

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ingeniería



“Diseño de un sistema de combustión para el secador rotatorio de piedra pómez de Bayer de Guatemala”

Trabajo de graduación presentado por
Oscar Antonio Constancio Mazariegos de León
para optar al grado académico de Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala
2005

"Diseño de un sistema de combustión para el secador rotatorio de piedra pómez de Bayer de Guatemala"

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ingeniería



“Diseño de un sistema de combustión para el secador rotatorio de piedra pómez de Bayer de Guatemala”

Trabajo de graduación presentado por
Oscar Antonio Constancio Mazariegos de León
para optar al grado académico de Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala
2005

Vo. Bo.

(f) 
Ing. Jorge Emilio Godínez Lemus
Asesor

Tribunal:

(f) 
Ing. José Eduardo Calderón

(f) 
Ing. Gamaliel Zambrano

(f) 
Ing. Jorge Emilio Godínez Lemus

Fecha de aprobación: Guatemala 8 de diciembre de 2005

ÍNDICE GENERAL

Índice de tablas.....	xi
Índice de gráficos y diagramas.....	xiii
Índice de figuras.....	xv
I. INTRODUCCIÓN.....	1
II. ANTECEDENTES.....	3
A. Secado.....	3
B. Análisis cualitativo de la influencia de las variables sobre la velocidad de secado.....	9
C. Métodos generales de secado.....	11
D. Equipos de secado.....	12
E. Secador rotatorio.....	15
F. Balances de masa.....	18
G. Balances de energía.....	20
H. Aplicación de la psicrometría en las operaciones de secado.....	22
I. Reacciones de combustión.....	25
J. Combustión de gases licuados de petróleo.....	32
K. Almacenamiento de gases.....	35
L. Ventiladores para manejo de fluidos.....	39
M. Control de operaciones de secado.....	41
N. Factores económicos de los procesos.....	51
III. JUSTIFICACIÓN.....	57
IV. OBJETIVOS.....	59
V. PROBLEMA A RESOLVER.....	61
VI. METODOLOGÍA.....	63
VII. RESULTADOS.....	65
VIII. DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	69
IX. CONCLUSIONES.....	73
X. RECOMENDACIONES.....	75
XI. BIBLIOGRAFÍA.....	77
XII. APÉNDICE.....	79
A. Cálculo de muestra.....	79
B. Datos calculados.....	89
C. Datos originales.....	107
D. Gráfico utilizado para lectura de humedad absoluta del aire.....	112
E. Aspectos importantes en sistemas de almacenamiento y transporte de tuberías.....	113

F.	Resumen de la Norma 58 de la Agencia Nacional de Protección contra Incendios (NFPA, por sus siglas en inglés)	116
G.	Diagrama No. 2 Sistema de combustión de queroseno	119
H.	Figura N° 33 Tipo de quemador propuesto a utilizar	120
I.	Diagrama N° 3 de las partes de un depósito estacionario para gas propano.....	120
J.	Diagrama N° 4. Propuesta de automatización del secador rotatorio	121
K.	Diagrama N° 5. Recomendaciones de seguridad industrial	122

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla No. 1 Factores de emisión para la combustión de GLP.....	34
Tabla No. 2 Especificaciones del quemador.....	66
Tabla No. 3 Especificaciones del depósito de almacenamiento.....	66
Tabla No. 4 Especificaciones del sistema de tuberías.....	66
Tabla No. 5 Resultados de secado de piedra pómez con gas propano.....	67
Tabla No. 6 Resultados de secado de piedra pómez con gas queroseno.....	67
Tabla No. 7 Resultados del análisis económico.....	67
Tabla No. 8 Régimen de flujo a presión máxima, diámetro nominal ½” y flujo de 302.8 L/hr.....	90
Tabla No. 9 Régimen de flujo a presión máxima, diámetro nominal ¾” flujo de 302.8 L/hr.....	90
Tabla No. 10 Régimen de flujo a presión máxima, diámetro nominal 1” y flujo de 302.8 L/hr.....	91
Tabla No. 11 Régimen de flujo a presión mínima, diámetro nominal ½” y flujo de 302.8 L/hr.....	91
Tabla No. 12 Régimen de flujo a presión mínima, diámetro nominal ¾” y flujo de 302.8 L/hr.....	92
Tabla No. 13 Régimen de flujo a presión mínima, diámetro nominal 1” y flujo de 302.8 L/hr.....	92
Tabla No. 14 Datos calculados para prueba de secado No.1	93
Tabla No. 15 Datos calculados para prueba de secado No.2	93
Tabla No. 16 Datos calculados para prueba de tamizado No. 1, muestra 1.....	94
Tabla No. 17 Datos calculados para prueba de tamizado No. 1, muestra 2.....	94
Tabla No. 18 Datos calculados para prueba de tamizado No. 1, muestra 3.....	95
Tabla No. 19 Datos calculados para prueba de tamizado No. 1, muestra 4.....	95
Tabla No. 20 Datos calculados para prueba de tamizado No. 1, muestra 5.....	96
Tabla No. 21 Datos calculados para prueba de tamizado No. 1, muestra 6.....	96
Tabla No. 22 Datos calculados para prueba de tamizado No. 1, muestra 7.....	97
Tabla No. 23 Balance de moles para combustión de propano con 100% de aire en exceso.....	97
Tabla No. 24 Balance de moles para combustión de propano con 200% de aire en exceso.....	97
Tabla No. 25 Balance de moles para combustión de propano con 300% de aire en exceso.....	98
Tabla No. 26 Balance de moles para combustión de propano con 1000% de aire en exceso.....	98
Tabla No. 27 Balance de energía de reactivos para la combustión de propano con 100% de aire en exceso.....	98
Tabla No. 28 Balance de energía de reactivos para la combustión de propano con 200% de aire en exceso.....	98
Tabla No. 29 Balance de energía de reactivos para la combustión de propano con 300% de aire en exceso.....	99
Tabla No. 30 Balance de energía de reactivos para la combustión de propano con 1000% de aire en exceso.....	99
Tabla No. 31 Balance de energía: 100% exceso, temperatura 2000K.....	99
Tabla No. 32 Balance de energía: 100% exceso, temperatura 1500K.....	99
Tabla No. 33 Balance de energía: 200% exceso, temperatura 2000K.....	100
Tabla No. 34 Balance de energía: 200% exceso, temperatura 1000K.....	100
Tabla No. 35 Balance de energía: 300% exceso, temperatura 2000K.....	100
Tabla No. 36 Balance de energía: 300% exceso, temperatura 1000K.....	101
Tabla No. 37 Balance de energía: 1000% exceso, temperatura 2000K.....	101
Tabla No. 38 Balance de energía: 1000% exceso, temperatura 500K.....	101
Tabla No. 39 Flujo de caja para el diseño.....	106
Tabla No. 40 Datos calculados para costos de operación.....	107
Tabla No. 41 Datos iniciales.....	107
Tabla No. 42 Datos de operación del secador.....	107
Tabla No. 43 Datos de variables medidas durante secado. Prueba No. 1.....	107

Tabla No. 44 Datos de variables medidas durante secado. Prueba No. 2.....	108
Tabla No. 45 Estimación del tiempo de residencia del material.....	108
Tabla No. 46 Datos de tamizado. Prueba No. 1, muestras de la 1 a la 3.....	109
Tabla No. 47 Datos de tamizado. Prueba No. 1, muestras 4 y 5.....	109
Tabla No. 48 Datos de tamizado. Prueba No. 1, muestras de 6 y 7.....	110
Tabla No. 49 Datos tomados al finalizar las pruebas de secado.....	110
Tabla No. 50 Ahorro estimado para el consumo de gas propano.....	110
Tabla No. 51 Cotización para inversión inicial.....	111
Tabla No. 52 Datos del proceso de operación del secador.....	111
Tabla No. 53 Constante K para la figura No. 31.....	113
Tabla No. 54 Factores de corrección para la figura No. 31.....	114
Tabla No. 55 Porcentaje de reducción de aire en un tanque.....	115

ÍNDICE DE GRÁFICOS Y DIAGRAMAS

Diagrama No. 1 Ubicación de equipo y tuberías del sistema de propano.....	65
Gráfico No. 1 Correlación para dimensionar el tanque de almacenamiento.....	51
Gráfico No.2 Estimación de la temperatura de llama con 100% de aire en exceso...	77
Gráfico No. 3 Estimación de la temperatura de llama con 200% de aire en exceso	78
Gráfico No. 4 Estimación de la temperatura de llama con 300% de aire en exceso	78
Gráfico No. 5 Estimación de la temperatura de llama con 1000% de aire en exceso	79
Gráfico No. 6 Curva de tamizado de piedra pómez. Prueba No. 1, muestra 1.....	81
Gráfico No. 7 Curva de tamizado de piedra pómez. Prueba No. 1, muestra 2.....	81
Gráfico No. 8 Curva de tamizado de piedra pómez. Prueba No. 1, muestra 3.....	81
Gráfico No. 9 Curva de tamizado de piedra pómez. Prueba No. 1, muestra 4.....	82
Gráfico No. 10 Curva de tamizado de piedra pómez. Prueba No. 1, muestra 5.....	82
Gráfico No. 11 Curva de tamizado de piedra pómez. Prueba No. 1, muestra 6.....	82
Gráfico No. 12 Curva de tamizado de piedra pómez. Prueba No. 1, muestra 7.....	83
Diagrama No. 2 Sistema de combustión de queroseno.....	119
Diagrama No. 3 Partes de un depósito de almacenamiento de gas propano...	120
Diagrama No. 4 Propuesta de automatización de secador rotativo.....	121
Diagrama No. 5 Recomendaciones de seguridad industrial.....	122

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura No. 1 Humedad de equilibrio contra humedad relativa.....	05
Figura No.2 Humedad de equilibrio contra humedad relativa del aire.....	06
Figura No. 3 Curva de descripción de tipos de humedad.....	07
Figura No. 4 Curva de tiempo contra humedad de sólido.....	09
Figura No. 5 Curva de tiempo contra humedad de algunos sólidos conocidos.....	09
Figura No. 6 Curva del efecto de la temperatura en el secado.....	10
Figura No. 7 Curva de comportamiento del tiempo de secado con la velocidad del aire.....	10
Figura No. 8 Curva de comportamiento del tiempo de secado con la velocidad del aire.....	10
Figura No. 9 Variación del tiempo de secado en función de la humedad del aire.....	11
Figura No. 10 Variación del tiempo de secado en función del tamaño de partícula.	11
Figura No. 11. Modelos de interacción gas-sólido en secadores.....	12
Figura No. 12 Secador rotatorio.....	18
Figura No. 13 Principios de los quemadores de gas.....	28
Figura No. 14 Instalación de quemadores industriales.....	29
Figura No. 15 Quemador de premezcla.....	29
Figura No. 16 Quemador de alta velocidad.....	30
Figura No. 17 Regulador de gas-aire.....	30
Figura No. 18 Velocidades de llama para varias mezclas de combustibles.....	31
Figura No. 19 Modos de mezclado de gas y aire en quemadores.....	32
Figura No. 20 Supresor de presión.....	37
Figura No. 21 Diagrama esquemático de un secador rotatorio.....	41
Figura No. 22 Configuración del control de un secador rotatorio.....	42
Figura No. 23 Granulador con un mezclador y secador.....	43
Figura No. 24 Diagrama de control predictivo.....	44
Figura No. 25 Sistema automático de protección contra deficiencia de aire.....	48
Figura No. 26 Sistema de control retroalimentado o “feed-back”.....	50
Figura No. 27 Control retroalimentado de un horno.....	50
Figura No. 28 Control en cascada de un horno.....	51
Figura No. 29 Análisis de similitud para el diseño del quemador.....	79
Figura No. 30 Carta psicrométrica.....	112
Figura No. 31 Tanque horizontal para propano.....	113
Figura No. 32 Diagrama de un sistema de tuberías.....	115
Figura No. 33 Tipo de quemador propuesto.....	120

RESUMEN

El presente estudio pretende ser una guía general para los requisitos que debe tener el sistema de combustión de gas propano para un secador rotatorio que funciona actualmente con queroseno. Esto se realizó por medio de evaluación cualitativa, revisión de normas internacionales de seguridad y análisis de ingeniería determinándose los requisitos deseables del equipo, instalaciones y accesorios.

Para la determinación de la eficiencia del gas propano se realizó pruebas a escala laboratorio y se cotizó en el mercado guatemalteco los equipos deseados, encontrándose limitantes en cuanto a capacidad de energía y seguridad en los equipos. Debido a que sólo una de las pruebas se logró realizar adecuadamente y a las limitantes en la medición adecuada de consumo de combustible, se utilizó valores de poder calorífico de los dos combustibles para estimar el ahorro posible, obteniéndose que la inversión inicial (que excluye el depósito de almacenamiento por ser suministrado sin costo por un proveedor local) se recupera en menos de un mes.

En términos generales se obtuvo que el quemador debe tener una capacidad energética de 7.38×10^6 kJ/hora, el depósito debe ser de acero inoxidable o acero al carbono capaz de almacenar 10,000 L para poder cubrir el consumo promedio mensual de gas propano. El sistema de tuberías debe ser de acero inoxidable, contar con dos reguladores de presión, válvulas de seguridad y de paso, requiriéndose una longitud aproximada de 45 m. Por último, se presenta un diagrama para la automatización del secador con el objetivo de beneficiar el ahorro de cualquiera de los combustibles que se desea utilizar.

ABSTRACT

The next study trays to be a general guidebook for requirements must have a gas propane combustion system for performance rotary dryer which burns kerosene actually. This fact was done by qualitative analyses, inspection of international safety and security standards and engineering analyses to decide characteristics equipment, layout and accessories.

For efficiency propane gas study was carried out pilot plant test and consulting suppliers on local market the required equipping outfit and found several limitations account energy ability and security to operate machines. Due only one pilot plant test had validity because measurement instruments was inaccurate, with calorific power of both fuels, was calculated economy probably will have, and got initial investment (not include tank because with a local supplier it hasn't cost) is recovered in a time less a month.

The summary of this study determine that gas propane burner must supply 7.38×10^6 kJ/hr, tank for gas propane must be rust proof steel or ferrous metal able to storage at least 10,000 L and supply monthly average requirements. The gas propane pipelines must be rust proof steel, include two pressure regulators, safety and relief valves (check type) all of its joined with 45 m of pipelines. Finally, the present study contains a sketch for automatic control of rotary dryer which will to benefit any fuel consumption.

I. INTRODUCCIÓN

El secado de productos granulados es utilizado en diversidad de industrias para obtener materias primas con determinado contenido de humedad y que puedan ser procesadas. Un caso específico es el secado de piedra pómez en la producción de agroquímicos sólidos, para lo cual se puede utilizar un secador rotatorio en el que se hace pasar los gases de combustión con aire caliente a través del cilindro por donde se conduce el material en contracorriente, y de esta manera eliminar la humedad que posee. Este proceso tiene como principio los fenómenos de transferencia de masa y energía entre la mezcla gases de combustión-aire y la piedra pómez, que junto a los factores de diseño del equipo y accesorios hacen posible que el agua contenida en la piedra sea evaporada.

Parte muy importante del equipo instalado junto con el secador es la fuente de energía, la cual debe seleccionarse adecuadamente para obtener un proceso eficiente y controlado. Uno de los objetivos del presente estudio fue determinar los beneficios técnicos que se pueden tener si el sistema de combustión de un secador rotatorio que funciona con queroseno es cambiado por uno de gas propano, evaluando tanto los aspectos microscópicos como los macroscópicos. Los primeros fueron evaluados por medio de simulaciones de secado a escala piloto en donde se realizaron mediciones de las variables que ayudan a cuantificar la capacidad y eficiencia energética del secado de piedra pómez con gas propano así como el equilibrio de los fenómenos de transferencia antes mencionados. Los segundos, fueron evaluados mediante el resultado del diseño del equipo y los requerimientos de seguridad y operación. Dicho diseño incluyó una propuesta para la automatización del proceso por medio del equipo necesario para controlar de mejor manera las variables que influyen en el secado, esencial para mantener un proceso eficiente.

Como parte vital de cualquier proceso, el presente estudio evaluó los beneficios económicos que se pueden obtener si el cambio del sistema de combustión es realizado, determinando los costos de inversión del nuevo sistema. Para la inversión inicial se determinó, por medio de herramientas de evaluación económica, la ventaja económica comparando el consumo de gas propano frente al del queroseno, utilizándola para proyectar la recuperación del capital necesario para el nuevo sistema de combustión. Los costos de operación y mantenimiento se evaluaron por medio de consultas a los técnicos del mercado guatemalteco bajo un aspecto informativo mas no cuantitativo.

II. ANTECEDENTES

A. Secado

El término secado se refiere generalmente a la eliminación de humedad de una sustancia. En este sentido es un término algo vago y, a veces, se aplica de forma inconsistente, de modo que es necesario hacer algunas precisiones. Por ejemplo, un sólido húmedo tal como la madera, tejido o papel puede ser secado por evaporación de la humedad en una corriente de gas o por medios mecánicos como el exprimido o centrifugación, estos últimos procedimientos no se consideran normalmente como secado. Una solución puede desecarse por dispersión o nebulización en finas gotas en una corriente de gas caliente, que produce la evaporación del líquido. Sin embargo, la evaporación de una disolución en ausencia de una corriente de gas que elimine la humedad no se considera normalmente como secado. En general, los distintos métodos para llevar a cabo el secado de sólidos o líquidos pueden ser de tipo mecánico o físico-químico. Los más importantes son los siguientes:

Entre los mecánicos están:

- Prensado: consiste en separar un líquido de un sistema sólido-líquido, por compresión del sistema en condiciones que permitan que el líquido escape mientras que el sólido quede retenido entre las superficies que los comprimen.
- Centrifugación: consiste en aplicar una fuerza centrífuga suficientemente elevada, de forma que el líquido se desplace en la dirección de la fuerza produciéndose la separación.

Entre los físico-químicos están:

- Evaporación superficial: cuando el producto húmedo se somete a la acción de una corriente de aire caliente, el líquido se evapora aumentando la humedad del aire.
- Liofilización: el líquido a eliminar, previamente congelado, se separa del producto que lo contiene mediante sublimación, por aportación de calor y vacío. Se aplica sobre todo en alimentos.
- Absorción: este término se aplica a gases húmedos, de los que se elimina el vapor de la mezcla gaseosa solubilizándolo en un líquido, como por ejemplo la desecación de gases por tratamiento con sulfúrico.
- Adsorción: consiste en la separación de la humedad por retención sobre un sólido adsorbente, como por ejemplo la desecación de aire con gel de sílice.
- Congelación: separación de la humedad de un líquido por cristalización de la misma, que se separa en forma sólida.

También conviene establecer la diferencia entre dos conceptos similares que suelen confundirse:

Desecación o secado, que consiste en la eliminación de agua de un material hasta que su contenido esté en equilibrio con el aire que le rodea, y deshidratación, que consiste en la eliminación prácticamente total del agua que pueda contener. La diferencia entre estos conceptos es, básicamente cuantitativa. En este documento nos ocuparemos de la eliminación de humedad de sólidos o líquidos por evaporación en una corriente gaseosa. En la práctica, la humedad es frecuentemente agua y el gas aire, de forma que

nos referiremos principalmente a este sistema. El secado es una operación que suele estar presente en todas las industrias químicas.

Las razones para su empleo son de diversos tipos:

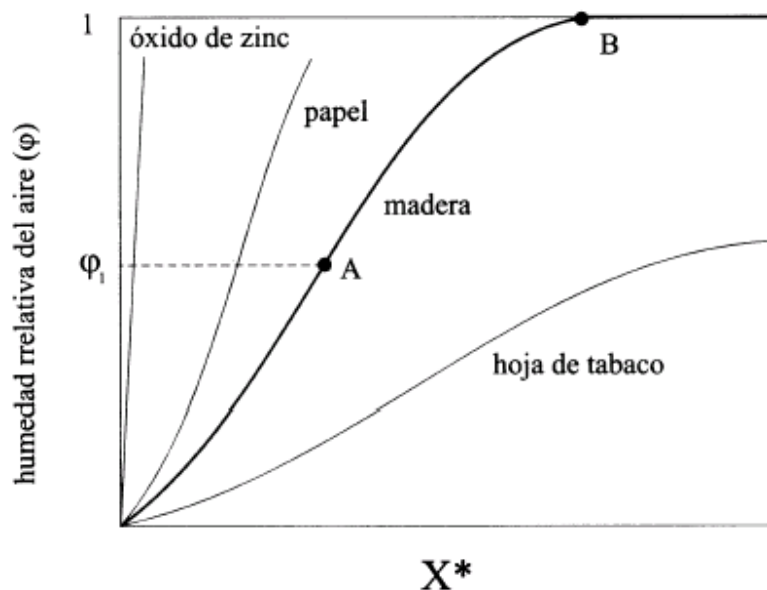
- Facilitar la manipulación en etapas posteriores.
- Reducir gastos de transporte.
- Facilitar la conservación, sobre todo en alimentos y medicamentos.
- Aumentar el valor del producto.
- Aprovechar subproductos.
- Reducir volumen y aumentar la capacidad de aparatos en otras etapas del proceso, etc.

1. Equilibrio. La humedad contenida en un sólido húmedo o en una solución ejerce una presión de vapor dependiente de la naturaleza de la humedad, de la naturaleza del sólido y de la temperatura. Si el sólido húmedo se expone a una corriente de gas con una presión parcial del vapor p , el sólido perderá humedad por evaporación, o la ganará a expensas del gas hasta que la presión de vapor de la humedad del sólido iguale a la presión parcial de dicha corriente gaseosa. El sólido y el gas se encuentran, entonces en equilibrio, y la humedad del sólido se denomina humedad de equilibrio.

a. **Sólidos insolubles.** La Figura N° 1 muestra una serie de comportamientos típicos de equilibrio de distintos sólidos, donde la humedad es en todos los casos agua. Se ha representado la humedad relativa del gas, ϕ , (así las gráficas son aplicables a intervalos moderados de temperatura) frente a la humedad del sólido (X , kg agua/kg sólido seco). Se utilizará la letra X para representar la humedad del sólido y la Y para la del gas. Considerando la curva para la madera, si ésta tiene una humedad inicial superior a la correspondiente al punto B, y se expusiera a la acción de un aire con una humedad ϕ_1 , la madera perdería humedad por evaporación hasta alcanzar su concentración de equilibrio, la correspondiente al punto A. Una exposición más prolongada a este aire no ocasionaría pérdida adicional de agua, independientemente del tiempo. El contenido de humedad podría ser reducido utilizando un aire con una humedad relativa menor. Pero para secar totalmente el sólido debería emplearse aire totalmente seco, es decir con $\phi = 0$.

b. **Histéresis.** Muchos sólidos muestran diferentes características de equilibrio dependiendo de si éste se alcanza por condensación (adsorción) o por evaporación (desorción) de la humedad. Un ejemplo típico se muestra en la Figura N° 2. En operaciones de secado lo que interesa es el equilibrio de desorción, que normalmente es el que presenta mayores valores de humedad adsorbida de los dos posibles.

Figura N° 1

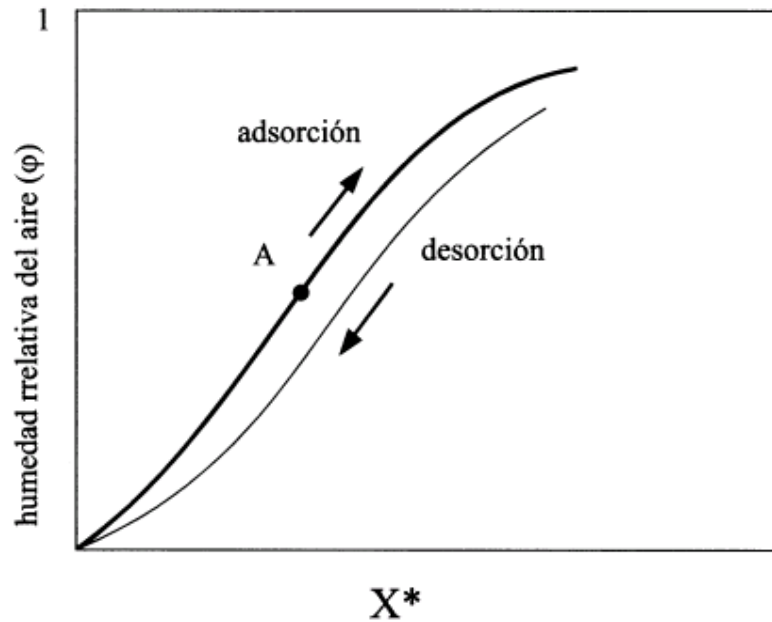


donde X^* = humedad en equilibrio kg agua/kg sólido seco

La humedad contenida en la madera hasta la correspondiente al punto B de la Figura N° 1, que ejerce una presión de vapor menor que la del agua pura, puede tratarse de humedad contenida dentro de las paredes celulares de la estructura de la planta, humedad débilmente combinada con el material celulósico, humedad presente como una solución de partes solubles del sólido, humedad contenida en capilares y grietas o bien humedad adsorbida en el sólido. Evidentemente, cada uno de estos tipos de humedad se eliminará por distintos mecanismos, pudiéndose complicar enormemente el análisis del proceso. Este tipo de humedad se conoce como humedad ligada. Si la madera se pone en contacto con aire saturado puede alcanzar cualquier humedad superior a la dada por el punto B. Esta humedad en exceso sobre la dada por B, que ejerce una presión de vapor igual a la del agua pura a la misma temperatura se conoce como humedad no ligada.

La humedad de equilibrio para un sólido dado depende del tamaño de partícula o de la superficie específica, si la humedad se encuentra físicamente adsorbida. Diferentes sólidos tienen diferentes comportamientos, como se muestra en la Figura N° 1. Generalmente, los sólidos inorgánicos insolubles en el líquido y que no muestran especiales características de adsorción por el vapor muestran un comportamiento del tipo del óxido de zinc (mostrado en la Figura N° 1), con muy pequeños contenidos de humedad en el equilibrio. Sin embargo, materiales esponjosos, especialmente aquellos de origen vegetal, tales como el tabaco en la Figura N° 1, muestran grandes contenidos de humedad en el equilibrio. La humedad de equilibrio de un sólido es independiente de la naturaleza del gas seco, siempre que éste sea inerte respecto del sólido, tanto seco como cuando va acompañado del vapor condensable. Lógicamente, la humedad de equilibrio sí depende de la naturaleza del vapor que los humedece.

Figura N° 2



donde X^* = humedad en equilibrio kg agua/kg sólido seco

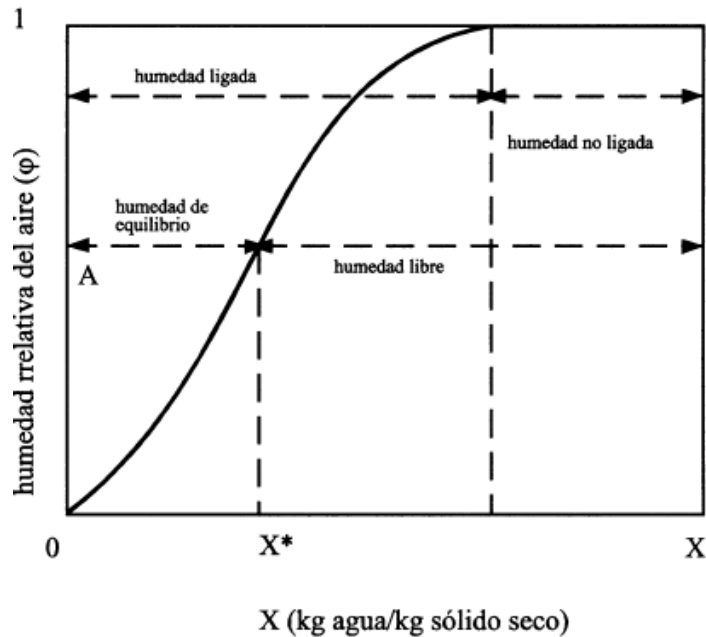
2. Nomenclatura. En referencia a las propiedades del aire húmedo utilizaremos la nomenclatura descrita anteriormente, excepto en relación a la humedad absoluta en base seca, que denominaremos por la letra Y, en lugar de la X utilizada anteriormente. Con relación al sólido utilizaremos la siguiente:

- Contenido de humedad en base seca. Se expresa como kg de agua/kg de sólido seco. Se representa por X.
- Contenido de humedad en base húmeda. Se expresa como kg de agua/kg de sólido húmedo, (donde los kg de sólido húmedo son los kg de sólido seco + kg de agua), y viene dada por $X/(1+X) = H$.
- Humedad de equilibrio. Se representa por X^* y corresponde a la humedad contenida en una sustancia en equilibrio con un aire con una determinada presión de vapor.
- Humedad ligada. Ya se ha referido anteriormente, y corresponde a la humedad contenida en un sólido, que ejerce una presión de vapor menor que la correspondiente al líquido puro a la misma temperatura.
- Humedad no ligada. Representa la humedad contenida en un sólido que ejerce una presión de vapor igual a la del agua pura a la misma temperatura.
- Humedad libre. Es la humedad que contiene un sólido en exceso sobre la de equilibrio. Se representa por $W = X - X^*$. Sólo la humedad libre puede ser evaporada, y lógicamente depende de la concentración del gas (a través de la humedad de equilibrio).

Estas relaciones se muestran esquemáticamente en la Figura N° 3.

Figura N° 3

curva de humedad de equilibrio



3. Condiciones generales para el secado. El secado de sólidos incluye dos procesos fundamentales y simultáneos:

- Se transmite calor para evaporar el líquido, y
- Se transmite masa en forma de líquido o vapor dentro del sólido y como vapor desde la superficie.

Los factores que regulan las velocidades de estos procesos determinan la rapidez o el índice de secado. Los secadores comerciales difieren fundamentalmente en los métodos de transferencia de calor utilizados, pudiendo ser éstos por convección, conducción, radiación o una combinación de éstos. Sin embargo, en cada caso, el calor debe fluir hacia la superficie externa y luego al interior del sólido.

La masa se transfiere durante la desecación en forma de líquido o vapor dentro del sólido, y como vapor que se desprende de las superficies expuestas. El movimiento dentro del sólido se debe a un gradiente de concentración que depende de las características del mismo. Un sólido a secar puede ser poroso o no poroso. También puede ser higroscópico o no higroscópico.

Muchos sólidos caen entre estos dos extremos, pero comúnmente se considera que el sólido puede ser lo uno o lo otro. Un estudio de la forma como se deseca un sólido se puede basar en el mecanismo interno de flujo del líquido o en el efecto de las condiciones externas de la temperatura, humedad, flujo de aire, estado de subdivisión, etc., en la velocidad de secado del sólido. El primer procedimiento requiere por lo común un estudio básico de las condiciones internas. Aun cuando el segundo

procedimiento es menos fundamental, generalmente es el más utilizado debido a que los resultados tienen una mayor aplicabilidad inmediata en el diseño y la evaluación de equipos.

4. **Mecanismo interno de la circulación del líquido.** La estructura del sólido determina el mecanismo por el cual puede ocurrir la circulación o flujo interno del líquido. Estos mecanismos pueden incluir:

- difusión, en sólidos homogéneos continuos,
- flujo capilar, en sólidos granulados y porosos,
- flujo provocado por gradiente de contracción y presión,
- flujo producido por gravedad, y
- flujo originado por una secuencia de evaporación y condensación.

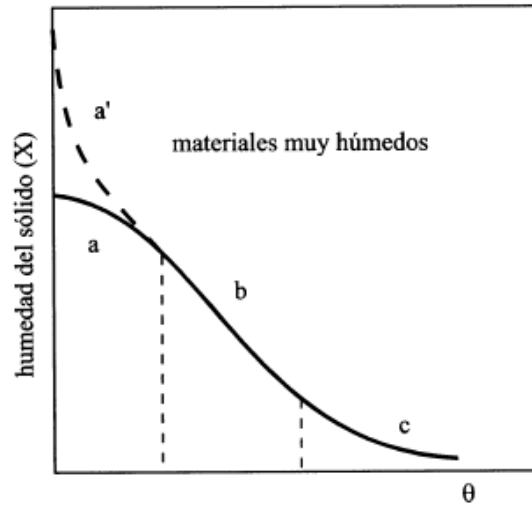
En general, durante el secado se tiene un mecanismo que predomina en un lapso dado, dentro del sólido; pero no es extraño encontrar diferentes mecanismos que predominan en tiempos distintos durante el ciclo de secado.

5. **Obtención de datos cinéticos.** Los coeficientes cinéticos de las ecuaciones de transporte son necesarios para el diseño. Además es necesario realizar ensayos a nivel de laboratorio o piloto para poder establecer las relaciones cuantitativas (gráficas o analíticas) entre las variables del proceso. En estos experimentos se debe determinar el peso del sólido en función del tiempo. Las variables que influyen en el tiempo de secado son muy numerosas y se deben programar experimentos en los que se varíen sistemáticamente todos y cada uno de los parámetros significativos. Es muy importante tener en cuenta las siguientes consideraciones:

- que el material esté soportado en la misma forma que lo estará en el proceso real (sobre bandejas, rejillas, etc.).
- que la superficie de secado por unidad de volumen sea la misma, que tenga la misma relación de superficie que se seca a la que no se seca.
- realizar ensayos con muestras de distintos espesores.
- que la muestra reciba el calor con la misma intensidad y por los mismos mecanismos que en el equipo industrial.
- que las condiciones del aire sean similares, humedad, temperatura, velocidad y dirección.
- que el sólido tenga un tamaño de partícula y una geometría similar, que la muestra no sea demasiado pequeña, etc.

También, debe determinarse el peso del sólido totalmente seco. Si no se tienen presentes éstos y otros factores la extrapolación a escala industrial puede resultar muy peligrosa. La exposición del sólido a un aire con unas determinadas condiciones constantes de humedad, temperatura y velocidad se conoce como secado en condiciones constantes. A partir de este tipo de experimentos se pueden representar gráficas como las de la Figura N° 4. Estas gráficas pueden ser muy útiles para determinar el tiempo de secado de partículas mayores en condiciones similares.

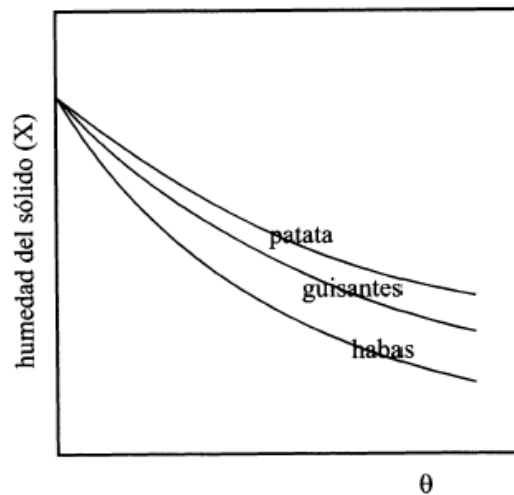
Figura N° 4



B. Análisis cualitativo de la influencia de las variables sobre la velocidad de secado

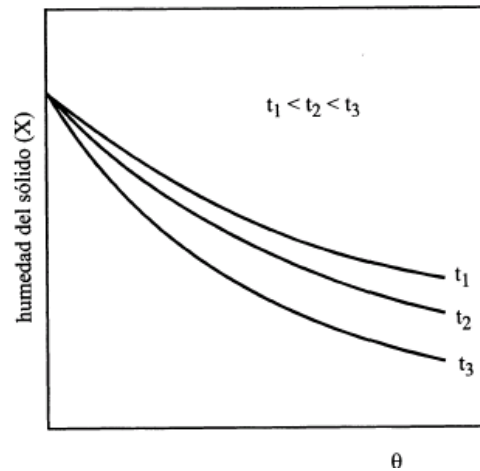
1. Naturaleza del material. Resulta evidente que se obtendrán curvas distintas dependiendo del material a secar. La Figura N° 5 muestra el comportamiento de distintos productos agrícolas.

Figura N° 5



2. Temperatura del aire. La Figura N° 6 muestra el comportamiento de un sólido secado a distintas temperaturas. Evidentemente, cuanto mayor sea la temperatura del aire (manteniendo constante el resto de las variables) mayor será la velocidad de secado, y las curvas presentarán mayor pendiente.

Figura N° 6



3. Velocidad másica del aire. En este caso pueden presentarse dos tipos de comportamiento, los mostrados en las Figuras N° 7 y N° 8, pág. 8. En la primera de ellas se observa como al aumentar la velocidad del aire también lo hace la velocidad de secado. En la segunda gráfica se observa que es prácticamente independiente de esta variable. Esta situación indica que en este segundo caso la etapa dominante es la transferencia de materia a través del sólido, que lógicamente no se ve afectada por la velocidad del aire.

Figura N° 7

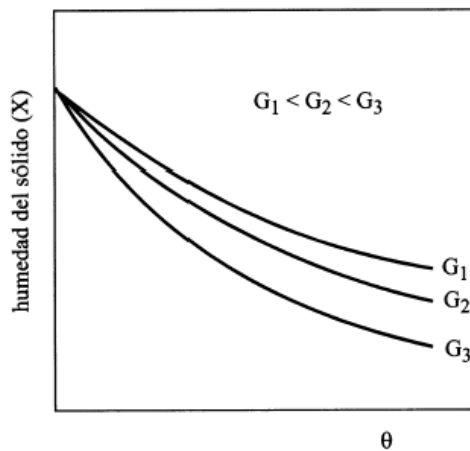
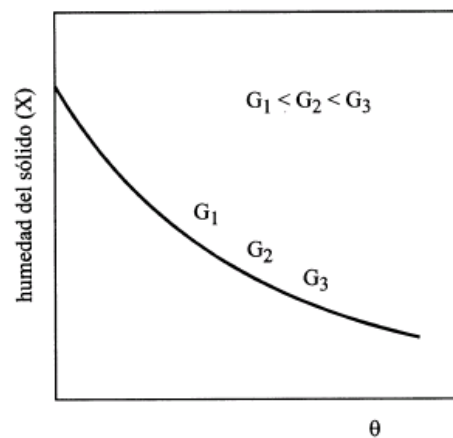
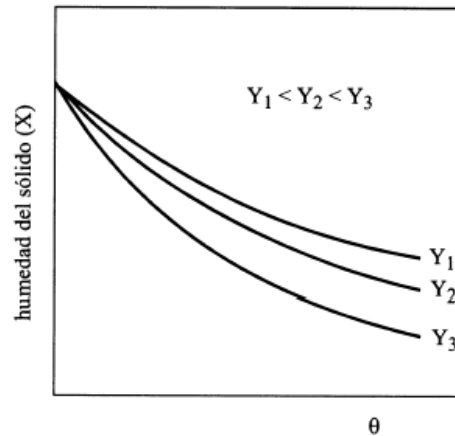


Figura N° 8



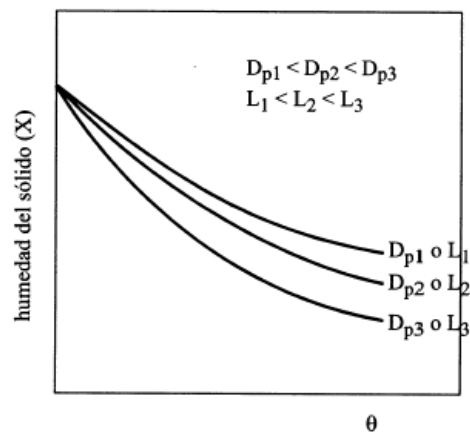
4. Humedad absoluta del aire. Al aumentar la humedad absoluta del aire disminuye, lógicamente, la velocidad de secado, al hacerlo la fuerza impulsora en la fase gas, como se muestra en la Figura N° 9.

Figura N° 9



5. Tamaño de partícula del sólido. Si las características del sólido permiten obtener partículas uniformes, al variar el tamaño se puede observar que la velocidad de secado aumenta al disminuir el tamaño de partícula. Si se trata de un sólido que no permite obtener tamaños uniformes, la influencia de la profundidad del lecho es similar a la anteriormente comentada. Al aumentar la altura del lecho disminuye la velocidad de secado (Figura N° 10). (Treybal, 1980; Mujumdar, 1987; Kee, 1976).

Figura N° 10



C. Métodos generales de secado

Los métodos y procesos de secado se clasifican de diferentes maneras; se dividen en procesos de lotes, cuando el material se introduce en el equipo de secado y el proceso se verifica por un periodo; o continuos, si el material se añade sin interrupción al equipo de secado y se obtiene material seco con régimen continuo. Los procesos de secado se clasifican también de acuerdo con las condiciones físicas usadas para adicionar calor y extraer vapor de agua: (1) en la primera categoría, el calor se añade por contacto directo con aire caliente a presión atmosférica, y el vapor de agua formado se elimina por medio del mismo aire; (2) en el secado al vacío, la evaporación del agua se verifica con más rapidez a presiones bajas, y el calor se añade indirectamente por contacto con una pared metálica o por radiación (también pueden usarse bajas temperaturas con vacío para ciertos materiales que se decoloran o se

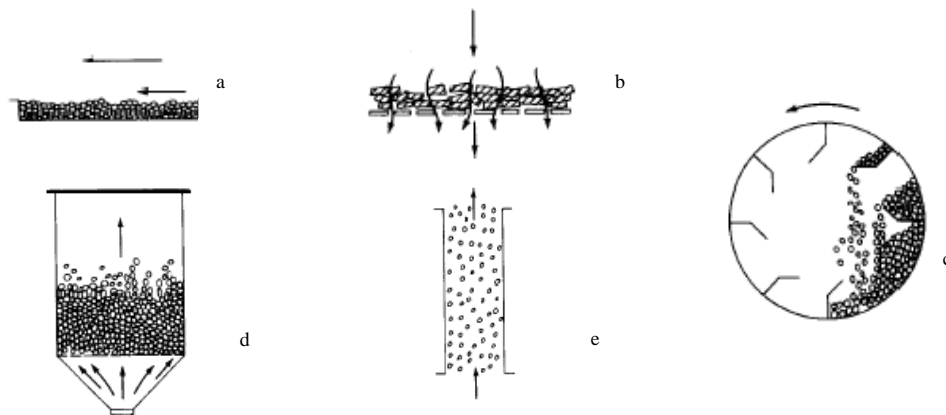
descomponen a temperaturas altas); (3) en la liofilización, el agua se sublima directamente del material congelado (Geankoplis,1998).

D. Equipos de secado

Los equipos de secado pueden clasificarse en: (1) secadores en los que el sólido se encuentra directamente expuesto a un gas caliente (generalmente aire), y (2) secadores en los que el calor es transmitido al sólido desde un medio externo tal como vapor de agua condensante, generalmente a través de una superficie metálica o con la que el sólido está en contacto. Los secadores que exponen los sólidos a un gas caliente se llaman adiabáticos o secadores directos; aquellos en los que el calor es transmitido desde un medio externo reciben el nombre de no adiabáticos o secadores indirectos. Los secadores calentados por energía radiante, dieléctrica o de microondas, también son no adiabáticos. Algunas unidades combinan el secado adiabático y no adiabático, y se denominan secadores directos-indirectos. En los secadores adiabáticos los sólidos están expuestos al gas de alguna de estas formas:

1. El gas circula sobre la superficie de un lecho o una lámina del sólido, o bien sobre una o ambas caras de una lámina o película continua. Este proceso se llama secado con circulación superficial (Figura N° 11.a).
2. El gas circula a través de un lecho de sólidos gruesos que están soportados sobre una rejilla. Recibe el nombre de secado con circulación a través. Como en el caso del secado con circulación superficial, la velocidad del gas se mantiene baja para evitar el arrastre de partículas sólidas (Figura N° 11.b).
3. Los sólidos descienden en forma de lluvia a través de una corriente gaseosa que se mueve lentamente, con frecuencia dando lugar a un arrastre no deseado de las partículas finas (Figura N° 11.c).
4. El gas pasa a través de los sólidos con una velocidad suficiente para fluidizar el lecho. Inevitablemente se produce arrastre de las partículas más finas (Figura N° 11.d).
5. Los sólidos son totalmente arrastrados por una corriente gaseosa de alta velocidad y neumáticamente transportados desde un dispositivo de mezcla hasta un separador mecánico (Figura N° 11.e).

Figura N° 11



Modelos de interacción gas sólido en secadores: (a) flujo de gas sobre un lecho estático de sólidos; (b) flujo de gas a través de un lecho de sólidos; (c) acción en un secador rotatorio; (d) lecho fluidizado de sólidos; (e) flujo en paralelo gas-sólido en un secador flash de transporte neumático.

En los secadores no adiabáticos el único gas a separar es el agua o disolvente que se evapora, aunque en ocasiones se hace circular a través de la unidad una pequeña cantidad de «gas de barrido» (frecuentemente aire o nitrógeno). Los secadores no adiabáticos difieren básicamente en la forma en la que los sólidos se exponen a la superficie caliente o a otra fuente de calor, pudiendo ser alguna de las siguientes:

- Los sólidos se esparcen sobre una superficie horizontal estacionaria o que se desplaza lentamente y se «cuecen» hasta que se secan. La superficie puede calentarse eléctricamente o mediante un fluido de transmisión de calor tal como vapor de agua o agua caliente. Alternativamente, el calor puede aplicarse por medio de un calentador radiante situado encima del sólido.
- Los sólidos se mueven sobre una superficie caliente, generalmente cilíndrica, por medio de un agitador o un transportador de tornillo o de palas.
- Los sólidos deslizan por gravedad sobre una superficie inclinada caliente o bien son transportados en sentido ascendente por la superficie y deslizándose posteriormente hasta una nueva localización (McCabe, Smith y Harriot, 1991).

1. Transmisión de calor en secadores. El secado de sólidos húmedos es, por definición, un proceso térmico. Aunque con frecuencia se complica por la difusión en el sólido o a través del gas, es posible secar muchos materiales simplemente calentándolos por encima de la temperatura de ebullición del líquido, tal vez bastante por encima con el fin de liberar las últimas trazas de material adsorbido. Por ejemplo, los sólidos húmedos pueden secarse con vapor de agua altamente sobrecalentado. En este caso no hay difusión, sino que el problema es exclusivamente de transmisión de calor. En el secado adiabático la difusión está casi siempre presente, pero con frecuencia la velocidad de secado está controlada por la transmisión de calor en lugar de por la transferencia de materia. Muchos de los secadores, tal vez la mayoría, se diseñan sobre la base exclusiva de consideraciones de transmisión de calor.

2. Cálculo del consumo de calor. Se comunica calor a un secadero con los siguientes objetivos:

- Calentar la alimentación (sólidos y líquidos) hasta la temperatura de evaporación.
- Evaporar el líquido.
- Calentar los sólidos hasta su temperatura final.
- Calentar el vapor hasta su temperatura final.

Todas las etapas son despreciables en comparación con la segunda. En el caso más general la velocidad global de transmisión de calor se puede calcular en la forma que se indica a continuación. Si m_s es la masa de sólidos totalmente secos que han de secarse en la unidad de tiempo, y X_a y X_b son los contenidos inicial y final de líquido, en masa de líquido por unidad de masa de sólido totalmente seco, la cantidad de calor transmitido por unidad de masa de sólido q_T/m_s , es:

$$\frac{q_T}{\dot{m}_s} = c_{ps}(T_{sb} - T_{sa}) + X_a c_{pL}(T_v - T_{sa}) + (X_a - X_b)\lambda + \\ + X_b c_{pL}(T_{sb} - T_v) + (X_a - X_b)c_{pv}(T_{vb} - T_v)$$

(ecuación N° 1)

donde

T_{sa} = temperatura de la alimentación

T_v = temperatura de evaporación

T_{sb} = temperatura final de los sólidos

T_{vb} = temperatura final del vapor

λ = calor latente de evaporación

c_{ps} , c_{pL} , c_{pv} = calores específicos del sólido, líquido y vapor, respectivamente

La ecuación N° 1 supone que los calores específicos y el calor latente de evaporación son constantes y que la evaporación transcurre a una temperatura constante T_v . Estas condiciones raramente se cumplen, pero dicha ecuación permite una estimación aceptable de la velocidad de transmisión de calor si se conocen las temperaturas o se pueden estimar de forma aproximada.

En un secador adiabático T_v es la temperatura húmeda del gas y T_{vb} es la temperatura del gas a la salida T_{hb} . El calor transmitido a los sólidos, al líquido y al vapor, tal como expresa la ecuación N° 1, procede del enfriamiento del gas. Para un secador adiabático continuo el balance de calor conduce a:

$$q_T = \dot{m}_g (1 + H_a) c_{sa} (T_{ha} - T_{hb})$$

(ecuación N° 2)

donde

\dot{m}_g = velocidad másica del gas seco

H = humedad del gas a la entrada

c_{sa} = calor húmedo del gas para la humedad de entrada

Coefficientes de transmisión de calor. En los cálculos de secado se aplica la ecuación básica de transmisión de calor:

$$q_T = UA\Delta T$$

(ecuación N° 3)

donde

U = coeficiente global

A = área de transmisión de calor

ΔT = diferencia media de temperatura (no necesariamente la media logarítmica).

En ocasiones se conocen A y ΔT y la capacidad del secador se puede estimar a partir de un valor de U calculado o medido, pero con frecuencia existe una considerable incertidumbre en el área realmente disponible para transmisión de calor. Por ejemplo, la fracción de superficie calentada que está en contacto con los sólidos en un secadero dotado de transportador es difícil de estimar, y raramente se conoce el área de la superficie total de las partículas sólidas expuestas a una superficie calentada o a un gas caliente.

Por estas razones, muchos secaderos se diseñan sobre la base de un coeficiente *volumétrico* de transmisión de calor U_a , donde a es el área de transmisión de calor por unidad de volumen de secadero (que es desconocida). La ecuación aplicable es:

$$q_T = U_a V \Delta T \quad (\text{ecuación N}^\circ 4)$$

donde

U_a = coeficiente volumétrico de transmisión de calor, $J/ m^3 s K$ ($W/ m^3 K$)

V = volumen del secadero, m^3

ΔT = diferencia media de temperatura, K o $^\circ C$

Debido a los modelos complejos de temperatura no resulta fácil definir la verdadera diferencia media de temperatura para todo el secadero. De hecho, a veces la temperatura de salida de los sólidos y del gas es tan próxima que no se puede medir la diferencia entre ellas. Por tanto, los coeficientes de transmisión de calor son difíciles de estimar y pueden tener una utilidad limitada. Una ecuación general que resulta útil en los cálculos de secado es la ecuación N° 5 para la transmisión de calor desde un gas hacia una sola esfera o una partícula esférica solitaria:

$$\frac{h_o D_p}{k_f} = 2,0 + 0,60 \left(\frac{D_p G}{\mu_f} \right)^{0,50} \left(\frac{c_p \mu_f}{k_f} \right)^{1/3} \quad (\text{ecuación N}^\circ 5)$$

(McCabe, Smith y Harriot, 1991)

E. Secador rotatorio

1.Descripción. Un secador rotatorio consiste en un cilindro que gira sobre cojinetes apropiados y, por lo común, tiene una leve inclinación en relación con la horizontal. La longitud del cilindro varía de 4 a más de 10 veces su diámetro, que oscila entre menos de 0.3 hasta más de 3 m. Los sólidos que se introducen por un extremo del cilindro se desplazan a lo largo de él, debido a la rotación, el efecto de la carga y la pendiente del cilindro, y se descargan por el otro extremo como producto acabado. Los gases que circulan por el cilindro pueden reducir o aumentar la velocidad de movimiento de los sólidos, según que la circulación del gas sea a contracorriente o siga una corriente paralela con la circulación de los sólidos.

a. Secador rotatorio directo. Se trata por lo común de un cilindro metálico ordinario con o sin paletas o aspas. Es apropiado para operaciones a temperaturas bajas e intermedias en donde la temperatura de operación está limitada primordialmente por las características de resistencia del metal que se haya empleado en la fabricación o de otros equipos instalados adyacentes al secador y que sean sensibles a la temperatura.

b. Horno rotatorio directo. Éste es un cilindro metálico revestido en el interior con bloques aislantes y/o ladrillos refractarios, y es apropiado para operaciones y temperaturas elevadas.

c. Secador indirecto de tubos de vapor. Se trata de un cilindro metálico desnudo, provisto de una o más hileras de tubos metálicos instalados longitudinalmente sobre la cubierta. Sirve para operaciones a las temperaturas de vapor disponibles o para procesos en que los tubos se deben enfriar con agua.

d. Calcinadores rotatorios indirectos. Este es un cilindro metálico simple rodeado, en el exterior, por un horno encendido o con calefacción eléctrica. Es adecuado para operaciones a temperaturas intermedias hasta el máximo que pueda tolerar la pared metálica del cilindro, que casi siempre es del orden de 650 a 700 K, en el caso de acero al carbono, y de 800 a 1025 K para acero inoxidable.

e. Secador directo de persianas giratorias. Este es uno de los tipos especiales más importantes y difiere de la unidad rotatoria directa en que, en este caso, se suministra una verdadera circulación directa de gas a través del lecho de sólidos. Al igual que el rotatorio directo, este es apropiado para operaciones de temperaturas bajas e intermedias.

2. Campo de aplicación. Los equipos rotatorios se aplican al procesamiento de sólidos tanto por lotes como continuo, que tienen un flujo relativamente libre, y el producto de descarga es granular. Los materiales que no poseen un flujo completamente libre en la forma como se alimentan se manejan de una manera especial, ya sea reciclando una porción del producto final y premezclándola con la alimentación en una mezcladora externa para obtener una alimentación granular uniforme para el proceso, o bien, manteniendo un lecho de producto libre dentro del cilindro, en el extremo de admisión de la alimentación, y en esencia, realizando la operación de premezclado dentro del cilindro propiamente dicho.

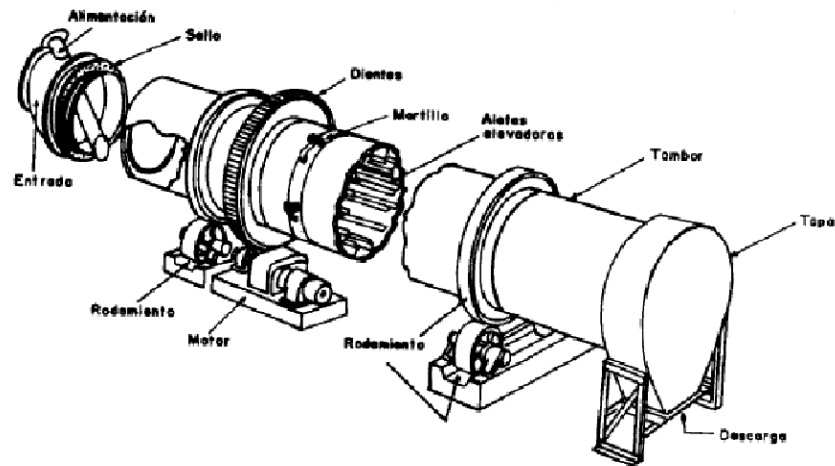
Como regla general, las unidades de calor directo son las más sencillas y económicas en lo que respecta a su construcción, y se emplean cuando se puede tolerar el contacto directo entre los sólidos y los gases de combustión y el aire. Puesto que la carga calorífica total se debe introducir o eliminar en la corriente de gas, casi siempre se necesitan grandes volúmenes de gas y altas velocidades del mismo. Estas últimas rara vez son menores que 0.5 m/s en un diseño económico. Por tanto, es probable que el

empleo de equipos rotatorios directos con sólidos que contienen partículas extremadamente finas genere pérdidas de arrastre excesivas en la corriente de gas de salida.

3. Equipo auxiliar. En los equipos rotatorios de calor directo se necesita una cámara de combustión para temperaturas elevadas, y serpentines de vapor con aletas para temperaturas bajas. Si se desea evitar la contaminación del producto con los gases de combustión en las unidades de calor directo, se pueden utilizar calentadores de aire indirectos que empleen gas o petróleo para alcanzar las temperaturas que excedan la de vapor disponible. El método de alimentación para los equipos rotatorios depende de las características del material, de la ubicación y tipo del equipo de procesamiento corriente arriba. Cuando la alimentación proviene de arriba, se acostumbra utilizar un canalón que se extiende hasta el interior del cilindro. Cuando es necesario que el sistema esté sellado o si no es conveniente llevar a cabo la alimentación por gravedad, se utiliza en general un alimentador de tornillo.

Con frecuencia se emplean transportadores neumáticos como medio tanto de transporte como de enfriamiento para productos secos entre los equipos adicionales de enfriamiento que se emplean a menudo están los transportadores de tornillo, los vibradores y los enfriadores rotatorios directos e indirectos. El secador rotatorio de calor directo está equipado comúnmente con aspas en el interior, para levantar y dejar caer los sólidos a través de la corriente de gas a su paso por el cilindro. Estas aspas tienen, casi siempre, una ubicación alterna cada 0.2 a 2 m para asegurar una cortina de sólidos más continua y uniforme en el gas. La forma de las aspas depende de las características de manejo de los sólidos. En el caso de materiales de flujo o movimiento libre, se utiliza un aspa radial con un reborde de 90°. Los gases de combustión se hacen pasar por el cilindro ya sea mediante un extractor o una combinación de extractor y ventilador. En este último caso, es posible mantener un control muy preciso de la presión interna, incluso cuando la caída de presión total del sistema no es importante. No obstante, cuando se emplea un calentador de aire con una caída de presión limitada, casi siempre basta utilizar un simple extractor ya que las principales pérdidas de presión del gas se localizan en los conductos de salida de aire y en los recolectores de polvo. En muy raras ocasiones se emplea sólo un ventilador para forzar el paso del gas por el cilindro, debido a que la presión interna es superior a la atmosférica, y el aire caliente y el polvo pueden impulsarse hacia los sellos de gas o fugarse a las zonas de trabajo circundantes. Para asegurar una mejor operación, la velocidad de alimentación para los equipos rotatorios se debe regular de una manera muy minuciosa, como también se debe uniformar la cantidad y la calidad del aire. Puesto que las temperaturas de los sólidos son difíciles de medir y los cambios se detectan con cierta lentitud, la mayor parte de las operaciones en equipos rotatorios se controlan por medios indirectos. En las unidades de calor directo, las temperaturas del gas de entrada y salida se miden y regulan como si se tratara de hornos directos. En la Figura N° 12 se esquematiza un secador rotatorio a contracorriente y de calor directo (Perry, 1992).

Figura N° 12. Secador rotatorio a contracorriente y de calor directo



(Perry, 1992)

F. Balances de masa

1. Balance de masa general. Los balances de masa no son más que la aplicación de la ley de conservación de la masa: “La masa no se crea ni se destruye”. Para efectuar un balance de masa de un proceso, primero hay que especificar en qué consiste el sistema para el cual se hará el balance y establecer sus fronteras. Un proceso es una serie de acciones, operaciones o tratamientos que producen un resultado (producto). La ingeniería química se centra en operaciones como las reacciones químicas, el transporte de fluidos, la reducción y la amplificación de tamaño del equipo, la generación y el transporte de calor, la destilación, la absorción de gases, los biorreactores y demás cosas que causan cambios físicos y químicos en los materiales.

Un sistema se refiere a cualquier porción arbitraria o la totalidad de un proceso establecida específicamente para su análisis. Un sistema abierto (o continuo) es aquel en que se transfiere material por la frontera del sistema; esto es, entra en el sistema, sale del sistema o ambas cosas. Un sistema cerrado (o por lotes) es aquel en el que no tiene lugar una transferencia semejante durante el intervalo de tiempo de interés. La ecuación N° 6 expresa con palabras el concepto del balance de materia.

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{acumulación} \\ \text{dentro} \\ \text{del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{entrada} \\ \text{por las} \\ \text{fronteras} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{salida} \\ \text{por las} \\ \text{fronteras} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} \\
 + \left\{ \begin{array}{c} \text{generación} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{consumo} \\ \text{dentro} \\ \text{del} \\ \text{sistema} \end{array} \right\}$$

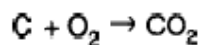
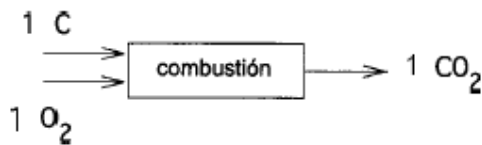
(ecuación N° 6)

Una metodología general para la resolución de problemas de balance de masa, puede listarse de la siguiente manera:

- Leer el problema aclarando lo que se desea lograr.
- Hacer un diagrama del proceso; definir el sistema por medio de una frontera
- Identificar cada flujo con su correspondiente composición
- Escoger una base de cálculo
- Calcular las composiciones y flujos que se desconozcan a partir de los datos, identificando por medio de un símbolo cada uno de los valores desconocidos de flujos y composiciones
- Escribir los nombre de los balances apropiados a resolver y definir el número de balances independientes que es posible escribir así como la posibilidad de obtener una solución única
- Resolver las ecuaciones, realizándolo con una base consistente y dimensionalmente correctas
- Verificar las respuestas sustituyendo alguno o todos los valores encontrados, verificando que se satisfagan las ecuaciones y que se obtuvo un resultado razonable.

2. Balances de masa en los que hay reacción química. La ecuación anterior se aplica a los balances de masa total y de masa de los componentes y los términos de generación y consumo son cero. En muchos casos queremos efectuar balances de moles en lugar de balances de elementos, pero es común que en los balances de componentes y totales los moles no queden equilibrados si no se toman en cuenta los términos de generación y consumo. Si se toma como ejemplo el sencillo proceso de combustión en estado estacionario cuadro de combustión simple abajo descrito, los moles totales que entran son 2 y los que salen son 1. Los moles de O_2 , que entran son 1 y los que salen (como O_2) son 0. Si se toma en cuenta la ecuación de reacción y suponemos que el O_2 reaccionó por completo, el término de generación para el O_2 en la ecuación N° 6 tendrá un valor de 0, y el de consumo, de 1 mol. Así, el balance de materia para el O_2 en moles sería:

	Acumulación	Entra	Salida	Generación	Consumo
O_2	0	1	0	0	1



De manera similar puede hacerse los balances para cada uno de los elementos participantes en la combustión.

G. Balances de energía

1. Balance de energía general. El concepto de balance de energía macroscópico es similar al del balance de materia macroscópico:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{acumulación de} \\ \text{energía dentro} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{transferencia de} \\ \text{energía al sistema a} \\ \text{través de su frontera} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{transferencia de energía} \\ \text{hacia fuera del sistema} \\ \text{a través de su frontera} \end{array} \right\} \\ + \left\{ \begin{array}{l} \text{generación de energía} \\ \text{dentro del sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{consumo de} \\ \text{energía dentro} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\}$$

(ecuación N° 7)

La ecuación N° 7 se puede aplicar a un solo equipo o a una planta compleja. Aunque la formulación con palabras del balance de energía representada dicha ecuación se entiende con facilidad y es rigurosa, para expresar cada uno de los términos en notación matemática puede ser necesario introducir ciertas simplificaciones. Además, los términos de generación y consumo de energía no desempeñarán un papel importante porque se refieren a procesos como el decaimiento radiactivo o el frenado de neutrones.

2. Balance general de energía sin reacción química. En la mayor parte de los problemas no hay necesidad de usar todos los términos de la ecuación del balance de energía general porque algunos de ellos pueden ser cero o tan pequeños que resultan insignificantes en comparación con los demás términos. Se puede deducir varios casos especiales que tienen una importancia industrial considerable a partir del balance de energía general se introduce ciertas suposiciones simplificadoras:

- No hay transferencia de masa (sistema cerrado o por lotes) ($m_1 = m_2 = 0$):

$$\Delta E = Q + W$$

(ecuación N° 8)

- No hay acumulación ($\Delta E = 0$) ni transferencia de masa ($m_1 = m_2 = 0$):

$$Q = -W$$

(ecuación N° 9)

- No hay acumulación ($\Delta E = 0$) pero sí flujo de masa:

$$Q + W = \Delta[(\dot{H} + \dot{K} + \dot{P})m]$$

(ecuación N° 10)

- No hay acumulación, $Q = 0$, $W = 0$, $k = 0$, $i = 0$:

$$\Delta H = 0$$

(ecuación N° 11)

La ecuación N° 11, se conoce también como “balance de entalpía”.

Merece la pena recordar los nombres de algunos tipos de procesos especiales asociados a los problemas de balance de energía:

1. Isotérmico ($dT=0$): proceso a temperatura constante
2. Isobárico ($dp=0$): proceso a presión constante
3. Isométrico o isocórico ($dV=0$): proceso a volumen constante
4. Adiabático ($Q=0$): no hay intercambio de calor (es decir, el sistema está aislado).

Si queremos saber en qué circunstancias se puede calificar un proceso como adiabático, las siguientes son las más probables:

- a) El sistema está aislado.
- b) Q es muy pequeño en relación con los demás términos de la ecuación de energía y puede ignorarse.
- c) El proceso ocurre con tal rapidez que *no* hay tiempo de transferir calor.

Para facilitar la resolución de problemas en los que intervienen balances de energía, conviene agregar dos pasos más a la lista de ocho pasos descrita para la resolución de balances de masa, pág. 18:

- a) Siempre escribir el balance de energía general (ecuación N° 7, pág. N° 19) debajo de su dibujo. Así se asegurará de no olvidar ninguno de los términos en su análisis
- b) Examine cada uno de los términos del balance de energía general y elimine todos los que sean cero o que puedan ignorarse. Escriba las razones para hacerlo.

3. Balance general de energía con reacción química. Una reacción representa la energía asociada al reacomodo de los enlaces que mantienen unidos los átomos de las moléculas que reaccionan. En el caso de una reacción exotérmica, la energía requerida para mantener unidos los productos de una reacción es menor que la que se requiere para mantener unidos los reactivos. Lo opuesto sucede en una reacción endotérmica.

Para el caso de una sola especie A que no tiene efecto de presión alguno sobre la entalpía, y omitiendo los cambios de fase, el cambio en la entalpía específica respecto al estado estándar (de referencia) está dado por:

$$\Delta \hat{H}_A = \Delta \hat{H}_{fA}^0 + \int_{T_{ref}}^T C_{pA} dT'$$

(ecuación N° 12)

Para varias especies, tendríamos en una corriente:

$$\Delta H_{mech} = \sum_{i=1}^s n_i \Delta \hat{H}_i^0 + \sum_{i=1}^s \int_{T_{ref}}^T n_i C_{pi} dT$$

(ecuación N° 13)

Si hay cambios de fase, es necesario agregar al miembro derecho de la ecuación N° 8, pág. N° 19 un término adicional para la entalpía del cambio de fase para dar la entalpía total de la sustancia A:

$$\Delta \hat{H}_A = \Delta \hat{H}_{fA}^{\circ} + (\hat{H}_{Tp} - \hat{H}_{ref}^{\circ})$$

(ecuación N° 14)

donde $(\hat{H}_{Tp} - \hat{H}_{ref}^{\circ})$ incluye tanto el “calor sensible” como los cambios de fase.

En el caso especial de un proceso continuo en estado estacionario (acumulación = 0) en el que los reactivos y productos salen en el estado estándar (25 °C y 1 atm) y en el que entran cantidades estequiométricas de los reactivos y reaccionan por completo, los términos de calor sensible son cero y el balance de energía se reduce a $Q = \Delta H$ donde

$$\Delta H = \left(\sum_{\text{productos}} n_i \Delta \hat{H}_{fi}^{\circ} - \sum_{\text{reactivos}} n_i \Delta \hat{H}_{fi}^{\circ} \right) \equiv \Delta H_{rxn}^{\circ}$$

(ecuación N° 15)

donde \hat{H}_{ref}° es el símbolo que se usa para lo que se denomina calor de reacción en el estado estándar o a veces calor de reacción estándar. Tenga presente que el “calor de reacción” es en realidad un *cambio de entalpía* y no necesariamente equivale a una transferencia de calor.

Un término especial, llamado temperatura de reacción (flama) adiabática, se define como la temperatura que se alcanza dentro del proceso cuando 1) la reacción se efectúa en condiciones adiabáticas, es decir, cuando no hay intercambio de calor entre el recipiente en el que ocurre la reacción y el entorno y 2) cuando no hay otros efectos presentes, como efectos eléctricos, trabajo, ionización, formación de radicales libres, etc. Se supone que los productos salen a la temperatura de la reacción, así que si conocemos la temperatura de los productos automáticamente conoceremos la temperatura de la reacción.

En los cálculos de temperatura de flama para reacciones de combustión, la temperatura de reacción adiabática supone una combustión completa. Es posible que en un caso real consideraciones de equilibrio determinen una combustión incompleta (Himmelblau, 1997).

H. Aplicación de la psicrometría en las operaciones de secado

En cualquier proceso de secado, suponiendo un suministro adecuado de calor, la temperatura y la velocidad a las cuales se produce la evaporación del líquido dependen de la concentración de vapor en la atmósfera circundante. Cuando el vapor desprendido se purga del medio de secado utilizando un segundo gas (inerte), la temperatura a la que se produce la evaporación dependerá de la concentración del vapor en el gas que lo rodea. En efecto, el líquido se debe calentar a una temperatura a la que su

presión de vapor sea igual o exceda a la presión de vapor en el gas de purga. En la situación opuesta se producirá una condensación.

En casi todas las operaciones de secado, el agua es el líquido evaporado y el aire es el gas de purga que se emplea comúnmente. Para fines de secado se ha encontrado una carta psicrométrica de gran utilidad la cual se ubica en la sección de anexos.

1. La línea de temperatura de bulbo húmedo o de saturación da el peso máximo de vapor de agua que puede llevar un kilogramo de aire seco en la intersección con la temperatura de bulbo seco mostrada en la abscisa a la humedad de saturación. La presión parcial del agua en el aire es igual que la presión de vapor a esa temperatura. La humedad de saturación se define por medio de la ecuación

$$H_s = p_s (P - p_s) 18/28.9$$

(ecuación N° 16)

en donde H_s = humedad de saturación (kg/kg aire seco); p_s = presión de vapor de agua a la temperatura t_s ; P = presión absoluta, y $18/28.9$ = relación de pesos moleculares del agua (18) respecto al aire (28.9). Del mismo modo, la humedad en cualquier condición menor que el nivel de saturación se expresa como sigue

$$H = p (P - p) 18/28.9$$

(ecuación N° 17)

2. El porcentaje de humedad relativa se define mediante la expresión

$$H_R = 100 (p/p_s)$$

(ecuación N° 18)

en donde p = presión parcial del vapor de agua en el aire; p_s = presión de vapor de agua a la misma temperatura, y H_R = porcentaje de humedad relativa.

3. Los volúmenes húmedos se identifican por medio de las curvas que se titulan: "Volumen m^3/kg aire seco". Los volúmenes se representan gráficamente como funciones de humedad y temperatura absolutas. La diferencia entre el volumen específico de aire seco y el volumen de aire húmedo a una temperatura determinada, es el volumen de vapor del agua.

4. Los datos de entalpía se estipulan sobre la base de kilojoules por kilogramo de aire seco. Los datos de entalpía de saturación resultan precisos únicamente cuando se encuentran dentro de la humedad y temperatura de saturación. Las curvas de corrección de entalpía permiten las correcciones de entalpía para humedades debajo de la saturación, y muestran cómo las líneas de temperatura de bulbo húmedo no coinciden precisamente con las líneas de enfriamiento adiabático de entalpía constante.

5. En la sección D del anexo (carta psicrométrica) no aparecen las líneas para los calores húmedos. Éstos se calculan por medio de la expresión

$$C_s = 1.0 + 1.87 H$$

(ecuación N° 19)

en donde C_s = calor húmedo de aire húmedo, kJ/ (kg K); 1.0 = calor específico del aire seco, kJ/ (kg K); y H = humedad absoluta, kg/kg de aire seco.

6.Las líneas de temperaturas de bulbo húmedo representan también las líneas de saturación adiabática para el aire y el vapor de agua. Éstas se basan en la relación

$$H_s - H = (C_s / \lambda) (t - t_s)$$

(ecuación N° 20)

en donde H_s y t_s = humedad y temperatura de saturación adiabática, respectivamente, correspondientes a las condiciones del aire, representadas por H y t , y C_s = calor húmedo a la humedad H . la pendiente de la curva de saturación adiabática es C_s / λ , en donde λ = calor latente de evaporación a t_s . Estas líneas denotan la relación entre la temperatura y la humedad del aire que pasa por un secador continuo que funciona en forma adiabática.

La temperatura de bulbo húmedo se establece gracias al equilibrio dinámico entre la transmisión de calor y la transferencia de masa, cuando el líquido se evapora de una masa pequeña, por ejemplo el bulbo húmedo de un termómetro, hacia una masa de gas muy grande, de tal suerte que esta última no sufre ningún cambio de temperatura o humedad. Esta se expresa por medio de la relación siguiente:

$$h_c (t - t_w) = k'_g \lambda (H_w - H_a)$$

(ecuación N° 21)

en donde h_c = coeficiente de transmisión de calor por convección, en J/(m² s K); t = temperatura del aire, en K; t_w = temperatura de bulbo húmedo del aire, en K; k'_g = coeficiente de transferencia de masa, en kg/(s m²)(kg/kg); λ = calor latente de evaporación a t_w , en J/kg; H_w = humedad saturada a t_w en kg/kg aire seco y H_a = humedad del aire circundante en kg/kg aire seco.

Para mezclas de aire y vapor de agua, sucede que $h_c/k'_g = C_s$, aproximadamente, aunque no existe alguna razón teórica para ello. Por tanto, en vista de que la razón $(H_w/H_a)/(t_w-t)$ es igual que $h_c/k'_g / \lambda$, que representa la pendiente de las líneas de temperatura de bulbo húmedo, también es igual que C_s/λ , la pendiente de las líneas de saturación adiabática, como se indicó antes.

Una gráfica de humedad en particular es precisa sólo a la presión para la cual se evaluó. La mayor parte de las gráficas aire-vapor de agua se basan en una presión de 1 atm. Las humedades tomadas de estas gráficas para ciertos valores de temperaturas de bulbo húmedo y seco se aplican sólo a una

presión atmosférica de 760 mm de Hg. Si la presión total es diferente de 760 mm de Hg, la humedad a una temperatura de bulbo húmedo y bulbo seco en particular se debe corregir aplicando la correlación:

$$H_a = H_o + 0.662 p_w \left\{ \left(\frac{1}{P-p_w} \right) - \left(\frac{1}{760-p_w} \right) \right\}$$

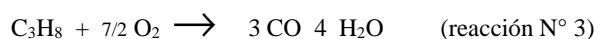
(ecuación N° 22)

en donde H_a = humedad del aire a la presión P , en kg/kg de aire seco; H_o = humedad del aire tal como se lee en una gráfica de humedad basada en 760 mm de Hg de presión a las temperaturas de bulbo húmedo y seco observadas, en kg/kg de aire seco; p_w = presión de vapor del agua a la temperatura de bulbo húmedo observada en mm de Hg, y P = presión a la cual se tomaron las lecturas de bulbo húmedo y bulbo seco. Hay correcciones similares que se pueden derivar para aplicarse al volumen específico, la curva de humedad de saturación y las curvas de humedades relativas (Perry, 1992).

I. Reacciones de combustión

La combustión, o sea la veloz reacción de un combustible con oxígeno, probablemente resulte más importante que cualquier otra clase de reacción química a nivel industrial, a pesar que los productos de reacción (CO_2 , H_2O y frecuentemente CO y SO_2) son frecuentemente de poco valor en comparación con el precio de los combustibles quemados para obtenerlos. La importancia de estas reacciones radica en las tremendas cantidades de calor que liberan –calor que se emplea para producir vapor, el cual luego se emplea para mover turbinas de generación eléctrica, por ejemplo (Felder y Rousseau, 1981).

Cuando se quema un combustible, el carbono en éste reacciona para formar ya sea CO_2 o CO , el hidrógeno forma H_2O y el azufre forma SO_2 . Una reacción de combustión en la que se forma CO a partir de un hidrocarburo se conoce como combustión parcial o combustión incompleta del hidrocarburo. Algunos ejemplos, pueden ser:



Por evidentes razones económicas, el aire constituye la fuente de oxígeno en la mayoría de los reactores de combustión. El aire posee la siguiente composición molar:

N_2	78.03 %
O_2	20.99 %
Ar	0.94 %
CO_2	0.03 %
$\text{H}_2, \text{He}, \text{Ne}, \text{Kr}, \text{Xe}$	0.01 %

En la mayoría de cálculos de combustión, resulta aceptable simplificar esta composición a 79 % de N_2 y 21 % O_2 , lo que implica una razón de 3.76 moles N_2 /mol O_2 . El término composición en base húmeda se utiliza con frecuencia para señalar las fracciones molares de los componentes de un gas que contiene agua; composición en base seca significa las fracciones molares de los componentes del mismo gas sin el agua (Felder y Rousseau, 1981).

El producto gaseoso que abandona la cámara de combustión se conoce como humos o gas de chimenea. Cuando se mide el flujo de un gas en una chimenea, se trata del flujo total del gas, incluyendo el agua; por otra parte, técnicas comunes para el análisis de gases de chimenea proporcionan las composiciones en base seca.

1. Cantidad teórica de aire y exceso. Si dos reactivos participan en una reacción y uno es considerablemente más caro que el otro, es práctica usual alimentar el menos caro en exceso respecto al más valioso. Esto posee el efecto de aumentar el grado de conversión del reactivo valioso a expensas del costo del reactivo en exceso y de los costos de bombeo adicionales.

El caso extremo de un reactivo económico es el aire, que resulta gratuito. En consecuencia, las reacciones de combustión se llevan invariablemente a cabo en presencia de exceso de aire respecto de la cantidad necesaria para proveer oxígeno en proporción estequiométrica al combustible. Los siguientes términos son de empleo habitual para la descripción de la proporción de combustible y aire alimentada al reactor.

a. **Oxígeno teórico.** Son los moles (reactor intermitente) o flujo molar (reactor continuo) de O_2 necesarias para una combustión completa de todo el combustible alimentado al reactor, suponiendo que todo el carbono en el combustible se oxida a CO_2 y todo el hidrógeno se oxida a H_2O .

b. **Aire teórico.** Es la cantidad de aire que contiene al oxígeno teórico.

c. **Aire en exceso.** Es la cantidad en que el aire alimentado al reactor excede al aire teórico.

d. **Porcentaje de aire en exceso.** Está dado por la ecuación:

$$\% \text{ aire exceso} = \left\{ (\text{moles de aire})_{\text{alimentado}} - (\text{moles de aire})_{\text{teórico}} / (\text{moles de aire})_{\text{teórico}} \right\} 100$$

(ecuación N° 23)

Si se conoce el flujo de alimentación de combustible y la ecuación estequiométrica para la combustión completa del mismo, es posible calcular el flujo de aire y el O_2 teórico. Si además se conoce el flujo real de aire, se puede calcular el porcentaje de aire exceso a partir de la ecuación anterior (Felder y Rousseau, 1981).

2. Balances de masa en reactores de combustión. El procedimiento para la formulación y resolución de balances de masa en un reactor de combustión resulta esencialmente el mismo que el empleado para cualquier otro sistema reactivo, y se pueden seguir los pasos descritos

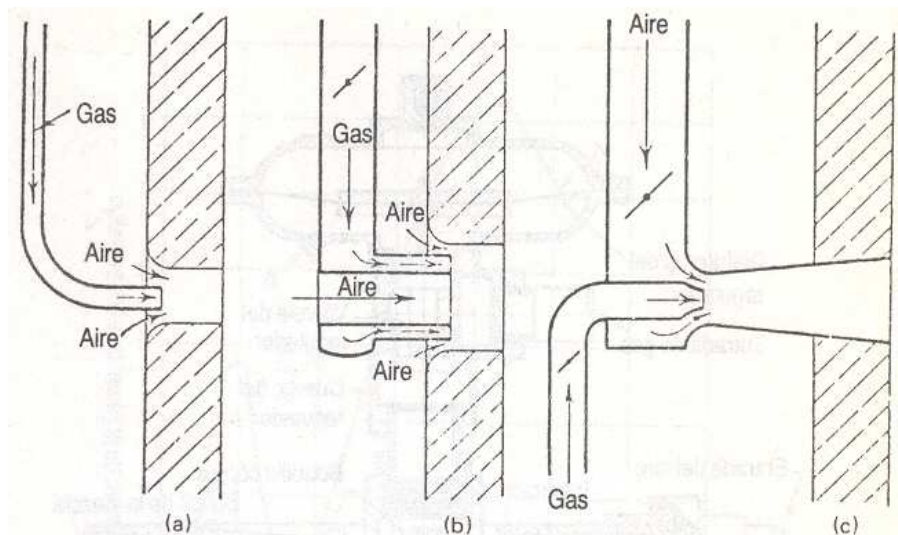
3. Combustión de combustibles gaseosos. La combustión de gases tiene lugar en dos formas, dependiendo del momento en que se combinan el gas y el aire. Cuando se mezclan el aire y el gas antes de la ignición, como en los mecheros bunsen, la combustión se realiza mediante hidroxilación. Los hidrocarburos y el oxígeno forman compuestos hidroxilados que se convierten en aldehídos; la adición de calor y oxígeno descomponen los aldehídos en H_2 , CO , CO_2 y H_2O . Conforme se convierte carbono en aldehído en las etapas iniciales de mezcla, no se podrá formar hollín, ni siquiera cuando se extinga la llama.

Se produce una "degradación" cuando se agrega oxígeno a los hidrocarburos, después que se calientan, descomponiéndolos en carbono e hidrógeno que, cuando se combinan con cantidades suficientes de oxígeno forman CO_2 y H_2O . Se forman hollín y humo negro si hay cantidades insuficientes de oxígeno o si se detiene el proceso de la combustión antes de que se complete.

4. Quemadores de gas. Un quemador de gas es básicamente un dispositivo proporcionador y mezclador. En los hornos industriales, donde es esencial contar con llamas perezosas, es necesario contar con una mezcla de aire y gas lenta y gradual.

Cuando se necesita una llama corta y de forma áspera con muchos picos, el quemador deberá diseñarse para alcanzar un mezclado del aire y del gas rápido y completo. En la Figura N° 13 se ilustran los principios de los quemadores de gas. En el quemador *a*, el gas entra en el horno a través de un puerto del horno e induce un flujo de aire a través de ese puerto de entrada. El mezclado es muy malo y el resultado es una llama muy larga. La llama puede acortarse con un quemador de anillo como en *B*, en el que el gas fluye a través de un espacio anular e induce el flujo de aire dentro y fuera del espacio anular de gas. Cuando el aire y el gas están bajo presión, puede emplearse un quemador *C*.

Figura N° 13. Principios de los quemadores de gas



En cada uno de estos quemadores, el gas debe fluir a través del puerto hacia el horno a una velocidad que sea suficientemente alta para prevenir el regreso de la llama en el quemador ("flashback"). Las formas del quemador y sus arreglos deberían evitar el choque de las llamas con las paredes del horno con las superficies de transferencia de calor. Las variaciones a estos principios se encuentran en quemadores disponibles en forma comercial como los siguientes:

a. Quemadores de premezcla. Los quemadores de premezcla queman mediante la hidroxilación y se utilizan para muchas aplicaciones de tiro natural y para otras de tiro forzado, cuando se deben mantener condiciones seguras en los hornos. En la Figura N° 14, página N° 28 se muestra un quemador común de tipo industrial, de tiro natural, que aspira aire en la boquilla cónica y la garganta del quemador. En la Figura N° 16, página N° 22, aparece otro tipo de quemador de premezcla en el que se utiliza aire a presión elevada para aspirar el gas. El diafragma regulador controla la cantidad de gas admitido al aspirador.

Los quemadores utilizados para el control estricto del aire, como los de generaciones de gases inertes, deben ejercer un control estrecho tanto sobre el combustible como del aire que se admite en los quemadores. En la Figura N° 17, pág. 23, se muestra una disposición típico del carburador que se utiliza para este control. El quemador de alta velocidad que aparece en la Figura N° 16, pág. N° 29, se puede adaptar para utilizarlo con diversos combustibles gaseosos. Aunque no se trata de un quemador de premezcla, sus temperaturas y mezclas producen resultados similares a los quemadores de ese tipo.

Figura N° 14.

Instalación de quemadores industriales de gas, atmosféricos,
con control individual del aire para cada quemador.

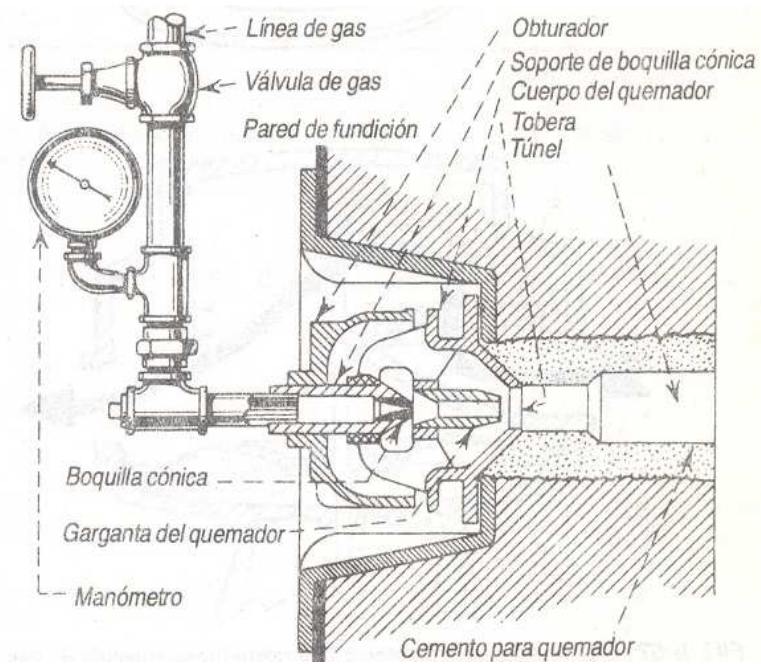


Figura N° 15

Quemador de premezcla en el que la mezcladora proporcional
utiliza la velocidad del aire para la admisión de una cantidad medida de gas

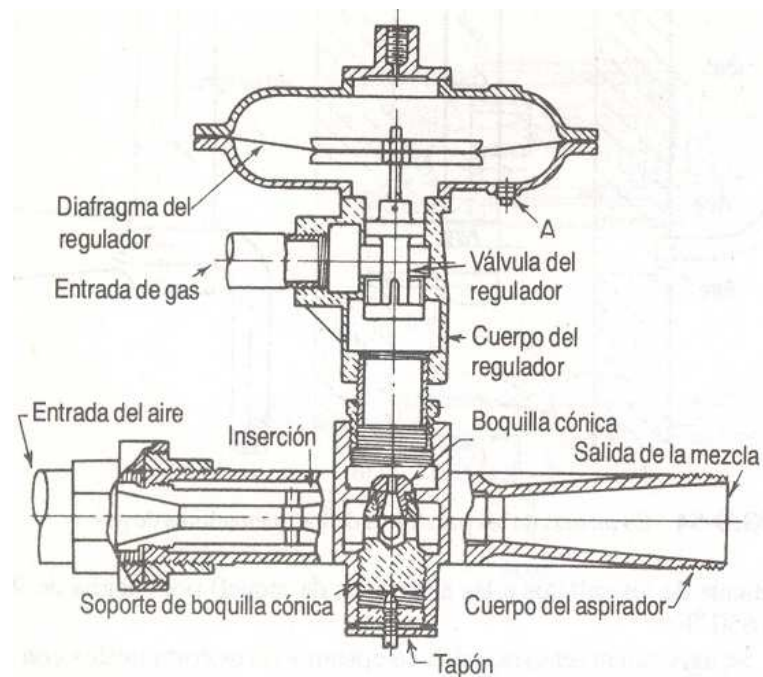
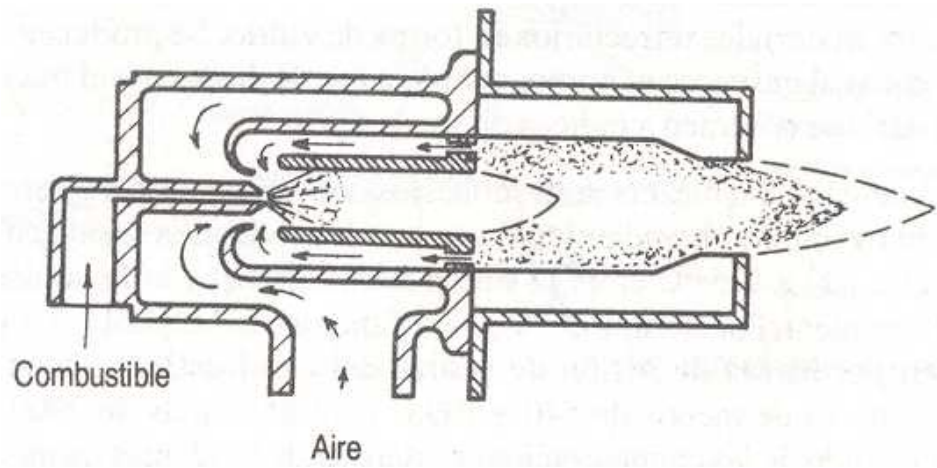


Figura N° 16

Quemador de alta velocidad. La liberación de calor intenso produce resultados de combustión similares a los de la hidroxilación



Se debe sobrepasar la velocidad de propagación de la llama en los quemadores de premezcla para asegurar que la ignición no se desplace hacia atrás dentro del quemador. En la Figura N° 18, página. 30 se indica la velocidad de propagación de la llama con varias razones de aire a gas, para diversos gases.

Figura N° 17

Regulador para mantener una razón preestablecida de gas y aire sobre una gama amplia de cargas

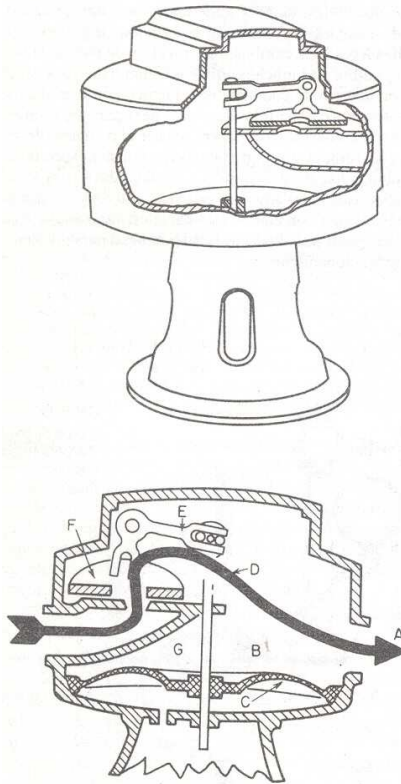
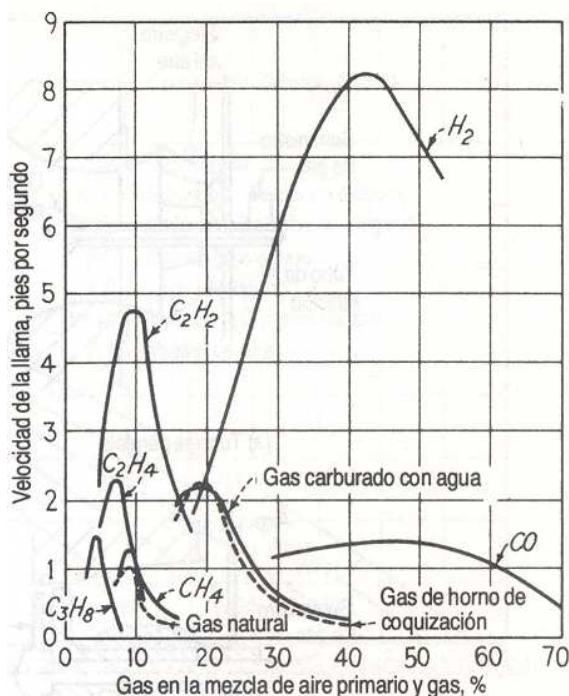


Figura N° 18

Velocidades de llama para varias mezclas de gas y aire

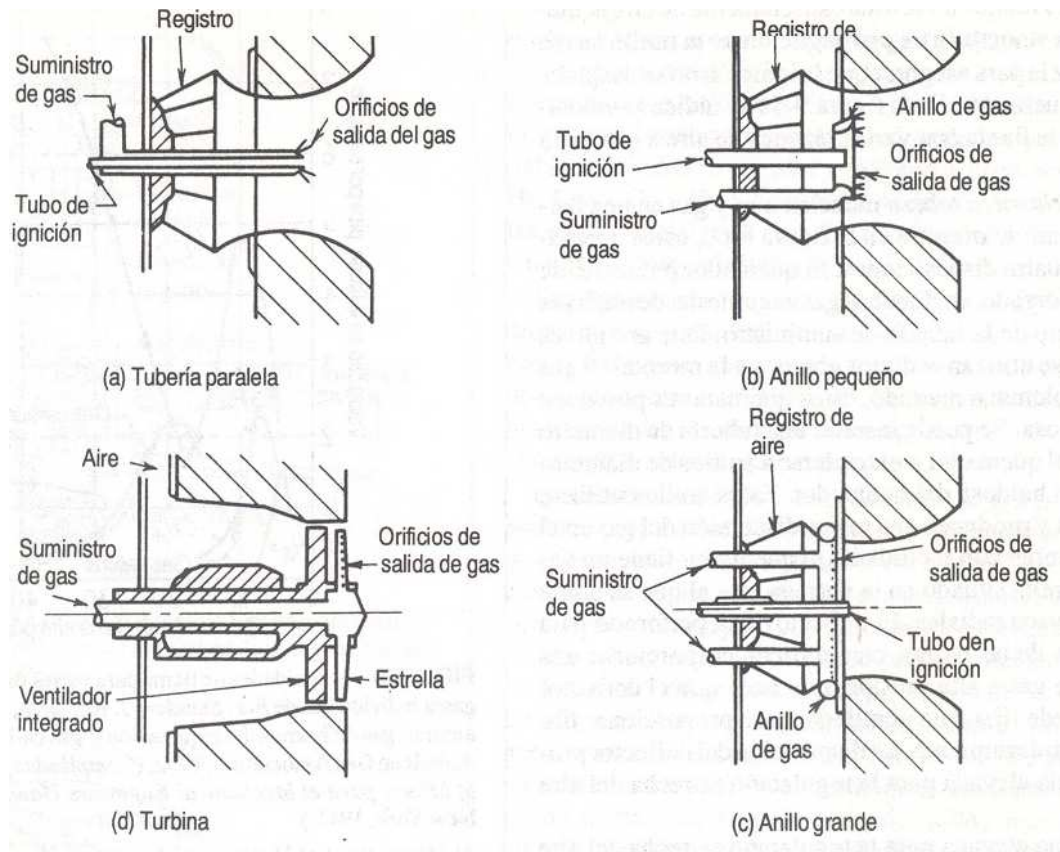


b. Quemadores de mezcla en la tobera. Los quemadores de mezcla en la tobera mezclan aire y gas en una baldosa del quemador. Como se muestra en la Figura N° 19, pág. 31, estos quemadores pueden adoptar cuatro disposiciones. El quemador puede ser de registro estándar y tiro forzado, en donde el gas se emite desde orificios perforados en el extremo de la tubería de suministro. Este arreglo es fácil de construir, pero se utilizan orificios grandes y la mezcla del gas se convierte en un problema; a menudo, estos quemadores producen una llama de gas luminosa. Se puede insertar una tubería de diámetro pequeño en el centro del quemador o extenderse hacia anillos de diámetro grande al exterior de la baldosa del quemador. Estos anillos utilizan orificios muy pequeños y producen una mejor dispersión del gas en el aire, aun cuando se obturan con facilidad. Un quemador tiene un deflector en forma de estrella situado en la entrada, por el que se emite el gas por los diversos brazos radiales. El deflector está perforado para emitir gas por los lados de las barras, con el fin de proporcionar una reacción de emisión de gas a alta presión, que hace que el deflector gire. Este último se puede fijar a un ventilador para proporcionar tiro forzado mediante su desplazamiento. Las disposiciones del deflector proporcionan una turbulencia elevada para la regulación estrecha del aire en exceso.

El control de los quemadores de gas se logra únicamente mediante la regulación del flujo de gas en los quemadores de aspiración o por la regulación tanto del gas como del aire, cuando se controlan por separado (Perry, 1992).

Figura ecuación N° 19

Varios modos de mezclado de gas y aire en el quemador de mezcla en la tobera.



(Perry, 1992)

J. Combustión de gases licuados de petróleo

1. Generalidades. El gas licuado de petróleo (GLP) consiste en una mezcla de propano, propileno, butano y butileno. Este producto es utilizado como fuente de energía doméstica y está compuesta principalmente de propano. Cuando se despresuriza (ej. cuando se abre la válvula de suministro) el líquido hierve y forma vapor. Este gas es el que se usa como combustible. El calor es necesario para convertir el líquido en gas y se conoce como calor latente de evaporación. Mientras el líquido hierve, toma la energía calorífica de sí mismo y de lo que le rodea. Por eso los depósitos están fríos al tacto y si hubiera gases pesados puede aparecer hielo en el exterior. La presión aumenta con la temperatura. De este modo si ésta aumenta cerca del depósito, también lo hará la presión dentro del mismo, con la consecuente expansión del líquido. Normalmente los depósitos están provistos con una válvula que regula cualquier aumento de presión en el mismo.

El vapor del GLP es más pesado que el aire, lo que comporta ciertas consideraciones sobre su seguridad. Cualquier escape irá al suelo y se acumulará en las áreas bajas dificultando la dispersión, por ello el GLP nunca se debe almacenar o usar en sótanos. Como los gases mayores, el GLP es inodoro. Para ayudar a la detección de algún escape se le añade un fuerte aditivo antes de su entrega. El

GLP es inflamable con el aire, pero no es tóxico. El GLP es un combustible de alto rendimiento pero sólo se produce su ignición cuando la mezcla con el aire tiene una proporción entre 1:50 y 1:10 (menor que el rango de un gas mayor).

La temperatura de combustión del GLP en el aire está alrededor de 500 °C, inferior a la de los mayores con la diferencia de que requieren más energía para iniciar la combustión, lo que explicaría porque algunos mecheros de gas no funcionan con GLP. El valor calorífico del GLP es unas 2.5 veces mayor que el de los gases mayores con lo que se obtiene más calor con el mismo volumen de gas. El GLP es un reactivo químico por lo que puede causar deterioros en el caucho natural o en el plástico. Sólo se debe usar los equipos e instalaciones específicamente diseñadas para el GLP (Shell, 2005).

El GLP es obtenido principalmente de fuentes de gases, aunque también como subproducto de la refinación del petróleo, y es almacenado como líquido bajo presiones moderadas. Existen tres grados aceptados de GLP:

- Propano grado comercial
- Propano combustible para motores de combustión (conocido también como propano HD-5)
- Butano grado comercial

Además de éstos hay GLP con grados de alta pureza avaladas para trabajos en laboratorios y para uso en propelentes en aerosoles. Las especificaciones del grado de pureza del LPG son avaladas por la Sociedad Americana de Pruebas y Materiales y por la Asociación Procesadora de Gas. El gran mercado del GLP es el doméstico/comercial, seguido por la industria química (en donde es utilizado como petroquímico de bodega) y la industria agrícola. El propano es utilizado también como combustible en motores como fuente de energía alternativa y como combustible de emergencia ante la interrupción del servicio de gas natural en las instalaciones donde se ubique éstas.

2.Emisiones del gas licuado de petróleo. El GLP es considerado un combustible limpio debido a que no produce emisiones visibles. De cualquier manera su combustión produce gases contaminantes como óxidos de nitrógeno (NO_x), monóxido de carbono (CO) y pequeñas cantidades de dióxido de azufre (SO_2) y partículas de materia sólida. La mayor parte de factores significantes que afectan la emisión de NO_x , CO y compuestos orgánicos son el diseño del quemador, el ajuste del mismo, el control de la mezcla del gas con el aire y la ventilación de los gases de chimenea. Un inapropiado diseño, el bloqueo u obstrucción de la chimenea de gases de combustión y una deficiente alimentación de aire para la combustión dan como resultado una inadecuada combustión y la emisión de aldehídos, CO, hidrocarburos y otros compuestos orgánicos. La emisión de NO_x es función de cierto número de variables que incluyen la temperatura, exceso de aire, mezclado del aire y el combustible, y el tiempo de residencia en la cámara de combustión. La cantidad de SO_2 emitida es proporcional a la cantidad de azufre en el combustible. La emisión de partículas sólidas son muy bajas y resultan del hollín o tizne y por aerosoles formados por especies condensables emitidas.

Las emisiones de dióxido de carbono (CO₂), metano (CH₄) y óxido nitroso (N₂O) son producidas durante la combustión del GLP. Cerca del 99.5 % del carbono presente en el GLP es convertido hacia CO₂ durante el proceso de combustión. Esta conversión es relativamente independiente de la configuración de descarga de gases. Aunque la formación de CO actúa reduciendo las emisiones de CO₂, la cantidad de CO producido es insignificante con la de CO₂. Poco más de 0.5 % del carbón del combustible no es convertido a CO₂ debiéndose a una incompleta combustión del flujo de combustible.

La formación de N₂O durante el proceso de combustión es gobernada por una serie compleja de reacciones y depende de diversos factores. La formación de N₂O es minimizada cuando las temperaturas de combustión son altas (cerca de 785 °C) y el aire en exceso es minimizado (menos del 1 %). La emisión de metano alcanza su máximo durante de períodos de baja temperatura en la combustión o cuando hay combustión incompleta, como cuando se arranca o apaga un quemador. Es típico que las condiciones que favorecen la formación de N₂O también lo hacen para el CH₄.

3. Control de emisiones. El único control desarrollado para la combustión de GLP es la reducción de emisiones de NO_x. Los controles de NO_x han sido desarrollados en calderas pirotubulares y acuotubulares que queman propano o butano. Los sistemas automatizados son sistemas que ajustan los niveles por debajo de 30 a 40 ppm (basados en 3 % de oxígeno). Estos sistemas usan una combinación de quemadores de baja emisión de NO_x y una recirculación de los gases de chimenea (FGR, por sus siglas en inglés). Algunos quemadores automatizados utilizan agua o vapor inyectado en la zona de la llama para la reducción de NO_x. Esta es una técnica necesaria durante los sistemas de reserva debido a que el GLP tiene un mayor potencial para formar NO_x que el gas natural. Además, los quemadores de GLP son más propensos a la formación de hollín bajo condiciones controladas de combustión requeridas para bajas emisiones de NO_x. En la tabla N° 1 se muestra factores de emisión para la combustión de GLP (EPA, 2005).

Tabla N° 1. Factores de emisión para la combustión de GLP

Contaminante	Factor de emisión de butano (kg / 10 ³ m ³)		Factor de emisión de propano (kg / 10 ³ m ³)	
	Caldera industrial	Caldera comercial	Caldera industrial	Caldera comercial
PM ^d	71.9	59.9	71.9	47.9
SO ₂ ^e	107.8 S	107.8 S	12.0	12.0
NO _x ^f	2,516.1	1,797.2	2,276.5	1,677.4
N ₂ O ^g	107.8	107.8	107.8	107.8
CO ₂ ^{h,j}	1,713,355.4	1,713,355.4	1,497,688.2	1,497,688.2
CO	431.3	251.6	383.4	227.6
TOC	71.9	71.9	59.9	59.9
CH ₄	24.0	24.0	24.0	24.0

K. Almacenamiento de gases

1. Recipientes para gases. El gas se almacena a veces en recipientes dilatables ya sea del tipo de sello seco o sello líquido. Los recipientes de sello líquido son muy conocidos. Tienen un recipiente cilíndrico cerrado en la parte superior y un volumen que varía mediante su ascenso y descenso en un depósito anular, con ello lleno de agua. El tanque sellado se puede escalonar en diversas alturas (hasta 5). Se han construido tanques sellados en tamaños de hasta 280,000 m³. Los recipientes de sello seco tienen una parte superior rígida fría a las paredes laterales mediante un diafragma de tela flexible que le permite ascender y descender. No incluye el peso ni los costos de cimentación de los recipientes de sello líquido. Se puede encontrar cimentación de los recipientes de sello líquido.

2. Almacenamiento en recipientes a presión, tambos y líneas de tuberías. La distinción entre recipientes a presión, tambos y tuberías es arbitraria. Todos ellos se pueden utilizar para el almacenamiento de gases a presión. Un recipiente a presión de almacenamiento suele ser casi siempre una instalación permanente. El almacenamiento de gas a presión no sólo reduce su volumen, sino que en muchos casos, lo licúa a temperatura ambiente. Algunos de los gases que se encuentran en esta categoría son el dióxido de carbono, varios gases del petróleo, el cloro, el amoníaco, el dióxido de azufre y algunos tipos de freón.

El gas licuado de petróleo (LPG) es el objeto de la norma API 2510 “Diseño y Construcción de Instalaciones Marinas y Terminales de distribución de Gas Licuado de Petróleo, Plantas de Proceso de Gas Natural, Refinerías y Tanques en Granjas”. A su vez, esta norma se refiere a:

- Asociación Nacional de Protección contra Incendios (NFPA), Norma 58 sobre Almacenamiento y manejo de gases licuados del petróleo.
- Norma NFPA 59 sobre el Almacenamiento y manejo de gases licuados de petróleo en plantas de servicio de gas.
- Norma NFPA 59a sobre la Producción, almacenamiento y manejo de gas natural licuado (GNL).

En la sección F del apéndice se presenta un resumen de la Norma NFPA 58.

La norma API proporciona una información considerable sobre la construcción y las características de seguridad de esas instalaciones. También recomienda distancias mínimas de líneas. El usuario puede desear obtener una seguridad adicional mediante el incremento de esas distancias.

El término “tambo” se aplica por lo común a un recipiente a presión suficientemente pequeño para ser convenientemente portátil. Los tambos van de aproximadamente 57 litros a las cápsulas de CO₂ de

aproximadamente 16.4 mL. Los tambos son convenientes para cantidades pequeñas de muchos gases, incluyendo aire, hidrógeno, oxígeno, argón, acetileno, freón y gas de petróleo.

Una línea de tuberías no es por lo común un dispositivo de almacenamiento, sin embargo, se han enterrado tuberías en una serie de líneas paralelas conectadas y utilizado para el almacenamiento. Esto evita la necesidad de proporcionar cimentaciones y la tierra protege a la tubería contra las temperaturas extremas. La economía de ese tipo de instalación será dudosa si se diseña para los mismos esfuerzos que un recipiente a presión. También se logra el almacenamiento mediante el incremento de la presión en líneas de tuberías operacionales y, en esa forma se utiliza el volumen de tuberías como tanque.

3. Dispositivos en tanques de almacenamiento de propano.

a. Válvulas de exceso de flujo. La función primordial de una válvula de exceso de flujo es la protección de las tuberías y mangueras contra la ruptura. Cuando se dice ruptura se refiere a una separación completa de forma violenta y peligrosa. Una válvula de exceso de flujo en su posición de funcionamiento normal permite el flujo de líquido o gas en cualquier dirección. El flujo es controlado en una dirección únicamente. Cada válvula debe tener indicada una flecha que indique la dirección en la cual es controlado el flujo. Si el flujo en tal dirección excede la razón predeterminada, la válvula se cierra automáticamente. Debido a que este tipo de válvulas dependen del flujo para cerrarse la línea inmediata de tubería debe ser larga y de dimensiones mayores que la de la válvula de exceso de flujo para permitir o no la restricción del mismo. Se considera buena práctica seleccionar una válvula de exceso de flujo con una razón de cerrado de aproximadamente 50% más grande que el flujo normal previsto. Estas válvulas deben ser evaluadas y probadas al momento de ser instaladas y a intervalos que no excedan de un año.

b. Reguladores de presión. El regulador de presión es verdaderamente el corazón de las instalaciones de GLP. Éste debe compensar las variaciones en el tanque de presión desde 55.2 kPa (8psi) 1517 kPa (220 psi) y mantener un flujo estable a una presión de 2.74 kPa (11 pulgadas de una de agua) hacia las instalaciones de consumo. No obstante un sistema de plataforma simple puede ser adecuado en muchas instalaciones, el uso de sistemas de doble plataforma ofrece lo último para la regulación precisa. Este último sistema puede proveer una operación de GLP más provechosa por dar resultados de un menor mantenimiento y menos problemas de instalación.

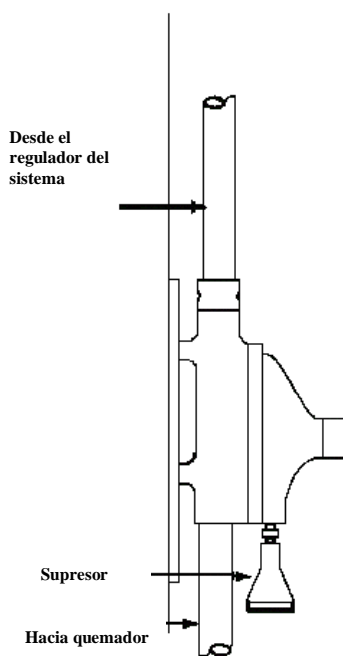
c. Regulación de doble plataforma. La instalación de un sistema de doble plataforma –el cual consiste en un regulador de alta presión en el tanque para compensar las variaciones internas que tenga, y en un regulador de baja presión en las instalaciones del edificio para proporcionar un flujo constante hacia el equipo- ayuda a proporcionar el máximo de eficiencia y operación libre de problemas. Es importante hacer notar que mientras la variación de presión en sistemas de una plataforma puede variar arriba de 996.4 Pa (4 pulgadas de agua), un sistema de doble plataforma puede mantener una variación dentro de 249 Pa (1 pulgada de agua).

d. **Economía de las instalaciones.** En un sistema de plataforma simple la comunicación de tuberías entre el tanque y el equipo debe ser grande para acomodar el volumen requerido de gas a 2.74 kPa. Por el contrario, la línea entre el primero y segundo regulador puede ser mucho más pequeña como para distribuir el gas a 69 kPa (10psig) hacia el segundo regulador. A menudo los costos de tuberías pagarán el segundo regulador.

e. **Reguladores de ventilación.** Varios son los elementos que pueden bloquear la ventilación e impedir que el regulador opere adecuadamente, como lo son el polvo, la lluvia, lodo, entre otros. Esto puede provocar un aumento de presión del gas dentro del equipo y una consecuente explosión o incendio. El regulador de ventilación debe estar siempre limpio y completamente abierto. En general, estos reguladores deben instalarse con su abertura al ambiente hacia abajo y con una pantalla protectora.

f. **Supresores.** Los supresores pueden ser útiles cuando el segundo regulador en un sistema de doble plataforma ventila hacia lugares lejanos por medio de tuberías. Es frecuente que la “impedancia” del sistema de tuberías para ventilación inducirá a vibración cuando se regule la presión. Un supresor instalado en el regulador de ventilación o en el sistema de tuberías de ventilación ayudará a prevenir dicha vibración.

Figura N° 20. Supresor de presión en un regulador



4. **Selección de tubos y tubería.** Puede utilizarse el método ubicado en la sección E del apéndice para asegurarse que la selección correcta del tamaño de los tubos y tuberías para sistemas de GLP.

5. **La importancia de la purga.** Un paso muy importante el cual no debe ser pasado por alto por los distribuidores de GLP es la apropiada purga de los tanques nuevos. Debe prestarse mucha

atención a este procedimiento para promover la satisfacción del cliente y reducir las llamadas para servicio en tanques instalados recientemente. Debe considerarse lo siguiente:

- Los tanques según especificaciones ASME requieren de una prueba de ensayo después de su fabricación. Ésta es usualmente realizada con agua.
- Después de cargarse con propano, un tanque contendrá una cantidad normal de aire.

Tanto el agua como el aire son contaminantes. Éstos interfieren seriamente con la adecuada operación del sistema y el equipo conectado. Si no se remueven, implicará gastos de servicio posteriores a la instalación que excederán a los gastos de una adecuada purga. Después de una adecuada inspección (utilizando un puntero de luz) que revele que no hay humedad visible, el tanque debe ser neutralizado de la humedad, debido a que puede ocurrir rocío en las paredes interiores; adicionalmente, el contenido de aire puede tener humedad relativa mayor al 100 %.

Si un volumen natural de aire atmosférico no es removido del tanque antes de llenarse por primera vez, los siguientes problemas pueden resultar:

- La mezcla de aire presente en el espacio de vapor será llevada hacia el equipo. Esto puede provocar que se deba llamar para servicio por la extinción de la llama del piloto.
- Si cierta cantidad de vapor proveniente de las tuberías regresa hacia la s válvula de salida del tanque, el aire presente será comprimido sobre el nivel del líquido almacenado, provocando que su posterior llenado sea muy lento.
- Si cierta cantidad de vapor es utilizada, el aire y cualquier humedad contenida en éste será transferida del tanque hacia las tuberías.

Adicionalmente, si el aire atmosférico es purgado adecuadamente del tanque se obtendrá como resultado:

- La transferencia desde el tanque será rápida
- No será necesaria instalar una bomba
- Se requerirá menor energía para llenar en tanque

La forma incorrecta de realizar este procedimiento es realizarlo con propano dentro del tanque. Nunca debe hacerse esto puesto que causará que el gas licuado se evapore, el tanque se enfríe y condense cualquier humedad presente sobre las paredes provocando una caída de presión. Además, menos del 50 % del aire podrá ser removido por esta mala práctica. En la sección de apéndices se proporciona un procedimiento adecuado para realizar una correcta purga.

L. Ventiladores para manejo de fluidos

Los ventiladores se utilizan para bajas presiones, en general, con cargas de presión de menos de 3.447 kPa. Por lo común se clasifican como de tipo centrífugo o de flujo axial. Los dos tipos se utilizan para trabajos de ventilación, suministro de corriente de aire a hornos y calderas, desplazamiento de grandes volúmenes de aire o gas por ductos, suministro de aire para secado, transporte de materiales suspendidos en corrientes de gas, eliminación de humos, etc.

1. Ventiladores centrífugos. Se construyen de tres tipos generales: de paletas rectas o placas de acero, de hojas curvas hacia delante y de hojas curvas hacia atrás.

a. Ventiladores de paletas rectas. Tienen rotores de diámetro relativamente grande con unas cuantas aletas radiales (de 5 a 12) que se parecen a ruedas de paletas y funcionan a velocidades relativamente bajas. Con frecuencia se utilizan en trabajos de eliminación, sobre todo cuando los desechos van en la corriente de aire.

b. Ventiladores de hojas curvas hacia delante. Por lo común son del tipo “Sirocco” de aletas múltiples (de 20 a 64). Los rotores son de menor diámetro y funcionan a velocidades más altas que las unidades de paletas rectas.

c. Ventiladores de hojas curvas hacia atrás. Son del tipo de aletas múltiples (de 10 a 50). Estos ventiladores son sumamente útiles.

2. Ventiladores de flujo axial. Son de dos tipos generales: de disco y de hélice.

a. Ventiladores de tipo disco. Tienen paletas rectas o curvas similares a las de un ventilador doméstico ordinario. Por lo común se utilizan para la circulación general o para trabajos de eliminación sin ductos.

b. Ventiladores de tipo hélice. Tienen aletas similares a las de diseño aeronáutico. Estos ventiladores pueden ser de dos etapas.

El principio del funcionamiento de un ventilador centrífugo es muy parecido al de una bomba centrífuga y la presión desarrollada procede de dos fuentes. Éstas son la fuerza centrífuga que se debe a la rotación de un volumen encerrado de aire o gas y la velocidad impartida al aire o el gas por las aletas y convertida parcialmente en presión por la carcasa del ventilador, en forma de espiral o caracol.

La fuerza centrífuga desarrollada por el rotor produce una compresión de aire o el gas que, en la ingeniería de los ventiladores, se denomina como *presión estática*. La cantidad de esta presión estática desarrollada depende de la razón de la velocidad del aire que sale de las puntas de las aletas a la

velocidad del aire que entra al ventilador en la base de las aspas. Por consiguiente, cuanto más largas sean las aletas, tanto mayor será la presión estática desarrollada por el ventilador.

Las eficiencias de funcionamiento de los ventiladores se encuentran en la gama de 40 a 70 %. La presión operacional es la suma de la presión estática y la carga de velocidad del aire que sale del ventilador. En unidades del Sistema Internacional (SI), la presión se expresa generalmente en centímetros de agua. La potencia de salida del ventilador se expresa como sigue:

$$kW = 2.72 \times 10^{-5} Q p$$

(ecuación N° 24)

donde kW es la potencia de salida del ventilador en kilovatios; Q es el volumen de fluido manejado por el ventilador en m³/h; y p es la presión de operación del ventilador de columna de agua en cm. La eficiencia de un ventilador será entonces:

$$\eta_{\text{VENTILADOR}} = (\text{Potencia de salida del aire}) / (\text{Potencia de entrada de eje})$$

(ecuación N° 25)

3.Funcionamiento del ventilador. El funcionamiento de un ventilador centrífugo varía con los cambios de condiciones como la temperatura, la velocidad y la densidad del gas que se maneje. Es importante recordar esto al utilizar los datos de catálogos de diversos fabricantes de ventiladores, puesto que estos datos se basan por lo común en condiciones estándar supuestas. Las variaciones habituales son como sigue:

Cuando varía la velocidad:

- La capacidad varía en proporción directa con la razón de la velocidad
- La presión varía como el cuadrado de la razón de velocidades
- Los caballos de potencia varían como el cubo de la razón de velocidades

Cuando varía la temperatura del aire o el gas, los caballos de potencia y la presión varían en proporción inversa a la temperatura absoluta (cuando la velocidad y capacidad se mantienen constantes). Cuando varía la densidad del aire o gas, los caballos de potencia y la presión varían en proporción directa a la densidad (si se mantienen constantes la velocidad y capacidad).

4.Selección de ventiladores. Es común, en la práctica, que los fabricantes de ventiladores publiquen datos completos en forma tabulada que muestran las capacidades, presiones, velocidades y potencia de sus ventiladores, en condiciones estándar de temperatura y densidad del aire. Esas tablas son muy útiles para los ingenieros de calefacción y ventilación. Para los ingenieros químicos no es aconsejable escoger ventiladores a partir de esas tablas. Lo mejor que se puede hacer es obtener datos completos sobre el trabajo que se va a realizar y proporcionárselos a los fabricantes de ventiladores

para permitirles que especifiquen el estar dispuestos a garantizar el trabajo que se requiera en las mejores condiciones económicas posibles (Perry, 1992).

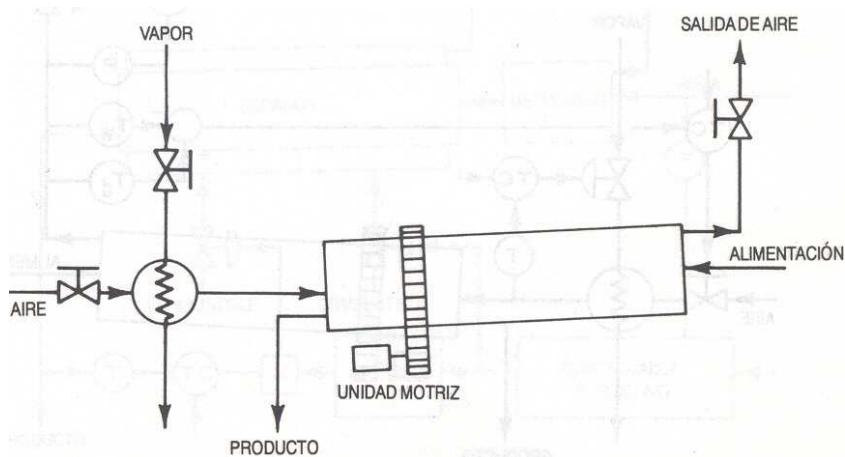
M. Control de operaciones de secado

Con frecuencia, el control de las operaciones de secado presenta problemas debido a que es difícil efectuar mediciones directas en línea de la calidad del producto o de la eficacia del secado. Por lo tanto, el proceso de secado se debe controlar partiendo de mediciones de las condiciones ambientales y cambiando éstas cuando un análisis fuera de línea o de laboratorio indique tal necesidad. Si es factible realizar una medición de la calidad del material de entrada, conviene contar con un sistema de control predictivo.

Hay muchas clases de secadores de sólidos que tienen una variedad de problemas de medición y control de diferente índole. Aunque las configuraciones mecánicas son distintas los problemas de control básicos son esencialmente los mismos para secadores rotatorios, de pantalla en movimiento, lecho fluidizado, cubierta en movimiento, bandeja y de transportador de malla.

1. Secadores rotatorios. El secador rotatorio a contracorriente, que se muestra en la Figura N° 21 es la forma básica de esta clase de secadores. Este aparato consiste en una cubierta cilíndrica inclinada, con un montaje de hojas para mezclar que gira en torno al eje longitudinal. El material húmedo penetra en el extremo elevado y se mezcla con aire caliente durante su desplazamiento a lo largo del cilindro. En este ejemplo, el aire caliente, que fluye a contracorriente en relación con el material que se está secando, se calienta por medio de un intercambiador de calor calentado por vapor. La velocidad de flujo del aire se regula mediante un amortiguador y se utiliza otro amortiguador secundario en la salida del aire de expulsión, con el fin de regular la presión dentro del secador. Para este estudio se supondrá que la velocidad del motor es fija y que la condición y velocidad de alimentación se determina por la operación unitaria que precede al secador.

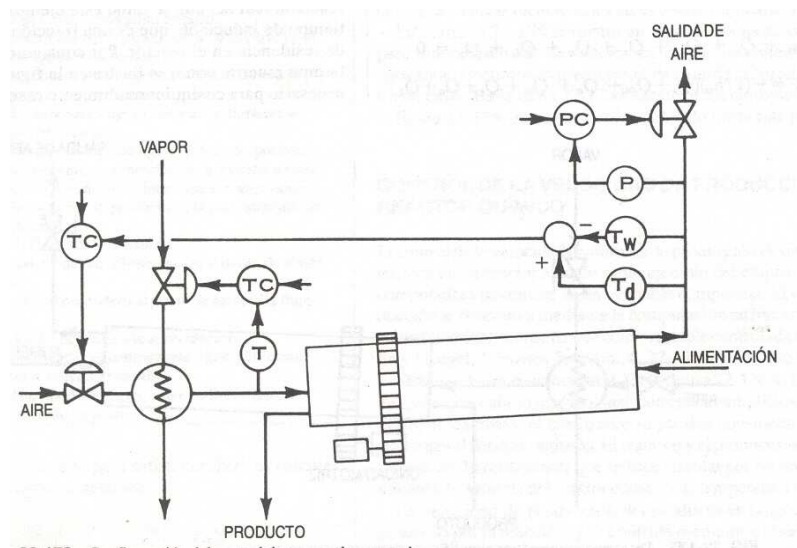
Figura N° 21. Diagrama esquemático simplificado de un secador



2. Variables del secador. Las variables independientes de entrada para el secador rotatorio se dividen en dos clases: las no controladas y las reguladas. Las entradas no controladas incluyen el contenido de humedad y la velocidad de alimentación. Las entradas independientes reguladas son variables que se ajustan para controlar el proceso de secado. Estas variables incluyen el calor aplicado, la entrada de aire y la posición del amortiguador en la salida. Las variables dependientes de salida del secador rotatorio y el calentador de aire incluyen la presión del secador, la temperatura del aire de entrada del secador y las temperaturas de bulbo húmedo y bulbo seco del aire de salida; no obstante, la variable de salida primaria, que generalmente no se puede medir por medio de aparatos automáticos, es el contenido de humedad del producto. El contenido de humedad del producto se determina a veces en línea en forma indirecta, midiendo la temperatura del producto, pero a menudo, esta medición es poco segura.

3. Sistema de control. El sistema de control normal para un secador rotatorio utiliza el calor aplicado para regular la temperatura del aire de entrada; la presión en un punto se controla mediante el ajuste del amortiguador de salida, y la velocidad del aire de entrada sirve para regular la temperatura de bulbo húmedo del aire de salida. Un método un poco distinto emplea la velocidad del aire para controlar la diferencia entre la temperatura de salida de bulbo seco y la de bulbo húmedo, empleando esta diferencia de temperatura como una medida de la velocidad de evaporación. Esta última modificación en la configuración del control se ilustra en la Figura N° 23. Otra modificación más consiste en controlar la medición de la alimentación en respuesta a la temperatura de salida, o realizar la medición para mantener constante la alimentación.

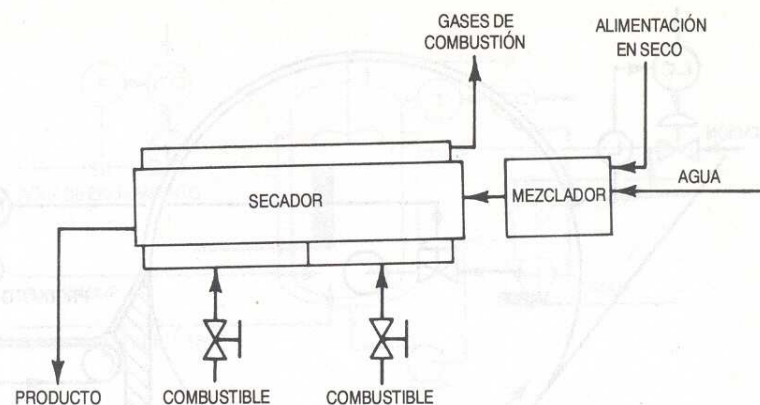
Figura N° 22. Configuración del control de un secador rotatorio



4. Control predictivo. Se puede lograr un mejor control de una operación de secado si se dispone de mediciones más pertinentes. Por ejemplo, se puede aplicar un sistema de control predictivo al secador ilustrado en la Figura N° 24 cuando la carga sea mensurable. La alimentación es un polvo seco que se mezcla con agua y un aglutinante para formar gránulos. El agua se agrega en proporción con la velocidad de alimentación del polvo, de manera que el contenido de humedad de la alimentación del secador es razonablemente constante. Se emplean dos conjuntos de quemadores para aplicar calor a la cubierta rotatoria.

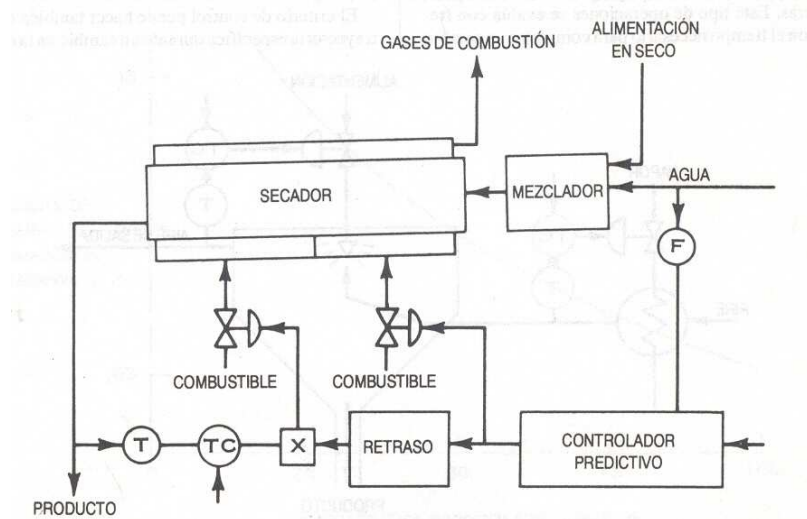
El objetivo del control es mantener la temperatura final del producto dentro de límites especificados superiores al punto de ebullición del agua. El control de retroalimentación de esta temperatura, que maneja en forma simultánea la velocidad del gas combustible a ambos quemadores para compensar variaciones en la velocidad de alimentación, presenta muchos problemas. La respuesta de la temperatura del proceso a los cambios de alimentación incluye un tiempo muerto prolongado, y la relación de estado estacionario entre la inyección de agua y la velocidad del gas combustible es de un tipo marcadamente no lineal.

Figura N° 23. Granulador con mezclador y secador, con una entrada de agua y aglutinante



Una solución consiste en medir las perturbaciones de la alimentación recibida y comenzar a ajustar la velocidad del combustible gaseoso antes de que las perturbaciones afecten la temperatura final del producto, como se observa en la Figura N° 24, página N° 43. Este tipo de sistema de control predictivo utiliza la velocidad medida del agua inyectada para hacer ajustes en la velocidad del gas combustible suministrado a los dos hornos en tiempos apropiados, con el fin de minimizar la variación de la temperatura del producto. La porción dinámica del control de alimentación directa es esencialmente de tiempo muerto, y las dos velocidades del gas combustible se cambian en secuencia. Un controlador normal utiliza una medición de temperatura del producto para compensar la señal de control predictivo, con el propósito de mantener la temperatura del producto dentro de los límites de operación deseados.

Figura N° 24. Control predictivo de un granulador con mezclador y secador



5. Análisis del sistema de control

a. Desarrollo de un sistema de control. La secuencia generalizada para el desarrollo de un sistema de control que aquí se describe satisface tanto el proceso simple de una entrada-una salida como el control por computadora de una planta completa. No obstante, en el caso sencillo, los nueve pasos no se identifican necesariamente en forma específica.

b. Establecimiento de los objetivos de operación del proceso. El objetivo básico de funcionamiento de cualquier unidad de procesamiento es la producción rentable de un producto específico. Los procedimientos de operación para los cuales el proceso rinde el beneficio máximo, dentro de las restricciones de calidad del producto, constituyen el mejor conjunto de objetivos del operador. No obstante, los operadores de la planta no siempre están en posición de especificar de una manera muy precisa los objetivos de la operación, sobre todo cuando se trata de los de tipo económico. Por consiguiente, la determinación de esos objetivos representa un paso importante para el desarrollo de un sistema de control.

Al establecer los objetivos de operación se concretan también las variables de desempeño o rendimientos del proceso. Estas variables ya sean medidas o computadas, determinan la calidad del desempeño del proceso para satisfacer los objetivos de la operación. En ocasiones se necesitan sistemas de control por computadora para tener la seguridad de que siguen los objetivos de operación.

c. Definición de los objetivos del sistema de control. Una vez especificados los objetivos de operación del proceso, se deben estipular los objetivos del sistema de control. Desde un punto de vista ideal, los objetivos del sistema de control tienen una correspondencia de uno a uno con los objetivos de operación. Por ejemplo, si el objetivo de operación consiste en mantener constante una

composición de producto especificada, el objetivo del sistema de control es regular, póngase el caso, la razón de la velocidad de flujo entre dos materiales que participan en el proceso. En la práctica, la correspondencia se puede limitar mediante la factibilidad técnica y económica del sistema de control requerido. Otro objetivo es satisfacer la precisión necesaria del control. La especificación de la precisión del control requerida comprende por lo común determinar los límites permisibles de variación de la variable controlada, tanto en lo que respecta a su valor como a su variación de tiempo.

d.Determinación de las restricciones del proceso. Estas restricciones incluyen conceptos como pureza mínima del producto, temperatura máxima del proceso, velocidades máximas de flujo y presión máxima. Las restricciones son, por lo común, algún límite de funcionalidad del equipo de procesamiento, límites de calidad del producto, límites en las condiciones de procesamiento o restricciones de seguridad. Estas restricciones imponen límites no sólo al proceso, sino también a la cantidad de acción de control y la velocidad con que se puede ejecutar dicha acción. Por ejemplo, la determinación del tamaño de una válvula y la capacidad de compensación pueden ser restricciones importantes del control.

e.Identificación de fuentes y características de las perturbaciones. La magnitud, duración y frecuencia relativas de aparición de perturbaciones no controladas que se infiltran en el sistema de procesamiento, y las consecuencias de tales perturbaciones en el proceso indican la naturaleza del sistema de control necesario. La base para la síntesis de un sistema de control es la determinación de la naturaleza de tales perturbaciones y su efecto en las variables de rendimiento junto con los objetivos de operación y control.

f.Determinación de las características dinámicas del proceso. Para completar el diseño de un sistema de control y especificar el desempeño de la acción de control requerida, es necesario tener cierto conocimiento de la dinámica del proceso. Esta dinámica incluye la respuesta en el tiempo del proceso a perturbaciones, la descripción dependiente del tiempo de las interacciones de proceso originadas por perturbaciones, y la respuesta dependiente del tiempo de las variables de rendimiento del proceso tanto a perturbaciones como a acciones de control. En este punto del procedimiento de análisis es donde los patrones de control alternos comienzan a presentarse en forma clara.

g.Examen de la factibilidad técnica y económica. Este paso incluye la descripción inicial de un sistema de control completo propuesto para el proceso. En esta etapa, cada circuito de control se debe evaluar en lo que respecta a su contribución en los objetivos de control y operación, así como su costo. En muchos casos este análisis debe ser cualitativo y basarse en la experiencia del evaluador.

En esta etapa aparecen situaciones como la sobre-instrumentación, especificaciones del desempeño del controlador excesivamente severas, intercambios entre el equipo de control y procesamiento y sobre-compensación para las consecuencias de la confiabilidad del sistema de control.

h.Consideración de soluciones alternas. Para un proceso determinado, se tendrá probablemente una mejor solución desde el punto de vista técnico. No obstante, pueden existir varios diseños que den el rendimiento técnico adecuado pero un rendimiento económico mejorado cuando se compara con la mejor solución técnica. En las etapas que se acaban de definir se encontrarán indicios respecto a algunas alternativas que se consideran normalmente. Sin embargo, quizá sea necesario introducir nuevos conceptos en este punto.

Una de las comparaciones más difíciles que se deben hacer es la confiabilidad en función de los costos de inversión, la operación y el mantenimiento entre varios fabricantes de equipos de procesamiento y control. Las previsiones que deben hacerse para los procedimientos de mantenimiento tienen una mayor comprensión en la actualidad cuando se relacionan con equipos de procesamiento que cuando se trata de equipos de control. No obstante, ambas clases de equipo forman parte integrante del sistema de procesamiento. Hasta este punto, el desarrollo de un sistema de control es un proceso iterativo para llegar a la solución deseada. Con todo, en interés del costo, esta iteración no puede ser limitada. En los casos más simples, la iteración no será evidente.

i.Finalización del diseño de un sistema de control. Las etapas finales de desarrollo de un sistema de control parecen ser obvias, pero son importantes. La finalización del diseño pone los resultados de las etapas antes citadas dentro de un sistema completo que se puede poner en práctica. Desde el punto de vista de un operador de procesos, el diseño no queda completo sino hasta que las constantes de ajuste de los controladores se especifican. Esto significa que, en algunos casos, el diseño no queda del todo concluido hasta que el sistema de control está funcionando. Con excepción de los ajustes requeridos para que el sistema de control maneje el proceso, el diseño final permite iniciar el pedido del equipo, la planificación de la construcción, la planificación del adiestramiento del operador, la programación de la computadora y otras actividades necesarias para que el sistema quede instalado.

j.Conclusión del desarrollo del sistema de control. Las últimas etapas del desarrollo de un sistema de control incluyen la construcción, la verificación y el ajuste, el adiestramiento y la preparación del operador, así como la documentación completa. Estas etapas finales se deben llevar a cabo en un tiempo apropiado, porque no se dispondrá de los beneficios económicos del sistema de control hasta que esté funcionando y el personal de operación tenga la suficiente confianza para utilizar al máximo sus capacidades (Perry, 1992).

6.Control de la combustión. Cuando se quema un combustible, los productos de combustión junto con otros vapores que puedan estar presentes, son elevados hasta la temperatura de llama determinada por el contenido de energía de dicho combustible. Debido a que el calor de combustión es medido en kJ/kg o kJ/m^3 , la cantidad real de combustible utilizada no afecta su temperatura de llama. Para estimar dicha temperatura pueden utilizarse ya sea el calor sensible de los productos de combustión o las cantidades de aire y combustible, puesto que el balance de energía

puede satisfacerse en cualquier caso. La razón de calor generado por la combustión de un flujo de masa de combustible dado W_F con su calor de combustión H_C , es:

$$Q = W_F H_C$$

(ecuación N° 26)

Este flujo de calor debe ser igual al necesario para llevar el flujo de aire W_A y combustible W_F hasta la temperatura de llama T

$$Q = W_F C_F (T - T_F) + W_A C_A (T - T_A)$$

(ecuación N° 27)

Los términos C_F , T_F , C_A y T_A representan el promedio del calor específico y la temperatura de entrada del aire y combustible, respectivamente. Para asegurar una combustión completa, debe seleccionarse una razón aire-combustible (RAC o K_A) adecuada, basada en los constituyentes químicos del combustible. La sustitución en las ecuaciones N° 26 y N° 27 de K_A por W_A/W_F lleva a la solución para la temperatura de llama

$$T = \frac{H_C + C_F T_F + K_A C_A T_A}{C_F + K_A C_A}$$

(ecuación N° 28)

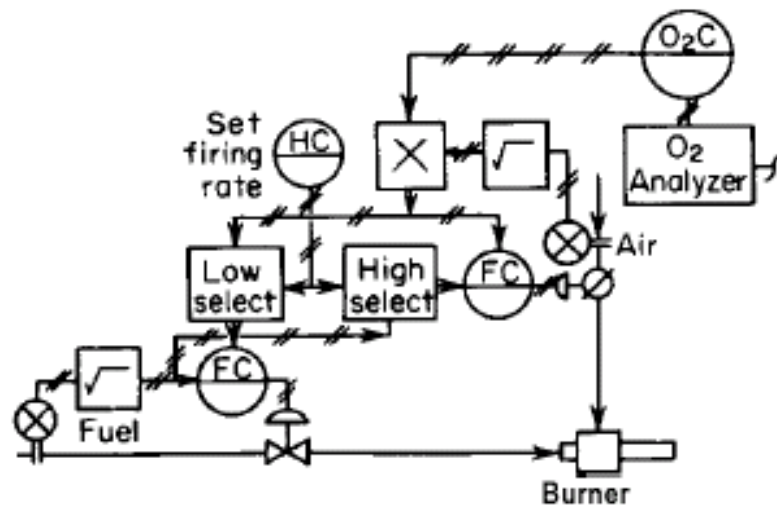
La ecuación N° 28 es válida para utilizarse cuando no hay exceso de combustible. Debido a que cualquier combustible es más caro que el aire y que una combustión incompleta provocar emisión de monóxido de carbono, se utiliza una cantidad de exceso de aire en el interior de los equipos, aunque siempre debe controlarse pues la máxima temperatura de llama (temperatura de llama adiabática) se alcanzará sin exceso de aire. La temperatura de llama calculada con la ecuación N° 28 será más grande que la medida experimentalmente, debido a que parte de la energía contenida en los productos de combustión se pierde en productos de ionización.

7. Control del aire y combustible. Debido a que la temperatura de la llama cae con un exceso o deficiencia de aire, ésta no es un variable que se controla muy a menudo. El indicador más utilizado universalmente para indicar la eficiencia de la combustión es la medición del oxígeno en los productos de combustión. La cantidad de exceso de aire requerida para completar la combustión depende de la naturaleza del combustible. Por ejemplo, el gas natural se quema eficientemente con 8-10 % de aire en exceso (1.6-2 % de exceso de oxígeno), mientras que la gasolina requiere de 10-15 % de aire en exceso (2-3 % de exceso de oxígeno) y el carbón, de 18-25 % de aire en exceso (3.5 – 5 de exceso de oxígeno). Las razones de estas diferencias son el estado relativo del combustible y la cantidad de material no combustible presente en el mismo.

Debido a que la cantidad de calor transferido por radiación varía con la cuarta potencia de la temperatura absoluta de llama, la mejor eficiencia se obtendrá con la máxima temperatura de llama. Por otro lado, la distribución del calor es también muy importante. El incremento de la cantidad de aire en exceso reducirá la temperatura de llama y de esta manera, la razón de transferencia de calor en las proximidades del quemador. Debido a que el flujo neto de energía calorífica dentro de los sistemas no es cambiado, la razón de transferencia de calor hacia lugares más lejanos dentro de los equipos tiende a incrementarse.

La seguridad indica ciertas precauciones al operar los controles de aire-combustible. Una deficiencia de aire puede llevar a una acumulación de combustible dentro de un equipo, el cual con una fuente de ignición puede explotar. Debe tenerse mucho cuidado para asegurarse que la razón de combustible nunca exceda la permisible para flujos de aire determinados. Un control automatizado será siempre la mejor elección para mantener controlados tanto el flujo de aire como el de combustible. Un sistema completo de control es mostrado en la Figura N° 26. Debe notarse que la razón aire combustible se ajusta por medio de la manipulación de la cantidad de aire medido por el controlador de oxígeno. Normalmente el punto de referencia o “set-point” puede ser ajustado, aunque dicho punto para ambos controladores debe ser el mismo al seleccionar el sistema de operación. Si el flujo de aire se cae, su medición es seleccionada y ajustada por el controlador por medio del punto de referencia. De la misma manera sucede con el flujo de combustible, el cual es medido y ajustado por medio del punto de referencia del flujo de aire. El horno está protegido contra fallas de control y bloqueos, los cuales son detectados y controlados por medio de un lazo de control o “loop” (Shinsky, 1995).

Figura N° 25. Sistema automático de protección contra deficiencia de aire



(Shinsky, 1995)

8. Tipos de lazos de Control

a. Lazo de Control Retroalimentado (“Feed-Back”). El concepto de control retroalimentado se comprende mejor con un ejemplo. Sea el intercambiador de calor de la Figura N° 26, pág. 49. El objetivo es mantener la temperatura de proceso del fluido $T_o(t)$ en su valor deseado dado por el punto de referencia T^{SET}_o , ante las variaciones de flujo del proceso $W(t)$ y la temperatura de entrada $T(i)$. Se selecciona el flujo de vapor como “variable manipulada” para el control de la temperatura de salida; la energía proporcionada a dicho sistema será proporcional al flujo de vapor.

Un sistema retroalimentado funciona como sigue: un “sensor/transmisor” (TT42) mide la temperatura de la “variable controlada”, $T(i)$; genera una señal $C(t)$ proporcional a ésta y luego la envía hacia un “controlador” (TC42), donde es comparada con el valor de referencia o “set-point”. El controlador calcula una señal de salida o “variable manipulada”, $M(t)$, con base en la diferencia entre la cantidad medida y el punto de referencia (error). Dicho controlador genera una señal de salida hacia el “actuador”, que en este caso es la válvula de control de vapor. Ésta posiciona sus dispositivos de manera proporcional a la señal de salida del controlador. Finalmente, el flujo de vapor en función de la posición de la válvula, determina la razón de energía del intercambiador y por lo tanto, el control de la temperatura de salida.

El término “retroalimentado” deriva del hecho que la variable controlada es medida y esta medición es “alimentada” para reposicionar la válvula de vapor. Esto causa una variación en la señal para mover el lazo de la siguiente manera:

Las variaciones en la temperatura de salida son detectadas por un sensor/transmisor, enviadas a un controlador el cual crea una señal de salida que genera una variación. Ésta variación provoca el reposicionamiento de la válvula y consecuentemente el flujo de vapor. Las variaciones de dicho flujo provocan que la temperatura de salida cambie, completándose de esta manera el ciclo o lazo de control.

b. Lazo de Control en Cascada. De la misma manera, este tipo de control se describirá por medio de un ejemplo. Sea el proceso del horno/precalentador y el reactor de la Figura N° 27, pág. N° 49 se sabe que ocurre la reacción $A \rightarrow B$ en el reactor. El reactivo A es disponible a baja temperatura y la reacción es exotérmica, por lo que el reactor tiene una chaqueta con líquido refrigerante. La variable importante a controlar es la temperatura del reactor, T_R . Es relativamente simple visualizar que el efecto de una “perturbación” o “up-set” en el horno primero causan variaciones en la temperatura de salida del horno/precalentador del reactivo, T_H , y luego provoca que varíe la temperatura del reactor, T_R . Utilizando un lazo de control retroalimentado, una vez controlada la temperatura del reactor, se puede enviar una señal hacia la válvula del flujo de combustible.

Figura N° 26.

Sistema retroalimentado o “feed-back” para el control de la temperatura de salida en un intercambiador de calor.

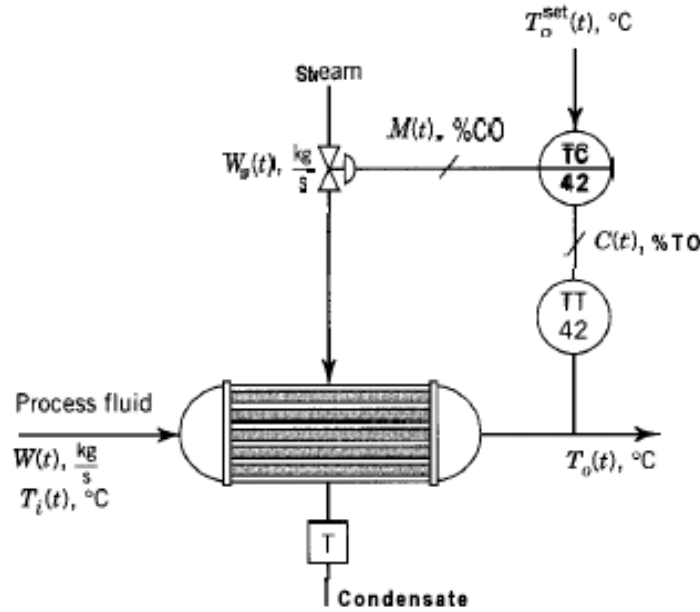
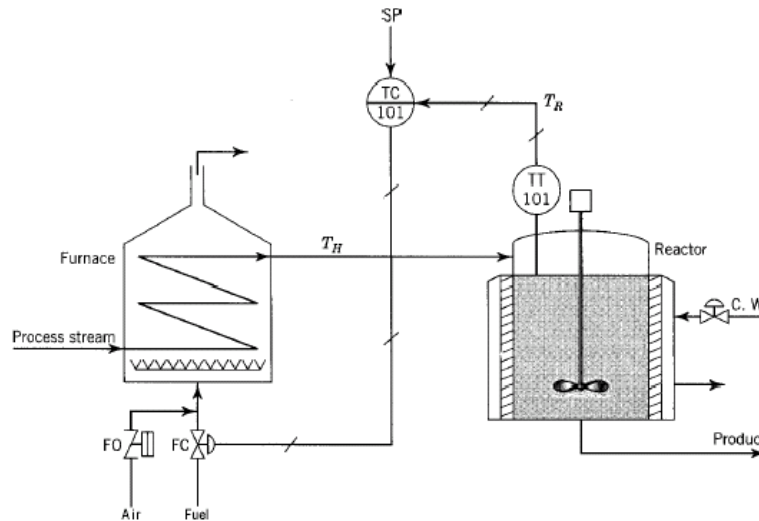


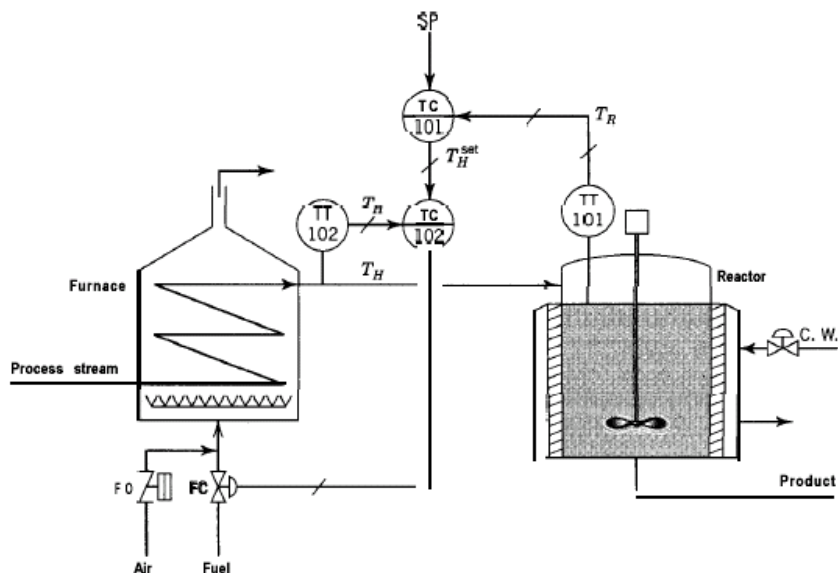
Figura N° 27. Proceso horno/reactor en control retroalimentado o “feed-back”



La idea del lazo de control en cascada es no esperar la señal de la temperatura del reactor para variar el flujo del combustible. Esta estrategia utiliza como intermediario a la temperatura T_H , para reducir las variaciones por la dinámica del proceso. La estrategia consiste en dos sensores, dos transmisores, dos controladores y una válvula de control. Un sensor mide la variable secundaria, T_H en este caso, y el otro, la variable primaria, T_R . Con esto se genera dos lazos de control, uno para cada variable. La estrategia funciona como sigue: el controlador TC101 observa la temperatura de salida del reactor y decide como manipular la temperatura de salida del horno/precalentador para satisfacer su punto de referencia. La información es transmitida hacia el controlador TC102 en forma de punto de

referencia. TC102 genera una señal que envía hacia la válvula de control de flujo de combustible y que mantenga la temperatura TH en el punto de referencia de TC101. Si ocurre alguna perturbación dentro del horno/precalentador, TH se desviará de su punto de referencia y TC102 realizará una acción correctiva antes que TR cambie. Así los elementos dinámicos del proceso son separados para compensar las perturbaciones en el horno/precalentador que puedan perturbar a la variable primaria. Generalmente, el control primario es conocido como “control maestro” y el control por medio del cual es mantenido el anterior (secundario), es conocido como “control esclavo” (Smith y Corripio, 1997).

Figura N° 28. Proceso horno/reactor en control en cascada



N. Factores económicos de los procesos

A fin de evaluar la rentabilidad de los proyectos y procesos es necesario definir con precisión los diversos parámetros.

1. Medidas tradicionales de rentabilidad

a. Métodos de tasa de rendimiento. Aunque los métodos tradicionales de tasa de rendimiento o tasa de retorno tienen cierta ventaja de la sencillez, pueden dar resultados engañosos. Se basan en la relación:

$$\% \text{ rendimiento} = [(\text{utilidad anual}) / (\text{capital invertido})] 100$$

(ecuación N° 29)

dado que en la ecuación anterior se asignan diferentes significados de la utilidad anual y al capital invertido, es importante definir los términos con precisión. El capital invertido podría ser la inversión total original, la inversión depreciada, la inversión promedio, el valor actual de la inversión o alguna otra cosa. La utilidad anual puede ser la utilidad neta anual antes de impuestos, A_{NP} , la utilidad neta

anual después de impuesto A_{NNP} , el ingreso anual en efectivo antes de impuestos A_{CI} , o el ingreso anual en efectivo después de impuestos, A_{NCI} .

La tasa fraccional de interés del rendimiento basada en la utilidad neta anual después de impuestos y la inversión original es :

$$i = A_{NNP} / C_{TC} \quad (\text{ecuación N}^\circ 30)$$

que puede escribirse en términos de la ecuación (25-9) como:

$$i = (A_{NCI} / C_{TC}) - (A_{BD} / C_{TC}) \quad (\text{ecuación N}^\circ 31)$$

en donde A_{BD} es la depreciación anual en el balance.

b. Período de recuperación. Otro método tradicional para medir la rentabilidad es el período de recuperación o de retorno de capital fijo. En realidad, no es una medida de rentabilidad sino del tiempo que se requiere para que los flujos de efectivo permitan recuperar el desembolso inicial para capital fijo. Si los flujos fuesen idénticos y constantes en cada período, el cálculo se simplifica en la siguiente expresión:

$$PR = I_0 / BN \quad (\text{ecuación N}^\circ 32)$$

donde PR, período de recuperación, expresa el número de períodos necesarios para recuperar la inversión inicial I_0 cuando los beneficios netos generados por el proyecto en cada período son BN (Sapag y Sapag, 2003).

El método del período de recuperación no considera los flujos de efectivo ni las utilidades percibidas después de que se llega al punto de equilibrio. El método se basa en la premisa de que cuanto más pronto se recupera el capital, mejor habrá resultado el proyecto. Sin embargo, este enfoque puede ser engañoso.

c. Costo capitalizado. Un equipo con un costo de capital fijo C_{FC} tendrá una vida finita de n años. El costo capitalizado del equipo C_K se define mediante:

$$(C_k - C_{FC}) (1 + i)^n = C_K - S \quad (\text{ecuación N}^\circ 33)$$

C_K excede de C_{FC} en una cantidad que, cuando se compone a una tasa de interés anual i durante n años, tendrá un valor futuro de C_K menos el valor de salvamento o desecho S . Si el costo de reposición del

equipo permanece constante en $(C_{FC} - S)$ y la tasa de interés permanece constante en i , entonces C_K es la cantidad de capital requerido para reponer el equipo a perpetuidad (Perry, 1992).

d. Cálculo de la recuperación de capital y del valor anual. Una alternativa debería tener las siguientes estimaciones de flujos de efectivo:

1. *Inversión inicial P*. Representa el costo inicial total de todos los activos y servicios necesarios para empezar la alternativa. Cuando partes de estas inversiones se llevan a cabo durante varios años, su valor presente constituye una inversión inicial equivalente. Esta cantidad se denota con P .

2. *Valor de salvamento*. Es el valor terminal estimado de los activos fijos al final de su vida útil. S tiene un valor de cero si no se anticipa ningún valor de salvamento; S es negativo si la disposición de los activos tendrá un costo monetario. En periodos de estudio más cortos que la vida útil, S es el valor comercial estimado o valor comercial al final del periodo de estudio.

3. *Cantidad anual*. Es la cantidad anual equivalente (costos exclusivos para alternativas de servicio: costos y entradas para alternativas de ingresos). A menudo se trata de un costo de operación anual (COA): así que la estimación es, de hecho, un valor equivalente A .

El valor anual (VA) para una alternativa está conformado por dos elementos: la recuperación del capital para la inversión inicial P a una tasa de interés establecida (por lo general la TMAR) y la cantidad anual equivalente A . las siglas RC se emplean para indicar el elemento relativo a la recuperación de capital. En forma de ecuación, se tiene:

$$VA = -RC - A$$

(ecuación N° 35)

Tanto RC como A son negativos en virtud de que representan costos. La cantidad anual total A se determina a partir de los costos periódicos uniformes (y posiblemente ingresos) y cantidades no periódicas. Los factores P/A y P/F pueden ser necesarios para obtener primero, una cantidad presente y, después, el factor A/P convierte esta cantidad en valor A de la ecuación anterior.

La recuperación de una cantidad de capital P comprometida para un activo, más el valor del capital en el tiempo a una tasa de interés particular, constituye un principio fundamental del análisis económico. *La recuperación de capital es el costo anual equivalente de la posesión del activo más el rendimiento sobre la inversión inicial*. El factor A/P se utiliza para convertir P a un costo anual equivalente. Si hay un valor de salvamento positivo anticipado S al final de la vida útil del activo, su valor anual equivalente se elimina mediante el factor A/F . Esto reduce el costo anual equivalente de posesión del activo. Así, la RC es igual a:

$$RC = - \{ P(A/P, I, n) - S(A/F, I, n) \}$$

(ecuación N° 36)

Existe una segunda forma, también correcta, para determinar la RC. Cualquiera de los métodos ofrece el mismo resultado. Sea la relación entre los factores A/P y A/F de la siguiente manera:

$$(A/F, i, n) = (A/P, i, n) - i \quad (\text{ecuación N}^\circ 37)$$

Ambos factores se encuentran presentes en la ecuación de RC. Si se sustituye el factor A/F, se obtiene:

$$\begin{aligned} RC &= - \{ P(A/P, I, n) - S \ll (A/F, I, n) - i \} \\ &= - \{ (P - S)(A/P, I, n) + S(i) \} \end{aligned} \quad (\text{ecuación N}^\circ 38)$$

e. Alternativas de evaluación mediante el análisis del valor anual. El método del valor anual por lo común es la técnica de evaluación más sencilla de llevar a cabo cuando se especifica la tasa mínima atractiva de rendimiento (TMAR). La alternativa elegida posee el menor costo anual equivalente (alternativas de servicio) o el mayor ingreso equivalente (alternativas de ingresos).

Debe tomarse los siguientes criterios para la evaluación de alternativas. Para alternativas mutuamente excluyentes (sólo uno de los proyectos viables puede seleccionarse mediante un análisis económico), se calcula el VA usando la TMAR.

Una alternativa: $VA \geq 0$, la TMAR se alcanza o se rebasa

Dos o más alternativas: se elige el costo mínimo o el ingreso máximo reflejados en el VA (numéricamente más grande).

f. Cálculos de tasa de rendimiento utilizando una ecuación de VP o VA. Para determinar la tasa de rendimiento en una serie de flujo de efectivo se utiliza la ecuación de TR con las relaciones de VP o VA. El valor presente de los costos o desembolsos VP_D se iguala al valor presente de los ingresos o recaudación VP_R . En forma equivalente, ambos pueden restarse e igualarse a cero. Es decir, se resuelve para i usando:

$$\begin{aligned} VP_D &= VP_R \\ 0 &= -VP_D + VP_R \end{aligned} \quad (\text{ecuación N}^\circ 39)$$

El enfoque de valor anual utiliza los valores VA en la misma forma para resolver i .

$$\begin{aligned} VA_D &= VA_R \\ 0 &= -VA_D + VA_R \end{aligned}$$

(ecuación N° 40)

El valor de i que hace que estas ecuaciones numéricas sean correctas se llama i^* . es la raíz de la relación TR. Para determinar si la serie de flujo de efectivo de la alternativa es viable, se compara i^* con la TMAR.

Si $i^* \geq \text{TMAR}$, se acepta la alternativa como económicamente viable

Si $i^* < \text{TMAR}$, la alternativa no es económicamente viable

- i^* utilizando ensayo y error manual. El procedimiento general de emplear una ecuación basada en VP es el siguiente:

- Trazar un diagrama de flujo de efectivo
- Formular la ecuación de la tasa de rendimiento en la forma de la ecuación N° 39
- Seleccionar valores de i mediante ensayo y error hasta que equilibre la ecuación.

- i^* utilizando computadora. Se utiliza la función TASA de la hoja electrónica de Excel, cuando existe una serie de flujos de efectivo iguales (serie A). El formato es:

$$TASA(n,A,P,F)$$

(ecuación N° 41)

Cuando los flujos de efectivo varían de una año a otro (de un periodo a otro), la mejor forma de encontrar i^* es ingresando los flujos de efectivo netos en celdas continuas (incluyendo cantidades de 0) y aplicar la función TIR en cualquier celda. El formato es:

$$TIR(\text{primera_celda: última_celda, estimado})$$

(ecuación N° 42)

donde “estimado” es el valor i en que la computadora inicia la búsqueda (Blanck y Tarquin, 2004) .

El criterio de valor actual neto plantea que el proyecto debe aceptarse si su valor actual neto (VAN) es igual o superior a cero, donde el VAN es la diferencia entre todos sus ingresos y egresos expresados en moneda actual. La expresión matemática utilizada para este criterio es:

$$VAN = \sum (Y_t / (1 + i)^t) - \sum (E_t / (1 + i)^t) - I_0$$

(ecuación N° 43)

donde Y_t representa el flujo de ingresos del proyecto, E_t sus egresos e I_0 la inversión inicial en el momento cero de la evaluación. La tasa de descuento se representa mediante i .

El criterio de la tasa interna de retorno (TIR) evalúa el proyecto en función de una única tasa de rendimiento por período con la cual la totalidad de los beneficios actualizados son exactamente iguales

a los desembolsos expresados en moneda actual que es lo mismo que calcular la tasa que hace al VAN del proyecto igual a cero. La tasa interna de retorno puede calcularse aplicando la siguiente ecuación:

$$\text{VAN} = \sum (Y_t / (1 + i)^t) - \sum (E_t / (1 + i)^t) - I_0 = 0$$

(ecuación N° 44)

Simplificando la ecuación anterior se tiene:

$$\sum (BN_t / (1 + r)^t) - I_0 = 0$$

(ecuación N° 45)

donde BN_t representa el beneficio neto del flujo en el período t. Puede tomar un valor positivo o negativo.

(Sapag y Sapag, 2003)

III.JUSTIFICACIÓN

La utilización de los recursos energéticos es de vital importancia en diversidad de equipos para muchas industrias. El consumo de combustibles derivados del petróleo es en la actualidad, indispensable para cualquier proceso en donde se requiera de energía para la transferencia de calor hacia materias primas a las cuales se desee transformar o modificar sus propiedades mediante equipos que funcionen con alguno de estos combustibles. En Guatemala son muy utilizados los combustibles más pesados o menos refinados como el queroseno, diesel, gasolina, entre otros, siendo los precios de éstos más elevados respecto a otras alternativas como el gas propano, el cual por ser de uso doméstico está más protegido desde el punto de vista arancelario.

La propuesta de cambiar un sistema en un equipo de transferencia de calor no es sencilla, pues requiere de una evaluación del equipo e instalaciones requeridas para el nuevo combustible y que dicho diseño sea atractivo a una industria para disminuir sus costos y mantenerse en un mercado cada vez más competitivo. Es por ello que el presente estudio es importante para ser tomado como referencia en otros procesos donde se realice combustión de algún recurso energético y en donde se necesite buscar, diseñar y evaluar una alternativa que beneficie a un determinado proceso en su rentabilidad.

IV.OBJETIVOS

A. General

Diseñar el sistema de combustión en el secador rotatorio para que quemé gas propano en lugar de queroseno y obtener así una reducción de costos del proceso de secado de piedra pómez en la producción de insecticidas granulados y polvos de la división de agroquímicos de *Bayer* de Guatemala.

B. Específicos

1. Realizar pruebas piloto para determinar experimentalmente el consumo de gas propano en el secado de piedra pómez.
2. Determinar los costos de inversión, operación y mantenimiento para el nuevo sistema de combustión.
3. Determinar las ventajas técnicas y económicas de cambiar el sistema de combustión por gas propano en lugar de queroseno.

V. PROBLEMA A RESOLVER

El incremento en los costos de operación del secador rotatorio del proceso de producción de piedra pómez debido al aumento en los precios de queroseno.

VI.METODOLOGÍA

La metodología para la realización del presente documento está descrita por las siguientes actividades:

- a. Recopilación bibliográfica. Para esta actividad se revisarán las fuentes bibliográficas de libros y sitios en internet. Luego se procederá a su discriminación y depuración para obtener la base teórica necesaria para realizar el presente estudio, valiéndose como herramienta el procesador de palabras de Microsoft Word para su traslado en papel.
- b. Diseño del sistema de combustión. Para esta actividad se utilizará los conocimientos y fuentes bibliográficas para determinar las especificaciones del equipo requerido para dicho sistema (quemador, tanque de almacenamiento, tuberías, etc.). Además, se procederá a definir los requisitos de instalación necesarios para cumplir con las especificaciones de seguridad y requerimientos de operación.
- c. Realización de pruebas. Para esta actividad se valdrá de la observación, recopilación y tabulación de datos, realización de mediciones y cálculos para cuantificar los parámetros que se utilizarán para evaluar el comportamiento del secado con gas propano (véase el diseño experimental). Se utilizará las ecuaciones aplicables al fenómeno y los datos se manejarán por medio de la hoja electrónica de Microsoft Excel y calculadora programable.
- d. Evaluación técnica. Para esta actividad se procederá a la consulta y asesoría técnica experta en los sistemas de combustión para gas propano, así como de las cotizaciones para la instalación requerida. Para ello se realizará un examen crítico valiéndose tanto del criterio crítico como del científico.
- e. Comparación de alternativas. Durante esta actividad se evaluará los requerimientos de inversión del sistema de combustión diseñado frente al sistema de queroseno, utilizando para ello herramientas de evaluación económica que también posee la hoja electrónica de Microsoft Excel. Se evaluará si el nuevo sistema presenta ventajas técnicas y económicas.
- f. Elaboración de informe final. Durante esta actividad se procederá a la tabulación de todos los resultados importantes, la discusión de resultados, y formulación de conclusiones y recomendaciones sobre todo el trabajo realizado. Se valdrá de nuevo del procesador de palabras de Microsoft Word para trasladar todo en papel.

Diseño experimental

El presente diseño experimental pretende proporcionar una idea de cómo se realizó las pruebas a escala piloto que fueron parte del presente estudio, detallando los pasos a seguir durante la experimentación.

1. Unidad experimental. Dicha unidad fue el secador rotatorio ubicado en las instalaciones del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.
2. Tamaño de la muestra. Se ha dividido el diseño experimental en dos partes, cada una con distintos objetivos.
 - Corrida para determinar variables de operación y tiempo de estadía.

Procedimiento

 - Se familiarizó con el funcionamiento y control de los equipos instalados con el quemador (quemador, ventilador, motor para rotación, etc.).
 - Se pesó 2 kg de piedra.
 - Se estimó las posibles formas de alimentación para lograr un flujo constante (de forma manual).
 - Se estimó dos inclinaciones para el secador, una de alta inclinación y la otra de baja inclinación. Se ubicó una de ellas.
 - Se puso a funcionar el quemador y el ventilador, estimando los flujos adecuados para lograr que la llama no se apagara, encendiendo simultáneamente la rotación.
 - Se inició la alimentación tomando el tiempo de estadía.
 - Se realizó lo mismo con la otra inclinación, determinando la cercanía al valor deseado para la simulación.
 - Se coloreó 50 piedras en otra corrida, para determinar el porcentaje de retención del secador.
 - Corridas para determinar la eficiencia de secado con gas propano
 - Se estimó la cantidad de piedra para operar durante al menos una hora
 - Con los parámetros de operación del equipo evaluados como óptimos en las corridas anteriores, se ubicó el equipo en estas condiciones.
 - Se colocó el cilindro de gas propano sobre una balanza adecuada y midió su masa original
 - Se determinó la humedad del sólido inicial
 - Se midió las variable de operación cada 10 minutos (temperaturas, velocidad del aire), se verificó el momento de llegar a estado estable.
 - Se tomó la humedad de la piedra final
 - Se apagó el equipo

VII.RESULTADOS

El sistema diseñado consiste en lo descrito en el siguiente diagrama

Diagrama No. 1. Ubicación de equipo y tuberías del sistema de combustión de gas propano

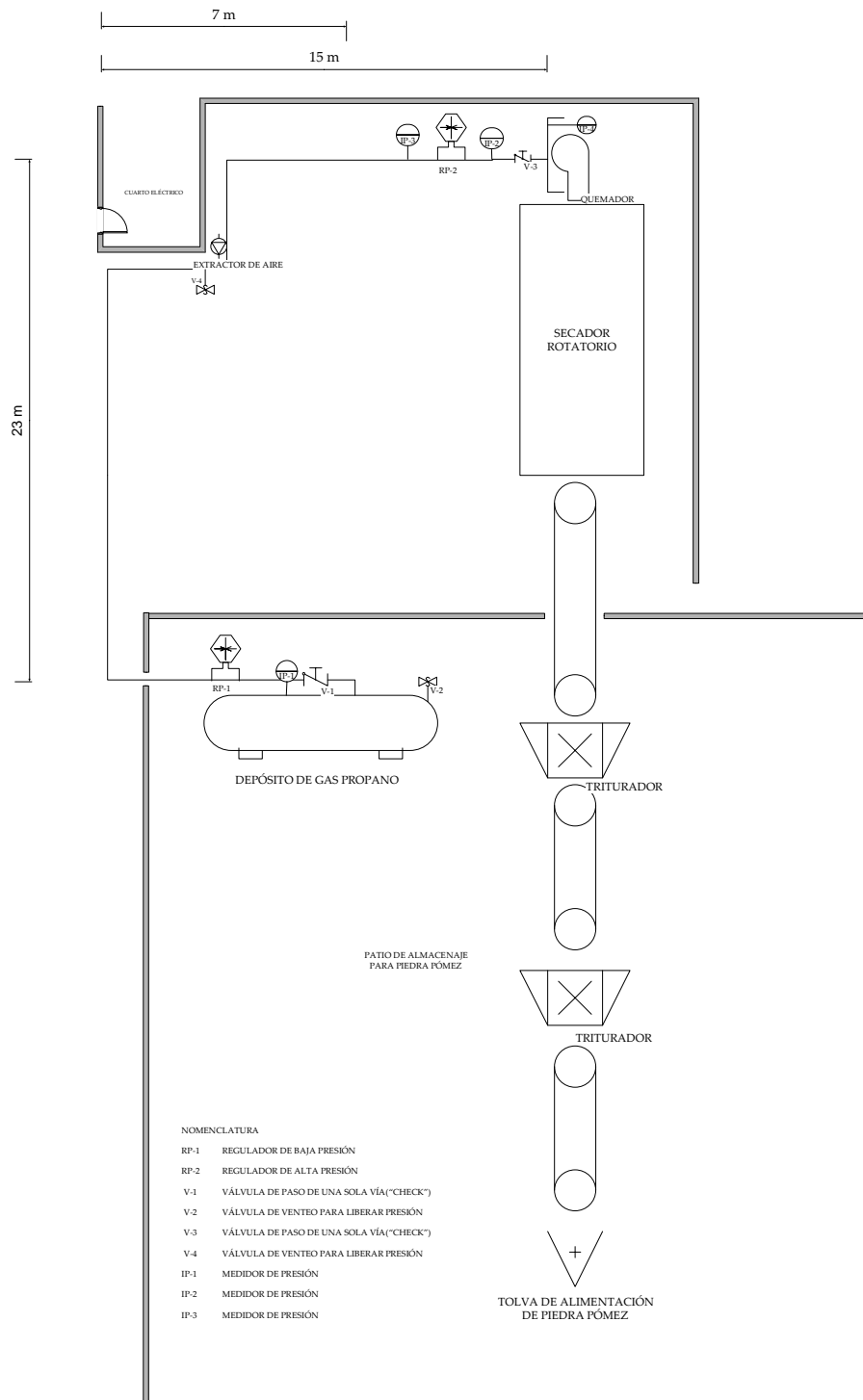


Tabla N° 2 Especificaciones del quemador

Parámetro	Valor o característica
Capacidad de flujo de combustible	250-400 L/h
Capacidad en RAC(razón aire combustible)	14-30
Capacidad de flujo de energía	$> 7.38 \times 10^6$ kJ/h
Diámetro nominal de tubería En sección de premezcla	½ - 1 “
Diámetro nominal de tubería para el aire	> 2 ”
Ventilador	Centrífugo o axial
Medidor de presión	1725 – 700 kPa
Regulador de alta y baja presión	1400 – 900 kPa
Automatización. Encendido y verificación de funcionamiento	Fotocelda o termopar
Recirculación de gas por seguridad	Válvula solenoide

Tabla N° 3 Especificaciones del depósito de almacenamiento

Parámetro	Valor o característica
Capacidad de almacenamiento	10,000 L
Diámetro	1.04 m
Longitud total	11.9 m
Longitud del cuerpo	11. 3 m
Espesor de construcción	0.006 m
Material de construcción	Acero al carbono o acero inoxidable catálogo 80
Presión de diseño	1725 kPa
Medidor de presión	1725 – 100 kPa
Válvula de alivio para liberar presión	a 1600 kPa
Válvula de seguridad	Cierre de flujo con exceso de presión a 1700 kPa

Tabla N° 4 Especificaciones del sistema de tuberías

Parámetro	Valor o característica
Tubería para transporte de gas	Diámetro nominal: ½ - 1 “ Material: acero inoxidable, catálogo 80
Filtro de línea a la salida del tanque	Material: acero inoxidable Presión máxima : 700 kPa

Regulador de alta presión a la salida del tanque	Material: acero inoxidable Rango de trabajo: 1750-654 kPa
Regulador de baja presión a la entrada del quemador	Material: acero inoxidable Rango de trabajo: 1034-101 kPa
Medidores de presión	1725 – 100 kPa
Válvulas de bloqueo	Tipo de una sola vía
Válvula de venteo para liberar presión	a 1650 kPa
Longitud total requerida	45 m

Tabla N° 5 Resultados de prueba de secado con gas propano a escala piloto

Parámetro	Valor o característica
Masa de gas utilizada para secar piedra pómez	0.277 kg gas/kg piedra
Masa de agua evaporada	0.735 kg H ₂ O/ hora
Energía utilizada para secar piedra pómez	1,029.5 kJ/kg piedra
Flujo de energía estimado para secar piedra pómez	2,130 kJ/hora
Coefficiente global de transferencia de calor	22.07 kW/m ² K

Tabla N° 6 Resultados de secado de piedra pómez con queroseno

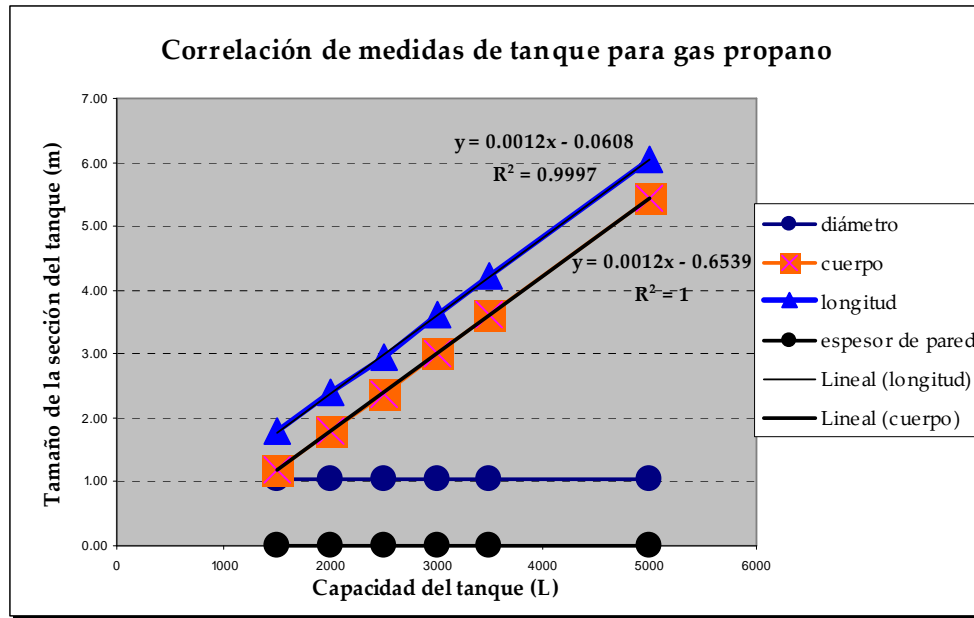
Parámetro	Valor o característica
Masa de queroseno utilizada para secar piedra pómez	0.133 kg queroseno/kg piedra
Masa de agua evaporada	3.3 x 10 ⁴ kg H ₂ O/ hora
Energía utilizada para secar piedra pómez	5.78 x 10 ² kJ/kg piedra
Flujo de energía estimado para secar piedra pómez	7.38 x 10 ⁶ kJ/hora
Coefficiente global de transferencia de calor	3.88 x 10 ⁵ kW/m ² K

Tabla N° 7 Resultados de análisis económico

Parámetro	Valor o característica
Inversión inicial	Q. 44,050.00 *
Ahorro anual en consumo de combustible	Q. -56,308.00
VAN (año 1)	Q. -21,076.00
VAN (año 2)	Q. -10,729.00
VAN (año 3)	Q. 3,640.00
VAN (año 4)	Q. 23,519.00
VAN (año 5)	Q. 54,258.00
TIR	20.2 %
Período de recuperación (PR)	1.17 años

* Nota: este no incluye el depósito

Gráfico N° 1 Correlación para dimensionar el tanque de almacenamiento



VIII.DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Para el diseño de la fuente de energía, esto es, el quemador de gas propano no se encontró ecuaciones para diseñarlo adecuadamente. Durante la etapa de investigación sólo se pudo contar con fabricantes que distribuyen un equipo en función del combustible que queman, la energía que son capaces de proveer y el largo de llama que alcanza. De hecho, los distintos diseños proporcionan distintos tipos de llama según la utilización del equipo. Aun más, se encontró que los fabricantes diseñan sus equipos en función de su experiencia y los requerimientos de sus clientes. Para el diseño del quemador se utilizó una metodología basada en un análisis de flujos y conservación de la materia, para estimar el diámetro de las tuberías del gas y aire en un quemador. El tipo de quemador seleccionado es conocido técnicamente como de “premezcla”, debido a que el gas y el aire a ser quemados se unen previamente antes de ser mezclados. En Guatemala es conocido como quemador tipo “bazuca”, y fue seleccionado debido a que es el único aplicable en capacidad de energía, que puede ser proveído por los distribuidores nacionales. Según los datos proporcionados en la Tabla N° 2, pág. 62, la tubería en la premezcla debe tener un diámetro nominal entre ½” y 1” para poder alcanzar un régimen turbulento, hecho que junto a la temperatura y el tiempo de mezclado, favorece a la combustión del gas, según la Comisión Nacional de Energía de México. Se realizó corridas para calcular el diámetro de los tubos internos que conducen el gas propano en función del diámetro de tuberías de alimentación de gas propano desde el tanque, a dos distintas presiones: la máxima presión de trabajo y la mitad de esta, debido a que las recomendaciones de los fabricantes indican que es recomendable que la presión no se reduzca considerablemente puesto que afectará notablemente en la eficiencia del quemador.

Los resultados de estos datos intermedios calculados, ubicados desde la Tabla N° 6 hasta la tabla N° 16 de la sección B de datos calculados del apéndice, describen que solamente para una tubería de diámetro nominal de ½”, un flujo de 378.5 L/h y a presión máxima (1725 kPa) no se tendrá un régimen turbulento de la mezcla gas propano-aire. Según el análisis realizado, inmediatamente después de la alimentación de gas hacia el quemador se observa un aumento del área de flujo similar al de una tobera; aquí se supuso que se tendría un área 100 veces más grande a la salida respecto al área de la tubería de alimentación de gas propano. Luego, se realizó un análisis de similitud a un difusor con la variante que aquí lo que sucede es una disminución del área, la cual se supuso 4 veces más pequeña respecto a la tubería de gas. Este análisis se realizó con 3 diámetros de tuberías que se manejan comúnmente en las instalaciones de gas propano y se determinó que si se tiene un diámetro de tubería de acero inoxidable entre ¾” y 1” de diámetro nominal de catálogo 40 u 80, la mezcla gas propano-aire deberá llegar por medio de tuberías que reduzcan el área 4 veces respecto a la tubería de alimentación de gas propano hacia el quemador (véase la Figura No. 31, página 108 y su similitud con el Diagrama No. 3, página 115, de la sección del apéndice). Es posible que esta disposición genere un exceso de presión por lo que podría colocar un banco de tubos similares a un intercambiador por medio de los cuales se llegue a la cámara de mezclado anterior a la boquilla y luego sea quemada la mezcla en dicho lugar. Esto requiere que dicho banco de tubos sean conectados hacia la cámara de

mezclado, y debido a que los materiales de construcción internos deben ser resistentes a la temperatura y al gas propano, la sugerencia será construirle deflectores o paredes soldadas similares a la construcción de un embudo, para que se llegue a la condición de velocidad y no se aumente la presión.

En el análisis anterior se encontró ciertas limitantes, puesto que la construcción mecánica de los quemadores no es en realidad igual al diseño propuesto en el presente estudio. Sin embargo, puede utilizarse como una referencia para estimar el régimen de la mezcla de fluidos que se tendrá dentro de un quemador. Esto se debe a que al utilizar el número de Reynolds se debe tener mucho cuidado en la viscosidad y densidad que tendrá el fluido. Debido a que es una mezcla de gases a una presión que ya puede considerarse como elevada, la ecuación de gases ideales y no describe también a este fluido, por lo que debe tomarse en cuenta esta limitante.

Para el diseño del quemador y como parámetro de referencia para la operación del mismo se realizó cálculos para estimar la variación de la temperatura de llama en función de la cantidad de aire en exceso que se utilice para su quema. Las gráficas del No. 2 al No. 5 describen como la temperatura de llama disminuye conforme aumenta la relación aire combustible desde un valor de aproximadamente 1500K hasta cerca de 600 K. La forma de poder determinar estos valores fue por medio de interpolación lineal utilizando la hoja electrónica de Excel y es una estimación que tiene sus limitaciones técnicas, debido a que esta es una temperatura teórica capaz de alcanzar, pero que en cualquier proceso térmico puede observarse que no se cumple, pues las pérdidas de calor en el lugar de generación de la llama son notables. Sin embargo, es un parámetro muy útil al momento de la operación del quemador puesto que en función de la forma en la cual se suministre aire en un quemador, de esta manera se verá afectada la temperatura alcanzada por la llama.

El ventilador seleccionado se hizo bajo el criterio de utilidad según Perry, R., 1992. En el mercado internacional se encontró quemadores con ambos tipos de ventilador, no así en el mercado guatemalteco, en el cual los requerimientos de energía para las distintas industrias no requieren del tiro forzado proporcionado por un ventilador, el cual tiene como objetivo principal empujar el aire caliente a través del cilindro del secador. Respecto a la válvula solenoide se puede decir que fue seleccionada como dispositivo de seguridad y que será accionada por medio de una señal eléctrica del detector de llama (fotocelda o termopar). Esta es otra de las limitantes encontradas al momento de adquirir un quemador con un proveedor local, pues ninguno de ellos tiene un quemador con dicho dispositivo de seguridad. Éste es importante, pues durante las pruebas de secado se tuvo que controlar la llama puesto que una acumulación de gas dentro del cilindro rotatorio implica un peligro para el equipo. Esto hecho se traduce de manera similar en la industria, la cual exige equipos con dispositivos de seguridad en caso de falla de la llama.

La capacidad de flujo de combustible a quemar y energía a proporcionar fueron dadas en función de la comparación con los utilizados en el quemador de queroseno, utilizando el principio de conservación de la energía para conocer el consumo de gas propano debido a que el consumo de las

pruebas de secado a escala laboratorio tuvo sus limitantes, las cuales serán discutidas más adelante. La cantidad de energía requerida es bastante grande y el rango de combustible a manejar muy amplio, pero puede tomarse como una sugerencia para los fabricantes en su interés de proporcionar equipos con amplio rango de utilización de combustible en procesos de elevados requerimientos energéticos. Es importante mencionar, que el consumo de combustible hacia gas propano es mayor debido a la diferencia de poderes caloríficos entre éste y el queroseno, el cual es mayor para el queroseno. Esto es, que cada unidad volumétrica de queroseno provee mayor energía que una similar de gas propano, debido a que el queroseno es un subproducto más pesado que el propano.

El depósito de almacenamiento fue diseñado en función de un fabricante mexicano que cumple con las normas internacionales de construcción, debido a que los distribuidores locales no conocen mucho y sólo se limitan a indicar que su fabricación es en el exterior. Puesto que el fabricante consultado tenía similitud con fabricantes europeos se tomó dichos datos como favorables para obtener una buena correlación, la cual está descrita en el Gráfico No. 1 de los resultados en el cual se observa un comportamiento lineal creciente para la longitud y cuerpo del tanque; por otro lado, se encontró una relación constante para el espesor de la pared y el diámetro, aunque éste último es posible que no se cumpla en tanques que almacenen cantidades mucho mayores a 10,000 litros. Por medio de las normas de seguridad descritas en la Asociación Nacional de Protección contra Incendios (NFPA por sus siglas en inglés y de la cual se tiene un resumen en la sección del apéndice) se determinó los accesorios mínimos requeridos al momento de instalar el tanque.

Las especificaciones del sistema de tuberías y accesorios se realizó en función del sistema de doble plataforma (dos reguladores de presión) sugerido por la Asociación de Gas Propano de Ontario, Canadá (OPA, por sus siglas en inglés) la cual beneficia la poca caída de presión reduciéndola notablemente. Los rangos de presión a manejar por los manómetros y reguladores están dados en función del requerimiento del quemador, según la presión que necesite para la quema de combustible; se determinó en forma de rango, que aunque amplio, cubre las posibles variaciones de presión que se pueda tener al momento de la operación como del rango de combustible a quemar. La presión mínima fue seleccionada cerca de la mitad de la máxima, para no tener problemas de pérdida de presión en el quemador. Como dispositivos de seguridad se contempló las válvulas de bloqueo las cuales deben ser del tipo de una sola vía para que no pueda regresar ninguna cantidad de gas hacia donde se desee bloquear el flujo de gas. El material seleccionado tanto para el depósito de almacenamiento como para el sistema de tuberías puede ser acero inoxidable, en función del que se realizó los cálculos y diseño y el cual es aceptado como resistente para el manejo y almacenaje de gas propano.

Cabe destacar que se consultó normas estadounidenses (ASTM, ASME) como normas alemanas (DIN) para la disposición de los equipos en el diseño de las instalaciones y disposición de los equipos y de esta manera determinar, por ejemplo, la ubicación del tanque. Según la norma europea la distancia para proteger edificios, lugares por donde transiten constantemente personas o para la protección de trabajadores, depende del volumen que se quiera almacenar. Para un tanque de 25 m³ se debe tener 30

m de distancia mientras que para uno de 10 m³, la distancia mínima es 20m. También debió tomarse en cuenta que cerca de la posible ubicación del depósito de gas propano se tiene 3 depósitos de solventes: xileno, dietilenglicol y queroseno, el cual es el utilizado actualmente, todos con una capacidad de 50m³. El sistema actual de combustible para el secador rotatorio cuenta con dicho depósito desde el cual se alimenta hacia otro de 5m³, el cual está ubicado a casi 4m del quemador. Este tipo de sistema se descartó por cuestiones de seguridad debido a la mayor inflamabilidad del gas propano respecto a la del queroseno. Otro aspecto a destacar es el color que debe tener los depósitos de almacenamiento es blanco que aunque los distribuidores los entregan con esta característica y que no se ubicó como resultado por asumirse de esta manera, desconocen la razón; esto puede justificarse por medio de la absorbancia de la luz que tiene este pigmento, dato encontrado durante la etapa de investigación en Agencia de Protección del Ambiente de los Estados Unidos (EPA, por sus siglas en inglés).

Se observó que el secador en el cual se realizó las pruebas retuvo por cierto tiempo una cantidad de piedra, la cual tardó mucho en salir. Este hecho afectó notablemente puesto que el consumo real no fue el medido por ninguno de los dos medios. Sin embargo, esta prueba puede servir de referencia para realizar otras en las cuales se llegue a condición estable y se pueda secar la piedra pómez tomando estos aspectos en consideración. Es importante hacer notar que se requiere de la realización de más pruebas en las cuales se cuente con dispositivos adecuados para la medición de flujo de gas propano y para la medición de pérdida de peso del cilindro de gas. A nivel industrial esto puede hacerse puesto que para la medición de flujo existen medidores para gas propano y respecto al tanque puede colocarse durante su instalación sobre celdas de peso las cuales pueden llevar un registro electrónico de la pérdida de peso. Sin embargo, puede ser útil realizar pruebas para medir cual tipo de control es más preciso pues generalmente sólo se tendrá un control para la determinación final del consumo. En el mercado guatemalteco se consulto diversas industrias que utilizan gas propano como combustible y no tienen controlado el consumo más que por sus gastos mensuales coordinados según el medidor de presión de su depósito de almacenamiento al momento de llegar al porcentaje de volumen recomendado para recargarse con combustible.

Por último, en la Tabla de resultados No. 7 se describe los resultados obtenidos de la evaluación económica. Éstos se realizaron con base en las cotizaciones obtenidas de proveedores locales para el sistema de tuberías, depósito de almacenamiento y el quemador en una proyección de 5 años. Los dos criterios principales utilizados fueron el valor actual neto y la tasa interna de retorno, las cuales se evaluó para 5 períodos. En el primero se observó que existe un valor negativo de -35,031 el cual indica que esta es la cantidad que se requiere para alcanzar la tasa interna de 25%. A partir del segundo año existe una diferencia positiva lo cual indica que desde este período el proyecto genera ganancias. La tasa interna de retorno calculada de 20.2% indicó que la tasa esperada para el proyecto se alcanzó. Este hecho se confirmó con el valor obtenido de período de recuperación el cual determinó que es en 1.17 períodos, esto es poco más de un año.

IX.CONCLUSIONES

1. Se requiere un quemador con una capacidad de flujo de gas propano entre 250-400 L/hora, que proporcione 7.38×10^6 kJ/hora, que tenga incluido un ventilador de 2.5 kW y con fotocelda o termopar para el control de llama.
2. Se requiere un tanque de almacenamiento con capacidad de 10,000 L para cubrir el consumo de gas propano mensual.
3. Se requiere una longitud de 45 m de tubería de acero inoxidable catálogo 80 con un regulador de presión a la entrada del quemador con un rango de operación entre 1034-101 kPa, un regulador de presión a la salida del tanque con un rango de operación entre 1750-654 kPa.
4. El consumo de gas propano para secar piedra pómez es el doble en comparación con el queroseno.
5. El valor actual neto es positivo a partir del segundo año y genera ganancias crecientes de ahí en adelante.
6. La tasa interna de retorno del proyecto es de 20.2% con una inversión inicial de Q. 44,050.00 y se recupera en 1.17 años con un proveedor local de los equipos y accesorios.

X. RECOMENDACIONES

1. Es recomendable realizar más pruebas de secado a escala laboratorio para determinar si la variable tamaño de partícula mejora la eficiencia en la operación al ser ésta reducida.
2. Es recomendable la automatización del secador rotativo para el control y mejora de la eficiencia de la operación de secado de piedra pómez.
3. Es recomendable hacer mediciones de los gases de combustión del gas propano y del queroseno para poder cuantificar los beneficios ambientales en la reducción de emisiones.
4. Es recomendable evaluar alternativas de cambio hacia combustibles como el gas natural, el cual es muy utilizado en otros países.

XI.BIBLIOGRAFÍA

Agencia de Gas Propano de Ontario: <http://www.propane.ca/Resources/Consulta>: 20 de julio de 2005

Agencia de Protección del Ambiente: <http://www.epa.gov/> Consulta: 12 de junio de 2005

Blank, P. y A. Tarquin. 2004. *Ingeniería Económica*. 5ta. edición. México, McGraw-Hill. 796 pp.

Felder, R. y R. Rosseau. 1981. *Principios Elementales de los Procesos Químicos*. 1era. edición. Nueva York, Editorial John Wiley. 289 pp.

Geankoplis, C. 1998. *Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias*. 3ra. edición. México, Compañía Editorial Continental S.A. de C.V.

Himmelblau, D. *Principios básicos y Cálculos en Ingeniería Química*. 1997. 6ta. edición. México, Prentice Hall Hispanoamericana.

Keey, R. 1976. *Drying.Principles and Practice*. 1era. edición. Nueva York, Pergamon Press.

Keey, R. 1976. *Introduction to Industrial Drying Operations*. 1era. edición. Nueva York, Pergamon Press.

McCabe, W.; J. Smith y P Harriot. 2002. *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. 6ta. edición. México, McGraw-Hill.

Mujumbar, A. 1987. *Handbook of Industrial Drying*. 1era. edición. Nueva York, Marcel Dekker.

Perry, R. *et al.* 1992. *Manual del Ingeniero Químico*. 6ta. Edición. México, McGraw-Hill.

Sapag, N. y Sapag, R. *Preparación y Evaluación de Proyectos*. 2003. 4ta. edición. Santiago, Chile. McGraw-Hill Interamericana. 438 pp.

Shell de España: <http://www.shellgaslpg.es/>, Consulta: 03 de julio de 2005

Shinskey, F. *Process Control Systems. Application Design Adjustment*. 1era. edición. Nueva York, McGraw-Hill.

Smith, C. y A. Corripio. 1991. *Control Automático de Proceso*. 1era. edición. México, Noriega Editores.

Smith, J. y H. Van Ness. 1989. *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*. 4ta. edición. México, McGraw-Hill.

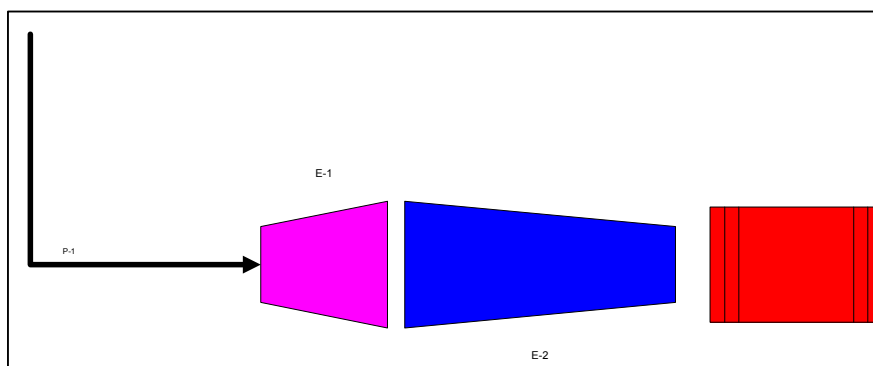
Treybal, R. 1980. *Operaciones de Transferencia de Masa*. 2da. edición. México, McGraw-Hill.

XII. APÉNDICE

A. Cálculo de muestra

1. Diseño del quemador. El tipo de quemador a diseñar es del tipo “premezcla”, el cual consiste básicamente en un equipo que realiza una mezcla previa del gas propano y el aire para luego ser dosificado hacia la boquilla en donde será activada la combustión por medio de una chispa generada electrónicamente. Debido a que no existen ecuaciones para el diseño de estos quemadores ya que son secretos de los fabricantes, se estimó en función del diámetro de tubería posible a utilizar, dividiendo el quemador en dos secciones, una en donde se realizó un análisis por similitud a una tobera, y la otra por similitud a un difusor, para así determinar en cual tendría un régimen turbulento, pues la turbulencia es un factor importante para lograr una llama adecuada.

Figura No. 29 Análisis de similitud en el diseño del quemador



Debido a que se desconocía el diámetro de tubería exacta a utilizar, se realizó varias corridas con diferentes diámetros de: ½”, ¾” y 1” de diámetro nominal; cada una de estas corridas se hizo a dos distintas presiones: a la presión máxima de trabajo (1723 kPa) y a la mínima esperada de trabajo (689.3 kPa). En cada una de estas corridas se utilizó 2 flujos de gas, en un rango esperado a utilizar. Las ecuaciones utilizadas y la forma de estimar el régimen del fluido, fue de la siguiente manera:

Flujo No. 1: 302.8 L/hora

Presión: 1723 kPa

Tubería: ½” de acero inoxidable

Datos de tubería:

Área de la sección transversal: 0.000196 m² (McCabe, Smith y Harriott, 1992)

a. Cálculo de flujo másico. Ecuación de continuidad:

$$m = \rho v A$$

(ecuación N° 46)

(Smith & Van Ness, 1997)

$$m = \rho q$$

donde,

m = flujo másico, en kg/s;

ρ = densidad del fluido, en kg/m³

q = caudal del fluido, en L/h

$$m = (1.858 \text{ kg/m}^3) (302.8 \text{ L/h}) (1\text{m}^3/1000\text{L}) (1\text{h}/3600 \text{ s})$$

$$m = 1.562 \times 10^{-4} \text{ kg/s}$$

b.Cálculo de la densidad. Ecuación:

$$PV = nRT$$

(ecuación N° 47)

(Smith & Van Ness, 1997)

Primero se calcula el volumen molar:

$$V/n = RT/P$$

donde

R = constante de los gases ideales, en kJ/mol K;

T = temperatura, en Kelvin;

P = presión, en kPa

$$V/n = (8.314 \text{ kJ/mol K}) (298 \text{ K}) / (1723 \text{ kPa})$$

$$V/n = 1.438 \text{ m}^3/\text{mol}$$

Luego, utilizando el peso molecular del propano (44.09), se obtiene el volumen específico (V_{esp}):

$$V_{\text{esp}} = (1.438 \text{ m}^3/\text{mol}) (1 \text{ mol}/44.09\text{kg})$$

$$V_{\text{esp}} = 3.26 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{kg}$$

Finalmente, el inverso del volumen específico es la densidad, obteniéndose:

$$\rho = 1 / 3.26 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$\rho = 30.6 \text{ kg/ m}^3$$

La velocidad en la tubería se calcula con la ecuación de continuidad (N° 46), obteniéndose:

$$v = m / A \rho$$

donde

v = velocidad del fluido, en m/s;

m = velocidad másica del fluido, en kg/s;

A = área de la sección interior de la tubería;

ρ = densidad del fluido, en kg/m³

$$v_1 = (1.562 \times 10^{-4} \text{ kg/s}) / (0.000196 \text{ m}^2) (30.6 \text{ kg/ m}^3)$$

$$v_1 = 2.60 \times 10^{-2} \text{ m/s}$$

Luego, en función del área de la tubería utilizada se calcula la velocidad que tendrá el flujo simulando una tobera debido al ensanchamiento de la tubería hacia la cámara de pre-mezcla. Se utilizó un área 100 veces más grande (que corresponde a un diámetro nominal de tubería de 6", lo cual es dimensionalmente posible.

$$A_2 = (0.000196 \text{ m}^2) (100)$$

$$A_2 = 0.0196 \text{ m}^2$$

Con esta nueva área, se estima la nueva velocidad del fluido

$$v_2 = (1.562 \times 10^{-4} \text{ kg/s}) / (0.0196 \text{ m}^2) (30.6 \text{ kg/ m}^3)$$

$$v_2 = 2.60 \times 10^{-4} \text{ m/s}$$

Luego, para lograr un fluido en régimen se debe aumentar la velocidad; ésta se calculo en función de reducir 4 veces el área de la tubería inicial. De esta manera tenemos que la nueva velocidad es:

$$v_3 = (1.562 \times 10^{-4} \text{ kg/s}) / (4.9 \times 10^{-5} \text{ m}^2) (30.6 \text{ kg/ m}^3)$$

$$v_3 = 0.104 \text{ m/s}$$

Según, McCabe, Smith y Harriott, para los flujos de aire a manejar, es posible utilizar tuberías normalizadas de acero con una velocidad de 1 m/s. Utilizando esta velocidad para el aire, se calcula una velocidad promedio con la velocidad que traerá el gas (v_3). De esta manera tenemos:

$$v = (0.104 \text{ m/s} + 1.0 \text{ m/s}) / 2$$

$$v = 0.552 \text{ m/s}$$

Luego, se calcula el número de Reynolds para determinar el régimen en el cual se quemará la mezcla aire-propano. De esta manera tenemos:

$$Re = Dv \rho / \mu$$

(ecuación N° 48)

donde

D = diámetro de la tubería, en m

v = velocidad media de la mezcla aire-propano, en m/s

ρ = densidad media de la mezcla aire-propano, en kg/m³

μ = viscosidad media de la mezcla aire-propano, en poise (kg/s m)

La densidad promedio se calcula en función de la densidad a presión normal del propano y del aire. Del manual del Ingeniero Químico, (Perry, 1992) se obtienen datos para dicho cálculo, el cual es:

$$\rho = (1.858 \text{ kg / m}^3 + 1.2928 \text{ kg / m}^3) / 2$$

$$\rho = 1.5754 \text{ kg / m}^3$$

De la misma manera se obtuvieron datos de viscosidad, esta vez del apéndice 9 de McCabe, Smith y Harriott (1992) para obtener:

$$\mu = (0.0085 \times 10^{-3} \text{ kg/s m} + 0.0018 \times 10^{-3} \text{ kg/s m}) / 2$$

$$\mu = 0.01325 \times 10^{-3} \text{ kg/s m}$$

Para el diámetro de la tubería, se toma el de 3" como una opción conveniente, pero los flujos a manejar permiten utilizar tuberías desde ½" de diámetro nominal.

$$\text{Re} = (0.07793 \text{ m}) (0.552 \text{ m/s}) (1.5754 \text{ kg / m}^3) / (0.01325 \times 10^{-3} \text{ kg/s m})$$

$$\text{Re} = 5115$$

Para casi todas las tuberías de dos distintos catálogos (40 y 80) se obtuvo que siempre se obtiene una mezcla aire-propano en régimen turbulento, lo que permite diseñar un quemador con este rango de tuberías y una cámara de mezclado de 3" de diámetro nominal, aunque ésta puede variar. Todas las corridas pueden verse en la parte de datos calculados.

2.Cálculo de temperatura de llama adiabática. Este cálculo se realizó para varios excesos de aire y de esta manera determinar la temperatura máxima que puede tener la llama a generar.

Para un exceso de aire de 100 % se utiliza la reacción N°2, pág. 24 de la sección de antecedentes, obteniéndose la Tabla N° 23, pág. 91 donde se muestra el balance de moles. Basándose en la ecuación N° 16 se tiene el cambio de entalpía de la reacción, como la diferencia del cambio de entalpía de los productos menos el de los reactivos. Utilizando datos de entalpías de combustión y formación obtenidos de Himmelblau, se obtiene, para los productos, el siguiente cálculo para el componente CO₂:

$$\Delta H_{\text{combustión}} = \Delta H^{T=2000 \text{ K}} - \Delta H^{T=298 \text{ K}}$$

$$\Delta H_{\text{combustión}} = (92.466 - 0.912) \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{\text{combustión}} = 91.544 \text{ kJ/mol}$$

Al resultado anterior debe sumarse el $\Delta H^{\circ}_{\text{formación}}$, obteniendo que el cambio de entalpía es:

$$\Delta H = (\Delta H_{\text{combustión}} + \Delta H^{\circ}_{\text{formación}})(\text{número de moles})$$

$$\Delta H = (905.87 \text{ kJ/mol})(3\text{moles})$$

$$\Delta H = 905.868 \text{ kJ}$$

Para cada componente se realiza el mismo cálculo. Luego, se suman todos los cambios de entalpía para cada componente, obteniéndose:

$$\Delta H_{\text{productos}} = (905.86 + 295.91 + 2121.9 - 678.10) \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{productos}} = 824.076 \text{ kJ}$$

El mismo procedimiento se realiza para los reactivos; el cambio total de entalpía será la siguiente diferencia:

$$\Delta H_{\text{total}} = \Delta H_{\text{productos}} - \Delta H_{\text{reactivos}}$$

$$\Delta H_{\text{total}} = 824.076 \text{ kJ} - (-103.85\text{kJ})$$

$$\Delta H_{\text{total}} = 927.92 \text{ kJ}$$

3.Diseño del tanque de almacenamiento. El tanque de almacenamiento de propano se dimensionó en función del consumo promedio mensual estimado para el gas propano. Debido a que no existen ecuaciones para el diseño, se obtuvo información de un fabricante de la ciudad de México para obtener una gráfica que diera una correlación para las dimensiones adecuadas según las normas de construcción internacionales. De la gráfica No. 1 pág. 64 se toma las ecuaciones generadas por la hoja electrónica de Excel, para estimar la longitud y el cuerpo del tanque, puesto que las demás partes del tanque permanecen constantes. Para estimar la longitud se utiliza la ecuación:

$$y = 0.0012 x - 0.0608$$

(ecuación N° 49)

donde x = volumen de gas que se almacenará.

Para un volumen de gas de 10,000 L, se tiene:

$$y = 0.0012 (10,000) - 0.0608$$

$$y = 11.9 \text{ m}$$

Para estimar la longitud del cuerpo, se utiliza la ecuación:

$$y = 0.0012 x - 0.6539$$

(ecuación N° 50)

$$y = 0.0012 (10,000) - 0.6539$$

$$y = 11.35 \text{ m}$$

4.Diseño del sistema de tuberías. El análisis para el diseño del sistema de tuberías de transporte de gas propano, se realizó de manera cualitativa, utilizando las recomendaciones de los fabricantes y de asociaciones internacionales de construcción y seguridad industrial, como ASME, ANSI, NFPA y OPA. El Diagrama No. 1, pág. 64 del apéndice describe la ubicación de los equipos, tuberías y accesorios requeridos.

5.Determinación de eficiencia de secado a escala piloto

a.Cálculo del ángulo de inclinación. Con la longitud desde la base del secador (L) y la altura desde el piso hacia el centro del cilindro en la parte más elevada (h), se formó un triángulo en donde se aplicó la función trigonométrica tangente inversa de la siguiente manera:

$$\text{Tan } \theta = \text{cateto opuesto/cateto adyacente}$$

(ecuación N° 51)

$$\theta = \text{Tan}^{-1} (0.88/2.54)$$

$$\theta = 19^\circ$$

b. Cálculo de flujo de gas propano, debido a que el medidor de flujo estaba calibrado para oxígeno. Se utilizó la relación de densidades entre el oxígeno y el propano para obtener el equivalente en L/min del gas propano; luego se convirtió a unidades de L/h

$$(10 \text{ L/min}) (1.4289 / 1.85) (60 \text{ min/hora}) = 463.4 \text{ L/h}$$

c. Cálculo del flujo de agua evaporada. Con las humedades de la piedra al inicio y al final (Tabla N° 49, pág. 105), y la masa de piedra secada, se calculó la masa de agua evaporada en el tiempo, de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O}_{\text{evaporada}} = \\ (3.2807 \text{ kg piedra} * 0.385 \text{ kg H}_2\text{O/kg piedra}) - (3.2807 \text{ kg piedra} * 0.385 \text{ kg H}_2\text{O/kg piedra}) / \\ 1.583 \text{ horas} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O}_{\text{evaporada}} = 0.735 \text{ H}_2\text{O}_{\text{evaporada}} / \text{h}$$

d. Cálculo del consumo de gas. Este valor no es más que el resultado del cociente entre la masa de gas gastada y el tiempo utilizado (Tabla N° 49, pág. 105)

$$\text{Consumo de gas} = (0.90719 \text{ kg}_{\text{gas}} / 1.583 \text{ h})$$

$$\text{Consumo de gas} = 0.573 \text{ kg}_{\text{gas}} / \text{h}$$

e. Cálculo del flujo de piedra secada. Este valor no es más que el resultado del cociente entre la masa de piedra secada y el tiempo utilizado (Tabla N° 49, pág. 105):

$$\text{Flujo de piedra (Ls)} = 3.2807 \text{ kg}_{\text{piedra}} / 1.583 \text{ h}$$

$$\text{Flujo de piedra (Ls)} = 2.07 \text{ kg}_{\text{piedra}} / \text{h}$$

f. Cálculo de consumo de gas por unidad de masa de piedra. Este valor no es más que el resultado del cociente entre el consumo de gas y el flujo másico de piedra

$$\text{Consumo de gas por unidad de piedra} = (0.573 \text{ kg}_{\text{gas}}/\text{h}) / (2.07 \text{ kg}_{\text{piedra}}/\text{h})$$

$$\text{Consumo de gas por unidad de piedra} = 0.2777 \text{ kg}_{\text{gas}}/\text{kg}_{\text{piedra}}$$

g. Cálculo de energía consumida para secar la piedra (energía por unidad másica). Este cálculo se basa en la ecuación N° 1, pág. 13 de la sección de antecedentes, la cual requiere de los siguientes valores:

C_{ps} = capacidad calorífica de la piedra pómez. Debido a que el 75 % de la piedra pómez es cuarzo o sílice, se tomó del manual del Ingeniero Químico, la densidad de este compuesto como aproximación: 1.322 kJ/kg K.

T_{sb} = temperatura de salida del sólido. Se asume que el sólido sale a la temperatura de salida del aire (132° C).

T_{sa} = temperatura de entrada del sólido. Se asume que es la temperatura ambiente.

X_a = humedad del sólido a la entrada, la cual fue 0.385 kg H₂O/ kg piedra.

X_a = humedad del sólido a la salida, la cual fue 0.03 kg H₂O/ kg piedra.

C_{pL} = capacidad calorífica de líquido, la cual se calcula utilizando la tabla del apéndice de constantes para capacidad calorífica de Himmelblau; la ecuación y valores utilizados para la temperatura de 43° C (316K) es:

$$\text{Ecuación: } C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$$

(ecuación N° 52)

$$\text{Donde: } a = 18.2964 ; b = 4.72 \times 10^{-1} ; c = -1.34 \times 10^{-3} ; d = 1.31 \times 10^{-6}$$

Sustituyendo en la ecuación anterior se obtiene:

$$C_p = 18.2964 + (4.72 \times 10^{-1})(316) + (-1.34 \times 10^{-3})(316)^2 + (1.31 \times 10^{-6})(316)^3$$

$$C_p = 75.26 \text{ J/mol K}$$

Utilizando la masa molar del agua y el factor de conversión de 1kJ = 1000J, se llega a:

$$C_p = 4.177 \times 10^{-3} \text{ kJ/ kg K}$$

Nota: el C_{pv} a la temperatura de 132° C se calculó de manera similar.

T_v = temperatura de evaporación del agua, la cual a la presión local es 96° C.

T_{vb} = temperatura final del vapor, la cual fue de 132° C.

λ = calor latente de evaporación, el cual es 2501 kJ/kg

Sustituyendo cada uno de estos valores en la ecuación, se obtiene:

$$q_T/m = (1.322 \text{ kJ/kg K})(405 \text{ K} - 298 \text{ K}) + (0.385 \text{ kg H}_2\text{O/ kg piedra})(4.177 \times 10^{-3} \text{ kJ/ kg K})(369 \text{ K} - 298 \text{ K})$$

$$+ (0.385 \text{ kg H}_2\text{O/ kg piedra} - 0.03 \text{ kg H}_2\text{O/ kg piedra})(2501 \text{ kJ/kg}) + (0.03 \text{ kg H}_2\text{O/ kg piedra})(4.177 \times 10^{-3} \text{ kJ/ kg K})(405 \text{ K} - 369)$$

$$+ (0.385 \text{ kg H}_2\text{O/ kg piedra} - 0.03 \text{ kg H}_2\text{O/ kg piedra})(2.067 \times 10^{-3} \text{ kJ/kg K})(405 \text{ K} - 369 \text{ K})$$

$$q_T/m = 1,029.4 \text{ kJ/kg piedra}$$

h.Cálculo de flujo de energía. Este valor no es más que el producto de la energía por unidad másica (q_T/m) y el flujo de piedra.

$$q_T = (1,029.4 \text{ kJ/kg piedra}) (2.07 \text{ kg piedra/h})$$

$$q_T = 2,130.9 \text{ kJ/h}$$

6.Determinación de la energía total consumida por balance de energía. Partiendo de la ecuación general de balance de energía (ecuación N° 8, pág. 19) se obtiene la siguiente ecuación:

$$GH'_{G2} + LsH'_{S1} = GH'_{G1} + LsH'_{S2} + Q \quad (\text{ecuación N° 53})$$

Donde

G = velocidad másica del aire

H'_{G2} = entalpía del aire a la entrada

H'_{G1} = entalpía del aire a la salida

H'_{S1} = entalpía del sólido a la entrada

H'_{S2} = entalpía del sólido a la salida

Ls = flujo másico de piedra pómez

Q = energía perdida o añadida

a.Cálculo de entalpía para el aire. Este valor se determina por la ecuación dada por Geankoplis, la cual es:

$$H' = C_s (T_{\text{aire}} - T_0) + H \lambda_0 \quad (\text{ecuación N° 54})$$

Donde

C_s = calor húmedo

T_0 = temperatura de referencia (se toma 273.15 K)

λ_0 = entalpía de saturación

H = humedad del aire (kg/kg aire seco)

Con la temperatura de bulbo húmedo (43° C) y la humedad relativa (68 %) tomadas experimentalmente se utiliza la gráfica psicrométrica del apéndice, pág. 88, para determinar el contenido de humedad del aire. Se utilizó el programa en DOS desarrollado por Michael A. Boles (1994) para hacer la corrección indicada al pie de la gráfica.

El valor que se lee en la carta es:

$$H = 0.038 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg}_{\text{aire seco}}$$

El valor corregido con el programa es:

$$H = 0.0453 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg aire seco}$$

b.Cálculo del calor húmedo. Como se menciona antes el calor húmedo es:

$$C_s = 1.00 + 1.87 (0.0453 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg aire seco})$$

$$C_s = 1.084 \text{ kJ/kg K}$$

Luego, con estos valores se obtiene sustituyendo en la ecuación N° 51:

$$H'_{G2} = (1.084 \text{ kJ/kg K})(316 \text{ K} - 273 \text{ K}) + (0.0453 \text{ kg H}_2\text{O} / \text{kg aire seco})(2501 \text{ kJ/kg})$$

$$H'_{G2} = 159.9 \text{ kJ/kg aire}$$

Nota: De manera similar se obtiene H'_{G1} (entalpía del aire a la salida)

c.Cálculo de la entalpía del sólido húmedo. Esta entalpía, Geankoplis la define como la suma de la entalpía del sólido seco y la entalpía del contenido de agua, obteniéndose la siguiente ecuación:

$$H'_S = C_{ps} (T_s - T_0) + X C_{pA} (T_s - T_0)$$

(ecuación N° 55)

donde todas las variables han sido descritas anteriormente.

$$H'_{S1} = (1.322 \text{ kJ/kg K}) (316 \text{ K} - 273 \text{ K}) + (0.385 \text{ kgH}_2\text{O}/ \text{kg piedra}) (4.177 \times 10^{-3} \text{ kJ/kg K})(316 \text{ K} - 273 \text{ K})$$

$$H'_{S1} = 56.91 \text{ kJ/kg sólido húmedo}$$

Nota: de manera similar se obtiene H'_{S2} (entalpía del sólido a la salida)

d.Cálculo del flujo de aire. Se midió la velocidad lineal del aire. Con esta velocidad y el área del conducto de salida se tiene el flujo volumétrico; luego con la densidad del aire se tiene el flujo másico. Esto es:

$$\Phi_{\text{tubería}} = 0.10 \text{ m}$$

$$r = 0.05 \text{ m}$$

$$A = \pi r^2$$

$$A = (3.141592)((0.0025 \text{ m}^2))$$

$$G = (0.4 \text{ m/s})((3600\text{s/h})(7.853 \times 10^{-3})(1.2928\text{kg/m}^3))$$

$$G = 14.6 \text{ kg aire/h}$$

e.Cálculo de la energía utilizada. El flujo de energía utilizada se obtiene de la siguiente manera:

$$Q = (14.6 \text{ kg aire/h})(141.09 \text{ kJ/kgaire}) + (2.07 \text{ kgpiedra/h})(56.91 \text{ kJ/kg}) - (14.6 \text{ kg aire/h})(236.4 \text{ kJ/kgaire}) - (2.07 \text{ kgpiedra/h})(174.5 \text{ kJ/kg})$$

$$Q = - 1,634.9 \text{ kJ/h}$$

Según esto la energía no aprovechada será la diferencia entre la energía utilizada para secar la piedra y el valor anterior

$$Q_{\text{no aprovechado}} = (-1634.9 \text{ kJ/h}) + (2130.9 \text{ kJ/h})$$

$$Q_{\text{no aprovechado}} = 496 \text{ kJ/h}$$

f.Cálculo de coeficiente global de transferencia de calor. Este se basa en la ecuación N° 3 pág. 13; para ello se calcula el área del secador rotatorio, la cual es:

$$A = (\text{diámetro})(\text{largo})$$

$$A = (2.2 \text{ m})(0.41\text{m})$$

$$A = 0.902 \text{ m}^2$$

Luego, utilizando la energía total utilizada, el tiempo trabajado, el área del cilindro y los límites de temperatura trabajados:

$$U = (2,130.9 \text{ kJ/h}) / (0.902 \text{ m}^2)(405 \text{ K} - 298\text{K})$$

$$U = 22.07 \text{ kW/m}^2 \text{ K}$$

7.Cálculos de tamizado

a.Fracción másica retenida. Esta no es más que la masa retenida entre la masa total. Para la prueba No. 1 se tiene:

$$x_i = (142.69\text{g})/(500\text{g})$$

$$x_i = 0.28538$$

b.Diámetro medio de las partículas. Estos se calculan en función de la mallas, obteniéndose un diámetro promedio entre las dos adyacentes en cada muestra. Para la prueba No. 1, muestra No.1 se tiene:

$$D_{pi} = (13.2 + 8)\text{mm} / 2$$

$$D_{pi} = 10.6 \text{ mm}$$

c.Fracción acumulativa inferior. Estas se calculan obteniendo las diferencias entre las fracciones másicas adyacentes. Para la prueba No. 1, muestra No.1 se tiene:

$$1.00 - 0.432 = 0.568$$

8. Cálculos para la evaluación económica de la inversión

a. Costos intermedios. El costo de los ingresos de piedra pómez se obtienen utilizando la información de la Tabla N° 52 pág. 106:

$$\text{Costo de mano de obra} = (\text{Q. } 1,350 / \text{persona}) (2 \text{ personas}) (1 \text{ mes} / 10 \text{ días}) (1 \text{ día} / 8 \text{ h})$$

$$\text{Costo de mano de obra} = \text{Q. } 16.6 / \text{h}$$

$$\text{Ingresos por venta de piedra pómez} = (\text{Q. } 0.02 / \text{kg piedra}) (985,450 \text{ kg piedra} / \text{año})$$

$$\text{Ingresos por venta de piedra pómez} = \text{Q. } 19,709.00 / \text{año}$$

b. Valor actual neto. Partiendo de los datos de cotización obtenidos y de la ecuación N° 43 pág. 54, se tiene que el valor actual neto para el año de la inversión es:

$$\text{VAN} = (19,709.00 / (1+0.25)) + (35,031 / (1+0.25)) - 44,050.00$$

$$\text{VAN} = -56,308.00$$

De manera similar se realizó los cálculos para los otros años. Se utilizó una TIR de 25 % que es la esperada obtener para el proceso de producción.

c. Tasa interna de retorno. Utilizando la función TIR de la hoja electrónica de Excel, se introdujo los valores de flujo de caja para cada año. Esto es:

$$\text{TIR} (-35,301; 2,110; 5,732; 11,121; 18,998; 34,509)$$

$$\text{TIR} = 20.2 \%$$

d. Período de recuperación. La obtención del período de recuperación se obtuvo con la ecuación N° 32 página 51 y los datos de la inversión inicial (Tabla N° 51 pág. 106), los gastos obtenidos del flujo de caja (Tabla N° 39, pág. 101) y los ingresos por venta de piedra pómez (Tabla N° 40, pág. 102):

$$\text{PR} = \text{Q. } 44,050.00 / (-\text{Q. } 35,031 + \text{Q. } 2,110.00 + \text{Q. } 5,732.00 + \text{Q. } 11,121.00 + \text{Q. } 18,998.00 + \text{Q. } 34,509.00)$$

$$\text{PR} = 1.17 \text{ años}$$

B. Datos calculados

Nota: las tabla numeradas del 8 al 13 se leen horizontalmente. Por limitaciones de espacio cada una de ellas tiene una parte de continuación ubicada inmediatamente debajo de las mismas. En cada una de ellas se divide en tres partes: una para determinar la velocidad a la salida de la tobera; otra para la

velocidad a la salida del difusor; y otra para la velocidad en la cámara antes de quemarse (punto de combustión) en donde se calcula el número de Reynolds. Similares cálculos se realizó para el máximo flujo de 378.5 L/h.

Tabla N° 8. Régimen de flujo de gas propano en las tuberías del quemador
(presión máxima, diámetro nominal 1/2", flujo 302.8 L/h)

Tubería de 1/2"	Área (m ²)	Densidad (kg/m ³)	Tobera			Difusor	
			velocidad, v ₁ (m/s)	Área (m ²)	Velocidad, v ₂ (m/s)	Área (m ²)	velocidad, v ₃ (m/s)
catálogo 40	0,00020	30,66190	0,02600	0,01960	0,00026	0,00005	0,10402
catálogo 80	0,00015	30,66190	0,03366	0,01514	0,00034	0,00004	0,13466

Continuación de Tabla N° 8

Punto de combustión					
Velocidad aire, v ₄ (m/s)	Velocidad mezcla, v (m/s)	Velocidad mezcla, v' ₅ (L/min)	μ _{prom mezcla}	ρ _{prom mezcla}	Re
1,00000	0,55201	1,62290	1,33E-05	1,5754	5115
1,00000	0,56733	1,28840			5257

Tabla N° 9. Régimen de flujo de gas propano en las tuberías del quemador
(presión máxima, diámetro nominal 3/4", flujo 302.8 L/h)

Tubería de 3/4"	Área (m ²)	Densidad (kg/m ³)	Tobera			Difusor	
			velocidad, v ₁ (m/s)	Área (m ²)	Velocidad, v ₂ (m/s)	Área (m ²)	Velocidad, v ₃ (m/s)
catálogo 40	0,00034	30,66190	0,01479	0,03447	0,00015	0,00017	0,02957
Catálogo 80	0,00028	30,66190	0,01829	0,02787	0,00018	0,00014	0,03658

Continuación Tabla N° 9

Punto de combustión					
Velocidad aire, v_4 (m/s)	Velocidad mezcla, v (m/s)	Velocidad mezcla, v'_5 (L/min)	$\mu_{\text{prom mezcla}}$	$\rho_{\text{prom mezcla}}$	Re
1,00000	0,51479	5,32340	1,33E-05	1,5754	4770
1,00000	0,51829	4,33340			4802

Tabla N° 10 Régimen de flujo de gas propano en las tuberías del quemador
(presión máxima, diámetro nominal 1", flujo 302.8 L/h)

Tubería de 1"	Área (m ²)	Densidad (kg/m ³)	Tobera			Difusor	
			velocidad, v_1 (m/s)	Área (m ²)	Velocidad, v_2 (m/s)	Área (m ²)	Velocidad, v_3 (m/s)
Catálogo 40	0,00056	30,66190	0,00914	0,05574	0,00009	0,00028	0,01829
Catálogo 80	0,00046	30,66190	0,01099	0,04636	0,00011	0,00023	0,02199

Continuación Tabla N° 10

Punto de combustión					
Velocidad aire, v_4 (m/s)	Velocidad mezcla, v (m/s)	Velocidad mezcla, v'_5 (L/min)	$\mu_{\text{prom mezcla}}$	$\rho_{\text{prom mezcla}}$	Re
1,00000	0,50914	8,51390	1,33E-05	1,5754	4718
1,00000	0,51099	7,10690			4735

Tabla N° 11 Régimen de flujo de gas propano en las tuberías del quemador
(presión mínima, diámetro nominal ½", flujo 302.8 L/h)

Tubería de ½"	Área (m ²)	Densidad (kg/m ³)	Tobera			Difusor	
			velocidad, v_1 (m/s)	Área (m ²)	Velocidad, v_2 (m/s)	Área (m ²)	Velocidad, v_3 (m/s)
Catálogo 40	0,00020	12,26654	0,06500	0,01960	0,00065	0,00005	0,26000
Catálogo 80	0,00015	12,26654	0,08415	0,01514	0,00084	0,00004	0,33660

Continuación Tabla N° 11

Punto de combustión					
Velocidad aire, v_4 (m/s)	Velocidad mezcla, v (m/s)	Velocidad mezcla, v'_5 (L/min)	$\mu_{\text{prom mezcla}}$	$\rho_{\text{prom mezcla}}$	Re
1,00000	0,63000	1,85221	1,33E-05	1,5754	5837
1,00000	0,66830	1,51771			6192

Tabla N° 12 Régimen de flujo de gas propano en las tuberías del quemador
(presión mínima, diámetro nominal ¾", flujo 302.8 L/h)

Tubería de ¾"	Área (m ²)	densidad (kg/m ³)	Tobera			Difusor	
			velocidad, v_1 (m/s)	Área (m ²)	Velocidad, v_2 (m/s)	Área (m ²)	Velocidad, v_3 (m/s)
catálogo 40	0,00034	12,26654	0,03696	0,03447	0,00037	0,00017	0,07392
catálogo 80	0,00028	12,26654	0,04571	0,02787	0,00046	0,00014	0,09143

Continuación Tabla N° 12

Punto de combustión					
Velocidad aire, v_4 (m/s)	Velocidad mezcla, v (m/s)	Velocidad mezcla, v'_5 (L/min)	$\mu_{\text{prom mezcla}}$	$\rho_{\text{prom mezcla}}$	Re
1,00000	0,53696	333,16240	1,33E-05	1,5754	4975
1,00000	0,54571	273,76240			5056

Tabla N° 13. Régimen de flujo de gas propano en las tuberías del quemador
(presión mínima, diámetro nominal 1", flujo 302.8 L/h)

Tubería de 1"	Área (m ²)	Densidad (kg/m ³)	Tobera			Difusor	
			velocidad, v_1 (m/s)	Área (m ²)	Velocidad, v_2 (m/s)	Área (m ²)	velocidad, v_3 (m/s)
catálogo 40	0,00056	12,26654	0,02286	0,05574	0,00023	0,00028	0,04571
catálogo 80	0,00046	12,26654	0,02748	0,04636	0,00027	0,00023	0,05496

Continuación tabla N° 13

Punto de combustión					
Velocidad aire, v_4 (m/s)	Velocidad mezcla, v_{prom} (m/s)	Velocidad mezcla, v'_s (L/min)	μ_{prom} mezcla	ρ_{prom} mezcla	N_{Re}
1,00000	0,52286	524,59240	1,33E-05	1,5754	4845
1,00000	0,52748	440,17240			4887

Tabla N° 14 Datos calculados de prueba de secado N° 1

Cálculos	En función del medidor de flujo	En función de balanza
Agua evaporada	0,12604 kg/hora	0,778039493 kg gas/hora
Consumo de gas*	0,99966 Kg	
consumo por piedra secada	0,30609 kg gas/kg piedra	0,277778 kg gas/kg piedra
Consumo volum por piedra secada	0,519 L gas/kg piedra	0,548968 L gas/kg piedra

* Según medición de balanza

Tabla N° 15 Datos calculados de prueba de secado No. 2

Cálculos	En función del medidor de flujo	En función de balanza
Agua evaporada	0,73490 kg/hora	0,573085312 kg gas/hora
Consumo de gas*	1,35717 kg	
Consumo por piedra secada	0,41368 kg gas/kg piedra	0,276524 kg gas/kg piedra
Consumo volum por piedra secada	0,516 L gas/kg piedra	0,546490 L gas/kg piedra

Tabla N° 16 Datos calculados de prueba de tamizado No. 1, muestra 1

Fracción másica retenida, xi	Diámetro medio de las partículas en el incremento, Dpi, mm	Fracción acumulativa inferior a Dpi
0,28538	-----	1,000
0,432	10,6	0,568
0,16318	5,68	0,405
0,08004	3,08	0,325
0,02228	2,4	0,303
0,01712	1,5	0,285

Tabla N° 17 Datos calculados de prueba de tamizado No. 1, muestra 2

Fracción másica retenida, xi	Diámetro medio de las partículas en el incremento, Dpi, mm	Fracción acumulativa inferior a Dpi
0,27762	-----	1,000
0,34252	10,6	0,657
0,22068	5,68	0,437
0,1127	3,08	0,324
0,0201	2,4	0,304
0,02638	1,5	0,278

Tabla N° 18 Datos calculados de prueba de tamizado No. 1, muestra 3

Fracción másica retenida, xi	Diámetro medio de las partículas en el incremento, Dpi, mm	Fracción acumulativa inferior a Dpi
0,3803	-----	1,000
0,45768	10,6	0,542
0,07488	5,68	0,467
0,07636	3,08	0,391
0,00852	2,4	0,383
0,00222	1,5	0,380

Tabla N° 19 Datos calculados de prueba de tamizado No. 1, muestra 4

Fracción másica retenida, xi	Diámetro medio de las partículas en el incremento, Dpi, mm	Fracción acumulativa inferior a Dpi
0,3094	-----	1,000
0,48992	10,6	0,510
0,11136	5,68	0,399
0,07296	3,08	0,326
0,015	2,4	0,311
0,00128	1,5	0,309

Tabla N° 20 Datos calculados de prueba de tamizado No. 1, muestra 5

Fracción másica retenida, xi	Diámetro medio de las partículas en el incremento, Dpi, mm	Fracción acumulativa inferior a Dpi
0,217	-----	1,000
0,41648	10,6	0,584
0,24072	5,68	0,343
0,0905	3,08	0,252
0,033	2,4	0,219
0,0023	1,5	0,217

Tabla N° 21 Datos calculados de prueba de tamizado No. 1, muestra 6

Fracción másica retenida, xi	Diámetro medio de las partículas en el incremento, Dpi, mm	Fracción acumulativa inferior a Dpi
0,42024	-----	1,000
0,4372	10,6	0,563
0,0634	5,68	0,499
0,0602	3,08	0,439
0,01596	2,4	0,423
0,003	1,5	0,420

Tabla N° 22 Datos calculados de prueba de tamizado No. 1, muestra 7

Fracción másica retenida, xi	Diámetro medio de las partículas en el incremento, Dpi, mm	Fracción acumulativa inferior a Dpi
0,27356	-----	1,000
0,49834	10,6	0,502
0,14046	5,68	0,361
0,06224	3,08	0,299
0,01696	2,4	0,282
0,00838	1,5	0,274

Nota: se tomó datos similares para la segunda prueba

Tabla N° 23 Balance de moles para combustión de propano con 100% de aire en exceso

Reactivos que entran		Reactivos que salen	
compuesto	mol	compuesto	mol
C ₃ H ₈	1	CO ₂	3
O ₂ (teórico)	5	O ₂	5
O ₂ (exceso)	5	H ₂ O	4
O ₂ (total)	10	N ₂	37,6
N ₂	37,6		
aire	47,6		

Tabla N° 24 Balance de moles para combustión de propano con 200% de aire en exceso

Reactivos que entran		Reactivos que salen	
compuesto	mol	compuesto	mol
C ₃ H ₈	1	CO ₂	3
O ₂ (teórico)	5	O ₂	5
O ₂ (exceso)	10	H ₂ O	4
O ₂ (total)	15	N ₂	56,4
N ₂	56,4		
aire	71,4		

Tabla N° 25 Balance de moles para combustión de propano con 300% de aire en exceso

Reactivos que entran		Reactivos que salen	
compuesto	mol	compuesto	mol
C ₃ H ₈	1	CO ₂	3
O ₂ (teórico)	5	O ₂	5
O ₂ (exceso)	15	H ₂ O	4
O ₂ (total)	20	N ₂	75,2
N ₂	75,2		
aire	95,2		

Tabla N° 26 Balance de moles para combustión de propano con 1000% de aire en exceso

Reactivos que entran		Reactivos que salen	
compuesto	mol	compuesto	mol
C ₃ H ₈	1	CO ₂	3
O ₂ (teórico)	5	O ₂	5
O ₂ (exceso)	55	H ₂ O	4
O ₂ (total)	60	N ₂	225,6
N ₂	225,6		
aire	285,6		

Tabla N° 27 Balance de energía de reactivos para combustión de propano con 100% de aire en exceso

Componente	mol	T (K)	$\Delta H_{\text{combustión}}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{\text{formación}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
C ₃ H ₈	1	298	0	-103,85	-103,85
O ₂	10	298	0	0	0
N ₂	37,6	298	0	0	0
					-103,85

Tabla N° 28 Balance de energía de reactivos para combustión de propano con 200% de aire en exceso

Componente	mol	T (K)	$\Delta H_{\text{combustión}}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{\text{formación}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
C ₃ H ₈	1	298	0	-103,85	-103,85
O ₂	15	298	0	0	0
N ₂	56,4	298	0	0	0
					-103,85

Tabla N° 29 Balance de energía de reactivos para combustión de propano con 300% de aire en exceso

Componente	mol	T (K)	$\Delta H_{\text{combustión}}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{\text{formación}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
C ₃ H ₈	1	298	0	-103,85	-103,85
O ₂	20	298	0	0	0
N ₂	75,2	298	0	0	0
					-103,85

Tabla N° 30 Balance de energía de reactivos para combustión de propano con 1000% de aire en exceso

componente	mol	T (K)	$\Delta H_{\text{combustión}}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{\text{formación}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
C ₃ H ₈	1	298	0	-103,85	-103,85
O ₂	60	298	0	0	0
N ₂	225,6	298	0	0	0
					-103,85

Tabla N° 31 Balance de energía de productos para combustión de propano con 100% de aire en exceso

(asumiendo $T_{\text{llama}} = 2000\text{K}$)

Componente	mol	T (K)	$\Delta H_{\text{combustión}}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{\text{formación}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)	$H^{T=2000\text{K}}$ (kJ/mol)	$H^{T=298\text{K}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
CO ₂	3	2000	91,554	-393,51	-905,868	92,466	0,912	927,9264
O ₂	5	2000	59,182	0	295,91	59,914	0,732	
N ₂	37,6	2000	56,174	0	2112,142	56,902	0,728	
H ₂ O	4	2000	72,299	-241,826	-678,108	73,136	0,837	
					824,0764			

Tabla N° 32 Balance de energía de productos para combustión de propano con 100% de aire en exceso

(asumiendo $T_{\text{llama}} = 1500\text{K}$)

Componente	mol	T (K)	$\Delta H_{\text{combustión}}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{\text{formación}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)	$H^{T=1500\text{K}}$ (kJ/mol)	$H^{T=298\text{K}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
CO ₂	3	2000	61,764	-393,51	-995,238	62,676	0,912	-19,1438
O ₂	5	2000	40,605	0	203,025	41,337	0,732	
N ₂	37,6	2000	38,417	0	1444,479	39,145	0,728	
H ₂ O	4	2000	48,011	-241,826	-775,26	48,848	0,837	
					-122,994			

Tabla N° 33 Balance de energía de productos para combustión de propano con 200% de aire en exceso
(asumiendo $T_{llama} = 2000K$)

Componente	mol	T (K)	$\Delta H_{combustión}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{formación}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)	$H^{T=2000 K}$ (kJ/mol)	$H^{T=298 K}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
CO ₂	3	2000	91,554	-393,51	-905,868	92,466	0,912	1983,998
O ₂	5	2000	59,182	0	295,91	59,914	0,732	
N ₂	56,4	2000	56,174	0	3168,2136	56,902	0,728	
H ₂ O	4	2000	72,299	-241,826	-678,108	73,136	0,837	
					1880,1476			

Tabla N° 34 Balance de energía de productos para combustión de propano con 200% de aire en exceso
(asumiendo $T_{llama} = 1000K$)

Componente	mol	T (K)	$\Delta H_{combustión}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{formación}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)	$H^{T=1000 K}$ (kJ/mol)	$H^{T=298 K}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
CO ₂	3	2000	33,396	-393,51	-1080,342	34,308	0,912	-516,9568
O ₂	5	2000	22,702	0	113,51	23,434	0,732	
N ₂	56,4	2000	21,443	0	1209,3852	22,171	0,728	
H ₂ O	4	2000	25,986	-241,826	-863,36	26,823	0,837	
					-620,807			

Tabla N° 35 Balance de energía de productos para combustión de propano con 300% de aire en exceso
(asumiendo $T_{llama} = 2000K$)

Componente	mol	T (K)	$\Delta H_{combustión}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{formación}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)	$H^{T=2000 K}$ (kJ/mol)	$H^{T=298 K}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
CO ₂	3	2000	91,554	-393,51	-905,868	92,466	0,912	3040,0688
O ₂	5	2000	59,182	0	295,91	59,914	0,732	
N ₂	75,2	2000	56,174	0	4224,2848	56,902	0,728	
H ₂ O	4	2000	72,299	-241,826	-678,108	73,136	0,837	
					2936,2188			

Tabla N° 36 Balance de energía de productos para combustión de propano con 300% de aire en exceso
(asumiendo $T_{\text{llama}} = 1000\text{K}$)

Componente	mol	T (K)	$\Delta H_{\text{combustión}}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{\text{formación}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)	$H^{T=1000\text{K}}$ (kJ/mol)	$H^{T=298\text{K}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
CO ₂	3	2000	33,396	-393,51	-1080,342	34,308	0,912	-113,8284
O ₂	5	2000	22,702	0	113,51	23,434	0,732	
N ₂	75,2	2000	21,443	0	1612,5136	22,171	0,728	
H ₂ O	4	2000	25,986	-241,826	-863,36	26,823	0,837	
					-217,678			

Tabla N° 37 Balance de energía de productos para combustión de propano con 1000% de aire en exceso (asumiendo $T_{\text{llama}} = 2000\text{K}$)

componente	mol	T (K)	$\Delta H_{\text{combustión}}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{\text{formación}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)	$H^{T=2000\text{K}}$ (kJ/mol)	$H^{T=298\text{K}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
CO ₂	3	2000	91,554	-393,51	-905,868	92,466	0,912	11488,638
O ₂	5	2000	59,182	0	295,91	59,914	0,732	
N ₂	225,6	2000	56,174	0	12672,854	56,902	0,728	
H ₂ O	4	2000	72,299	-241,826	-678,108	73,136	0,837	
					11384,788			

Tabla N° 38 Balance de energía de productos para combustión de propano con 1000% de aire en exceso (asumiendo $T_{\text{llama}} = 500\text{K}$)

componente	mol	T (K)	$\Delta H_{\text{combustión}}$ (kJ/mol)	$\Delta H^{\circ}_{\text{formación}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)	$H^{T=500\text{K}}$ (kJ/mol)	$H^{T=298\text{K}}$ (kJ/mol)	ΔH (kJ)
CO ₂	3	2000	8,292	-393,51	-1155,654	9,204	0,912	-626,4034
O ₂	5	2000	6,079	0	30,395	6,811	0,732	
N ₂	225,6	2000	5,916	0	1334,6496	6,644	0,728	
H ₂ O	4	2000	6,915	-241,826	-939,644	7,752	0,837	
					-730,253			

Gráfico N° 2 Estimación de Temperatura de llama con 100% de aire en exceso

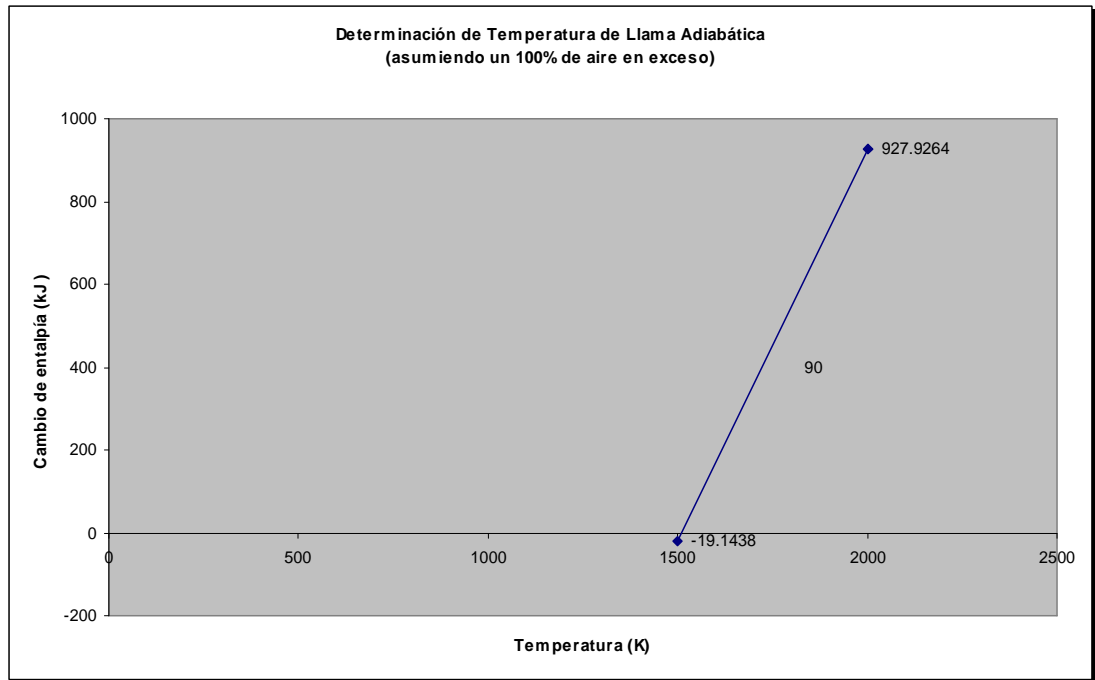


Gráfico N° 3 Estimación de Temperatura de llama con 200% de aire en exceso

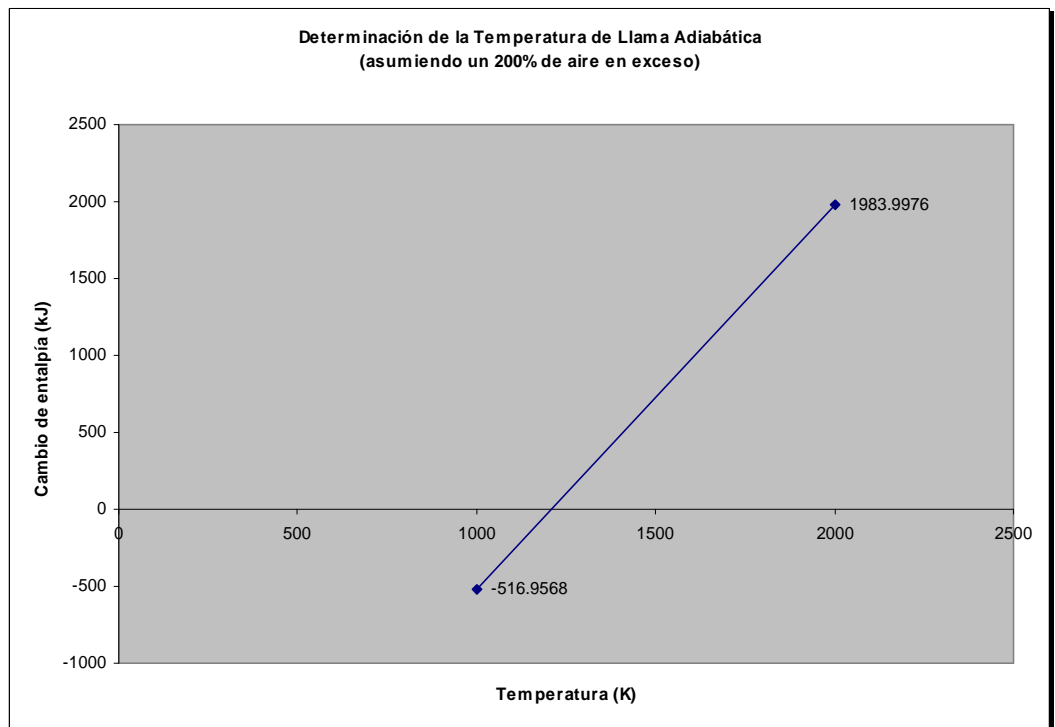


Gráfico N° 4 Estimación de Temperatura de llama con 300% de aire en exceso

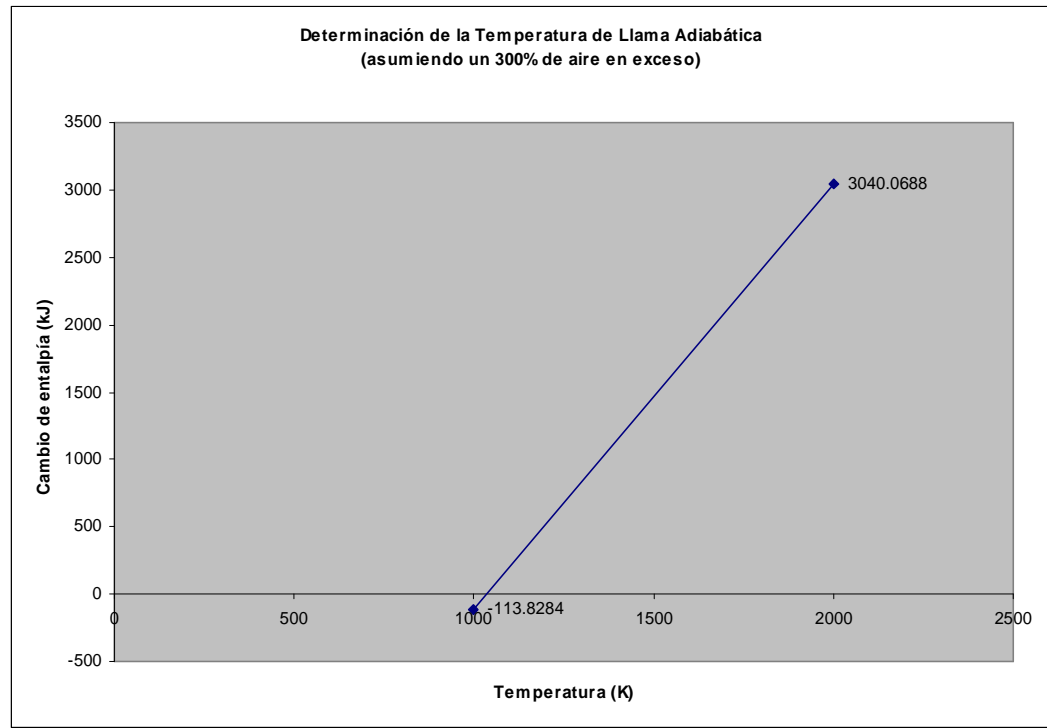


Gráfico N° 5 Estimación de Temperatura de llama con 1000% de aire en exceso

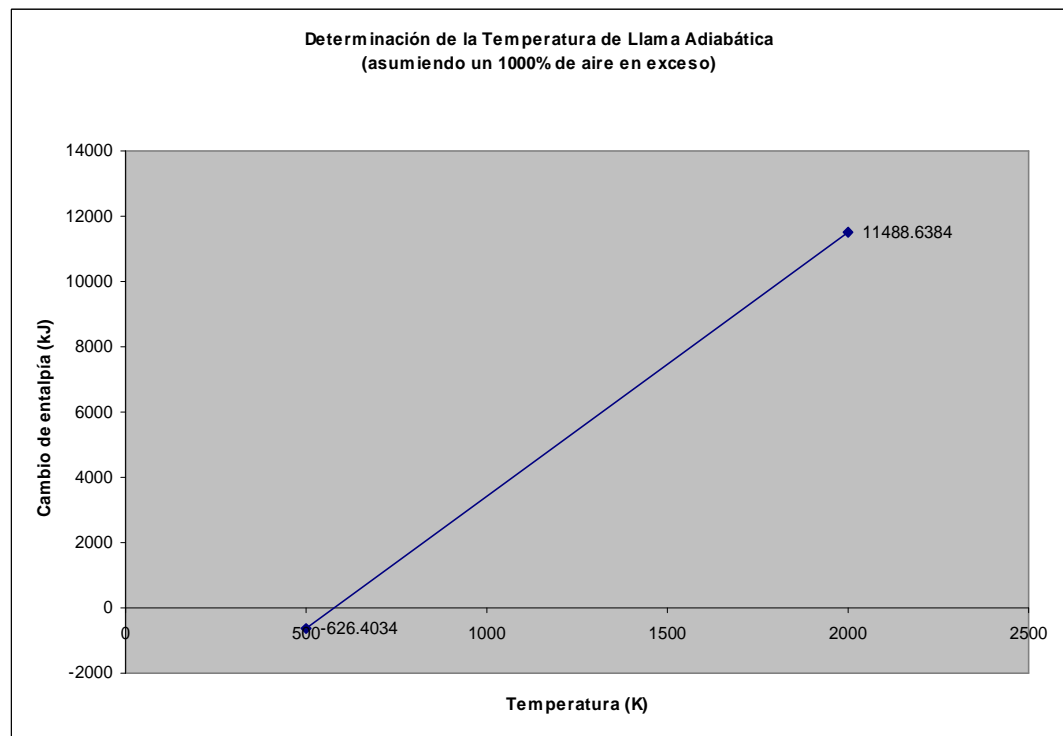


Gráfico N° 6 Curva de tamizado de piedra pómez No. 1, muestra No. 1

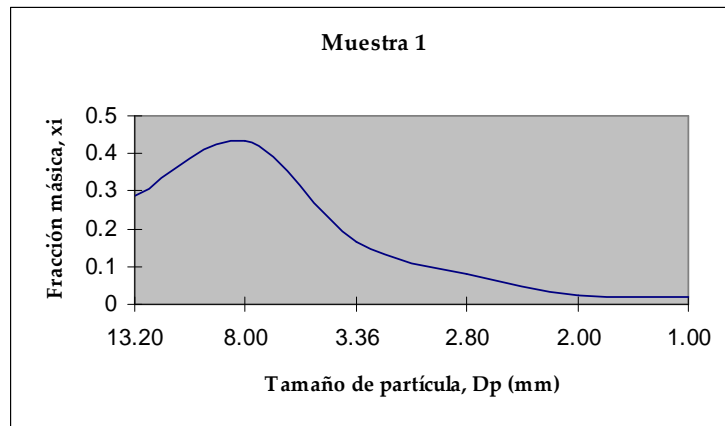


Gráfico N° 7 Curva de tamizado de piedra pómez No. 1, muestra No. 2

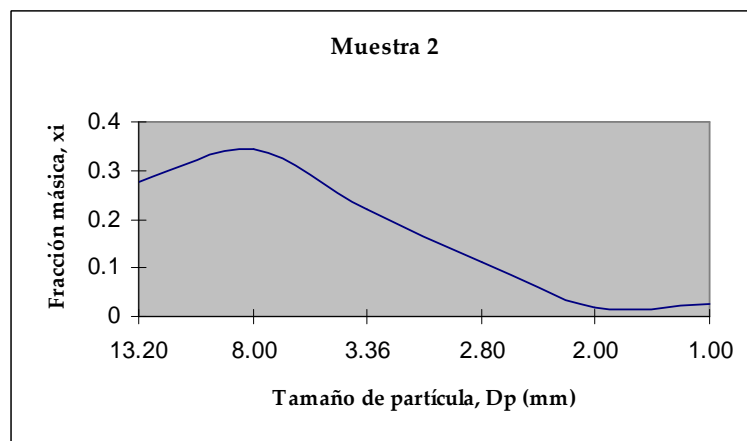


Gráfico N° 8 Curva de tamizado de piedra pómez No. 1, muestra No. 3

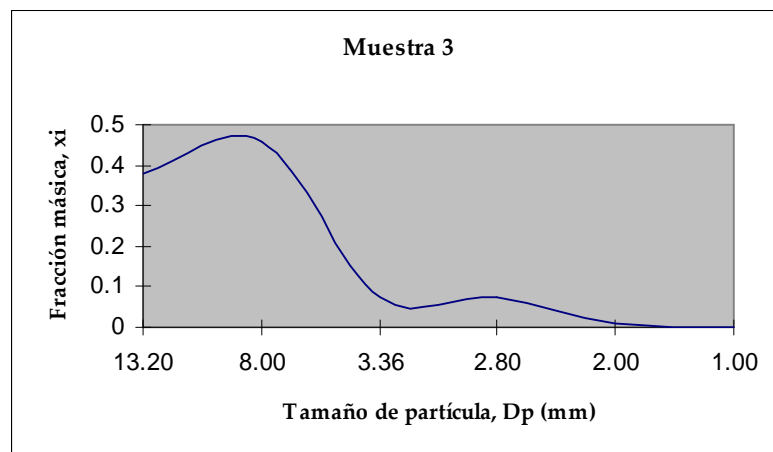


Gráfico N° 9 Curva de tamizado de piedra pómez No. 1, muestra No. 4

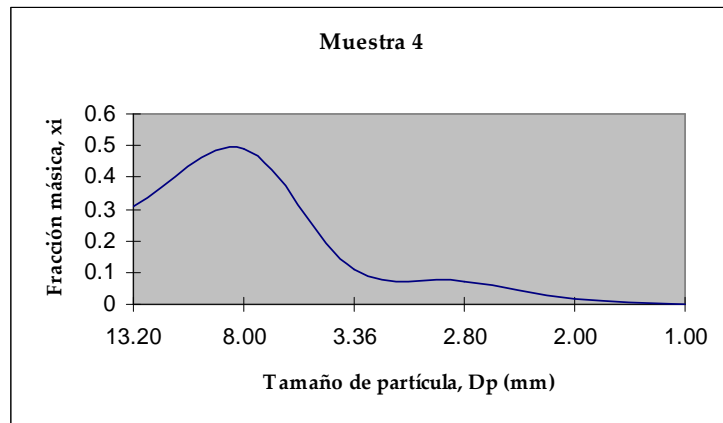


Gráfico N° 10 Curva de tamizado de piedra pómez No. 1, muestra No. 5

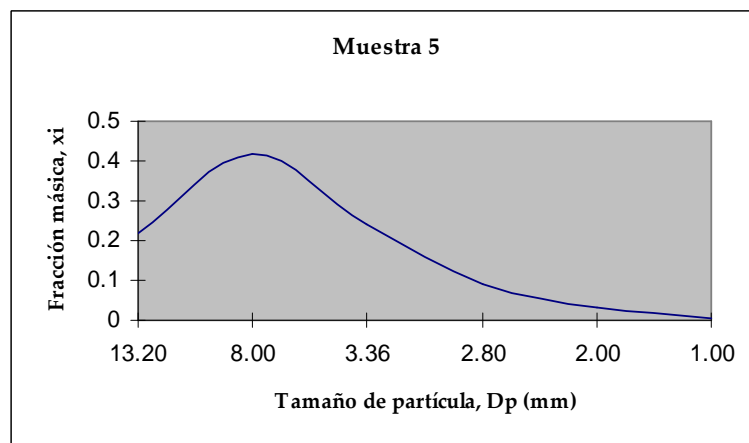


Gráfico N° 11 Curva de tamizado de piedra pómez No. 1, muestra No. 6

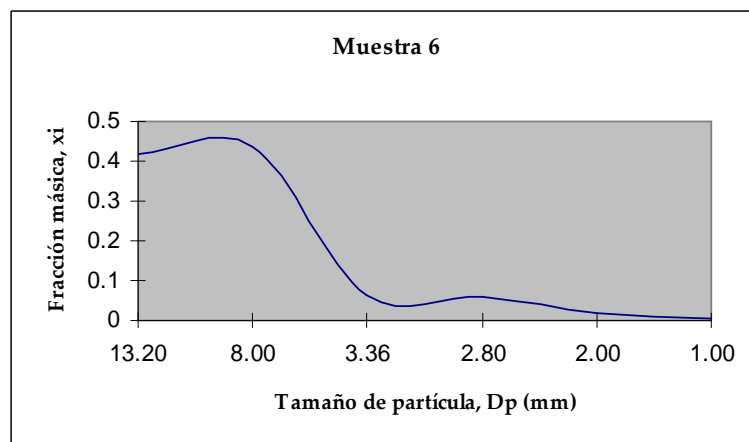
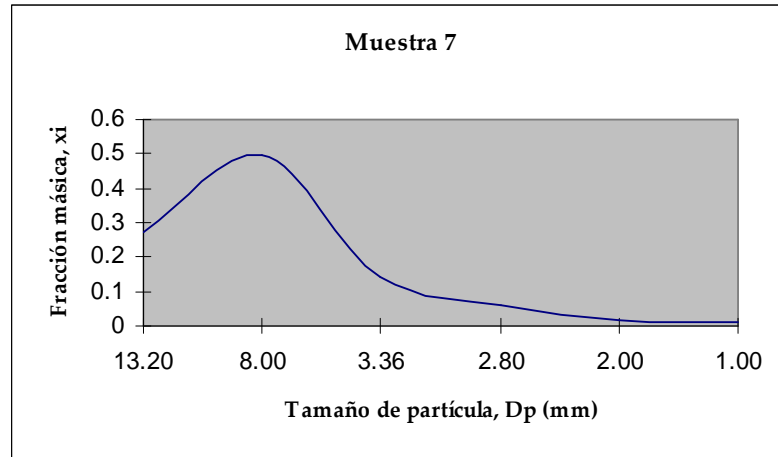


Gráfico N° 12 Curva de tamizado de piedra pómez No. 1, muestra No. 7



Nota: se obtuvo gráficos similares para la segunda corrida de tamizado

Tabla N° 39. Flujo de caja proyectado a 5 años

Flujo de caja de la situación con proyecto						
	0	1	2	3	4	5
Venta de activo	4000					5000
Ingresos	19,709	26,607	35,920	48,492	65,464	88,376
Egresos	-13,560	-16,950	-21,188	-26,484	-33,105	-41,382
Depreciación		-3500	-3850	-4235	-4658.5	5124.35
Valor libro	-3500					
Utilidad antes de impuesto	6,649	6,157	10,882	17,772	27,700	46,870
Impuesto	1,130	1,047	1,850	3,021	4,709	7,968
Utilidad neta	5,519	5,110	9,032	14,751	22,991	38,902
Depreciación		-3,000	-3,300	-3,630	-3,993	-4,392
Valor libro	3,500					
Inversión	-44,050					
Flujo de caja	-35,031	2,110	5,732	11,121	18,998	34,509
VAN	-56,308	-21,076	-10,729	3,640	23,519	54,258
PR	1.177					
TIR (%)	20.2					

Tabla N° 40 Datos calculados para costos de operación

costo anual de mano de obra	Q. 16.6/ h
ingresos anuales por venta de piedra	Q. 19,709

C. Datos originales

Tabla N° 41 Datos iniciales

	flujo de gas (L/min)*	masa piedra (kg)	Humedad piedra (%)	HR aire-entrada (%)	Tbulbo seco (°C)
Prueba No.1	10	3.26590	26.5%	62%	29
Prueba No.2	10	3.28071	38.5%	53%	26

- Calibrado para medir oxígeno

Tabla N° 42 Datos de operación del secador

	Vrotación (RPM)*	h(m)	L (m)	$\theta_{rotación}$
Prueba No.1	22	0.88	2.54	19
Prueba No.2	22	0.98	2.54	21

- Revoluciones por minuto

Tabla N° 43 Datos de variables medidas durante el secado. Prueba No. 1

tiempo (min)	Tbulbo seco [©]	HR _{aire}	T _{aire de salida} [©]	V _{aire entrada}	V _{gases combustión}
7	30	66	44	0.4	9
17	30	64	51	0.4	9
30	34	66	54	0.4	9
60	37	68	74	0.4	9

Tabla N° 44 Datos de variables medidas durante el secado. Prueba No. 2

tiempo (min)	T _{bulbo seco} °C	HR _{aire}	T _{aire de salida} °C	V _{aire entrada}	V _{gases combustión}
5	30	66	82	0.4	9
12	30	64	84	0.4	9
20	34	66	98	0.4	9
30	37	68	108	0.4	9
40	42	68	110	0.4	9
50	43	68	110	0.4	8
65	43	68	110	0.4	8
75	43	68	132	0.4	8
85	43	68	132	0.4	8
95	43	68	132	0.4	8

Tabla N° 45 Estimación del tiempo de residencia del material en el secador

Tiempo de salida (min)	# Piedras que habían salido	# Piedras introducidas	% Retenido en el secador
1.25	1	50	10%
1.33	8	tiempo total empleado 25 min	
3.33	11		
4.33	18		
5.33	20		
6.33	24		
7.33	32		
8.33	38		
9.33	40		
10.33	41		
11.33	44		
12.33	45		
13.33	45		
14.33	45		

Tabla N° 46 Datos de tamizado. Prueba No. 1, muestras de la 1 a la 3

Muestra 1			Muestra 2			Muestra 3		
Malla	Abertura del tamiz, Dpi, mm	Masa retenida en la malla, kg	Malla	Abertura del tamiz, Dpi, mm	Masa retenida en la malla, kg	Malla	Abertura del tamiz, Dpi, mm	Masa retenida en la malla, kg
1½	13.20	142.69	1½	13.20	138.81	1½	13.20	190.15
2	8.00	216	2	8.00	171.26	2	8.00	228.84
3	3.36	81.59	3	3.36	110.34	3	3.36	37.44
6	2.80	40.02	6	2.80	56.35	6	2.80	38.18
8	2.00	11.14	8	2.00	10.05	8	2.00	4.26
16	1.00	8.56	16	1.00	13.19	16	1.00	1.11
		500			500			499.98

Tabla N° 47 Datos de tamizado. Prueba No. 1, muestras 4 y 5

Muestra 4			Muestra 5		
Malla	Abertura del tamiz, Dpi, mm	Masa retenida en la malla, kg	Malla	Abertura del tamiz, Dpi, mm	Masa retenida en la malla, kg
1½	13.20	154.7	1½	13.20	108.5
2	8.00	244.96	2	8.00	208.24
3	3.36	55.68	3	3.36	120.36
6	2.80	36.48	6	2.80	45.25
8	2.00	7.5	8	2.00	16.5
16	1.00	0.64	16	1.00	1.15
		499.96			500

Tabla N° 48 Datos de tamizado. Prueba No. 1, muestras 6 y 7

Muestra 6			Muestra 7		
Malla	Abertura del tamiz, Dpi, mm	Masa retenida en la malla, kg	Malla	Abertura del tamiz, Dpi, mm	Masa retenida en la malla, kg
1½	13.20	210.12	1½	13.20	136.78
2	8.00	218.6	2	8.00	249.17
3	3.36	31.7	3	3.36	70.23
6	2.80	30.1	6	2.80	31.12
8	2.00	7.98	8	2.00	8.48
16	1.00	1.5	16	1.00	4.19
		500			499.97

Tabla N° 49 Datos tomados al finalizar las pruebas de secado

	Consumo gas (kg)	Tiempo (horas)	Humedad inicial (%)	Humedad final (%)	Tiempo de secado (horas)
Prueba No.1	0.90719	1.16	26.5%	22%	1.583
Prueba No.2	0.90719	1.583	38.5%	3%	1.166

Tabla N° 50 Ahorro estimado para el consumo de gas propano

Combustible	Poder calorífico (kJ/L)	Precio (Q/L)	Consumo estimado (L/hr)	Consumo (L/mes)	Consumo de energía (kJ/mes)	Gastos estimados (Q/mes)	Ahorro al mes	Ahorro anual
Propano	26,480	3.17	302	72,480	1.919E+09	229,791	61,886	742,637
queroseno	36,793	5.28	230	55,200	2.031E+09	291,678		

Tabla N° 51 Cotización para inversión inicial

Descripción	Precio en Quetzales
quemador y válvula de seguridad	Q. 10,200.00
Detector de llama	Q. 2,000.00
Sistema tuberías e instalaciones	Q. 31,850
Total	Q. 44,050.00

*Nota: costos aproximados. Fuente: Zetagas S.A., Reginsa y PSI (proveedores locales)

Tabla N° 52 Datos del proceso de operación del secador de piedra pómez

Días de trabajo mensuales	10
Meses trabajados	11
Horas de trabajo diario	8
Sueldo promedio mensual	Q. 1,350.00
Operarios del equipo	2
Costo anual de operación	Q. 13,560.00
Depreciación mensual estimada	Q. 3,500.00
Costo de piedra pómez	Q.0.02
Cantidad anual de piedra procesada	907,184 kg
Tasa interna de retorno esperada	25 %
Ahorro estimado por cambio de combustible	Q. 92,751.00

D. Gráfico utilizado para lectura de humedad absoluta del aire

Figura N° 30 Carta psicrométrica

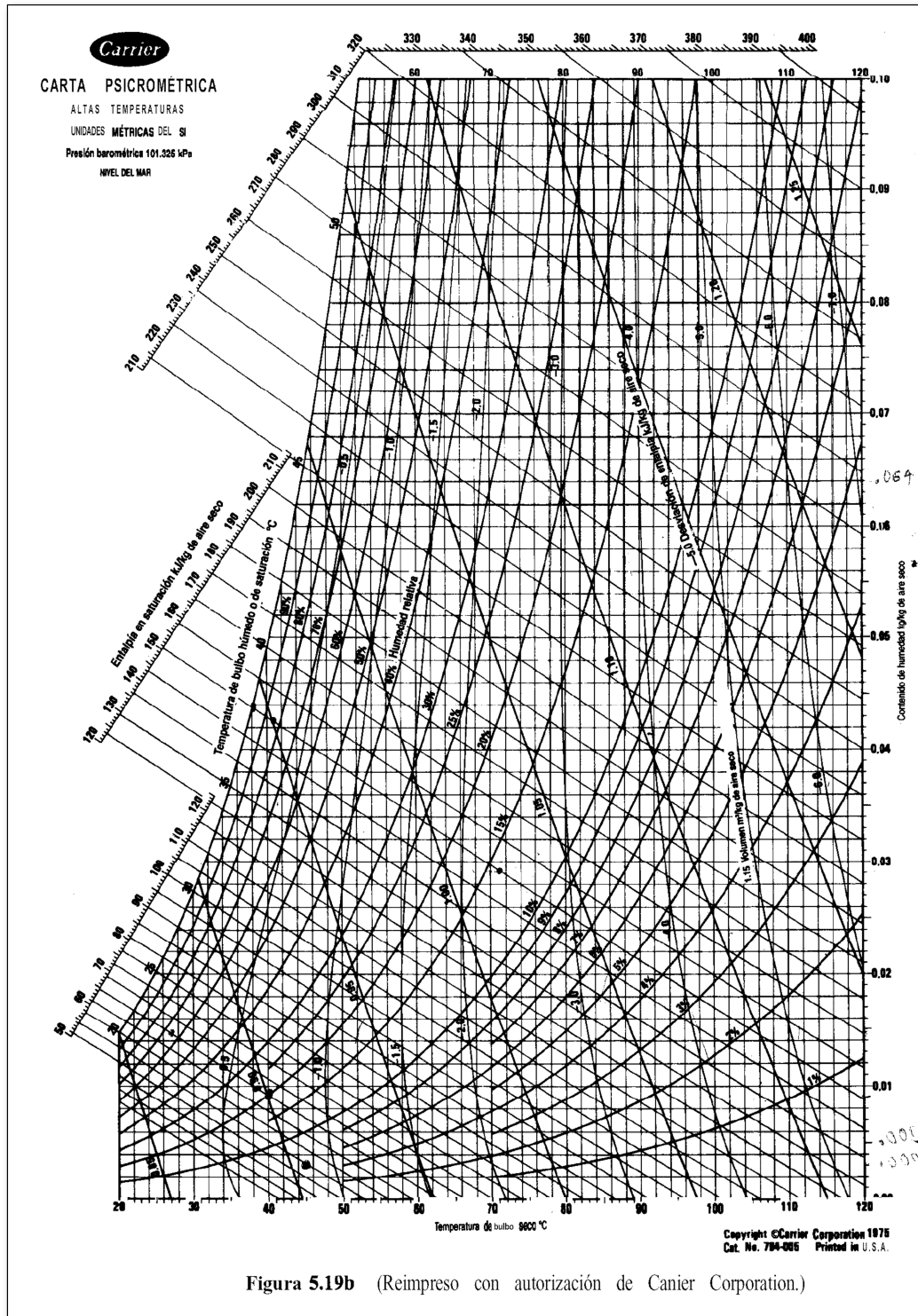


Figura 5.19b (Reimpreso con autorización de Carrier Corporation.)

Nota: se debe utilizar la corrección por cambio de presión (ver Perry, 1992)

E. Aspectos importantes en sistemas de almacenamiento y transporte de tuberías

1. Determinación de la Capacidad de Evaporación de Propano. La determinación de la cantidad de propano que puede evaporarse de un tanque estacionario se puede realizar con la “Regla del Pulgar” de la guía ASME para Almacenamiento de GLP descrita por la ecuación siguiente y la Figura N° 31:

$$Q = D \times L \times K$$

(ecuación N° 53)

Donde

Q = capacidad de evaporación a -32 °C, en kJ /s

D = diámetro exterior del tanque, en metros

L = largo exterior del tanque, en metros

K = constante definida según el volumen de líquido en el tanque, dada en la tabla # 2.

Figura N° 31 Tanque horizontal para propano

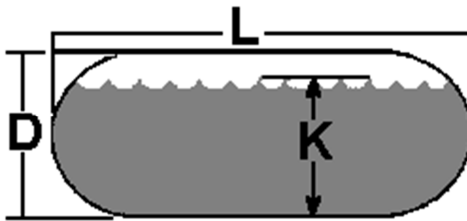


Tabla N° 53 Constante K para la Figura N° 31

Porcentaje del Tanque lleno	K	Capacidad de evaporación a -32 °C (en kJ/s)
60	100	D x L x 100
50	90	D x L x 90
40	80	D x L x 80
30	70	D x L x 70
20	60	D x L x 60
10	45	D x L x 45

Esta fórmula debe aplicarse para la temperatura del gas licuado, provocando una diferencia de -32 °C para la transferencia de calor del aire hacia el tanque. Dicho resultado puede corregirse para diferentes temperaturas por los factores de la Tabla N° 54.

Tabla N° 54 Factores de corrección para la Figura N° 31

Prevailing Air		Prevailing Air	
Temperature	Multiplier	Temperature	Multiplier
-15 F	0.25	+5 F	1.25
-10 F	0.50	+10 F	1.50
-5 F	0.75	+15 F	1.75
0 F	1.0	+20 F	2.00

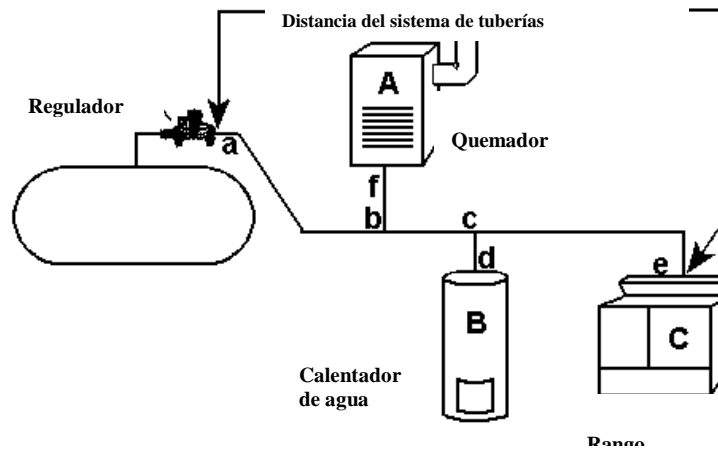
Selección de tubos y tuberías

Puede utilizarse el siguiente método para asegurarse que la selección correcta del tamaño de los tubos y tuberías para sistemas de GLP.

Instrucciones:

1. Determinar la demanda total de gas para el sistema añadiendo ciertos Btu/hr para futuras instalaciones.
2. Para un sistema de plataforma simple o integrado con dos plataformas de tubería:
 - a) Medir el largo de la tubería requerida desde la salida del regulador hasta el equipo más lejano. No es necesario conocer otra longitud.
 - b) Hacer un diagrama simple de la tubería como el mostrado en la Figura N° 31
 - c) Determinar la capacidad que será manipulada por cada sección de la tubería. Por ejemplo, la capacidad de la línea entre *a* y *b* debe manejar la demanda total de los equipos A, B y C; la capacidad de la línea de *c* a *d* debe manejar sólo el equipo B, etc.
 - d) Seleccionar el tamaño adecuado de tubería para cada sección, utilizando los valores en Btu/hr para las longitudes determinadas en el paso 2.a. Si una longitud no se encuentra exactamente utilizar la siguiente más grande. Simplemente seleccionar el tamaño como se muestra y ésta será la capacidad necesaria como mínimo.
3. Para la tubería ubicada entre el primero y segundo regulador
4. Para un sistema simple con un único segundo regulador, únicamente medir el largo de la tubería requerida entre la salida del primer regulador y la entrada al segundo regulador. Seleccionar la tubería requerida según las tablas adecuadas (véase fuente de OPA).

Figura N° 32 Diagrama de un sistema de tuberías



Un procedimiento correcto de purga de aire puede ser el siguiente:

1. Instalar un adaptador para descarga sobre la válvula doble de llenado, colocándola en la posición de cerrado.
2. Instalar un adaptador de presión en la línea de salida. Liberar hacia la atmósfera cualquier cantidad de aire presente dentro del tanque.
3. Conectar una válvula de exceso de presión que haga igualar la presión y retorne cierta cantidad de vapor hacia el tanque.
4. Abrir la válvula de salida de gas hacia las tuberías, regulando el paso lentamente para evitar que la válvula de exceso de flujo se obstruya. Observe cuidadosamente el manómetro.
5. Cuando el manómetro indique 15psi, cerrar la válvula de salida de gas.
6. Abrir la válvula de doble cheque del tanque para descargar el exceso de presión
7. Cerrar la válvula de doble cheque.
8. Repetir los pasos 4, 5, 6 y 7 cuatro veces más. el tiempo total requerido será 15 minutos o menos.

Mientras el procedimiento anterior es llevado a cabo, el porcentaje de aire dentro del tanque de almacenamiento es reducido de la manera como lo muestra la Tabla N° 55:

Tabla N° 55 Porcentaje de reducción de aire en un tanque

Purga	% aire dentro del tanque	% propano que se puede almacenar
Purga N° 1	50	50
Purga N° 2	25	75
Purga N° 3	12.5	87.5
Purga N° 4	6.25	93.75
Purga N° 5	3.13	96.87
Purga N° 6	1.56	98.44

La experiencia indica que una reducción del aire residual a un contenido de 6.25 % es adecuada. La mezcla resultante tendrá un aceptable poder calorífico. Sin embargo, el operador puede ajustar el quemador para un gas más rico energéticamente hablando. De esta manera, el pequeño volumen de aire se disolverá en el propano si la el tanque instalado se mantiene sin utilizar por unos pocos días (Asociación de gas propano de Notario, OPA por sus siglas en inglés).

F. Resumen de la Norma 58 de la Agencia Nacional de Protección contra Incendios (NFPA, por sus siglas en inglés)

NFPA 58 ESTÁNDARES PARA EL ALMACENAMIENTO Y MANEJO DE GASES LICUADOS DE PETROLEO (LPG)

Al respecto de esta norma el capítulo uno hace referencia a la “aceptación de equipo y sistemas” en la cual indica que las instalaciones deben ser aprobadas para tanques con capacidad (medidas con agua) mayor a 7570 l., según especificaciones ASME. Estas instalaciones incluyen válvulas del tanque, válvulas para exceso de flujo “check”, de reflujo o cualquier medio alternativo por medio del cual se provee protección controlada de manera manual o automática; también incluye dispositivos, reguladores y válvulas de seguridad del tanque.

La norma también regula la odorización del gas, ya que, de esta forma resulta fácilmente detectable en el momento en que se presente una fuga. Las instalaciones se presentan en planos a las autoridades con información detallada de depósitos tuberías y accesorios a utilizar; el personal debe estar calificado en procedimientos de manejo y operación.

El capítulo dos se refiere al equipo e instalaciones para LPG, la presión del diseño o servicio en tanques según las especificaciones de ASME:

Gases con P_{vap} (kPa, 37.8 C) que no exceda de 100 F	Presión mínima de diseño (kPa) según código ASME, sección VIII, 1977
551.4	689.3
689.3	891.6
861.6	1075.3
1033.9	1288.9
1206.3	1509.6
1481.9	1723.2

Esta presión debe interpretarse como la presión de cabeza capaz de mitigar incrementos de presión de secciones más bajas y del fondo debido a la presión estática del producto, los tanques deben

estar fabricados con “agarradores de carga” para facilitar su instalación. Con respecto a las válvulas de alivio las conexiones deben estar localizadas e instaladas de tal manera que comuniquen con el espacio que ocupe el vapor, todos los equipos deben tener identificación de inflamabilidad, capacidad, tara, presión de diseño, etc. Los tanques de almacenamiento deben estar fabricados resistentes a la acción del LPG bajo condiciones de servicio (no debe utilizarse hierro maleable). Por otro lado los accesorios de los tanques (válvulas, medidores de nivel, dispositivos de seguridad, etc.) deben trabajar a presión mínima de 1723 kPa.

Con respecto a los dispositivos de seguridad de alivio deben poseer los siguientes elementos:

- Válvulas de alivio,
- Fusibles de alivio y
- Válvulas de cierre.

Las tuberías deben ser de hierro o acero (negro o galvanizado), “brass” (aleación de cobre y zinc). Las válvulas que tengan partes de metal deben ser de acero, hierro “dúctil”, hierro “maleable”, o brass. Las válvulas utilizadas donde se origina la presión máxima del tanque deben ser adecuadas para presiones de trabajo de no menos de 2413 kPa. Las válvulas utilizadas para vapor de GLP deben trabajar al menos a una presión de 862 kPa.

Para conexiones que utilicen mangueras deben estar diseñadas para una presión de explosión de 12063 kPa (presión de trabajo de 2413 kPa) e identificada en intervalos no mayores a 3 m. Las bombas deben estar diseñadas para GLP y pueden ser rotativas, centrífugas, reciprocantes o turbinas. Los filtros deben estar diseñados para minimizar la posibilidad de obstaculizar las líneas y daño en las bombas, medidores o dispositivos de regulación. El elemento filtrante debe ser accesible para limpieza.

El capítulo 3 describe las distancias a las cuales deben instalarse los tanques fuera de los edificios, según la siguiente tabla:

Capacidad (en L H₂O) para el tanque	Distancia mínima de separación (m)	Distancia mínima entre tanques (m)
< 473	3.048	Ninguna
473 – 946	3.048	Ninguna
950 - 1,893	3.048	0.9144
1,896 - 7,570	3.048	0.9144
7,574 - 113,550	15.24	1.52
113,554 – 264,950	15.24	¼ de la suma de diámetro de tanques adyacentes
264,953 – 340,650	15.24	
340,653 – 454,200	15.24	

No se debe apilar los materiales combustibles a menos de 3 metros de distancia a cualquier tanque. Deben utilizarse medios adecuados para prevenir la acumulación o flujo de líquidos que tengan punto de inflamación debajo de 93.4 C cerca de tanques de GLP. La distancia horizontal mínima de separación entre tanques de GLP y tanques que contienen líquidos con punto de inflamación debajo 93 C debe ser de 6 metros. Los tanques deben ser anclados de manera segura cuando es posible la inundación debida a grandes flujos de agua de lluvia.

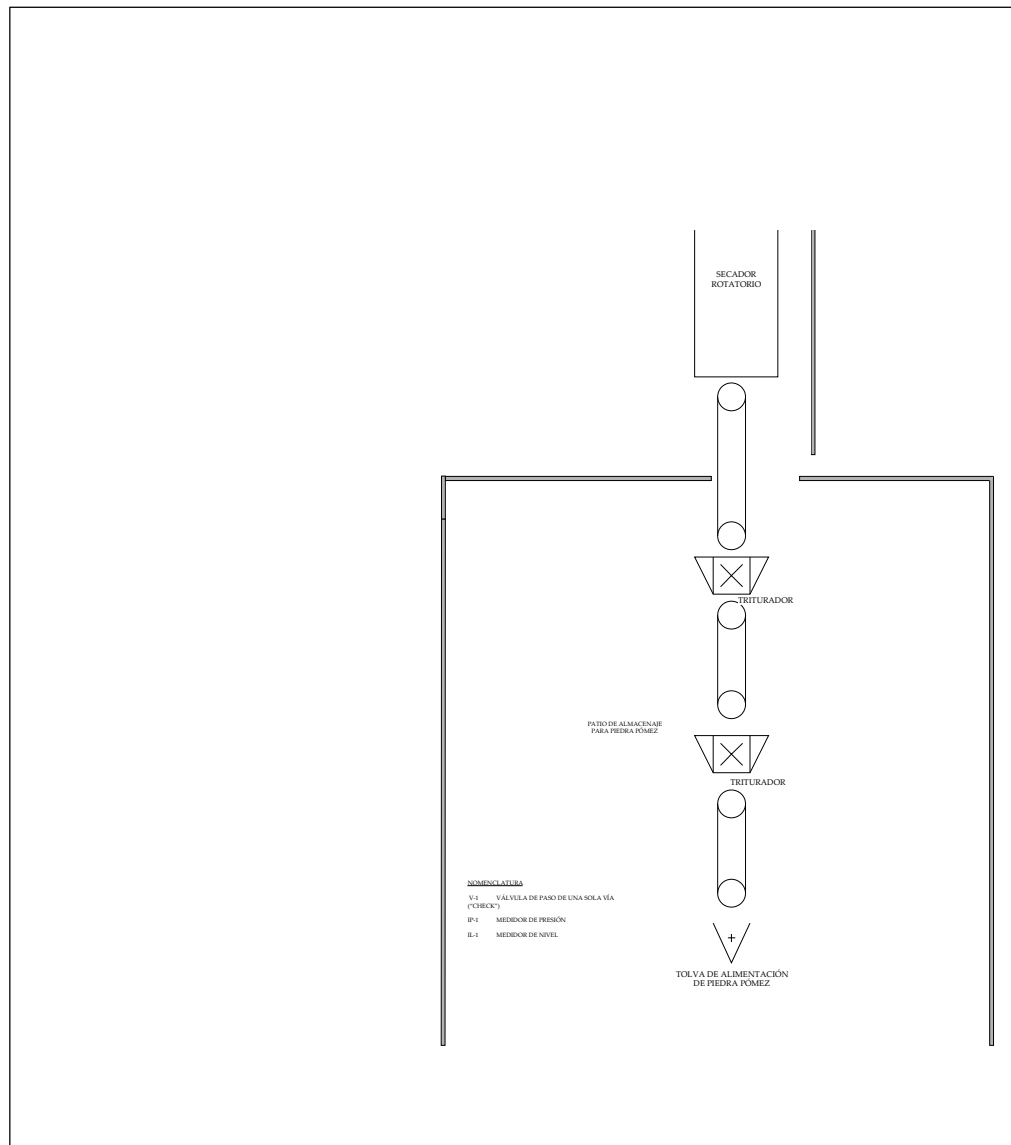
Las válvulas de recirculación o exceso de flujo deben estar ubicadas a la salida inmediata donde se conecta la línea del GLP y el tanque. Las válvulas de cierre deben estar localizadas cerca del tanque en un lugar práctico y accesible a la operación y mantenimiento. Todas deben protegerse contra el daño físico. Los reguladores usados para controlar la distribución o presión deben instalarse lo más cerca del tanque y colocadas de manera segura.

El GLP es normalmente transferido dentro de tanques en estado líquido pero puede ser transportado como líquido o gas dentro de los mismos o a presiones más bajas. Las uniones metálicas de tuberías pueden ser roscadas, soldadas (autógena o latón) o por medio de "flanges". Deben estar protegidas contra la corrosión, vibración, expansión-contracción. Por otro lado, los dispositivos para el expendio del producto deben cumplir con:

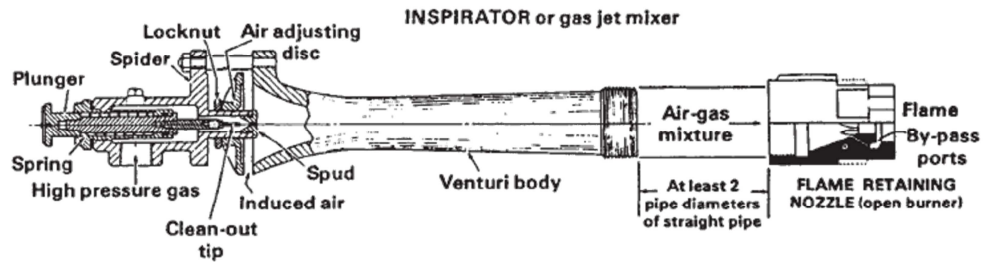
- No estar a menos de 6 m de cualquier edificio
- No estar a menos de 3 de cualquier calle
- La instalación de tanques debe ser de concreto
- Debe tener válvulas de apagado y exceso de flujo
- Venteo hacia un lugar seguro

Según el capítulo N° 4 de dicha norma se debe contar con personal, equipo e instalaciones adecuadas. La transferencia de líquido puede llevarse a cabo por diferencia de presiones ya sea por gravedad o utilizando bombas. La separación del vehículo que descarga el líquido hacia el tanque debe ser al menos de 3 m. La cantidad máxima de GLP en un tanque debe ser igual a la cantidad máxima permitida según la densidad de llenado. Ésta es definida como la razón de peso entre el GLP en un tanque sobre el peso de agua a 15 C que dicho tanque puede almacenar.

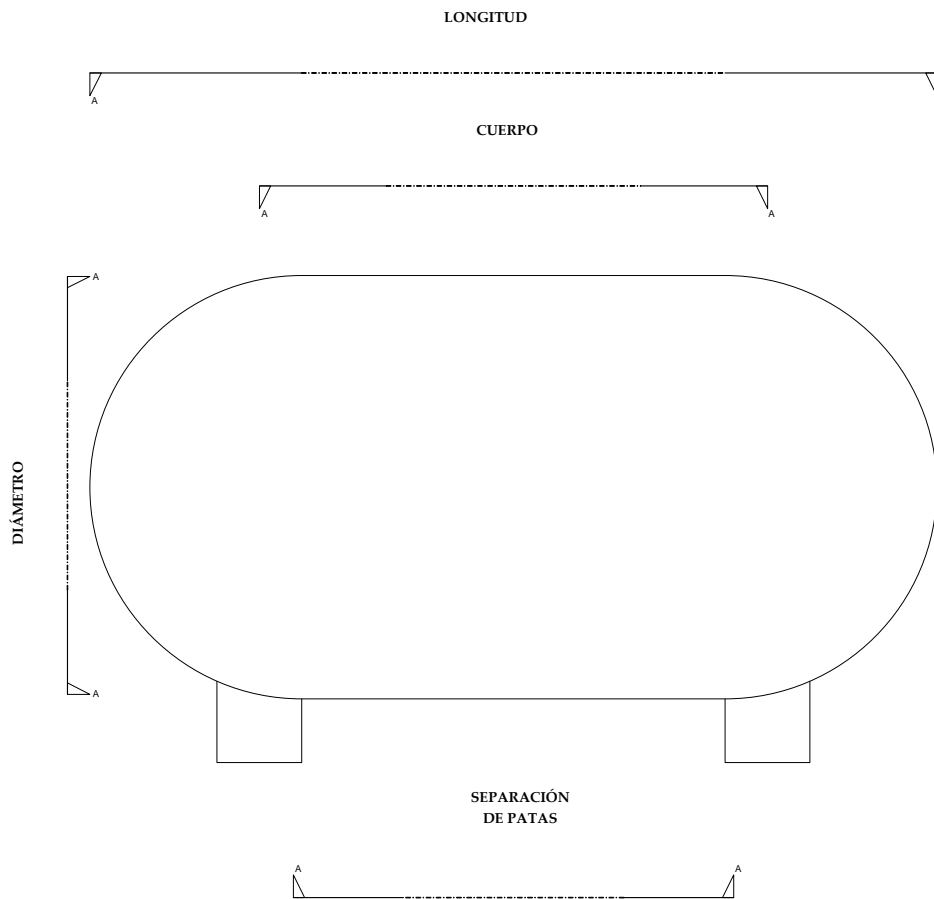
G. Diagrama No. 2. Sistema de combustión de queroseno



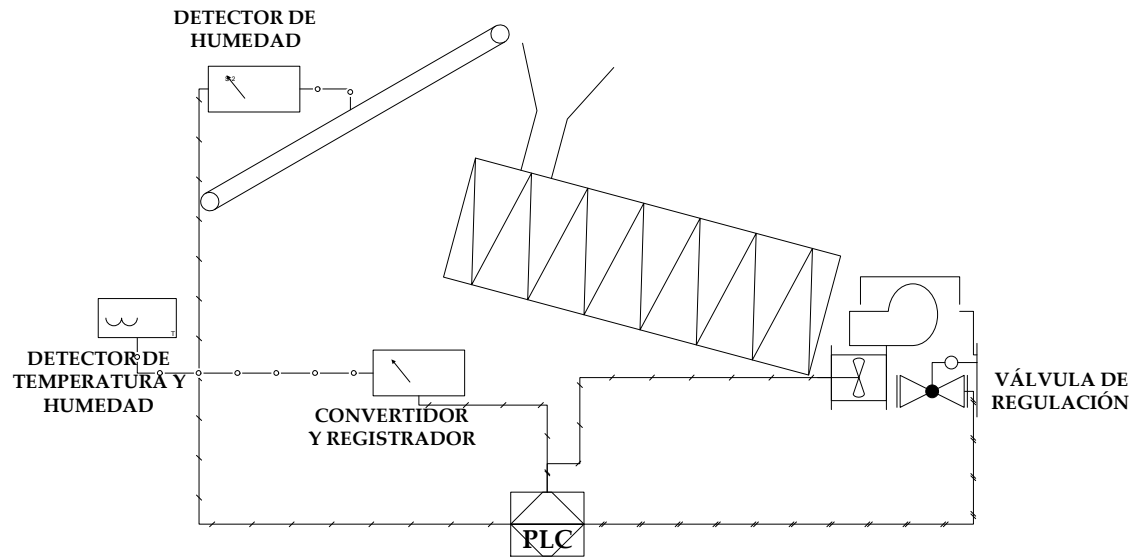
H. Figura N° 33. Tipo de quemador propuesto a utilizar



I. Diagrama N° 3. Partes de un depósito estacionario para gas propano



J. Diagrama N° 4. Propuesta de automatización del secador rotatorio



Nomenclatura de Diagrama N° 5

	Extintor ABC		Botón de paro
	Extintor de CO ₂		Alarma sonora de incendio
	Ruta de evacuación		Alarma luminica de incendio
	No fumar		Accionador de alarmas

K. Diagrama N° 5. Recomendaciones de seguridad industrial

