	168.28	3.40	13.300	21029	7.11	28.300	43782	10.97	42.600	67418
200	8	219.08	3.76	20.000	17754	8.18	42.500	38610	12.70	64.600	59974
250	10	273.05	4.19	27.800	15857	9.27	60.300	35163	12.70	81.500	48102
300	12	323.85	4.57	36.000	14651	9.52	73.800	30337	12.70	97.400	40557
350	14	355.60	4.78	41.400	13967						
400	16	406.40	4.78	47.300	12238						
450	18	457.20	4.78	53.300	10859						
500	20	508.00	5.54	68.600	11204						

*Theoretical internal bursting pressure calculated using formula $P = \frac{2ST}{D}$

ANEXO B: CATÁLOGOS

1 - CATÁLOGO QUEMADOR

Quemador de premezcla — EQA 76



Este quemador, que premezcla el aire y el gas antes de su combustión, ha sido diseñado para ser instalado en aquellos lugares donde se requiera una llama clara, dura, relativamente corta y de alto poder calorífico. Ej.: Hornos de temple, forjado o cementación; crisoles; etc.

Trabaja con gas natural de baja presión (100 a 500 mm.CA.) y aire forzado (120 a 700 mm.CA.), y su funcionamiento es altamente eficiente en un amplio rango de potencia, lográndose capacidades mínimas de hasta un 10 % con la misma efectividad; para ello viene provisto de un tornillo regulador-limitador de caudal ubicado en el mismo cuerpo del quemador (excepto el mod.76-1").

El Quemador EQA 76 se fabrica: recto, acodado, fijo o giratorio, en 7 distintos tamaños, que satisfacen prácticamente todas las necesidades de calor, pudiendo obtenerse capacidades de hasta 2.000.000 Kcal/hora. Se provee con boquilla lanzallamas de alta retención, para baja temperatura (700ºC) y para alta temperatura de acero inoxidable calidad 304 o 310.

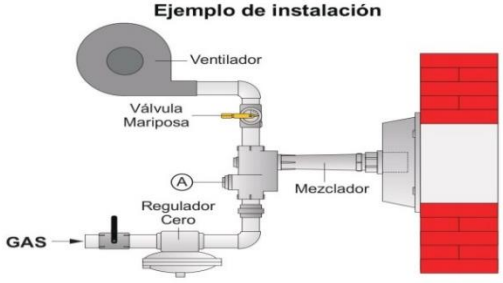
Como mezclador aire-gas para alimentar varias boquillas lanzallamas, quemadores de llama vertical, continua o infrarrojos, su uso es muy generalizado, ya que permite efectuar una única regulación para todo el horno o para grandes sectores del mismo.

INSTALACIÓN: Se proveen opcionalmente con placa frontal sellada o de registro de aire secundario, a la cual queda firmemente sujeto el quemador, sirviendo además ésta para el montaje de pilotos y detectores de llama que fueron proyectados para su automatización.

AUTOMATIZACIÓN: Los quemadores EQA 76 pueden trabajar en forma proporcionante, es decir, mantener la proporción aire-gas en todo su rango de capacidades. Para ello es necesario colocar un Regulador Compensado CERO en la línea de gas antes del mezclador, y bastará regular la válvula mariposa de aire, que está provista de una escala graduada que facilita la repetición de operaciones, para variar la capacidad del quemador, sin modificar la posición de la válvula de gas y lograr mantener la misma relación de aire y gas.

MODULANTE: También es posible hacer trabajar los quemadores de premezcla EQA 76 en forma modulante; para ello es necesario colocar una motorización a la válvula mariposa, que será comandada por los controles modulantes de temperatura o presión, cuyas señales harán aumentar o disminuir el pasaje de aire (y con ello la potencia del quemador) de acuerdo a la demanda de calor; de esta forma la curva de variación de temperatura (o presión) es suave y se mantiene dentro de valores diferenciales mínimos.

Ejemplo de instalación



Importante: Para variar el caudal de gas, retirar el tapón A, y girar el eje: Sentido horario, disminuye
Sentido antihorario, aumenta

Material de la cabeza de fuego delantera aconsejado según temperatura y sin retroceso de llama.

Fundición de Hierro - Hasta 900ºC
Fundición de Acero inoxidable 304 - Hasta 1200ºC
Fundición de Acero inoxidable 310 - Hasta 1600ºC

ISO-9001

EQA SAIC
EQUIPOS QUEMADORES AUTOMATICOS

TABLA DE CAPACIDADES en m³/hora de Gas Natural

PARA USAR CON REGULADOR CERO

Medidas \ Presión de aire en mm.C.A.	120	250	350	450	500	600	700
1"	2	3,2	5	5,6	6	6,6	7
1 ½"	5	6,7	8	9,2	9,8	10,8	11,6
2"	10	20	24	27,5	29	32	35
2 ½"	----	33	39	45	47	52	56
3"	----	47	56	64	67	74	80
4"	----	58,7	70	80	83,7	92,5	100
6"	----	82	98	110	120	133	145

PARA USAR SIN REGULADOR CERO

Medidas \ Presión de aire en mm.C.A.	120	250	350	450	500	600	700
1"	3	4	6	7,3	7,8	8,6	9,3
1 ½"	7,5	8,3	10	11,4	12	13,3	14,5
2"	17	25	30	37	37	40	43
2 ½"	----	41,2	49	58	60	68	71
3"	----	59	70	80	84	92	100
4"	----	80	96	110	118	130	140
6"	----	110	135	155	170	185	200

TABLA DE CAPACIDADES en m³/hora de Gas Envasado

PARA USAR CON REGULADOR CERO

Medidas \ Presión de aire en mm.C.A.	120	250	350	450	500	600	700
1"	0,5	1,3	2	2,4	2,5	2,8	3
1 ½"	1,1	2,8	3,4	4	4	4,5	5
2"	3,5	8,4	10	11,6	12	13,5	15
2 ½"	5,9	14	16,4	19	20	22	23,6
3"	8,5	20	23,6	27	28	31,2	34
4"	10,6	25	29,5	34	35,3	39	42
6"	14,7	34,6	41,3	46,4	50,6	56	61

PARA USAR SIN REGULADOR CERO

Medidas \ Presión de aire en mm.C.A.	120	250	350	450	500	600	700
1"	0,7	1,7	2,7	3	3,3	3,6	4
1 ½"	1,5	3,5	4,2	5	5	5,6	6
2"	4,5	10,5	12,6	15,6	15,6	17	18
2 ½"	7,4	17,4	20,6	24,5	25	28,7	30
3"	10,6	25	29,5	34	35,5	39	42
4"	14,5	34	40,5	46,4	50	55	59
6"	19,7	46,4	57	65,4	72	78	84,4

Zona de trabajo recomendada

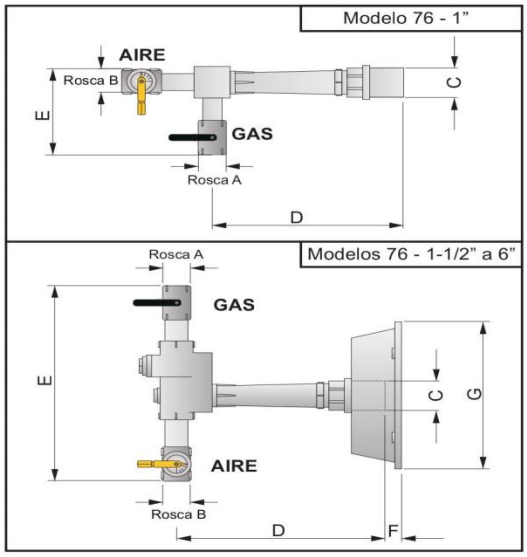
- Las capacidades calóricas reales están sujetas a las condiciones técnicas de los hornos y a las variables de combustión deseada.
- La presión de aire está referida a la entrada del mezclador.

Capacidades máximas aconsejadas para las bocas (cabezas) de fuego.			
3/4"	15.000 Kcal/h	2-1/2"	450.000 Kcal/h
1"	30.000 Kcal/h	3"	600.000 Kcal/h
1-1/4"	60.000 Kcal/h	4"	800.000 Kcal/h
1-1/2"	120.000 Kcal/h	6"	1.300.000 Kcal/h
2"	300.000 Kcal/h	8"	2.000.000 Kcal/h

Gas	Densidad	Factor K *	Kcal / m³ * *
De hulla	0,43	2,066	4.500
Natural	0,62	1,000	9.300
Acetileno	0,9	0,860	10.800
Propano	1,52	0,422	22.000
Butano	2	0,338	27.500

* Para otros gases multiplicar por el factor K en las tablas correspondientes a Gas Natural.
** Para obtener la capacidad calorífica multiplicar por Kcal/m³.

DIMENSIONES en mm.



Dimensiones	Medidas de Quemadores						
	1"	1½"	2"	2½"	3"	4"	6"
A	1/2"	1"	1¼"	1½"	2"	2"	3"
B	1"	1½"	2"	2½"	3"	4"	4"
C	51	70	85	100	110	147	215
D	185	300	410	490	590	590	710
E	130	340	420	530	550	550	700
F	-	34	37	44	37	20	40
G	-	Ø255	Ø300	Ø365	Ø365	Ø387	☐560

D Largo sin Placa Frontal
D + F Largo con Placa Frontal

VENTILADORES CENTRIFUGOS CON MOTOR NORMALIZADO

- ½ HP	3 m³/min. X 120 mmCA
- ½ HP	4 m³/min. X 250 mmCA
- 1 HP	6 m³/min. X 300 mmCA
- 1,5 HP	5 m³/min. X 400 mmCA
- 2 HP	5 m³/min. X 500 mmCA
- 3 HP	6 m³/min. X 600 mmCA
- 3 HP	5 m³/min. X 700 mmCA
- 3 HP	8 m³/min. X 400 mmCA
- 4 HP	10 m³/min. X 600 mmCA
- 5,5 HP	13 m³/min. X 600 mmCA
- 5,5 HP	24 m³/min. X 500 mmCA
- 5,5 HP	17 m³/min. X 600 mmCA
- 7,5 HP	36 m³/min. X 500 mmCA
- 7,5 HP	28 m³/min. X 600 mmCA
- 10 HP	35 m³/min. X 600 mmCA
- 10 HP	24 m³/min. X 700 mmCA
- 12,5 HP	32 m³/min. X 700 mmCA
- 20 HP	55 m³/min. X 700 mmCA
- 20 HP	32 m³/min. X 900 mmCA - Hasta 1300 mts sobre nivel del mar Modelo SASE DM4

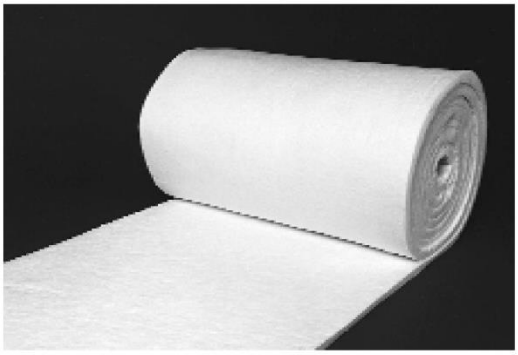
DISTRIBUIDOR:

2- CATÁLOGO KAOWOOL

Thermal Ceramics

Blanket Products

Product Information



Kaowool Blanket, Kaowool RT Blanket, Cerablanket®, Cerachem® Blanket and Cerachrome® Blanket are air laid into a continuous mat and mechanically needled for added strength and surface integrity. Blanket products do not contain organic binders. Thermal Ceramic Blankets provide excellent resistance to chemical attack. Exceptions include hydrofluoric acid, phosphoric acid, and strong alkalies (ie. Na_2O, K_2O). Thermal Ceramic blankets are unaffected by oil or water. Thermal and physical properties are restored after drying.

Kaowool Blanket
Kaowool blanket is produced from kaolin, a naturally occurring alumina-silica fire clay. Kaowool, the world's most recognizable name in ceramic fiber blanket, is available in a wide variety of densities and sizes. Kaowool blanket offers excellent handleability and high temperature stability. This allows it to meet a wide range of hot face and backup insulation applications in furnaces, kilns and other equipment requiring high temperature heat containment.

Kaowool RT Blanket
Kaowool RT Blanket is produced from a blend of high quality alumina, silica and kaolin using the spinning process. It is available in a wide variety of densities and sizes, and offers a highly cost effective alternative to Cerablanket with its 2300°F *(1260°C)* maximum temperature rating.

Cerablanket
Cerablanket is produced from exceptionally pure oxides of alumina and silica using the spinning process. The resultant quality spun fibers have been optimized for high handling strength, with on average the highest tensile strength of any Thermal Ceramics ceramic fiber blanket. Cerablanket is available in a wide variety of densities and sizes. Cerablanket offers excellent handleability and high temperature stability which allows it to meet a wide range of hot face and back up insulation applications in furnaces, kilns and other equipment requiring high temperature heat containment.

Cerachem Blanket
Cerachem Blanket is a 2600°F *(1427°C)* maximum temperature rated refractory blanket formed from a unique, patented, spun alumina-silica-zirconia fiber. It is specially designed for applications where high fiber tensile strength, low thermal conductivity and low shrinkage are required. Cerachem Blanket is used extensively in high temperature units in the ceramic, chemical processing, and ferrous metal industries. Thermal Ceramics Cerachem refractory blankets are ideal for a wide range of hot face lining and backup insulation applications in furnaces, kilns and other high temperature equipment.

Cerachrome Blanket
Made from spun alumina-silica-chromia fiber, Cerachrome Blanket is well suited for hot face lining applications where higher temperatures are encountered, such as soaking pit covers, reheat and forging furnaces. Cerachrome Blanket with its chromia-stabilized chemistry offers improved long term shrinkage characteristics over zirconia containing blankets such as Cerachem. Cerachrome Blanket effectively fills the gap between zirconia blankets and high alumina products.

Blanket Products

Product Informatio

Physical Properties	Kaowool	Kaowool RT	Cerablanket	Cerachem	Cerachrome
Color	white	white	white	white	blue/green
Density, pcf	3, 4, 6, 8, 10, 12	4, 6, 8	3, 4, 6, 8	4, 6, 8	4, 6, 8
(kg/m³)	*(48, 64, 96, 128, 192)*	*(64, 96, 128)*	*(48, 64, 96, 128)*	*(64, 96, 128)*	*(64, 96, 128)*
Thickness, in. *(mm)*	⅛ - 1 *(3.125-50)*	1 - 2 *(25-50)*	⁄ - 2 *(6.25-50)*	fi - 2 *(12.5-50)*	fi - 2 *(12.5-50)*
Continuous use limit, °F *(°C)*	2000 *(1093)*	2000 *(1093)*	2150 *(1177)*	2400 *(1315)*	2500 (1371)
Classification temp. rating, °F *(°C)*	2300 *(1260)*	2300 *(1260)*	2400 *(1315)*	2600 *(1426)*	2600 *(1426)*
Melting point, °F*(°C)*	3200 *(1760)*	3200 *(1760)*	3200 *(1760)*	3200 *(1760)*	3200 *(1760)*
Chemical Analysis, Nominal %					
Alumina, Al_2O_3	45	35 - 47	46	35	43
Silica, SiO_2	50 - 55	49 - 54	54	50	54
Ferric oxide, Fe_2O_3	1.0	0.05 - 1.5	0.05	0.05	–
Titanium oxide, TiO_2	1.7	0.05 - 1.9	–	–	–
Calcium oxide , CaO	0.1	0.05	0.05	0.05	–
Magnesium oxide, MgO	trace	0.05	0.05	0.05	–
Alkalies as, Na_2O	0.2	0.2	0.2	0.2	–
Boron Oxide, B_2O_3	0.08	–	–	–	–
Chromium Oxide, Cr_2O_3	–	–	–	–	3
Zirconia	–	0 - 15	–	15	–
Other	–	0 - 3	trace	trace	trace
Leachable chlorides	1 - 2	0 - 3	trace	traces	trace
Thermal Conductivity, BTU•in./hr•ft²•°F *(w/mK)* (ASTM C 201)					
Mean temperature, 8pcf					
@ 500°F *(260°C)*	0.44 *(0.06)*	0.44 *(0.06)*	0.44 *(0.06)*	0.44 *(0.06)*	0.44 *(0.06)*
@ 1000°F *(538°C)*	0.87 *(0.12)*	0.93 *(0.13)*	0.93 *(0.13)*	0.93 *(0.13)*	0.93 *(0.13)*
@ 1500°F *(816°C)*	1.45 *(0.21)*	1.60 *(0.23)*	1.60 *(0.23)*	1.60 *(0.23)*	1.60 *(0.23)*
@ 1800°F *(982°C)*	1.83 *(0.26)*	2.05 *(0.30)*	2.05 *(0.30)*	2.05 *(0.30)*	2.05 *(0.30)*
@ 2000°F *(1093°C)*	2.09 *(0.30)*	–	2.34 *(0.34)*	2.34 *(0.34)*	2.34 *(0.34*
Mean temperature, 6pcf					
@ 500°F *(260°C)*	0.47 *(0.07)*	0.47 *(0.07)*	0.47 *(0.07)*	0.47 *(0.07)*	0.47 *(0.07)*
@ 1000°F *(538°C)*	1.01 *(0.15)*	1.05 *(0.15)*	1.06 *(0.15)*	1.06 *(0.15)*	1.06 *(0.15)*
@ 1500°F *(816°C)*	1.73 *(0.25)*	1.90 *(0.27)*	1.90 *(0.27)*	1.90 *(0.27)*	1.90 *(0.27)*
@ 1800°F *(982°C)*	2.19 *(0.32)*	2.45 *(0.35)*	2.45 *(0.35)*	2.45 *(0.35)*	2.45 *(0.35)*
@ 2000°F *(1093°C)*	–	2.83 *(0.41)*	2.83 *(0.41)*	2.83 *(0.41)*	2.83 *(0.41)*
Mean temperature, 4 pcf					
@ 500°F *(260°C)*	0.54 *(0.08)*	0.54 *(0.08)*	0.54 *(0.08)*	0.54 *(0.08)*	0.54 *(0.08)*
@ 1000°F *(538°C)*	1.29 *(0.19)*	1.34 *(0.19)*	1.34 *(0.19)*	1.34 *(0.19)*	1.34 *(0.19)*
@ 1500°F *(816°C)*	2.30 *(0.33)*	2.48 *(0.36)*	2.48 *(0.36)*	2.48 *(0.36)*	2.48 *(0.36)*
@ 1800°F *(982°C)*	2.96 *(0.43)*	3.23 *(0.47)*	3.23 *(0.47)*	3.23 *(0.47)*	3.23 *(0.47)*
@ 2000°F *(1093°C)*	–	–	3.74 *(0.54)*	3.74 *(0.54)*	3.74 *(0.54)*

Military Specifications and Approvals

Mil-I-23128A	3, 6 pcf blanket
Mil-I-24244	All blankets
Mil-I-23128B	6, 8 pcf blanket

Water Leachable Elements on Surface of Fiber, typical quantities, PPM

Boron	40	Sulphur	10
Chlorine	<10	Sodium	40
Fluorine	<5	Silicate	125

Acoustical performance per ASTM C-423 A and E-795, Sound Absorption Coefficient

Kaowool Blanket	250Hz	500 Hz	1000 Hz	2000 Hz	4000 Hz	NRC
1"- 4 pcf	0.29	1.00	1.04	0.99	0.98	0.85
1"- 8 pcf	0.50	0.92	0.91	0.91	0.94	0.80
2"- 4 pcf	0.92	1.01	1.01	1.03	1.10	1.00
2"- 8 pcf	0.80	0.72	0.86	0.92	1.02	0.85

The values given herein are typical average values obtained in accordance with accepted test methods and are subject to normal manufacturing variations. They are supplied as a technical service and are subject to change without notice. Therefore, the data contained herein should not be used for specification purposes. Check with your Thermal Ceramics office to obtain current information.

Thermal Ceramics, Cerachrome, and Cerablanket are trademark of The Morgan Crucible Company plc. Kaowool is a trademark Thermal Ceramics Inc.

Marketing Communications Offices
Thermal Ceramics Americas
T: (706) 796 4200
F: (706) 560 5841
Thermal Ceramics Asia Pacific
T: +65 6733 6068
F: +65 6733 3498
Thermal Ceramics Europe
T: +44 (0) 151 334 4030
F: +44 (0) 151 334 1684

North America - Sales Offices
Canada
T: +1 (905) 335 3414
F: +1 (905) 335 5145
Mexico
T: +52 (555) 576 6622
F: +52 (555) 576 3060
United States of America
Eastern Region
T: +1 (800) 338 9284
F: +1 (866) 785 2764
Western Region
T: +1 (866) 785 2738
F: +1 (866) 785 2760

South America - Sales Offices
Argentina
T: +54 (11) 4373 4439
F: +54 (11) 4372 3331
Brazil
T: +55 (21) 2418 1366
F: +55 (21) 2418 1205
Chile
T: +56 (2) 854 1064
F: +56 (2) 854 1952
Colombia
T: +57 (2) 2282935/2282803/2282799
F: +57 (2) 2282935/2282803/23722085
Guatemala
T: +50 (2) 4733 295/6
F: +50 (2) 4730 601
Venezuela
T: +58 (241) 878 3164
F: +58 (241) 878 6712

www.thermalceramics.com

PLANO

9. BIBLIOGRAFÍA

{1} Química General -Raymond Chang-7º Edición.

{2} Richardson J.F., Harker J.H. – Chemical engineering volumen 2 (5ª edition –2002)

{3} Termodinámica- Yunus Cengel- 6ta Edición.

{4} Termodinámica- Mora

{5} Transferencia de Calor y Masa-Yunus Cengel-3ra Edición.

{6} Principles of heat transfer - Frank Kreith-7º Edition.

{7} Transferencia de Calor- Anthony Mills

{8} Hsu, Hsiau - Experimental study of the gas flow behavior in the inlet of a granular bed filter

{9} Hsu, Hsiau, Chen - Investigation of the gas inlet velocity distribution in a fixed granular bed filter

{10} Smith, J.M. (1981) Chemical engineering kinetics. 3rd ed. Aukland Madrid: McGraw-Hill

{11} Introducción a la gasificación de biomasa en sistemas Downdraft – INTI

{12} https://www.factorenergia.com/es/blog/eficiencia-energetica/que-son-energias-alternativas/

{13} Tesis Maestría "Piloto de gasificación downdraft operado con biomasa"- Cuba Arroyo UPC (Universidad Politécnica de Catalunya)

{14} Maniatis, K, Beenackers, AACM. Tar protocols, IEA Bioenergy Gasification Task Biomass Bioenergy, 2000, p. 1-4.

{15} Elliott, DC. Relation of reaction time and temperature to chemical composition of pyrolysis oils. Soltes EJ, Milne TA, editors. Series 376, pyrolysis oils from biomass, 1988.

{16} M.P. Aznar, M. A. Caballero, J. Gil, J.A. Martín, J. Corella, Commercial steam reforming catalyst to improve biomass gasification with steam-oxygen mixtures. 2. Catalytic tar removal, Ind. Eng. Chem. Res. 37 (7) (1998) 2668-2680.

{17} J. Corella, J. M. Toledo, G. Molina, Calculation of the conditions to get less than 2 g tar/m_n^3 in a fludized bed biomass gasifier. Fuel processing technology 87 (2006) 841-846.

{18} Thermogravimetric analysis of Ontario limestones and dolomites I. Calcination, surface area and porosity; R. K. Chan, K. S. Murthi and D Harrison; 1970; p. 2972, 2974.

{19} Trabajo de grado, Mitos y realidades de las cales y enmiendas en Colombia; Héctor Osorno Henao; M Sc. Ciencias, geomorfología y suelos; 2012; p. 18.

{20} The pocket guide to Stainless Steel; Stainless Steel Users Guide; Steel & Tube Stainless; p. 14.

{21} http://rocks.comparenature.com/es/dolomita-roca/model-9-0

{22} Turns, Stephen. An introduction to combustion, New York: McGraw-Hill, Inc, 1996.

{23} Reactores multifásicos, apunte; Montserrat Iborra; Javier Tejero; Fidel Cunill. Universidad de Barcelona.