



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO**

---

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**“DISEÑO DE UN SISTEMA DE  
QUEMADOR ELEVADO Y QUEMADOR  
DE FOSA PARA UN CENTRO  
PROCESADOR DE GAS”**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE**

**INGENIERA QUÍMICA**

**PRESENTA**

**ANDREA MARTÍNEZ GÓMEZ**





Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

---

---

**JURADO ASIGNADO:**

PRESIDENTE: Profesor: Lucila Cecilia Méndez Chávez  
VOCAL: Profesor: José Antonio Ortiz Ramírez  
SECRETARIO: Profesor: José Fernando Barragán Aroche  
1er. SUPLENTE: Profesor: Pedro Roquero Tejeda  
2do. SUPLENTE: Profesor: Nestor Noe López Castillo

**Sitio Dónde se Desarrolló el Tema:**  
**Torre de Ingeniería, UNAM.**

**ASESOR DEL TEMA:**

---

**DR. JOSÉ FERNANDO BARRAGÁN AROCHE**

**SUSTENTANTE:**

---

**ANDREA MARTINEZ GOMEZ.**

---

---

*LE DOY GRACIAS A DIOS POR HABERME PERMITIDO LLEGAR A UNA DE MIS GRANDES METAS Y PODER CONCLUIRLA.*

*A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO EN ESPECIAL A LA FACULTAD DE QUÍMICA POR DARME TODO, UNA EXCELENTE FORMACIÓN ACADÉMICA, GRANDES AMIGOS Y HERMOSAS EXPERIENCIAS TANTO PERSONALES COMO LABORALES.*

*A MI PADRE POR TODO SU APOYO, CARIÑO, CONFIANZA EN TODO MOMENTO SIEMPRE HAS ESTADO A MI LADO.*

*A MI HERMANA LUCILA POR SER MI GRAN FUENTE DE MOTIVACIÓN Y POR TI HE SALIDO ADELANTE, SIEMPRE ESTAS EN MI CORAZÓN.*

*A MIGUEL POR TU INMENSO AMOR Y APOYO EN TODAS MIS DECISIONES, POR TODOS LOS MOMENTOS QUE HEMOS COMPARTIDO JUNTOS, ERES LA PERSONA IDEAL PARA MI.*

*AL DR. FERNANDO BARRAGÁN AROCHE POR PERMITIRME ELABORAR ESTE TRABAJO, POR SU VALIOSO APOYO Y DARME GRANDES OPORTUNIDADES DE CRECIMIENTO PROFESIONAL..*

*A TODOS MIS COMPAÑEROS DE LA TORRE DE INGENIERÍA EN ESPECIAL AL ING. HUMBERTO OLIVARES, AL GRUPO DE PROCESOS: ING. AURELIA FLORES, ING. GUILLERMO GARZA, ING. VICENTE ROSAS,*

---

---

*ING. JOAQUÍN LOPEZ, EDUARDO, JULIO, NOEL; USTEDES SON UNA PARTE PRINCIPAL EN ESTE TRABAJO, GRACIAS POR PERMITIRME SER PARTE DE ESTE EQUIPO Y POR BRINDARME SU GRAN AMISTAD.*

*A MIS GRANDES AMIGAS LILIANA, MARTHA Y SILVIA, SIEMPRE HAN ESTADO CONMIGO EN LAS BUENAS Y EN LAS MALAS, DESDE QUE IBAMOS JUNTAS EN CLASES, HASTA LA FECHA, NO TENGO PALABRAS COMO AGRADECERLES TANTO CARIÑO.*

*A MIS AMIGOS DE LA JARDINERA PACO, ROSAURA, CAROLINA, IVAN, VICTOR, PEPE, POR TODOS ESOS BELLOS MOMENTOS QUE COMPARTIMOS DURANTE LA CARRERA FUERA Y DENTRO DE LA FACULTAD Y TODAVIA SEGUIMOS SIENDO LOS GRANDES AMIGOS DE SIEMPRE.*

# ÍNDICE

	Página
<b>INTRODUCCIÓN</b>	1
<b>CAPÍTULO 1. BALANCE DE MATERIA PARA LAS LÍNEAS DE DESFOGUE</b>	7
— 1.1 <i>Identificación de las líneas de proceso y desfogue</i>	7
— 1.2 <i>Análisis estadístico</i>	10
— 1.3 <i>Cálculo del balance de producción</i>	34
— 1.4 <i>Cálculo del balance de sistema de desfogues para los quemadores (elevado y fosa)</i>	41
<b>CAPÍTULO 2. DESARROLLO DE ESCENARIOS DE OPERACIÓN</b>	45
— 2.1 <i>Análisis del sistema</i>	45
— 2.2 <i>Tanque de sello</i>	67
— 2.3 <i>Cabezales de desfogue</i>	69
<b>CAPÍTULO 3. DISEÑO DE UN QUEMADOR ELEVADO</b>	70
— 3.1 <i>Características de un quemador elevado</i>	70
— 3.2 <i>Tipos de quemadores elevados de acuerdo a la estructura de soporte</i>	70
— 3.3 <i>Factores de diseño de un quemador elevado</i>	72
— 3.4 <i>Ecuaciones aplicadas para el diseño de un quemador elevado</i>	76
— 3.5 <i>Cálculo de diseño de un quemador elevado para un centro procesador de gas</i>	84
— 3.6 <i>Resumen de resultados</i>	107
<b>CAPÍTULO 4. DISEÑO DE UN QUEMADOR DE FOSA</b>	110
— 4.1 <i>Características de un quemador de fosa</i>	110
— 4.2 <i>Factores de diseño para un quemador de fosa</i>	110
— 4.3 <i>Ecuaciones aplicadas para el diseño de un quemador de fosa</i>	113
— 4.4 <i>Cálculo de diseño de un quemador de fosa para un centro procesador de gas</i>	119
— 4.5 <i>Resumen de resultados</i>	157
<b>CONCLUSIONES</b>	162
<b>ANEXO I. CALCULO PARA DETERMINAR LAS DIMENSIONES DE UN CABEZAL DE DESFOGUE</b>	166
<b>ANEXO II. CÁLCULO PARA DETERMINAR LAS DIMENSIONES DE UN TANQUE DE SELLO</b>	184
<b>FIGURA 2.2 DIAGRAMA DE BLOQUES DEL SISTEMA DE DESFOGUE</b>	
<b>GLOSARIO</b>	190
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	193

## INTRODUCCIÓN

### I. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE DESFOGUE

#### A) Componentes de un sistema de desfogue

Un sistema de desfogues es el medio adecuado para eliminar con seguridad las corrientes combustibles gaseosas o líquidas de desecho y además permite disponer en una forma inmediata y segura del exceso de hidrocarburos resultantes por las condiciones intrínsecas del proceso (fallas operacionales) o por situaciones de emergencia. Un sistema de desfogues está integrado por los siguientes elementos:

##### A.1 ) Fuente de emisión de los gases

Es cualquier instalación o planta de proceso que produzca un exceso de gases que tengan que ser controlados durante una situación de emergencia o de operación extraordinaria.

##### A.2 ) Cabezal de desfogue y líneas secundarias

Es la tubería principal a la que llegan todas las líneas secundarias de desfogue y que sirve para llevar el volumen total de gas relevado hasta el quemador. Las líneas secundarias de desfogue son las tuberías que unen las *válvulas de seguridad* o relevo de los equipos protegidos con el cabezal de desfogue.

El diámetro del cabezal y de las líneas secundarias de desfogue depende de las causas de relevo (falla de agua de enfriamiento, falla por fuego, falla de aire de instrumentos, ruptura de tubos, salida bloqueada, falla válvula de control, especial) en el sistema de desfogue, es decir dependiendo de la naturaleza de los fluidos desfogados (composición, temperatura, presión, peso molecular, y cantidad relevada), dando lugar a desfogues ácido, seco, húmedo y amargo.

Las causas más comunes, son:

- Falla de Agua de enfriamiento: Cuando se presenta esta falla origina casi siempre la mayor masa de gas a relevar y constituye la causa crítica para la que debe ser diseñado el cabezal de desfogue. La falla de este servicio afecta principalmente a los condensadores y cambiadores de calor.
- Falla por presencia de Fuego: Durante un incendio todas las alimentaciones y corrientes involucradas y del sistema deben ser despresurizadas de tal manera que la generación de vapor sea solamente función del calor absorbido y del calor latente de vaporización del líquido.
- Falla por Salida Bloqueada: El diseño de un equipo de operación está regulado bajo ciertas condiciones de operación (temperatura y presión), por lo que cualquier carga mecánica ocasionada por una válvula cerrada erróneamente a la salida del equipo, producirá que el sistema incremente su presión, con esto se ejercerá un esfuerzo sobre las paredes del tanque, en particular sobre el dispositivo de seguridad que cederá al alcanzarse un nivel máximo de presión (ruptura de sello en el valor de calibración de los dispositivos de seguridad) originando una descarga repentina de fluidos que deberán ser desalojados a través de un sistema de desfogue.

### A.3 ) Recipientes colectores de líquido y tanques de sello

Los recipientes con agua para sello o tanques de sello; se les dispone de una capa de agua o algún otro líquido con el propósito de lograr dos objetivos, detener completamente el retroceso de la flama y distribuir los gases (en función de la cantidad desfogada) hacia los quemadores sin humo de baja capacidad y



hacia los quemadores con humo para mayores flujos de gas descargados en situaciones de emergencia o de operación extraordinaria.

Por medio de los tanques de sello se implementa el sistema de control de flujo de gas de desfogue por etapas, ya sea a un solo quemador o a una instalación combinada constituida por quemadores sin humo para manejar desfogues continuos y quemadores de emergencia.

#### A.4 ) Unidad de encendido

La unidad de encendido de un quemador, asegura el encendido de la llama del quemador a control remoto, en forma automática o manual.

Los pilotos y los *ignitores* proporcionan en forma continua la flama necesaria para encender la masa de gas desfogado. Deben llevar un *termocople* para transmitir la temperatura de flama hasta un sistema de alarmas localizadas en el tablero de control, permitiendo saber en forma automática si un piloto se apaga.

#### A.5) Quemadores

Un quemador es un dispositivo que elimina gases de desecho por combustión. La radiación producida, la flama desarrollada, la emisión de humo y la luminosidad de la flama, son factores que deben estar bajo control a fin de tener confiabilidad y seguridad durante su operación.

Los quemadores se clasifican en dos grupos: elevado y de fosa.

El quemador elevado se utiliza para quemar cantidades moderadas de desechos combustibles, principalmente con presencia de componentes tóxicos.

Un quemador de fosa se justifica cuando se manejan grandes cantidades de desecho provenientes de plantas petroquímicas o refinerías de gran capacidad de procesamiento. Los problemas inherentes a este tipo de instalación tales como luminosidad excesiva, radiación térmica y producción de humo, pueden

ser reducidos a niveles aceptables mediante la instalación de dispositivos especiales.

#### A.6 ) Equipo auxiliar

El equipo auxiliar en un área de quemado consiste en:

Sellos de fluidos con inyección de gas de purga o minimizadores de gas de purga, cuya función es crear un flujo positivo de gas hacia la salida del quemador.

Sellos tipo *fluídico* y molecular, los cuales se instalan justamente detrás de la boquilla de quemador para ayudar a detener la flama que pueda retroceder desde el quemador.

*Arrestadores* de flama, los cuales consisten en un banco de celdillas colocadas paralelamente al flujo de gas y en cuyo interior es ahogada la flama que retrocede en un sistema de muy baja presión.

## II. DISEÑO DE UN SISTEMA DE QUEMADOR ELEVADO Y QUEMADOR DE FOSA PARA UN CENTRO PROCESADOR DE GAS

En el diseño de los sistemas de proceso que requieran de un sistema de desfuegos, debe tenerse especial consideración en incluir sistemas de seguridad para controlar las variaciones en las condiciones de operación y disponer en forma segura los gases o vapores resultantes.

Los sistemas de seguridad que deben existir en toda planta de proceso para proteger al personal, al equipo, a las instalaciones y al ambiente, durante una condición de operación no deseada, son llamados sistemas de relevo, alivio o

más comúnmente desfuegos y quemadores. Estos son empleados para disponer en forma adecuada y segura, los fluidos provenientes de los dispositivos de seguridad instalados en los equipos o líneas de proceso, los cuales actúan generalmente como respuesta a condiciones de *sobrepresión* o aumento de flujo.

En un centro procesador de gas se integra de las siguientes plantas de proceso, las cuales se indican en la siguiente tabla:

PLANTA	MATERIA PRIMA	PRODUCTO
Planta Endulzadora de Gas Amargo "Girbotol"	Gas Amargo	
	Gas Troncal	
		Gas dulce
		Gas ácido
Unidad Recuperadora de Azufre (URA)	Gas Ácido	
		Azufre
Planta Recuperadora de Etano y Fraccionamiento de Licuables "Criogénica"	Gas dulce	
	Gas residual de alta presión	
	Gas residual de baja presión	
	Líquidos Criogénicos	
Fraccionadora de Líquidos		Etano
		Propano
		Butanos
		Gasolina

Tabla 1. Plantas de proceso en un centro de procesamiento de gas.

Para desarrollar el diseño adecuado del sistema de desfogue se debe de realizar un análisis de fundamento de la composición y flujos de las corrientes de desfogue principales para obtener el balance de materia, en el cual se determinan las diferentes líneas de desfogue (ácido húmedo y seco) y por lo tanto las mejores condiciones de operación.

Cuando el análisis del sistema o en las condiciones del desfogue se tenga la presencia de líquidos en la corriente, debe ser separado antes de llegar al quemador. Esto se efectúa por medio de *tanques separadores de líquidos* y por

los tanques de recuperación de líquidos. También se debe de contar con tanques de sello de agua localizados antes de la llegada de los quemadores para prevenir el posible retroceso de flama en los *ductos* que integran al cabezal.

La selección adecuada del tipo de quemador depende de las siguientes consideraciones: estado físico del fluido a quemar, masa relevada, límites de radiación térmica, límites de concentración de contaminantes (dispersión), emisión de humo, emisión de ruido, espacio disponible para su instalación, costos de instalación y operación.

Las características que se deben considerar para el diseño de un quemador elevado son: que el fluido manejado esté en estado gaseoso, que sea tóxico o inflamable, dispersión con mayor efectividad de los productos de la combustión, reducción de la radiación de calor a nivel de piso.

Los quemadores de fosa son recomendables para quemar desechos líquidos o gaseosos en terrenos que cuenten con amplios espacios para cumplir con las normas sobre la dispersión de contaminantes, el ruido y la luminosidad.

La finalidad de este trabajo es diseñar un sistema de desfogue, consistente en un quemador elevado y un quemador de fosa, para un complejo procesador de gas, el cual sea seguro, respetando los estándares que marca la normatividad tanto en materia de medio ambiente como confiabilidad en su diseño.

En el siguiente capítulo se discuten los aspectos relacionados con los balances de materia necesarios para el diseño de los quemadores.

## CAPÍTULO 1

### BALANCE DE MATERIA PARA LAS LÍNEAS DE DESFOGUE

A partir de la información que arrojan los resultados de los análisis de laboratorio de la composición y la medición o estimación de flujos de las corrientes principales de un complejo procesador de gas, se obtiene el balance de materia, para determinar las mejores condiciones de diseño y operación para la instalación de los nuevos quemadores (elevado y de fosa).

Para el desarrollo del balance de materia se establecerán las capacidades de los nuevos quemadores (elevado y de fosa) y se necesita realizar:

- Identificar las corrientes críticas del proceso a partir del análisis de las composiciones en equipos clave del proceso y las corrientes de desfogue.
- Un análisis estadístico de la capacidad de operación en planta (flujos y composiciones que se procesan) a partir de los reportes de balance diario de producción del centro procesador de gas.

#### 1.1 IDENTIFICACIÓN DE LAS LÍNEAS DE PROCESO Y DESFOGUE

Para poder identificar las líneas de proceso y las líneas de desfogue se elaboró el diagrama de bloques de balance de materia para el análisis de cargas (véase la Figura 1.1). Estos resultados permiten identificar a las diferentes líneas de desfogue en cada una de las plantas, de tal forma que sea posible visualizar en forma efectiva la condición crítica y debe permitir visualizar lo siguiente:

- Las aportaciones de proceso de las plantas, áreas de almacenamiento o estaciones que intervienen en el sistema.
- Las aportaciones de desfogues de las plantas, áreas de almacenamiento o estaciones que intervienen en el sistema.
- Las principales válvulas de seguridad y las válvulas de operación mecánica que intervienen en las líneas de proceso y en las líneas de desfogue.
- Los *tanques separadores de líquidos* y los quemadores involucrados en el sistema.

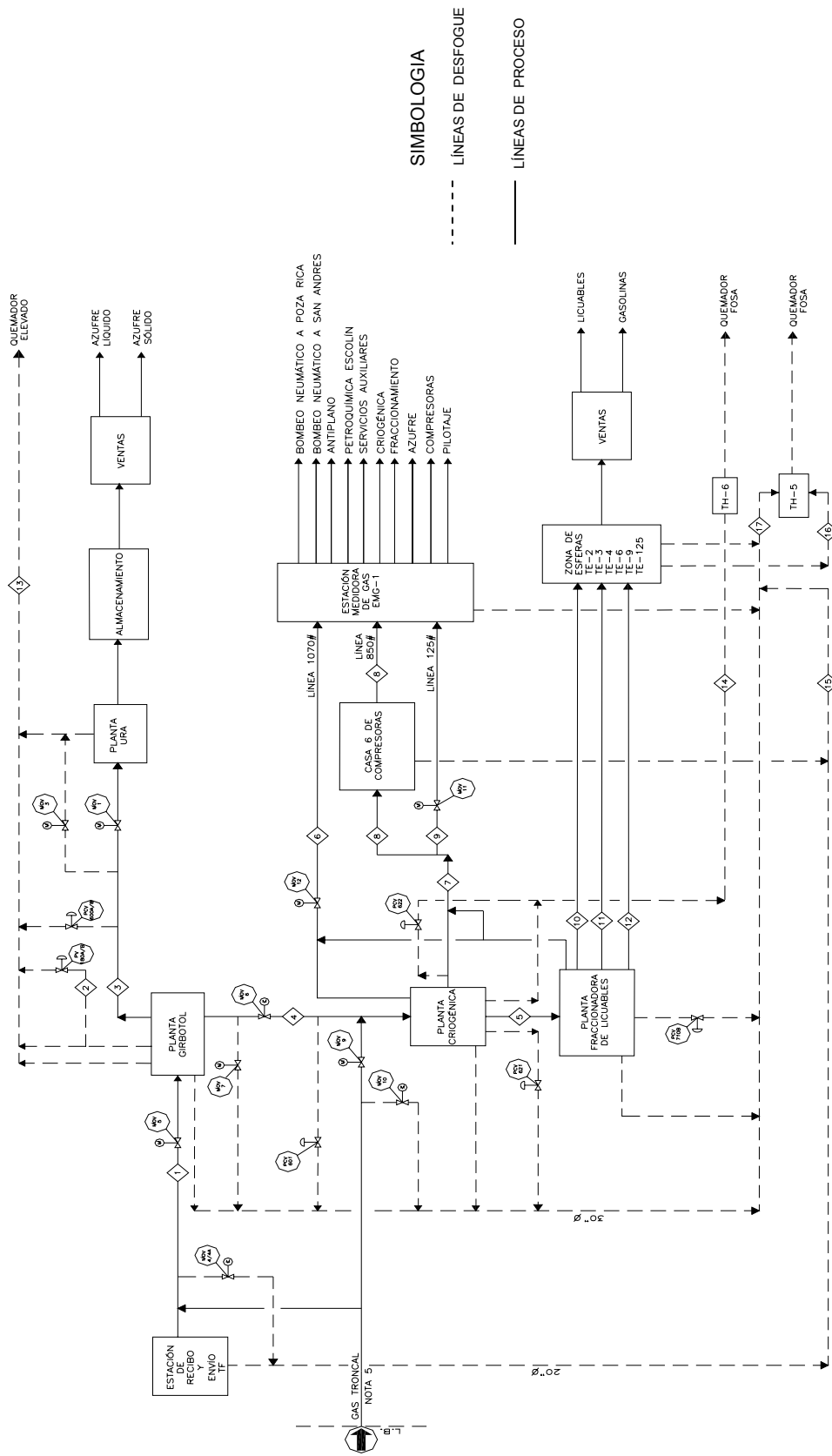


Fig. 1.1 Diagrama de bloques. Balance de materia

Dentro de una instalación en operación, cada unidad de proceso y equipo debe ser estudiada y evaluada en lo particular para cada contingencia de desfogue que se presente. Si cierta causa de desfogue afecta a más de una unidad, todas las unidades que involucre deben ser consideradas como una sola, a fin de diseñar el sistema para la condición máxima o crítica de operación.

Con base en la Figura 1.1, las líneas críticas con las que se realizará el balance de materia para las diferentes situaciones de producción o emergencia son:

1.1.1 Líneas de proceso:

Línea 1: Gas de Carga a Girbotol.

Línea 3: Gas Ácido a URA.

Línea 4: Gas Dulce a Criogénica.

Línea 5: Líquidos Criogénicos.

1.1.2 Líneas de Estación de medición de gas (EMG-1) y Ventas

Línea 6: Gas Natural Seco de Alta Presión (GNSAP)

Línea 7: Gas Natural Seco de Baja Presión (GNSBP).

Línea 8: Gas Natural Seco de Baja Presión (GNSBP), (CABEZAL DE 850 psig).

Línea 9: Gas Natural Seco de Baja Presión (GNSBP), (CABEZAL DE 125 psig). La composición de esta corriente se considera igual a la composición de la corriente 7.

1.1.3 Líneas de almacenamiento en esferas.

Líneas 10, 11 y 12: Licuables (propano, butano) y Gasolina.

Para éstas líneas se tomará el flujo total de éstas, ya que las tres se dirigen hacia el área de almacenamiento en esferas, provenientes de la Planta Fraccionadora.

1.1.4 Líneas de desfogue

Línea 13: Gas ácido de Planta Girbotol y Planta URA. Se considera igual a la composición de la línea 3.

Línea 14: Gas seco de Planta Criogénica. Se considera igual a la composición de la línea 7.

Línea 16: Gas húmedo de baja de Esferas Almacenamiento de gasolinas. Se considera igual a la composición de la línea 12.

Línea 17: Gas húmedo de alta de Estación TF, Planta Girbotol, Planta Criogénica, Fraccionadora de Licuables, Casa de Compresoras, Estación de medición de Gas EMG-1 y Esferas de Almacenamiento de gases licuados. Se considera igual a la composición de la línea 1.

No se toman en cuenta las siguientes líneas:

Línea 2 : Gas ácido a quemador elevado (desfogue continuo). Esto es por el bajo flujo que esta maneja, además de integra a la línea 13.

Línea 15: Se integra a la línea 17.

Una vez establecidas las corrientes y los flujos a manejar, se muestra a continuación el análisis estadístico para el balance de materia.

## 1.2 ANÁLISIS ESTADÍSTICO.

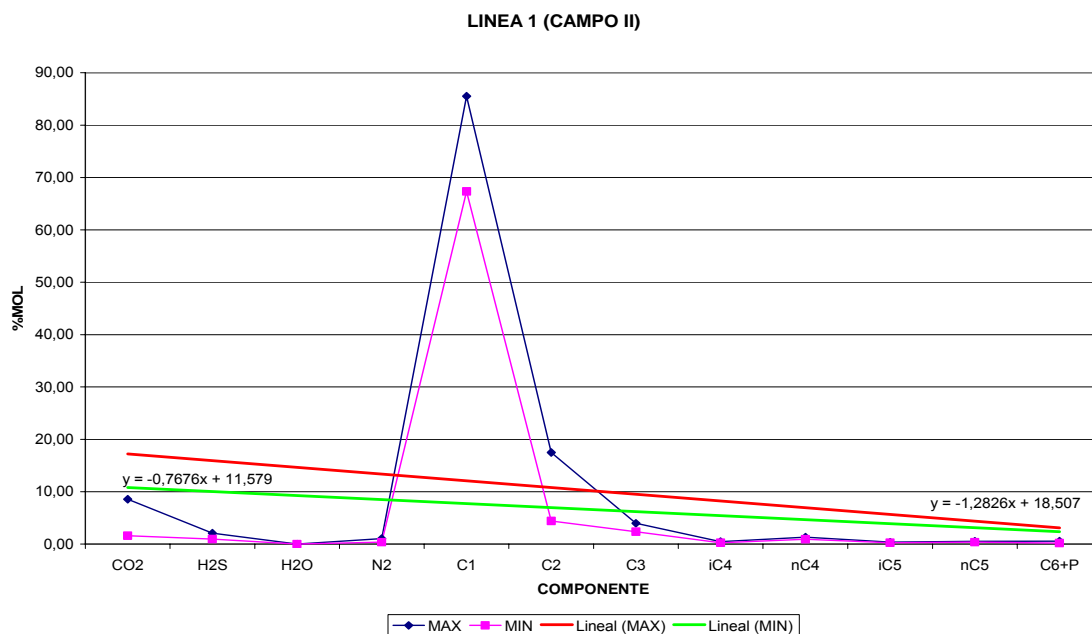
Una vez establecidas las corrientes, se toman en cuenta los flujos a manejar registrados del año 2007, a partir de las composiciones (% mol) máximas y mínimas registradas. Esta información es importante para obtener el rango de operación de los equipos en planta y conocer la composición (% mol) de los muestreos. Se realizó el análisis estadístico por línea, los cuales se muestran a continuación.



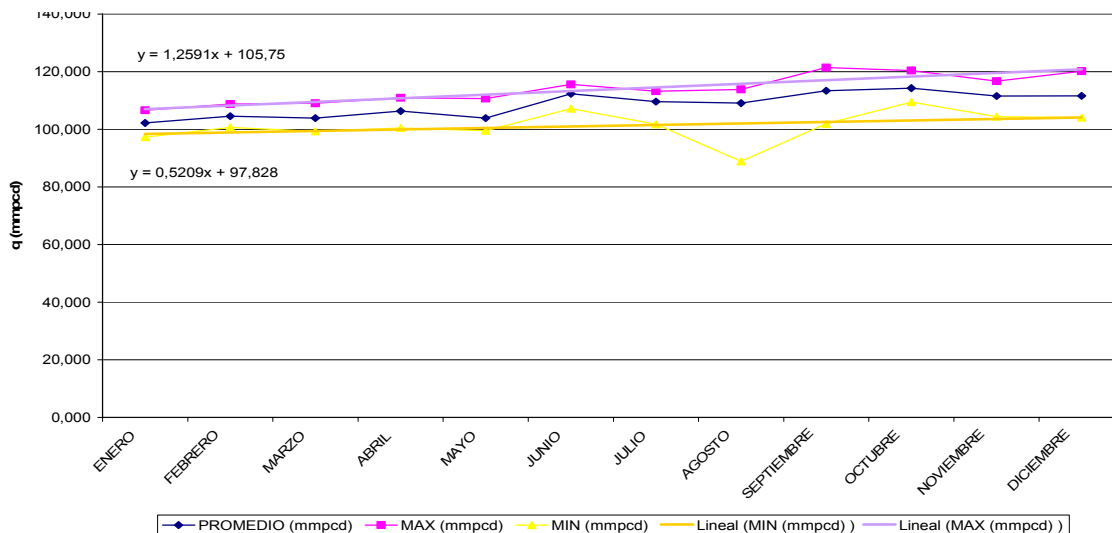
1.2.1 Línea 1

COMPONENTE (%MOL)	LÍNEA 1(CAMPO II)	
	MAX	MIN
CO2	8.57	1.61
H2S	2.11	0.97
H2O	0.00	0.00
N2	1.07	0.36
CH4	85.53	67.33
C2H6	17.48	4.41
C3H8	3.98	2.36
iC4H10	0.48	0.28
nC4H10	1.34	0.92
iC5H12	0.38	0.26
nC5H12	0.54	0.37
C6H14	0.56	0.20
FLUJO (mmpcd)	121.39	88.36

Tabla 1.2.1 Datos de línea 1 (2007)



Gráfica 1.2.1 Composición de línea 1 (2007)

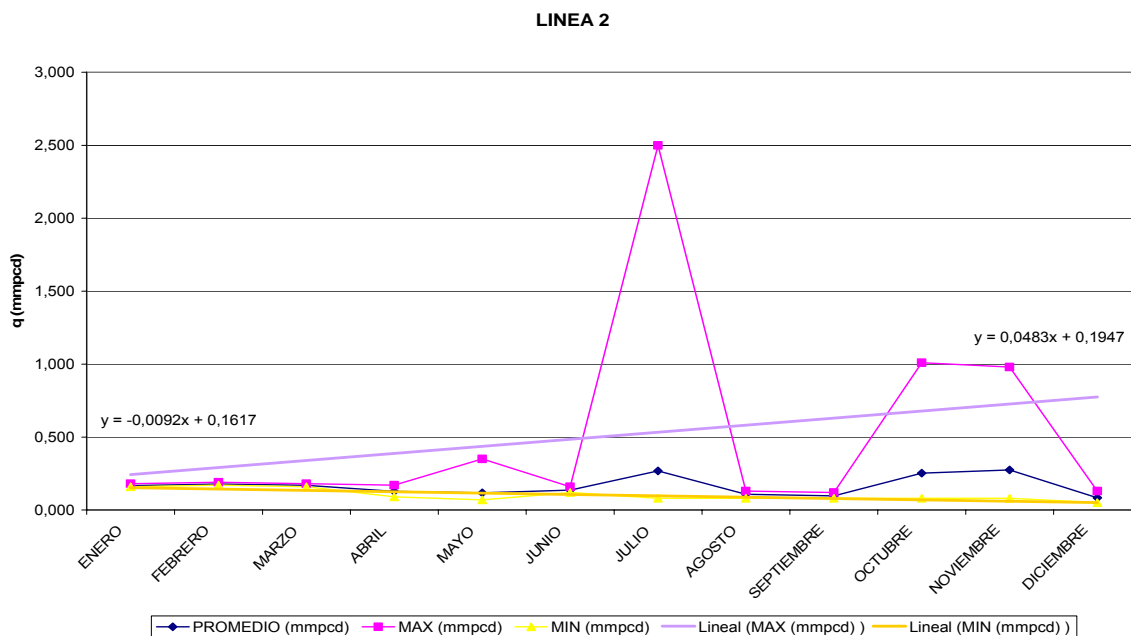


Gráfica 1.2.2 Flujo de la línea 1 (2007)

En la gráfica 1.2.1 se observa que el componente principal del gas de carga a Girbotol es CH<sub>4</sub> (metano) con 73.5 % de la composición, seguido por C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (etano) con 12.66% de la composición y los componentes con menor presencia son a partir de iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub> (iso-butano). En la gráfica 1.2.2 se muestra que el flujo oscila en un rango de 32.505 mmpcd, siendo su máximo flujo 121.39 mmpcd

1.2.2 Línea 2

No se obtuvieron datos de composición para esta línea.



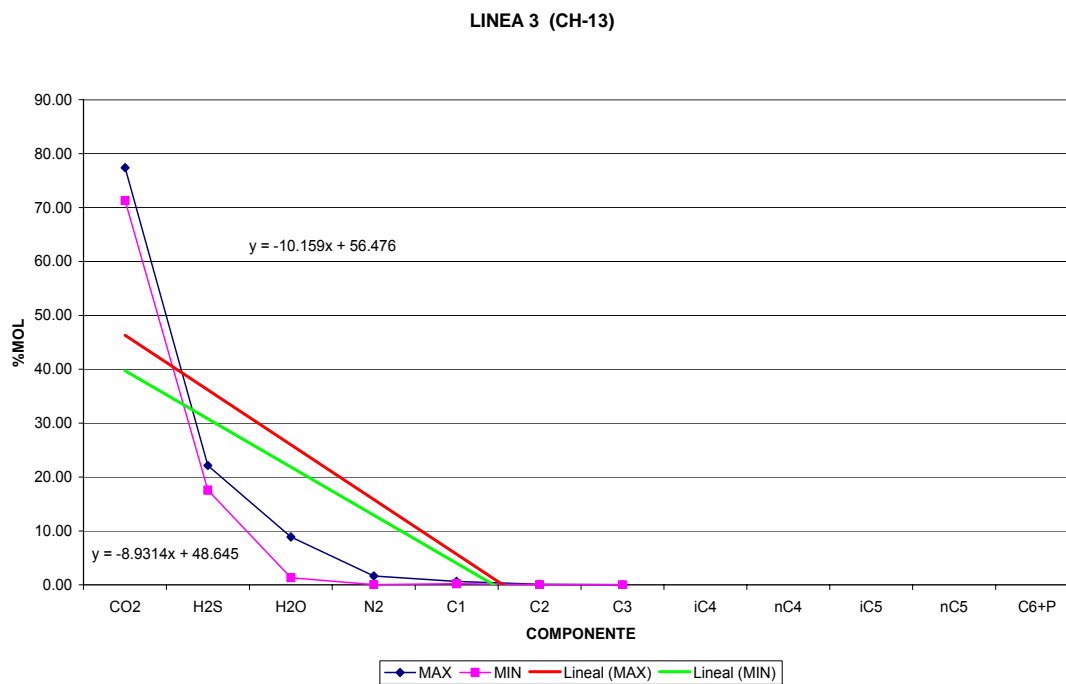
Gráfica 1.2.3 Flujo de la línea 2 (2007)

En la gráfica 1.2.3 se muestra que el flujo oscila en un rango de 2.45 mmpcd, siendo su máximo flujo 2.5 mmpcd.

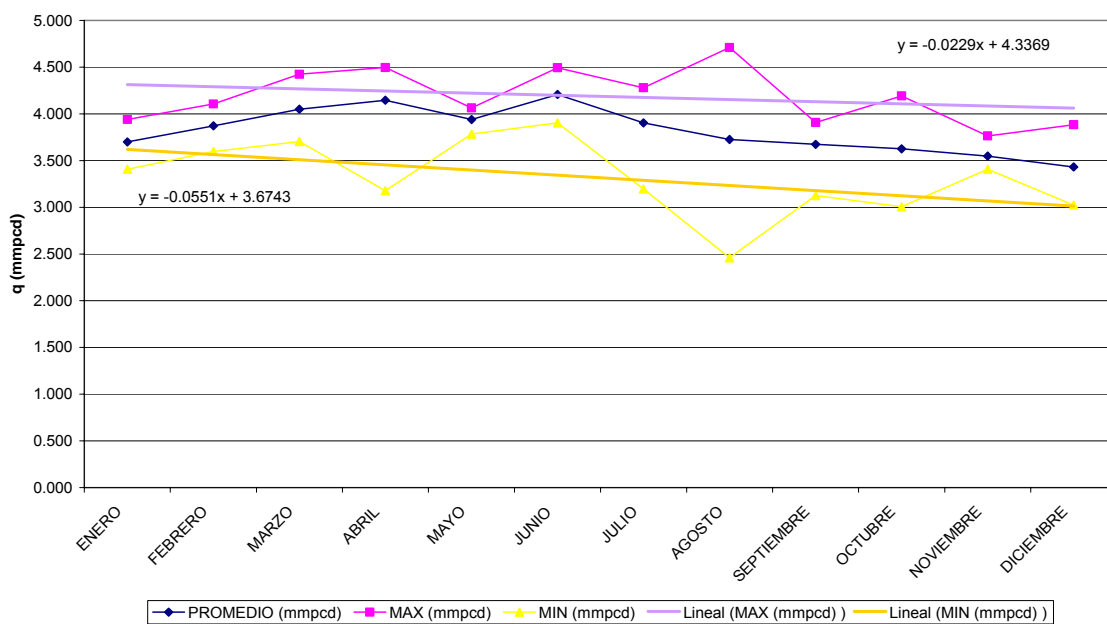
1.2.3 Línea 3

COMPONENTE (%MOL)	LÍNEA 3 (CH-13)	
	MAX	MIN
CO2	77.41	71.30
H2S	22.16	17.56
H2O	8.88	1.34
N2	1.65	0.02
CH4	0.63	0.20
C2H6	0.12	0.02
C3H8	0.04	0.01
iC4H10	0.00	0.00
nC4H10	0.00	0.00
iC5H12	0.00	0.00
nC5H12	0.00	0.00
C6H14	0.00	0.00
FLUJO (mmpcd)	4.71	2.46

Tabla 1.2.2 Datos de línea 3 (2007)



Gráfica 1.2.4 Composición de línea 3 (2007)



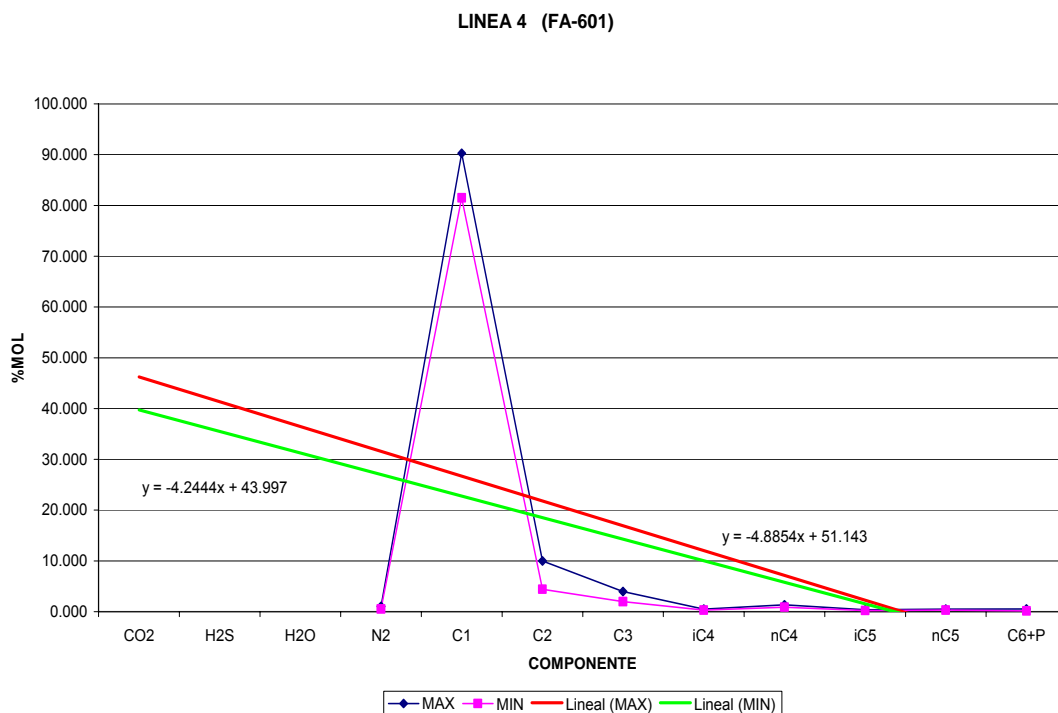
Gráfica 1.2.5 Flujo de la línea 3 (2007)

En la gráfica 1.2.5 se puede apreciar que el componente principal del gas ácido hacia URA es  $\text{CO}_2$  con 75.19% de la composición seguido por  $\text{H}_2\text{S}$  (con 20.12% de la composición) conteniendo trazas de los demás componentes. En la gráfica 1.2.5 se muestra que el flujo oscila en un rango de 2.25 mmpcd, siendo su máximo flujo 4.71 mmpcd.

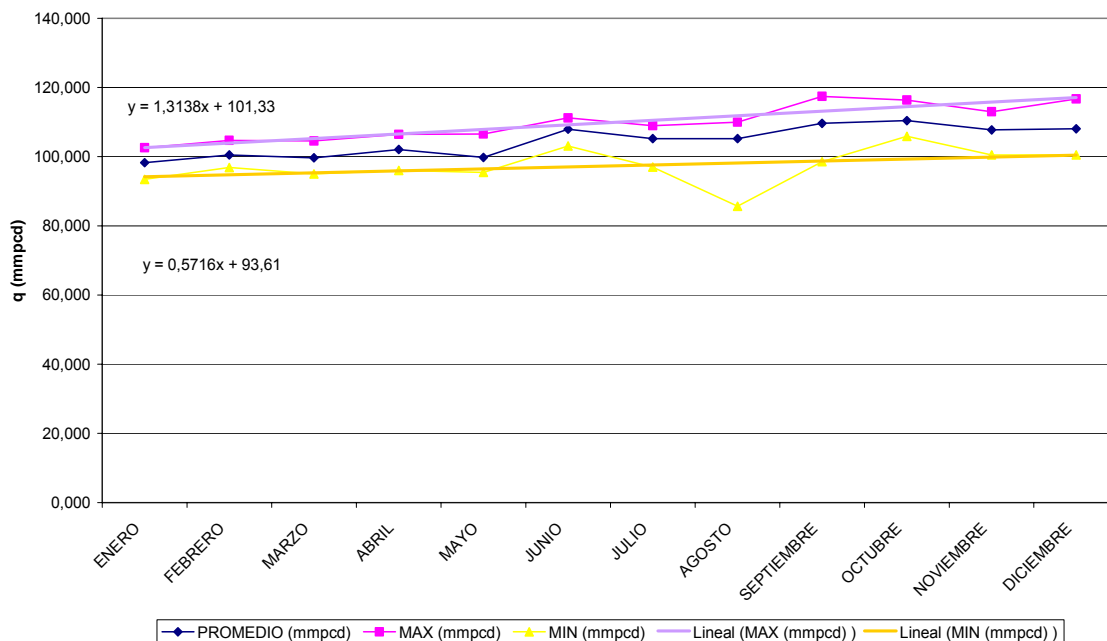
1.2.4 Línea 4

COMPONENTE (%MOL)	LÍNEA 4 (FA-601)	
	MAX	MIN
CO2	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00
N2	1.04	0.55
CH4	90.27	81.52
C2H6	9.99	4.45
C3H8	3.97	1.97
iC4H10	0.51	0.30
nC4H10	1.35	0.89
iC5H12	0.37	0.23
nC5H12	0.50	0.31
C6H14	0.54	0.17
FLUJO (mmpcd)	117.41	85.67

Tabla 1.2.3 Datos de línea 4 (2007)



Gráfica 1.2.6 Composición de línea 4 (2007)



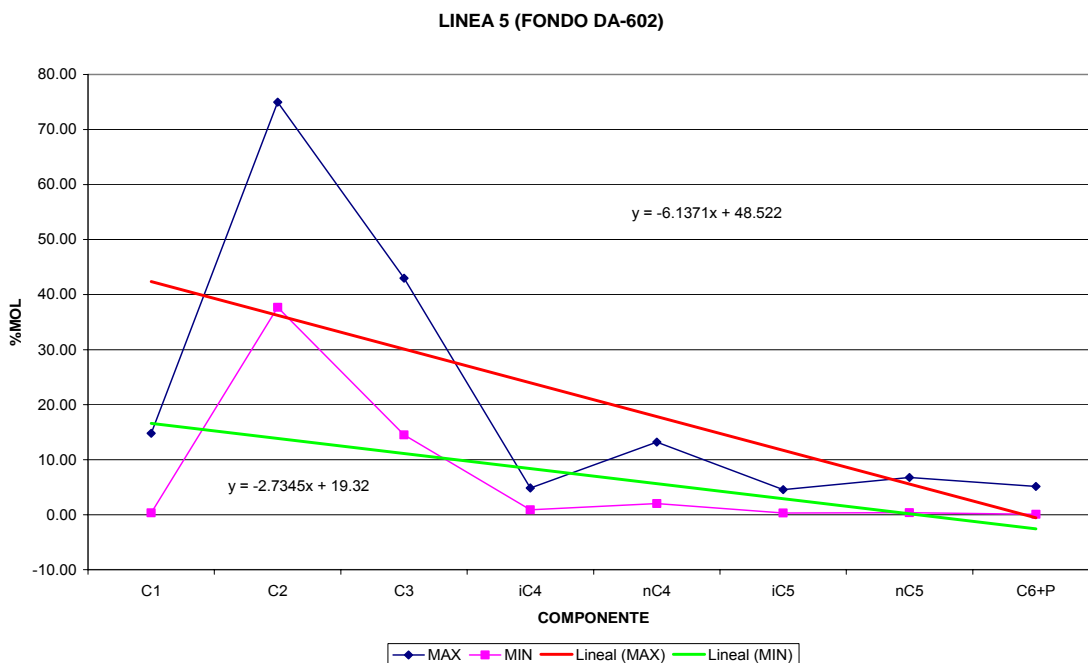
Gráfica 1.2.7 Flujo de la línea 4 (2007)

En la gráfica 1.2.7 se puede apreciar que el componente principal del gas dulce hacia Planta Criogénica es CH<sub>4</sub> (metano) y los componentes con menor presencia son C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>+P (hexano mas pesados). Y en la gráfica 1.2.8 se muestra que el flujo oscila en un rango de 31.75 mmpcd, siendo su máximo flujo 117.420 mmpcd.

1.2.5 Línea 5

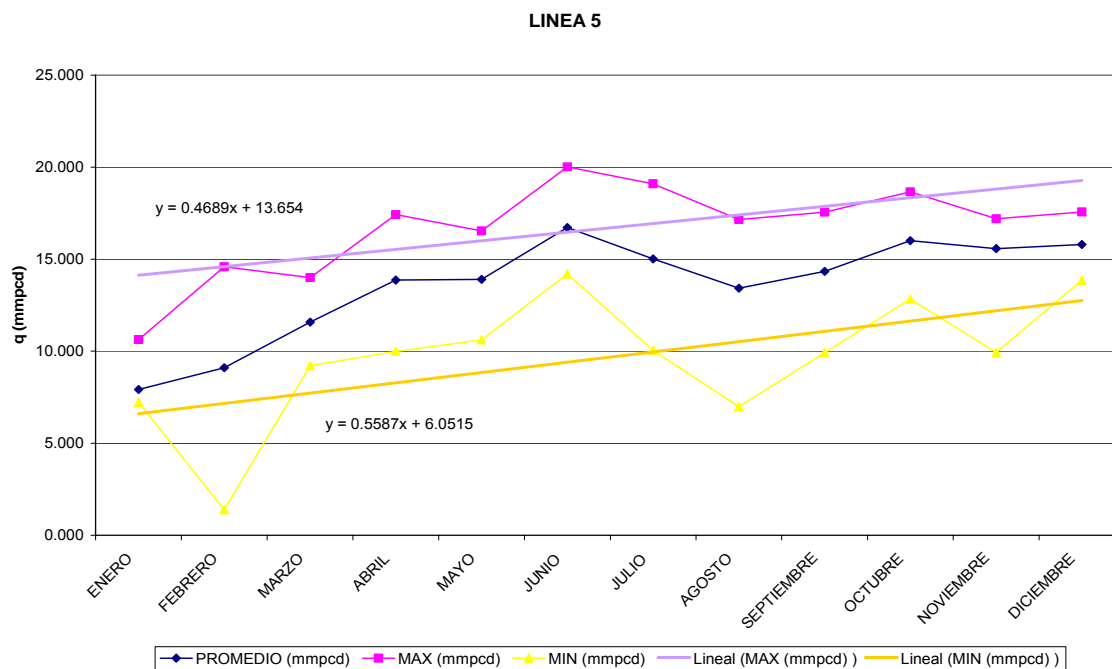
COMPONENTE (%MOL)	LÍNEA 5 (DA-602)	
	MAX	MIN
CO2	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00
N2	0.00	0.00
CH4	14.79	0.31
C2H6	74.97	37.67
C3H8	42.97	14.49
iC4H10	4.87	0.90
nC4H10	13.21	2.03
iC5H12	4.56	0.30
nC5H12	6.75	0.35
C6H14	5.14	0.07
FLUJO (mmpcd)	20.02	1.40

Tabla 1.2.4 Datos de línea 5 (2007)



Gráfica 1.2.8 Composición de línea 5 (2007)





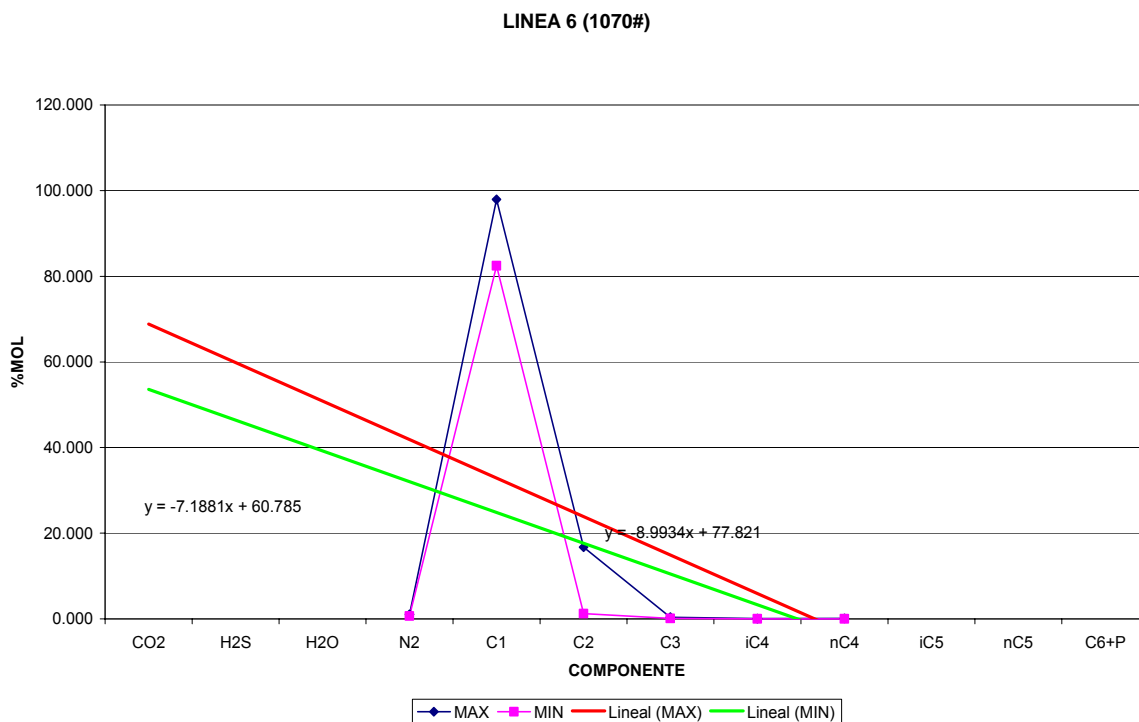
Gráfica 1.2.9 Flujo de la línea 5 (2007)

En la gráfica 1.2.8 se puede apreciar que el componente principal de los líquidos criogénicos hacia Planta Fraccionadora es  $C_2H_6$  (etano) con 58.06% de la composición, seguido por  $C_3H_8$  (propano) con 25.61% de la composición, conteniendo sólo  $nC_4H_{10}$  con una proporción por encima del 5.00%, y trazas de los demás componentes. En la gráfica 1.2.9 se muestra que el flujo oscila en un rango de 18.63 mmpcd, siendo su máximo flujo 20.021 mmpcd.

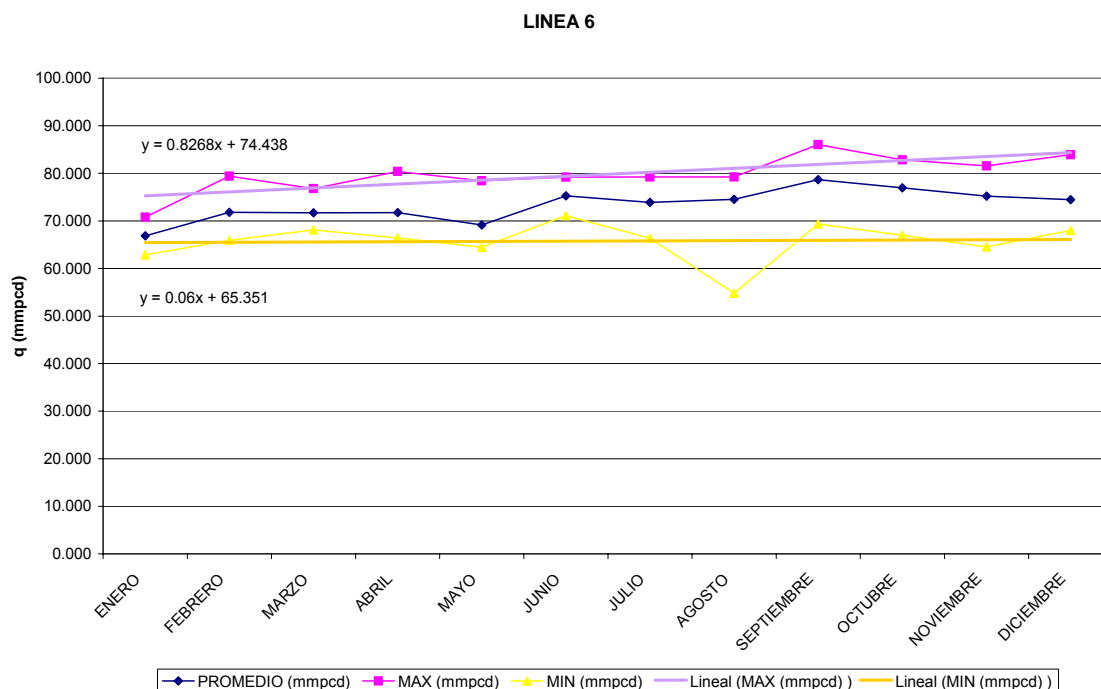
1.2.6 Línea 6

COMPONENTE (%MOL)	LÍNEA 6 (1070#)	
	MAX	MIN
CO2	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00
N2	1.03	0.63
CH4	97.93	82.45
C2H6	16.73	1.20
C3H8	0.36	0.08
iC4H10	0.05	0.01
nC4H10	0.08	0.01
iC5H12	0.00	0.00
nC5H12	0.00	0.00
C6H14	0.00	0.00
FLUJO (mmpcd)	86.02	54.83

Tabla 1.2.5 Datos de línea 6 (2007)



Gráfica 1.2.10 Composición de línea 6 (2007)



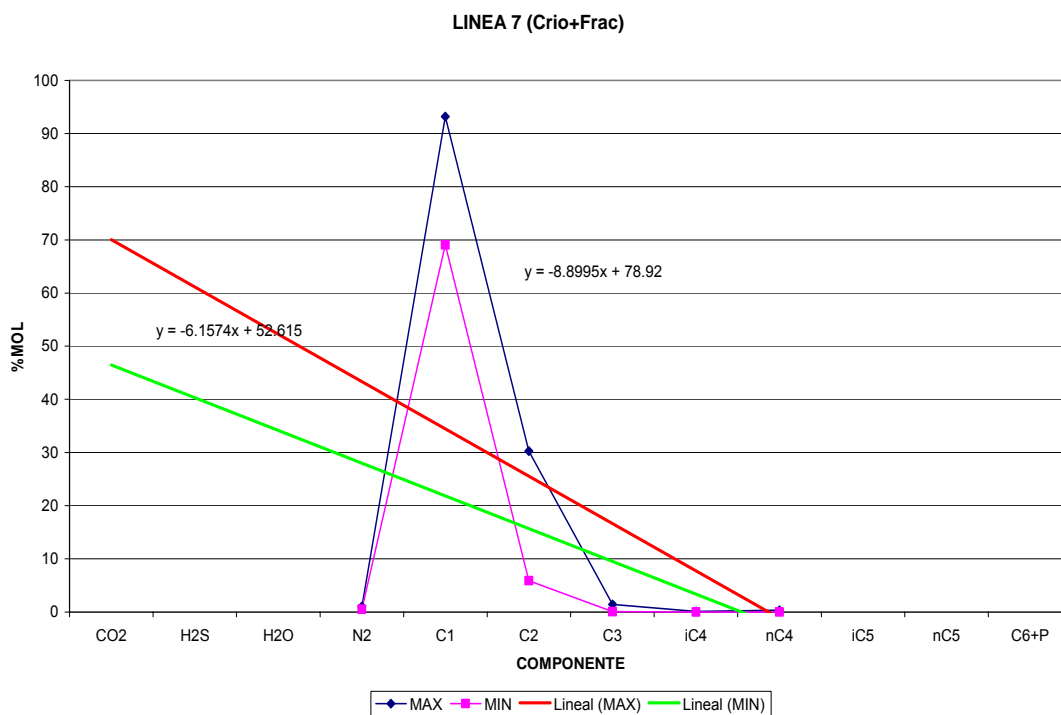
Gráfica 1.2.11 Flujo de la línea 6 (2007)

En la gráfica 1.2.10 se puede apreciar que el componente principal del GNSAP hacia EMG-1 por el cabezal de 1070# es CH<sub>4</sub> (metano) con 93.06% de la composición, seguido por C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (etano) con 6.00% de la composición, conteniendo *trazas* de los demás componentes. En la gráfica 1.2.11 se muestra que el flujo oscila en un rango de 31.197 mmpcd, siendo su máximo flujo 86.023 mmpcd.

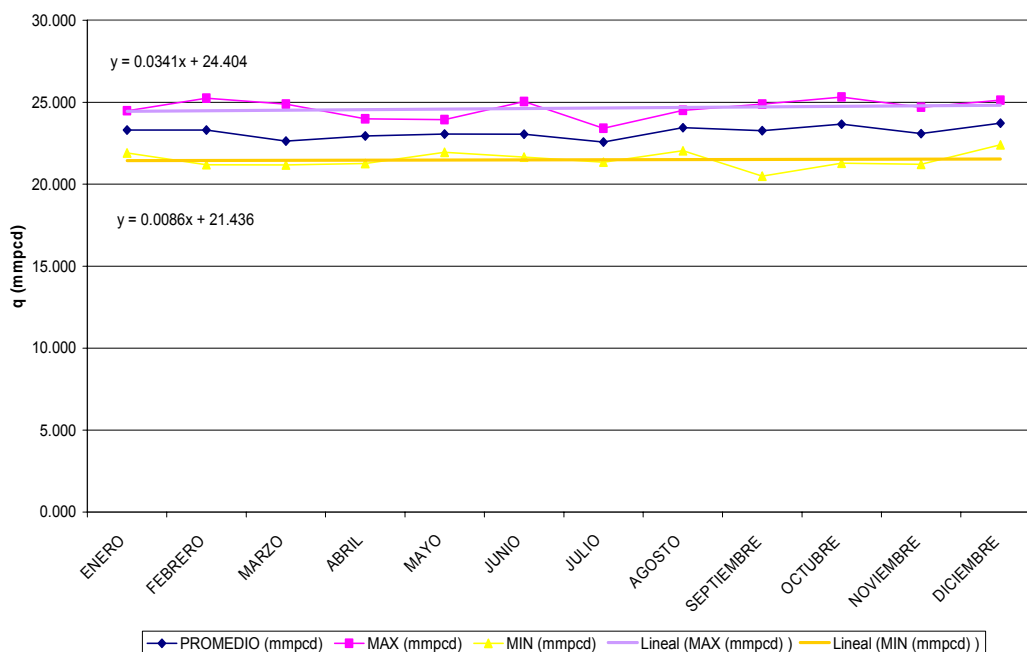
1.2.7 Línea 7

COMPONENTE (%MOL)	LÍNEA 7 (Crio+frac)	
	MAX	MIN
CO2	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00
N2	1.05	0.51
CH4	93.18	69.07
C2H6	30.27	5.89
C3H8	1.46	0.08
iC4H10	0.12	0.01
nC4H10	0.35	0.01
iC5H12	0.00	0.00
nC5H12	0.00	0.00
C6H14	0.00	0.00
FLUJO (mmpcd)	25.32	20.49

Tabla 1.2.6 Datos de línea 7 (2007)



Gráfica 1.2.12 Composición de línea 7(2007)



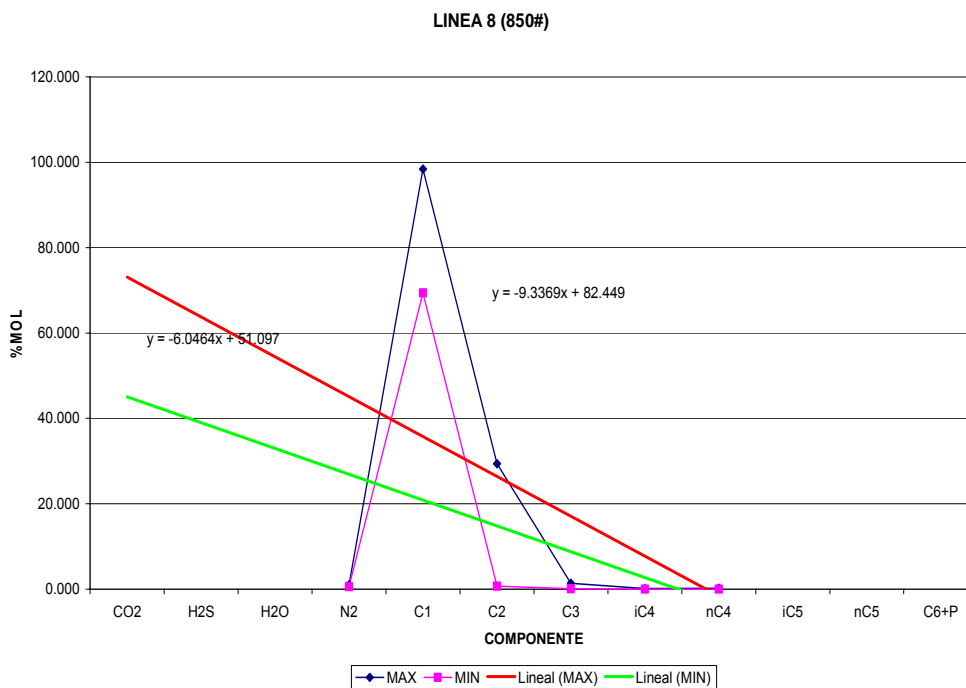
Gráfica 1.2.13 Flujo de la línea 7 (2007)

En la gráfica 1.2.12 se puede apreciar que el componente principal del GNSBP hacia EMG-1 (por los cabezales de 125#; y de 850# a través de la casa de compresores 6) es CH<sub>4</sub> (metano) con 78.72% de la composición, seguido por C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (etano) con 20.41% de la composición, conteniendo *trazas* de los demás componentes. En la gráfica 1.2.13 se muestra que el flujo oscila en un rango de 4.826 mmpcd, siendo su máximo flujo 25.316 mmpcd.

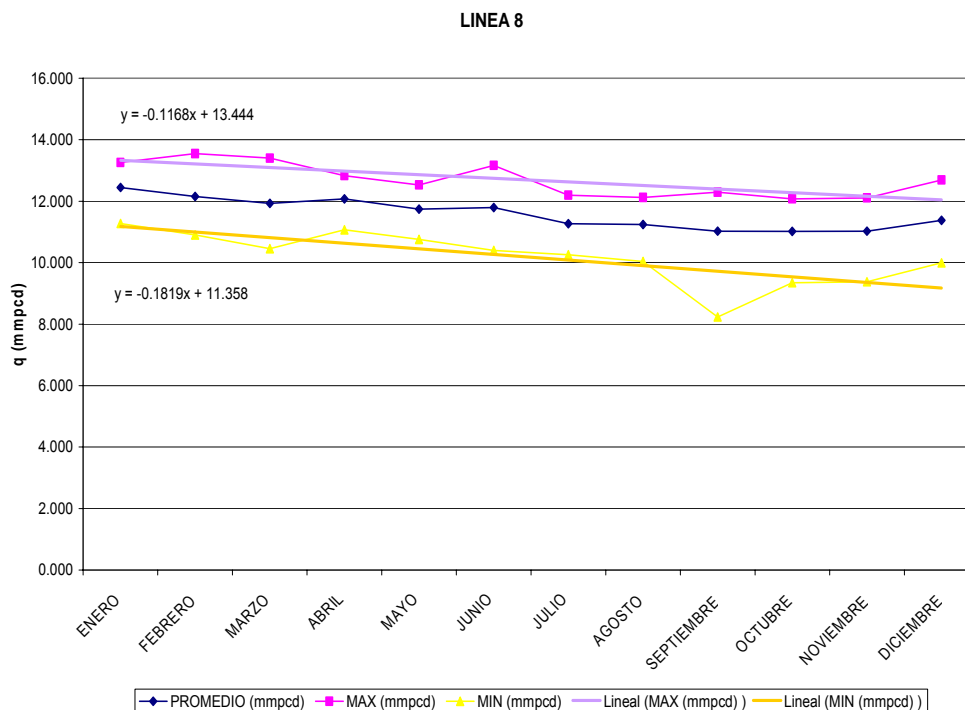
1.2.8 Línea 8

COMPONENTE (%MOL)	LÍNEA 8 (850#)	
	MAX	MIN
CO2	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00
N2	1.04	0.57
CH4	98.38	69.41
C2H6	29.40	0.69
C3H8	1.36	0.09
iC4H10	0.15	0.01
nC4H10	0.23	0.01
iC5H12	0.00	0.00
nC5H12	0.00	0.00
C6H14	0.00	0.00
FLUJO (mmpcd)	13.55	8.24

Tabla 1.2.7 Datos de línea 8 (2007)



Gráfica 1.2.14 Composición de línea 8 (2007)



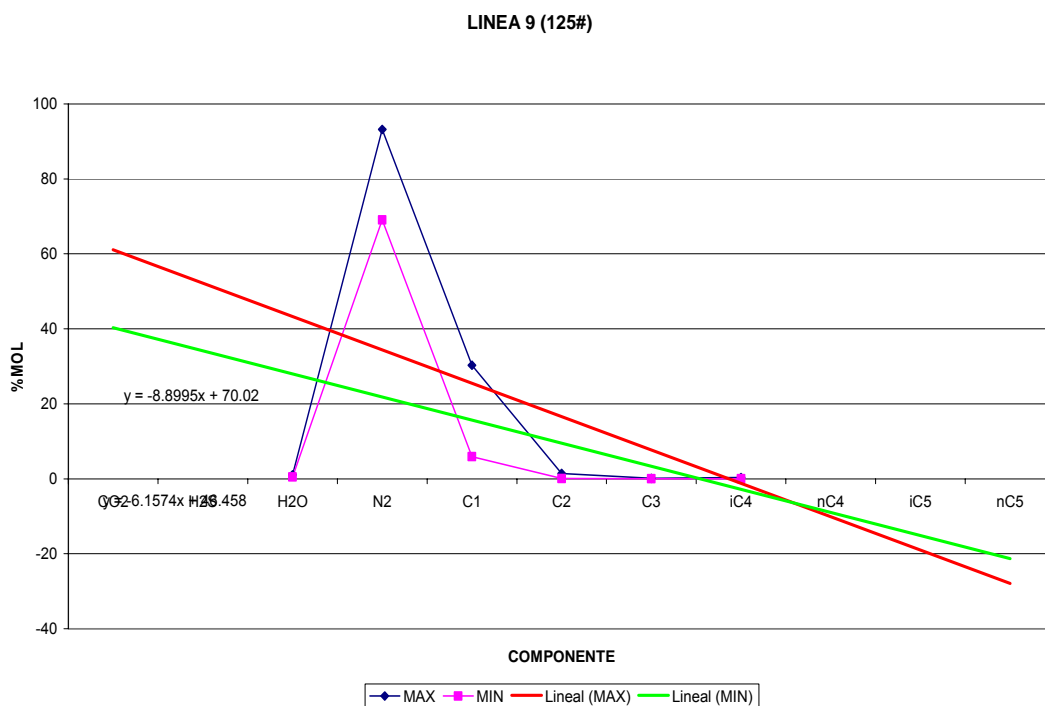
Gráfica 1.2.15 Flujo de la línea 8 (2007)

En la gráfica 1.2.14 se puede apreciar que el componente principal del GNSBP hacia EMG-1 por el cabezal de 850# a través de la casa de compresores 6 es CH<sub>4</sub> (metano) con 84.46% de la composición, seguido por C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (etano) con 14.63% de la composición, conteniendo *trazas* de los demás componentes; ésta variación en la composición desde su *ramal* proveniente de la corriente 7, se debe, posiblemente, a que este cabezal al pasar por la casa de compresores 6, se mezcle con alguna otra corriente. En la gráfica 1.2.15 se muestra que el flujo oscila en un rango de 5.314 mmpcd, siendo su máximo flujo 11.592 mmpcd.

1.2.9 Línea 9

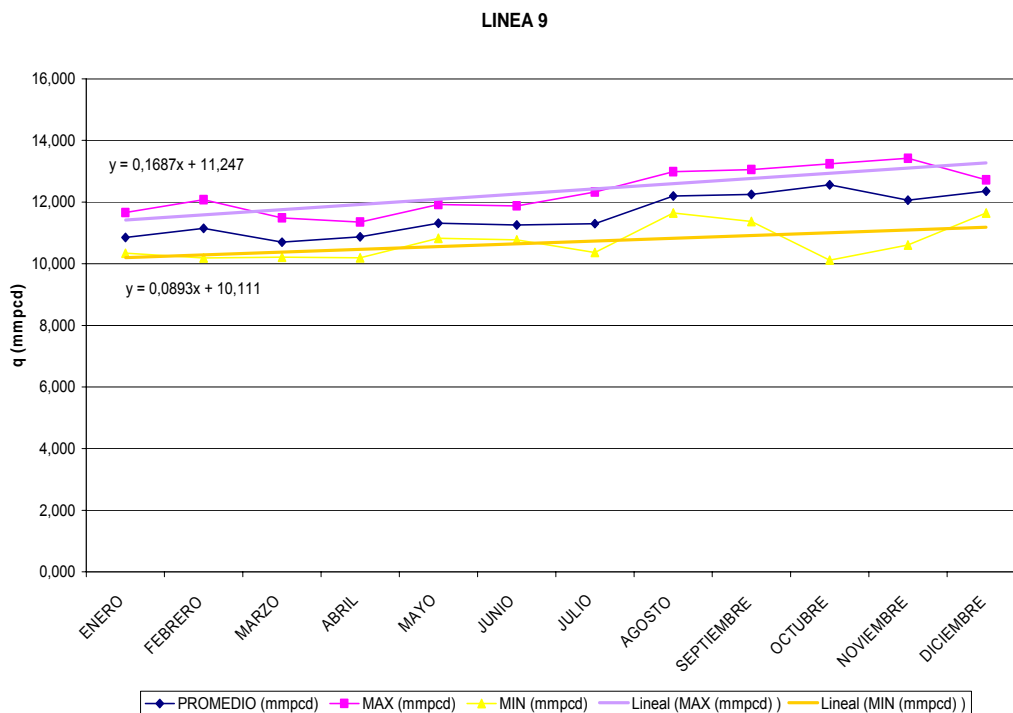
COMPONENTE (%MOL)	LÍNEA 9 (125#)	
	MAX	MIN
CO2	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00
N2	1.05	0.51
CH4	93.18	69.07
C2H6	30.27	5.89
C3H8	1.46	0.08
iC4H10	0.12	0.01
nC4H10	0.35	0.01
iC5H12	0.00	0.00
nC5H12	0.00	0.00
C6H14	0.00	0.00
FLUJO (mmpcd)	13.42	10.19

Tabla 1.2.8 Datos de línea 9 (2007)



Gráfica 1.2.16 Composición de línea 9 (2007)





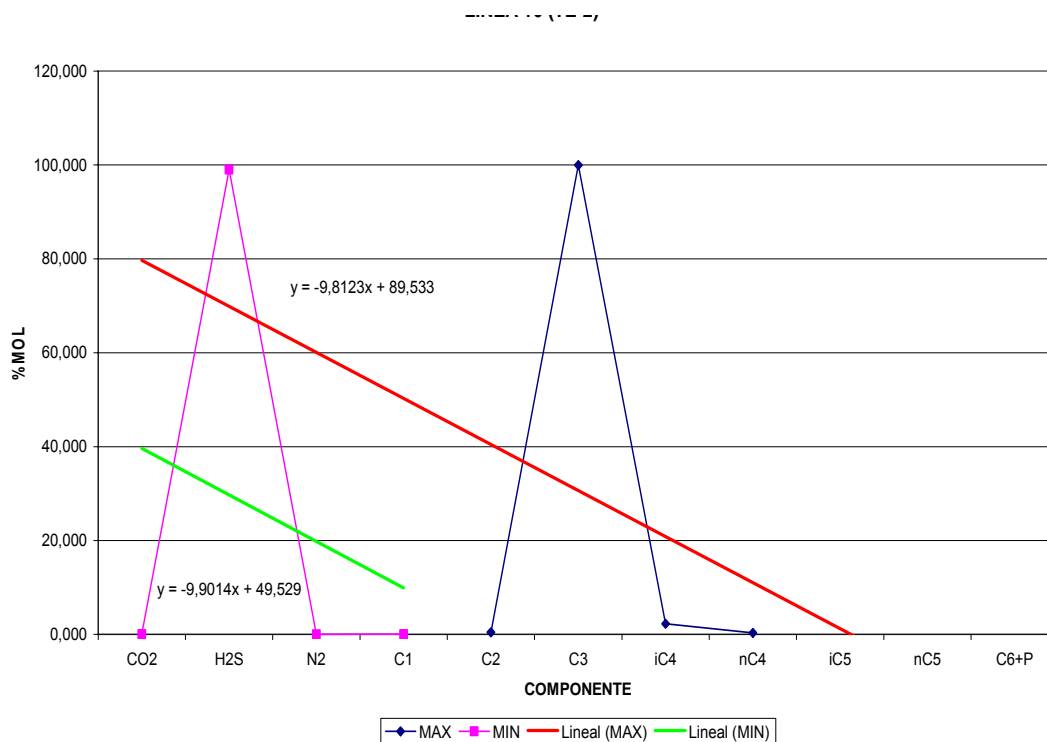
Gráfica 1.2.17 Flujo de la línea 9 (2007)

En la gráfica 1.2.16 se puede apreciar que el componente principal del GNSBP hacia EMG-1 por el cabezal de 125# es CH<sub>4</sub> (metano) con 78.72% de la composición, seguido por C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (etano) con 20.41% de la composición, conteniendo *trazas* de los demás componentes; esto se debe a que esta línea es solo un *ramal* de la línea 7. En la gráfica 1.2.17 se muestra que el flujo oscila en un rango de 3.232 mmpcd, siendo su máximo flujo 11.577 mmpcd.

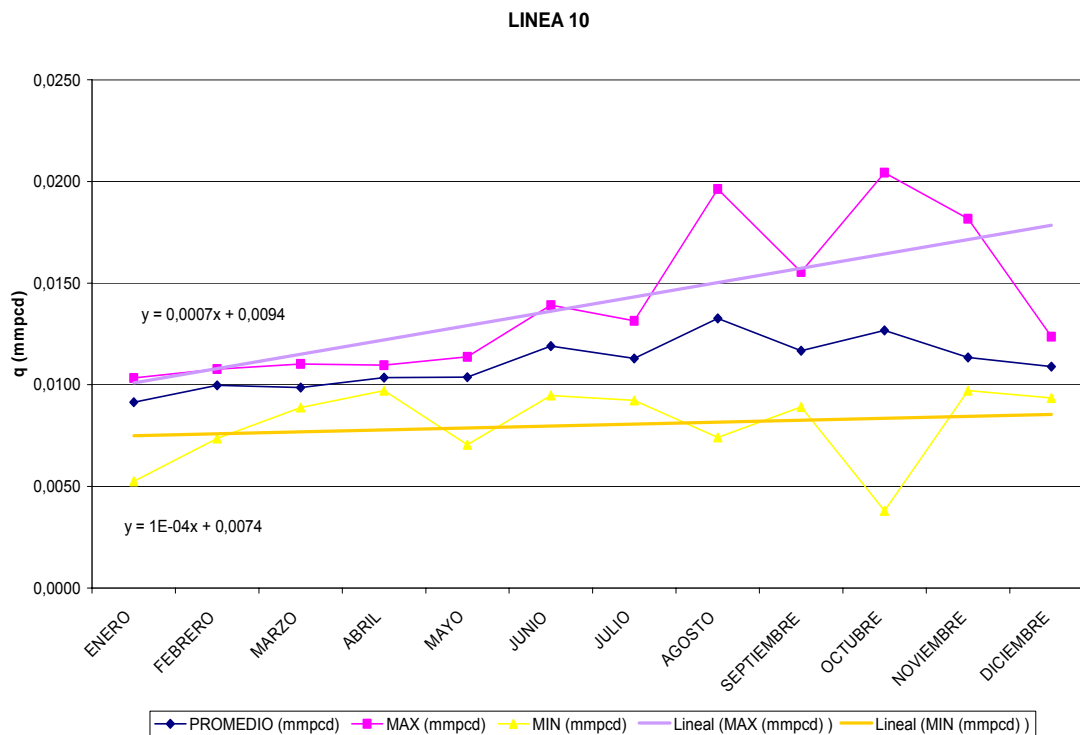
1.2.10 Línea 10

COMPONENTE (%MOL)	LÍNEA 10 (TE-6)	
	MAX	MIN
CO2	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00
N2	0.00	0.00
CH4	0.06	0.01
C2H6	0.44	0.01
C3H8	99.98	97.59
iC4H10	2.29	0.02
nC4H10	0.30	0.01
iC5H12	0.00	0.00
nC5H12	0.00	0.00
C6H14	0.00	0.00
FLUJO (bpd)	3.639	677

Tabla 1.2.10 Datos de línea 10 (2007)



Gráfica 1.2.18 Composición de línea 10 (2007)



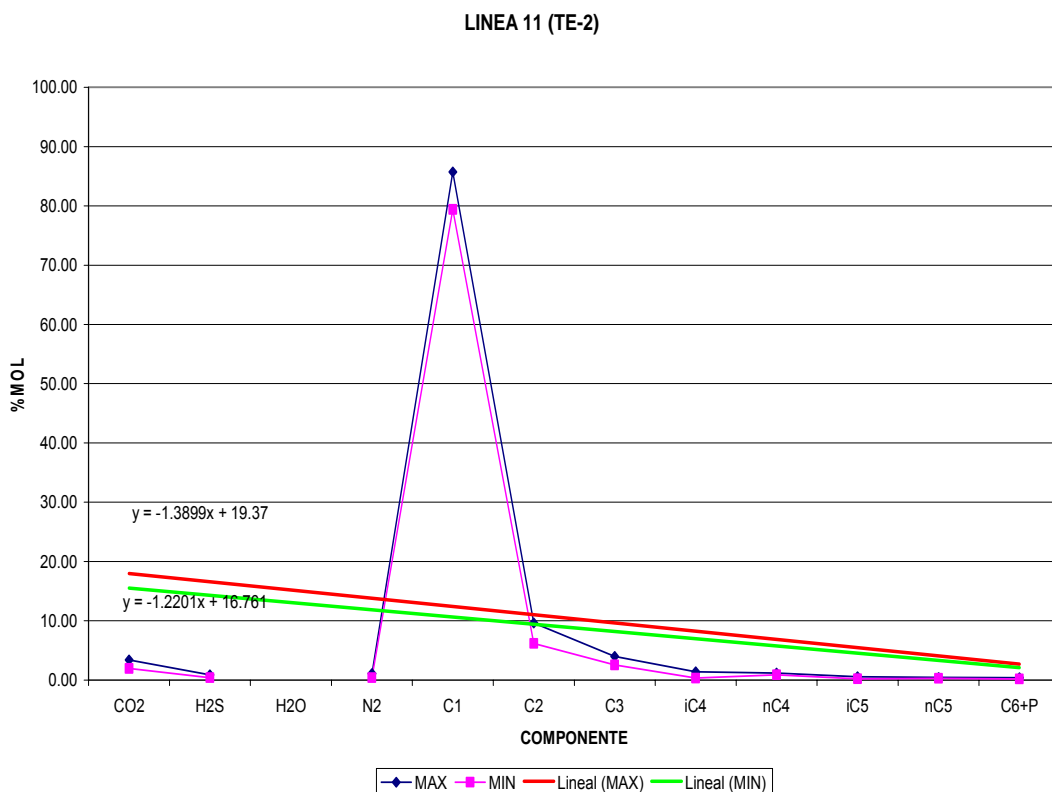
Gráfica 1.2.19 Flujo de la línea 10 (2007)

En la gráfica 1.2.18 se puede apreciar que el componente principal de la línea 10 hacia zona de esferas es  $C_3H_8$  (propano) con 99.71% de la composición, conteniendo *trazas* de los demás componentes. Y en la gráfica 1.2.19 se muestra que el flujo oscila en un rango de 2,972 bpd, siendo su máximo flujo 3639 bpd.

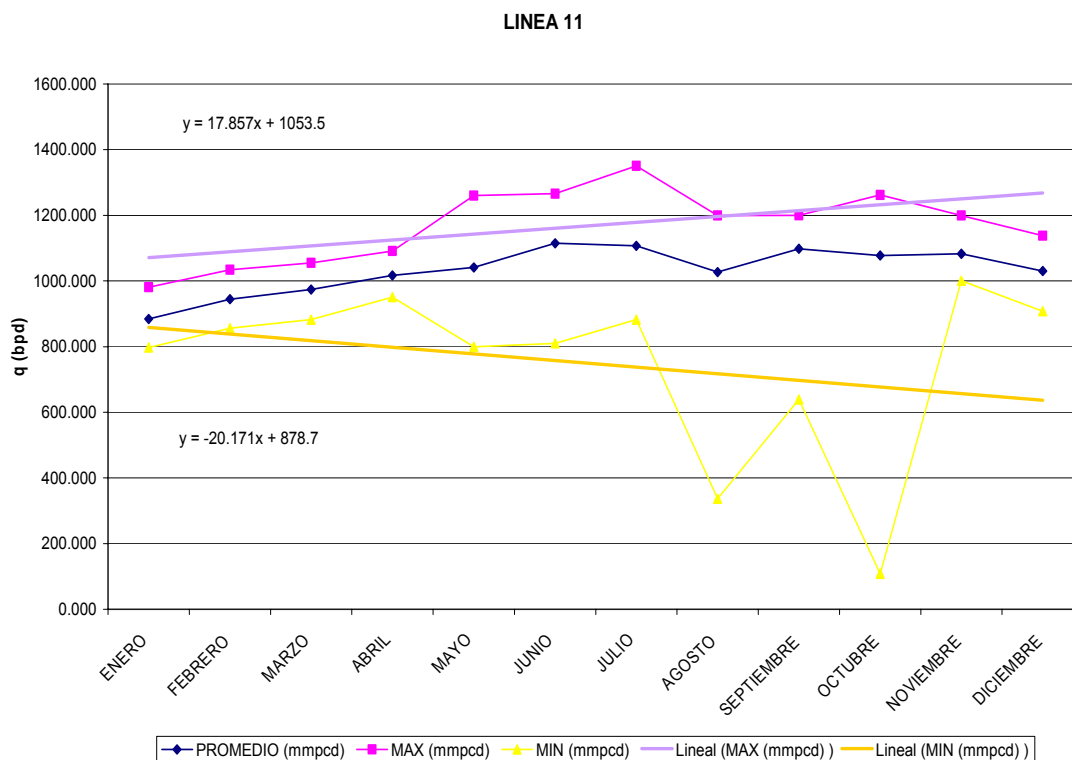
1.2.11 Línea 11

COMPONENTE (%MOL)	LÍNEA 11 (TE-2)	
	MAX	MIN
CO2	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00
N2	0.00	0.00
CH4	0.00	0.00
C2H6	0.00	0.00
C3H8	2.10	0.01
iC4H10	32.05	20.06
nC4H10	79.94	67.95
iC5H12	0.00	0.00
nC5H12	0.00	0.00
C6H14	0.00	0.00
FLUJO (bpd)	3.639	677

Tabla 1.2.10 Datos de línea 11 (2007)



Gráfica 1.2.20 Composición de línea 11 (2007)



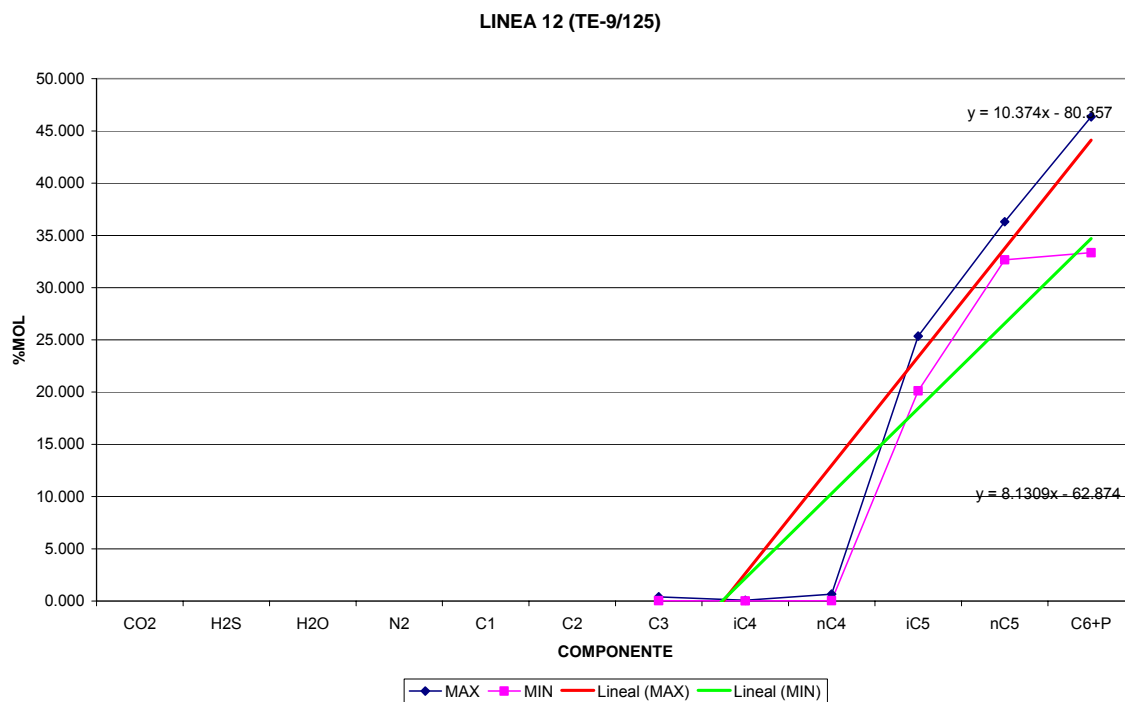
Gráfica 1.2.21 Flujo de la línea 11 (2007)

En la gráfica 1.2.20 se puede apreciar que el componente principal de la línea 11 hacia zona de esferas es  $nC_4H_{10}$  (n-butano) con 76.22% de la composición, seguido por  $iC_4H_{10}$  (iso-butano) con 23.75% de la composición, conteniendo *trazas* de los demás componentes. En la gráfica 1.2.21 se muestra que el flujo oscila en un rango de 1,242 bpd, siendo su máximo flujo 1,350 bpd.

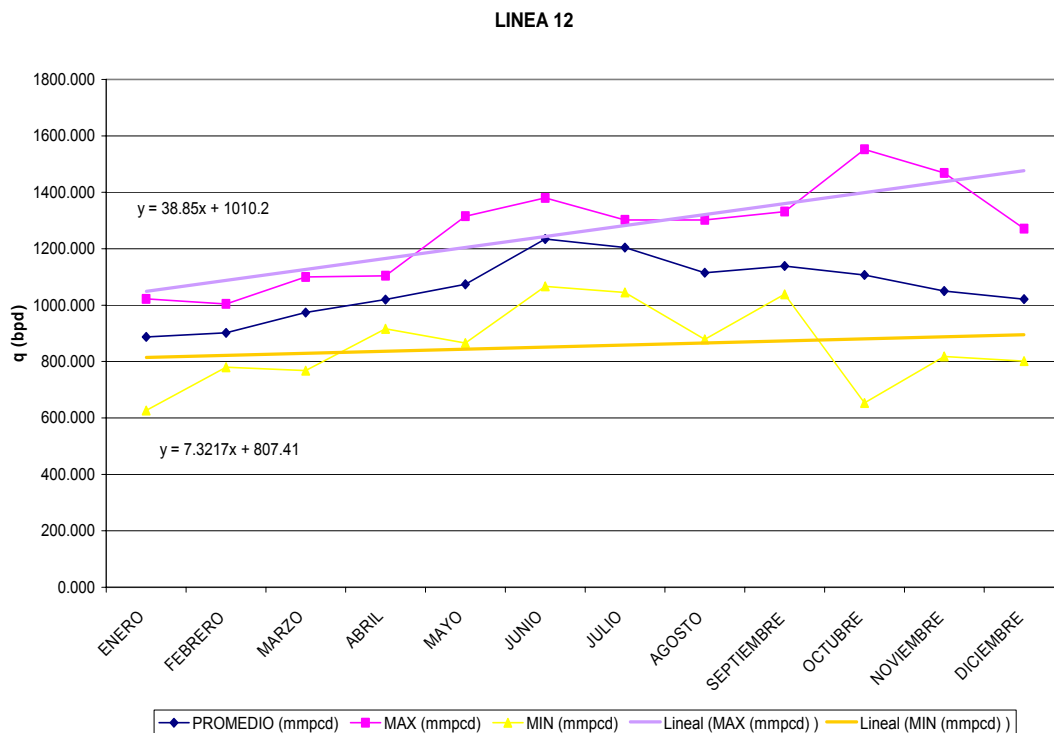
1.2.10 Línea 12

COMPONENTE (%MOL)	LÍNEA 12 (TE-125)	
	MAX	MIN
CO2	0.00	0.00
H2S	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00
N2	0.00	0.00
CH4	0.00	0.00
C2H6	0.00	0.00
C3H8	0.41	0.04
iC4H10	0.07	0.02
nC4H10	0.66	0.03
iC5H12	25.36	20.13
nC5H12	36.31	32.67
C6H14	46.34	33.34
FLUJO (bpd)	1.552	627

Tabla 1.2.11 Datos de línea 12 (2007)



Gráfica 1.2.22 Composición de línea 12 (2007)



Gráfica 1.2.23 Flujo de la línea 11 (2007)

En la gráfica 1.2.22 se puede apreciar que los componentes principales de la línea 12 hacia zona de esferas son  $C_6H_{14}+P$  (hexano) con 42.55% de la composición, seguido de  $nC_5H_{12}$  e  $iC_5H_{12}$  (n-pentano, iso-pentano) con 33.69% y 23.60% de la composición, respectivamente, conteniendo *trazas* de los demás componentes. En la gráfica 5.11.2 se muestra que el flujo oscila en un rango de 925 bpd, siendo su máximo flujo 1,552 bpd.

### 1.3 CÁLCULO DEL BALANCE DE PRODUCCIÓN

El cálculo del balance de producción se realizó empleando los datos estadísticos máximos y mínimos del año 2007, con esto se consiguió el componente con mayor proporción en cada corriente de proceso y su promedio estadístico anual. Posteriormente se realizó un promedio normalizado empleando las ecuaciones siguientes:

$$\sigma_i = \frac{\sum_1^i X_i}{i} \dots\dots\dots \text{Ec. (1.1)}$$

$\sigma_i$  = Promedio estadístico de componente (% mol)

$X_i$ : Fracción mol por componente

$$\bar{P} = \left( \frac{\sigma_i}{\sum_1^i \sigma_i} \right) * 100 \dots\dots\dots \text{Ec. (1.2)}$$

$\bar{P}$  : Promedio normalizado (% mol)

Se presentan los siguientes resultados aplicados en las líneas de proceso:



1.3.1 Línea 1

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	5,81	5,81
H <sub>2</sub> S	1,63	1,63
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,80	0,80
CH <sub>4</sub>	73,50	73,50
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	12,66	12,66
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3,02	3,02
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,36	0,36
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,14	1,14
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,31	0,31
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,45	0,45
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,34	0,34
FLUJO mmpcd	108,57	

Tabla 1.3.1 Balance de producción de línea 1

1.3.2 Línea 2

El flujo obtenido en el balance de producción de la línea 2 es de 0.165 mmpcd.

1.3.3 Línea 3

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	75,19	75,19
H <sub>2</sub> S	20,12	20,12
H <sub>2</sub> O	3,90	3,90
N <sub>2</sub>	0,37	0,37
CH <sub>4</sub>	0,36	0,36
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,05	0,05
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,01	0,01
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00	0,00
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00	0,00
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,00	0,00
FLUJO mmpcd	3,82	

Tabla 1.3.2 Balance de producción de línea 3

1.3.4 Línea 4

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,74	0,74
CH <sub>4</sub>	85,58	85,59
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	8,10	8,10
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3,17	3,17
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,39	0,39
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,07	1,07
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,28	0,28
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,38	0,38
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,29	0,29
FLUJO mmpcd	104.55	

Tabla 1.3.3 Balance de producción de línea 4

1.3.5 Línea 5

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	3,37	3,37
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	58,06	58,06
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	25,61	25,61
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,45	2,45
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	6,41	6,41
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,30	1,30
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,66	1,66
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	1,14	1,14
FLUJO mmpcd	13,61	

Tabla 1.3.4 Balance de producción de línea 5

1.3.6 Línea 6

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,78	0,78
CH <sub>4</sub>	93,06	93,06
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,00	6,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,13	0,13
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,02	0,02
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,01	0,01
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,00	0,00
FLUJO mmpcd	73,35	

Tabla 1.3.5 Balance de producción de línea 6

1.3.7 Línea 7

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,69	0,69
CH <sub>4</sub>	78,72	78,71
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	20,41	20,41
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,14	0,14
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,02	0,02
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,02	0,02
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,00	0,00
FLUJO mmpcd	23,17	

Tabla 1.3.6 Balance de producción de línea 7

1.3.8 Línea 8

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,73	0,73
CH <sub>4</sub>	84,46	84,45
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	14,63	14,62
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,15	0,15
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,02	0,02
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,03	0,03
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,00	0,00
FLUJO mmpcd	11,59	

Tabla 1.3.7 Balance de producción de línea 8

1.3.9 Línea 9

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	0.00	0.00
H <sub>2</sub> S	0.00	0.00
H <sub>2</sub> O	0.00	0.00
N <sub>2</sub>	0,69	0,69
CH <sub>4</sub>	78,72	78,71
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	20,41	20,41
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,14	0,14
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,02	0,02
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,02	0,02
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.00	0.00
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.00	0.00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0.00	0.00
FLUJO mmpcd	11,577	

Tabla 1.3.8 Balance de producción de línea 9

1.3.10 Línea 10

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	0,03	0,02
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,11	0,11
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	99,71	99,69
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,12	0,12
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,06	0,06
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,00	0,00
FLUJO bpd	1974	

Tabla 1.3.9 Balance de producción de línea 10

1.3.11 Línea 11

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00	0,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,32	0,32
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	23,75	23,64
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	76,22	75,86
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,19	0,18
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,00	0,00
FLUJO bpd	1033	

Tabla 1.3.10 Balance de producción de línea 11

1.3.12 Línea 12

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00	0,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,10	0,10
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,04	0,04
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,16	0,16
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	23,60	23,56
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	33,69	33,64
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	42,55	42,49
FLUJO bpd	1061	

Tabla 1.3.11 Balance de producción de línea 12

#### 1.4 CÁLCULO DEL BALANCE DE SISTEMA DE DESFOGUES PARA LOS QUEMADORES (ELEVADO Y FOSA)

El balance de sistema de desfogue se realizó empleando los datos estadísticos calculados para las corrientes de producción, tomando en cuenta cuales de ellas alimentaban al sistema de quemadores, elevado y de fosa dividiendo este último en los tanques TH-5 y TH-6 en sus líneas de llegada (20" y 30"). Empleando las ecuaciones siguientes:

$$APORTACIÓN MÁXIMA = \sum_1^I L_i \dots\dots\dots \text{Ec. (1.3)}$$

donde L: línea de aporte al cabezal de desfogue

$$APORTACIÓN MÍNIMA = \sum_1^I L_i \dots\dots\dots \text{Ec. (1.4)}$$

donde L: línea de aporte al cabezal de desfogue

$$\sigma_L = \frac{\sum_1^i L_i}{i} \dots\dots\dots \text{Ec. (1.5)}$$

donde  $\sigma_L$ : promedio estadístico del aporte de línea.

Se presentan los siguientes resultados aplicados en las líneas de desfogue:

1.4.1 Línea 13. Desfogue gas ácido.

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	75,19	75,19
H <sub>2</sub> S	20,12	20,12
H <sub>2</sub> O	3,90	3,90
N <sub>2</sub>	0,37	0,37
CH <sub>4</sub>	0,36	0,36
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,05	0,05
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,01	0,01
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00	0,00
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00	0,00
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,00	0,00
FLUJO mmpcd	3,98	

Tabla 1.3.12 Balance de desfogue de línea 13

1.4.2 Línea 14. Desfogue gas seco

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,69	0,69
CH <sub>4</sub>	78,72	78,71
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	20,41	20,41
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,14	0,14
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,02	0,02
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,02	0,02
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,00	0,00
FLUJO mmpcd	23,17	

Tabla 1.3.13 Balance de desfogue de línea 14



1.4.3 Línea 15. Desfogue gas húmedo de alta.

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	5,81	5,81
H <sub>2</sub> S	1,63	1,63
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,80	0,80
CH <sub>4</sub>	73,50	73,50
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	12,66	12,66
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3,02	3,02
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,36	0,36
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,14	1,14
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,31	0,31
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,45	0,45
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,34	0,34
FLUJO mmpcd	120,16	

Tabla 1.3.14 Balance de desfogue de línea 15.

1.4.4 Línea 16. Desfogue gas húmedo de baja

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	0,00	0,00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,00	0,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,10	0,10
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,04	0,04
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,16	0,16
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	23,60	23,56
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	33,69	33,64
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	42,55	42,49
FLUJO bpd	1061	

Tabla 1.3.15 Balance de desfogue de línea 16

1.4.5 Línea 17. Desfogue gas húmedo de alta

COMPONENTE %MOL	PROMEDIO ESTADÍSTICO	PROMEDIO NORM.
CO <sub>2</sub>	5,81	5,81
H <sub>2</sub> S	1,63	1,63
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
N <sub>2</sub>	0,80	0,80
CH <sub>4</sub>	73,50	73,50
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	12,66	12,66
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3,02	3,02
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,36	0,36
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,14	1,14
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,31	0,31
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,45	0,45
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P	0,34	0,34
FLUJO mmpcd	213,12	

Tabla 1.3.16 Balance de desfogue de línea 17

---

---

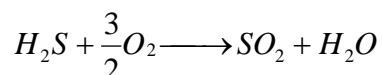
**CAPÍTULO 2. DESARROLLO DE ESCENARIOS DE OPERACIÓN****2.1 ANÁLISIS DEL SISTEMA.****2.1.2 Análisis termodinámico**

El análisis termodinámico permite obtener el *poder calorífico* de la mezcla gaseosa de cada una de las corrientes y de esta manera conocer la cantidad de energía liberada al momento de la combustión en el quemador

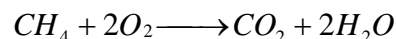
**2.1.2.1 Cálculo del análisis termodinámico**

Como primer paso en este análisis se establecieron las reacciones químicas que se verifican en el proceso de combustión tomando en consideración a todos y cada uno de los componentes involucrados de líneas críticas. Se consideró que la combustión es completa y no se tienen estados de oxidación parciales. Los componentes y las reacciones consideradas son los siguientes:

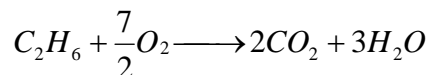
Ácido Sulfhídrico



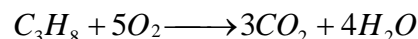
Metano



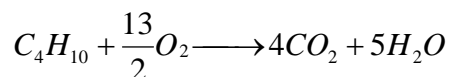
Etano



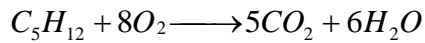
Propano



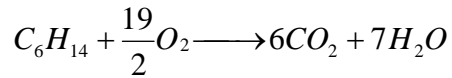
Iso-butano y n-butano



Iso-pentano y n-pentano



Hexano



A partir de las reacciones; en la literatura<sup>1</sup> se tomaron los datos de la *entalpía de formación* del componente ( $\Delta H_{f_i}^\circ$ ) a condiciones estándar (T=25°C y P=1 atm) para proceder a calcular la *entalpía de combustión* del componente ( $\Delta H_{c_i}^\circ$ ), a partir de la siguiente ecuación:

$$\Delta H_{c_i}^\circ = \nu_i * \Delta H_{f_i}^\circ \dots\dots\dots \text{Ec. (2.1)}$$

Donde:

$\Delta H_{f_i}^\circ$ = *Entalpía de formación* del componente

$\nu_i$  = Coeficiente estequiométrico del componente en la reacción.

$\Delta H_{c_i}^\circ$  = *Entalpía de combustión* del componente

Al obtener la *entalpía de combustión* del componente ( $\Delta H_{c_i}^\circ$ ) se calculó el *poder calorífico* de la mezcla representativa de cada corriente crítica a partir de los valores de las composiciones (% mol) promedios normalizados obtenidos del balance de producción y los flujos registrados del año 2007, a partir de las composiciones (% mol) máximas y mínimas registradas, de la siguiente fórmula:

$$PC_M = \sum (X_i)(\Delta H_{c_i}^\circ) \dots\dots\dots \text{Ec. (2.2)}$$

Donde:

$PC_M$ = Poder calorífico de la mezcla

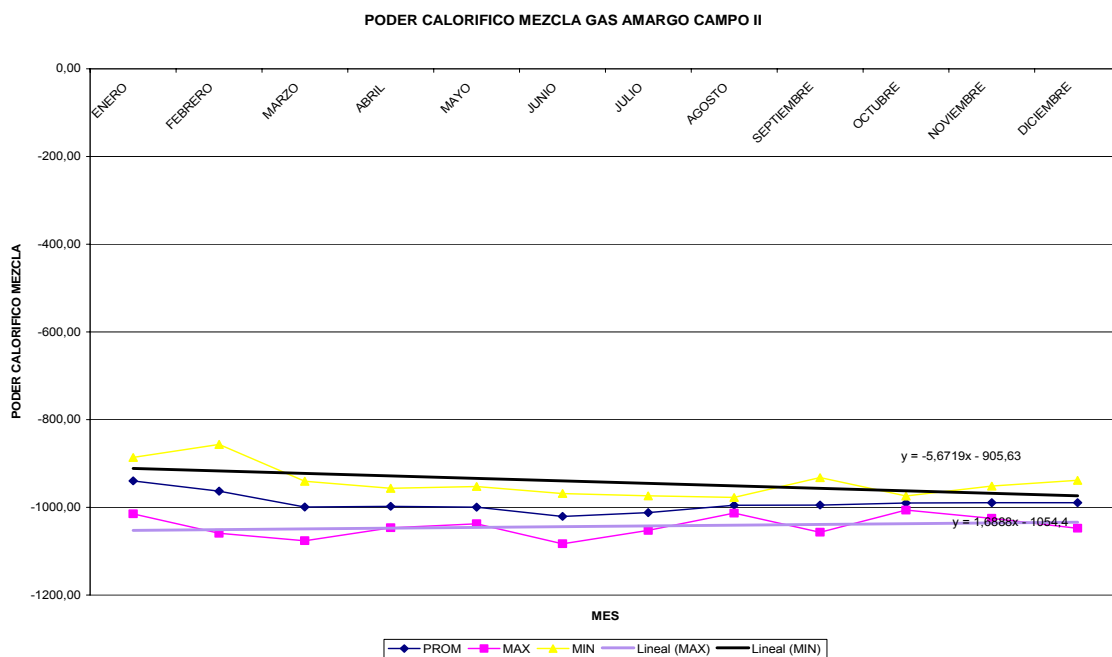
$X_i$ = Fracción mol

$\Delta H_{c_i}^\circ$ = *Entalpía de combustión* del componente

Se realizaron las gráficas del *poder calorífico* de la mezcla de cada línea de proceso y almacenamiento por mes del año 2007. De cada gráfica se obtuvieron las tendencias de *poder calorífico* de la mezcla máximas, mínimas y promedio normalizado, para poder determinar un rango de operación definido.

2.1.2.2 Análisis termodinámico de las líneas de proceso y almacenamiento.

Línea 1



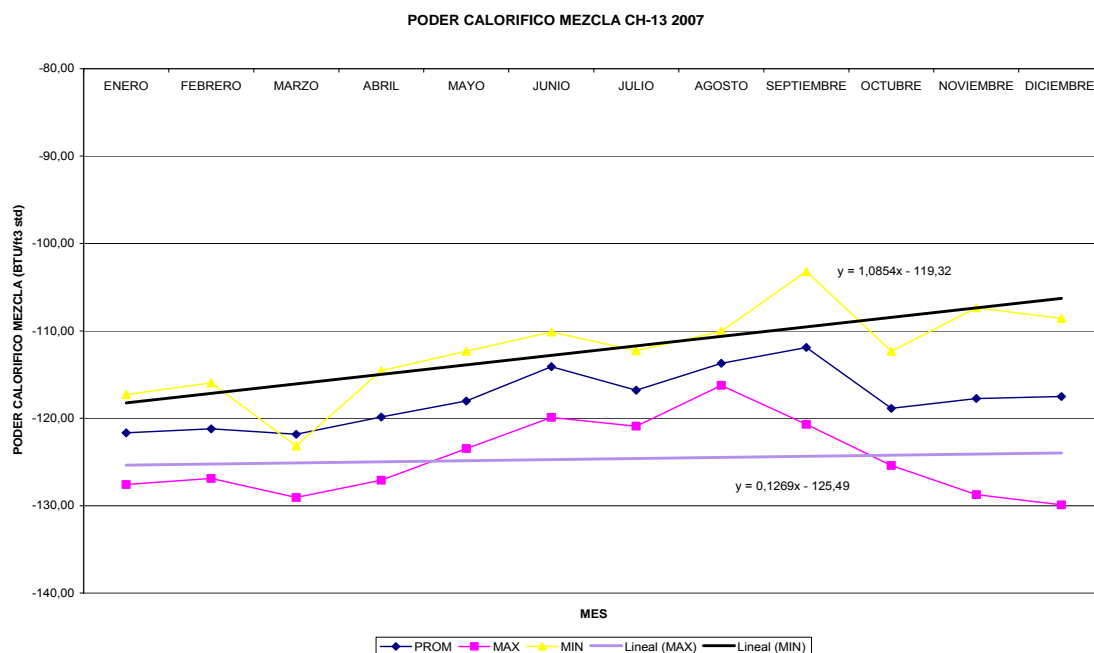
Gráfica 2.1 Poder calorífico de la línea 1 (2007)

En la gráfica 2.1 se presentan los valores del poder calorífico de la mezcla de la corriente 1 correspondiente al Gas amargo (Campo II) para el año 2007. El poder calorífico de la mezcla es negativo lo cual significa que la reacción es *exotérmica*. La línea de poder calorífico máximo presenta una tendencia constante con algunas variaciones debidas al cambio en el porcentaje de C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (etano), CH<sub>4</sub> (metano) y CO<sub>2</sub> (dióxido de carbono) principalmente, para el caso de la línea promedio se presenta un aumento en los primeros tres meses debido al aumento de C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (metano), posteriormente el poder calorífico permanece constante lo que nos indica que el poder calorífico para dicha línea en el año 2007 no varía significativamente.

Línea 2

Al no obtener datos de composición de esta línea no se puede obtener el poder calorífico.

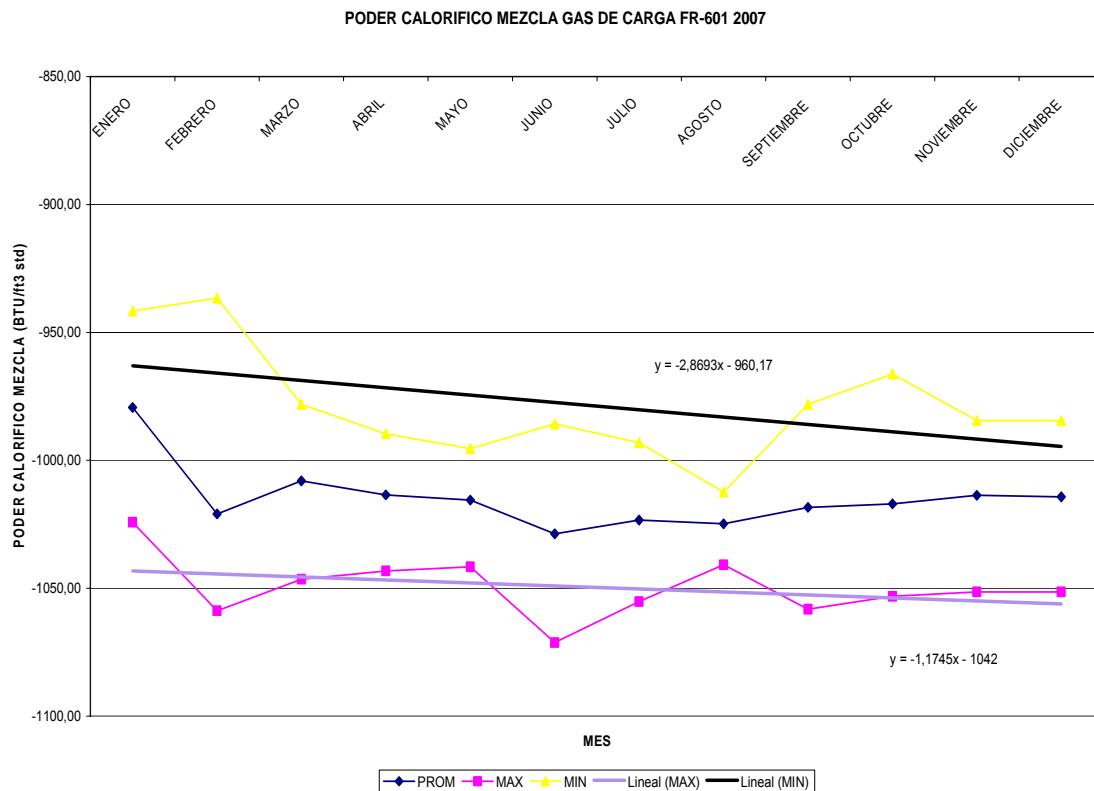
Línea 3



Gráfica 2.2 Poder calorífico de la línea 3 (2007).

En la gráfica 2.2 se presentan los valores del poder calorífico de la mezcla de la corriente 3 correspondiente al Gas ácido (CH-13) para el año 2007. El *poder calorífico* de la mezcla es negativo lo cual significa que la reacción es *exotérmica*. La línea de *poder calorífico* máximo presenta una tendencia al descenso en los primeros meses hasta llegar al mes de agosto debido a la variación en el porcentaje de CO<sub>2</sub> (dióxido de carbono) y H<sub>2</sub>S (ácido sulfhídrico) principalmente, posterior al mes de agosto se presenta una tendencia al crecimiento debido a lo mencionado anteriormente., para el caso de la línea promedio se presenta una tendencia al descenso con algunos picos, este descenso se debe a de igual forma a las variaciones en el porcentaje de CO<sub>2</sub> (dióxido de carbono) y H<sub>2</sub>S (ácido sulfhídrico) en la, como se puede ver en la línea promedio y en la del *poder calorífico* máximo el poder calorífico para dicha línea disminuyó para el año 2007.

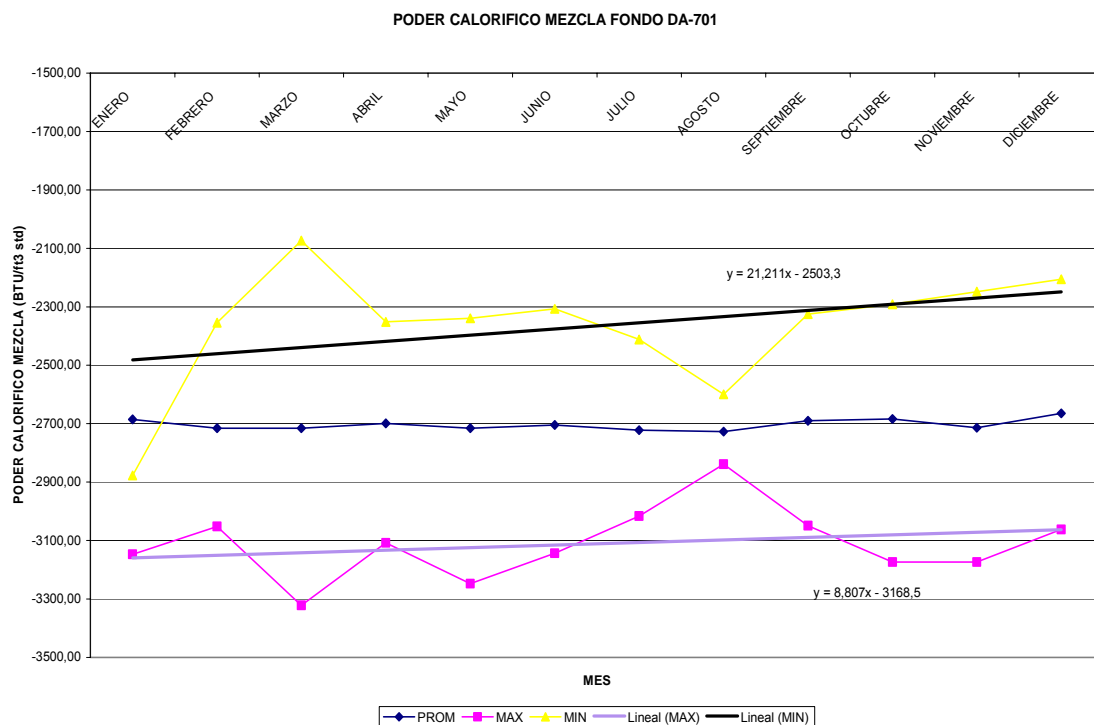
Línea 4



Gráfica 2.3 Poder calorífico de la línea 4 (2007).

En la gráfica 2.4 se presentan los valores del *poder calorífico* de la mezcla de la corriente 4 correspondiente al Gas de carga (FR-601) para el año 2007. El *poder calorífico* de la mezcla es negativo lo cual significa que la reacción es *exotérmica*. La línea de *poder calorífico* máximo presenta una tendencia general al ascenso con algunas variaciones en los meses de febrero y de junio debidas al cambio en la composición de  $C_2H_6$  (etano) y  $CH_4$  (metano) principalmente, para el caso de la línea promedio se presenta un aumento brusco en el mes de febrero debido al cambio en el porcentaje de  $C_2H_6$ , (etano) posteriormente el *poder calorífico* permanece constante. El poder calorífico para dicha línea tiene una tendencia al aumento aunque éste no es tan significativo.

Línea 5

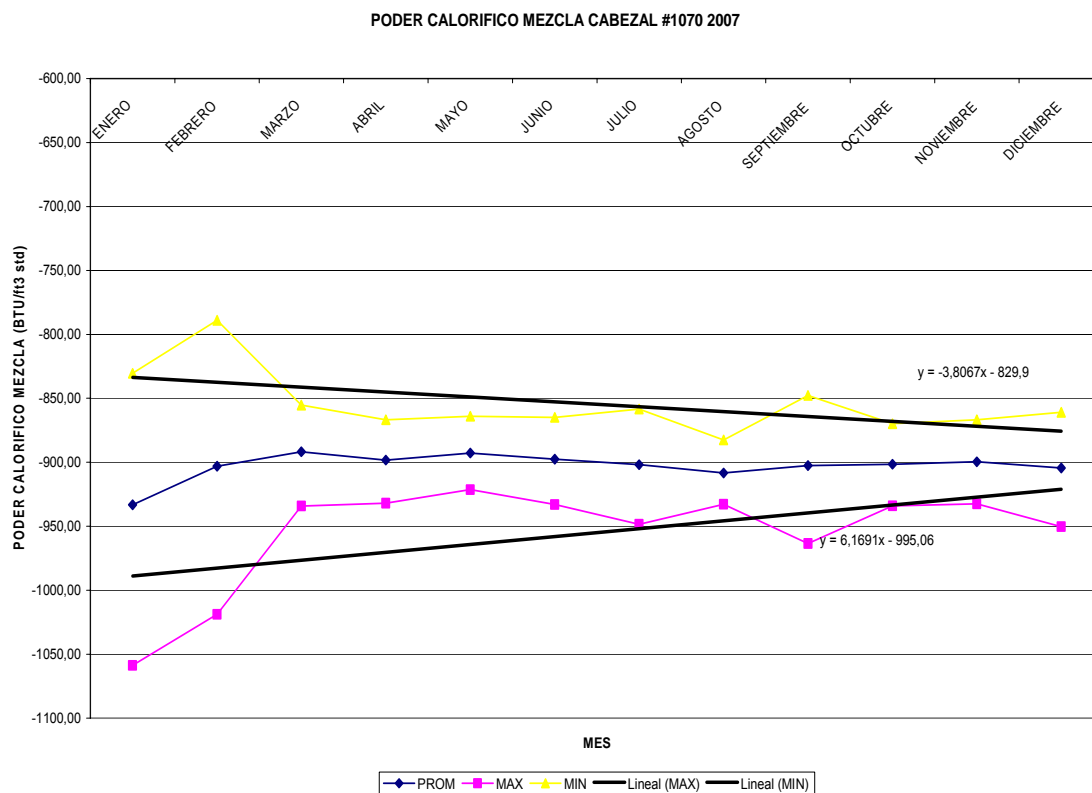


Gráfica 2.4 Poder calorífico de la línea 5 (2007)

En la gráfica 2.4 se presentan los valores del *poder calorífico* de la mezcla de la corriente 5 correspondiente al Fondo DA-701 para el año 2007. El *poder calorífico* de la mezcla es negativo lo cual significa que la reacción es *exotérmica*. La línea de poder calorífico máximo presenta bastantes variaciones sin mantener una tendencia clara debido a cambios pronunciados en todos los componentes de esa línea, en el *poder calorífico* mínimo presente algunas variaciones en los meses abril y septiembre, permaneciendo constante y para el caso de la línea promedio se presenta una tendencia totalmente constante sin ninguna variación significativa. Como se puede ver en las líneas, principalmente en la promedio que es la única que presenta una tendencia clara, el *poder calorífico* para dicha línea permanece prácticamente constante.



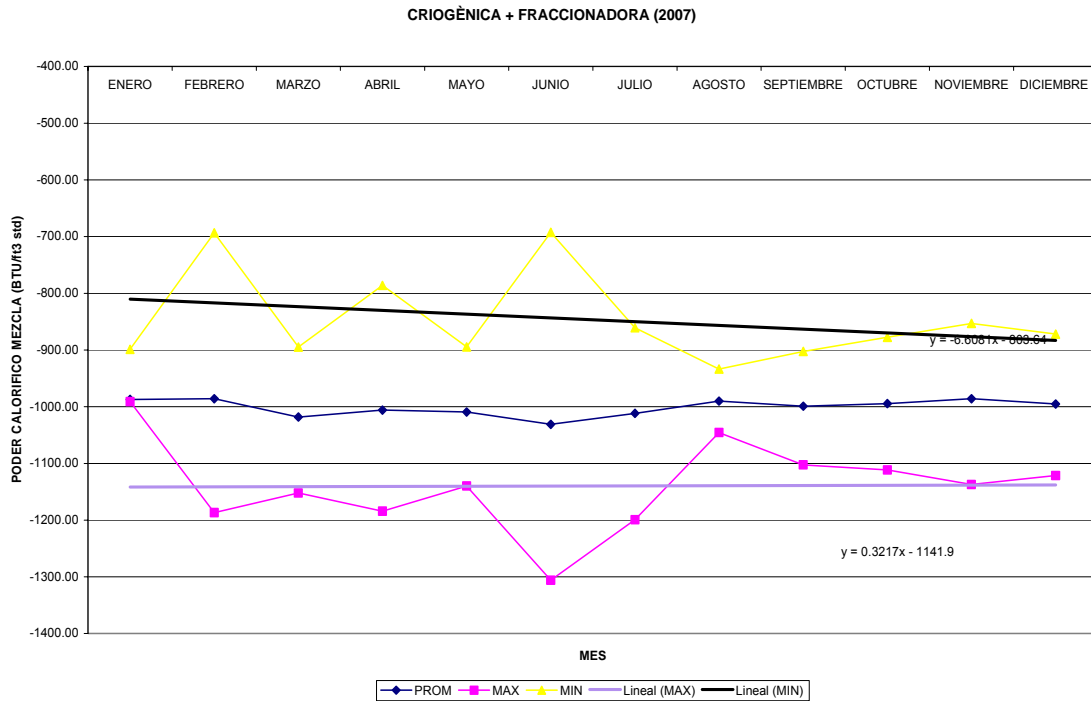
Línea 6



Gráfica 2.5 Poder calorífico de la línea 6 (2007)

En la gráfica 2.5 se presentan los valores del *poder calorífico* de la mezcla de la corriente 6 correspondiente al cabezal de 1070# para el año 2007. El *poder calorífico* de la mezcla es negativo lo cual significa que la reacción es *exotérmica*. La línea de *poder calorífico* máximo presenta una tendencia general al descenso con algunas variaciones a lo largo de la línea debidas al cambio en el porcentaje de C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (etano) CH<sub>4</sub> (metano) y N<sub>2</sub> (nitrógeno) principalmente, para el caso de la línea promedio se presenta una disminución en el mes de febrero debido al cambio en el porcentaje de CH<sub>4</sub> (metano) y C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (etano), después de este cambio la línea presenta una tendencia constante El *poder calorífico* para la línea 6 presenta una disminución en los primeros dos meses y después permanece prácticamente constante.

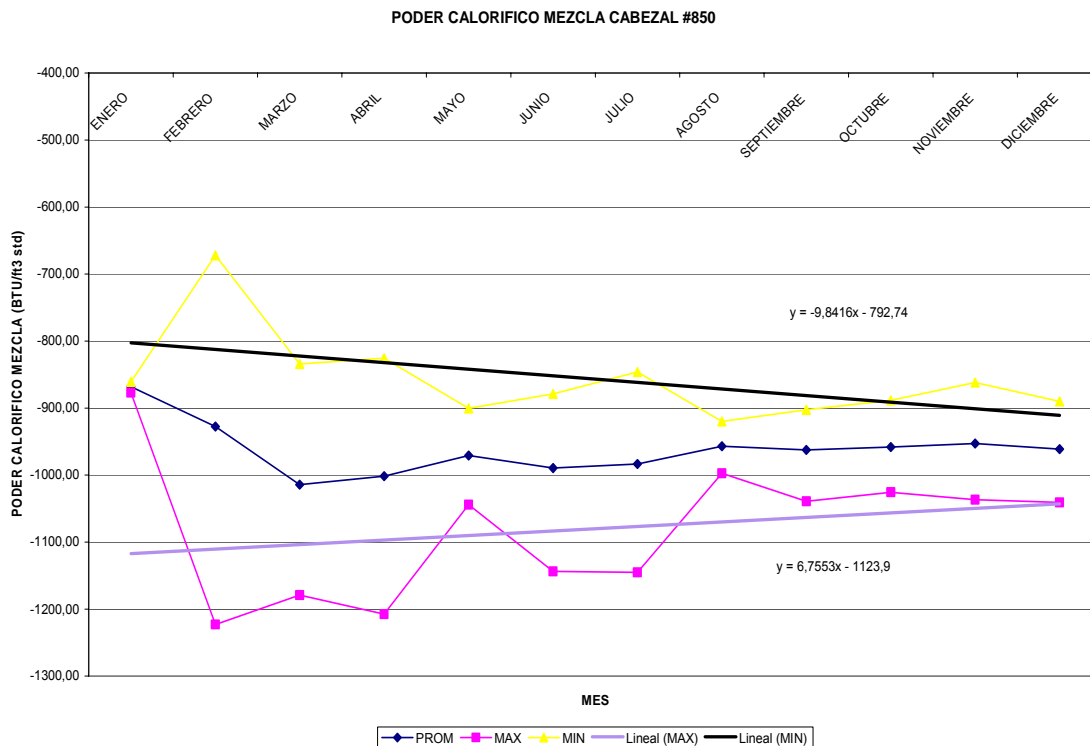
Línea 7



Gráfica 2.6 Poder calorífico de la línea 7 (2007)

En la gráfica 2.6 se presentan los valores *del poder calorífico* de la mezcla de la corriente 7 correspondiente al Gas de criogénica más fraccionadora para el año 2007. El *poder calorífico* de la mezcla es negativo lo cual significa que la reacción es *exotérmica*. La línea de *poder calorífico* máximo presenta bastantes variaciones sin mantener una tendencia clara, esta línea presenta un pico muy pronunciado en el mes de junio debido a un cambio significativo en el porcentaje de CH<sub>4</sub> (metano) para el caso de la línea promedio se presenta un leve aumento en el mes de junio debido al cambio en el porcentaje de CH<sub>4</sub> (metano) principalmente, después de este cambio la línea presenta una tendencia constante hacia el descenso. El *poder calorífico* para la línea 7 permanece prácticamente constante con una variación el mes de junio debido al cambio en el porcentaje de CH<sub>4</sub> (metano).

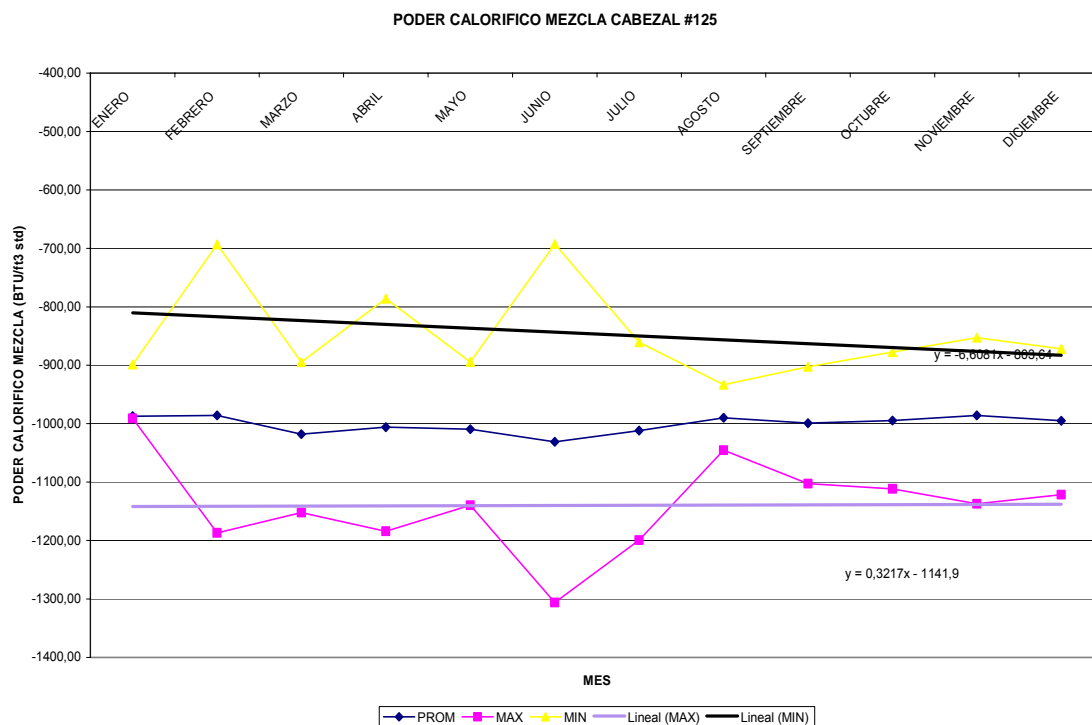
## Línea 8



Gráfica 2.7 Poder calorífico de la línea 8 (2007)

En la gráfica 2.7 se presentan los valores del *poder calorífico* de la mezcla de la corriente 8 correspondiente al Cabezal 850 psig para el año 2007. El *poder calorífico* de la mezcla es negativo lo cual significa que la reacción es *exotérmica*. La línea de *poder calorífico* máximo presenta bastantes variaciones sin mantener una tendencia clara debido a variaciones en todos los componentes que componen la mezcla, para el caso de la línea promedio se presenta un aumento en los primeros tres meses para después mantenerse con una tendencia al descenso, esto debido a cambios en el porcentaje de CH<sub>4</sub> (metano) y C<sub>2</sub>H<sub>6</sub> (etano) principalmente. El *poder calorífico* para la línea 8 permanece con una leve tendencia al descenso.

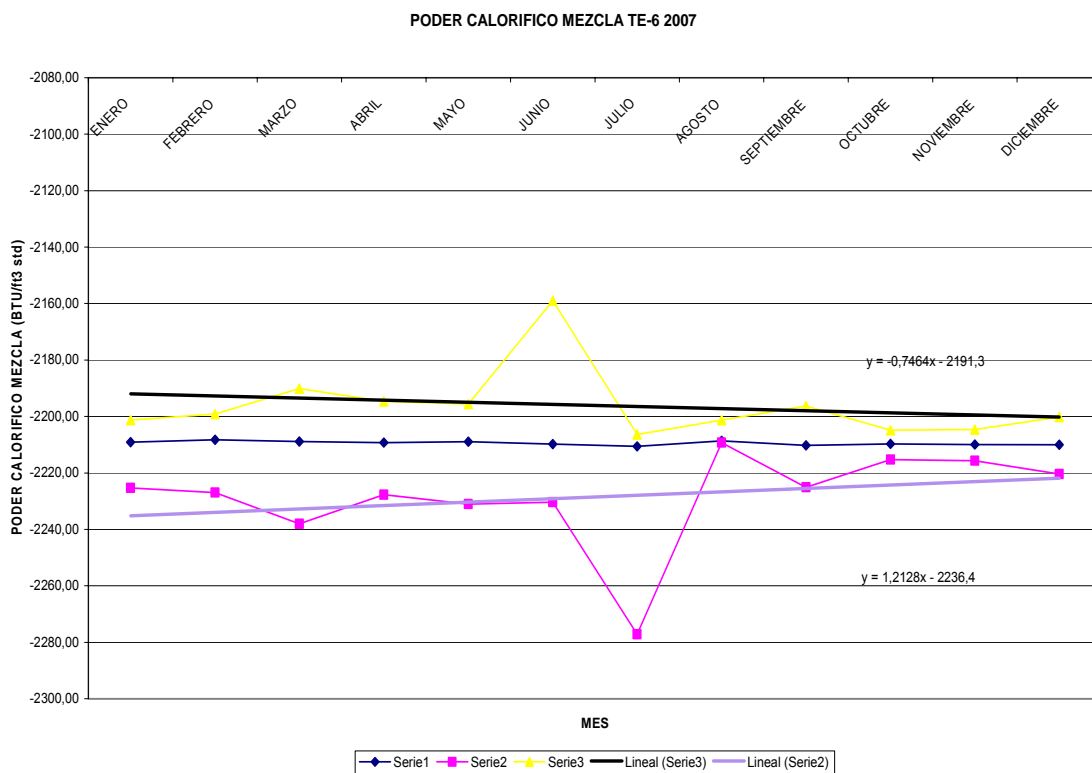
Línea 9



Gráfica 2.8 Poder calorífico de la línea 9 (2007)

En la gráfica 2.8 se presentan los valores del *poder calorífico* de la mezcla de la corriente 9 correspondiente al Cabezal 125 psig para el año 2007. El *poder calorífico* de la mezcla es negativo lo cual significa que la reacción es *exotérmica*. La línea de *poder calorífico* máximo presenta bastantes variaciones sin mantener una tendencia clara, esta línea presenta un pico muy pronunciado en el mes de junio debido a un cambio significativo en el porcentaje de CH<sub>4</sub> (metano) para el caso de la línea promedio se presenta una leve disminución en el mes de junio debido al cambio en el porcentaje de CH<sub>4</sub> (metano) principalmente, después de este cambio la línea presenta una tendencia constante hacia el descenso. El *poder calorífico* para la línea 9 permanece prácticamente constante con una variación el mes de junio debido al cambio en el porcentaje de CH<sub>4</sub> (metano).

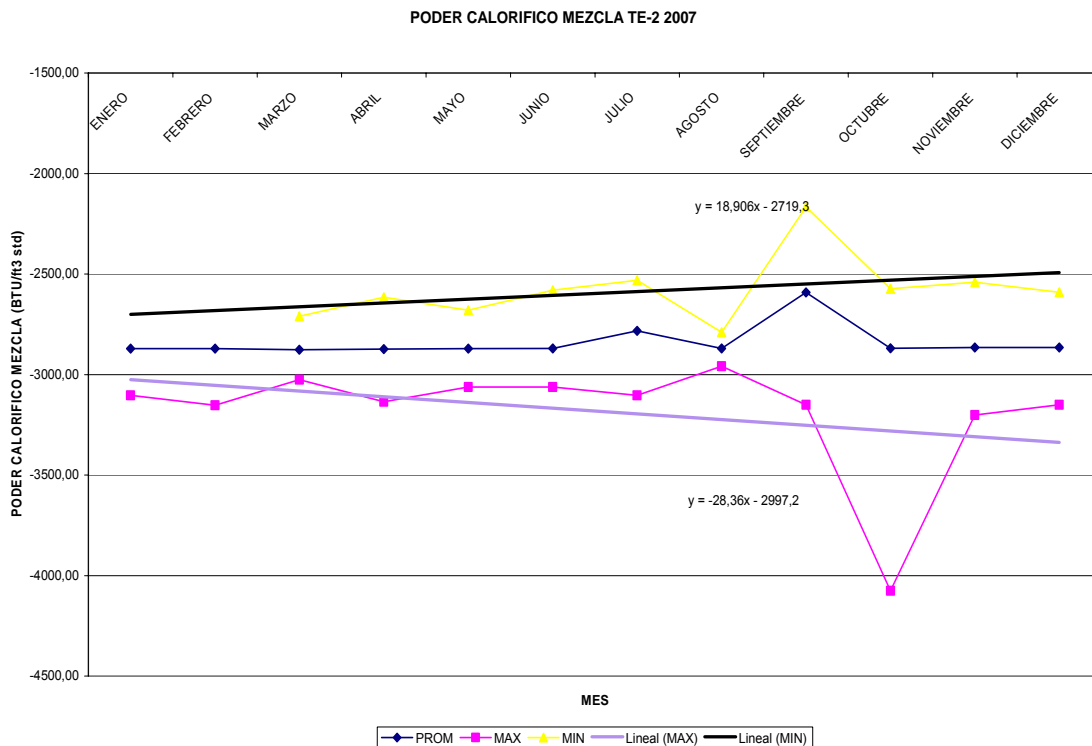
Línea 10



Gráfica 2.9 Poder calorífico de la línea 10 (2007)

En la gráfica se presentan los valores del *poder calorífico* de la mezcla de la corriente 10 correspondiente a la esfera TE-6 para el año 2007. El *poder calorífico* de la mezcla es negativo lo cual significa que la reacción es *exotérmica*. La línea de *poder calorífico* máximo presenta una tendencia general al descenso con un pico significativo en el mes de julio debido a un aumento brusco en el porcentaje de  $iC_4H_{10}$  (iso butano), para el caso de la línea promedio, ésta permanece constante sin ningún cambio significativo El *poder calorífico* para la línea 10 presenta una disminución muy leve, con un cambio en el mes de Julio y agosto, fuera de éstos es prácticamente constante.

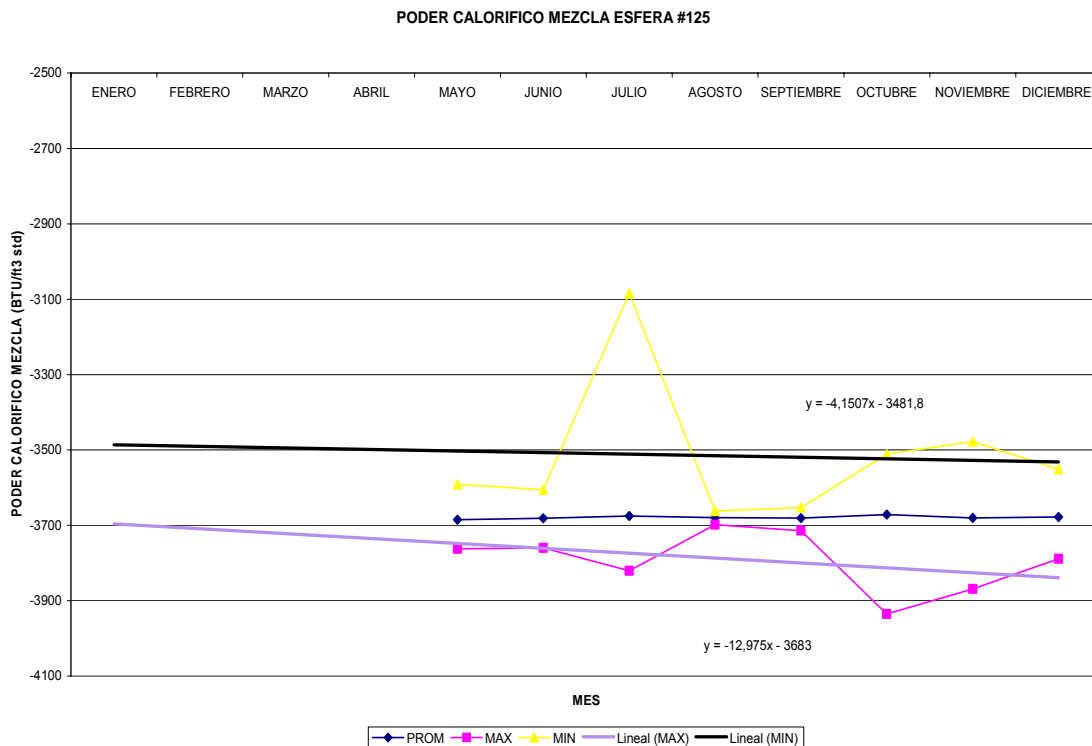
Línea 11.



Gráfica 2.10 Poder calorífico de la línea 11 (2007)

En la gráfica 2.10 se presentan los valores del *poder calorífico* de la mezcla de la corriente 11 correspondiente a la esfera TE-2 para el año 2007. El *poder calorífico* de la mezcla es negativo lo cual significa que la reacción es exotérmica. La línea de *poder calorífico* máximo presenta una tendencia general al ascenso con un pico significativo en el mes de octubre debido a un aumento brusco en el porcentaje de  $iC_4H_{10}$  (iso butano) y  $C_3H_8$  (propano), para el caso de la línea promedio, ésta permanece constante con un pico en el mes de septiembre debido a un cambio en el porcentaje de  $C_3H_8$  (propano) e  $iC_5H_{12}$  (iso pentano). El *poder calorífico* para la línea 11 permanece prácticamente constante, sólo presenta pequeños cambios en los meses de octubre y septiembre.

Línea 12



Gráfica 2.11 Poder calorífico de la línea 12 (2007)

En la gráfica 2.11 se presentan los valores del *poder calorífico* de la mezcla de la corriente 12 correspondiente a la esfera TE-125 para el año 2007. El *poder calorífico* de la mezcla es negativo lo cual significa que la reacción es *exotérmica*. No se obtuvieron los datos para los meses previos a mayo. La línea de *poder calorífico* máximo presenta una tendencia general al ascenso con un pico en el mes de octubre debido a cambios en el porcentaje de  $iC_5H_{12}$  (iso pentano),  $nC_5H_{12}$  (n pentano) y  $C_6H_{14} + P$  (hexano), para el caso de la línea promedio, ésta permanece constante sin ningún cambio significativo. El *poder calorífico* para la línea 12 presenta una tendencia prácticamente constante con muy pocos aumentos.

2.1.2.3 Análisis termodinámico de las líneas de desfogue.

Línea 13 Desfogue ácido.

Componente	PC (kJ/mol)
H <sub>2</sub> S	-104.38
CH <sub>4</sub>	-2,89
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-0,71
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-0,20
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0
nC <sub>4</sub> H <sub>12</sub>	0
iC <sub>5</sub> H <sub>14</sub>	0
nC <sub>5</sub> H <sub>14</sub>	0
C <sub>6</sub> H <sub>16</sub>	0

Tabla 2.1 Poder calorífico por componente de la línea 13

En la tabla 2.1 se muestra el *poder calorífico* por componente de la línea 13, los cuales son negativos, por lo tanto la reacción es *exotérmica*. El *poder calorífico* de la mezcla PC<sub>M</sub> es de -108.18 kJ/mol, y a condiciones estándar PEMEX (20°C y 1 atm) es de -116.92 Btu/ft<sup>3</sup>.

Línea 14 Desfogue gas seco.

Componente	PC (kJ/mol)
H <sub>2</sub> S	0
CH <sub>4</sub>	-631.50
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-291.42
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-2.87
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-0.53
nC <sub>4</sub> H <sub>12</sub>	-0.53
iC <sub>5</sub> H <sub>14</sub>	0
nC <sub>5</sub> H <sub>14</sub>	0
C <sub>6</sub> H <sub>16</sub>	0

Tabla 2.2 Poder calorífico por componente de la línea 14



En la tabla 2.2 se muestra el *poder calorífico* por componente de la línea 14, los cuales son negativos, por lo tanto la reacción es *exotérmica*. El *poder calorífico* de la mezcla  $PC_M$  es de -3.92 kJ/mol, y a condiciones estándar PEMEX (20°C y 1 atm) es de -4.24 Btu/ft<sup>3</sup>.

Línea 15 y 17 Desfogue gas húmedo de alta

Componente	PC (kJ/mol)
H <sub>2</sub> S	-8.46
CH <sub>4</sub>	-589.70
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-180.76
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-61.72
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-9.54
nC <sub>4</sub> H <sub>12</sub>	-30.31
iC <sub>5</sub> H <sub>14</sub>	-9.60
nC <sub>5</sub> H <sub>14</sub>	-14.72
C <sub>6</sub> H <sub>16</sub>	-12.53

Tabla 2.3 Poder calorífico por componente de las líneas 15 y 17.

En la tabla 2.3 se muestra el *poder calorífico* por componente de las líneas 15 y 17, los cuales son negativos, por lo tanto la reacción es *exotérmica*. El *poder calorífico* de la mezcla  $PC_M$  es de -917.35 kJ/mol, y a condiciones estándar PEMEX (20°C y 1 atm) es de -991.44 Btu/ft<sup>3</sup>.

Línea 16 Desfogue de gas baja y húmedo.

Componente	Pc(kJ/mol)
H <sub>2</sub> S	0
CH <sub>4</sub>	0
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-2,04
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-1,06
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-4,25
nC <sub>4</sub> H <sub>12</sub>	-729,91
iC <sub>5</sub> H <sub>14</sub>	-1100,73
nC <sub>5</sub> H <sub>14</sub>	-1566,30

Tabla 2.4 Poder calorífico por componente de la línea 16

En la tabla 2.4 se muestra el *poder calorífico* por componente de la línea 14, los cuales son negativos, por lo tanto la reacción es *exotérmica*. El *poder calorífico* de la mezcla  $PC_M$  es de -3401.19 kJ/mol, y a condiciones estándar PEMEX (20°C y 1 atm) es de -3675.89 Btu/ft<sup>3</sup>.

### 2.1.3 Análisis de cargas al sistema

En el análisis de cargas al sistema se efectúa en todas las situaciones posibles de desfogue que puedan presentarse, a fin de determinar la condición máxima de desfogue en emergencia. La máxima situación de emergencia, es la suma de las cargas individuales por una falla en particular o la máxima contrapresión generada en la tubería de desfogue, dependiendo del caso. En el análisis de cargas debe ponerse atención en aquellas fallas que puedan ser acumulativas por enlaces o dependencia del mismo sistema.

Es conveniente considerar los siguientes factores:

- Número de válvulas.
- Presión de ajuste
- *Contrapresión* permisible
- Temperatura y flujo de relevo.
- Causa que origina el desfogue (causas de relevo).

#### 2.1.3.1 Causas de relevo

Las causas de relevo son las causas que originan el desfogue, las cuales pueden resultar de una *sobrepresión*. Se considera que están relacionadas entre sí cuando existen enlaces de proceso, mecánicos o eléctricos y el tiempo que transcurre entre los diversos eventos sucesivos posibles. A continuación se relacionan las contingencias más comunes.

##### A) Descarga bloqueada

Es cualquier carga mecánica ocasionada por una válvula cerrada inadvertida, a la salida del equipo o línea la cual rompe la diferencia entre la presión de operación y el valor de calibración de los dispositivos de seguridad.

### B) Fallas operacionales

Las fallas operacionales más comunes son causadas por descargas bloqueadas, fallas de servicios auxiliares y apertura inadvertida de válvulas.

### C) Fallas de servicios auxiliares

Las fallas de servicios auxiliares, más graves y comunes son las de energía eléctrica y agua de enfriamiento.

#### C.1 Falla de energía eléctrica.

Por su extensión las fallas de energía son:

C.1.1 Falla local. Un solo elemento del equipo es afectado.

C.1.2 Falla intermedia. Un centro de distribución, un centro de control o bus es afectado.

C.1.3 Falla total. Todo el equipo eléctrico es afectado.

Esta falla ocurre en los siguientes equipos: Válvulas operadas con motor eléctrico, bombas, ventiladores, compresores.

#### C.2 Falla de agua de enfriamiento.

Cuando ocurre esta falla, se origina la mayor masa de gas a relevar y constituye por lo tanto, la causa crítica para la que debe ser diseñado el cabezal de desfogue.

Esta falla ocurre en los siguientes equipos: Intercambiadores de calor, condensadores.

### D) Falla por fuego

Un incendio debe confinarse a un área máxima de 464.75 m<sup>2</sup> (5,000 ft<sup>2</sup>)

Un equipo de proceso a una altura mayor a 7.62 m (25 ft) sobre el nivel de piso o plataforma no debe ser considerado o sometido al fuego, pero en el caso que la temperatura sea muy elevada debe considerarse la posibilidad de que se presenten reacciones químicas (*cracking térmico*), con su consecuente desprendimiento de vapores.

### 2.1.3.2 Válvulas de relevo

Es un dispositivo de alivio de presión activado por la *presión estática* corriente arriba de la válvula que abre en proporción al incremento de presión sobre la *presión de ajuste*.

Las válvulas de relevo se clasifican en:

#### A) Válvula convencional de alivio - seguridad

Es una válvula de alivio con bonete cerrado, cuyo bonete ventea al lado de la descarga de la válvula. Las características de comportamiento de la válvula (presión de apertura, presión de cierre, capacidad de alivio, etc.), son afectadas directamente por cambios en la *contrapresión*.

#### B) Válvula de alivio

Es un dispositivo de alivio de presión activado por la *presión estática* corriente arriba de la válvula, que abre en proporción al incremento de presión sobre la presión de ajuste. La válvula de alivio se usa principalmente para líquidos.

#### C) Válvula de alivio con bonete abierto

Es una válvula de alivio cuyo resorte está expuesto a la atmósfera a través del bonete o yugo. Dependiendo del diseño, el resorte debe ser protegido de vapores o gases descargados por la válvula.

#### D) Válvula de alivio con bonete cerrado

Es una válvula cuyo resorte se encuentra totalmente encerrado por una cubierta metálica. La cubierta protege el resorte de agentes corrosivos en el ambiente y es un medio colector de fugas en el vástago o disco guía. El bonete puede estar o no sellado contra fugas de presión hacia la atmósfera.

#### E) Válvula de alivio - seguridad

Es un dispositivo de alivio de presión. Se usa normalmente para gas, vapor o líquido. Este tipo de válvula debe llevar siempre bonete cerrado.

#### F) Válvula de seguridad

Es un dispositivo de relevo automático activado por la *presión estática* corriente arriba y caracterizado por una apertura rápida.

#### G) Válvula de seguridad - alivio balanceada

Es aquella válvula en cuyo diseño se encuentran incorporados dispositivos para minimizar los efectos de la *contrapresión* sobre las características de su comportamiento (presión de apertura, presión de cierre, capacidad de alivio, etc.).

Para llevar a cabo el diseño de una válvula de seguridad, se requiere ante todo del conocimiento de la masa a relevar, sus propiedades y las características del sistema de desfogue, para lo cual debe hacerse un análisis cuidadoso del servicio y del entorno en el que la válvula va a operar.

#### 2.1.3.3 Diagrama de bloques del sistema de desfogue

El diagrama de bloques del sistema de desfogues Indica las diferentes situaciones de emergencia en cada una de las plantas, en el cual, es posible visualizar en forma rápida la condición crítica y se debe indicar como mínimo lo siguiente:

- Todas las aportaciones de desfogues de las instalaciones o estaciones de desfogue que intervienen en el sistema.
- Las causas de desfogues para cada planta o equipo en particular, así como las características del flujo, presión y temperatura del gas, corriente abajo y arriba de cada válvula.
- La interrelación con los servicios auxiliares esto es: agua de enfriamiento para los equipos de la planta, la subestación eléctrica y el alimentador, de los cuales depende la instalación.
- El diámetro de cada línea de desfogue.
- El quemador al que será enviada la corriente de gas.

El diagrama de bloques del sistema de desfogue se muestra en la Figura 2.2.

#### 2.1.4 Análisis del sistema de desfogue

Con el fin de evaluar las posibles opciones técnicas para el dimensionamiento y la preselección del tipo de quemador elevado y el dimensionamiento del quemador de fosa.

Para cada quemador se considera el flujo máximo simultáneo probable a desfogar de las plantas existentes. Esta información se obtiene del balance de materia y del diagrama de bloques del sistema de desfogue.

Por consiguiente, para el planteamiento de las diferentes opciones de carga de desfogue en los quemadores; se parte de diferentes escenarios, como se indican en el Diagrama 1(1a, 1b y 1c) para el quemador elevado y en el Diagrama 2 para el quemador de fosa.

##### 2.1.4.1 Quemador elevado

Para estimar las dimensiones del quemador elevado y definir el tipo, se plantean las opciones: 1, 2 y 3, como se indica en el Diagrama 2.1 y el resumen de opciones se muestra en la tabla 2.5

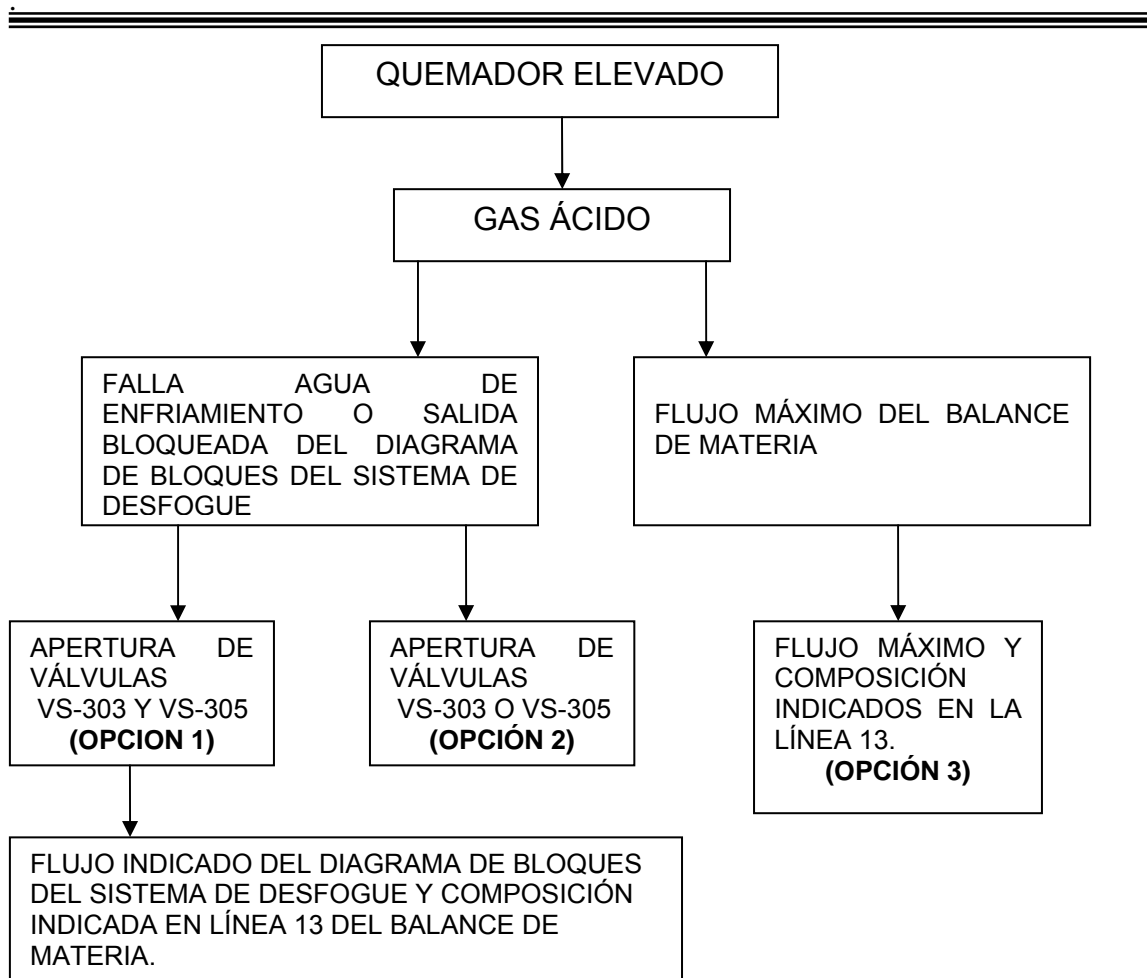


Diagrama 2.1 Quemador elevado.

OPCIÓN	1	2	3
FLUJO MÁXIMO, lb/h	205,000	102,500	35,575.70
FLUJO MÁXIMO, mmpcd	48.84	24,42	3.98
COMPOSICIÓN DE GASES A QUEMAR	Corriente 13 Balance de materia	Corriente 13 Balance de materia	Corriente 13 Balance de materia
PESO MOLECULAR DE MEZCLA, lb/lb mol	40.835	40.835	40.835

Tabla 2.5 Resumen de opciones de desfogue del quemador elevado.

En la tabla 2.5, se muestran las diferentes opciones de desfogue del quemador elevado. Para el diseño del quemador elevado, se escoge el escenario crítico o de emergencia, el cual es la opción 1, en la apertura de las 2 válvulas donde el flujo máximo es de 48.84 mmpcd.

#### 2.1.4.2 Quemador de fosa

Para estimar las dimensiones del quemador de fosa, se plantean las opciones: 1, 2 y 3, como se indica en el Diagrama 2.2 y el resumen de opciones se muestra en la tabla 2.6

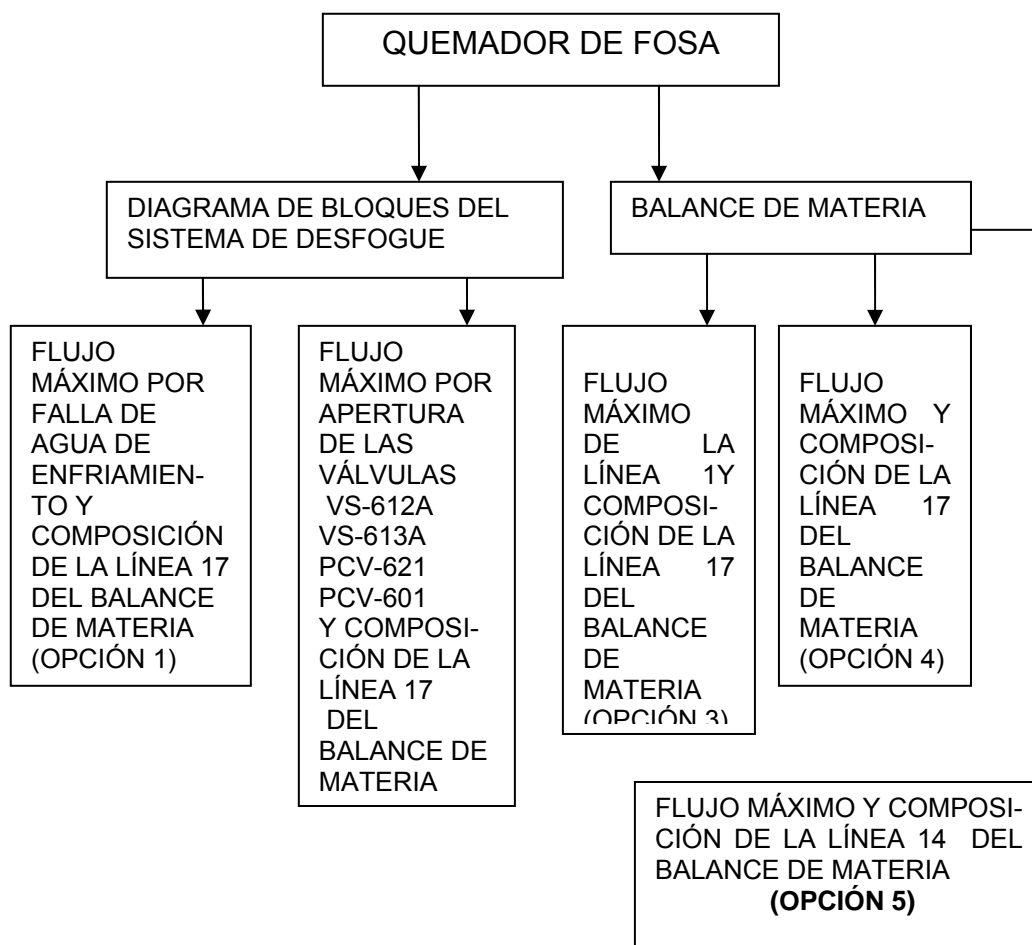


Diagrama 2.2 Quemador de fosa.



OPCIÓN	1	2	3	4	5
FLUJO MÁXIMO HÚMEDO, lb/h	1,072,475.78	1,021,369.38	249,600.63	490,074.30	490,074.30
FLUJO MÁXIMO HÚMEDO, mmpcd	466.50	444.27	108.57	213.17	23.17
COMPOSICIÓN DE GASES A QUEMAR)	Línea 17 de Balance de materia	Línea 17 de Balance de materia	Línea 17 de Balance de materia	Línea 17 de Balance de materia	Línea 14 de Balance de materia
PESO MOLECULAR lb/lb mol	21.98	21.98	21.98	21.98	19.04

Tabla 2.6 Resumen de opciones de desfogue del quemador de fosa.

En la tabla 2.6, se muestran las diferentes opciones de desfogue del quemador de fosa. Para el diseño del quemador de fosa, se escoge el escenario crítico o de emergencia, el cual es la opción 1, en el flujo máximo de falla de agua de enfriamiento, el cual es de 466.50 mmpcd, para el caso de desfogue de gas húmedo. En el desfogue de gas seco, se considera la opción 5 donde corresponde el flujo máximo de la línea 14 del balance de materia, el cual es de 23.17 mmpcd.

## 2.2 TANQUE DE SELLO

El tanque de sello que se utiliza en sistemas de desfogue, es un recipiente que contiene un nivel de agua cuyo objeto es producir una presión del gas de purga suministrado al sistema, mayor que la presión atmosférica, así como extinguir una flama que haya retrocedido desde la *boquilla* del quemador. El sello en el tanque está determinado por la presión de descarga en la boquilla del quemador. A continuación se mencionan los diferentes tipos de sellos:

- A) Sello líquido. Este equipo es utilizado para evitar el retroceso de la flama, mantener presión positiva para impedir la introducción de aire al cabezal y evitar mezclas explosivas aire-gas en el cabezal de desfogue, además de direccionar el flujo de gas relevado entre dos o más quemadores.

- B) Sello molecular. Este tipo de sello utiliza una doble curvatura tipo “U” invertida una hacia la otra, para prevenir el paso de aire al interior del quemador.
- C) Sello fluídico. Consiste de una serie de *baffles* o *mamparas* orientadas de tal forma que la corriente de aire que pueda entrar en la boquilla regrese por las paredes de la misma. El *baffle* origina que el gas salga por el centro de la boquilla creando un flujo positivo hacia la salida. Este efecto debe ser reforzado por el empleo de un gas de ayuda o gas de purga. El sello fluídico contrarresta las tres causas de entrada de aire al quemador, alta velocidad del viento, oscilación y contracción térmica. Este tipo de sellos se utiliza para diámetros nominales de 50 a 1830 mm (2 a 72 in).
- D) Sello tipo laberinto (figura 24 del anexo). Utiliza dos deflectores para producir un cambio de 180° en la dirección del flujo de gas evitando con esto la entrada de aire a la chimenea. En operación normal se requiere un flujo positivo para vencer la difusión en la interfase aire/gas. Este tipo de sellos se utiliza frecuentemente para diámetros nominales de 50 a 1830 mm (2 a 72 in). Se deben instalar los tanques de sello hidráulico entre los cabezales de desfogue de las plantas de proceso o de almacenamiento y los quemadores.

En el caso del quemador de fosa los tanques de sello se implementan el sistema de control de flujo de gas de desfogue por etapas, ya sea a un solo quemador o a una instalación combinada constituida por quemadores sin humo para manejar desfogues continuos y quemadores de emergencia.

El sello presentado por un tanque, está determinado por la profundidad a que esté sumergida la tubería del cabezal de desfogue en el nivel de agua, la cual depende de la presión disponible en la corriente de desfogue.

En el Anexo II, se realizan los cálculos para estimar las dimensiones de un tanque de sello.

### 2.3 CABEZALES DE DESFOGUE

En un cabezal de desfogue, se agrupan todas aquellas corrientes de gas cuyas características sean similares, tales como:

- a) Composición.
- b) Niveles de presión de descarga.
- c) Niveles de temperatura de descarga.

Las corrientes de gas de ocurrencia simultáneas con propiedades físicas diferentes por ejemplo: presión, temperatura o composición, deben ser conducidas al quemador por diferentes tuberías.

Las descargas de gas con propiedades físicas similares de alivio y distancias iguales al quemador, deben conducirse por un mismo cabezal de desfogue.

En el Anexo I, se realizan los cálculos para estimar las dimensiones de un cabezal de desfogue.

## CAPÍTULO 3. DISEÑO DE UN QUEMADOR ELEVADO

### 3.1 CARÁCTERÍSTICAS DE UN QUEMADOR ELEVADO.

Las características y condiciones que deben tomarse en cuenta para decidir la construcción del quemador elevado en un sistema de desfogues son:

- a) Las condiciones del fluido manejado: fase gaseosa o líquida, toxicidad, corrosividad e inflamabilidad.
- b) Efectividad en la dispersión de los productos de la combustión.
- c) Minimización de la radiación de calor al nivel de piso, tomando en consideración que la boquilla en donde se lleva a cabo la combustión se instala en el extremo superior de la chimenea.

### 3.2 TIPOS DE QUEMADORES ELEVADOS DE ACUERDO A LA ESTRUCTURA DE SOPORTE

#### 3.2.1 Quemador tipo torre.

El quemador tipo torre se debe instalar cuando se requieran alturas mayores a 46 m (150.88 pie) y hasta 183 m (600.24 pies), es ideal para instalarse en lugares donde las distancias disponibles con respecto a otros equipos están limitadas y sea necesario soportar mas de una *boquilla*.

Se construye de perfiles estructurales hasta formar una torre, de sección triangular o rectangular, según sea el número de *boquillas* a soportar. Las características de solidez y resistencia deben proyectarse de manera que tenga la capacidad para dar servicio a dos o tres *boquillas* de quemado. Tiene la desventaja de que el tamaño de los *arrestadores* de aire a emplear, está limitado por el espacio interno de la estructura.

#### 3.2.2 Quemador cableado

El quemador cableado se utiliza cuando el diseño requiere alturas mayores a 183 m (600 pies). Se emplea un solo diámetro de tubería hasta la boquilla de quemado sin necesidad de estructura. Se construye equilibrando la tubería con cables o *contraventeos* a fin de soportar los efectos sísmicos, los del viento y los de su propio peso. Tiene la desventaja de que para su operación se

requiere un espacio considerable. Cuando se tienen expansiones térmicas severas, debe tenerse cuidado en la manera de instalar los cables, en el ángulo que formen con la tubería elevada y en el número de cables que se utilicen.

### 3.2.3 Quemador autosoportado

Este tipo de quemador se debe instalar para alturas de 4.5 m (14.76 pies) a 91 m (298.48 pies), tiene aplicaciones principalmente en sistemas que demandan poca altura y espacio reducido. Su construcción se hace uniendo tuberías de mayor a menor diámetro. Generalmente se usan tres diámetros; el mayor se sujeta a un tanque de sello, un *tanque separador de líquidos* o un *arrestador* de aire. Tiene la desventaja de verse sujeto a oscilaciones rítmicas producidas por el viento y se debe limitar a una altura máxima de 91 m. Además, sólo permite una *boquilla* de quemado.

En la figura 3.1 se muestran los tres diferentes tipos de quemador elevado.

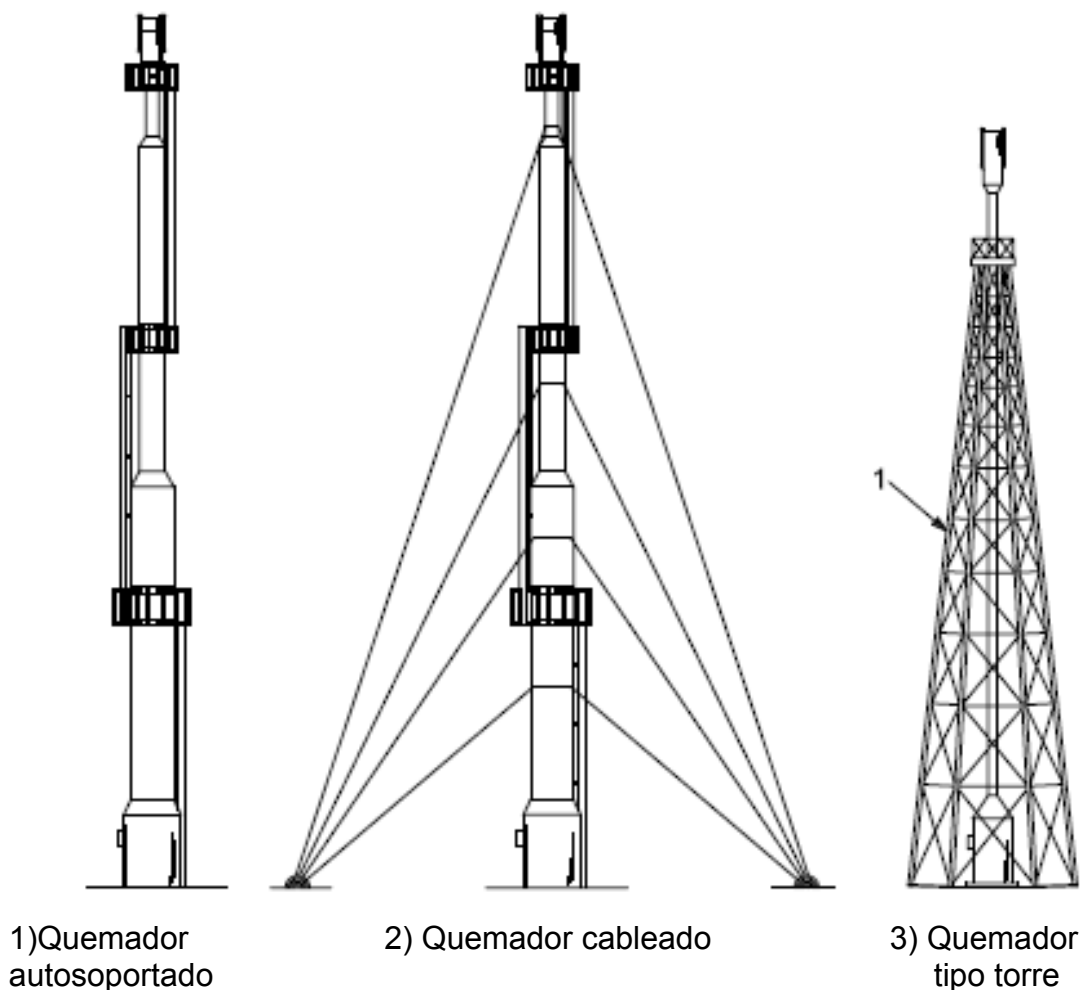


Fig. 3.1 Tipos de quemadores elevados

### 3.3 FACTORES DE DISEÑO DE UN QUEMADOR ELEVADO.

#### 3.3.1 Requisitos para determinar el diámetro

- A. Un quemador debe ser capaz de mantener una flama estable en condiciones de flujo máximo de descarga, los vapores deben estar libres de líquidos y la formación de humo debe minimizarse con el fin de cumplir con las regulaciones ambientales establecidas en el Artículo 12 del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación Atmosférica Originada por la Emisión de Humos y Polvos.
- B. Debe ser capaz de mantener un encendido continuo.
- C. El diámetro del quemador se debe seleccionar con base en la velocidad de salida de los gases y la *caída de presión* a través de la *boquilla*.
- D. Se debe estimar una velocidad adecuada de salida de los gases a quemar para mantener una flama estable.
- E. Para seleccionar la *boquilla* de quemado se debe determinar la temperatura y la composición de los gases a quemar, se considera que en las descargas de desfogue mas frecuentes, se debe operar sin emisión de humo. Se permite la emisión de humo, solo en caso de las descargas de emergencia por periodos de tiempo muy cortos.
- F. El quemador debe diseñarse para la condición de flujo máximo.
- G. La velocidad de salida de los gases a quemar no debe ser mayor de 0.5 Mach para los máximos flujos, manteniendo una velocidad de 0.2 Mach para las condiciones de operación normal.
- H. La *caída de presión* a través de la *boquilla*, debe tener un valor aproximado de 13.79 kPa (2 psig)

### 3.3.2 Requisitos para determinar la altura

- A. La altura del quemador se debe seleccionar con base en la intensidad del calor radiante generado por la flama y en la distancia requerida de la base del quemador al punto en el cual se establezca la intensidad de radiación máxima permisible. En la tabla 3.1 se muestran los niveles de radiación.
- B. El nivel de radiación permisible está en función del tiempo de exposición del personal; por lo que debe considerarse el tiempo que demoran las personas en percatarse de una situación de emergencia y el tiempo que estas requieren para movilizarse. En la tabla 3.2 se muestran los tiempos de exposición para llegar al umbral de dolor.
- C. En las emisiones de emergencia se considera que las personas reaccionan en un tiempo de 3 a 5 segundos y se requieren 5 segundos más para que el personal se retire del área, por lo que resulta un tiempo total de exposición de 8 a 10 segundos. El nivel de intensidad de radiación permisible en la base del quemador es de  $4.73 \text{ kWm}^2$  ( $1\ 500 \text{ BTU/h-pie}^2$ ) para un tiempo máximo de exposición de 9 segundos.
- D. Cuando se manejen gases tóxicos debe considerarse, que el quemador tenga la altura suficiente para que la concentración de los mismos a nivel del piso no exceda el límite aceptable de toxicidad en caso de que se extinguiera la flama del quemador.
- E. Los fluidos con bajo poder calorífico (menor a  $300 \text{ BTU/ft}^3$ ) requieren de inyección de gas combustible.
- F. Para el diseño de la estructura de los quemadores se debe considerar la temperatura de los gases desfogados y la temperatura ambiente.
- G. El nivel de ruido, producido en el quemador no debe exceder de 90 db a nivel de piso para desfogues frecuentes y no debe exceder de 105 db a nivel de piso para desfogues esporádicos.
- H. El efecto del viento se debe considerar para determinar el centro de flama. Una flama bajo influencia de viento se inclina en la dirección que el viento está soplando. En la Fig. 3.2 Se muestra un diagrama de un quemador elevado bajo la influencia del viento.

<b>Exposición</b>	<b>Intensidad de radiación permisible kW/m<sup>2</sup> (BTU/h-ft<sup>2</sup>)</b>
Exposición prolongada del personal	1.58 (500)
Exposición en un corto intervalo de tiempo del personal que trabaja en el área.	4.73 (1500)
Exposición del personal efectuando acciones de emergencia que no demoren más de un minuto con ropa apropiada.	6.31 (2000)
Exposición del equipo (Tanques, unidad de encendido remoto).	9.46 (3000)
Exposición de las estructuras y áreas en donde no haya personal operando.	15.77 (5000)

Tabla 3.1 Niveles de Radiación

<b>Intensidad kW/m<sup>2</sup> (BTU/h-ft<sup>2</sup>)</b>	<b>Umbral del dolor (segundos)</b>	<b>Formación de ampollas (segundos)</b>
1.74 (550)	60	
4.73 (1500)	16	
6.3 (2000)	8	20
16.72 (2300)		5

Tabla 3.2 Tiempo de exposición necesario para llegar al umbral de dolor.

### 3.3.3 Variables a considerar para el diseño de un quemador elevado bajo la influencia del viento

En la Fig. 3.2 se observa la geometría del quemador bajo la influencia del viento, en el cual se considera en la base del quemador un valor de radiación de 500 BTU/Hr-ft<sup>3</sup>, para que una persona estando en su base tenga el tiempo de escapar cuando suceda una descarga máxima repentina.



Las variables a considerar para el diseño de un quemador elevado son las siguientes:

$\Theta$  = Ángulo de desviación de flama (grados).

$X$  = Distancia radial desde el centro de la flama al observador (ft).

$X_c$  = Distancia horizontal desde el centro de la flama al quemador (ft).

$Y_c$  = Distancia vertical desde el centro de la flama al quemador (ft).

$L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama (ft).

$y$  = Distancia radial (distancia límite de radiación).

$y'$  = Base de triángulo de radiación.

$H'$  = Altura del quemador elevado mas la distancia vertical desde el centro de flama (ft).

$H$  = Altura del quemador (ft).

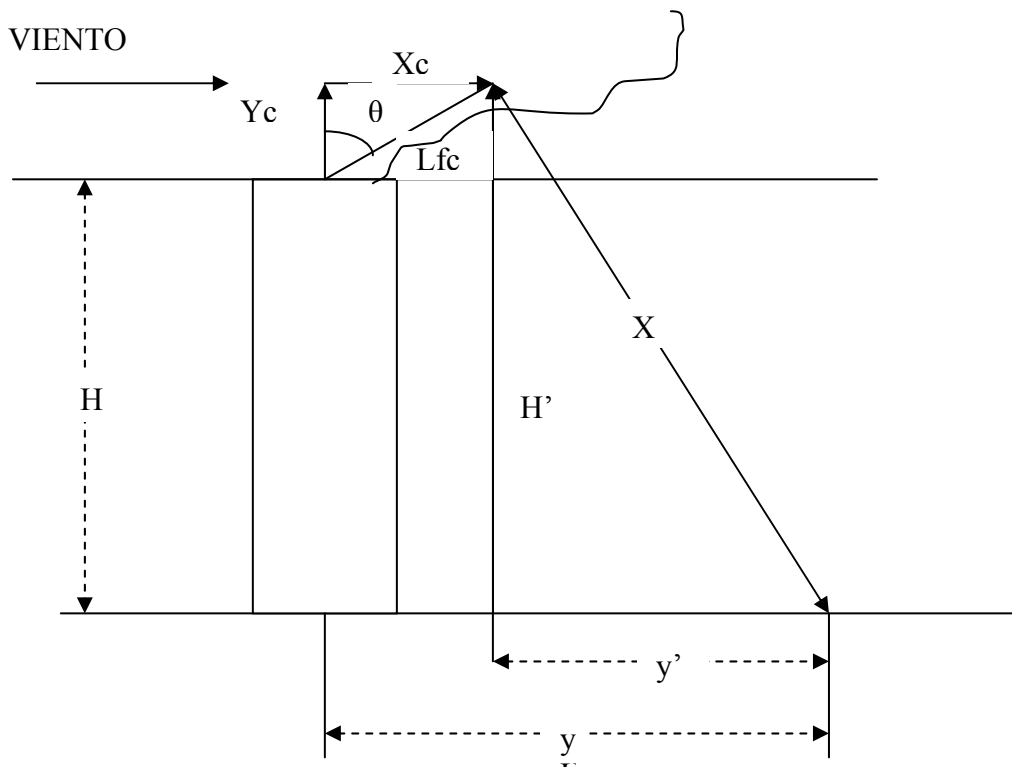


Figura 3.2 Diagrama del quemador elevado bajo la influencia del viento.

### 3.4 ECUACIONES APLICADAS PARA EL DISEÑO DE UN QUEMADOR ELEVADO

3.4.1 Poder calorífico neto del gas a quemar se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$Hf_{GAS} = \sum Hfi * X_i \dots\dots\dots Ec. (3.1)$$

En donde:

Hfi= Valor calorífico neto de formación de la reacción de oxidación (BTU/ft<sup>3</sup>)  
 Xi= Fracción mol del componente oxidado  
 Hf<sub>GAS</sub> = Valor neto calorífico del gas a quemar.

Es importante conocer el valor neto calorífico del gas, si es de bajo *poder calorífico* (300 BTU/ft<sup>3</sup>), se debe inyectar gas combustible, por lo que se debe de calcular el balance de materia y energía de la mezcla de las 2 corrientes y determinar su composición y la temperatura de mezcla.

3.4.2 Calor total relevado del gas a quemar se calcula de la siguiente manera:

$$Q = W * Hf_{gas} * \left( \frac{1}{PM_{gas}} \right) \dots\dots\dots Ec. (3.2)$$

En donde:

Wt = Flujo másico (lb/hr)  
 Hf<sub>gas</sub> = Valor calorífico neto del gas (BTU/lbmol)  
 PM<sub>gas</sub> = Peso molecular del gas ( lb/lbmol.)

Q= Calor total relevado (BTU/hr)

### 3.4.3 Fracción de calor radiante

Dependiendo de la composición del gas a quemar se considera el factor de radiación y el porcentaje a quemar dependiendo si son hidrocarburos saturados o insaturados.

Para hidrocarburos saturados se considera el 70% de factor de radiación:

$$f = f_{HC} * 0.70 \dots \dots \dots \text{Ec. (3.3)}$$

Para hidrocarburos insaturados considera el 80% de factor de radiación:

$$f = f_{HC} * 0.80 \dots \dots \dots \text{Ec. (3.4)}$$

donde:

$f_{HC}$  = Factor de radiación de hidrocarburos = 0.4

f = Fracción de calor radiante

### 3.4.4 Distancia radial desde le centro de la flama al observador

La distancia radial depende de la intensidad de radiación proveniente de la flama del quemador (como se observa en la Fig. 3.2).

Para determinar la intensidad de radiación se deben de considerar los efectos que provoca sobre el cuerpo humano como se presenta en las tablas 3.1 y 3.2.

La intensidad de radiación máxima permitida para el diseño de un quemador elevado es de 1500 BTU/hr-ft<sup>2</sup>, la cual permite dar un tiempo de escape máximo de 9 segundos.

$$X = \sqrt{\frac{f * r * Q}{.4 * \pi * I}} \dots \dots \dots \text{Ec. (3.5)}$$

En donde:

f = Fracción de calor radiante

r = Fracción de calor absorbido por la atmósfera = 1

Q= Calor total relevado de la mezcla (BTU/hr)

I= Intensidad de radiación establecida (BTU/hr-ft<sup>2</sup>.)

X =Distancia radial desde el centro de la flama al observador (ft)

3.4.5 Factor de compresibilidad del gas a quemar

$$k = \frac{C_p}{C_v} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.6)}$$

En donde:

- C<sub>p</sub><sub>gas</sub> = Capacidad calorífica del gas (J/mol K)
- C<sub>v</sub><sub>gas</sub> = Capacidad calorífica a volumen constante (J/mol K)
- k = Factor de compresibilidad

3.4.6 Velocidad sónica del gas a quemar

$$V_s = 39.3 * \sqrt{\frac{K * g * T_g}{PM}} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.7)}$$

En donde:

- k = Factor de compresibilidad
- g = Aceleración de la gravedad (ft/s<sup>2</sup>)
- T<sub>g</sub> = Temperatura del gas (R)
- PM<sub>GAS</sub> = Peso molecular del gas (lb/lbmol).

V<sub>s</sub> = Velocidad sónica (ft/s)

3.4.7 Velocidad de salida de la boquilla

$$V_b = \frac{V_t}{A_b} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.8)}$$

En donde:

- V<sub>t</sub> = Flujo volumétrico de salida de mezcla por cantidad de *boquilla* (ft<sup>3</sup>/s)
- A<sub>b</sub> = Area transversal de la boquilla (ft<sup>2</sup>)

3.4.8 Cálculo del número de mach

El número de mach es la relación de las velocidades de salida de los gases a quemar. No debe de ser mayor de 0.5 para los máximos flujos debido a que puede provocar vibraciones y ruido en la chimenea. En condiciones de operación normal debe de mantenerse en el valor de 0.2 puede ocasionar

efectos de corrosión. Con el número de mach se puede determinar el diámetro de la boquilla adecuado para el quemador elevado.

$$M = \frac{V_b}{V_s} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.9)}$$

En donde:

$V_b$  = Velocidad de la boquilla (ft/s)

$V_s$  = Velocidad sónica (ft/s)

M = Número de mach

### 3.4.9 Caída de presión en la boquilla

La *caída de presión* a través de la *boquilla*, debe tener un valor aproximado de 13.79 KPa (2 psig) para un buen funcionamiento de la boquilla del quemado elevado. También es un factor importante para determinar el diámetro de la *boquilla*. Esta caída de presión se calcula:

$$\Delta P = \left( \frac{2.72 * 10^{-3} * W * \sqrt{\frac{T_g + 460}{PM}}}{d^2} \right)^2 \dots\dots\dots \text{Ec. (3.10)}$$

En donde:

$W_t$  = Flujo másico (lb/hr)

$T_g$  = Temperatura del gas (R)

$PM_{gas}$  = Peso molecular del gas (lb/lbmol)

$d$  = Diámetro de la boquilla (in)

$\Delta P$  = Caída de Presión en la boquilla (psig)

### 3.4.10 Longitud de la flama

Para calcular la longitud de la flama, se debe considerar los efectos del viento en la misma, por lo que dependiendo de las condiciones climatológicas de la zona en donde se instale el quemador se determina calcularla para alto y bajo viento.

Bajo viento

Alto viento

$$L_f = 10 * d * \sqrt{\frac{\Delta P}{55}} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.11)}$$

$$L_f = 2 * d * \sqrt{\frac{\Delta P}{55}} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.12)}$$

En donde:

- d = Diámetro de la boquilla (in)
- ΔP = Caída de Presión en la boquilla (in H<sub>2</sub>O)
- L<sub>f</sub> = Longitud de la flama (ft )

### 3.4.11 Geometría de la flama

A) Ángulo de la flama

$$\theta = \tan^{-1} \frac{V_w}{V_b} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.13)}$$

- V<sub>w</sub> = Velocidad del viento (ft/s)
- V<sub>b</sub> = Velocidad de la boquilla (ft/s)
- Θ = Ángulo de la flama (grados)

B) Longitud al centro de la flama

$$L_{fc} = X_m - H_1 \dots\dots\dots \text{Ec. (3.14)}$$

- X<sub>m</sub> = Distancia radial mínima (ft )
- H<sub>1</sub> = Altura del quemador por intensidad de radiación (ft )
- L<sub>fc</sub> = Longitud al centro de la flama (ft)

C) Distancia horizontal desde el centro de la flama al quemador

$$X_c = L_{fc} * \text{sen} \theta \dots\dots\dots \text{Ec. (3.15)}$$

- L<sub>fc</sub> = Longitud al centro de la flama (ft )
- Θ = Angulo de la flama (radianes)
- X<sub>c</sub> = Distancia horizontal desde el centro de la flama al quemador (ft)

D) Distancia vertical desde el centro de la flama al quemador

$$Y_c = L_{fc} * \cos \theta \dots\dots\dots \text{Ec. (3.16)}$$

En donde:

$L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama (ft )

$\theta$  = Angulo de la flama (radianes)

$Y_c$  = Distancia vertical desde el centro de la flama al quemador (ft)

### 3.4.12 Altura de quemador elevado

Se consideran las siguientes ecuaciones para determinar la altura del quemador elevado, considerando que se debe de elegir la altura del quemador elevado que cumpla con los requisitos necesarios especificados en normatividad.

A) Altura del quemador elevado por intensidad de radiación

$$H1 = \frac{\left( \sqrt{L_f^2 + \frac{fQ}{\pi * I}} - L_f \right)}{2} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.17)}$$

En donde:

$L_f$  = Longitud de la flama (ft)

$f$  = Fracción de calor radiante

$Q$  = Calor total relevado de la mezcla (BTU/hr)

$I$  = Intensidad de radiación establecida (BTU/hr-ft<sup>2</sup>)

$H1$  = Altura del quemador por intensidad de radiación (ft)

B) Altura del quemador por dispersión de gases

Debido a las cada vez más severas restricciones con respecto a la emisión de contaminantes a la atmósfera, es necesario verificar que la altura de los quemadores elevados cumpla con las normas para la *dispersión* de los contaminantes.

La predicción de *dispersión* por el método de distribución Gaussiana, la cual involucra los términos mas adecuados para calcular la altura efectiva del quemador elevado.

Las condiciones meteorológicas que define el método de distribución Gaussiana son las siguientes:

- 1 = Muy inestable.
- 2 = Moderadamente inestable
- 4 = Neutral
- 5 = Estable
- 6 = Muy estable

Dependiendo de las condiciones climatológicas de la zona donde se instale el quemador elevado se elige la condición meteorológica de este método, por lo que las ecuaciones para la altura del quemador son las siguientes:

- Para condiciones meteorológicas menores de 5:

$$Ht = H1 + \frac{NumH_{ef}}{Vw} \dots\dots\dots Ec. (3.18)$$

- Para condiciones meteorológicas igual o mayor a 5:

$$Ht = H1 + 2.4 \exp \left[ \frac{\ln \left( \frac{f_0}{T_{ef} * Vw} \right)}{3} \right] \dots\dots\dots Ec. (3.19)$$

En donde:

- H1 = Altura del quemador por intensidad de radiación (m)
- Num Hef = Numerador de altura efectiva
- Vw = Velocidad a alto viento (m/s)
- Ht = Altura del quemador por dispersión (m)



C) Altura del quemador por nivel de ruido

El nivel de potencia del sonido a nivel de piso no debe de exceder de los 90 db. En el caso que sea mayor de este nivel se debe de encontrar la altura del quemador elevado que cumpla con este nivel (*iterando* la altura del quemador, la cual influye en la distancia radial desde el centro de la flama al observador). La ecuación para el nivel de potencia del sonido es la siguiente:

$$SPL = PWL - 20\text{LOG}(X) - 0.5 \dots\dots\dots\text{Ec. (3.20)}$$

En donde:

PWL = Nivel de potencia del sonido (db)

X = Distancia radial desde el centro de la flama al observador (ft)

SPL = Nivel de potencia del sonido a nivel de piso (db)

D) Altura del quemador por turbulencias

Se recomienda que la altura de la chimenea de un quemador elevado sobrepase la altura de la zona de turbulencias que se generan en los alrededores al incidir el viento sobre las estructuras, edificios y accidentes topográficos (incluyendo la vegetación) que rodean a la chimenea.

En la normatividad NMX-AA-107-1988 se establece que la altura de la zona de turbulencias es de aproximadamente 2.5 veces la altura de las estructuras, edificios y/o accidentes topográficos.

$$H_{\text{TURB}} = H_{\text{EDIF}} * 2.5 \dots\dots\dots\text{Ec. (3.21)}$$

En donde:

H<sub>EDIF</sub> = Edificio mas alto (ft)

H<sub>TURB</sub> = Altura del quemador por turbulencias (ft )

### 3.5 CÁLCULO DE DISEÑO DE UN QUEMADOR ELEVADO PARA UN CENTRO PROCESADOR DE GAS.

#### 3.5.1 Datos del gas ácido a quemar.

De acuerdo a los datos presentados en los Capítulos 1 y 2 se tiene la siguiente composición y flujo del gas ácido a quemar:

$V_{GA}$  = Flujo volumétrico de gas ácido = 48.84 mmpcd

Composición:

Componente	Hfi kJ/gmol	PM	% MOL	Xi	%MOL*PM
H <sub>2</sub> S	-19.96	34.08	20.120	0.2012	685.690
CH <sub>4</sub>	-74.85	16.04	0.360	0.0036	5.774
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-84.67	30.07	0.050	0.0005	1.504
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-103.8	44.09	0.020	0.0002	0.882
N <sub>2</sub>	0	28.02	0.370	0.0037	10.367
CO <sub>2</sub>	-393.5	44.01	75.190	0.7519	3309.112
SO <sub>2</sub>	-296.9				
H <sub>2</sub> O	-241.83	18	3.900	0.039	70.200

Peso molecular del gas ácido: 40.831 lb/lbmol

Temperatura del gas: 46.2 °C = 575 R= 115 °F= 319 K

Temperatura ambiente= 24°C= 297 K

Presión atmosférica = 14.62 psia

Velocidad a alto viento = 200 km/hr

Velocidad a bajo viento = 19 km/hr

### 3.5.2 Cálculo de la densidad del gas ácido

$$\rho = \frac{P * PM}{R * T} \dots\dots\dots Ec. (3.22)$$

A condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R )

- P = Presión a condiciones Pemex = 14.223 psia.
- R = Constante del gas = 10.73 psia ft<sup>3</sup>/(lbmol R)
- T = Temperatura a condiciones Pemex = 528 R
- PM = Peso molecular del gas ácido = 40.831 lb/lbmol
- ρ = Densidad del gas ácido a condiciones Pemex = 0.103 lb/ft<sup>3</sup>

### 3.5.3 Cálculo de flujo másico de gas ácido

$$W_{GA} = \frac{V_{GA} * 1x10^6 * \rho}{24} \dots\dots\dots Ec. (3.23)$$

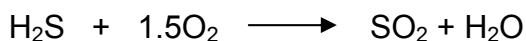
- V<sub>GA</sub> = Flujo volumétrico de gas ácido = 48.84 mmpcd
- ρ = Densidad de gas ácido a condiciones Pemex = 0.103 lb/ft<sup>3</sup>
- W<sub>GA</sub> = Flujo másico a condiciones Pemex = 208,576.91 lb/hr

### 3.5.4 Cálculo del valor neto calorífico del gas ácido

$$Hf_{GASACIDO} = \sum Hfi * Xi \dots\dots\dots Ec. (3.1)$$

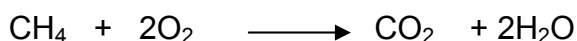
- Hfi= Valor neto calorífico de formación de la reacción de oxidación.
- Xi= Fracción mol del componente oxidado
- Hf<sub>GAS ACIDO</sub> = Valor neto calorífico del gas ácido.

Reacción 1



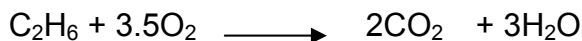
Hfi DEL H <sub>2</sub> S	Hfi*Xi
-518.77	-104.38

Reacción 2



Hfi DEL CH <sub>4</sub>	Hfi*Xi
-802.31	-2.89

Reacción 3



Hfi DEL C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Hfi*Xi
-1427.82	-0.71

Reacción 4



Hfi DEL C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Hfi*Xi
-2044.02	-0.20

Valor neto calorífico del gas ácido

$$HF_{\text{GAS ACIDO}} = -108.18 \text{ Kj/gr mol} = -116.84 \text{ BTU/ft}^3 = -46,541.20 \text{ BTU/lbmol}$$

### 3.5.5 Cálculo de calor total relevado del gas ácido

$$Q = W * Hf_{\text{GASACIDO}} * \left( \frac{1}{PM_{\text{GASACIDO}}} \right) \dots\dots\dots \text{Ec. (3.2)}$$

W= flujo másico del gas ácido= 208,576.91 lb/hr

Hf<sub>GAS ACIDO</sub>= Valor calorífico neto del gas ácido = 46,541.20 BTU/lbmol

PM= Peso molecular del gas ácido = 40.831 lb/lbmol

Q= Calor total relevado del gas ácido = 237,747,007.34 BTU/hr

Debido a que el *poder calorífico* neto de la mezcla es menor a 300 BTU/ft<sup>3</sup>, se necesita inyectar gas combustible para aumentar su *poder calorífico*. A continuación se presentan los cálculos para determinar la cantidad de gas combustible necesario para incrementar el *poder calorífico* del gas ácido y el

balance de materia de la mezcla de las 2 corrientes, para determinar la composición y temperatura del quemador elevado.

### 3.5.6 Datos de gas combustible.

Composición:

Componente	Hfl kJ/gmol	PM	%MOL	Xi	%MOL*PM
H <sub>2</sub> S	-19.96	34.08	0.00	0	0.000
CH <sub>4</sub>	-74.85	16.04	78.71	0.7871	1262.508
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-84.67	30.07	20.41	0.2041	613.729
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-103.8	44.09	0.14	0.0014	6.173
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>		58.12	0.02	0.0002	1.162
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-124.7	58.12	0.02	0.0002	1.162
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>			0.00	0	0.000
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>			0.00	0	0.000
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P			0.00	0	0.000
N <sub>2</sub>	0	28.02	0.69	0.0069	19.334
CO <sub>2</sub>	-393.5	44.01	0.00	0	0
SO <sub>2</sub>	-296.9	0	0.00	0	0
H <sub>2</sub> O	-241.83	18	0.00	0	0

Peso molecular del gas combustible: 19.041 lb/lbmol

Temperatura del gas combustible = 38 °C =560 °F

### 3.5.7 Cálculo de la densidad del gas combustible

$$\rho = \frac{P * PM}{R * T} \dots\dots\dots\text{Ec. (3.22)}$$

A condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R )

P = Presión a condiciones Pemex = 14.223 psia.

R = Constante del gas = 10.73 psia ft<sup>3</sup>/(lbmol R)

T = Temperatura a condiciones Pemex = 528 R

PM = Peso molecular del gas combustible = 19.041 lb/lbmol

ρ= Densidad del gas combustible a condiciones Pemex = 0.0478 lb/ft<sup>3</sup>

A condiciones estándar (14.7 psia y 520 R )

P = Presión a condiciones estándar = 14.7 psia.

R = Constante del gas = 10.73 psia ft<sup>3</sup>/(lbmol R)

T = Temperatura a condiciones estándar = 520 R

PM = Peso molecular del gas combustible = 19.041 lb/lbmol

ρ = Densidad del gas combustible a condiciones estándar = 0.0502 lb/ft<sup>3</sup>

3.5.8 Cálculo del valor neto calorífico del gas combustible.

$$H_c = \sum H_{ci} * X_i \dots\dots\dots Ec. (3.23)$$

$$H_{ci} = (50 * PM) + 100 \dots\dots\dots Ec. (3.24)$$

H<sub>c</sub> = Valor neto calorífico del gas combustible.

H<sub>ci</sub> = Valor neto calorífico por componente

Componente	PM	X <sub>i</sub>	hc*X <sub>i</sub> (BTU/ft <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> S	34,08	0	
CH <sub>4</sub>	16,04	0,7871	709,9642
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,07	0,2041	327,2744
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,09	0,0014	3,2263
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,12	0,0002	0,6012
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,12	0,0002	0,6012
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>		0	
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>		0	
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> +P		0	
N <sub>2</sub>	28,02	0,0069	10,3569
CO <sub>2</sub>	44,01	0	
SO <sub>2</sub>	0	0	
H <sub>2</sub> O	18	0	

H<sub>c</sub> = Valor neto calorífico del gas combustible = 1,041.67 BTU/ft<sup>3</sup>

3.5.9 Cálculo de cantidad de gas combustible requerido.

$$V_{co} = \text{Combustible requerido} = \frac{Q(\text{gasácido})}{H_c(\text{gascombustible})} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.25)}$$

Q = Calor total relevado del gas ácido = 237,747,007.34 BTU/hr

H<sub>c</sub> = Valor neto calorífico del gas combustible = 1,047.67 Btu/ft<sup>3</sup>

Combustible requerido = 22,823.7 ft<sup>3</sup>/hr

V<sub>co1</sub> = Combustible requerido a condiciones estándar (14.7 psia y 520 R ) =  
5.48 mmpcd

V<sub>co2</sub> = Combustible requerido a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R ) =  
5.75 mmpcd

3.5.10 Cálculo de flujo másico de gas combustible

$$W_{co} = \frac{V_{co} * 1 \times 10^6 * \rho_{co}}{24} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.23)}$$

V<sub>co2</sub> = Combustible requerido a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R ) =  
5.75 mmpcd

ρ<sub>co</sub> = Densidad de gas combustible a condiciones Pemex

W<sub>co</sub> = Flujo másico a condiciones Pemex = 11,451.61 lb/hr

3.5.11 Cálculo del flujo molar de la corriente gas ácido

$$M1 = \sum (W / PM_{GASACIDO}) * Xi \dots\dots\dots \text{Ec. (3.26)}$$

Componente	PM	Xi	W (lb/h)	PM*Xi	FLUJO M <sub>1i</sub>
H <sub>2</sub> S	34,08	0,2012	208576,91	6,857	1027,793
CH <sub>4</sub>	16,04	0,0036		0,058	18,390
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,07	0,0005		0,015	2,554
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,09	0,0001		0,004	0,511
N <sub>2</sub>	28,02	0,0037		0,104	18,901
CO <sub>2</sub>	44,01	0,7519		33,091	3840,941
SO <sub>2</sub>		0		0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	18	0,039		0,702	199,224

W= flujo másico = 208,576.91 lb/hr

PM= Peso molecular del gas ácido = 40.831 lb/lbmol

M1 = Flujo molar de gas ácido = 5,108.31 lbmol/hr

### 3.5.12 Cálculo del flujo molar de la corriente gas combustible

$$M2 = \sum (W_{co} / PM_{GASCOMBUSTIBLE}) * Xi \dots\dots\dots Ec. (3.26)$$

Composición:

Componente	PM	Xi	W <sub>co</sub> (lb/h)	PM*Xi	FLUJO M <sub>2</sub>
H <sub>2</sub> S	34,08	0	11,451.61	0,000	0,000
CH <sub>4</sub>	16,04	0,7871		12,625	473,372
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,07	0,20407		6,136	122,730
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,09	0,001432		0,063	0,861
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,12	0,0002		0,012	0,120
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,12	0,0002		0,012	0,120
N <sub>2</sub>	28,02	0,0069		0,193	4,150
CO <sub>2</sub>	44,01	0		0,000	0,000
SO <sub>2</sub>		0		0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	18	0		0,000	0,000

W<sub>co</sub>= flujo másico de gas combustible = 11,451.61 lb/hr

PM= Peso molecular de gas combustible = 19.041 lb/lbmol

M2 = Flujo molar de gas combustible = 601.41 lbmol/hr



**3.5.13 Mezcla de las corrientes (gas ácido y gas combustible) y cálculo del peso molecular de la mezcla**

$$M3 = \sum (FLUJOM1 + FLUJOM2) \dots\dots\dots Ec. (3.27)$$

$$PM_{MEZCLA} = \sum (Xi_{MEZCLA} * PMi) \dots\dots\dots Ec. (3.28)$$

Componente	PMi	FLUJO M1	FLUMO M2	SUMA(FLUJO)	Xi <sub>MEZLA</sub>	Xi*PMi
H <sub>2</sub> S	34,08	1027,793	0,000	1027,793	0,180	6,135
CH <sub>4</sub>	16,04	18,390	473,372	491,761	0,086	1,381
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30,07	2,554	122,730	125,284	0,022	0,660
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44,09	0,511	0,861	1,372	0,00024	0,011
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,12	0,000	0,120	0,120	0,00002	0,001
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58,12	0,000	0,120	0,120	0,00002	0,001
N <sub>2</sub>	28,02	18,901	4,150	23,051	0,004	0,113
CO <sub>2</sub>	44,01	3840,941	0,000	3840,941	0,673	29,606
SO <sub>2</sub>	0	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H <sub>2</sub> O	18	199,224	0,000	199,224	0,035	0,628

M3 = Flujo molar de la mezcla = 5,709.67 lbmol/hr

PM= Peso molecular de la mezcla = 38.54 lb/lbmol

**3.5.14 Cálculo de la densidad de la mezcla**

$$\rho = \frac{P * PM}{R * T} \dots\dots\dots Ec. (3.22)$$

A condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R )

P = Presión a condiciones Pemex = 14.223 psia.

R = Constante del gas = 10.73 psia ft<sup>3</sup>/(lbmol R)

T = Temperatura a condiciones Pemex = 528 R

PM = Peso molecular de la mezcla = 38.54 lb/lbmol

ρ= Densidad de la mezcla a condiciones Pemex = 0.097 lb/ft<sup>3</sup>

3.5.15 Cálculo del flujo volumétrico total de la mezcla.

$$V_t = \left( \frac{M3 * PM_{MEZCLA}}{\rho_{MEZCLA} * 1 \times 10^6} \right) * 24 \dots\dots\dots \text{Ec. (3.29)}$$

M3 = Flujo molar de la mezcla = 5,709.67 lbmol/hr  
 PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla = 38.54 lb/lbmol  
 ρ = Densidad de la mezcla a condiciones Pemex = 0.097 lb/ft<sup>3</sup>  
 V<sub>t</sub> = Flujo volumétrico de la mezcla = 54.58 mmpcd a condiciones Pemex.

3.5.16 Cálculo de flujo másico total de la mezcla.

$$W_t = \frac{V_t * 1 \times 10^6 * \rho}{24} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.23)}$$

V<sub>t</sub> = Flujo volumétrico de la mezcla = 54.58 mmpcd a condiciones Pemex.  
 ρ = Densidad de la mezcla a condiciones Pemex = 0.097 lb/ft<sup>3</sup>  
 W<sub>t</sub> = Flujo másico a condiciones Pemex = 220,028.5 lb/hr

3.5.17 Determinación de la temperatura final en el punto de mezcla.

3.5.17.1 Cálculo de la capacidad calorífica del gas ácido.

Se calcula la capacidad calorífica por componente:

$$C_{pi} = a + bT + cT^2 + dT^3 \dots\dots\dots \text{Ec. (3.30)}$$

$$C_{p_{gas\acute{a}cido}} = \sum X_i * C_{pi} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.31)}$$

COMPONENTE	Xi	Cpi (J/mol K)	Xi*Cpi
H <sub>2</sub> S	0,2012	3,42E+01	6,887241
CH <sub>4</sub>	0,0036	3,68E+01	0,132636
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,0005	5,57E+01	0,027839
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,0001	7,82E+01	0,007819
N <sub>2</sub>	0,0037	1,03E+02	0,381031
CO <sub>2</sub>	0,7519	2,91E+01	21,89046
SO <sub>2</sub>	0	3,80E+01	0
H <sub>2</sub> O	0,039	3,38E+01	1,317956

Cpi = Capacidad calorífica por componente (J/mol K)

T = Temperatura de gas ácido = 46.2 °C = 319.35 K

Cp<sub>GAS ACIDO</sub> = Capacidad calorífica de gas ácido = 30.65 J/mol K

### 3.5.17.2 Cálculo de la capacidad calorífica del gas combustible.

Se calcula la *capacidad calorífica* por componente:

$$C_{pi} = a + bT + cT^2 + dT^3 \dots\dots\dots\text{Ec. (3.30)}$$

$$C_{p_{gascombustible}} = \sum Xi * C_{pi} \dots\dots\dots\text{Ec. (3.31)}$$

COMPONENTE	Xi	Cpi (J/mol K)	Xi*Cpi
H <sub>2</sub> S	0	3,41E+01	0
CH <sub>4</sub>	0,7871	3,64E+01	28,64485
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0,20407	5,46E+01	11,13733
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,001432	7,64E+01	0,109446
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0002	1,01E+02	0,020128
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0002	1,15E+03	0,230304
N <sub>2</sub>	0,0069	2,91E+01	0,200733
CO <sub>2</sub>	0	3,77E+01	0
SO <sub>2</sub>	0	0,00E+00	0
H <sub>2</sub> O	0	3,37E+01	0

$C_{pi}$  = Capacidad calorífica por componente (J/mol K)

$T$  = Temperatura de gas combustible = 38 °C = 311.15 K

$C_{p_{GAS\ COMBUSTIBLE}}$  = Capacidad calorífica de gas combustible = 40.34 J/mol C

### 3.5.17.3 Cálculo de la capacidad calorífica de la mezcla (gas ácido + gas combustible)

Se calcula una temperatura promedio:

$$T_p = \frac{T_{gasacido} + T_{gascombustible}}{2} \dots\dots\dots Ec. (3.32)$$

Se calcula la capacidad calorífica por componente:

$$C_{pi} = a + bT + cT^2 + dT^3 \dots\dots\dots Ec. (3.30)$$

$$C_{p_{mezcla}} = X_i * C_{pi} \dots\dots\dots Ec. (3.31)$$

$C_{pi}$  = Capacidad calorífica por componente (J/mol K)

$T_p$  = Temperatura promedio de la mezcla = 42.1 °C = 315.56 K

$C_{p_{MEZCLA}}$  = Capacidad calorífica de la mezcla = 37.31J/mol K

### 3.5.17.4 Cálculo de fracción molar en la mezcla

Fracción mol de gas ácido en la mezcla

$$X_1 = \frac{M_1}{M_3} \dots\dots\dots Ec. (3.33)$$

$M_1$  = Flujo molar de gas ácido = 5,108.31 lbmol/hr

$M_3$  = Flujo molar de la mezcla = 5,709.67 lbmol/hr

$X_1$  = Fracción mol de gas ácido en la mezcla = 0.895

Fracción mol de gas combustible en la mezcla

$$X_2 = \frac{M_2}{M_3} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.33)}$$

M2 = Flujo molar de gas combustible = 601.41 lbmol/hr

M3 = Flujo molar de la mezcla = 5,709.67 lbmol/hr

X1= Fracción mol de gas ácido en la mezcla = 0.105

3.5.17.5 Cálculo de balance de energía de gas ácido

$$Q_1 = M_1 * C_p(T_{gasacido}) \dots\dots\dots \text{Ec. (3.34)}$$

M1 = Flujo molar de gas ácido = 5,108.31 lbmol/hr

Cp<sub>GAS ACIDO</sub>= Capacidad calorífica de gas ácido = 30.65 J/mol K

T = Temperatura de gas ácido = 46.2 °C

Q1= Balance de energía de gas ácido= -3,342,217.91 J = -3168,42 BTU

3.5.17.6 Cálculo de balance de energía de gas combustible

$$Q_2 = M_2 * C_p(T_{gascombustible}) \dots\dots\dots \text{Ec. (3.34)}$$

M2 = Flujo molar de gas combustible = 601.41 lbmol/hr

Cp<sub>GAS COMBUSTIBLE</sub>= Capacidad calorífica de gas combustible = 30.65 J/mol K

T = Temperatura de gas combustible = 38 °C

Q2= Balance de energía de gas combustible = -315,414 J = -299.01 BTU

3.5.17.7 Cálculo de la temperatura final en le punto de mezcla

$$T_f = -\left(\frac{Q_1 + Q_2}{M_3 * C_{pmezcla}}\right) + 298 \dots\dots\dots \text{Ec. (3.35)}$$

Q1= Balance de energía de gas ácido= -3,342,217.91 J

Q2= Balance de energía de gas combustible = -315,414 J

Cp<sub>MEZCLA</sub>= Capacidad calorífica de la mezcla = 37.31J/mol K

Tf = Temperatura final de la mezcla = 42.17 °C = 107.9 °F.

Al obtener los datos de composición, flujos, densidad y temperatura de la mezcla del gas ácido y gas combustible, se proceden los cálculos para el diseño del quemador elevado.

**3.5.18 Resumen de datos obtenidos de la mezcla (gas ácido + gas combustible)**

Componente	Hfi kJ/gmol	PM	% MOL	Xi	%MOL*PM
H <sub>2</sub> S	-19,96	34.08	18,00	0,18	613,47
CH <sub>4</sub>	-74,85	16.04	8,61	0,09	138,15
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-84,67	30,07	2,19	0,02	65,98
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-103,82	44,09	0,02	0,0002	1,06
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-134,51	58,12	0,002	2,11E-05	0,12
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-124,73	58,12	0,002	2,11E-05	0,12
N <sub>2</sub>	0.00	28,02	0,40	0,004	11,31
CO <sub>2</sub>	-393,5	44,01	67,27	0,67	2960,60
SO <sub>2</sub>	-296,91		0,00	0.00	0,000
H <sub>2</sub> O	-241,83	18.00	3,49	0,035	62,81

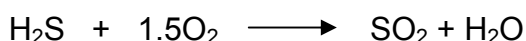
PM<sub>MEZCLA</sub>= Peso molecular de la mezcla = 38.54 lb/lbmol.  
 Cp<sub>MEZCLA</sub>= Capacidad calorífica de la mezcla = 37.31J/mol K  
 Vt= Flujo volumétrico de la mezcla = 54.58 mmpcd a condiciones Pemex.  
 Wt = Flujo másico a condiciones Pemex = 220,028.5 lb/hr  
 ρ= Densidad de la mezcla a condiciones Pemex = 0.097 lb/ft<sup>3</sup>  
 Tf = Temperatura final de la mezcla = 42.17 °C = 107.9 °F.

**3.5.19 Cálculo del valor neto calorífico de la mezcla**

$$Hf_{mezcla} = \sum Hfi * X_i \dots\dots\dots Ec. (3.1)$$

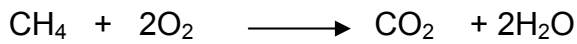
Hfi= Valor calorífico neto de formación de la reacción de oxidación.  
 Xi= Fracción mol del componente oxidado

Reacción 1



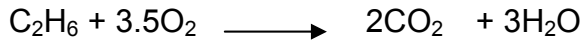
Hfi DEL H <sub>2</sub> S	Hfi*Xi
-518.77	-93.38

Reacción 2



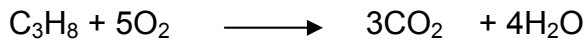
Hfi DEL CH <sub>4</sub>	Hfi*Xi
-802.31	-69.10

Reacción 3



Hfi DEL C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Hfi*Xi
-1427.82	-31.33

Reacción 4



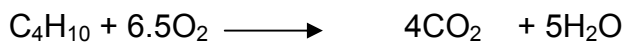
Hfi DEL C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Hfi*Xi
-2044.02	-0.49

Reacción 5



Hfi DEL iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Hfi*Xi
-2648.65	-0.06

Reacción 6



Hfi DEL nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Hfi*Xi
-2658.65	-0.06

Valor calorífico neto de la mezcla

$$HF_{\text{MEZCLA}} = -199 \text{ KJ/gr mol} = -209.98 \text{ BTU/ft}^3 = -83,639.88 \text{ BTU/lbmol}$$

3.5.20 Cálculo de calor total relevado de la mezcla

$$Q = W * Hf_{MEZCLA} * \left( \frac{1}{PM_{MEZCLA}} \right) \dots\dots\dots Ec. (3.2)$$

Wt = Flujo másico a condiciones Pemex = 220,028.5 lb/hr  
 Hf<sub>MEZCLA</sub> = Valor calorífico neto de la mezcla = 83,639.88 BTU/lbmol  
 PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla = 38.54 lb/lbmol.

Q= Calor total relevado de la mezcla = 477,555,840.04 BTU/hr

3.5.21 Cálculo de la fracción de calor radiante

Para el cálculo se considera el 70% del factor de radiación de hidrocarburos

f = f<sub>HC</sub>\*0.70  
 f<sub>HC</sub> = Factor de radiación de hidrocarburos = 0.4

f = Fracción de calor radiante = 0.28

3.5.22 Cálculo de la distancia desde el centro de la flama al observador:

$$X = \sqrt{\frac{f * r * Q}{.4 * \pi * I}} \dots\dots\dots Ec. (3.5)$$

f = Fracción de calor radiante = 0.28  
 r = Fracción de calor absorbido por la atmósfera = 1  
 Q= Calor total relevado de la mezcla = 477,555,840.04 BTU/hr  
 I= Intensidad de radiación establecida = 500 BTU/hr-ft<sup>2</sup>.

X =Distancia radial desde el centro de la flama al observador =  
 144.88 ft = 44.48 m

3.5.23 Cálculo del factor de compresibilidad

$$k = \frac{Cp}{Cv} \dots\dots\dots Ec. (3.35)$$

$$Cv = Cp - R \dots\dots\dots Ec. (3.36)$$

Cp<sub>MEZCLA</sub> = Capacidad calorífica de la mezcla = 37.31 J/mol K  
 R = Constante de los gases 8.31 J/mol K  
 Cv<sub>MEZCLA</sub> = Capacidad calorífica a volumen constante = 29 J/mol K

k= Factor de compresibilidad = 1.28



3.5.24 Cálculo de la velocidad sónica.

$$V_s = 39.3 * \sqrt{\frac{K * g * T_g}{PM}} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.7)}$$

k = Factor de compresibilidad = 1.28  
 g = Aceleración de la gravedad = 32.2 ft/s<sup>2</sup>  
 T<sub>g</sub> = T<sub>f</sub> = Temperatura final de la mezcla = 42.17 °C = 568 R  
 PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla = 38.54 lb/lbmol.

V<sub>s</sub> = Velocidad sónica = 968.50 ft/s

3.5.25 Cálculo del diámetro de la boquilla

3.5.25.1 Ejemplo considerando el diámetro de la *boquilla* de 24” cédula estándar

Para boquilla de 24” el área transversal =  
 A<sub>b</sub> = 2.95 ft<sup>2</sup>

A) Cálculo de flujo volumétrico a P<sub>atm</sub> y T<sub>g</sub>

$$V_2 = \frac{W * R * T_g}{P_{atm} * PM_{mezcla}} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.37)}$$

W<sub>t</sub> = Flujo másico a condiciones Pemex = 220,028.5 lb/hr  
 R = Constante del gas = 10.73 psia ft<sup>3</sup>/(lbmol R)  
 T<sub>g</sub> = T<sub>f</sub> = Temperatura final de la mezcla = 568 R  
 P<sub>atm</sub> = Presión atmosférica = 14.62 psia  
 PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla = 38.54 lb/lbmol

V<sub>2</sub> = Flujo volumétrico a P<sub>atm</sub> y T<sub>g</sub> = 661.12 ft<sup>3</sup>/s

B) Cálculo del flujo de salida de la mezcla por número de boquilla.

$$V_3 = \frac{V_2}{\# \text{ deboquilla}} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.38)}$$

Para 2 boquillas:

V<sub>2</sub> = Flujo volumétrico a P<sub>atm</sub> y T<sub>g</sub> = 661.12 ft<sup>3</sup>/s

V<sub>3</sub> = Flujo de salida de mezcla por número de boquilla = 330.56 ft<sup>3</sup>/s

C) Cálculo de la velocidad de salida de la boquilla.

$$Vb = \frac{V3}{Ab} \dots\dots\dots Ec. (3.8)$$

V3 = Flujo de salida de mezcla por número de boquilla = 330.56 ft<sup>3</sup>/s

Ab = Area transversal de la boquilla de 24" = 2.95 ft<sup>2</sup>

Vb = Velocidad de la boquilla = 112.12 ft/s

E) Cálculo del número de mach

$$M = \frac{Vb}{Vs} \dots\dots\dots Ec. (3.9)$$

Vb = Velocidad de la boquilla = 112.12 ft/s

Vs = Velocidad sónica = 968.50 ft/s

M = Número de mach = 0.116

3.5.25.2 Comportamiento del flujo e a través de diferentes áreas de boquillas.

DIÁMETRO (in)	Ab (ft <sup>2</sup> )	Vb (ft/s)	Mach
14	0,960	688,878	0,711
16	1,268	521,221	0,538
18	1,623	407,342	0,421
<b>20</b>	<b>2,014</b>	<b>328,228</b>	<b>0,339</b>
24	2,948	224,259	0,232

Se recomienda la *boquilla* de 20", ya que el número de mach tiene que mantenerse dentro del rango de 0.5 a 0.2, si llegara a disminuir el flujo en el quemador elevado, el número de mach se mantiene dentro de este rango.

### 3.5.26 Cálculo de la caída de presión en la boquilla

$$\Delta P = \left( \frac{2.72 \cdot 10^{-3} \cdot W \cdot \sqrt{\frac{T_g + 460}{PM}}}{d^2} \right)^2 \dots\dots\dots \text{Ec. (3.10)}$$

Wt = Flujo másico a condiciones Pemex = 220,028.5 lb/hr

Tg = Tf = Temperatura final de la mezcla = 568 R

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla = 38.54 lb/lbmol

d = Diámetro de la boquilla = 20 in

ΔP = Caída de Presión en la boquilla = 59.71 in H<sub>2</sub>O = 2.16 psig

La *caída de presión* a través de la boquilla tiene un valor aproximado de 2 psig, por lo que el diámetro de la boquilla es correcto para un buen funcionamiento para las condiciones de operación establecidas.

### 3.5.27 Cálculo de la longitud de la flama

Para alto viento

$$L_f = 2 \cdot d \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{55}} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.12)}$$

d = Diámetro de la boquilla = 20 in

ΔP = Caída de Presión en la boquilla = 59.71 in H<sub>2</sub>O

Lf = Longitud de la flama = 7.92 ft = 2.4 m

### 3.5.28 Cálculo de la altura del quemador por intensidad de radiación

$$H1 = \frac{\left( \sqrt{L_f^2 + \frac{fQ}{\pi \cdot I}} - L_f \right)}{2} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.17)}$$

Lf = Longitud de la flama = 7.92 ft

f = Fracción de calor radiante = 0.28

Q = Calor total relevado de la mezcla = 477,555,840.04 BTU/hr

I = Intensidad de radiación establecida = 500 BTU/hr-ft<sup>2</sup>.

H1 = Altura del quemador por intensidad de radiación = 141.98 ft = 43.29 m

3.5.29 Cálculo del ángulo de la flama

$$\theta = \tan^{-1} \frac{V_w}{V_b} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.13)}$$

$V_w$  = Velocidad a alto viento = 200 km/hr = 187.27 ft/s

$V_b$  = Velocidad de la boquilla = 328.23 ft/s

$\Theta$  = Angulo de la flama = 14.82 °

3.5.30 Cálculo de la distancia radial mínima

$$X_m = \sqrt{H_1 * (H_1 + L_f)} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.39)}$$

$H_1$  = Altura del quemador por intensidad de radiación = 141.98 ft

$L_f$  = Longitud de la flama = 7.92 ft

$X_m$  = Distancia radial mínima = 145.88 ft = 44.48 m

3.5.31 Cálculo de la longitud al centro de la flama

$$L_{fc} = X_m - H_1 \dots\dots\dots \text{Ec. (3.14)}$$

$X_m$  = Distancia radial mínima = 145.88 ft

$H_1$  = Altura del quemador por intensidad de radiación = 141.98 ft

$L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama = 3.91 ft = 1.3 m.

3.5.32 Cálculo de la geometría de la flama

3.5.32.1 Cálculo de la distancia horizontal desde el centro de la flama al quemador

$$X_c = L_{fc} * \text{sen} \theta \dots\dots\dots \text{Ec. (3.15)}$$

$L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama = 3.91 ft

$\Theta$  = Angulo de la flama = 14.82 ° = 0.26

$X_c$  = Distancia horizontal desde el centro de la flama al quemador = 1.00 ft = 0.30 m

3.5.32.2 Cálculo de la distancia vertical desde el centro de la flama al quemador

$$Y_c = L_{fc} * \cos \theta \dots\dots\dots \text{Ec. (3.16)}$$

$L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama = 3.91 ft

$\Theta$  = Angulo de la flama = 14.82 ° = 0.26 rad

$Y_c$  = Distancia vertical desde el centro de la flama al quemador =  
3.78 ft = 1.15 m

3.5.33 Cálculo de la altura del quemador elevado más la distancia vertical desde el centro de la flama.

$$H' = H_1 + Y_c \dots\dots\dots \text{Ec. (3.40)}$$

$H_1$  = Altura del quemador por intensidad de radiación = 141.98 ft

$Y_c$  = Distancia vertical desde el centro de la flama al quemador = 3.78 ft

$H'$  = Altura del quemador elevado mas la distancia vertical desde el centro de la flama = 145.75 ft = 44.44 m

3.5.34 Cálculo de la base de triángulo de radiación

$$y' = \sqrt{X^2 - H'^2} \dots\dots\dots \text{Ec. (3.41)}$$

$X$  = Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 144.88 ft

$H'$  = Altura del quemador elevado mas la distancia vertical desde el centro de la flama = 145.75 ft

$y'$  = Base de triángulo de radiación = 6.16 ft = 1.88 m

3.5.35 Cálculo de la distancia radial horizontal (distancia límite de radiación).

$$y = y' + X_c \dots\dots\dots \text{Ec. (3.42)}$$

$y'$  = Base de triángulo de radiación = 6.16 ft

$X_c$  = Distancia horizontal desde el centro de la flama al quemador = 1.00 ft

$y$  = Distancia radial horizontal (distancia límite de radiación) = 7.15 ft = 2.18 m.

### 3.5.36 Cálculo de la altura del quemador por dispersión de gases

Uno de los componentes de mayor concentración que se están desfogando es el ácido sulfhídrico (gas tóxico), aunque este compuesto se desfoga en un quemador elevado, la llama puede apagarse, provocando la exposición de uno de los compuestos de mayor peligrosidad.

#### 3.5.36.1 Cálculo del factor de flotabilidad

$$f_0 = \frac{3.12(0.785)V_b * d^2(T_g - T_{amb})}{T_g} \dots\dots\dots (3.43)$$

V<sub>b</sub> = Velocidad de la boquilla = 100.07 m/s  
 d = Diámetro de la boquilla = 0.508 m  
 T<sub>g</sub> = T<sub>f</sub> = Temperatura final de la mezcla = 315.32 K  
 T<sub>amb</sub> = Temperatura ambiente = 297 K  
 f<sub>0</sub> = Factor de flotabilidad = 3.67

#### 3.5.36.2 Cálculo del punto de máxima de elevación

Si f<sub>0</sub> < 5.5

$$x_0 = 14 \exp[0.625 \ln(f_0)] \dots\dots\dots (3.44)$$

f<sub>0</sub> = Factor de flotabilidad = 3.67  
 x<sub>0</sub> = Punto de máxima de elevación = 31.57

#### 3.5.36.3 Cálculo del numerador de altura efectiva

$$NumH_{ef} = 1.6 \exp\left[\ln\left(\frac{f_0}{3}\right)\right] \exp\left[\frac{2}{3} \ln(3.5x_0)\right] \dots\dots\dots (3.45)$$

f<sub>0</sub> = Factor de flotabilidad = 3.67  
 x<sub>0</sub> = Punto de máxima de elevación = 31.57

Num H<sub>ef</sub> = Numerador de altura efectiva = 56.86

### 3.5.36.3 Cálculo de la temperatura efectiva

Para una condición meteorológica igual a 6 (muy estable)

$$T_{ef} = \frac{9.806(0.035)}{T_{amb}} \dots\dots\dots (3.46)$$

Tamb = Temperatura ambiente = 297 K

Tef = Temperatura efectiva = .00116 K

### 3.5.36.5 Cálculo de la altura del quemador elevado por dispersión

Se considera una condición meteorológica de 2 (moderadamente inestable), debido a que se ha llegado a reportar una velocidad de viento máxima de 200 km/hr (55.56 m/s). Por lo tanto se aplica la siguiente ecuación para las condiciones meteorológicas menores de 5:

$$Ht = H1 + \frac{NumH_{ef}}{Vw} \dots\dots\dots (3.18)$$

H1 = Altura del quemador por intensidad de radiación = 43.29 m

Num Hef = Numerador de altura efectiva = 56.86

Vw = Velocidad a alto viento = 200 km/hr = 55.56 m/s

Ht = Altura del quemador por dispersión = 44.31 m

### **Cálculo de altura del quemador elevado por nivel de ruido**

Para el diseño de un quemador elevado se debe de considerar el nivel de ruido, el cual, no debe de exceder de 90 db a nivel de piso, por lo que se procede a calcular el nivel de ruido con la altura del quemador por intensidad de radiación (H1).

3.5.36.4 Cálculo de la energía acústica de la combustión.

$$EAC = \frac{TE * Wt * Hf_{MEZCLA}}{\rho} \dots\dots\dots (3.47)$$

TE =  $1 * 10^{-6}$

Wt = Flujo másico a condiciones Pemex = 220,028.5 lb/hr

HF<sub>MEZCLA</sub> = Valor calorífico neto de la mezcla = 209.98 BTU/ft<sup>3</sup>

ρ = Densidad de la mezcla a condiciones Pemex = 0.097 lb/ft<sup>3</sup>

EAC = Energía acústica de la combustión = 477.56 BTU/hr = 139.97 Watts

3.5.37.2 Cálculo de nivel de potencia del sonido

$$PWL = 10 * LOG\left(\frac{EAC}{W_o}\right) \dots\dots\dots (3.48)$$

EAC = Energía acústica de la combustión = 139.97 Watts

W<sub>o</sub> = Potencia referida al estándar internacional =  $1 * 10^{-12}$  Watts

PWL = Nivel de potencia del sonido = 141.46 db

3.5.37.3 Cálculo del nivel de potencia del sonido a nivel de piso.

$$SPL = PWL - 20LOG(X) - 0.5 \dots\dots\dots Ec. (3.20)$$

PWL = Nivel de potencia del sonido = 141.46 db

X = Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 144.88 ft

SPL = Nivel de potencia del sonido a nivel de piso = 97.68 db

Debido a que el nivel de potencia del sonido a nivel de piso excede de los 90 db se procede a calcular el nivel de potencia del sonido iterando con diferentes alturas, en las cuales la distancia radial cambia. La altura del quemador que cumplió con el nivel de potencia del sonido es de 230 ft (70.10 m). A continuación se presenta el cálculo a partir de esta altura.



3.5.37. 4 Cálculo del nivel de potencia del sonido a nivel de piso a partir de una altura de 230 ft (70.10 m).

$$SPL = PWL - 20 \log(X) - 0.5 \dots\dots\dots \text{Ec. (3.20)}$$

PWL = Nivel de potencia del sonido = 141.46 db

X = Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 250.80 ft

SPL = Nivel de potencia del sonido a nivel de piso = 90.00 db

Por lo que la altura del quemador por nivel de ruido = 230 ft (70.10 m)

**3.5.37 Cálculo de la altura del quemador elevado por turbulencias.**

Tomando en cuenta en el Centro procesador de gas, el edificio mas alto es una torre despropanizadora, la cual, mide 125.5 ft (38.86 m)

$$H_{TURB} = H_{EDIF} * 2.5 \dots\dots\dots \text{Ec. (3.21)}$$

H<sub>EDIF</sub> = Edificio mas alto = 125.5 ft = 38.86 m

H<sub>TURB</sub> = Altura del quemador por turbulencias = 318.75 ft = 96.17 m

**3.6 RESUMEN DE RESULTADOS**

**3.6. 1 Datos de la corriente gas ácido**

Flujo volumétrico	48.84 mmpcd
Peso Molecular	40.831 lb/lbmol
Temperatura	46.2 °C
Densidad	0.103 lb/ft <sup>3</sup> a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)
Flujo másico	208,576.91 lb/hr a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)
Valor calorífico neto	-116.84 BTU/ft <sup>3</sup>

3.6.2 Datos de la corriente gas combustible

Flujo volumétrico	5.75 mmpcd
Peso Molecular	19.041 lb/lbmol
Temperatura	38 °C
Densidad	0.047 lb/ft <sup>3</sup> a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)
Flujo másico	11,451.61 lb/hr a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)

3.6.3 Datos de la mezcla de gas ácido y gas combustible

Flujo volumétrico	54.84 mmpcd
Peso Molecular	38.54 lb/lbmol
Temperatura	42.17 °C
Densidad	0.097 lb/ft <sup>3</sup> a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)
Flujo másico	220,028.5 lb/hr a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)
Valor calorífico neto	-199 BTU/ft <sup>3</sup>

3.4.5 Datos de la boquilla del quemador elevado

Diámetro de la boquilla	20 in
Velocidad de salida de la boquilla	328.22 ft/s
Número de Mach	0.339
Caída de presión	59.71 in H <sub>2</sub> O = 2.16 psig
Longitud de la flama	7.92 =2.4 m

3.4.6 Datos del quemador elevado en base a la intensidad de radiación

Intensidad de Radiación	500 BTU/hr-ft <sup>2</sup>
Distancia radial desde el centro de la flama al observador (X)	144.8 ft = 44.8 m
Altura del quemador (H1)	141.98 ft =43.29 m
Angulo de la flama ( $\theta$ )	14.82°
Distancia horizontal desde el centro de la flama al quemador(Xc)	1 ft = 0.30 m
Distancia vertical desde el centro de la flama al quemador (yc)	3.78 ft = 1.15 m
Distancia radial horizontal (y)	7.15 ft =2.18
Nivel de potencia del sonido	97.68 db

3.4.4 Datos de las diferentes alturas del quemador elevado

Altura por intensidad de radiación	141.98 ft =43.29 m
Altura por dispersión	145.37 ft = 44.31 m
Altura por nivel de ruido	230 ft =70.10 m
Altura por turbulencias	318.75 ft = 96.17 m

---

---

## CAPÍTULO 4. DISEÑO DE UN QUEMADOR DE FOSA

### 4.1 CARACTERÍSTICAS DE UN QUEMADOR DE FOSA

Las características y condiciones que deben tomarse en cuenta para decidir la construcción del quemador de fosa en un sistema de desfogues son:

- a. Se diseñan para quemar desechos líquidos o gaseosos en grandes cantidades localizados en terrenos cuyos alrededores no haya zonas habitacionales y que cuenten con amplios espacios para cumplir con la normatividad.
- b. El tipo de quemador de fosa se instale dependerá de la situación que prevalezca de operación de las plantas los cuales son los siguientes:
  - Quemador de fosa para quemado sin humo: Maneja el 20% de la capacidad de flujo total de la fosa en condiciones de operación normal.
  - Quemador de fosa para quemado con humo: Puede quemar la totalidad de los gases de desecho de una planta en condiciones de operación de emergencia.

### 4.2 FACTORES DE DISEÑO PARA UN QUEMADOR DE FOSA.

A continuación se presentan los criterios que deben aplicarse para el diseño de quemadores de fosa:

- a. Se debe dimensionar para soportar el 100% del gasto máximo de desfogue en la condición más crítica.
- b. Se debe de diseñar el desfogue de acuerdo a la composición y temperatura del gas a quemar.
- c. Con la finalidad de contar con una instalación segura y confiable se debe de contar con una fosa que incluya un arreglo de *boquillas* a través del cual se regule el quemado del flujo mínimo y máximo para cada planta.
- d. Los fluidos con bajo poder calorífico (menor a 300 BTU/ft<sup>3</sup>) requieren de inyección de gas combustible.
- e. Para los sistemas de desfogue la velocidad de los gases a quemar (utilizando como referencia el número de mach) no debe ser mayor a 0.5

Mach para el flujo máximo, manteniendo una velocidad de 0.2 Mach para las condiciones de operación normal y descargas de desfogues mas frecuentes.

- f. La *caída de presión* a través de la boquilla, debe tener un valor aproximado de 13.79 KPa (2 psig).
- g. Se debe considerar el efecto del viento para determinar la geometría de la flama y las dimensiones de la fosa para que la flama permanezca encerrada en ésta.
- h. La altura del fondo de la fosa a la *boquilla* del quemador, se debe especificar con base en la profundidad de la misma, debiendo tener un valor mínimo de 1.5 m (5 pies).
- i. El nivel de ruido, producido en el quemador no debe exceder de 90 db a nivel de piso para desfogues frecuentes y no debe exceder de 105 db a nivel de piso para desfogues esporádicos.
- j. El nivel de intensidad de radiación permisible en la base del quemador es de  $4.73 \text{ kWm}^2$  ( $1\ 500 \text{ BTU/h-pie}^2$ ) para un tiempo máximo de exposición de 9 segundos.
- k. Las paredes de la fosa deben tener un *talud* de 45 grados, adecuado a fin de prevenir los deslaves ocasionados por el viento, además de facilitar la entrada de aire a la fosa. Por lo que se requiere una distancia a la pared de 4 m de cada lado de la fosa.
- l. Por seguridad, se agrega un 25% de factor de diseño a la longitud de la fosa.
- m. La relación de longitud de fosa y ancho de la fosa deberá de ser 3 a 2 como mínimo.

#### 4.2.1 Variables a considerar para el diseño de un quemador de fosa bajo la influencia del viento.

En las figuras 4.1 y 4.2 se observa la geometría de la flama de un quemador de fosa bajo la influencia del viento, en el cual se considera en la base del quemador un valor de radiación de  $500 \text{ BTU/Hr-ft}^3$ , para que una persona estando en su base tenga el tiempo de escapar cuando suceda una descarga máxima repentina.

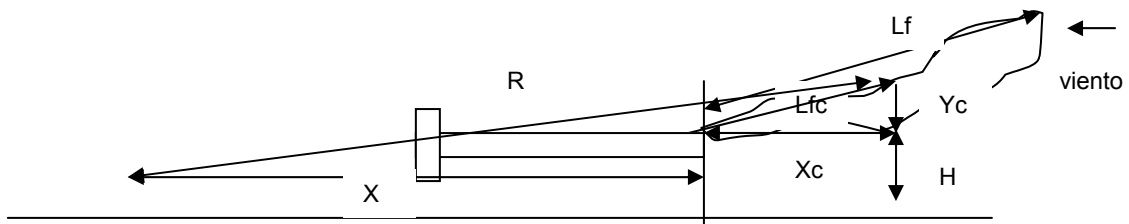


Fig. 4.1 Influencia a bajo viento sobre la flama

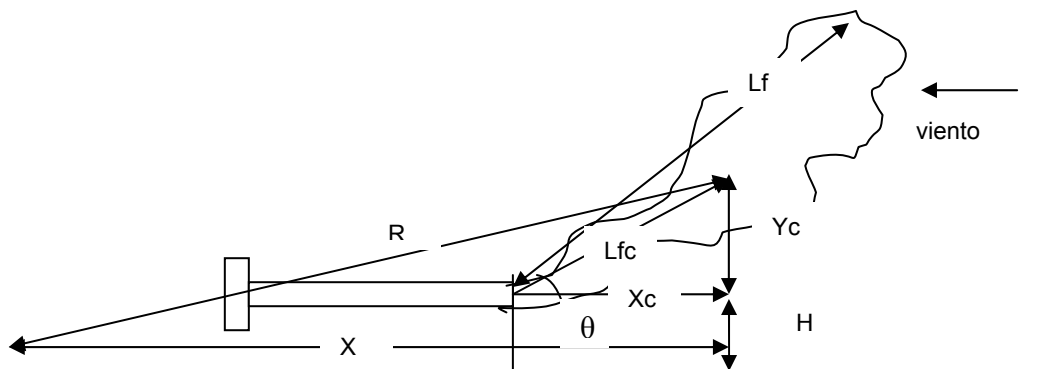


Fig. 4.2 Influencia a bajo viento sobre la flama

Las variables a considerar para el diseño de un quemador de fosa son las siguientes:

$\Theta$  = Ángulo de desviación de flama (grados).

R = Distancia radial desde el centro de la flama al observador (ft).

$X_c$  = Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla (ft).

$Y_c$  = Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla (ft).

$L_f$  = Longitud de la flama (ft)

$L_{fc}$  = Longitud al centro de la flama (ft).

X = Distancia radial desde la base del quemador (ft).

H = Altura desde el fondo de la fosa a la boquilla del quemador = 5 ft.

### 4.3 ECUACIONES APLICADAS PARA EL DISEÑO DE UN QUEMADOR DE FOSA

#### 4.3.1 Poder calorífico neto del gas a quemar

$$Hf_{GAS} = \sum Hfi * X_i \dots \dots \dots \text{Ec. (4.1)}$$

Hfi= Valor calorífico neto de formación de la reacción de oxidación (BTU/ft<sup>3</sup>)  
 Xi= Fracción mol del componente oxidado  
 Hf<sub>GAS</sub> = Valor neto calorífico del gas a quemar.

Es importante conocer el valor neto calorífico del gas, si es de bajo poder calorífico (300 BTU/ft<sup>3</sup>), se debe inyectar gas combustible, por lo que se debe de calcular el balance de materia y energía de la mezcla de las 2 corrientes y determinar su composición y la temperatura de mezcla.

#### 4.3.2 Calor total relevado del gas a quemar

$$Q = W * Hf_{gas} * \left( \frac{1}{PM_{gas}} \right) \dots \dots \dots \text{Ec (4.2)}$$

Wt = Flujo másico (lb/hr)  
 Hf<sub>gas</sub> = Valor calorífico neto del gas (BTU/lbmol)  
 PM<sub>gas</sub> = Peso molecular del gas (lb/lbmol.)

Q= Calor total relevado (BTU/hr)

#### 4.3.3 Factor de compresibilidad del gas a quemar

$$k = \frac{Cp}{Cv} \dots \dots \dots \text{Ec (4.3)}$$

Cp<sub>gas</sub> = Capacidad calorífica del gas (J/mol K)  
 Cv<sub>gas</sub> = Capacidad calorífica a volumen constante (J/mol K)  
 k= Factor de compresibilidad

4.3.4 Velocidad sónica del gas a quemar

$$V_s = 39.3 * \sqrt{\frac{K * g * T_g}{PM}} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.4)}$$

k = Factor de compresibilidad  
 g = Aceleración de la gravedad (ft/s<sup>2</sup>)  
 T<sub>g</sub> = Temperatura del gas (R)  
 PM<sub>GAS</sub> = Peso molecular del gas (lb/lbmol).

V<sub>s</sub> = Velocidad sónica (ft/s)

4.3.5 Velocidad de salida de la boquilla

$$V_b = \frac{V_t}{A_b} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.5)}$$

V<sub>t</sub> = Flujo volumétrico de salida de mezcla por cantidad de boquilla (ft<sup>3</sup>/s)  
 A<sub>b</sub> = Área transversal de la boquilla (ft<sup>2</sup>)

4.3.6 Cálculo del número de mach

El número de mach es la relación de las velocidades de salida de los gases a quemar. No debe de ser mayor de 0.5 para los máximos flujos debido a que puede provocar vibraciones y ruido en la *boquilla*. En condiciones de operación normal debe de mantenerse en 0.2 puede ocasionar efectos de corrosión. Con el número de mach se puede determinar el diámetro de la *boquilla* adecuado para el quemador de fosa.

$$M = \frac{V_b}{V_s} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.6)}$$

V<sub>b</sub> = Velocidad de la boquilla (ft/s)  
 V<sub>s</sub> = Velocidad sónica (ft/s)  
 M = Número de mach



#### 4.3.7 Caída de presión en la boquilla

La *caída de presión* a través de la *boquilla*, debe tener un valor aproximado de 13.79 KPa (2 psig) para un buen funcionamiento de la *boquilla* del quemador de fosa. También es un factor importante para determinar el diámetro de la *boquilla*.

$$\Delta P = \left( \frac{2.72 \cdot 10^{-3} \cdot W \cdot \sqrt{\frac{T_g + 460}{PM}}}{d^2} \right)^2 \dots\dots\dots \text{Ec (4.7)}$$

- W = Flujo másico (lb/hr)
- Tg = Temperatura del gas (R)
- PM<sub>gas</sub> = Peso molecular del gas (lb/lbmol)
- d = Diámetro de la boquilla (in)
- ΔP = Caída de Presión en la boquilla (psig)

#### 4.3.8 Longitud de la flama

Para calcular la longitud de la flama, se debe considerar los efectos del viento en la misma para determinar la geometría de la flama y las dimensiones de la fosa.

##### 4.3.8.1 Longitud de la flama para bajo viento

$$Lf1 = 10 \cdot d \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{55}} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.8)}$$

- d = Diámetro de la boquilla (in)
- ΔP = Caída de Presión en la boquilla (in H<sub>2</sub>O)
- Lf1 = Longitud de la flama para bajo viento (ft )

La longitud de flama para bajo viento determina principalmente el largo de la fosa.

4.3.8.2 Longitud de la flama para alto viento

$$Lf2 = 2 * d * \sqrt{\frac{\Delta P}{55}} \dots\dots\dots Ec. (4.9)$$

d = Diámetro de la boquilla (in)  
 ΔP = Caída de Presión en la boquilla (in H<sub>2</sub>O)  
 Lf2 = Longitud de la flama para alto viento (ft )

La longitud de la flama para alto viento determina la distancia entre *boquillas* del quemador de fosa, por lo que determina el ancho de la fosa.

4.3.9 Longitud del centro de la flama

4.3.9.1 Longitud del centro de la flama para bajo viento

El centro de la flama se encuentra a un tercio de su longitud para bajo viento

$$Lfc1 = \frac{Lf1}{3} \dots\dots\dots Ec. (4.10)$$

Lf1 = Longitud de la flama para bajo viento (ft )  
 Lfc1 = Longitud del centro de la flama para bajo viento (ft)

4.3.9.2 Longitud del centro de la flama para alto viento

El centro de la flama se encuentra a un medio de su longitud para alto viento

$$Lfc2 = \frac{Lf2}{2} \dots\dots\dots Ec. (4.11)$$

Lf2 = Longitud de la flama para alto viento (ft )  
 Lfc2 = Longitud del centro de la flama para alto viento (ft)

4.3.10 Geometría de la flama

Para el quemador de fosa se tienen que realizar los cálculos para alto y bajo viento. Es importante conocer el comportamiento de la flama y evitar que salga de la fosa.

4.3.10.1 Ángulo de la flama debido al viento

$$\theta_w = a \tan\left(\frac{V_w}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.12)}$$

V<sub>w</sub> = Velocidad del viento (millas/h)  
 V<sub>b</sub> = Velocidad de la boquilla (ft/s)  
 Θ<sub>w</sub> = Ángulo de la flama debido al viento (grados)

4.3.10.2 Ángulo de levantamiento del gas

$$\theta_b = a \tan\left(\frac{5.52}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.13)}$$

V<sub>b</sub> = Velocidad de la boquilla (ft/s)  
 Θ<sub>b</sub> = Ángulo de levantamiento del gas (grados)

4.3.10.3 Ángulo total de la flama

$$\theta_T = \theta_w + \theta_b \dots\dots\dots \text{Ec. (4.14)}$$

Θ<sub>w</sub> = Ángulo de la flama debido al viento (grados)  
 Θ<sub>b</sub> = Ángulo de levantamiento del gas (grados)  
 Θ<sub>T</sub> = Ángulo total del gas (grados)

4.3.10.4 Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla

$$X_c = L_{fc} * \cos\theta_T \dots\dots\dots \text{Ec. (4.15)}$$

L<sub>fc</sub> = Longitud al centro de la flama (ft )  
 Θ = Ángulo de total de la flama (radianes)  
 X<sub>c</sub> = Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla (ft)

4.3.10.5 Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla

$$Y_c = L_{fc} * \text{sen}\theta_T \dots\dots\dots \text{Ec. (4.16)}$$

L<sub>fc</sub> = Longitud al centro de la flama (ft )  
 Θ = Ángulo total de la flama (radianes)  
 Y<sub>c</sub> = Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla (ft)

#### 4.3.11 Fracción de calor radiante

Dependiendo de la composición del gas a quemar se considera el factor de radiación y el porcentaje a quemar dependiendo si son hidrocarburos saturados o insaturados.

Para hidrocarburos saturados se considera el 70% de factor de radiación:

$$f = f_{HC} \cdot 0.70 \dots \text{Ec. (4.17)}$$

Para hidrocarburos insaturados considera el 80% de factor de radiación:

$$f = f_{HC} \cdot 0.80 \dots \text{Ec. (4.18)}$$

$f_{HC}$  = Factor de radiación de hidrocarburos = 0.4

f = Fracción de calor radiante

#### 4.3.12 Distancia radial desde el centro de la flama al observador

La distancia radial depende de la intensidad de radiación proveniente de la flama del quemador. Para determinar la intensidad de radiación se deben de considerar los efectos que provoca sobre el cuerpo humano como lo indica en las tablas 3.1 y 3.2. La intensidad de radiación máxima permitida para el diseño de un quemador elevado es de 1500 BTU/hr-ft<sup>2</sup>, la cual permite dar un tiempo de escape máximo de 9 segundos. La distancia radial para el quemador de fosa depende también de la influencia del viento, por lo que se tiene que realizar el cálculo para bajo y alto viento.

$$R = \sqrt{\frac{W \cdot Hf_{gas} \cdot E \cdot f}{4 \cdot \pi \cdot I}} \dots \text{Ec. (4.19)}$$

Wt = Flujo másico (lb/hr)

Hfgas = Valor calorífico neto del gas (BTU/lbmol)

E = Emisividad del gas = 1

f = Fracción de calor radiante

I = Intensidad de radiación establecida (BTU/hr-ft<sup>2</sup>)

R = Distancia radial desde el centro de la flama al observador (ft).

4.3.13 Distancia radial desde la base del quemador.

$$X = \sqrt{R^2 - (H + y_c)^2} - x_c \dots\dots\dots\text{Ec. (4.20)}$$

R= Distancia radial desde el centro de la flama al observador (ft)  
 H = Altura desde el fondo de la fosa a la boquilla del quemador =5 ft.  
 Yc = Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla (ft)  
 Xc = Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla (ft)

4.3.14 Distancia entre boquillas

La distancia entre *boquillas* depende de la influencia del viento, principalmente por alto viento, por lo que se tienen que realizar los cálculos para bajo y alto viento.

$$Db = Lf * \text{sen} \theta_t \dots\dots\dots\text{Ec. (4.21)}$$

Lf = Longitud de la flama (ft )  
 $\theta_t$  = Ángulo total de la flama (radianes)

Db = Distancia entre boquillas (ft).

4.4 CÁLCULO DE DISEÑO DE UN QUEMADOR DE FOSA PARA UN CENTRO PROCESADOR DE GAS.

**4.4.1 Criterios de diseño**

El desfogue se determina de acuerdo a la composición, temperatura y presión, por lo que se clasifican en desfogue de gas húmedo y desfogue de gas seco. Los flujos de los desfogues se de obtuvieron del Capítulo 2, las cuales son las siguientes:

- Desfogue de gas húmedo = 466.50 mmpcd
- Desfogue de gas seco = 21.17 mmpcd

Se diseñará un quemado sin humo al 20% del flujo de desfogue máximo de gas húmedo, el cual es el fluido que se quema a condiciones de operación normal. Por lo tanto las capacidades del quemador de fosa son las siguientes:

- Quemado de gas húmedo sin humo = 93.3 mmpcd
- Quemado de gas húmedo con humo = 373.2 mmpcd
- Quemado de gas seco = 21.17 mmpcd

A continuación se presentan los cálculos para el quemado de gas húmedo sin humo, quemado de gas húmedo con humo y quemado de gas seco, para determinar las dimensiones del quemador de fosa.

#### 4.4.2 Quemado de gas húmedo sin humo

##### 4.4.2.1 Datos del gas húmedo

$V_{GSH}$  = Flujo volumétrico de húmedo sin humo = 93.3 mmpcd

Composición:

COMPONENTE	Hf kJ/gr mol	PM	% MOL	Xi	%MOL*PM
H <sub>2</sub> S	-19.96	34.08	1.630	0.01630	55.550
CH <sub>4</sub>	-74.85	16.04	73.500	0.73500	1178.940
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-84.67	30.07	12.660	0.12660	380.686
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-103.8	44.09	3.020	0.03020	133.152
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-134.5	58.12	0.360	0.00360	20.923
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-124.7	58.12	1.140	0.01140	66.257
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-152	72.15	0.310	0.00310	22.367
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-146.4	72.15	0.450	0.00450	32.468
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	-167.2	86.17	0.340	0.00340	29.298
N <sub>2</sub>	0	28.02	0.800	0.00800	22.416
CO <sub>2</sub>	-393.5	44.01	5.810	0.05810	255.698

Peso molecular del gas húmedo: 21.978 lb/lbmol

Temperatura del gas: 45.9 °C = 605 R= 144.62 °F= 319.05 K

Temperatura ambiente= 24°C= 297 K

Presión atmosférica = 14.62 psia

Velocidad a alto viento = 200 km/hr

Velocidad a bajo viento = 19 km/hr

#### 4.4.3 Cálculo de la densidad del gas húmedo

$$\rho = \frac{P * PM}{R * T} \dots\dots\dots\text{Ec. (4.22)}$$

A condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R )

P = Presión a condiciones Pemex = 14.223 psia.

R = Constante del gas = 10.73 psia ft<sup>3</sup>/(lbmol R)

T = Temperatura a condiciones Pemex = 528 R

PM = Peso molecular del gas húmedo = 21.978 lb/lbmol

ρ = Densidad del gas ácido a condiciones Pemex = 0.055 lb/ft<sup>3</sup>

#### 4.4.4 Cálculo de flujo másico de gas húmedo sin humo

$$W_{HSH} = \frac{V_{HSH} * 1 \times 10^6 * \rho}{24} \dots\dots\dots\text{Ec. (4.23)}$$

V<sub>HSH</sub> = Flujo volumétrico de gas húmedo = 93.3 mmpcd

ρ = Densidad de gas húmedo a condiciones Pemex = 0.055lb/ft<sup>3</sup>

W<sub>GH</sub> = Flujo másico a condiciones Pemex = 214,495.16 lb/hr

#### 4.4.5 Cálculo del valor neto calorífico del gas húmedo

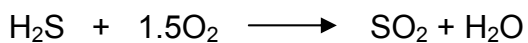
$$Hf_{GASAHUMEDO} = \sum Hfi * X_i \dots\dots\dots\text{Ec. (4.1)}$$

Hfi= Valor neto calorífico de formación de la reacción de oxidación.

Xi= Fracción mol del componente oxidado

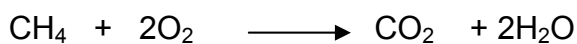
Hf<sub>GAS HUMEDO</sub> = Valor neto calorífico del gas húmedo.

Reacción 1



Hfi DEL H <sub>2</sub> S	Hfi*Xi
-518.77	-8.46

Reacción 2



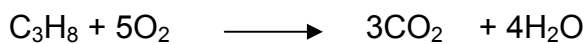
Hfi DEL CH <sub>4</sub>	Hfi*Xi
-802.31	-589.701

Reacción 3



Hfi DEL C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Hfi*Xi
-1427.82	-180.76

Reacción 4



Hfi DEL C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Hfi*Xi
-2044.02	-61.73

Reacción 5



Hfi DEL iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Hfi*Xi
-2648.65	-9.54

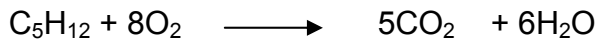
Reacción 6



Hfi DEL nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Hfi*Xi
-2658.65	-30.31

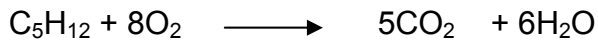


Reacción 7



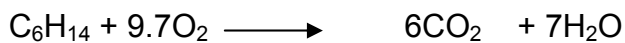
Hfi DEL $i\text{C}_5\text{H}_{12}$	Hfi*Xi
-3266.48	-10.13

Reacción 8



Hfi DEL $n\text{C}_5\text{H}_{12}$	Hfi*Xi
-3272.08	-14.72

Reacción 9



Hfi DEL $n\text{C}_6\text{H}_{14}$	Hfi*Xi
-3886.61	-13.21

Valor neto calorífico del gas húmedo

$$HF_{\text{GAS HUMEDO}} = -918.55 \text{ KJ/gr mol} = -992.09 \text{ BTU/ft}^3 = -395,167.73 \text{ BTU/lbmol}$$

#### 4.4.6 Cálculo de calor total relevado del gas húmedo sin humo

$$Q = W * Hf_{\text{gashumedo}} * \left( \frac{1}{PM_{\text{gashumedo}}} \right) \dots\dots\text{Ec. (4.2)}$$

W= flujo másico del gas húmedo= 214,495.16 lb/hr

Hf<sub>GAS HUMEDO</sub>= Valor calorífico neto del gas húmedo = 395,167.73 BTU/lbmol

PM= Peso molecular del gas húmedo = 21.978 lb/lbmol

Q= Calor total relevado del gas húmedo= 3,856,735,218.81 BTU/hr

4.4.7 Cálculo de la fracción de calor radiante

Para el cálculo se considera el 70% del factor de radiación de hidrocarburos

$$f = f_{HC} * 0.70 \dots \dots \dots \text{Ec. (4.17)}$$

$f_{HC}$  = Factor de radiación de hidrocarburos = 0.4

f = Fracción de calor radiante = 0.28

4.4.8 Cálculo de flujo volumétrico a  $P_{atm}$  y  $T_g$

$$V_2 = \frac{W * R * T_g}{P_{atm} * PM_{mezcla}} \dots \dots \dots \text{Ec. (4.24)}$$

$W_t$  = Flujo másico a condiciones Pemex = 214,495.16 lb/hr

R = Constante del gas = 10.73 psia ft<sup>3</sup>/(lbmol R)

$T_g = T_f$  = Temperatura final del gas = 605 R

$P_{atm}$  = Presión atmosférica = 14.62 psia

$PM_{GH}$  = Peso molecular del gas húmedo = 21.978 lb/lbmol

$V_2$  = Flujo volumétrico a  $P_{atm}$  y  $T_g$  = 1,203.5 ft<sup>3</sup>/s

4.4.9 Cálculo de la velocidad sónica.

$$V_s = 39.3 * \sqrt{\frac{k * g * T_g}{PM}} \dots \dots \dots \text{Ec. (4.4)}$$

k = Factor de compresibilidad = 1.20

g = Aceleración de la gravedad = 32.2 ft/s<sup>2</sup>

$T_g = T_f$  = Temperatura final de la mezcla = 45.9 °C = 605 R

$PM_{MEZCLA}$  = Peso molecular de la mezcla = 22.978 lb/lbmol.

$V_s$  = Velocidad sónica = 1280.27 ft/s

4.4.10 Cálculo del diámetro de la boquilla y la cantidad de boquillas

4.4.10.1 Ejemplo considerando el diámetro de la boquilla de 24" cédula estándar

Para boquilla de 24" el área transversal =

$$A_b = 2.95 \text{ ft}^2$$

A) Cálculo del flujo de salida de la mezcla por número de boquilla.

$$V_3 = \frac{V_2}{\# \text{ de boquilla}} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.25)}$$

Para 2 boquillas:

$$V_2 = \text{Flujo volumétrico a } P_{atm} \text{ y } T_g = 1,203.5 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$V_3 = \text{Flujo de salida de mezcla por número de boquilla} = 601.56 \text{ ft}^3/\text{s}$$

B) Cálculo de la velocidad de salida de la boquilla.

$$V_b = \frac{V_3}{A_b} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.5)}$$

$$V_3 = \text{Flujo de salida de mezcla por número de boquilla} = 601.56 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$A_b = \text{Área transversal de la boquilla de 24"} = 2.95 \text{ ft}^2$$

$$V_b = \text{Velocidad de la boquilla} = 204.04 \text{ ft/s}$$

C) Cálculo del número de mach

$$M = \frac{V_b}{V_s} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.6)}$$

$$V_b = \text{Velocidad de la boquilla} = 204.04 \text{ ft/s}$$

$$V_s = \text{Velocidad sónica} = 1280.27 \text{ ft/s}$$

$$M = \text{Número de mach} = 0.159$$

4.4.11 Comportamiento del flujo e a través de diferentes áreas de boquillas.

D) Para boquillas de 16"

Ab =Área transversal de la boquilla de 16" = 1.27 ft<sup>2</sup>

No. de boquillas	V3 (ft <sup>3</sup> /s)	Vb (ft/s)	Mach
1	1203.128	948.540	0.741
<b>2</b>	<b>601.564</b>	<b>474.270</b>	<b>0.370</b>
3	401.043	316.180	0.247
4	300.782	237.135	0.185

E) Para boquillas de 18"

Ab =Área transversal de la boquilla de 18" = 1.62 ft<sup>2</sup>

No. de boquillas	V3 (ft <sup>3</sup> /s)	Vb (ft/s)	Mach
1	1203.128	741.299	0.579
<b>2</b>	<b>601.564</b>	<b>370.649</b>	<b>0.290</b>
3	401.043	247.100	0.193
4	300.782	185.325	0.145

F) Para boquillas de 20"

Ab =Área transversal de la boquilla de 20" = 2.01 ft<sup>2</sup>

No. de boquillas	V3 (ft <sup>3</sup> /s)	Vb (ft/s)	Mach
1	1203.128	597.323	0.467
<b>2</b>	<b>601.564</b>	<b>298.661</b>	<b>0.233</b>
3	401.043	199.108	0.156
4	300.782	149.331	0.117

Se recomienda 2 boquillas de 18", ya que el número de mach tiene que mantenerse dentro del rango de 0.5 a 0.2 para condiciones de operación normal. Si llegara a disminuir el flujo, el número de mach se mantiene dentro de este rango.

La velocidad de salida para 2 boquillas de 18" es: Vb= 370.649 ft/s

4.4.12 Cálculo de la caída de presión de la boquilla.

$$\Delta P = \left( \frac{2.72 \cdot 10^{-3} \cdot W \cdot \sqrt{\frac{T_g + 460}{PM}}}{d^2} \right)^2 \dots\dots\dots \text{Ec (4.7)}$$

Wt = Flujo másico por boquilla a condiciones Pemex = 107,247.58 lb/hr

Tg = Tf = Temperatura final de la mezcla = 605 R

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla = 21.978 lb/lbmol

d = Diámetro de la boquilla = 18 in

ΔP = Caída de Presión en la boquilla = 39.27 in H<sub>2</sub>O = 1.42 psig

La *caída de presión* a través de la *boquilla* tiene un valor alrededor de 2 psig, por lo que el diámetro de la boquilla es correcto para un buen funcionamiento para las condiciones de operación establecidas.

4.4.13 Cálculos para bajo viento

A continuación se muestran siguientes cálculos considerando una velocidad del viento (Vw1) de 19 km/hr.

4.4.13.1 Cálculo de longitud de la flama

$$Lf1 = 10 \cdot d \cdot \sqrt{\frac{\Delta P}{55}} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.8)}$$

d = Diámetro de la boquilla = 18 in

ΔP = Caída de Presión en la boquilla = 39.27 in H<sub>2</sub>O

Lf1 = Longitud de la flama para bajo viento = 168.99 ft = 51.52 m

Por lo que la longitud de la fosa para gas húmedo sin humo es de 168.99 ft = 51.52 m.

4.4.13.2 Cálculo de la longitud del centro de la flama

El centro de la flama se encuentra a un tercio de su longitud para bajo viento

$$L_{fc1} = \frac{L_{f1}}{3} \dots\dots\dots Ec. (4.10)$$

$L_{f1}$  = Longitud de la flama para bajo viento = 168.99 ft

$L_{fc1}$  = Longitud del centro de la flama para bajo viento = 56.33 ft = 17.17 m

4.4.13.3 Cálculo del ángulo de la flama debido al viento

$$\theta_{w1} = a \tan\left(\frac{V_{w1}}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots Ec. (4.12)$$

$V_{w1}$  = Velocidad a bajo viento = 11.8 millas/h

$V_b$  = Velocidad de la boquilla = 370.69 ft/s

$\theta_{w1}$  = Ángulo de la flama a debido a bajo viento = 2.68°

4.4.13.4 Cálculo del ángulo de levantamiento del gas

$$\theta_b1 = a \tan\left(\frac{5.52}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots Ec. (4.13)$$

$V_b$  = Velocidad de la boquilla = 370.69 ft/s

$\theta_b1$  = Ángulo de levantamiento del gas a bajo viento = 0.85°

4.4.13.5 Cálculo del ángulo total de la flama

$$\theta_T1 = \theta_w1 + \theta_b1 \dots\dots\dots Ec. (4.14)$$

$\theta_w1$  = Ángulo de la flama debido a bajo viento = 2.68°

$\theta_b1$  = Ángulo de levantamiento del gas a bajo viento = 0.85°

$\theta_T1$  = Ángulo total del gas a bajo viento = 3.53°

4.4.13.6 Cálculo de la distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla.

$$Xc1 = Lfc1 * \cos\theta_{T1} \dots\dots\dots Ec. (4.15)$$

Lfc1 = Longitud al centro de la flama a bajo viento = 56.33 ft

$\Theta_{T1}$  = Ángulo de total de la flama a bajo viento = 0.06 rad.

Xc1= Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento = 56.22 ft = 17.14 m

4.4.13.7 Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla

$$Yc1 = Lfc1 * \text{sen}\theta_{T1} \dots\dots\dots Ec. (4.16)$$

Lfc1 = Longitud al centro de la flama a bajo viento = 56.33 ft

$\Theta_{T1}$  = Ángulo de total de la flama a bajo viento = 0.06 rad.

Yc1= Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento =3.47 ft =1.06 m

4.4.13.8 Cálculo de la distancia radial desde el centro de la flama al observador.

$$R = \sqrt{\frac{W \cdot Hf_{gas} \cdot E \cdot f}{4 \cdot \pi \cdot I}} \dots\dots\dots Ec. (4.19)$$

Wt = Flujo másico = 214,495.16 lb/hr

Hf<sub>GAS HUMEDO</sub>= Valor calorífico neto del gas húmedo = 395,167.73 BTU/lbmol

E = Emisividad del gas = 1

f= Fracción de calor radiante

I= Intensidad de radiación establecida = 500 BTU/hr-ft<sup>2</sup>

R= Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 450.15 ft = 137.20 m

4.4.13.9 Cálculo de la distancia radial desde la base del quemador.

$$X1 = \sqrt{R^2 - (H + y_c)^2} - x_c \quad \text{Ec. (4.20)}$$

R= Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 450.15 ft  
 H = Altura desde el fondo de la fosa a la boquilla del quemador =5 ft.  
 Yc1= Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento =3.47 ft  
 Xc1= Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento = 56.22 ft

X1= Distancia radial desde la base del quemador para bajo viento = 393.84 ft = 120.04 m

4.4.13.10 Cálculo de la distancia entre boquillas

$$Db1 = Lf1 * \text{sen} \theta_1 \quad \text{Ec. (4.21)}$$

Lf = Longitud de la flama para bajo viento = 168.99 ft  
 $\theta_1$  = Ángulo de total de la flama a bajo viento = 0.06 rad.

Db1 = Distancia entre boquillas a bajo viento = 10.41 ft = 3.17 m

4.4.14 Cálculos para alto viento

A continuación se muestran siguientes cálculos considerando una velocidad del viento (Vw2) de 200 km/hr.

4.4.14.1 Cálculo de longitud de la flama

$$Lf2 = 2 * d * \sqrt{\frac{\Delta P}{55}} \quad \text{Ec. (4.9)}$$

d = Diámetro de la boquilla = 18 in  
 $\Delta P$  = Caída de Presión en la boquilla = 39.27 in H<sub>2</sub>O

Lf2 = Longitud de la flama para alto viento = 30.42 ft = 9.27m



4.4.14.2 Cálculo de la longitud del centro de la flama

El centro de la flama se encuentra a un medio de su longitud para alto viento

$$L_{fc2} = \frac{L_f2}{2} \dots\dots\dots Ec. (4.11)$$

L<sub>f2</sub> = Longitud de la flama para alto viento = 30.42 ft

L<sub>fc2</sub> = Longitud del centro de la flama para alto viento = 15.21 ft = 4.64 m

4.4.14.3 Cálculo del ángulo de la flama debido al viento

$$\theta_w2 = a \tan\left(\frac{V_w2}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots Ec (4.12)$$

V<sub>w1</sub> = Velocidad a alto viento = 108 millas/h

V<sub>b</sub> = Velocidad de la boquilla = 370.69 ft/s

Θ<sub>w2</sub> = Ángulo de la flama a debido a alto viento = 23.19°

4.4.14.4 Cálculo del ángulo de levantamiento del gas

$$\theta_b2 = a \tan\left(\frac{5.52}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots Ec. (4.13)$$

V<sub>b</sub> = Velocidad de la boquilla = 370.69 ft/s

Θ<sub>b2</sub> = Ángulo de levantamiento del gas a alto viento = 0.85°

4.4.14.5 Cálculo del ángulo total de la flama

$$\theta_T2 = \theta_w2 + \theta_b2 \dots\dots\dots Ec. (4.14)$$

Θ<sub>w2</sub> = Ángulo de la flama debido a alto viento = 23.19°

Θ<sub>b2</sub> = Ángulo de levantamiento del gas a alto viento = 0.85°

Θ<sub>T2</sub> = Ángulo total del gas a alto viento = 24.04°

4.4.14.6 Cálculo de la distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla.

$$Xc2 = Lfc2 * \cos \theta_{\tau} 2 \dots\dots\dots Ec. (4.15)$$

Lfc2 = Longitud al centro de la flama a alto viento = 15.21 ft

$\Theta_{\tau}2$  = Ángulo de total de la flama a alto viento = 0.42 rad.

Xc2= Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento = 13.89 ft = 4.23 m

4.4.14.7 Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla

$$Yc2 = Lfc2 * \text{sen} \theta_{\tau} 2 \dots\dots\dots Ec. (4.16)$$

Lfc2 = Longitud al centro de la flama a alto viento = 15.21 ft

$\Theta_{\tau}2$  = Ángulo de total de la flama a alto viento = 0.42 rad.

Yc2= Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento =6.20 ft =1.89 m

4.4.14.8 Cálculo de la distancia radial desde el centro de la flama al observador.

$$R = \sqrt{\frac{W \cdot Hf_{\text{gas}} \cdot E \cdot f}{4 \cdot \pi \cdot I}} \dots\dots\dots Ec. (4.19)$$

Wt = Flujo másico = 214,495.16 lb/hr

Hf<sub>GAS HUMEDO</sub>= Valor calorífico neto del gas húmedo = 395,167.73 BTU/lbmol

E = Emisividad del gas = 1

f= Fracción de calor radiante

I= Intensidad de radiación establecida = 500 BTU/hr-ft<sup>2</sup>

R= Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 450.15 ft = 137.20 m

4.4.14.9 Cálculo de la distancia radial desde la base del quemador.

$$X_2 = \sqrt{R^2 - (H + y_c)^2} - x_c \quad \text{Ec. (4.20)}$$

R= Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 450.15 ft

H = Altura desde el fondo de la fosa a la boquilla del quemador =5 ft.

Yc= Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento = 6.20 ft

Xc= Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento = 13.89 ft

X2= Distancia radial desde la base del quemador para alto viento = 436.12ft = 132.93 m

4.4.14.10 Cálculo de la distancia entre boquillas

$$D_b = L_f \cdot \sin \theta_T \quad \text{Ec. (4.21)}$$

Lf= Longitud de la flama para alto viento = 30.42 ft = 9.27m

Θ<sub>T</sub> = Ángulo de total de la flama a alto viento = 0.42 rad.

D<sub>b</sub> = Distancia entre boquillas a alto viento = 12.39 ft = 3.78 m

Por lo que la distancia entre boquillas para el quemado de gas húmedo sin humo es de 12.39 ft = 4 m

#### 4.4.15 Quemado de gas húmedo con humo

4.4.15.1 Datos del gas húmedo

V<sub>GSH</sub> = Flujo volumétrico de húmedo con humo = 373.2 MMpcd

Composición:

COMPONENTE	Hf kJ/gr mol	PM	% MOL	Xi	%MOL*PM
H <sub>2</sub> S	-19.96	34.08	1.630	0.01630	55.550
CH <sub>4</sub>	-74.85	16.04	73.500	0.73500	1178.940
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-84.67	30.07	12.660	0.12660	380.686
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-103.8	44.09	3.020	0.03020	133.152
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-134.5	58.12	0.360	0.00360	20.923
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-124.7	58.12	1.140	0.01140	66.257
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-152	72.15	0.310	0.00310	22.367
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-146.4	72.15	0.450	0.00450	32.468
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	-167.2	86.17	0.340	0.00340	29.298
N <sub>2</sub>	0	28.02	0.800	0.00800	22.416
CO <sub>2</sub>	-393.5	44.01	5.810	0.05810	255.698

Peso molecular del gas húmedo: 21.978 lb/lbmol

Temperatura del gas: 45.9 °C = 605 R= 144.62 °F= 319.05 K

Temperatura ambiente= 24°C= 297 K

Presión atmosférica = 14.62 psia

Velocidad a alto viento = 200 km/hr

Velocidad a bajo viento = 19 km/hr

ρ= Densidad del gas ácido a condiciones Pemex = 0.055 lb/ft<sup>3</sup>

HF<sub>GAS HÚMEDO</sub> = Valor neto calorífico del gas húmedo = -918.55 KJ/gr mol =  
-992.09 BTU/ft<sup>3</sup> = -395,167.73 BTU/lbmol

#### 4.4.15.2 Cálculo de flujo másico de gas húmedo con humo

$$W_{hCH} = \frac{V_{hCH} * 1x10^6 * \rho}{24} \dots\dots\dots Ec. (4.23)$$

V<sub>HCH</sub> = Flujo volumétrico de gas húmedo = 373.2 mmpcd

ρ = Densidad de gas húmedo a condiciones Pemex = 0.055lb/ft<sup>3</sup>

W<sub>HCH</sub> = Flujo másico a condiciones Pemex = 857,980.62 lb/hr

4.4.16 Cálculo de calor total relevado del gas húmedo con humo

$$Q = W * Hf_{gashumedo} * \left( \frac{1}{PM_{gashumedo}} \right) \dots\dots\dots Ec. (4.2)$$

W= flujo másico del gas húmedo= 857,980.62 lb/hr  
 Hf<sub>GAS HUMEDO</sub>= Valor calorífico neto del gas húmedo = 857,980.62 BTU/lbmol  
 PM= Peso molecular del gas ácido = 21.978 lb/lbmol

Q= Calor total relevado del gas húmedo= 15,426,940,875.24 BTU/hr

4.4.17 Cálculo de la fracción de calor radiante

Para el cálculo se considera el 70% del factor de radiación de hidrocarburos

$$f = f_{HC} * 0.70 \dots\dots\dots Ec. (4.17)$$

f<sub>HC</sub>= Factor de radiación de hidrocarburos = 0.4

f= Fracción de calor radiante = 0.28

4.4.18 Cálculo de flujo volumétrico a P<sub>atm</sub> y T<sub>g</sub>

$$V_2 = \frac{W * R * T_g}{P_{atm} * PM_{mezcla}} \dots\dots\dots Ec. (4.24)$$

Wt = Flujo másico a condiciones Pemex = 857,980.62 lb/hr  
 R = Constante del gas = 10.73 psia ft<sup>3</sup>/(lbmol R)  
 T<sub>g</sub> = T<sub>f</sub> = Temperatura final de la mezcla = 605 R  
 P<sub>atm</sub> = Presión atmosférica = 14.62 psia  
 PM<sub>MEZCLA</sub>= Peso molecular de la mezcla = 21.978 lb/lbmol

V<sub>2</sub> = Flujo volumétrico a P<sub>atm</sub> y T<sub>g</sub> = 4,812.51 ft<sup>3</sup>/s

4.4.19 Cálculo de la velocidad sónica.

$$V_s = 39.3 * \sqrt{\frac{K * g * T_g}{PM}} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.4)}$$

k = Factor de compresibilidad = 1.20

g = Aceleración de la gravedad = 32.2 ft/s<sup>2</sup>

T<sub>g</sub> = T<sub>f</sub> = Temperatura final de la mezcla = 45.9 °C= 605 R

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla = 22.978 lb/lbmol.

V<sub>s</sub> = Velocidad sónica = 1280.27 ft/s

4.4.20 Cálculo del diámetro de la boquilla y la cantidad de boquillas

4.4.20.1 Ejemplo considerando el diámetro de la boquilla de 24” cédula estándar

Para boquilla de 24” el área transversal =

Ab = 2.95 ft<sup>2</sup>

A) Cálculo del flujo de salida de la mezcla por número de boquilla.

$$V_3 = \frac{V_2}{\# \text{ deboquilla}} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.25)}$$

Para 2 boquillas:

V<sub>2</sub> = Flujo volumétrico a P<sub>atm</sub> y T<sub>g</sub> = 4,812.51 ft<sup>3</sup>/s

V<sub>3</sub> = Flujo de salida de mezcla por número de boquilla = 2406.26 ft<sup>3</sup>/s

B) Cálculo de la velocidad de salida de la boquilla.

$$V_b = \frac{V_3}{A_b} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.5)}$$

V<sub>3</sub> = Flujo de salida de mezcla por número de boquilla = 2406.26 ft<sup>3</sup>/s

Ab = Área transversal de la boquilla de 24” = 2.95 ft<sup>2</sup>

V<sub>b</sub> = Velocidad de la boquilla = 816.15 ft/s

C) Cálculo del número de mach

$$M = \frac{V_b}{V_s} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.6)}$$

$V_b$  = Velocidad de la boquilla = 816.15 ft/s

$V_s$  = Velocidad sónica = 1280.27 ft/s

M = Número de mach = 0.637

4.4.20.2 Comportamiento del flujo e a través de diferentes áreas de boquillas.

A) Para boquillas de 18"

$A_b$  = Área transversal de la boquilla de 18" = 1.62 ft<sup>2</sup>

No. de boquillas	V3 (ft <sup>3</sup> /s)	Vb (ft/s)	Mach
3	1604.170	988.398	0.772
4	1203.128	741.299	0.579
<b>5</b>	<b>962.502</b>	<b>593.039</b>	<b>0.463</b>
<b>6</b>	<b>802.085</b>	<b>494.199</b>	<b>0.386</b>

B) Para boquillas de 20"

$A_b$  = Área transversal de la boquilla de 20" = 2.01 ft<sup>2</sup>

No. de boquillas	V3 (ft <sup>3</sup> /s)	Vb (ft/s)	Mach
<b>3</b>	<b>1604.170</b>	<b>796.430</b>	<b>0.622</b>
<b>4</b>	<b>1203.128</b>	<b>597.323</b>	<b>0.467</b>
5	962.502	477.858	0.373
6	802.085	398.215	0.311

C) Para boquillas de 24"

Ab = Área transversal de la boquilla de 24" = 2.96 ft<sup>2</sup>

No. de boquillas	V3 (ft <sup>3</sup> /s)	Vb (ft/s)	Mach
2	2406.255	813.391	0.635
<b>3</b>	<b>1604.170</b>	<b>542.261</b>	<b>0.424</b>
<b>4</b>	<b>1203.128</b>	<b>406.696</b>	<b>0.318</b>
5	962.502	325.356	0.254

Se recomienda 4 *boquillas* de 24", ya que el número de mach tiene que mantenerse dentro del rango de 0.5 a 0.2 para condiciones de operación normal. Si llegara a disminuir el flujo, el número de mach se mantiene dentro de este rango.

La velocidad de salida para 4 *boquillas* de 24" es: Vb= 406.69 ft/s

4.4.21 Cálculo de la caída de presión de la boquilla.

$$\Delta P = \left( \frac{2.72 \cdot 10^{-3} \cdot W \cdot \sqrt{\frac{T_g + 460}{PM}}}{d^2} \right)^2 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.7)}$$

Wt = Flujo másico por boquilla a condiciones Pemex = 214,495.16 lb/hr

Tg = Tf = Temperatura final de la mezcla = 605 R

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla = 21.978 lb/lbmol

d = Diámetro de la boquilla = 24 in

ΔP = Caída de Presión en la boquilla = 49.70 in H<sub>2</sub>O = 1.79 psig

La caída de presión a través de la *boquilla* tiene un valor alrededor de 2 psig, por lo que el diámetro de la *boquilla* es correcto para un buen funcionamiento para las condiciones de operación establecidas.



4.4.22 Cálculos para bajo viento

A continuación se muestran siguientes cálculos considerando una velocidad del viento ( $V_{w1}$ ) de 19 km/hr.

4.4.22.1 Cálculo de longitud de la flama

$$L_{f1} = 10 * d * \sqrt{\frac{\Delta P}{55}} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.8)}$$

$d$  = Diámetro de la boquilla = 24 in

$\Delta P$  = Caída de Presión en la boquilla = 49.70 in H<sub>2</sub>O

$L_{f1}$  = Longitud de la flama para bajo viento = 228.14 ft = 69.55 m

Por lo que la longitud de la fosa para gas húmedo sin humo es de 228.14 ft = 69.55 m.

4.4.22.2 Cálculo de la longitud del centro de la flama

El centro de la flama se encuentra a un tercio de su longitud para bajo viento

$$L_{fc1} = \frac{L_{f1}}{3} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.10)}$$

$L_{f1}$  = Longitud de la flama para bajo viento = 228.14 ft

$L_{fc1}$  = Longitud del centro de la flama para bajo viento = 76.05 ft = 23.18 m

4.4.22.3 Cálculo del ángulo de la flama debido al viento

$$\theta_{w1} = a \tan\left(\frac{V_{w1}}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.12)}$$

$V_{w1}$  = Velocidad a bajo viento = 11.8 millas/h

$V_b$  = Velocidad de la boquilla = 406.69 ft/s

$\theta_{w1}$  = Ángulo de la flama a debido a bajo viento = 2.44°

4.4.22.4 Cálculo del ángulo de levantamiento del gas

$$\theta_b1 = a \tan\left(\frac{5.52}{Vb}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.13)}$$

Vb = Velocidad de la boquilla = 406.69 ft/s

$\Theta_b1$  = Ángulo de levantamiento del gas a bajo viento = 0.78°

4.4.22.5 Cálculo del ángulo total de la flama

$$\theta_T1 = \theta_w1 + \theta_b1 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.14)}$$

$\Theta_w1$  = Ángulo de la flama debido a bajo viento = 2.44°

$\Theta_b1$  = Ángulo de levantamiento del gas a bajo viento = 0.78°

$\Theta_T1$  = Ángulo total del gas a bajo viento = 3.22°

4.4.22.6 Cálculo de la distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla.

$$Xc1 = Lfc1 * \cos \theta_T1 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.15)}$$

Lfc1 = Longitud al centro de la flama a bajo viento = 76.05 ft

$\Theta_T1$  = Ángulo de total de la flama a bajo viento = 0.06 rad.

Xc1 = Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento = 75.93 ft = 23.15 m

4.4.22.7 Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla

$$Yc1 = Lfc1 * \text{sen} \theta_T1 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.16)}$$

Lfc1 = Longitud al centro de la flama a bajo viento = 76.05 ft

$\Theta_T1$  = Ángulo de total de la flama a bajo viento = 0.06 rad.

Yc1 = Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento = 4.27 ft = 1.30 m

4.4.22.8 Cálculo de la distancia radial desde el centro de la flama al observador.

$$R = \sqrt{\frac{W \cdot Hf_{gas} \cdot E \cdot f}{4 \cdot \pi \cdot I}} \dots\dots\dots Ec. (4.19)$$

Wt = Flujo másico = 857,980.62 lb/hr  
 Hf<sub>GAS HUMEDO</sub> = Valor calorífico neto del gas húmedo = 395,167.73 BTU/lbmol  
 E = Emisividad del gas = 1  
 f = Fracción de calor radiante  
 I = Intensidad de radiación establecida = 500 BTU/hr-ft<sup>2</sup>

R = Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 900.29 ft = 274.41 m

4.4.22.9 Cálculo de la distancia radial desde la base del quemador.

$$X1 = \sqrt{R^2 - (H + y_c)^2} - x_c \dots\dots\dots Ec. (4.20)$$

R = Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 900.29 ft  
 H = Altura desde el fondo de la fosa a la boquilla del quemador = 5 ft.  
 Yc1 = Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento = 4.27 ft  
 Xc1 = Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento = 75.93 ft

X1 = Distancia radial desde la base del quemador para bajo viento = 824.32 ft = 251.25 m

4.4.22.10 Cálculo de la distancia entre boquillas

$$Db1 = Lf1 * \text{sen } \theta_1 \dots\dots\dots Ec. (4.21)$$

Lf1 = Longitud de la flama para bajo viento = 228.14ft  
 Θ<sub>1</sub> = Ángulo de total de la flama a bajo viento = 0.06 rad.

Db1 = Distancia entre boquillas a bajo viento = 12.81 ft = 3.91 m

#### 4.4.23 Cálculos para alto viento

A continuación se muestran siguientes cálculos considerando una velocidad del viento ( $V_{w2}$ ) de 200 km/hr.

##### 4.4.23.1 Cálculo de longitud de la flama

$$L_{f2} = 2 * d * \sqrt{\frac{\Delta P}{55}} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.9)}$$

$d$  = Diámetro de la boquilla = 24 in

$\Delta P$  = Caída de Presión en la boquilla = 49.70 in H<sub>2</sub>O

$L_{f2}$  = Longitud de la flama para alto viento = 45.63 ft = 13.91m

##### 4.4.23.2 Cálculo de la longitud del centro de la flama

El centro de la flama se encuentra a un medio de su longitud para alto viento

$$L_{fc2} = \frac{L_{f2}}{2} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.11)}$$

$L_{f2}$  = Longitud de la flama para alto viento = 45.63 ft

$L_{fc2}$  = Longitud del centro de la flama para alto viento = 22.81 ft = 6.96 m

##### 4.4.23.3 Cálculo del ángulo de la flama debido al viento

$$\theta_{w2} = a \tan\left(\frac{V_{w2}}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.12)}$$

$V_{w2}$  = Velocidad a alto viento = 108 millas/h

$V_b$  = Velocidad de la boquilla = 370.69 ft/s

$\Theta_{w2}$  = Ángulo de la flama a debido a alto viento = 21.32°

4.4.23.4 Cálculo del ángulo de levantamiento del gas

$$\theta_b = a \tan\left(\frac{5.52}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.13)}$$

$V_b$  = Velocidad de la boquilla = 370.69 ft/s

$\Theta_b$  = Ángulo de levantamiento del gas a alto viento = 0.78°

4.4.23.5 Cálculo del ángulo total de la flama

$$\theta_T = \theta_w + \theta_b \dots\dots\dots \text{Ec. (4.14)}$$

$\Theta_w$  = Ángulo de la flama debido a alto viento = 21.32°

$\Theta_b$  = Ángulo de levantamiento del gas a alto viento = 0.78°

$\Theta_T$  = Ángulo total del gas a alto viento = 22.10°

4.4.23.6 Cálculo de la distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla.

$$X_{c2} = L_{fc2} * \cos \theta_T \dots\dots\dots \text{Ec. (4.15)}$$

$L_{fc2}$  = Longitud al centro de la flama a alto viento = 22.96 ft

$\Theta_T$  = Ángulo de total de la flama a alto viento = 0.39 rad.

$X_{c2}$  = Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento = 21.14 ft = 6.44 m

4.4.23.7 Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla

$$Y_{c2} = L_{fc2} * \text{sen} \theta_T \dots\dots\dots \text{Ec. (4.16)}$$

$L_{fc2}$  = Longitud al centro de la flama a alto viento = 22.96 ft

$\Theta_T$  = Ángulo de total de la flama a alto viento = 0.39 rad.

$Y_{c2}$  = Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento = 8.58 ft = 2.62 m

4.4.23.8 Cálculo de la distancia radial desde el centro de la flama al observador.

$$R = \sqrt{\frac{W \cdot Hf_{gas} \cdot E \cdot f}{4 \cdot \pi \cdot I}} \dots\dots\dots Ec. (4.19)$$

Wt = Flujo másico = 214,495.16 lb/hr  
 Hf<sub>GAS HUMEDO</sub> = Valor calorífico neto del gas húmedo = 395,167.73 BTU/lbmol  
 E = Emisividad del gas = 1  
 f = Fracción de calor radiante  
 I = Intensidad de radiación establecida = 500 BTU/hr-ft<sup>2</sup>

R = Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 900.29 ft = 274.41 m

4.4.23.9 Cálculo de la distancia radial desde la base del quemador.

$$X_2 = \sqrt{R^2 - (H + y_c)^2} - x_c \dots\dots\dots Ec. (4.20)$$

R = Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 900.29 ft  
 H = Altura desde el fondo de la fosa a la boquilla del quemador = 5 ft.  
 Yc<sup>2</sup> = Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento = 8.58 ft  
 Xc<sup>2</sup> = Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento = 21.14 ft

X<sub>2</sub> = Distancia radial desde la base del quemador para alto viento = 879.052ft = 267.94 m

4.4.23.10 Cálculo de la distancia entre boquillas

$$Db_2 = Lf_2 * \text{sen} \theta_2 \dots\dots\dots Ec. (4.21)$$

Lf<sub>2</sub> = Longitud de la flama para alto viento = 22.96 ft = 6.96m  
 Θ<sub>2</sub> = Ángulo de total de la flama a alto viento = 0.42 rad.

Db<sub>2</sub> = Distancia entre boquillas a alto viento = 17.17 ft = 5.23 m

Por lo que la distancia entre boquillas para el quemado de gas húmedo sin humo es de 17.17 ft = 5.23 m, por seguridad se redondea a 6 m.

#### 4.4.24 Quemado de gas seco.

##### 4.4.24.1 Datos del gas seco

$V_{GS}$  = Flujo volumétrico de gas seco= 23.17 mmpcd

Composición:

COMPONENTE	Hf kJ/gr mol	PM	% MOL	Xi	%MOL*PM
CH <sub>4</sub>	-74.85	16.04	78.71	0.78710	1262.508
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	-84.67	30.07	20.41	0.20410	613.729
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	-103.8	44.09	0.14	0.00140	6.173
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-134.5	58.12	0.02	0.00020	1.162
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-124.7	58.12	0.02	0.00020	1.162
N <sub>2</sub>	0	28.02	0.69	0.00690	19.334
CO <sub>2</sub>	-393.5	44.01	0.00	0.00000	0.000

Peso molecular del gas húmedo: 19.041 lb/lbmol

Temperatura del gas: -64.62 °C = 376 R= -84.33 °F= 319.05 K

Temperatura ambiente= 24°C= 297 K

Presión atmosférica = 14.62 psia

Velocidad a alto viento = 200 km/hr

Velocidad a bajo viento = 19 km/hr

##### 4.4.24.2 Cálculo de la densidad del gas seco

$$\rho = \frac{P * PM}{R * T} \dots\dots\dots\text{Ec. (4.22)}$$

A condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R )

P = Presión a condiciones Pemex = 14.223 psia.

R = Constante del gas = 10.73 psia ft<sup>3</sup>/(lbmol R)

T = Temperatura a condiciones Pemex = 528 R

PM = Peso molecular del gas seco = 19.041 lb/lbmol

$\rho$  = Densidad del gas ácido a condiciones Pemex = 0.048 lb/ft<sup>3</sup>

4.4.25 Cálculo de flujo másico de gas seco.

$$W_{GS} = \frac{V_{GS} * 1x10^6 * \rho}{24} \dots\dots\dots Ec. (4.23)$$

$V_{HGS}$  = Flujo volumétrico de gas seco = 23.17 mmpcd

$\rho$  = Densidad de gas seco a condiciones Pemex = 0.048lb/ft<sup>3</sup>

$W_{GS}$  = Flujo másico a condiciones Pemex = 46,149.32 lb/hr

4.4.26 Cálculo del valor neto calorífico del gas seco

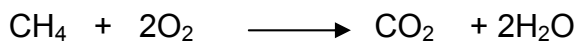
$$Hf_{GASSECO} = \sum Hfi * X_i \dots\dots Ec. (4.1)$$

Hfi= Valor neto calorífico de formación de la reacción de oxidación.

Xi= Fracción mol del componente oxidado

Hf<sub>GAS SECO</sub> = Valor neto calorífico del gas seco.

Reacción 1



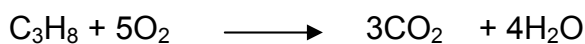
Hfi DEL CH <sub>4</sub>	Hfi*Xi
-802.31	-631.50

Reacción 2



Hfi DEL C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Hfi*Xi
-1427.82	-294.42

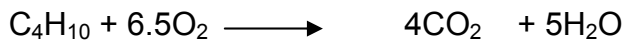
Reacción 3



Hfi DEL C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Hfi*Xi
-2044.02	-2.86



Reacción 4



Hfi DEL iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Hfi*Xi
-2648.65	-0.53

Reacción 5



Hfi DEL nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Hfi*Xi
-2658.65	-0.53

Valor neto calorífico del gas seco

$$HF_{\text{GAS SECO}} = -926.84\text{kJ/gr mol} = -1001.04 \text{ BTU/ft}^3 = -398,733.16 \text{ BTU/lbmol}$$

4.4.27 Cálculo de calor total relevado del gas seco

$$Q = W * Hf_{\text{gas seco}} * \left( \frac{1}{PM_{\text{gas seco}}} \right) \dots\dots\text{Ec. (4.2)}$$

W<sub>GS</sub>= flujo másico del gas seco = 46,149.32 lb/hr

Hf<sub>GAS SECO</sub>= Valor calorífico neto del gas seco = 398,733.16 BTU/lbmol

PM= Peso molecular del gas seco = 19.041 lb/lbmol

$$Q = \text{Calor total relevado del gas seco} = 966,418,193.44 \text{ BTU/hr}$$

4.4.28 Cálculo de la fracción de calor radiante

Para el cálculo se considera el 70% del factor de radiación de hidrocarburos

$$f = f_{\text{HC}} * 0.70 \dots\dots\dots\text{Ec. (4.17)}$$

f<sub>HC</sub>= Factor de radiación de hidrocarburos = 0.4

f= Fracción de calor radiante = 0.28

4.4.29 Cálculo de flujo volumétrico a  $P_{atm}$  y  $T_g$

$$V_2 = \frac{W * R * T_g}{P_{atm} * PM_{mezcla}} \dots\dots\dots Ec. (4.24)$$

$W_t$  = Flujo másico a condiciones Pemex = 46,149.32 lb/hr

$R$  = Constante del gas = 10.73 psia ft<sup>3</sup>/(lbmol R)

$T_g$  = Temperatura gas seco = 376 R

$P_{atm}$  = Presión atmosférica = 14.62 psia

$PM_{GS}$  = Peso molecular del gas seco = 19.041 lb/lbmol

$V_2$  = Flujo volumétrico a  $P_{atm}$  y  $T_g$  = 185.64 ft<sup>3</sup>/s

4.4.30 Cálculo de la velocidad sónica.

$$V_s = 39.3 * \sqrt{\frac{K * g * T_g}{PM}} \dots\dots\dots Ec. (4.4)$$

$k$  = Factor de compresibilidad = 1.20

$g$  = Aceleración de la gravedad = 32.2 ft/s<sup>2</sup>

$T_g$  = Temperatura del gas seco = 376 R

$PM_{GAS SECO}$  = Peso molecular del gas seco = 19.041 lb/lbmol.

$V_s$  = Velocidad sónica = 1084.20 ft/s

4.4.31 Cálculo del diámetro de la boquilla y la cantidad de boquillas

4.4.31.1 Ejemplo considerando el diámetro de la boquilla de 24” cédula estándar

Para boquilla de 24” el área transversal =

$$A_b = 2.95 \text{ ft}^2$$

A) Cálculo del flujo de salida de la mezcla por número de boquilla.

$$V_3 = \frac{V_2}{\# \text{ deboquilla}} \dots\dots\dots Ec. (4.25)$$

Para 2 boquillas:

V2 = Flujo volumétrico a Patm y Tg = 185.64 ft<sup>3</sup>/s

V3 = Flujo de salida de mezcla por número de boquilla = 92.82 ft<sup>3</sup>/s

B) Cálculo de la velocidad de salida de la boquilla.

$$Vb = \frac{V3}{Ab} \dots\dots\dots Ec. (4.5)$$

V3 = Flujo de salida de mezcla por número de boquilla = 92.82 ft<sup>3</sup>/s

Ab = Área transversal de la boquilla de 24" = 2.95 ft<sup>2</sup>

Vb = Velocidad de la boquilla = 31.48 ft/s

G) Cálculo del número de mach

$$M = \frac{Vb}{Vs} \dots\dots\dots Ec. (4.6)$$

Vb = Velocidad de la boquilla = 31.48 ft/s

Vs = Velocidad sónica = 1084.20 ft/s

M = Número de mach = 0.029

4.4.31.2 Comportamiento del flujo e a través de diferentes áreas de boquillas.

A) Para boquillas de 10"

Ab =Area transversal de la boquilla de 10" = 0.55 ft<sup>2</sup>

No. de boquillas	V3 (ft <sup>3</sup> /s)	Vb (ft/s)	Mach
1	185.643	339.075	0.313
2	92.821	169.530	0.156
3	61.88	113.025	0.104
4	46.410	84.768	0.078

B) Para boquillas de 12"

Ab = Area transversal de la boquilla de 12" = 0.79 ft<sup>2</sup>

No. de boquillas	V3 (ft <sup>3</sup> /s)	Vb (ft/s)	Mach
1	185.643	236.368	0.218
2	92.821	118.184	0.109
3	61.881	78.7894	0.073
4	46.410	59.0920	0.055

Se recomienda 1 *boquilla* de 10", ya que el número de mach tiene que mantenerse dentro del rango de 0.5 a 0.2 para condiciones de operación normal. Si llegara a disminuir el flujo, el número de mach se mantiene dentro de este rango.

La velocidad de salida para 1 *boquilla* de 10" es: Vb= 339.075 ft/s

#### 4.4.32 Cálculo de la caída de presión de la boquilla.

$$\Delta P = \left( \frac{2.72 * 10^{-3} * W * \sqrt{\frac{T_g + 460}{PM}}}{d^2} \right)^2 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.7)}$$

Wt = Flujo másico por boquilla a condiciones Pemex = 46,149.32 lb/hr

Tg = Temperatura del gas seco = 376 R

PM<sub>GAS SECO</sub> = Peso molecular del gas seco = 19.041 lb/lbmol

d = Diámetro de la boquilla = 10 in

ΔP = Caída de Presión en la boquilla = 59.8 in H<sub>2</sub>O = 2.16 psig

La *caída de presión* a través de la *boquilla* tiene un valor mayor de 2 psig, por lo que el diámetro de la *boquilla* es correcto para un buen funcionamiento para las condiciones de operación establecidas.

#### 4.4.33 Cálculos para bajo viento

A continuación se muestran siguientes cálculos considerando una velocidad del viento ( $V_{w1}$ ) de 19 km/hr.

##### 4.4.33.1 Cálculo de longitud de la flama

$$L_{f1} = 10 * d * \sqrt{\frac{\Delta P}{55}} \dots\dots\dots Ec. (4.8)$$

$d$  = Diámetro de la boquilla = 10 in

$\Delta P$  = Caída de Presión en la boquilla = 59.80 in H<sub>2</sub>O

$L_{f1}$  = Longitud de la flama para bajo viento = 112.13 ft = 34.19 m

Por lo que la longitud de la fosa para gas seco es de 112.13 ft = 34.19 m.

##### 4.4.33.2 Cálculo de la longitud del centro de la flama

El centro de la flama se encuentra a un tercio de su longitud para bajo viento

$$L_{fc1} = \frac{L_{f1}}{3} \dots\dots\dots Ec. (4.10)$$

$L_{f1}$  = Longitud de la flama para bajo viento = 112.13 ft

$L_{fc1}$  = Longitud del centro de la flama para bajo viento = 37.38 ft = 11.40 m

##### 4.4.33.3 Cálculo del ángulo de la flama debido al viento

$$\theta_{w1} = a \tan\left(\frac{V_{w1}}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots Ec. (4.12)$$

$V_{w1}$  = Velocidad a bajo viento = 11.8 millas/h

$V_b$  = Velocidad de la boquilla = 339.07 ft/s

$\theta_{w1}$  = Ángulo de la flama a debido a bajo viento = 2.94°

4.4.33.4 Cálculo del ángulo de levantamiento del gas

$$\theta_b1 = a \tan\left(\frac{5.52}{Vb}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots Ec. (4.13)$$

Vb = Velocidad de la boquilla = 339.07 ft/s

$\Theta_b1$  = Ángulo de levantamiento del gas a bajo viento = 0.93°

4.4.33.5 Cálculo del ángulo total de la flama

$$\theta_T1 = \theta_w1 + \theta_b1 \dots\dots\dots Ec. (4.14)$$

$\Theta_w1$  = Ángulo de la flama debido a bajo viento = 2.94°

$\Theta_b1$  = Ángulo de levantamiento del gas a bajo viento = 0.93°

$\Theta_T1$  = Ángulo total del gas a bajo viento = 3.86°

4.4.33.6 Cálculo de la distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla.

$$Xc1 = Lfc1 * \cos \theta_T1 \dots\dots\dots Ec. (4.15)$$

Lfc1 = Longitud al centro de la flama a bajo viento = 37.38 ft

$\Theta_T1$  = Ángulo de total de la flama a bajo viento = 0.07 rad.

Xc1= Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento = 37.29 ft = 11.37 m

4.4.33.7 Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla

$$Yc1 = Lfc1 * \text{sen} \theta_T1 \dots\dots\dots Ec. (4.16)$$

Lfc1 = Longitud al centro de la flama a bajo viento = 37.38 ft

$\Theta_T1$  = Ángulo de total de la flama a bajo viento = 0.07 rad.

Yc1= Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento =2.51 ft =0.76 m

4.4.33.8 Cálculo de la distancia radial desde el centro de la flama al observador.

$$R = \sqrt{\frac{W \cdot Hf_{gas} \cdot E \cdot f}{4 \cdot \pi \cdot I}} \dots\dots\dots Ec. (4.19)$$

Wt = Flujo másico = 46,149.32 lb/hr

Hf<sub>GAS SECO</sub> = Valor calorífico neto del gas seco = 398,733.16 BTU/lbmol

E = Emisividad del gas = 1

f = Fracción de calor radiante

I = Intensidad de radiación establecida = 500 BTU/hr-ft<sup>2</sup>

R = Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 208.59 ft = 63.58 m

4.4.33.9 Cálculo de la distancia radial desde la base del quemador.

$$X1 = \sqrt{R^2 - (H + y_c)^2} - x_c \dots\dots\dots Ec. (4.20)$$

R = Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 208.59 ft

H = Altura desde el fondo de la fosa a la boquilla del quemador = 5 ft.

Yc1 = Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento = 2.51 ft

Xc1 = Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para bajo viento = 37.29 ft

X1 = Distancia radial desde la base del quemador para bajo viento = 171.16 ft = 52.17 m

4.4.33.10 Cálculo de la distancia entre boquillas

$$Db1 = Lf_1 * \text{sen } \theta_1 \dots\dots\dots Ec. (4.21)$$

Lf = Longitud de la flama para bajo viento = 112.13 ft

Θ<sub>1</sub> = Ángulo de total de la flama a bajo viento = 0.07 rad.

Db1 = Distancia entre boquillas a bajo viento = 7.55 ft = 2.30 m

4.4.34 Cálculos para alto viento

A continuación se muestran siguientes cálculos considerando una velocidad del viento ( $V_{w2}$ ) de 200 km/hr.

4.4.34.1 Cálculo de longitud de la flama

$$L_{f2} = 2 * d * \sqrt{\frac{\Delta P}{55}} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.9)}$$

$d$  = Diámetro de la boquilla = 10 in

$\Delta P$  = Caída de Presión en la boquilla = 59.80 in H<sub>2</sub>O

$L_{f2}$  = Longitud de la flama para alto viento = 35.88 ft = 10.94 m

4.4.34.2 Cálculo de la longitud del centro de la flama

El centro de la flama se encuentra a un medio de su longitud para alto viento

$$L_{fc2} = \frac{L_{f2}}{2} \dots\dots\dots \text{Ec. (4.11)}$$

$L_{f2}$  = Longitud de la flama para alto viento = 35.88 ft

$L_{fc2}$  = Longitud del centro de la flama para alto viento = 17.94 ft = 5.47 m

4.4.34.3 Cálculo del ángulo de la flama debido al viento

$$\theta_{w2} = a \tan\left(\frac{V_{w2}}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.12)}$$

$V_{w2}$  = Velocidad a alto viento = 108 millas/h

$V_b$  = Velocidad de la boquilla = 339.07 ft/s

$\theta_{w2}$  = Ángulo de la flama a debido a alto viento = 25.09°



4.4.34.4 Cálculo del ángulo de levantamiento del gas

$$\theta_b = a \tan\left(\frac{5.52}{V_b}\right) * 57.2957 \dots\dots\dots \text{Ec. (4.13)}$$

$V_b$  = Velocidad de la boquilla = 339.07 ft/s

$\Theta_b$  = Ángulo de levantamiento del gas a alto viento = 0.93°

4.4.34.5 Cálculo del ángulo total de la flama

$$\theta_T = \theta_w + \theta_b \dots\dots\dots \text{Ec. (4.14)}$$

$\Theta_w$  = Ángulo de la flama debido a alto viento = 25.09°

$\Theta_b$  = Ángulo de levantamiento del gas a alto viento = 0.93°

$\Theta_T$  = Ángulo total del gas a alto viento = 26.02°

4.4.34.6 Cálculo de la distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla.

$$X_{c2} = L_{fc2} * \cos \theta_T \dots\dots\dots \text{Ec. (4.15)}$$

$L_{fc2}$  = Longitud al centro de la flama a alto viento = 17.94 ft

$\Theta_T$  = Ángulo de total de la flama a alto viento = 0.45 rad.

$X_{c2}$  = Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento = 16.12 ft = 4.92 m

4.4.34.7 Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla

$$Y_{c2} = L_{fc2} * \text{sen} \theta_T \dots\dots\dots \text{Ec. (4.16)}$$

$L_{fc2}$  = Longitud al centro de la flama a alto viento = 17.94 ft

$\Theta_T$  = Ángulo de total de la flama a alto viento = 0.45 rad.

$Y_{c2}$  = Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento = 7.87 ft = 2.40 m

4.4.34.8 Cálculo de la distancia radial desde el centro de la flama al observador.

$$R = \sqrt{\frac{W \cdot Hf_{gas} \cdot E \cdot f}{4 \cdot \pi \cdot I}} \dots\dots\dots Ec. (4.19)$$

Wt = Flujo másico = 46,149.32 lb/hr

Hf<sub>GAS SECO</sub> = Valor calorífico neto del gas seco = 398,733.16 BTU/lbmol

E = Emisividad del gas = 1

f = Fracción de calor radiante

I = Intensidad de radiación establecida = 500 BTU/hr-ft<sup>2</sup>

R = Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 208.59 ft = 63.58 m

4.4.34.9 Cálculo de la distancia radial desde la base del quemador.

$$X_2 = \sqrt{R^2 - (H + y_c)^2} - x_c \dots\dots\dots Ec. (4.20)$$

R = Distancia radial desde el centro de la flama al observador = 208.59 ft

H = Altura desde el fondo de la fosa a la boquilla del quemador = 5 ft.

Yc = Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento = 7.87 ft

Xc = Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla para alto viento = 16.12 ft

X<sub>2</sub> = Distancia radial desde la base del quemador para alto viento = 192.07ft = 58.54 m

4.4.34.10 Cálculo de la distancia entre boquillas

$$Db_2 = Lf_2 * \text{sen} \theta_2 \dots\dots\dots Ec. (4.21)$$

Lf<sub>2</sub> = Longitud de la flama para alto viento = 35.88ft

θ<sub>2</sub> = Ángulo de total de la flama a alto viento = 0.45 rad.

Db<sub>2</sub> = Distancia entre boquillas a alto viento = 7.87 ft = 2.40 m

Por lo que la distancia entre boquillas para el quemado de gas seco es de 7.87 ft = 2.40 m, por seguridad, se redondea a 3 m.

---



---

## 4.5 RESUMEN DE RESULTADOS

### 4.5.1 Quemado de gas húmedo sin humo

#### 4.5.1.1 Datos de la corriente de gas húmedo sin humo

Flujo volumétrico	93.3 mmpcd
Peso Molecular	21.978 lb/lbmol
Temperatura	45.9 °C
Densidad	0.055 lb/ft <sup>3</sup> a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)
Flujo másico	214,495.16 lb/hr a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)
Valor neto calorífico	-918.55 BTU/ft <sup>3</sup>

#### 4.5.1.2 Datos de las boquillas del quemado de gas húmedo sin humo

Diámetro de la boquilla	18 in
Cantidad de boquillas	2
Velocidad de salida de la boquilla	370.69 ft/s
Número de Mach	0.290
Caída de presión	39.27 in H <sub>2</sub> O = 1.42 psig

#### 4.5.1.3 Datos del quemado de gas húmedo sin humo para bajo viento

Longitud de la flama	168.99 ft = 51.52 m
Longitud del centro de la flama	56.33 ft = 17.17 m
Ángulo total	3.53°
Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla (Xc)	56.22 ft = 17.14 m
Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla (Yc)	3.47 ft = 1.06 m
Distancia radial desde el centro de la flama al observador (R)	450 ft = 137.20 m
Distancia radial desde la base del quemador (X)	393.84 ft = 120.04 m
Distancia entre boquillas	10.41 ft = 3.17 m

4.5.1.4 Datos del quemado de gas húmedo sin humo para alto viento

Longitud de la flama	30.42 ft = 9.27m
Longitud del centro de la flama	15.21 ft = 4.64 m
Ángulo total	24.04°
Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla (Xc)	13.89 ft = 4.23 m
Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla (Yc)	6.20 ft = 1.89 m
Distancia radial desde el centro de la flama al observador (R)	450 ft = 137.20 m
Distancia radial desde la base del quemador (X)	436.12ft = 132.93 m
Distancia entre boquillas	12.39 ft = 4 m

4.5.2 Quemado de gas húmedo con humo

4.5.2.1 Datos de la corriente de gas húmedo con humo

Flujo volumétrico	373.2 mmpcd
Peso Molecular	21.978 lb/lbmol
Temperatura	45.9 °C
Densidad	0.055 lb/ft <sup>3</sup> a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)
Flujo másico	857,980.62 lb/hr a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)
Valor neto calorífico	-918.55 BTU/ft <sup>3</sup>

4.5.2.2 Datos de las boquillas del quemado de gas húmedo con humo

Diámetro de la boquilla	24 in
Cantidad de boquillas	4
Velocidad de salida de la boquilla	406.69 ft/s
Número de Mach	0.318
Caída de presión	49.70 in H <sub>2</sub> O = 1.79 psig

4.5.2.3 Datos del quemado de gas húmedo con humo para bajo viento

Longitud de la flama	228.14 ft = 69.55 m.
Longitud del centro de la flama	76.05 ft = 23.18 m
Ángulo total	3.22°
Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla (Xc)	75.93 ft = 23.15 m
Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla (Yc)	4.27 ft = 1.30 m
Distancia radial desde el centro de la flama al observador (R)	900.29 ft = 274.41 m
Distancia radial desde la base del quemador (X)	824.32 ft = 251.25 m
Distancia entre boquillas	12.81 ft = 3.91 m

4.5.2.4 Datos del quemado de gas húmedo con humo para alto viento

Longitud de la flama	45.63 ft = 13.91m
Longitud del centro de la flama	22.96 ft = 6.96 m
Ángulo total	22.10 °
Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla (Xc)	21.14 ft = 6.44 m
Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla (Yc)	8.58 ft = 2.62 m
Distancia radial desde el centro de la flama al observador (R)	900.29 ft = 274.41 m
Distancia radial desde la base del quemador (X)	879.052ft = 267.94 m
Distancia entre boquillas	17.17 ft = 6 m

4.6.3 Quemado de gas seco

4.6.3.1 Datos de la corriente de gas seco.

Flujo volumétrico	23.17 mmpcd
Peso Molecular	19.041 lb/lbmol
Temperatura	-64.62 °C
Densidad	0.048 lb/ft <sup>3</sup> a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)
Flujo másico	46,149.32 lb/hr a condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R)
Valor neto calorífico	-1001.04 BTU/ft <sup>3</sup>

4.6.3.2 Datos de las boquillas del quemado de gas seco

Diámetro de la boquilla	10 in
Cantidad de boquillas	1
Velocidad de salida de la boquilla	339.075 ft/s
Número de Mach	0.313
Caída de presión	59.8 in H <sub>2</sub> O = 2.16 psig

4.6.3.3 Datos del quemado de gas seco para bajo viento

Longitud de la flama	112.13 ft = 34.19 m
Longitud del centro de la flama	37.38 ft = 11.40 m
Ángulo total	3.86°
Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla (Xc)	37.29 ft = 11.37 m
Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla (Yc)	2.51 ft = 0.76 m
Distancia radial desde el centro de la flama al observador (R)	208.59 ft = 63.58 m
Distancia radial desde la base del quemador (X)	171.16 ft = 52.17 m
Distancia entre boquillas	7.55 ft = 2.30 m

4.6.3.4 Datos del quemado de gas húmedo con humo para alto viento

Longitud de la flama	35.88 ft = 10.94 m
Longitud del centro de la flama	17.94 ft = 5.47 m
Ángulo total	26.02°
Distancia horizontal desde el centro de la flama a la boquilla ( $X_c$ )	16.12 ft = 4.92 m
Distancia vertical desde el centro de la flama a la boquilla ( $Y_c$ )	7.87 ft = 2.40 m
Distancia radial desde el centro de la flama al observador (R)	208.59 ft = 63.58 m
Distancia radial desde la base del quemador (X)	192.07ft = 58.54 m
Distancia entre boquillas	7.87 ft = 3 m

## CONCLUSIONES

1. A partir del balance de materia de las líneas de proceso se identificaron las siguientes líneas de desfogue:

Desfogue gas ácido.

Desfogue de gas húmedo (alta y baja)

Desfogue de gas seco.

De estas líneas de desfogue se obtuvo su composición (% mol) y flujo a condiciones de operación normal.

2. Se determinaron los diferentes escenarios de operación, a partir del análisis del sistema del centro procesador de gas y del balance de materia del sistema de desfogues. Para cada quemador se considera el flujo máximo simultáneo probable a desfogar, los cuales son los siguientes:

Desfogue de gas ácido = 48.84 mmpcd

Desfogue de gas húmedo = 466.5 mmpcd

Desfogue de gas seco = 23.17 mmpcd

Estos flujos determinaron la capacidad total del diseño para el quemador elevado y el quemador de fosa

3. El desfogue de gas ácido al ser un fluido en estado gaseoso, tóxico e inflamable, se envía al quemador elevado. De los cálculos realizados para el manejo de gas ácido a través del quemador elevado se obtuvo que el valor neto calorífico (116.84 BTU/hr-ft<sup>2</sup>) es menor a 300 BTU/hr -ft<sup>2</sup> por lo que se requiere inyectar gas combustible.

4. La cantidad de gas combustible requerida para inyectar al desfogue de gas ácido y aumentar su valor neto calorífico es de 5.75 mmpcd.

5. En el balance de materia y energía de la mezcla de las corrientes gas ácido y gas combustible se obtuvo la composición (%mol), la temperatura y flujo volumétrico total de la mezcla (54.84 mmpcd). Este flujo determina la capacidad



total para el quemador elevado. A partir de estas variables, se obtuvieron las dimensiones de la boquilla del quemador elevado:

Diámetro de la boquilla	20 in
Velocidad de salida de la boquilla	328.22 ft/s
Número de Mach	0.339
Caída de presión	59.71 in H <sub>2</sub> O = 2.16 psig
Longitud de la flama	7.92 =2.4 m

6. Se determinó la boquilla de 20", ya que el número de mach tiene que mantenerse dentro del rango de 0.5 a 0.2, si llegara a disminuir el flujo en el quemador elevado, el número de mach se mantiene dentro de este rango. Además la caída de presión es alrededor de 2 psig por lo que el diámetro de la boquilla es correcto para un buen funcionamiento para las condiciones de operación establecidas.

7. Se realizaron los cálculos para el diseño del quemador elevado a partir de una intensidad de radiación de 500 BTU/hr-ft<sup>2</sup>, para que una persona estando en su base tenga el tiempo de escapar cuando suceda una descarga máxima repentina. Se obtuvieron las siguientes dimensiones:

Distancia radial desde el centro de la flama al observador (X)	144.8 ft = 44.8 m
Altura del quemador (H1)	141.98 ft =43.29 m
Angulo de la flama ( $\theta$ )	14.82°
Distancia horizontal desde el centro de la flama al quemador(Xc)	1 ft = 0.30 m
Distancia vertical desde el centro de la flama al quemador (yc)	3.78 ft = 1.15 m
Distancia radial horizontal (y)	7.15 ft =2.18
Nivel de potencia del sonido	97.68 db

8. La altura del quemador debe de cumplir con la normatividad y especificaciones tanto de diseño como en materia de medio ambiente, por lo que se obtuvieron las siguientes alturas a partir de diferentes modelos de diseño:

Altura por intensidad de radiación	141.98 ft =43.29 m
Altura por dispersión	145.37 ft = 44.31 m
Altura por nivel de ruido	230 ft =70.10 m
Altura por turbulencias	318.75 ft = 96.17 m

9. La altura por turbulencias, será la altura del quemador elevado, ya que dentro de esta altura, cumple todas las especificaciones establecidas por normatividad. Por las características del quemador elevado, su estructura de soporte será de tipo torre.

10. El desfogue de gas húmedo (alta y baja) y desfogue de gas seco se envían al quemador de fosa al manejarse grandes cantidades. Los tipos de quemado para estos desfogues son los siguientes:

Quemado de gas húmedo sin humo = 93.3 mmpcd (Quema a condiciones de operación normal)

Quemado de gas húmedo con humo = 373.2 mmpcd (Quema a condiciones de emergencia).

Quemado de gas seco = 21.17 mmpcd

11. Se debe de considerar los resultados obtenidos de los cálculos para el quemado de gas húmedo sin humo, quemado de gas húmedo con humo y quemado de gas seco, donde se escogen los datos máximos, para determinar las dimensiones del quemador de fosa.

12. El valor de la longitud de la flama a bajo viento es el largo de la fosa, el cual es: 228.14 ft = 69.55 m. Se toma un valor de diseño 25% para asegurar que la flama no se salga de la fosa, por lo que el largo de la fosa es 285.43 ft = 87 m

---

---

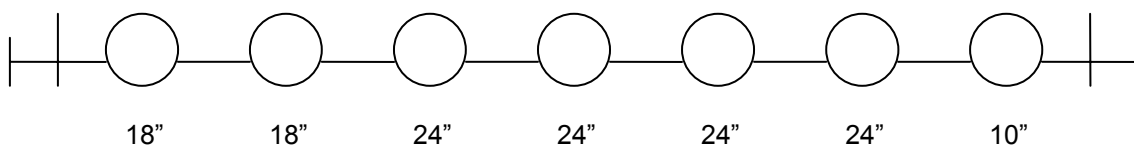
13. Para el ancho de la fosa se toma en cuenta la cantidad de boquillas obtenidas por los diferentes tipos de diámetro:

Quemado gas húmedo sin humo = 2 boquillas de 18".

Quemado gas húmedo con humo = 4 boquillas de 24".

Quemado de gas seco = 1 boquilla de 10"

Se considera la distancia requerida entre las boquillas en cada quemado, teniéndose le siguiente arreglo de boquillas:



Distancia a la pared = 4m (por cada lado de la fosa).

Distancia entre boquillas gas húmedo sin humo = 4 m.

Distancia entre boquillas gas húmedo con humo = 6 m.

Distancia entre boquillas gas seco = 4 m.

Por lo que el ancho de la fosa es 160.76 ft = 49 m.

14.- La relación de longitud de fosa y ancho de la fosa deberá es mayor de 3 a 2, por lo que nuestras dimensiones de la fosa son correctas.

---



---

**ANEXO I**
**CÁLCULO PARA DETERMINAR LAS DIMENSIONES DE UN CABEZAL DE DESFOGUE.**

Tomando en cuenta la carga del sistema de desfogue de gas ácido establecido en el Capítulo 2, se realiza el cálculo para la determinar la tubería nueva, para interconectar el cabezal existente 24" de diámetro (es el cabezal que recolecta todas las líneas secundarias de desfogue), con el tanque de sello del quemador elevado

**I. Criterios de diseño:**

I.1 Se considera la carga máxima de gas ácido establecida en el Capítulo 2 para la determinación del diámetro desde el punto de interconexión al punto de mezclado:

48.84 mmpcd A condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R).

I.2 Se considera la carga máxima de gas ácido mas el gas combustible establecida en el Capítulo 3 para la determinación del diámetro desde el punto de interconexión al tanque de sello.

59.84 mmpcd A condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R).

La presión de operación de la línea de interconexión, se define a partir de la contrapresión para las siguientes válvulas:

Tabla A1-1

VÁLVULA	PRESION AJUSTE (kg/cm <sup>2</sup> g)	CONTRAPRESIÓN kg/cm <sup>2</sup> g
PSV-900	3,5	0,48
PSV-930	26,4	1,00
VS-303	3,5	0,31
VS-305	3,5	0,31
PV-180A	0,211	1,00

De acuerdo con la información presentada en la tabla A1-1 se considera que la presión de 1.00 kg/cm<sup>2</sup> g como presión máxima del cabezal y 0.31 kg/cm<sup>2</sup>g como presión mínima del cabezal.

I.4 Se consideran las siguientes temperaturas, desde el punto de interconexión, hasta el punto de mezclado:

Tabla A1-2

Temp. (°R)	Diámetros			
	16"	18"	20"	24"
T <sub>0</sub>				235.71
T <sub>1</sub>	115.16	115.16	115.16	115.16
T <sub>2</sub>	114.10	110.90	107.9	
T <sub>3</sub>	114.63	113.03	111.53	175.435

T<sub>0</sub>= Temperatura de gas ácido en inicio cabezal.

T<sub>1</sub>= Temperatura de gas ácido en punto de interconexión.

T<sub>2</sub>= Temperatura de gas ácido en punto de mezclado.

T<sub>3</sub>= Temperatura promedio desde punto de interconexión a punto de mezclado

## II. Datos generales para la determinación del diámetro de la tubería:

W<sub>1</sub> = Flujo másico del gas ácido = 208,576.91 lb/hr

W<sub>2</sub> =Flujo másico de la mezcla gas ácido y gas combustible = 220,028.50 lb/hr

Diámetro del cabezal existente = 610 mm = 24 in

Presión máxima de operación (P<sub>MAXO</sub>) = 1 kg/cm<sup>2</sup> =14.22 lb/pulg<sup>2</sup>

Presión mínima de operación (P<sub>MINO</sub>) = 0.31 kg/cm<sup>2</sup> = 4.41 lb/pulg<sup>2</sup>

PM<sub>GA</sub> = Peso molecular del gas ácido = 40.83 lb/lbmol

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla gas ácido y gas combustible = 38.54 lb/lbmol

Altura estimada de la chimenea = 97 m = 318.24 ft.

---



---

### III. CÁLCULOS

#### III.1 Determinación del diámetro de chimenea; por el método de Lapplé

##### III.1.1 Cálculo del diámetro de la chimenea

$$d^{5.23} = \frac{0.27 * W^2 * T_2 * L}{1.66 * 10^5 * (P_o^2 - P_2^2 * PM_{GA})} \dots\dots\dots \text{Ec. (A1.1)}$$

W = Flujo mezcla gas ácido y gas combustible = 220,028.50 lb/hr.

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla a quemador = 574.10 R.

L = Altura estimada de chimenea = 318.24 ft.

P<sub>o</sub> = Presión máxima en límite de batería = 28.72 psia.

P<sub>o</sub> = Presión mínima en límite de batería = 18.91 psia.

P<sub>2</sub> = Caída de presión en la boquilla = 16.86 psia.

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla gas ácido y gas combustible = 38.54 lb/lbmol

Evaluado a P<sub>o</sub> = 28.72 psia ; d = 13.08 in.

Evaluado a P<sub>o</sub> = 18.91 psia ; d = 19.16 in.

#### III.2 Cálculo de contrapresión

$$P_o = \sqrt{P_2^2 + \frac{0.27 * W^2 * T_2 * L}{1.66 * 10^5 * d^{5.23} * PM}} \dots\dots\dots \text{Ec. (A1.2)}$$

A continuación se muestran los resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-2:

Tabla A1-2

$d_{\text{nom}}$	16"	18"	20"
$d$	15.00	17.00	19.00
$W$	220,028.5	220,028.5	220,028.5
$T_2$	567.90	641.50	715.1
$L$	318.241	318.241	318.241
$P_2$	16.86	16.86	16.86
$PM$	38.54	38.54	38.54
<b><math>P_o</math></b>	<b>23.35</b>	<b>20.91</b>	<b>16.86</b>

$d_{\text{nom}}$  = Diámetro nominal (in).

$d$  = Diámetro interno del cabezal (in).

$W$  = Flujo mezcla gas ácido y gas combustible (lb/hr).

$T_2$  = Temperatura promedio de punto de mezcla a quemador (R).

$L$  = Altura estimada de chimenea (ft).

$P_2$  = Caída de presión en la boquilla (psia).

$PM_{\text{MEZCLA}}$  = Peso molecular de la mezcla gas ácido y gas combustible (lb/lbmol).

$P_o$  = Contrapresión (psia).

### III.1.3 Cálculo de la relación de presión a masa descargada.

$$\left( \frac{P_2/P_0}{G/G_{Cl}} \right) = \frac{247 * P_2 * d^2}{W} \sqrt{\frac{PM}{T_2}} \dots\dots\dots \text{Ec. (A1.3)}$$

A continuación se muestran los datos y resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-3:

Tabla A1-3

dnom	16"	18"	20"
d	15.00	17.00	19.00
W	220,028.5	220,028.5	220,028.5
T <sub>2</sub>	567.90	641.50	715.1
P <sub>2</sub>	16.86	16.86	16.86
$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_{cl}}\right)_N$	<b>1.11</b>	<b>1.34</b>	<b>1.59</b>

$d_{nom}$  = Diámetro nominal (in).

d = Diámetro interno del cabezal (in).

W = Flujo mezcla gas ácido y gas combustible (lb/hr).

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla a quemador (R).

P<sub>2</sub> = Caída de presión en la boquilla (psia).

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla gas ácido y gas combustible (lb/lbmol).

$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_{cl}}\right)_N$  = Relación de presión a masa descargada.

### III.1.4 Cálculo de la velocidad en la línea

$$V_L = 135 \frac{T_3}{T_2} \sqrt{\frac{T_2}{PM}} \left(\frac{P_2/P_0}{G/G_{cl}}\right)_N^{-1} \dots \text{Ec. (A1-4)}$$

A continuación se muestran los datos y resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-4:



Tabla A1-4

dnom	16"	18"	20"
W	220,028.5	220,028.5	220,028.5
T <sub>2</sub>	567.90	641.50	715.1
T <sub>3</sub>	574.63	573.03	571.53
$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_0}\right)_N$	1.11 <i>Mach</i> = $\frac{V_L}{V_s}$	1.34	1.59
V <sub>L</sub>	<b>470.10</b>	<b>389.00</b>	<b>330.59</b>

d<sub>nom</sub> = Diámetro nominal (in).

W = Flujo mezcla gas ácido y gas combustible (lb/hr).

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla a quemador (R).

T<sub>3</sub> = Temperatura promedio desde punto de interconexión a punto de mezclado / inicio (R)

$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_0}\right)_N$  = Relación de presión a masa descargada.

V<sub>L</sub> = Velocidad en la línea (ft/s)

### III.1.5 Cálculo de la velocidad sónica

$$V_s = 223 \sqrt{\frac{k * T_2}{PM}} \dots \dots \dots \text{Ec. (A1-5)}$$

A continuación se muestran los datos y resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-5:

Tabla A1-5

dnom	16"	18"	20"
T <sub>2</sub>	567.90	641.50	715.1
PM	38.54	38.54	38.54
k	1.28	1.28	1.28
<b>Vs</b>	<b>973.75</b>	<b>971.03</b>	<b>968.48</b>

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla a quemador (R).

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla gas ácido y gas combustible (lb/lbmol).

k = Relación de calores específicos.

Vs = Velocidad sónica ( ft/s).

III.1.6 Cálculo del número de mach.

$$Mach = \frac{V_L}{V_s} \dots\dots\dots Ec. (A1-6)$$

Tabla A1-6

dnom	16"	18"	20"
V <sub>L</sub>	470.10	389.00	330.59
Vs	973.75	971.03	968.48
<b>Mach</b>	<b>0.48</b>	<b>0.40</b>	<b>0.34</b>

La velocidad de salida de los gases en tuberías no debe ser mayor de 0.7 Mach para los máximos flujos, manteniendo una velocidad de 0.2 Mach, para las condiciones de operación normal. De acuerdo a los resultados mostrados en la tabla A1-6, se escoge la tubería de 20".

---



---

En los resultados obtenidos en la sección III.1.1 Cálculo del diámetro de la chimenea a presión mínima de 18.91 psia, se obtuvo un diámetro de 19.16 in, por lo que se escoge la tubería de 20”.

De acuerdo a los resultados obtenidos se determina que la tubería de 20” es el diámetro de la chimenea.

### III.2 Cálculo de la altura del sello del líquido.

Se obtendrá la altura del sello del líquido a partir de la línea de tangencia inferior.

$$h_L = \frac{144 * P_o}{\rho_{H_2O}} \dots\dots\dots \text{Ec. (A1.7)}$$

$\rho_{H_2O}$  = Densidad del agua 62.15 ( a T = 30 °C).

$P_o$  = Contrapresión de la tubería de 20 in = 16.86 psia

$h_L$  = Altura del sello líquido en el tanque = 5.47 ft = 1.67 m

### III.3 Determinación del diámetro de la tubería con mezcla gas ácido y gas combustible; por el método de Lapple

#### III.3.1 Cálculo del diámetro de la línea desde el punto de mezcla al tanque de sello

$$d^{5.23} = \frac{0.27 * W^2 * T_2 * L}{1.66 * 10^5 * (P_o^2 - P_2^2 * PM_{GA})} \dots\dots\dots \text{Ec. (A1.1)}$$

W = Flujo mezcla gas ácido y gas combustible = 220,028.50 lb/hr.

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla = 567.9 R.

L = Altura estimada de chimenea = 318.24 ft.

P<sub>o</sub> = Presión máxima en límite de batería = 28.72 psia.

P<sub>2</sub> = Presión de entrega total = Presión considerada a la entrega de la base de la chimenea (16.86 psia) + Presión en el tanque de sello (5.12 psig) = 21.98 psia.

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla gas ácido y gas combustible = 38.54 lb/lbmol

Evaluado a P<sub>o</sub> = 28.72 psia ; d = 9.22 in.

#### III.3.2 Cálculo de contrapresión

$$P_o = \sqrt{P_2^2 + \frac{0.27 * W^2 * T_2 * L}{1.66 * 10^5 * d^{5.23} * PM}} \dots\dots\dots \text{Ec. (A1.2)}$$

A continuación se muestran los datos y resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-7:

Tabla A1-7

$d_{\text{nom}}$	16"	18"	20"
$d$	15.00	17.00	19.00
$W$	220,028.5	220,028.5	220,028.5
$T_2$	567.90	641.50	715.1
$L$	318.241	318.241	318.241
$P_2$	28.47	26.03	21.98
$PM$	38.54	38.54	38.54
<b><math>P_o</math></b>	<b>28.94</b>	<b>26.30</b>	<b>22.16</b>

$d_{\text{nom}}$  = Diámetro nominal (in).

$d$  = Diámetro interno del cabezal (in).

$W$  = Flujo mezcla gas ácido y gas combustible (lb/hr).

$T_2$  = Temperatura promedio de punto de mezcla a quemador (R).

$L$  = Altura estimada de chimenea (ft).

$P_2$  = Presión de entrega total (psia).

$PM_{\text{MEZCLA}}$  = Peso molecular de la mezcla gas ácido y gas combustible (lb/lbmol).

$P_o$  = Contrapresión (psia).

### III.3.3 Cálculo de la relación de presión a masa descargada.

$$\left( \frac{P_2/P_0}{G/G_{cl}} \right) = \frac{247 * P_2 * d^2}{W} \sqrt{\frac{PM}{T_2}} \dots\dots\dots \text{Ec. (A1.3)}$$

A continuación se muestran los datos y resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-8:

Tabla A1-8

dnom	16"	18"	20"
d	15.00	17.00	19.00
W	220,028.5	220,028.5	220,028.5
T <sub>2</sub>	567.90	641.50	715.1
P <sub>2</sub>	28.47	26.03	21.98
$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_{cl}}\right)_N$	<b>1.87</b>	<b>2.19</b>	<b>2.32</b>

$d_{nom}$  = Diámetro nominal (in).

d = Diámetro interno del cabezal (in).

W = Flujo mezcla gas ácido y gas combustible (lb/hr).

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla a quemador (R).

P<sub>2</sub> = Caída de presión en la boquilla (psia).

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla gas ácido y gas combustible (lb/lbmol).

$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_{cl}}\right)_N$  = Relación de presión a masa descargada.

### III.3.4 Cálculo de la velocidad en la línea

$$V_L = 135 \frac{T_3}{T_2} \sqrt{\frac{T_2}{PM}} \left(\frac{P_2/P_0}{G/G_{cl}}\right)_N^{-1} \dots \text{Ec. (A1-4)}$$

A continuación se muestran los datos y resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-9:

Tabla A1-9

d <sub>nom</sub>	16"	18"	20"
W	220,028.5	220,028.5	220,028.5
T <sub>2</sub>	567.90	641.50	715.1
T <sub>3</sub>	574.63	573.03	571.53
$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_{cr}}\right)_N$	1.87	2.19	2.32
<b>V<sub>L</sub></b>	<b>278.42</b>	<b>237.66</b>	<b>224.75</b>

d<sub>nom</sub> = Diámetro nominal (in).

W = Flujo mezcla gas ácido y gas combustible (lb/hr).

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla a quemador (R).

T<sub>3</sub> = Temperatura promedio desde punto de interconexión a punto de mezclado / inicio (R)

$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_{cr}}\right)_N$  = Relación de presión a masa descargada.

V<sub>L</sub> = Velocidad en la línea (ft/s)

### III.3.5 Cálculo de la velocidad sónica

$$V_s = 223 \sqrt{\frac{k * T_2}{PM}} \dots\dots\dots \text{Ec. (A1-5)}$$

A continuación se muestran los datos y resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-10:

Tabla A1-10

dnom	16"	18"	20"
T <sub>2</sub>	567.90	641.50	715.1
PM	38.54	38.54	38.54
k	1.28	1.28	1.28
<b>Vs</b>	<b>942.04</b>	<b>939.41</b>	<b>936.94</b>

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla a quemador (R).

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla gas ácido y gas combustible (lb/lbmol).

k = Relación de calores específicos.

Vs = Velocidad sónica ( ft/s).

### III.3.6 Cálculo del número de mach.

$$Mach = \frac{V_L}{V_s} \dots\dots\dots Ec. (A1-6)$$

Tabla A1-11

dnom	16"	18"	20"
V <sub>L</sub>	278.42	237.66	224.75
Vs	942.04	939.41	936.94
<b>Mach</b>	<b>0.30</b>	<b>0.25</b>	<b>0.24</b>

La velocidad de salida de los gases en tuberías no debe ser mayor de 0.7 Mach para los máximos flujos, manteniendo una velocidad de 0.2 Mach, para las condiciones de operación normal. De acuerdo a los resultados mostrados en la tabla A1-11, se escoge la tubería de 20".



### III.4 Determinación del diámetro de la tubería desde el punto de interconexión al punto de mezclado ; por el método de Lapple

#### III.4.1 Cálculo del diámetro de la tubería desde el punto de mezcla al punto de interconexión

$$d^{5.23} = \frac{0.27 * W^2 * T_2 * L}{1.66 * 10^5 * (P_o^2 - P_2^2 * PM_{GA})} \dots\dots\dots \text{Ec. (A1.1)}$$

W = Flujo mezcla gas ácido = 208,576.91 lb/hr.

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla = 571.53 R.

L = Longitud estimada = 740 ft.

P<sub>o</sub> = Presión máxima en límite de batería = 28.72 psia.

P<sub>2</sub> = Presión de entrega total = Presión considerada a la entrega de la base de la chimenea (16.86 psia) + Presión en el tanque de sello (5.12 psig) = 21.98 psia.

PM<sub>ga</sub> = Peso molecular de gas ácido = 40.83 lb/lbmol

Evaluado a P<sub>o</sub> = 28.72 psia ; d = 16.32 in.

#### III.4.2 Cálculo de contrapresión

$$P_o = \sqrt{P_2^2 + \frac{0.27 * W^2 * T_2 * L}{1.66 * 10^5 * d^{5.23} * PM}} \dots\dots\dots \text{Ec. (A1.2)}$$

A continuación se muestran los datos y resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-12:

Tabla A1-12

$d_{nom}$	12	14	16	18	20	24
$d$	11.75	13.00	15.00	17.00	19.00	23.00
$W$	208,576.91	208,576.91	208,576.91	208,576.91	208,576.91	208,576.91
$T_2$	574.63	573.03	571.53	569.34	567.14	564.95
$L$	691.25	710.00	740.00	770.00	800.00	860.00
$P_2$	28.94	26.30	22.16	20.16	18.16	16.17
$PM$	40.83	40.83	40.83	40.83	40.83	40.83
<b><math>P_o</math></b>	<b>50.81</b>	<b>41.77</b>	<b>31.76</b>	<b>26.18</b>	<b>22.17</b>	<b>18.03</b>

$d_{nom}$  = Diámetro nominal (in).

$d$  = Diámetro interno del cabezal (in).

$W$  = Flujo mezcla gas ácido (lb/hr).

$T_2$  = Temperatura promedio de punto de mezcla (R).

$L$  = Longitud estimada (ft).

$P_2$  = Presión de entrega total (psia).

$PM_{GA}$  = Peso molecular de gas ácido (lb/lbmol).

$P_o$  = Contrapresión (psia).

### III.3.3 Cálculo de la relación de presión a masa descargada.

$$\left( \frac{P_2/P_0}{G/G_{cl}} \right)_N = \frac{247 * P_2 * d^2}{W} \sqrt{\frac{PM}{T_2}} \dots\dots\dots \text{Ec. (A1.3)}$$

A continuación se muestran los datos y resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-13:

Tabla A1-13

Dnom	12	14	16	18	20	24
d	11.75	13.00	15.00	17.00	19.00	23.00
W	208,576.91	208,576.91	208,576.91	208,576.91	208,576.91	208,576.91
T <sub>2</sub>	574.63	573.03	571.53	569.34	567.14	564.95
P <sub>2</sub>	28.94	26.30	22.16	20.16	18.16	16.17
PM	40.83	40.83	40.83	40.83	40.83	40.83
$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_{cl}}\right)_N$	1.261	1.405	1.578	1.848	2.084	2.723

$d_{nom}$  = Diámetro nominal (in).

d = Diámetro interno del cabezal (in).

W = Flujo mezcla gas ácido (lb/hr).

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla (R).

P<sub>2</sub> = Presión de entrega total (psia).

PM<sub>GA</sub> = Peso molecular de gas ácido (lb/lbmol).

$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_{cl}}\right)_N$  = Relación de presión a masa descargada.

### III.3.4 Cálculo de la velocidad en la línea

$$V_L = 135 \frac{T_3}{T_2} \sqrt{\frac{T_2}{PM}} \left( \frac{P_2/P_0}{G/G_{cl}} \right)_N^{-1} \dots \dots \dots \text{Ec. (A1-4)}$$

A continuación se muestran los datos y resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-14

Tabla A1-14

Dnom	12	14	16	18	20	24
d	11.75	13.00	15.00	17.00	19.00	23.00
W	220,028.5	220,028.5	220,028.5	220,028.5	220,028.5	220,028.5
T <sub>2</sub>	574.63	573.03	571.53	569.34	567.14	564,.95
T <sub>3</sub>	575.16	570.77	566.38	561.99	557.60	553.21
$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_0}\right)_N$	1.261	1.405	1.578	1.848	2.084	2.723
<b>V<sub>L</sub></b>	<b>401.97</b>	<b>358.51</b>	<b>317.20</b>	<b>269.30</b>	<b>237,41</b>	<b>180.58</b>

$d_{nom}$  = Diámetro nominal (in).

W = Flujo mezcla gas ácido y gas combustible (lb/hr).

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla a quemador (R).

T<sub>3</sub> = Temperatura promedio desde punto de interconexión a punto de mezclado / inicio (R)

$\left(\frac{P_2/P_0}{G/G_0}\right)_N$  = Relación de presión a masa descargada.

V<sub>L</sub> = Velocidad en la línea (ft/s)

### III.1.5 Cálculo de la velocidad sónica

$$V_s = 223 \sqrt{\frac{k * T_2}{PM}} \dots \dots \dots \text{Ec. (A1-5)}$$

A continuación se muestran los datos y resultados a diferentes diámetros en la tabla A1-15:

Tabla A1-15

Dnom	12	14	16	18	20	24
d	11.75	13.00	15.00	17.00	19.00	23.00
T <sub>2</sub>	574.63	573.03	571.53	569.34	567.14	564.95
PM	40.83	40.83	40.83	40.83	40.83	40.83
k	1.198	1.198	1.198	1.198	1.198	1.198
<b>Vs</b>	<b>915.67</b>	<b>914.39</b>	<b>913.19</b>	<b>911.44</b>	<b>909.68</b>	<b>907.92</b>

T<sub>2</sub> = Temperatura promedio de punto de mezcla a quemador (R).

PM<sub>MEZCLA</sub> = Peso molecular de la mezcla gas ácido y gas combustible (lb/lbmol).

k = Relación de calores específicos.

Vs = Velocidad sónica ( ft/s).

III.1.6 Cálculo del número de mach.

$$Mach = \frac{V_L}{V_s} \dots\dots\dots Ec. (A1-7)$$

Tabla A1-16

Dnom	12	14	16	18	20	24
V <sub>L</sub>	401.97	358.51	317.20	269.30	237.41	180.58
Vs	915.67	914.39	913.19	911.44	909.68	907.92
<b>MACH</b>	<b>0.44</b>	<b>0.39</b>	<b>0.35</b>	<b>0.30</b>	<b>0.26</b>	<b>0.20</b>

La velocidad de salida de los gases en tuberías no debe ser mayor de 0.7 Mach para los máximos flujos, manteniendo una velocidad de 0.2 Mach, para las condiciones de operación normal. De acuerdo a los resultados mostrados en la tabla A1-16, se escoge la tubería de 20".

---



---

**ANEXO II**
**CÁLCULO PARA DETERMINAR LAS DIMENSIONES DE UN TANQUE DE SELLO**

En este anexo se determinan las dimensiones de un tanque de sello de diseño hidráulico, con base a la carga del sistema de desfogue ácido, la cual, se considera la mezcla de gas ácido y gas combustible, establecido en el Capítulo 3.

**I. Criterios de diseño:**

I.1 Se considera la carga máxima de gas ácido mas el gas combustible establecida en el Capítulo 3 para la determinación del diámetro desde el punto de interconexión al tanque de sello.

59.84 mmpcd A condiciones Pemex (14.223 psia y 528 R).

1.2 La presión de operación de la línea de interconexión, se define a partir de la contrapresión para las siguientes válvulas:

TABLA A2-1

VÁLVULA	PRESION AJUSTE (kg/cm <sup>2</sup> g)	CONTRAPRESIÓN kg/cm <sup>2</sup> g
PSV-900	3,5	0,48
PSV-930	26,4	1,00
VS-303	3,5	0,31
VS-305	3,5	0,31
PV-180A	0,211	1,00

De acuerdo a esta tabla se considera que la presión de 1.00 kg/cm<sup>2</sup> g como presión máxima del cabezal y 0.31 kg/cm<sup>2</sup>g como presión mínima del tanque.

Para asegurar la correcta operación del mismo, se incrementa la presión a 2.00 kg/cm<sup>2</sup> tomando ésta como presión de operación.

---

---

1.3 El diámetro del tanque debe ser mínimo dos veces el tamaño del diámetro de la tubería de entrada al tanque; se considera para el dimensionamiento del tanque, que el diámetro de éste será cuatro veces el tamaño del cabezal de entrada.

Diámetro del cabezal de desfogue = 508 mm = 20 in.

1.4 La altura requerida para el vapor dentro del tanque debe ser mínimo tres veces el tamaño del diámetro de la tubería de entrada al tanque; esto a partir de la superficie del líquido de sello. Se considera para el dimensionamiento del tanque, que la altura de éste será cuatro veces el tamaño del cabezal de entrada 1.

1.5 Se considera la altura del sello líquido, el calculado en el Anexo I más el corte del cabezal que se estima de 152.4 mm.

$h_L$  = Altura del sello líquido en el tanque = 5.47 ft = 1.67 m = 1670 mm

Por lo que la altura del sello líquido será de:

$h_{sL}$  = 1882.24 mm . A partir de la tangente inferior del tanque de sello.

1.6 Se considera una presión de diseño ( $2.11 \text{ kg/cm}^2$ ) más a la presión de operación.

1.7 Se considera una temperatura de diseño con un incremento de 28 K sobre la temperatura de operación.

---



---

## 2. Cálculo para el dimensionamiento del tanque de sello

### 2.1 Cálculo para el diámetro del tanque

De acuerdo al criterio de diseño 1.3 el diámetro del tanque es:

$$Dt = 4 * Dtb \dots\dots\dots Ec. (A2.1)$$

$Dtb$  = Diámetro del cabezal de desfogue = 508 mm = 20 in

$Dt$  = Diámetro del tanque = 2032 mm = 80 in.

### 2.2 Cálculo de la altura de la tapa inferior del tanque.

$$H_{tapa} = \frac{Dt}{4} \dots\dots\dots E.c. (A2.2)$$

$Dt$  = Diámetro del tanque = 2032 mm = 80 in

$H_{tapa}$  = Altura de la tapa inferior del tanque = 508 mm = 20 in.

### 2.3 Cálculo de la altura real del sello líquido

$$H_{SL} = H_{TAPA} + h_{sl} \dots\dots\dots Ec. (A2.3)$$

$h_{sl}$  = Altura del sello líquido = 1882.24 mm = 71.75 in.

$H_{tapa}$  = Altura de la tapa inferior del tanque = 508 mm = 20 in.

$H_{SL}$  = Altura real del sello líquido = 2330 mm = 91.75 in.



---



---

#### 2.4 Cálculo del volumen real del sello líquido:

$$V_{SL} = 0.7854 * D_t^2 * H_{SL} \dots\dots\dots\text{Ec. (A2.4)}$$

Dt = Diámetro del tanque = 2032 mm = 80 in

H<sub>SL</sub> = Altura real del sello líquido = 2330 mm = 91.75 in.

V<sub>SL</sub> = Volumen real del sello líquido = 7.56 m<sup>3</sup> = 266.89 ft<sup>3</sup>.

#### 2.5 Cálculo de la altura-del cilindro del tanque.

De acuerdo con los criterios de diseño 1.3 y 1.4 la altura del cilindro del tanque es:

$$h_v = 4 * D_{tb} \dots\dots\dots\text{Ec. (A2.5)}$$

D<sub>tb</sub> = Diámetro del cabezal de desfogue = 508 mm = 20 in

h<sub>v</sub> = Altura del cilindro del tanque = 2032 mm = 80 in.

#### 2.6 Cálculo de la longitud tangente-tangente del cilindro del tanque.

$$H_{TT} = h_v + h_{sl} \dots\dots\dots\text{Ec. (A2.6)}$$

h<sub>v</sub> = Altura del cilindro del tanque = 2032 mm = 80 in.

h<sub>sl</sub> = Altura del sello líquido = 1882.24 mm = 71.75 in.

H<sub>TT</sub> = Longitud tangente-tangente del cilindro del tanque = 3850 mm = 151.75 in

---



---

## 2.7 Cálculo de la altura total del tanque de sello

$$H = H_{TT} + 2 * H_{tapa} \dots\dots\dots Ec. (A2.7)$$

$H_{TT}$  = Longitud tangente-tangente del cilindro del tanque = 3850 mm = 151.75 in

$H_{tapa}$  = Altura de la tapa inferior del tanque = 508 = 20 in.

$H$  = Altura total del tanque de sello = 4870 mm = 191.75 in

## 2.8 Cálculo de la capacidad total del tanque de sello.

$$C = 0.7854 * D_t^2 * H \dots\dots\dots Ec. (A2.8)$$

$D_t$  = Diámetro del tanque = 2032 mm = 80 in

$H$  = Altura total del tanque de sello = 4870 mm = 191.75 in

$C$  = Capacidad total del tanque = 15.79 m<sup>3</sup> = 557.78 ft<sup>3</sup>.

## 2.9 Cálculo del peso del tanque.

$$PT_{VACIO} = \text{Areadelaplaca} * \text{Pesodeplaca} * \# \text{deplacas} \dots\dots\dots Ec. (A2.9)$$

Area de la placa = 1.52 x 6.10 m

Peso de la placa = 99.61 kg/m<sup>2</sup>

# de placas = 4

PT vacio = 3694.3 kg = 8144.6 lb

---

---

2.10 Cálculo del peso del tanque considerando el volumen del sello líquido.

$$P_{\text{Top}} = P_{\text{Tvacío}} + V_{\text{sL}} \cdot \rho_{\text{L}} \dots \dots \dots \text{Ec. (A2.10)}$$

$$P_{\text{T vacío}} = 3694.3 \text{ kg} = 8144.6 \text{ lb}$$

$$V_{\text{sL}} = \text{Volumen real del sello líquido} = 7.56 \text{ m}^3 = 266.89 \text{ ft}^3.$$

$$\rho_{\text{L}} = \text{Densidad del líquido} = 1000 \text{ kg/m}^3.$$

$$P_{\text{T}} = \text{Peso del tanque total considerando el volumen del sello líquido.} = \\ 11,251.7 \text{ kg} = 24,805.66 \text{ lb}$$

---

---

## GLOSARIO

*Arrestador:* Dispositivo de seguridad que permite el paso libre de aire, gas o mezclas gaseosas, pero que impide el paso de flamas o chispas.

*Baffle o mampara:* Marco rígido formado por láminas fijas o movibles. Absorbente a la radiación emitida por la flama.

*bdp:* Barriles por día.

*Boquilla:* Accesorio localizado en el extremo de la chimenea o tubería ascendente, donde el combustible y el aire se mezclan a velocidades, turbulencias y concentraciones re para mantener un encendido y combustión estable.

*Caída de presión:* Pérdida de la presión entre dos puntos de una tubería debido al rozamiento hidráulico.

*Capacidad calorífica:* Es la razón de la cantidad de energía calorífica transferida a un cuerpo en un proceso cualquiera por su cambio de temperatura correspondiente

*Capacidad calorífica a volumen constante:* Es la razón de cambio de la energía interna con respecto a la temperatura, a volumen constante.

*Contraventeo:* Refuerzo para absorber las cargas horizontales producidas por viento que actúa sobre una estructura.

*Cracking térmico:* Proceso que consiste en descomponer las moléculas de hidrocarburos más grandes, pesadas o complejas en moléculas más ligeras y simples. La desintegración se lleva a cabo mediante la aplicación de calor y presión. La utilización de este proceso permite incrementar el rendimiento de gasolina y de otros productos importantes (gas seco, propano, propileno, butano-butileno, gasolinas, aceites cíclicos y decantados, etc.) que tienen aplicaciones diversas en la industria del petróleo.

---

---

*Dispersión:* Dilución de un componente, flujo de salida de humos o productos de la combustión a través de la atmósfera.

*Entalpía de combustión:* Es el calor desprendido en la reacción de combustión completa de un mol de compuesto con oxígeno molecular.

*Entalpía de formación:* Es el calor intercambiado en la formación de un compuesto a presión constante de un mol.

*Exotérmica, reacción:* Reacción o cambio fisicoquímico acompañado por desprendimiento de calor.

*Factor de flotabilidad:* Magnitud de las fuerzas dirigidas hacia arriba que contrabalancean el peso (fuerza) que actúa verticalmente a través del centro de gravedad de un componente.

*Iterar:* Función que es compuesta consigo misma en forma repetitiva para la resolución de problemas numéricos.

*mmpcd:* Miles de miles de pies cúbicos por día.

*Presión de ajuste:* Es la presión de entrada a la cual se ajusta la válvula de relevo para que abra en condiciones de servicio.

*Presión estática:* Es la presión ejercida sobre una superficie que se mueve con un fluido, especialmente sobre una superficie que está en la dirección de la circulación del fluido.

*Ramal:* Tuberías que se derivan de un ducto principal y terminan en un punto de entrega.

*Sobrepresión:* Se define como el incremento de presión de ajuste de un dispositivo de relevo. La sobrepresión es llamada acumulación cuando el dispositivo de relevo se ajusta a la presión máxima permisible de trabajo.

*Talud:* Cualquier superficie inclinada con respecto a la horizontal de un muro, pared o terreno construido por el hombre.

*Traza:* Restos de un componente en una mezcla.

*Velocidad del sonido:* Velocidad a la que el sonido viaja a través de un fluido, específicamente un gas, como medio de propagación.

---

---

**BIBLIOGRAFÍA**

- 1.- American Petroleum Institute STD 521 " Pressuring Relieving and Depressuring Systems", 5<sup>ta</sup> Edición, Washington D.C., 2007.
- 2.- .- Felder. Richard. "Principios Elementales De Los Procesos Químicos". Edit. Addison-Wesley Iberoamericana. E.U.A. 1991
- 3.- I . Mora Perdomo, O.F. Mendoza López "Revisión Del Sistema De Desfogues Existente E Integración Del Desfogue de la Nueva Planta Criogénica II En El C,P.G. Cd. Pemex Tab" Tesis UNAM Facultad de Estudios Superiores Zaragoza Marzo 2000.
- 4.- Kent, Stone & Webster Engineering corp., "Practical Design of Flare Stacks", Boston, Mass. August 1964, vol 43, no. 8.
- 5.- Narismhan N.D., Brown & Root Inc. "Predict Flare Noise", Houston. Abril 1996.
- 6.- NRF- 031-Pemex-2003 "Sistemas de Desfogues Y Quemadores en Instalaciones De Pemex Exploración Y Producción". Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios. México D.F. Junio 2003.
- 7.- NRF- 031-Pemex-2007. "Sistemas de Desfogues Y Quemadores en Instalaciones De Pemex Exploración Y Producción". Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios. México D.F. Septiembre 2007.
- 8.-NRF-032-Pemex-2006. "Sistema de Tubería en Plantas Industriales - Diseño y Especificaciones de Materiales. A2A". Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios. México D.F. 2006.
- 9.-NRF -090-Pemex-2005. "Cambiadores De Calor Envolverte - Haz De Tubos" Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios. México D.F. 2005.
- 10.- NOM-010-STPS-1999 "Condiciones de seguridad e higiene en los centros de trabajo donde se manejen, transporten, procesen o almacenen sustancias químicas capaces de generar contaminación en el medio ambiente laboral". Secretaria de Trabajo y Seguridad Social. México D.F. 1999
- 11.-M.R. Beychok.- "How accurate are dispersion predictions?,". Hydrocarbon Processing. October 1979.
- 12- Vanderlinde, I.G. & Imperial Oil Limited. "Smokeless Flares" Calgary, Canada. October 1974.