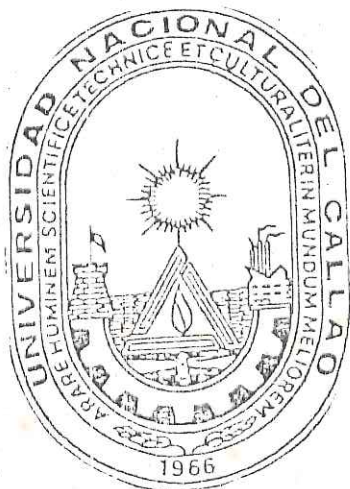


UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA



TIA
000108
525

EVALUACION POR COMPUTADORA DE
HORNOS DE CALENTAMIENTO DE
PETROLEO CRUDO

TESIS

PARA OBTAR EL TITULO PROFESIONAL DE
INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR

YVAN JESUS GARCIA LOPEZ

ASESOR

ING° RAYMUNDO CARRANZA NORTEGA

CALLAO - PERU

1993



La presente Tesis fue Sustentada ante el JURADO DE SUSTENTACION conformado por los siguientes Profesores Ordinarios :

ING° ALBERTO ARROYO VIALE : PRESIDENTE

ING° CARLOS ANGELES QUEIROLO : SECRETARIO

ING° ALBERTO PANANA GIRIO : VOCAL

ING° RAYMUNDO CARRANZA NORIEGA : ASESOR

Según figura en el Folio Nº 135 asentado en el Acta Nº 120 del Libro de Actas de fecha 25 de NOVIEMBRE DE 1993, para optar el Título Profesional de Ingeniero Químico en la modalidad de Titulación con Sustentación de Tesis, de acuerdo a lo normado por el Reglamento de Grados y Titulos aprobado por Resolución Nº 047- 92-CU de fecha 18 de Junio de 1992.

DEDICATORIA

A mi querida esposa ANA MARIA, sin
cuya ayuda no habría sido posible
este trabajo.

A mis hijos YVAN y VANESSA por todo
lo que representan para mí.

A mi madre JULIETA LOPEZ quien dejó
a sus hijos la mayor herencia que
una persona puede legar... su
ejemplo de vida.

AGRADECIMIENTO

Quiero agradecer al Ing^o Luís Dancuart Khöler, de la Empresa SASOL SASTECH, Vaal Park, Sudafrica, por todo el apoyo y enseñanzas que me brindó e inspiró para que muchas de las ideas presentes en este trabajo se realizaran durante el desarrollo de mi beca de tesis en la Refinería La Pampilla, PETROPERU en 1985.

Agradezco a los Ingenieros de la Refinería Vale do Paraíba - PETROBRAS, Sao José dos Campos, SP, Brasil: Hiyoshi Komura y Edson Guaracy de Lima Fujita, quienes contribuyeron dándome facilidades para el desarrollo y realización de las pruebas del sistema on-line propuesto en este trabajo (1992).

Mi agradecimiento a todos mis profesores que me brindaron todas sus enseñanzas para mi formación profesional.

Un agradecimiento muy especial a mis padres y hermanos por todo el apoyo que me brindaron y también por incentivar el deseo de alcanzar mis objetivos.

RESUMEN

Uno de los equipos mayores, presentes en las plantas de refinación de petróleo y petroquímica es el horno de calentamiento de fluidos.

El control de costos de operación de los combustibles derivados del petróleo que constituyen un recurso agotable han hecho tomar conciencia de la importancia de una evaluación eficiente de los equipos que desarrollan procesos de combustión. El control de estos equipos y su optimización constituyen dos funciones muy importantes para los ingenieros de procesos. Para que el Ingeniero pueda desarrollar con eficiencia su trabajo en estos campos debe estar en condiciones de realizar un análisis completo. Será preciso programar los sistemas de cálculo de forma que puedan combinar las relaciones que describen las partes individuales de la instalación. Habrá que evaluar parámetros básicos de estas relaciones, como el requerimiento térmico del proceso, el tipo de fluido a calentar, el tipo de combustible a ser utilizado, regulación de la contaminación ambiental y otras limitaciones del proceso.

Lo expuesto hasta aquí obliga a enfrentar una tarea compleja, que pueda ser estructurada a través de una secuencia ordenada de cálculos, en donde los

modelos matemáticos constituyen frecuentemente una necesidad primordial. Por lo tanto, la evaluación del proceso se puede facilitar mediante la simulación, ya que mediante ella se pueden encontrar mejores condiciones de operación de un horno existente en la refinería, así como evitar la aparición de potenciales problemas operativos.

El propósito de este trabajo es presentar la secuencia, bajo la forma de un modelo matemático para realizar cálculos de evaluación de procesos de hornos de refinería, haciendo estudios de una forma más rápida, económica y completa.

En el inicio del proyecto, los programas del modelo matemático fueron desarrollados en el lenguaje de programación Basic, realizando las primeras corridas de prueba "off-line" en la Refinería La Pampilla. Posteriormente fue modificado en su nueva versión al lenguaje de programación "C" y acoplado a un software de comunicación "HCI", de tal forma obteniendo datos real del proceso y con ello una simulación "on-line" de los hornos de la Unidad de Destilación Atmosférica en la Refinería Vale do Paraíba, siendo los resultados obtenidos bastantes satisfactorias.

El trabajo constituyó la primera etapa del desarrollo de un sistema inteligente(*) en tiempo real, para diagnosticar las fallas operacionales del horno.

(*) Un sistema inteligente o sistema experto posee una base de conocimiento conteniendo porciones de

Este objetivo final se justifica por la necesidad de dar a los Operadores de procesos una herramienta de apoyo para la mejora del desempeño operacional de estos equipos que consumen grandes cantidades de energía [ROWA88, STEP90, TOUC90].

OBJETIVOS

- 1) Plantear un modelo matemático de evaluación y diseño de hornos considerando variables reales de operación.
- 2) Establecer un modelamiento del horno basado en las ecuaciones de transferencia de calor por radiación, convección y conducción para diseñar hornos de calentamiento de petróleo.
- 3) Simular vía computador las condiciones de operación de forma a obtener una optimización cuyos resultados mostrará el perfil por zonas del equipo evaluado.
- 4) Probar la validez del modelo evaluando el diseño de un horno de calentamiento de petróleo crudo existente en la refinería para confrontarla con su diseño original.

conocimiento de alto nivel sobre un campo especializado y una máquina de inferencia para manipular dicho conocimiento tornandolo explícito.

- 5) Evaluación de la eficiencia de hornos y su incidencia en la conservación de la energía.

METODOLOGIA

- 1) Revisión de los procesos hidráulicos y de transferencia de calor con los sistemas de calentamiento de hidrocarburos en las refinerías de petróleo.
- 2) Planteamiento de un modelo matemático para la evaluación de un horno a partir de las ecuaciones fundamentales de diseño.
- 3) Solución del modelo matemático a través de su procesamiento en un computador personal y las corridas de prueba para la simulación del horno con datos reales de planta apoyándonos en un sistema de adquisición de datos para obtener la información en tiempo real.

**"EVALUACION POR COMPUTADORA
DE HORNOS DE CALENTAMIENTO DE PETROLEO CRUDO**

INDICE	Pag.
CAPITULO I - Descripción General de la Refinería La Pampilla	1
1.1 - Reseña Historica.....	1
1.2 - Esquema de Procesamiento de la Refinería La Pampilla	4
1.3 - Descripción del Proceso de Refinación de Petróleo Crudo	5
1.3.1 - Recepción y Transporte de Petróleo Crudo	5
1.3.1.1 - Sistemas de Boyas y Oleoductos	6
1.3.1.2 - Sistema con Muelle y Oleoducto	6
1.3.1.3 - Sistema de Oleoducto Simple	6
1.3.2 - Almacenamiento en Refinerías	7
1.3.3 - Unidades Industriales	8
1.3.4 - Sistema de Alimentación del Crudo a la Unidad de Destilación Atmosférica .	10
1.3.4.1 - Líneas de Aprovisionamiento a Bombas de Carga y Filtros de Crudo.....	10
1.3.4.2 - Bomba de Carga	11

2.3.1.1 - Precalentadores de Carga de Torres Fraccionadoras	39
2.3.1.2 - Rehervidores de Torres Fraccionadoras	39
2.3.1.3 - Calentadores de Carga de Reactores	40
2.3.1.4 - Hornos de Calentamiento Directo	40
2.3.2 Hornos Reactores	40
2.3.2.1 - Reformadores para Unidades de Hidrógeno y Amonio	41
2.3.2.2 - Hornos de Pirólisis	41
2.3.3 - Hornos Horizontales	42
2.3.3.1 - Tipo Cabina	43
2.3.3.2 - Tipo Doble Cabina	43
2.3.3.3 - Tipo Caja de Calentamiento Lateral	45
2.3.3.4 - Tipo Caja de Calentamiento y Sección de Convección Lateral	45
2.3.3.5 - Tipo Cabina con Deflector ...	47
2.3.3.6 - Tipo Horizontal de Hilera Unica con Calentamiento Doble	47
2.3.4 - Hornos Cilíndricos	48
2.3.4.1 - Tipo Cilíndrico con Sección de Radiación Integral	50

2.3.4.2 - Tipo Cilíndrico con Serpentín	
Helicoidal	50
2.3.4.3 - Tipo Cilíndrico con Flujo	
Cruzado en la Sección de	
Convección	52
2.3.4.4 - Tipo Cilíndrico con Sección de	
Convección Integral	52
2.3.4.5 - Tipo Cilíndrico con Arco o	
WICKET	53
2.4 - Materiales de Construcción y	
Características Mecánicas	55
2.4.1 - Revestimiento y Armazón Estructural	
.....	55
2.4.2 - Refractarios	56
2.4.3 Aislantes	59
2.4.4 - Fibra Cerámica	60
2.4.5 - Tubos del Serpentín	61
2.4.5.1 - Materiales de los Tubos	64
2.4.5.2 - Bandas de Retorno	66
2.4.5.3 - Cabezal Rolado	67
2.4.6 - Superficie Extendida	68
2.4.6.1 - Aleta Dentada	68
2.4.6.2 - Aleta Circular o Espiral	69
2.4.6.3 - Studs o Tubos Pinados	70
2.4.7 - Guías y Soportes de Tubos	72
2.4.8 - Mirillas, Puertas de Entrada y Puertas	
de Explosión	75

2.4.9 - Ventiladores	75
2.5 - Quemadores	76
2.5.1 - Quemadores de Gas	76
2.5.2 - Quemadores de Fuel	78
2.5.3 - Quemadores Mixtos	78
2.5.4 - Quemadores de Tiro Forzado	79
2.5.5 - Quemadores de Alta Intensidad	79
2.5.6 - Quemadores Pilotos	80
2.5.7 - Aplicación Especial del Quemador ..	80
2.5.8 - Atenuación de Ruidos del Quemador .	82
2.6 - Dampers	83
CAPITULO III - Ingeniería de Diseños de Hornos	85
3.1 - Bases y Mecanismos de la Combustión ..	86
3.1.1 Bases de la Combustión	87
3.1.2 - Mecanismos de la combustión	88
3.1.3 - Gases de Combustión	89
3.1.4 - Productos de Combustión	90
3.2 - Clasificación de los Combustibles para los Hornos de Proceso	91
3.2.1 - Combustibles Gaseosos	91
3.2.2 - Combustibles Líquidos	92
3.3 - Eficiencia Térmica	93
3.4 - Precalentamiento de Aire	95
3.4.1 - Precalentamiento de Aire de Combustión por el Sistema Directo	95
3.4.2 - Precalentamiento de Aire de Combustión por el Sistema Indirecto	99

3.4.3 - Tipos de Precalentadores	101
3.4.3.1 - Precalentador de Tipo Regenerativo	102
3.4.3.2 - Precalentador de Tipo Recuperativo	104
3.5 - Sistema de Control e Instrumentación del Horno	105
3.6 - Inspección y Mantenimiento de Hornos	110
3.6.1 - Sopladores de Hollín	111
3.6.1.1 - Soplador Rotativo	112
3.6.1.2 - Soplador Retractable	113
3.7 - Métodos de Diseño de Hornos	117
3.7.1 - Tránsito de Calor en Hornos ..	118
3.7.2 - Métodos Corrientemente Empleados .	118
3.7.2.1 - Método de Lobo & Evans	119
3.7.2.2 - Método Orrok - Hudson	120
3.7.2.3 - Método de Wohleberg	120
3.7.3 Método Seleccionado	121
3.7.3.1 - Balance de Energía en la Sección de Radiación	121
3.7.3.2 - Solución Gráfica para el Balance de Energía en la Sección de Radiación	132
3.7.3.3 - Balance de Energía en la Sección de Convección	135
3.7.3.4 - Diseño de la Chimenea	138

3.8 - Caída de Presión en el Serpentin del	
Horno	144
3.8.1 - Ecuaciones Fundamentales de Flujo en	
Estado Estacionario	144
3.8.2 - Máxima Velocidad del Fluído en	
Tuberías	148
3.8.3 - Hidráulica de los Fluidos en Doble	
Fase	151
3.8.3.1 - Modelos de Flujos Bifásicos	152
3.8.3.2 - Tipo de Regímenes	156
3.8.4 - Método de Cálculo de Pérdidas de	
Presión para Flujos Bifásicos	161
3.8.4.1 - Método de A.E. Duckler	162
3.8.4.2 - Método de Orkiszewski	168
CAPITULO IV - Modelo Matemático para la Evaluación y	
Diseño de un Horno - Programa Mecanizado	
.....	177
4.1 - Principios Generales del Análisis de	
Proceso	178
4.1.1 - Planteamiento y Construcción de	
Modelos de Ingeniería	179
4.1.2 - Precauciones que Debe Tomarse en la	
Construcción del Modelo y Análisis de	
Procesos	180
4.2 - Correlaciones de Propiedades Térmicas,	
Hidráulicas y de Equilibrio Líquido-Vapor	
de Hidrocarburos	183

4.2.1 - Caracterización Físico-Química de	
Fracciones de Petróleo	184
4.2.1.1 - Densidad Relativa	184
4.2.1.2 - Densidad API	185
4.2.1.3 - Puntos de Ebullición Medios .	185
4.2.1.4 - Factor de Caracterización de	
Watson	186
4.2.1.5 - Cálculo de Peso Molecular Medio	
.....	187
4.2.1.6 - Relación Carbono/Hidrógeno .	187
4.2.2 - Propiedades Físicas y Termodinámicas	
de Fracciones de Petróleo	188
4.2.2.1 - Propiedades Críticas	188
4.2.2.2 - Método de Win-Sim Y Daubert	188
4.2.2.3 - Método de Lee-Kesler	189
4.2.2.4 - Cálculo del Calor Específico	190
4.2.2.5 - Cálculo de la Entalpía por el	
Método de Lee-Kesler	191
4.2.2.6 - Poder Calorífico Superior e	
Inferior	193
4.2.2.7 - Conductividad Térmica de la	
Fracción Líquida	194
4.2.2.8 - Conductividad Térmica de la	
Fracción Vapor	195
4.2.2.9 - Viscosidad de Fracciones de	
Petróleo	196

4.2.3 - Correlaciones para Cálculo de Equilibrio Líquido-Vapor en Fracciones de Petróleo	197
4.2.3.1 - Propiedades de Equilibrio Líquido-Vapor	197
4.2.3.2 - Método Utilizado para Determinar la Curva de Destilación	199
4.2.3.3 - Nuevos Métodos para Cálculo de Curvas de Destilación Atmosféricas	201
4.3 - Formulación del Modelo Matemático para la Evaluación del Horno	203
4.3.1 - Consideraciones Básicas del Diseño	203
4.3.1.1 - Procedimiento para Determinar la Curvas de Destilación	203
4.3.2 - Procedimiento para Realizar la Revisión del Diseño del Horno 101 - Refinería de Pucallpa - PETROPERU S.A.	215
4.3.2.1 - Cálculo de la Sección de Radiación	217
4.3.2.2 - Cálculo de la Sección de Convección	224
4.3.2.3 - Cálculo de la Caída de Presión en el Serpentpin del Horno .	229
4.3.2.4 - Determinación de la Eficiencia del Horno	237

4.4 Programa Mecanizado para el Cálculo y	
Evaluación de Hornos de Procesos	237
4.4.1 DEPRO-Determinación de Propiedades de	
Equilibrio Líquido-Vapor	238
4.4.1.1 - Descripción del Programa ...	239
4.4.1.2 - Alcances y Limitaciones	239
4.4.1.3 - Opciones de Cálculo - Datos de	
Entrada/Salida	241
4.4.2 BALTER-Balance de Energía en el Horno de	
Proceso	241
4.4.2.1 - Descripción del Programa ...	242
4.4.2.2 - Alcances y Limitaciones	242
4.4.2.3 - Opciones de Cálculo - Datos de	
Entrada/Salida	244
4.4.3 CAIPRE-Caída de Presión en Doble Fase en	
el Serpentín de Calentamiento	248
4.4.3.1 - Descripción del Programa ...	248
4.4.3.2 - Alcances y Limitaciones	249
4.4.3.3 - Opciones de Cálculo - Datos de	
Entrada/Salida	249
 CAPITULO V - Aplicación del Modelo Matemático para la	
Evaluación de Hornos de Calentamiento de	
Petróleo Crudo	256
5.1 - Condiciones de Proceso de los Hornos de la	
Unidad de Destilación Atmosférica	257
5.1.1 - Horno H-101 de la Refinería Pucallpa	
.....	257

5.1.2 - Horno H-A de la Refinería Conchan	257
5.1.3 - Horno 211-H1 de la Refinería La Pampilla	258
5.1.4 - Horno F21002 A/B de la Refinería Vale do Paraíba	258
5.2 - Propiedades Físicas de Crudos Procesados en RFLP	262
5.3 - Aplicación del Procedimiento de Cálculo del Programa Computarizado	263
5.3 - Análisis de Proceso para Evaluación del Horno	166
5.3.1 - Adquisición de Datos para la Simulación de los Hornos F21002 A/B	264
5.3.2 - Estructura del Sistema	266
5.4 - Resultados	270
5.4.1 - Análisis de Desempeño de la Simulación	270
5.4.2 - Análisis de Desempeño del Sistema Experto	281
CAPITULO VI - Conclusiones y Recomendaciones	285
6.1 - Conclusiones	285
6.2 - Recomendaciones	288
ANEXO I - Curvas de Equilibrio Líquido-Vapor de la Refinería La Pampilla y Vale do Paraíba	289
ANEXO II - Gráfica de Jh - Data-Sheet del F21002	297
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	303

Figura 5.7-c - Temperatura de Chimenea	276
Figura 5.7-d - Temperatura del Paso 1-2	276
Figura 5.7-e - Temperatura del Paso 3-4	277
Figura 5.7-f - Temperatura del Paso 5-6	277
Figura 5.7-g - Temperatura del Paso 7-8	278
Figura 5.8-a - Horno Abafado	283
Figura 5.8-b - Horno Abafado	283

LISTAS DE FIGURAS

Figura No. - Contenido	Pag.
Figura 1.1 - Diagrama de Procesos	9
Figura 1.2 - Esquema de Desalado del Petróleo	12
Figura 1.3 - Horno de Procesos	17
Figura 1.4 - Esquema de una Unidad de Destilación Atmosférica	19
Figura 1.5-a - Unidad de Destilación al Vacío	25
Figura 1.5-b - Unidad de Destilación al Vacío	27
Figura 2.1 - Horno de Proceso	37
Figura 2.2-a - Hornos Horizontales	44
Figura 2.2-b - Hornos Horizontales	46
Figura 2.3-a - Hornos Cilíndricos	49
Figura 2.3-b - Hornos Cilíndricos	51
Figura 2.4 - Construcción de la Pared Refractaria .	57
Figura 2.5 - Típico Corte Transversal de la Sección Radiante y Convectiva	62
Figura 2.6 - Típico Arreglo del Serpentin	64
Figura 2.7 - Bandas de Retorno	66
Figura 2.8 - Cabezal Rolado	67
Figura 2.9 - Aleta Dentada	68
Figura 2.10 - Aleta Circular	69
Figura 2.11 - Pitones o Studs	70
Figura 2.12 - Guías y Soportes de Tubos	73

Figura 3.1 - Sistema de Precalentamiento de Aire	
Directo	96
Figura 3.2 - Sistema de Precalentamiento de Aire	
Indirecto	100
Figura 3.3 - Precalentador Regenerativo	103
Figura 3.4 - Precalentador Recuperativo	105
Figura 3.5 - Sistema de Control de Hornos	107
Figura 3.6 - Esquema de Control de Combustión	109
Figura 3.7 - Soplador Rotativo	112
Figura 3.8 - Soplador Retráctil	114
Figura 3.9 - Factor de Absorción	124
Figura 3.10 - Presión Parcial CO ₂ -H ₂ O	125
Figura 3.11 - Relación Dimensional de los Hornos .	126
Figura 3.12 - Emisividad del Gas	127
Figura 3.13 - Radiación en los Tubos	128
Figura 3.14 - Factor de Intercambio, F	129
Figura 3.15 - Solución Gráfica del Dimensionado de la Cámara de Radiación	134
Figura 3.16 - Diagrama de Baker	153
Figura 3.17 - Tipo Burbuja	156
Figura 3.18 - Tipo Capsula	157
Figura 3.19 - Tipo Estratificado	157
Figura 3.20 - Tipo Pistón	158
Figura 3.21 - Tipo Anular	158
Figura 3.22 - Tipo Niebla	159
Figura 3.23 - Tipo Ondulado	159
Figura 4.1 - Etapas de Análisis de Procesos	181

Figura 4.2 - Conversión de Curvas de Destilación .	201
Figura 4.3-a - Curvas TBP-ASTM-FLASH	210
Figura 4.3-b - Ubicación del Punto Focal - 3B3.1 API DATA BOOK	213
Figura 4.3-c - Curva Flash a una Nueva Presión ...	214
Figura 4.4 - Cálculo de la Temperatura de Cámara de Combustión	222
Figura 4.5 - Línea de Transferencia	230
Figura 4.6 - Diagrama de Flujo del Programa DEPRO	240
Figura 4.7-a - Diagrama de Bloque de Balance de Materia y Energía de Horno	245
Figura 4.7-b - Diagrama de Flujo del Programa BALTER	247
Figura 4.8-a - Diagrama de Bloque de Caída de Presión	252
Figura 4.8-b - Diagrama de Flujo del Programa CAIPRE	255
Figura 5.1-a - Pantalla de Flujos	260
Figura 5.1-b - Pantalla de Temperaturas	261
Figura 5.2 - Estructura del SDCD de la REVAP.....	264
Figura 5.3 - Sistema de Adquisición de Datos	265
Figura 5.4 - Estructura del Sistema	267
Figura 5.5 - Diagrama del Sistema de Soporte al Supervisor Inteligente	269
Figura 5.6 - Salida Gráfica del Simulador	271
Figura 5.7-a - Temperatura en la Zona Radiante ...	272
Figura 5.7-b - Temperatura en la Zona Convectiva..	273

LISTAS DE TABLAS

Tabla No. - Contenido	Pag.
Tabla 1.1 - Almacenamiento de Productos	7
Tabla 2.1 - Características Comparadas	58
Tabla 2.2 - Material de Tubos	66
Tabla 2.3 - Material de Superficie Extendida	71
Tabla 2.4 - Material y Tipos de Tubos	84
Tabla 3.1 - Constantes de Componentes Gaseosos	89
Tabla 3.2 - Combustibles Gaseosos	92
Tabla 4.1 - Conversión TBP a ASTM del Crudo AGUA CALIENTE	207
Tabla 4.2 - Conversión TBP a FLASH Atmosférica del Crudo AGUA CALIENTE	211
Tabla 4.3 - Curva Flash del Crudo AGUA CALIENTE a 35 PSIG	212
Tabla 5.1 - Propiedades Físicas y Químicas de las Fracciones de Petróleo	270
Tabla 5.2 - Resultados del Balance de Energía	274
Tabla 5.3 - Situación de Desempeño del Horno F21002 A/B	279
Tabla 5.4 - Caída de Presión del Horno	280
Tabla 5.5 - Tiempo del Supervisor Inteligente	284

LISTA DE SIMBOLOS

Letra Griegas : Representa

σ	: Constante de Stefan- Boltzmann
α	: Factor de Absorción de Calor
β	: Pendiente de la línea, Sen θ
γ	: Parámetro
ϵ	: Rugosidad absoluta
μ	: Viscosidad
τ	: Densidad
σ	: Tensión superficial
θ	: Pérdida de presión debido a la fricción

Sub-indices : Representa

r	: Radiación
c	: Convección
g	: Gas
gv	: Velocidad del gas
lv	: Velocidad del líquido
l	: Líquido
sg	: Superficie del gas
sl	: Superficie del líquido
ns	: Flujo homogéneo
tp	: Flujo no homogéneo

CAPITULO I

DESCRIPCION GENERAL DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

El presente capítulo presenta una reseña histórica de la creación de la Refinería La Pampilla (RFLP) y trata de explicar la importancia del proceso de refinación del petróleo crudo.

1.1 RESEÑA HISTORICA

Cerca de la mitad de la energía consumida en el mundo es originaria del petróleo y el gas natural, lo que concede a esas materias primas la posición

indiscutible de elementos fundamentales para el desarrollo de los pueblos.

Utilizado como medicamentos por los pueblos antiguos, gradualmente el petróleo se hizo la más importante fuente de energía de la actualidad. Sin embargo, en su estado natural, tiene una aplicación restringida. Consiste básicamente en una mezcla de millares de compuestos orgánicos formados por la combinación de moléculas de carbono e hidrógeno - los hidrocarburos.

Es una tarea de las refinerías, que utilizando métodos de procesamiento que separan grupos de moléculas, rompen, reagrupan átomos y juntan moléculas diferentes, para obtener del petróleo los más diversos derivados para el uso comercial.

Petróleos del Perú es una empresa petrolífera integrada, propiedad del Estado Peruano. Como empresa integrada, realiza prácticamente todas las operaciones de la industria: busca petróleo, lo produce, lo refina y lo distribuye en todo el País. Fundada el 2 de Abril de 1948, como Empresa Petrolera Fiscal, en 1969 cambió su denominación por "Petróleos del Perú". Los hidrocarburos son la principal fuente de energía en el Perú, proporcionando alrededor del 60% de toda la que consume el país. Todas las fuerzas productoras de la nación -la industria, la pesquería, la minería, los transportes y la agricultura- requieren cada día

mayores cantidades de combustible y lubricantes petrolíferos. Las refinerías con que cuenta Petróleos del Perú son cinco, o sea La Pampilla, Talara, Pucallpa, Iquitos y Marsella (incluyendo ex-Conchan), tienen una capacidad de refinación de alrededor de 190,000 barriles diarios de petróleo crudo, que representa el 100% de la capacidad refinadora del país. La refinería La Pampilla, tal como la conocemos actualmente ampliada su capacidad hasta 120 MBPD ha sido sometida desde su arranque inicial a varias modificaciones, mejoras y ampliaciones.

La inauguración oficial de La Pampilla se realizó el 17 de diciembre de 1967, aproximadamente dos años después de la firma del contrato (12 de octubre de 1965) de la Empresa Petrolera Fiscal (EPF) con la firma Marubini Ltda. Japan Gasoline Co., a quienes se les encargó la construcción, suministro de equipos y financiación de La Pampilla.

En 1970 se realizó la primera ampliación para incrementar la capacidad a 30 MBPD, ya que cuando se inició su funcionamiento procesaba 20 MBPD; contando con los servicios de la U.O.P. (Universal Oil Products) y la Japan Gasoline Co.

Durante 1973-1974 con personal de la Pampilla, se hicieron los estudios y la ejecución de las obras para aumentar la capacidad de la refinería hasta 35-37 MBPD.

El 24 de octubre de 1974 Petr6leos del Per6 S.A. celebr6 un contrato con la firma Francesa TECHNIP para una nueva ampliaci6n de La Pampilla, con la que increment6 sus capacidad hasta 100 MBPD. La ejecuci6n de ambas partes con excepci6n de la l6nea submarina ha sido realizada por sub-contratistas nacionales. La l6nea subamarina, fue encomendada a la firma BOYGUES O.S., sub-contratista de TECHNIP.

La terminaci6n mec6nica de toda la obra se efectu6 el 28 de noviembre de 1976, entrando en operaci6n oficial el 20 de enero de 1977 [RFLP77].

1.2 ESQUEMA DE PROCESAMIENTO DE LA REFINERIA LA PAMPILLA

La capacidad de procesamiento de crudo es de 100 MBPD y cuenta con las siguientes unidades de proceso:

	<u>MBPD</u>
- Destilaci6n Primaria I	35-37
- Destilaci6n Primaria II	65
- Destilaci6n al Vac6o	11
- Cracking Catal6tico	7
- Unifining (Desulfuraci6n Nafta)	2,7
- Platforming (Reformaci6n Nafta)	1,7
- Merox Kerosene I	4,9
- Merox Kerosene II	8,5
- Merox Gasolina F.C.C.	4,5

Para la operación de las unidades de proceso, la refinería se integra con las unidades de servicios industriales: recepción, transferencia y distribución de electricidad, sistema de generación de electricidad de emergencia, generación de vapor, planta de agua tratada, planta de agua enfriamiento, sistema de agua cruda y potable, sistema de protección contra incendios y sistema de desague.

En la refinería se elaboran los siguientes productos:

- Gas combustible
- G.L.P.
- Butano
- Gasolina de 84 y 95
- Gasolina sin plomo
- Kerosene Doméstico/industrial
- Turbo Combustibles
- Diesel No. 2
- Petróleo Industrial No. 5
- Petróleo Industrial No. 6
- Petróleo Industrial Pesado
- Solvente No. 1

1.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE REFINACIÓN DE PETRÓLEO

CRUDO

1.3.1 Recepción y Transporte de Petróleo Crudo

La recepción y transporte se realizan de la siguiente manera:

1.3.1.1 Sistemas de Boyas y Oleductos

Este es uno de los sistemas más usados por las refinерías que son abastecidas de materia prima, (petróleo crudo) por vía marítima. Consiste esencialmente de un conjunto de boyas, que sirven de amarraderos de los barcos y la línea de desembarco. La línea de desembarco consiste generalmente de tres partes básicas: un grupo de mangueras flexibles, una línea submarina y una tercera parte que es la línea que une la anterior con un sistema de tanques de la refinерía.

1.3.1.2 Sistema con Muelle y Oleducto

Este sistema es más costoso que el anterior y se usa en casos muy especiales, debe existir suficiente profundidad en las aguas como para permitir el ingreso de barcos de gran calado.

1.3.1.3 Sistema de Oleoducto Simple

Este sistema es utilizado en aquellas refinерías a la que es posible abastecer con crudo producido por yacimientos locales, o la refinерía se encuentra en un punto tal que no es posible llegar hasta ella por buques tanques.

1.3.2 Almacenamiento en Refinerías

Una industria, cuya característica principal es la de operar con cantidades elevadas de productos líquidos, se ve obligada a disponer de capacidades de almacenamiento enormes de manera que al visitar una refinería, sorprende constatar la gran cantidad de superficie destinada a almacenamiento en comparación con las que ocupan las unidades de proceso propiamente dicha.

Tabla 1.1: Almacenamiento de Productos

DESCRIPCION	CANTIDAD	CAPACIDAD NOMINAL (M ³)
Petróleo	11	957 000
Productos Intermedios	23	390 150
PRODUCTOS FINALES		
Gasolina	08	297 000
Nafta	06	188 500
Solventes	06	14 000
Turbo Combustible	06	90 600
Diesel	08	329 000
Aceites Combustibles	17	289 600
Residuo Aromt/ Asphalt.	04	10 400
Alcohol	02	69 000
GLP (Esferas)	12	39 700
Sub Total	69	1'327 800
Total	103	2'674 950

El almacenamiento de los productos finales, intermedios y petróleo se realizan en esferas, tanques cónicos de techo fijo y techo flotante. Un ejemplo de la capacidad de almacenamiento de una refinería con un procesamiento promedio de petróleo de 220 MBPD se muestra en la tabla 1.1 [REVA91].

1.3.3 Unidades Industriales

A través de un conjunto integrado de unidades industriales (Figura 1.1), una refinería petrolífera puede producir todos los derivados necesarios al mercado nacional, que van desde combustibles - gas licuado de petróleo, gasolina, kerosene de iluminación, turbo combustible, diesel, aceites combustibles- hasta derivados especiales asfaltos, naftas, aguarras mineral, hexano, residuos aromáticos y azufre. Las naftas son utilizados en la industria petroquímica para la producción de varios bienes de consumo, tales como goma sintética, plásticos, tintas, productos farmacéuticos, cosméticos, productos alimenticios, ropas sintéticas, etc [REVA91].

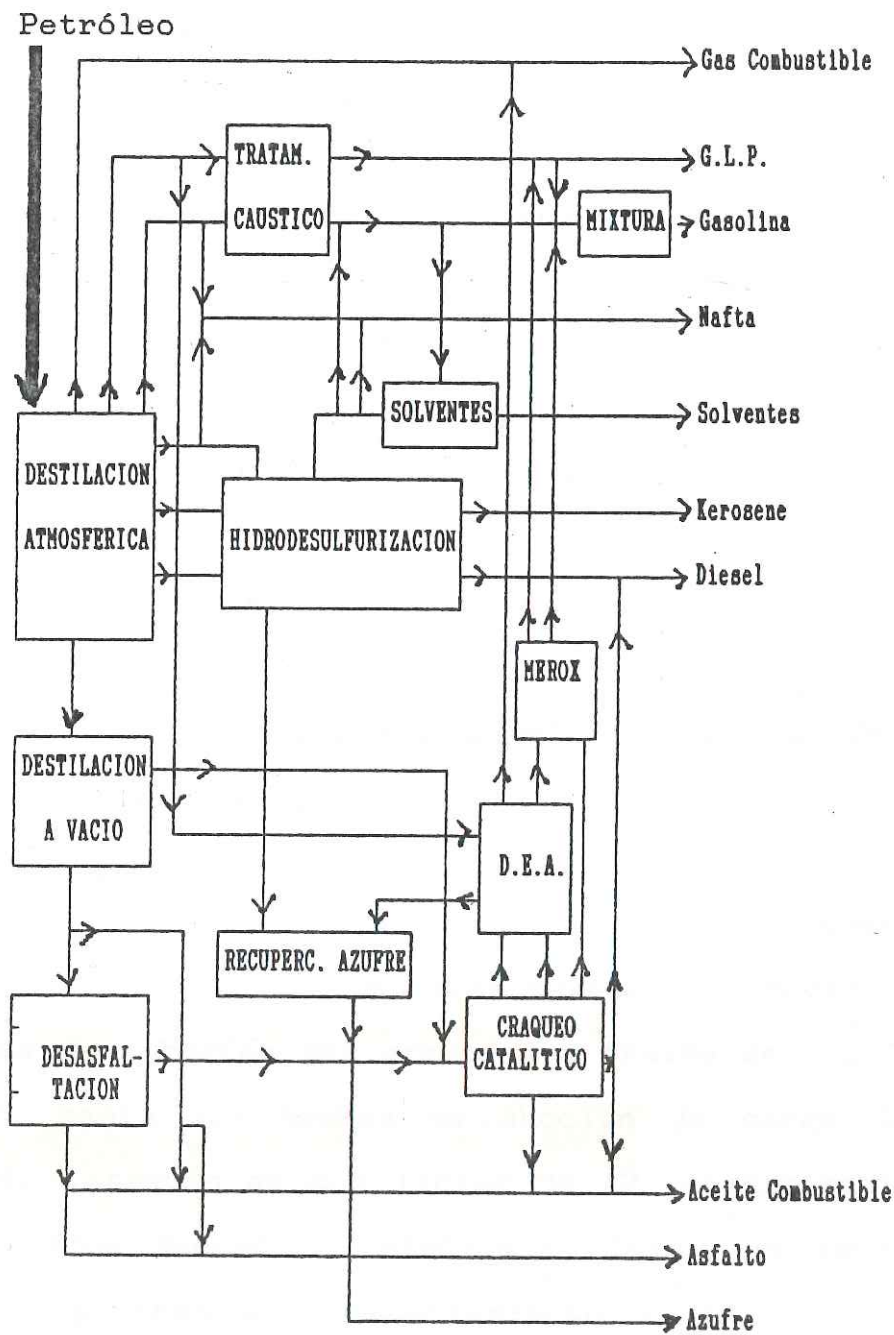


Figura 1.1: Diagrama de Procesos

1.3.4 Sistema de Alimentación del Crudo a la Unidad de Destilación Atmosférica

La unidad de destilación atmosférica o primaria I y II de RFLP fué diseñada para procesar 35 y 65 MBPD de petróleos respectivamente, siendo reacondicionados con nafta. Los derivados obtenidos son el GLP, nafta ligera y pesada, kerosene y turbo combustible, diesel gasoleo liviano y pesado. La unidad puede procesar hasta 50% de esa carga, manteniendo las especificaciones de los productos.

1.3.4.1 Líneas de Aprovisionamiento a Bombas de Carga y Filtros de Crudo

El crudo almacenado en los tanques a temperatura de ambiente es transportado por medio de un sistema de tuberías por gravedad a través de una línea de 32" hasta las bombas de succión de carga de la unidad, a través de dos líneas de 12" controladas por FRCAL (Flow Recorder Controllers Alarm), enviando el petróleo al tren de precalentamiento. La utilización de un sistema de filtros de carga, cumplen la función de retener cualquier partícula o material extraño que pudiera dañar a la bomba de carga. Generalmente se tienen dos filtros que operan en paralelo y un tercero en reserva que es usado cuando uno de los filtros

principales es puesto fuera de servicio para operaciones de limpieza.

1.3.4.2 Bomba de Carga

Estas bombas son de tipo centrífugo sirven para la alimentación de la unidad de destilación primaria.

Son diseñados para grandes capacidades; en muchos casos la totalidad de la carga a la unidad. Si la unidad de destilación primaria fuese muy grande es necesario contar con varias bombas de menor capacidad operando en paralelo. También son diseñadas para desarrollar altas presiones (30-32 Kgr/cm²) por lo que las bombas pueden tener 3 ó más etapas.

El uso de altas presiones obedece a multiples razones de diseño, tales como vencer la caída de presión de los equipos posteriores y la más importante evitar vaporización en los equipos de precalentamiento del crudo y desaladoras.

1.3.5 Tren de Precalentamiento

En toda unidad de destilación primaria se cuenta con un sistema de aprovechamiento de calor, este es el tren de precalentamiento de carga, el crudo a temperatura ambiente es impulsado por medio de bombas

de carga a través de intercambiadores, en los que se calienta con los productos que salen de la unidad, los que a su vez se enfrían.

Generalmente es posible precalentar el crudo hasta temperaturas de 205-230 °C.

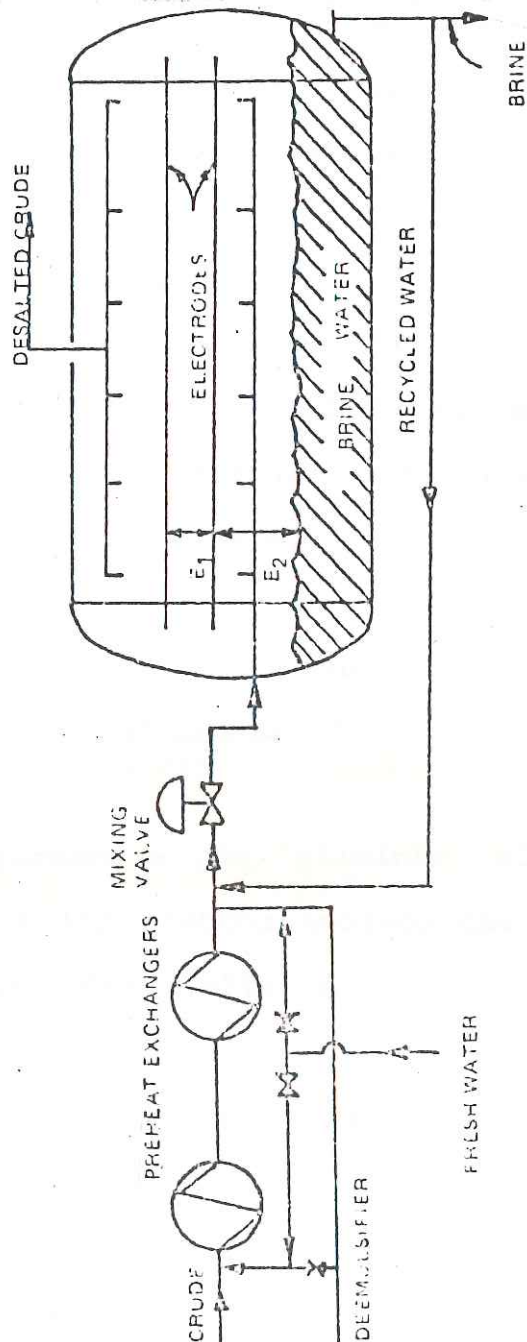


Figura 1.2: Esquema de Desalado del Petr6leo

Después el crudo puede ser introducido ya sea a la unidad pre-flash para separarle las fracciones más ligeras o directamente al horno, para de ahí una vez alcanzada la temperatura de aproximadamente 350-400 °C, e ingresar a la torre de destilación primaria.

En la mayoría de las refinerías se cuenta con un sistema de desalado del crudo (Figura 1.2).

Este sistema se instala en serie con la corriente del crudo en un punto intermedio del tren de intercambiadores de carga a la unidad donde la temperatura es alrededor de 125 - 130 °C.

El objetivo del desalado es minimizar el contenido de sal en el petróleo crudo para disminuir problemas de corrosión en los equipos de la planta.

1.3.6 Aspectos Generales del Desalado

1.3.6.1 Sales de Petróleo Crudo

La importancia de eliminar el agua del petróleo obedece a los efectos nocivos que ocasiona su presencia, los que podemos citar a continuación.

- Disminuye el API del crudo y por lo tanto su valor comercial.
- Es portadora de sales orgánicas, promotora de incrustaciones y corrosión en los equipos de refinación.

- Incrementa los costos de transporte y procesamiento de petróleo crudo.

Las sales y demas impurezas sólidas como arena, asfalto, barro de perforación, compuestos órgano-metálicos, arcilla, etc. son indeseables por que tienden a formar depósitos, instalaciones y residuos de carbón en los equipos de proceso, tuberías de conducción y tanques de almacenamiento.

Las sales que se encuentran con mayor frecuencia en el petróleo crudo son los cloruros, sulfatos y carbonatos de los metales alcalino terreos. Usualmente se encuentran disueltas en el agua y es posible que se presenten en forma de cristales no disueltos, dispersos en el crudo.

Entre las sales más perjudiciales son los cloruros de calcio y magnesio que por hidrolizarse fácilmente a las temperaturas de los procesos de destilación, forma el ácido clorhídrico, que constituyen medios potenciales de corrosión muy peligrosos.



HCL : Acido Clorhídrico Corrosivo

1.3.6.2 Métodos para Desalar Petróleo

a) Desalado Químico

Este método se basa en la ruptura de la película interfacial que cubre las gotitas de agua emulsionadas en el crudo. Esta acción se logra agregando al crudo ciertos productos químicos llamados desemulsificantes; estos destruyen o neutralizan los efectos estabilizantes de las emulsiones que constituyen la película interfacial.

Luego de agregar el desemulsificante, se le agrega agua al crudo para favorecer la coalescencia de las gotitas de agua salada y se almacena la mezcla en tanques de reposo para separar el agua por decantación o se hace pasar a través de un lecho de agua en tanques llamados "Gum Barrels" (RLFP77).

b) Desalado Electrostático

Este método se basa en la coalescencia de las gotitas de agua por medio electrostático se le agrega cierta cantidad de agua fresca y desemulsificante al petróleo y se agita la mezcla para favorecer la dispersión y acción del desemulsificante y producir colisiones de las gotas de agua, luego se expone la mezcla a la acción de un campo electrostático. En algunos casos en

que la película de emulsionante que rodea las gotas de agua no es muy estable no se hace necesaria la adición de desemulsificante al petróleo.

1.3.7 Calentamiento en Hornos de Proceso

Del circuito de precalentamiento el crudo puede ir directamente a los hornos de calentamiento o pasar primero a través de una torre de pre-flash y luego al horno.

1.3.7.1 Pre-Flash

El crudo que se encuentra a una temperatura de 210° - 230° °C y una presión de 32 Kgr/cm², es introducido en un recipiente que no tiene ningún equipo interno para fraccionamiento, en el cual se separan las fracciones ligeras del crudo por la parte superior por medio de una línea que descarga dichas fracciones en la zona de vaporización de la torre de fraccionamiento. Por la línea de fondo de pre-flash sale el crudo que es bombeado a los hornos.

El pre-flash opera a presiones de 3.5 Kgr/cm², su función principal es aliviar la carga de horno por la separación flash de las fracciones ligeras de petróleo (aprox. 3.5% a 9.5% en volumen).

1.3.7.2 Hornos

El flujo del crudo proveniente de los fondos del pre-flash es introducido a los hornos de calentamiento, y es controlado por un sistema FRCAL (Flow Recorder Controller Alarm).

En los hornos el crudo se calienta desde temperaturas del orden de 210 - 230 °C hasta 350 - 400 °C dependiendo del tipo del crudo que se este procesando y del arreglo del sistema de calentamiento.

La ingeniería de diseño de los hornos se verá con más detalle en el capítulo III (Figura 1.3).

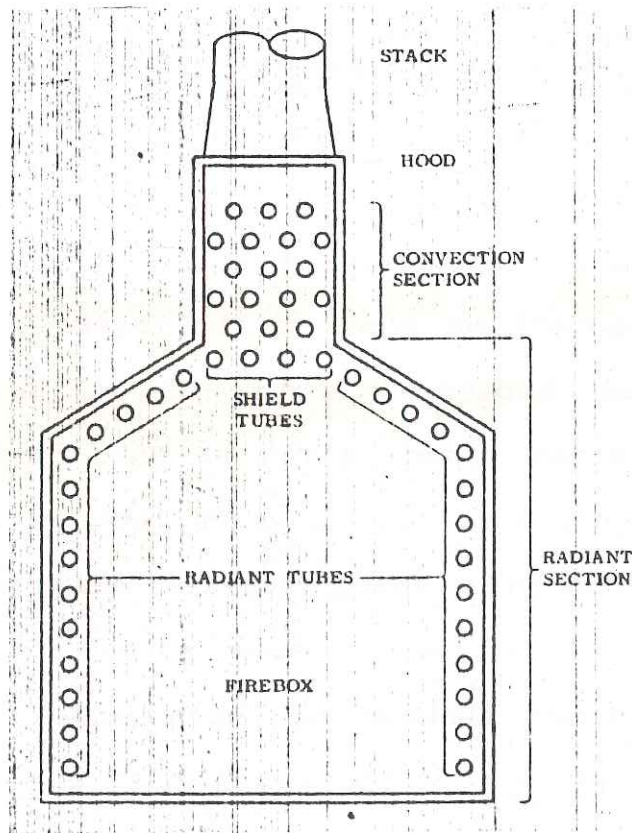


Figura 1.3: Horno de Procesos

1.3.8 Destilación Primaria y de Vacío

El petróleo crudo y los productos del petróleo son mezclas complejas de Hidrocarburos "ligeros y pesados" de diferente peso molecular, estos componentes tienen distintos puntos de ebullición (es decir se transforman de líquido a vapor a diferentes temperaturas).

Aprovechando esta particularidad es posible separarlo en diferentes fracciones o productos.

1.3.8.1 Destilación Primaria

Una torre de una sola etapa se muestra en la figura 1.4. La unidad mostrada está diseñada para separar seis productos: gas, destilado de tope, tres corrientes laterales y residuo no destilable, o fondos.

El destilado de tope es frecuentemente una nafta ligera, aunque algunas unidades toman todo el rango de ebullición de nafta (hasta cerca de 205 °C, punto final de ebullición), como producto de tope. La primera corriente lateral puede ser kerosene, turbo combustible, o nafta pesada para la alimentación de unidades de reformación. La segunda corriente lateral de la torre mostrada en la figura 1.4 puede ser usada como combustible diesel o como aceite de calefacción.

La tercera corriente puede ser combustible diesel pesado o gasóleo. para alimentación de una unidad de craqueo catalítico. Una torre de destilación primaria es diseñada normalmente con suficiente flexibilidad para procesar más de un tipo de crudo o para más de una distribución de productos para una sola unidad.

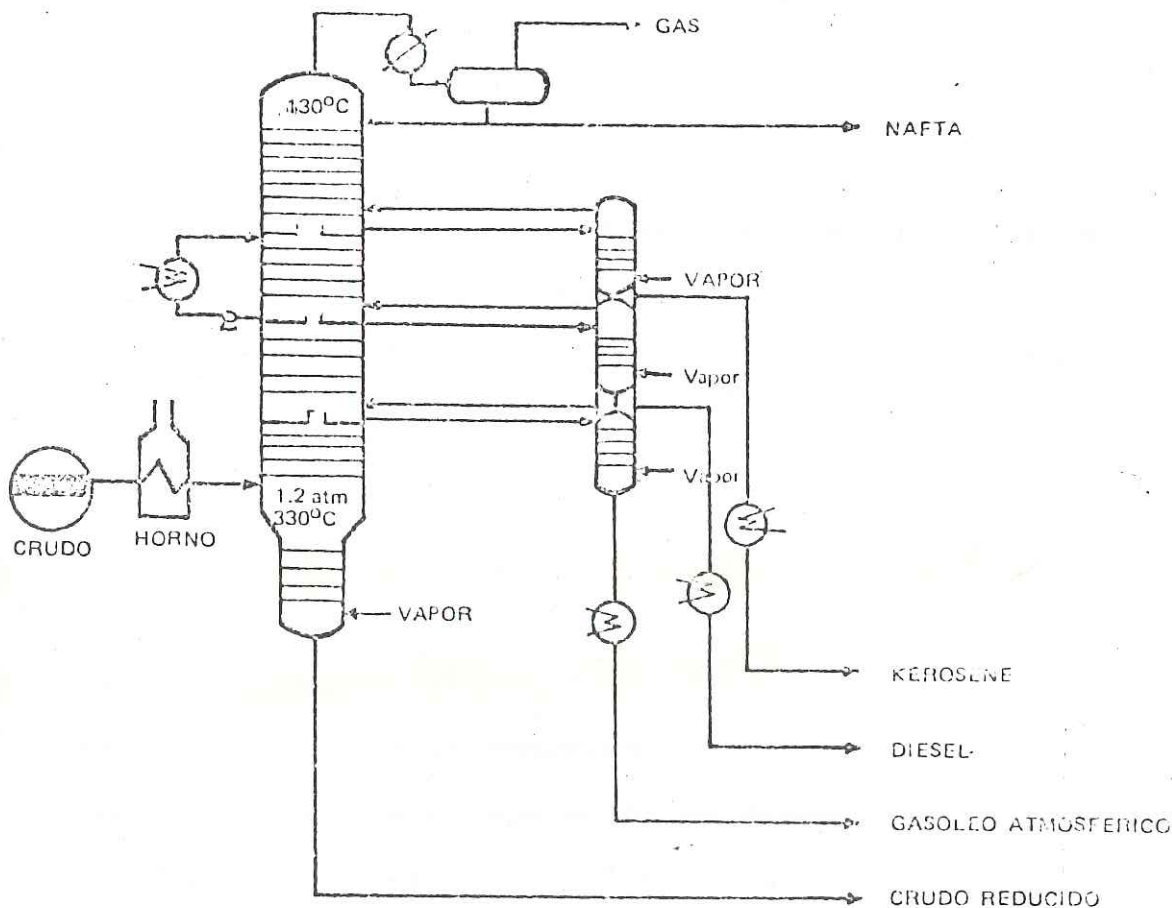


Figura 1.4: Esquema de una Unidad de Destilación Atmosférica

Existen corrientes laterales que contribuyen a esta flexibilidad y facilitan la producción de cortes de pequeño rango de punto de ebullición, para usos especiales.

EL producto de fondos de la torre de destilación mostrado puede ser mezclado para la preparación de petróleo residual.

En las grandes refinerías, el residuo atmosférico es nuevamente reducido en la unidad de vacío y no pasa a través de los intercambiadores y enfriadores mostrados en la figura 1.4.

Productos que se obtienen en las unidades de destilación primaria se detallan a continuación, los cuales son enviados a otras unidades para tratamiento o almacenamiento, previo enfriamiento y recuperación del calor.

Primaria

- Gas : A la antorcha
- G.L.P. : A recuperación de gases
- Gasolina : Carga a estabilizadora
- Nafta : A unidad de reformado o mezclado
gasolinas
- Kerosene/Turbo : A unidades de tratamiento y tanques
- Diesel : A tanques o carga de craqueo
- Gasóleo : Como carga a F.C.C

- Crudo Reducido : A la unidad de vacío y/o preparación de petróleo industrial #5 ó #6

La temperatura a la que el crudo debe entrar a la torre de destilación primaria (zona de vaporización o flash) es aquella que se requiere para vaporizar el producto de tope más los cortes laterales más el "overflow".

La temperatura de la zona flash es la necesaria para vaporizar los productos de tope y las corrientes laterales más de una cantidad determinada de "overflow"².

El "overflow" se condensa en los platos de la sección de despojamiento de fondos, su propósito es prevenir la formación de coque en los platos de la sección de lavado y arrastre de coque en los productos laterales bajos. También es un medio de proveer fraccionamiento entre las corrientes laterales inferiores (gasóleos) y los fondos de la torre, por que se requiere el reflujo del plato de extracción de la corrientes laterales bajas para condensar el "overflow" (RFLP77).

Generalmente se un overflow de 3% LV para prevenir la formación de coque en la unidad de

²: El overflow es aquella porción de crudo que es vaporizada adicionalmente a los productos de tope y corrientes laterales.

destilación primaria. Es deseable tener un "overflash" para mejorar el fraccionamiento.

1.3.8.2 Agotadores

Los cortes laterales de la torre de destilación primaria alimentan a cada uno de los cuatro agotadores, entrando por la parte superior de estos. Cada agotador tiene entre 4 y 5 platos, y por el fondo se inyecta vapor sobrecalentado, para despojar a los productos de sus fracciones ligeras.

Los agotadores de nafta para carga de las unidades de "platforming" no usan vapor de despojamiento, y el despojamiento es hecho por medio de su rehervidor.

Los cortes laterales de la torre, como productos, al pasar por el agotador, son ajustados con el vapor para obtener su punto de ebullición adecuados, y posteriormente luego de pasar por los intercambiadores y enfriadores, son cargados a sus respectivos filtros, de sal o deshidratadores. La nafta no necesita filtro de sal.

La cantidad de producto que se extrae de la torre está controlada por el control de nivel de cada uno de los agotadores.

1.3.8.3 Deshidratadores

Los cortes laterales de kerosene diesel y gasóleos atmosférico, que son tomados por la bomba de producto respectivo, llegan a los deshidratadores vía intercambiadores y enfriadores.

El deshidratador esta lleno de sal comercial. El producto entra por la parte inferior y atraviesa las capas de sal, el agua en suspensión del producto es tomada por la sal y se produce a separación de aceite y agua. El aceite sale por la parte superior y la solución de agua salada se precipita al fondo del recipiente. El agua se podía drenar al desagüe a intervalos.

1.3.8.4 Destilación al Vacío

En las industrias del petróleo se han de desarrollar dos tipos principales de unidades de destilación al vacío. Las diferencias, estriban en sus funciones y detalles de construcción mas no en su principio de operación. Por conveniencia estos dos tipos son comúnmente indicados como fraccionadoras al vacío para lubricantes y para cargas a unidades de craqueo catalítico.

a) La unidad de producción de lubricantes:

Mostrada en la Figura 1.5-a fué desarrollada en el período comprendido entre las guerras mundiales. Como su nombre lo indica esta unidad fué diseñada para satisfacer la demanda de bases lubricantes pesadas. Con esta unidad es posible producir destilados cuyo punto de ebullición a presión atmosférica es tan alto como 565-570 °C.

La unidad de destilación al vacío para lubricantes es similar a una unidad de destilación primaria descrita previamente. La alimentación de crudo reducido es precalentado por intercambio indirecto con las corrientes calientes de productos, luego fluye a través del horno y la línea de transferencia a la zona flash. La zona de vaporización opera a una presión absoluta de 0.12-0.15 Kg/cm².

El líquido de la zona flash es despojado por medio de vapor de agua para incrementar el rendimiento de destilado y algunas veces se inyecta vapor de agua en el serpentín de calentamiento.

Al disminuir el punto de ebullición de la carga, el vapor puede reducir la máxima temperatura requerida para lograr un rendimiento dado, minimizando así la formación de gas y la degradación de productos.

El craqueo impone una condición adicional a la unidad de vacío en este, forma gases incondensables a

las bajas presiones empleadas. Este gas debe ser ventilado por compresión a la presión atmosférica esto es efectuado por medio de eyectores de vapor de agua.

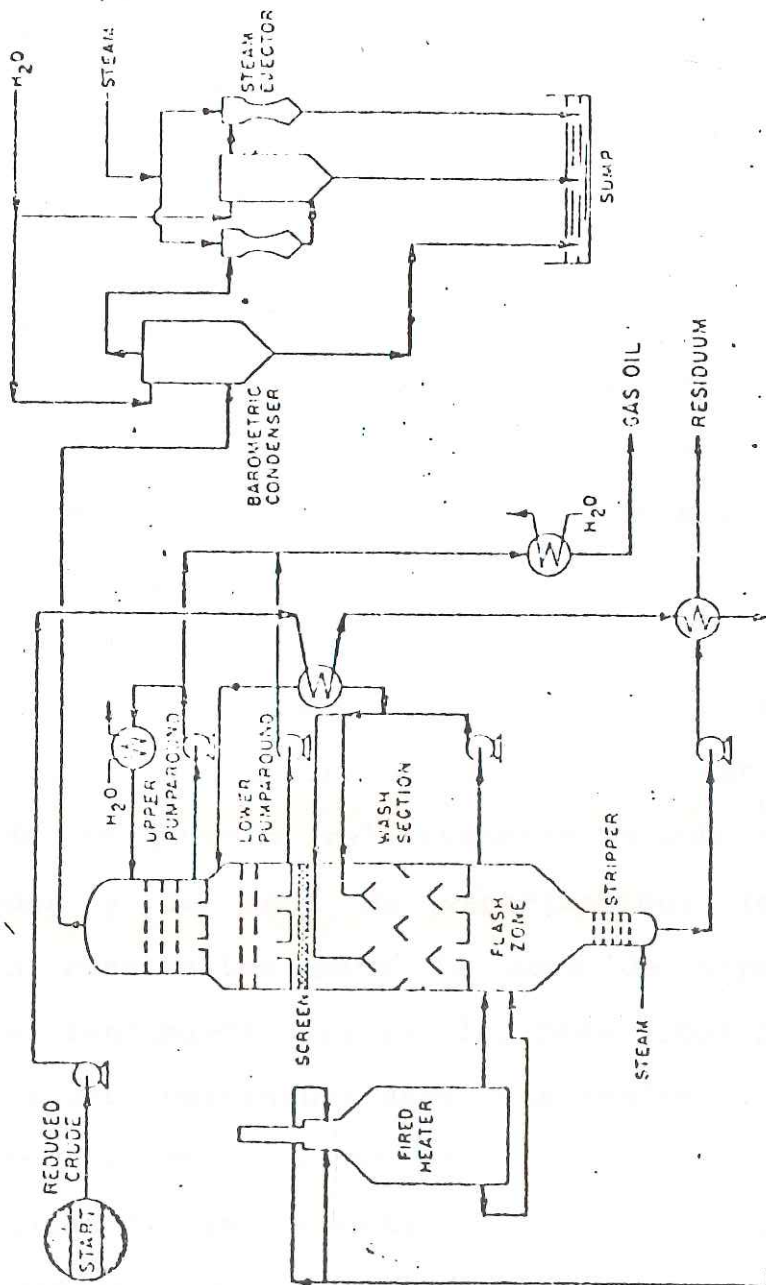


Figura 1.5-a: Unidad de Destilación al Vacío

b) La unidad de vacío para preparación de carga a F.C.C.

Mostrado en la Figura 1.5-b es en realidad un modelo simplificado de la unidad de lubricantes, y no de una unidad distinta. Este tipo de torre de fraccionamiento no fue muy usado hasta poco tiempo después de la 2^{da} guerra mundial. Como la demanda de gasolinas de alta calidad se incrementó rápidamente en el período de post-guerra, las refinerías comenzaron a aprovechar mejor el crudo para poder aumentar la carga a la unidad de craqueo catalítico. La unidad de producción de lubricantes no era lo más adecuado para este fin, por que estaba diseñado para preparar bases lubricantes bien fraccionadas.

El gran número de platos lubricantes necesario para el fraccionamiento de lubricantes impone una caída de presión relativamente grande entre el condensador y la zona de vaporización; las altas presiones resultantes para la zona de vaporización reducen el rendimiento del gasóleo pesado que puede ser obtenido a una temperatura dada. Una tendencia reciente en la destilación al vacío para preparación de carga para unidades de craqueo catalítico es proporcionar una mejor separación entre los gasoleos destilados y el residuo. Una cantidad moderada de fraccionamiento resulta en una reducción...

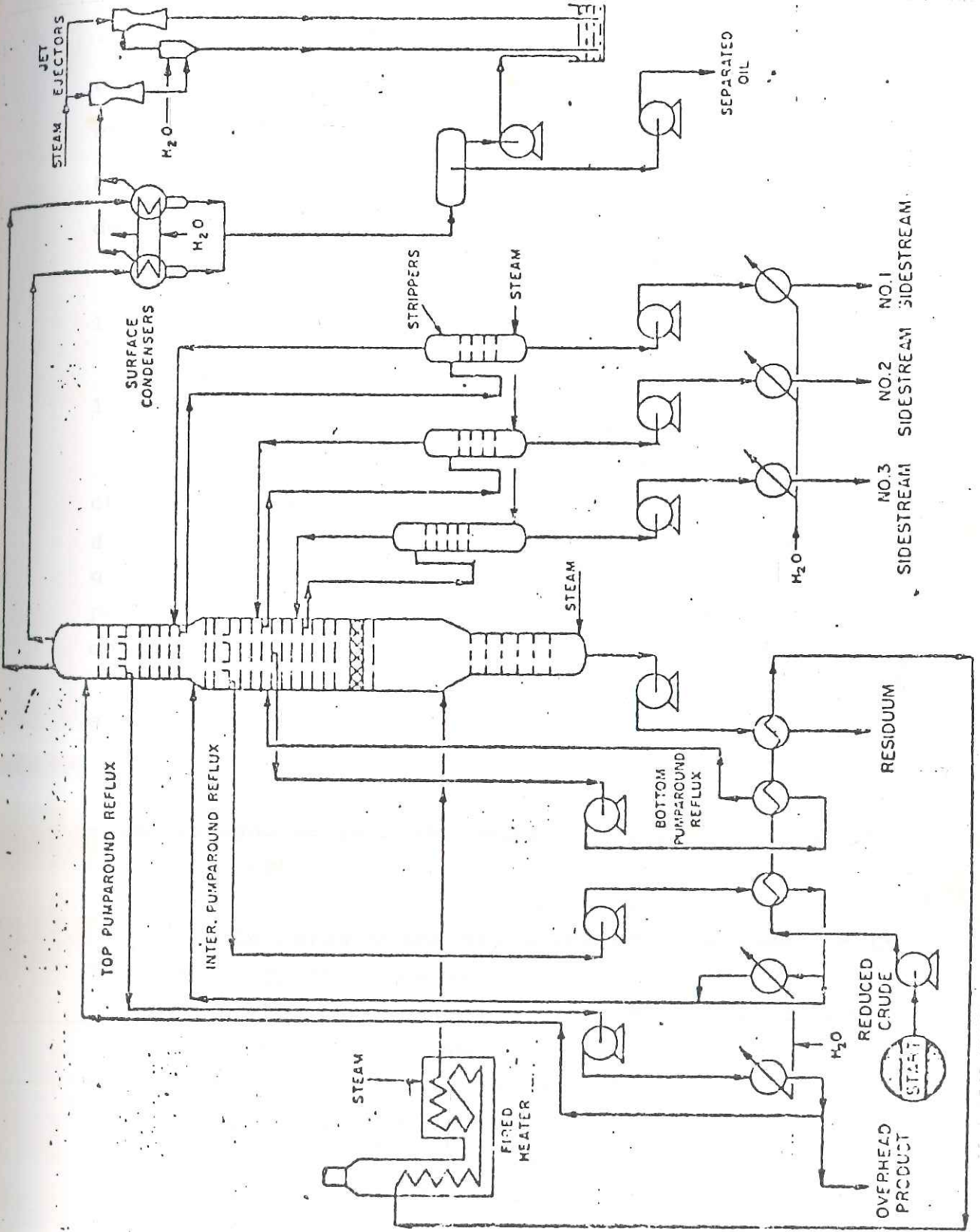


Figura 1.5-b: Unidad de Destilación al Vacío

...

en la cantidad de cenizas y materiales asfálticos (los cuales causan una alta formación de coque en los procesos de craqueo catalítico), en el gasóleo destilado.

1.3.9 Productos Finales - Procesos de Tratamiento Caústico, Merox y Otros.

1.3.9.1 Estabilización de la Gasolina

La estabilización de la gasolina tiene por objeto separar las fracciones más ligeras de la gasolina de destilación primaria, fracciones que causan que la presión del vapor Raid (PVR) de la gasolina este por encima de los valores especificados por las normas de productos obtenidos.

Los productos que se obtienen de la unidad estabilizadora son:

- Gas combustible
- Gas licuado de petróleo (GLP)
- Gasolina estabilizada.

La carga viene del acumulador de gasolina de la torre de fraccionamiento.

Antes de ingresar a la torre estabilizadora la carga pasa por intercambiadores donde se precalienta con la gasolina estabilizada del fondo de la torre, formando una mezcla de líquidos y vapores. La carga llegara a la torre caliente dando una temperatura a los fondos de aproximadamente 148/165 °C.

La torre estabilizadora cuenta aproximadamente con 30 platos y aproximadamente 7.03 Kgr/cm².

La temperatura de operación es aproximadamente:

- Tope : 38/66 °C
- Fondo : 148/165 °C

La entrada de carga es por el plato 20 .

Los vapores de tope están compuestos principalmente de propano y otros gases ligeros, parte son condensados en enfriadores y recibidos en el acumulador de tope y la parte gaseosa se envían al sistema de gas combustible. Una parte de gas se retorna al tope de la torre con bombas como reflujo a una temperatura aproximada de 38 °C. y controlada por un instrumento FRC.

La parte restante gas licuado cuyos principales componentes son propano y butano, se envían por presión y controlando el nivel del acumulador a la unidad de recuperación de gases.

1.3.9.2 Tratamiento Químico de los Componentes indeseables o contaminantes

Los principales componentes indeseables pueden ser agrupados en :

- Iones metálicos solubles, tales como el Cobre.
- Componentes sulfurados, entre ellos los mercaptanos, el sulfuro de hidrógeno, el azufre en estado atómico, el sulfuro de Carbono, etc.
- Componente nitrógenados los que incluyen a compuestos básicos tales como la piridina y quinolina y Neutros o anfotéricos tales como el pirrol y sus homólogos
- Los compuestos oxigenados, tales como fenoles y los ácidos carboxílicos.
- Hidrocarburos diolefínicos.

El objetivo principal del tratamiento químico es obtener productos aptos para sufrir ciertas transformaciones posteriores, o bien productos que satisfagan las exigencias comerciales del mercado.

En la actualidad existe un gran número de procesos destinados a la eliminación, o a la conversión de los contaminantes contenidos como productos de destilación y craqueo.

A continuación se presentan los siguientes procesos de tratamiento químico.

1) Proceso de Tratamiento Cáustico:

La mayoría de los productos livianos del petróleo requieren primero un lavado cáustico y éste es algunas veces el único tratamiento. A las gasolinas de destilación primaria y de craqueo normalmente se les lava con soda inmediatamente después de salir de la unidad primaria o de craqueo respectivamente. Las gasolinas ácidas tratadas usualmente se neutralizan inmediatamente después del paso ácido.

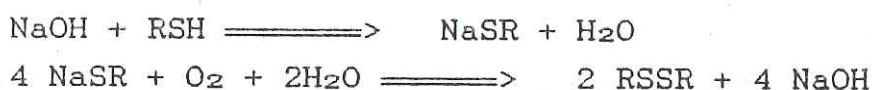
El tratamiento cáustico se aplica a los hidrocarburos livianos por varios propósitos. El más frecuente de ellos es la remoción del H_2S ó mercaptanos. Con menor frecuencia se utilizan también para eliminar fenoles, ácidos orgánicos ó inorgánicos.

La importancia del lavado cáustico radica en que baja el contenido de mercaptanos, reduce la concentración del azufre total, mejora la susceptibilidad al plomo (TEL) y reduce el tamaño de la unidad de endulzamiento.

2) Proceso de Tratamiento Merox:

Es un proceso catalítico que puede utilizarse para tratar productos en los que se desea eliminar casi completamente los mercaptanos (extracción) ó convertir los mercaptanos a un producto menos indeseable (endulzamiento).

En este tratamiento los mercaptanos son transformados a disulfuros por medio de las siguientes reacciones.



Los disulfuros restantes son sustancias aceitosas ligeramente solubles en la solución de NaOH por lo consiguiente pueden ser separadas por sedimentación.

El catalizador es un quelato de cobalto es insoluble en el aceite y puede ser usado ya sea disuelto en una solución de NaOH (endulzamiento líquido) ó sobre un soporte sólido apropiado (endulzamiento en lecho fijo).

3) Otros Tratamientos:

a) Tratamiento con ácido sulfúrico:

El tratamiento con ácido sulfúrico que, frecuentemente, se considera superado, se aplica aún ampliamente para el tratamiento de productos de petróleo, a pesar de que la utilización del ácido gastado que se obtiene plantea problemas, a menudo, difíciles de resolver.

Este proceso eliminan las bases, oxida los mercaptanos y disuelve algunos de los productos resultantes.

Los mercaptanos se transforman, parcialmente en disulfuros poco olorosos.

Por otra parte, el ácido sulfúrico favorece la polimerización y puede transformar los etilénicos en ésteres solubles en el ácido. La concentración en azufre del producto habrá disminuido más o menos, en función de la cantidad de ácido empleada.

Sin embargo, se reparten los productos formados entre el ácido de refino y el refinado, de modo que este último puede contener productos indeseables como ésteres disulfuros, sulfuronas, que sería interesante eliminar. La pérdida por polimerización aumentan con la temperatura, lo que obliga a operar a temperaturas moderadas, o bajas, de 20 a 30 °C para las gasolinas y de 30 a 40 °C para el "white spirit" y el kerosene.

El tiempo de contacto no debe ser largo, con el fin de evitar la coloración del refinado. En proceso continuo se admite una duración de 5 a 10 minutos y, por cargas, de 20 a 40 minutos, según el equipo y el producto que se trate.

El tratamiento se continúa con una decantación, un lavado con sosa y agua para separar las partículas ácidas alcalinas y acuosas, acabando con un filtrado sobre lecho salino o diversos agentes filtrantes.

b) Proceso regeneradores para eliminar ácido sulfúrico y/o anhídrido carbónico

Recientemente, han hecho su aparición numerosos procesos regeneradores que permiten eliminar el sulfuro de hidrógeno y el gas carbónico presente en las fracciones ligeras .

Así pueden citarse los procesos Girbotol, Alkazid, Fluor Solvent, etc. todos ellos utilizan equipos sin grandes diferencias fundamentales. Solamente difieren en el tipo de disolución absorbente que puede elegirse en función de las características de las fracciones ligeras tratadas.

Los reactivos más empleados son:

Monoetanolamina	$(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})\text{NH}_2$
Girbotol Dietanolamina	$(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2\text{NH}$
Trietanolamina	$(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2\text{N}$
Alkazid Acetato	
dimetilaminopotásico	$(\text{CH}_3)_2\text{NCH}_2\text{COOH}$
Fluor	
Carbonato de propileno	

La mayor parte de los compuestos reaccionan, a temperatura próxima a la del ambiente, con los ácidos H_2S y CO_2 que se desorben, inmediatamente, a una temperatura del orden de los 110°C y, a la presión atmosférica.

CAPITULO II

HORNOS DE CALENTAMIENTO DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS

2.1 DESCRIPCION GENERAL

La conservación de energía no es nueva. Actualmente el éxito económico de cualquier proceso competitivo requiere del uso eficiente de la energía. El 75% de la energía consumida en las plantas de refinación de petróleo y petroquímicas, es debido al quemado de combustible de hidrocarburos en los hornos de proceso y calderos. Por consiguiente la conservación de la energía es una gran iniciativa actual, para poder tener un concepto técnico y funcional en el diseño eficiente de estos equipos.

2.2 EVOLUCION MODERNA DE HORNOS

El desarrollo de los conceptos de diseño empleados en los hornos modernos fue obtenido gracias a numerosas experiencias adversas de operación. El alambique, en el pasado siglo diecinueve, se constituyó en el primer ejemplo del calentamiento industrial a fuego directo.

Un inconveniente principal del alambique fue su falta de operación para el calentamiento viscoso de líquidos inflamables. A dichos fluidos el sobrecalentamiento intenso, origina la degradación del producto y la formación de coque, le precedían las fallas e incendios desastrosos.

El alambique de cobertura horizontal fue el siguiente adelanto en el calentamiento a fuego directo. Las principales ventajas de los alambiques con cobertura se mejoró con la habilitación y seguridad del equipo, sin embargo las tasas de transferencia de calor y la eficiencia térmica permanecían siendo pobres.

Al comienzo del siglo veinte, la industria se cambió a los calentadores de fuego directo de forma tubular. La aparición de ruptura de tubos e incendios parecían triviales; mayormente debido a la falta de tecnología experimentada no se podría controlar la formación del indeseable coque y depósitos de sal que se originaban por el sobrecalentamiento de los tubos.

La necesidad de mejorar el calentamiento permitió el concepto de separar los tubos de absorción de calor de la zona de combustión mediante una pared, consecutivamente estos calentadores primitivos tubulares eran de tipo convectivo.

A pesar de su alcance más conservador, que removía los tubos de la zona de la llama, el sobrecalentamiento, la deposición de coque y las fallas del tubo persistían. Debido a que la combustión se llevo a cabo con aproximadamente 40% de exceso de aire, las temperaturas de los gases de combustión alcanzaban 1650 °C. cuando salían de la zona de combustión e ingresaban a la sección de absorción de calor.

Para reducir la tasa de transferencia de calor en la zona de combustión a niveles tolerables se requieren grandes cantidades de excesos de aire. No solo la eficiencia térmica era baja, por las elevadas tasas de exceso de aire, sino también el efecto del aire frío, daba como resultado una combustión pobre.

Con la mejora de la tecnología, la transferencia de calor radiante, ha dado como origen la inclusión de tubos en esta zona, obteniendo así una buena distribución de las tasas de absorción de calor y eficiencia del horno, como se observa en la figura 2.1, [BERM78].

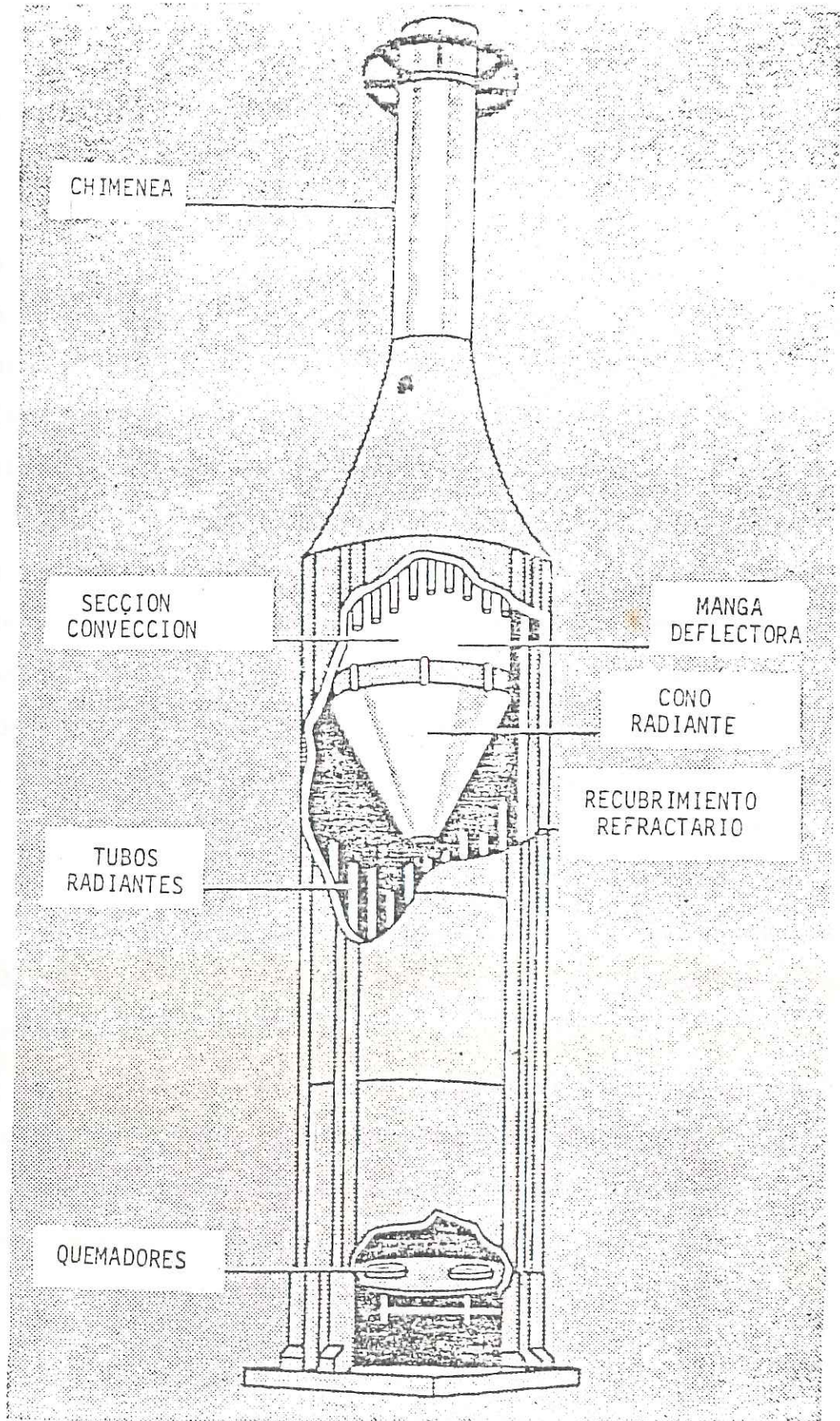


Figura 2.1: Horno de Proceso

2.3 CLASIFICACION GENERAL DE LOS HORNOS

Por la gran variedad en números de hornos para refineries de petróleo e industrias petroquímicas, no es sencillo una tipificación de los mismos. Además su forma ha experimentado cambios sustanciales en las últimas décadas, debido a un conocimiento más profundo del proceso de intercambio de calor dentro del horno.

Por ejemplo, la posición vertical del tubo en la parte de radiación encuentra cada vez más aceptación. Hace algunos años se tendía más hacia la posición horizontal. También las modificaciones experimentadas en el diseño de quemadores, ha obligado al cambio de la forma física del horno.

Tampoco podemos olvidar la gran tendencia actual a la aplicación del precalentamiento de aire, para obtención de rendimientos térmicos de alrededor del 90%, que obliga a cambios en la forma de los hornos.

Una posibilidad de tipificar los hornos será por su uso, forma y otras consideraciones. De acuerdo al uso se tienen los hornos de calentamiento y hornos reactores; y cuanto al aspecto constructivo se tienen los hornos horizontales y hornos cilíndricos [DEPI85]:

2.3.1 Hornos de Calentamiento

2.3.1.1 Precalentadores de Carga de Torres Fraccionadoras

Los hornos de este tipo son bastantes comunes en las plantas petroquímicas y en refinerías de petróleo, los típicos son los hornos de las torres destilación atmosférica y vacío.

La carga, usualmente líquida, es precalentada en intercambiadores de calor, a fin de obtener el mejor rendimiento térmico de la unidad, saliendo del horno parcialmente vaporizada (cerca de 50% - 60%).

2.3.1.2 Rehervidores de Torres Fraccionadoras

El fluido sale del fondo de la torre de destilación circula por el horno y retorna a la torre parcialmente vaporizado (cerca del 50%) y ligeramente caliente ($\Delta T = 55 \text{ }^\circ\text{C}$), que al condensar libera el calor de vaporización.

En el caso típico en la refinería de petróleo son, los rehervidores de la torre pre-flash o fraccionamiento.

2.3.1.3 Calentadores de Carga de Reactores

Los Hornos de este tipo tienen como objetivo elevar la temperatura de la carga al nivel necesario para ocurrir la reacción química en un reactor adyacente al horno.

En este caso se ordenan, por ejemplo, los hornos existentes en las unidades de reformado catalítico, hidrocraqueamiento y planta de producción de estireno. Las condiciones de entrada y salida del horno varía mucho, dependiendo de la aplicación.

2.3.1.4 Hornos de Calentamiento Directo

En los hornos de este tipo, el calor liberado es usado para calentar un fluido de características especiales que circula por la unidad de proceso calentando otros fluidos y, por consiguiente, enfriándose y retornando al horno.

El fluido usado para calentamiento presenta un alto punto de ebullición. Como por ejemplo, se cita: dowtherm, therminol, sal fundida, etc.

2.3.2 Hornos Reactores

En esta categoría de hornos están aquellos en que ocurren reacciones químicas dentro de sus

serpentinadas. Se constituyen en equipos de costo y tecnología sofisticada.

Generalmente, estos hornos son especialmente diseñados en función de cada aplicación y sus diseñadores buscan patentarlos.

2.3.2.1 Reformadores para Unidades de Hidrógeno y Amonio

La carga, generalmente gas natural o nafta, reacciona con vapor de H_2O en los tubos del reformador, produciendo hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono.

Generalmente, son hornos tipo caja con tubos verticales llenos de catalizador.

Un diseñador usa para estos reformadores, presiones en el orden de 36 Kg/cm^2 abs. y temperaturas de salida de $815 \text{ }^\circ\text{C}$.

2.3.2.2 Hornos de Pirólisis

La carga consiste en hidrocarburos saturados principalmente, que son calentados a altas temperaturas y bajas presiones produciendo hidrocarburos insaturados como etileno, propileno, butadieno, etc. Las reacciones ocurren en presencia de vapor de H_2O .

Estos hornos son generalmente de tipo caja. Las temperaturas de salida son del orden 870 °C y presiones cerca de 4.5 Kgf/cm² abs.

2.3.3 Hornos Horizontales

Son aquellos hornos que tienen tubos horizontales, distinguiéndose de todos los demás porque la cámara de combustión tiene una sección casi cuadrada, y que son los más clásicos. En estos hornos, se montan en general en las paredes laterales del horno y dan una llama horizontal pero en algunos casos también pueden estar en la base del horno. La zona de convección está colocada encima de la zona de radiación en los hornos de baja capacidad, bien a su lado. Está separada de la zona de radiación por un muro de ladrillos refractarios llamado "altar" y la chimenea en general es independiente del horno.

Otros hornos con tubos horizontales tienen una cámara de combustión cuya altura es aproximada 1.5 a 2.5 veces la anchura. Los tubos se colocan a lo largo de las paredes laterales y del techo del horno; los quemadores situados en el suelo dan su llama dirigida hacia lo alto. La zona convectiva se construye inmediatamente sobre la cámara de combustión y la chimenea se erige directamente sobre el horno (Figura 2.2-a, 2.2-b)

2.3.3.1 Tipo Cabina

Los tubos de serpentín de la sección radiante se encuentran colocados en forma horizontal, a los lados de las paredes de la cámara de combustión. El techo tiene una pendiente y por encima de la cámara de combustión tiene un banco de tubos horizontales en la zona convectiva. Normalmente se calientan los tubos en forma vertical desde el piso, pero también pueden ser calentados en forma horizontal, por los quemadores y los lados de la pared debajo del banco de tubos. Este diseño económico de mayor eficiencia corrientemente representa a la mayor parte de tubos horizontales correctamente distribuidos en la zona de transferencia de calor. Las cargas térmicas típicas son alrededor de 2.5 a 50×10^6 Kcal/Hr.

2.3.3.2 Tipo Doble Cabina

Aquí el banco de tubos de la sección radiante es desplazado a una posición horizontal a lo largo de los lados de la pared y el techo de la cámara de combustión.

Los tubos del serpentín de la sección por convección es colocado como un banco horizontal de tubos entre la cámara de combustión.

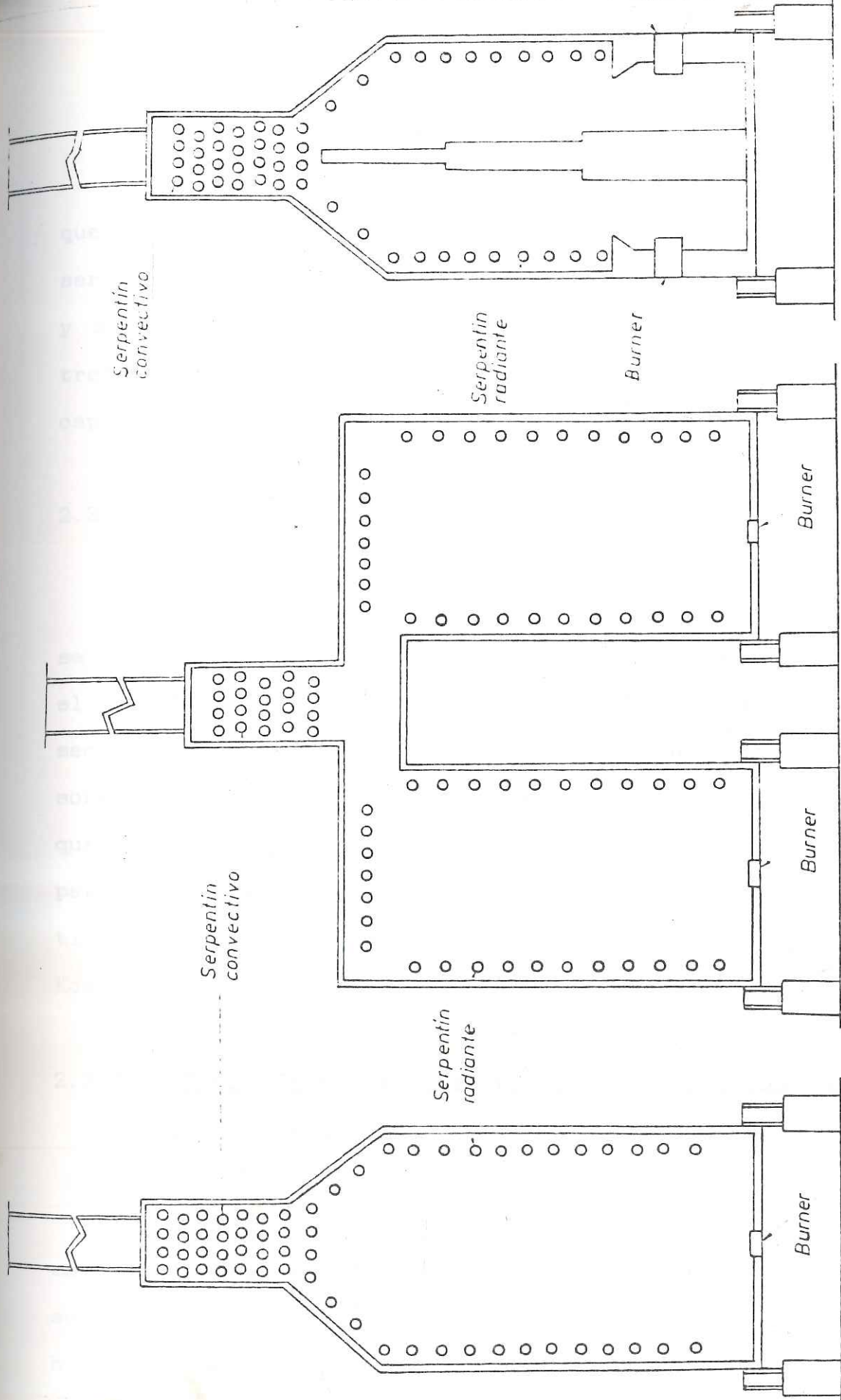


Figura 2.2-a: Hornos Horizontales

Este resultado es dar una gran eficiencia ya que es calentado en forma vertical desde el piso. Los servicios típicos se estiman de 25 a 65 x 10⁶ Kcal/Hr, y se puede ampliar este concepto básico para incluir tres ó cuatro cámaras de radiación para incrementar la capacidad.

2.3.3.3 Tipo Caja de Calentamiento Lateral

Los tubos de serpentín de la sección radiante se colocan horizontalmente a lo largo de las paredes y el techo de la cámara de combustión. Los tubos de la sección de convección se colocan como un banco de tubos sobre la cámara de combustión en forma horizontal. Los quemadores de estos hornos se ubican al final de las paredes de la zona radiante. Las tasas de servicio típico para este diseño es de 1.25 a 12.5 x 10⁶ Kcal/Hr.

2.3.3.4 Tipo Caja de Calentamiento y Sección de Convección Lateral

La sección de convección es montada al costado de la sección radiante. Aquí los tubos de serpentín de la sección radiante se encuentran ubicados horizontalmente a lo largo de las paredes y el techo de la cámara de combustión.

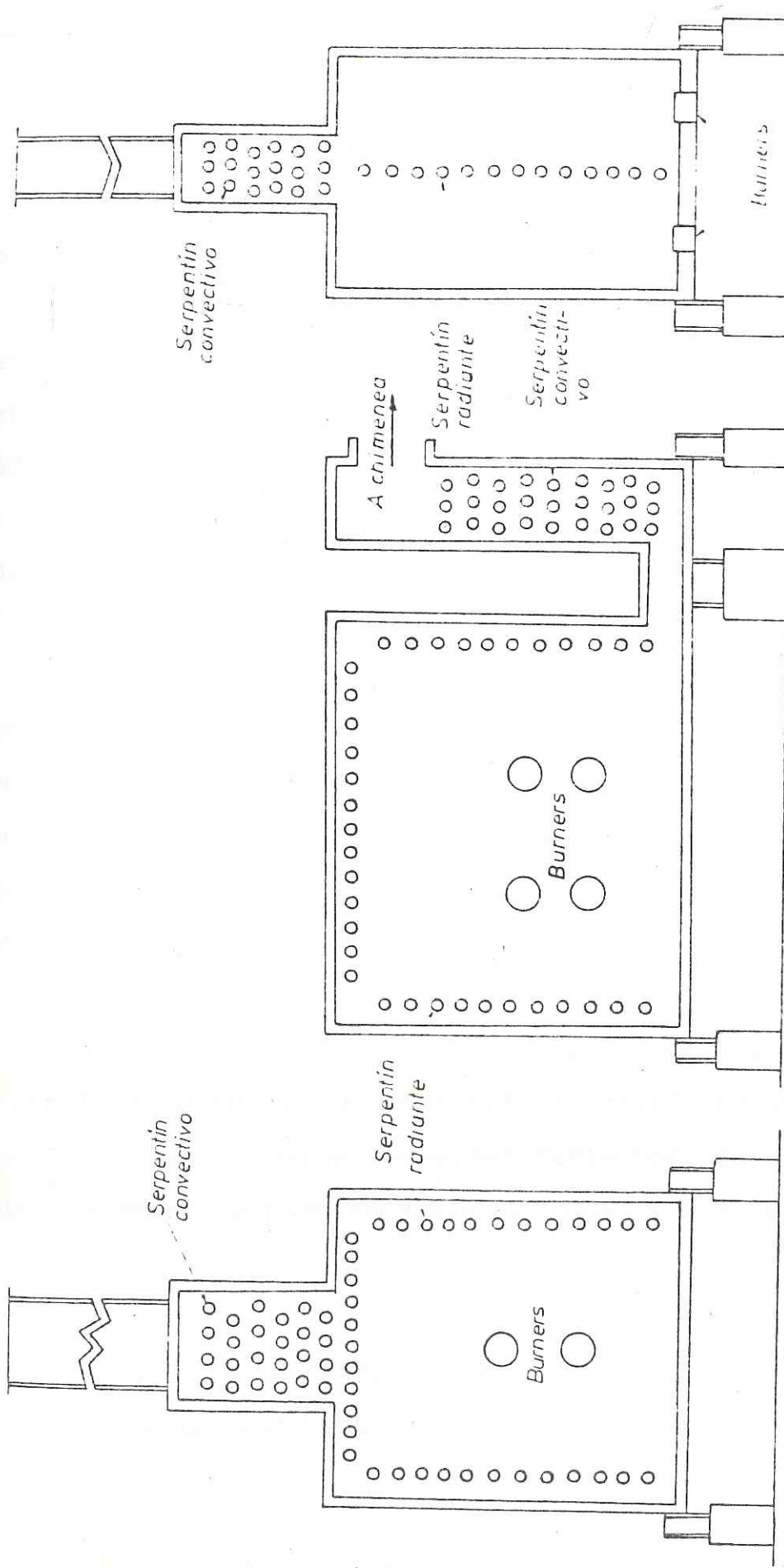


Figura 2.2-b: Hornos Horizontales

d) Tipo caja de calentamiento lateral.

e) Tipo caja de calentamiento y sección de convección lateral.

f) Tipo caja con tubos horizontales de simple y doble hilera

La unidad se calienta en forma horizontal con los quemadores montadas al final de la pared.

Estos hornos se encuentran en muchas instalaciones antiguas, el diseño es relativamente costoso, suministra un servicio que fluctuan entre 12.5 a 50×10^6 Kcal/Hr.

2.3.3.5 Tipo Cabina con Deflector

Nuevamente se coloca el banco de tubos de la sección radiante en forma horizontal a lo largo de las paredes de la cámara de combustión y los tubos de la sección de convección van a ser colocados encima de la cámara de combustión. Un deflector central permite el control de la tasa de transferencia de calor en la sección radiante. Las opciones permiten el encendido horizontal mediante quemadores montados a los lados de la pared, o mediante un encendido vertical desde el piso a lo largo de ambos lados del deflector. Un rango típico de servicio para este diseño es de 5 a 25×10^6 Kcal/Hr.

2.3.3.6 Tipo Horizontal de Hilera Unica con Calentamiento Doble

Los tubos radiantes horizontales se colocan en una sola hilera a ambos lados para lograr una

distribución uniforme de las tasas de transferencia de calor alrededor de la circunferencia del tubo; dichos calentadores se encienden normalmente en forma vertical desde el piso. Generalmente son seleccionados para los servicios de calentamiento para reactores de carga.

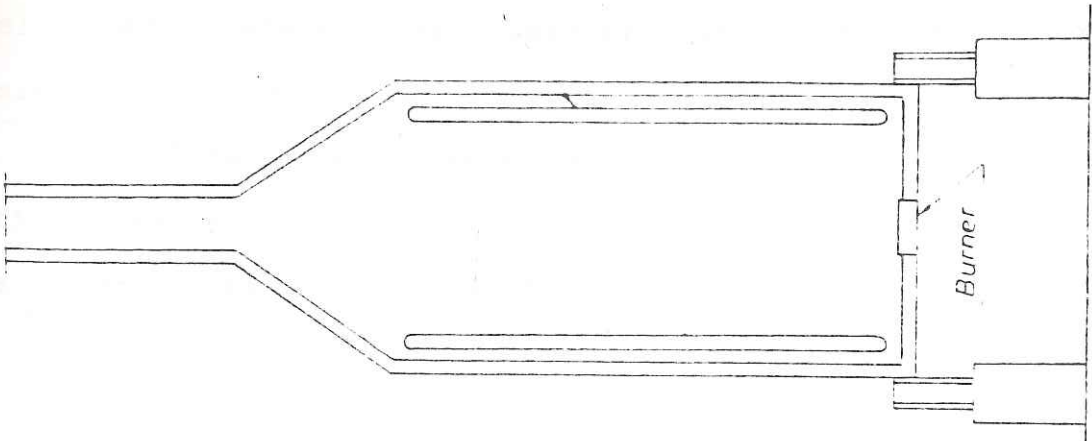
Para obtener una mayor capacidad, se puede ampliar el concepto para suministrar una cámara de combustión doble. El rango de servicio típico es para cada cámara de este diseño es de aproximadamente de 5 a 12.5×10^6 Kcal/Hr.

2.3.4 Hornos Cilíndricos

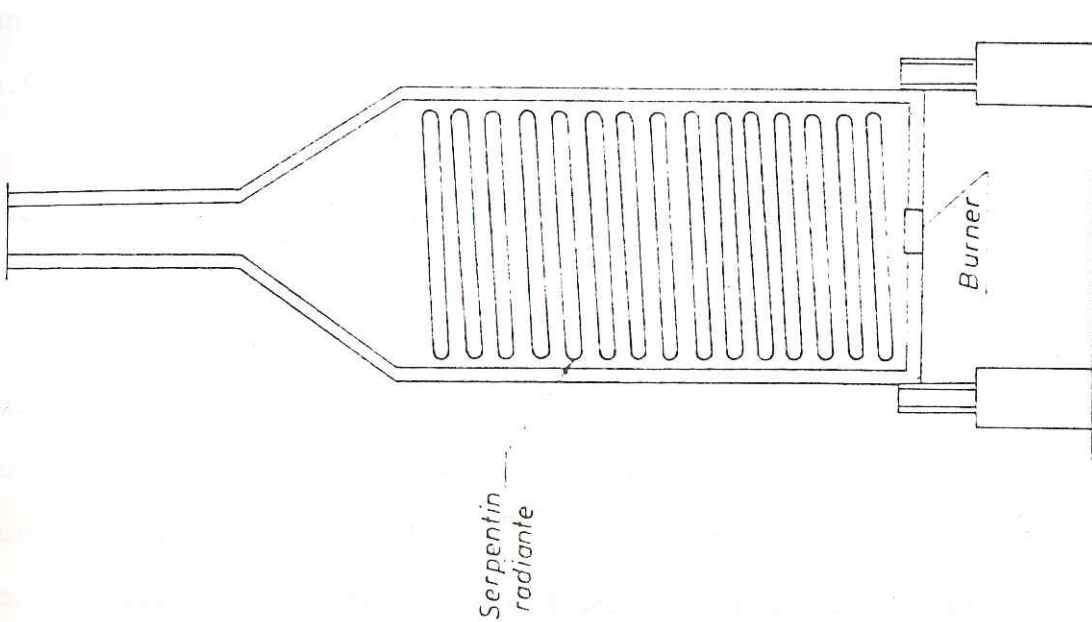
Los hornos de tubo vertical son normalmente cilíndricos, y los tubos se colocan en la mayor parte de los casos circunferencialmente, a lo largo de la pared interior. Los quemadores verticales se disponen en el suelo del horno.

La zona de convección, colocada sobre la cámara esta formada directamente en la chimenea o por tubos horizontales en general muy cortos, situados en una cámara especial entre la cámara de combustión y la chimenea. Esta se monta directamente sobre el horno (Figura 2.3-a, 2.3-b).

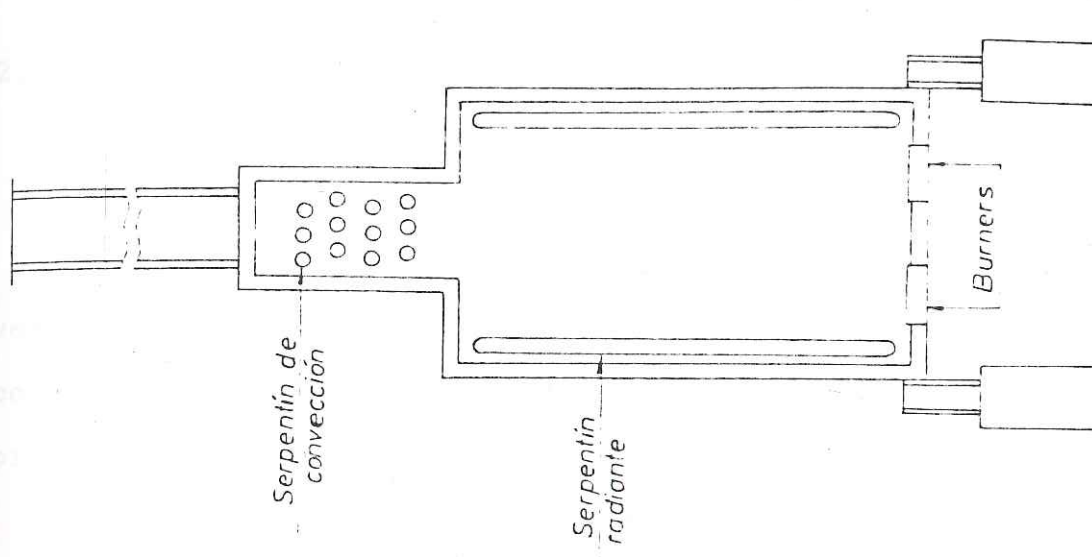
HORNOS TUBULARES



a) Tipo cilindrico vertical totalmente radiante.



b) Tipo cilindrico vertical serpentin helicoidal.



c) Tipo cilindrico vertical con flujo cruzado en la seccion de conveccion

Figura 2.3-a: Hornos Cilindricos

2.3.4.1 Tipo Cilíndrico con Sección de Radiación Integral

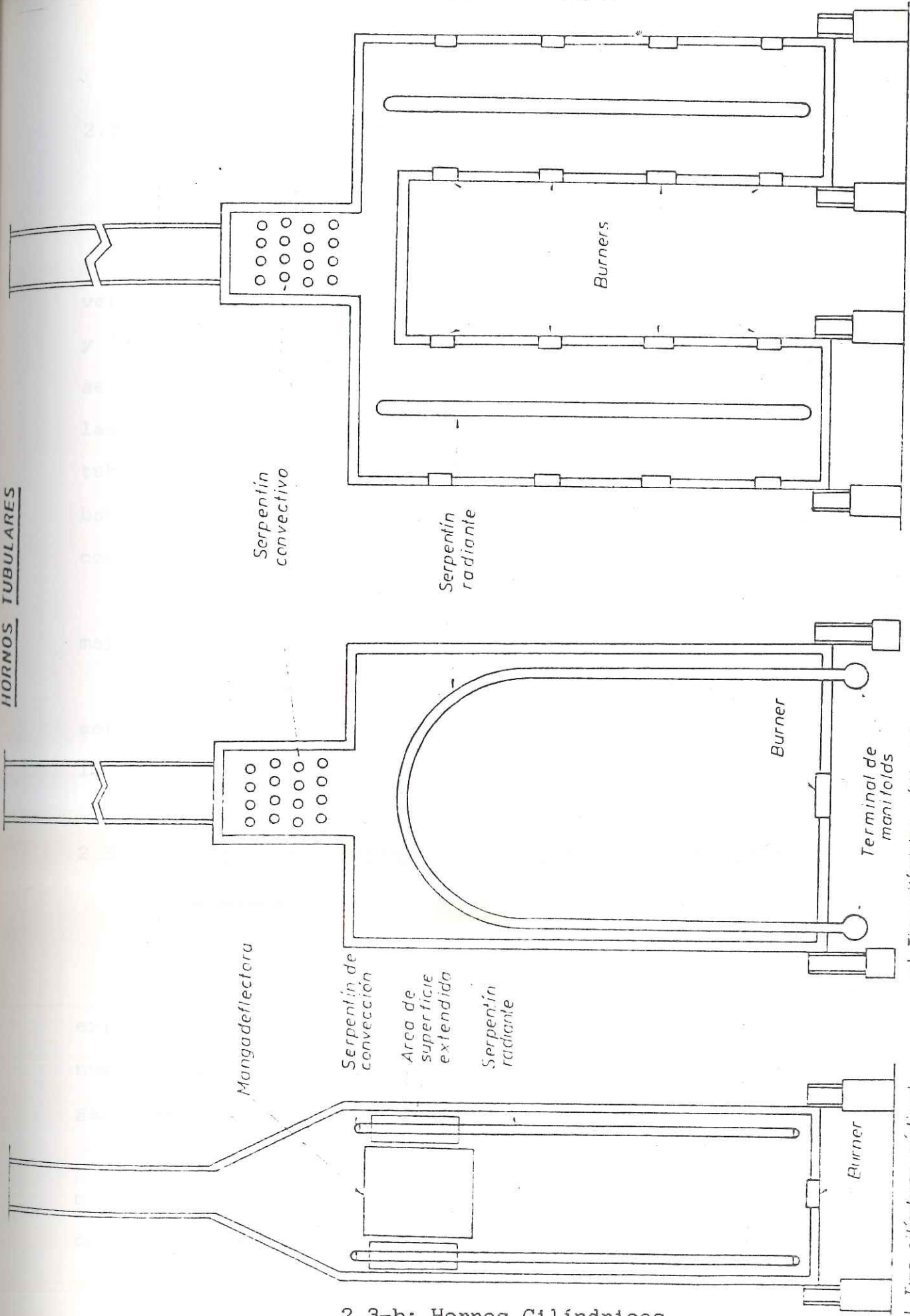
Aquí se coloca el banco de tubo en forma vertical a lo largo de las paredes de la cámara de combustión. El encendido también es vertical, desde el piso del calentador.

Los calentadores de este tipo representan un costo bajo, un diseño de baja eficiencia, que requiere un mínimo de área; los servicios típicos son de 0.15 a 5.0×10^6 Kcal/Hr.

2.3.4.2 Tipo Cilíndrico con Serpentin Helicoidal

En esta unidad se coloca el banco de tubos en forma helicoidal a lo largo de las paredes de la cámara de combustión y el encendido vertical desde el piso. Aunque estos calentadores se agrupan con otros que poseen diseños de tubos verticales las características del tubo interno se parecen aquellas de los calentadores a fuego de tubos horizontales.

Este diseño también significa un costo menor, eficiencia baja y emplea una mínima área. Los servicios de calentamiento oscilan de 0.15 a 5.0×10^6 Kcal/Hr.



2.3-b: Hornos Cilíndricos

d) Tipo cilíndrico vertical con sección de convec-

e) Tipo cilíndrico vertical con manifolds en arco.

f) Tipo cilíndrico de hilera

2.3.4.3 Tipo Cilíndrico con Flujo cruzado en la Sección de Convección

Estos hornos también se calientan en forma vertical desde el piso, presentando la sección radiante y la convectiva. Se coloca el tubo del serpentín de la sección radiante en una posición vertical a lo largo de las paredes de la cámara de combustión y se coloca el tubo del serpentín de la sección de convección como un banco de tubos horizontales encima de la cámara de combustión.

Esta configuración da lugar a un diseño de mayor eficiencia que emplea un mínimo de área.

La mayoría de las instalaciones que tienen estos hornos, tienen un rango de servicio de 2.5 a 50 x 10⁶ Kcal/Hr.

2.3.4.4 Tipo Cilíndrico con Sección de Convección Integral

Aunque este diseño es seleccionado extrañamente para las instalaciones modernas el elevado número de las unidades existentes de este tipo garantizan su mención en cualquier revisión de hornos.

Como los tipos anteriores, este diseño es del mismo modo calentado en forma vertical desde el piso, con el serpentín instalado en una posición vertical a

lo largo de las paredes. La característica distintiva de este tipo es del uso de áreas con superficies añadidas en los alcances superiores de cada tubo para promover el calentamiento por convección.

Esta área de superficie se extiende hasta el espacio anular formado entre el serpentín por convección y una manga central desviadora. Se puede lograr una eficiencia media con un mínimo de área; el servicio típico para este diseño es de 2.5 a 25 x 10⁶ Kcal/Hr.

2.3.4.5 Tipo Cilíndrico con Arco o WICKET

Es un diseño especial en que los tubos de la sección de radiación están en forma de "U", interconectados los terminales de entrada y salida. Puede ser modificado para acomodar varios serpentines en arco dentro de una misma estructura donde cada serpentina puede ser separada por paredes divisorias, de tal modo que el control individual de cada quemador pueda ser obtenido.

Una sección de convección es normalmente instalada para mejorar la eficiencia y dar capacidad de calentamiento adicional para un generador de vapor, por ejemplo.

Este tipo de horno es especialmente empleado para calentamiento de grandes flujos de gases cuando

se desea pequeña pérdida de carga en los tubos. Aplicaciones típicas para unidades de reformado catalítico.

Los servicios típicos por cada serpentín en este diseño son de aproximadamente 12.5 a 25×10^6 Kcal/Hr.

2.4 MATERIALES DE CONSTRUCCION Y CARACTERISTICAS MECANICAS

El tipo de proceso, los factores ambientales y otros, influyen en la elección del material y las características del diseño mecánico empleando en los hornos. Por ejemplo las altas temperaturas de operación o la baja calidad del combustible puede forzar la selección de los materiales de aleación, resultando altamente costosas. Las consideraciones ambientales puede necesitar una altura mayor del equipo y el área de la planta debera restringir sus dimensiones.

2.4.1 Revestimiento y Armazon Estructural

No parece necesario insistir en las razones de la importancia que tiene los revestimientos dada la gran atención que se les esta prestando a este tema en los ultimos años.

Revestimientos para hornos de alta temperatura, revestimiento de mayor calidad para disminuir la pérdida de calor, etc.

A menudo se usa en vez de revestimiento la palabra refractarios, que no siempre es correcto, pues según definición se acepta como "materiales refractarios" aquellos cuyos puntos de fusión es igual o superior 1500 °C.

2.4 MATERIALES DE CONSTRUCCION Y CARACTERISTICAS MECANICAS

El tipo de proceso, los factores ambientales y otros, influyen en la elección del material y las características del diseño mecánico empleando en los hornos. Por ejemplo las altas temperaturas de operación o la baja calidad del combustible puede forzar la selección de los materiales de aleación, resultando altamente costosas. Las consideraciones ambientales puede necesitar una altura mayor del equipo y el área de la planta debera restringir sus dimensiones.

2.4.1 Revestimiento y Armazon Estructural

No parece necesario insistir en las razones de la importancia que tiene los revestimientos dada la gran atención que se les esta prestando a este tema en los ultimos años.

Revestimientos para hornos de alta temperatura, revestimiento de mayor calidad para disminuir la pérdida de calor, etc.

A menudo se usa en vez de revestimiento la palabra refractarios, que no siempre es correcto, pues según definición se acepta como "materiales refractarios" aquellos cuyos puntos de fusión es igual o superior 1500 °C.

De esta forma se encontrará que en muchas instalaciones y particularmente en las refinerías la mayor parte de los revestimientos están constituidos por materiales que según la definición anterior no pueden considerarse propiamente "Refractarios".

También es de notar que la temperatura de trabajo no es el único factor determinado de la calidad del material de revestimiento, y hay otros factores como pueden ser las atmósferas especiales, contactos con llamas, abrasión, etc. que exijan cada caso unas características particulares.

El armazón estructural de acero del horno deberá permitir la expansión lateral y vertical de todas las partes del calentador. La armazón también soporta el tubo del serpentín en forma independiente al refractario.

2.4.2 Refractarios

El revestimiento descrito anteriormente se creó específicamente con materiales aislantes, aparte de la función básica de evitar el recalentamiento de la estructura de acero, el aislamiento también se emplea para contener el calor de la cámara de combustión o altas temperaturas al reirradiarlo a los tubos del serpentín. El aislamiento térmico sirve para minimizar las pérdidas de calor en el revestimiento y también

funciona como una barrera para evitar la migración de partículas de gases de combustión en el revestimiento del acero, dicha migración en los casos de los combustibles con trazas de azufre, puede originar la corrosión de las placas de acero.

Las sustancias alcalinas y ácidas que dependen de la temperatura y el punto de rocío de los gases de combustión, pueden atacar a los componentes del refractario (Figura 2.4), produciendo la corrosión y el deterioro.

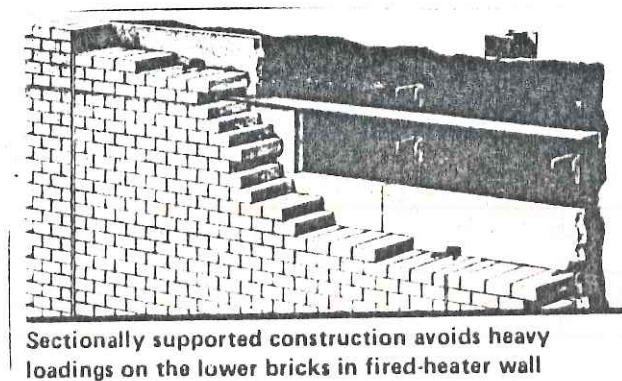


Figura 2.4: Construcción de la Pared Refractaria

De un modo amplio se pueden citar tres grandes categorías de productos: refractarios,

aislantes y como intermedio entre estos dos los llamados refractarios aislantes o refractarios ligeros las propiedades más representativas de cada categoría son:

Los materiales refractarios se caracterizan por su resistencia pirosfópica elevada; se pueden usar por lo tanto a temperaturas altas (1400-1800 °C).

TABLA 2.1
CARACTERISTICAS COMPARADAS

	REFRACTARIOS DENSOS	REFRACTARIOS LIGEROS	AISLANTES
tª de servicio °C	1400-1800	1100-1600	1000
Densd. aparen. Kg/dm ³	1,8-4	0,5-1,4	0,1-1
Resis. a la compresi3n en frío Kg/cm ²	250	10-50	hasta 50
Conductividad			
Kcal/m/h/°C a 500 °C	0,8-3	0,15-05	0,2-0,20

En la tabla 2.1 se han se±alado los valores de algunas caracteristicas con el objeto de facilitar la comparaci3n, si bien hay que hacer notar que estos datos se refieren a los ladrillos y que son orientadores ya que, en cada caso y dependiendo de las materias primas utilizadas, el proceso de fabricaci3n,

fabricante e incluso laboratorio de ensayo y norma de ensayo estos valores pueden variar extraordinariamente. Tampoco se ha tenido en cuenta las calidades especiales, dentro de cada categoría de productos ofrecen alguna característica particular mejorada para aplicaciones concretas.

2.4.3 Aislantes

Los aislantes son aquellos productos de baja conductividad térmica que soportan en una cara hasta 1000 °C. Las densidades aparentes son bajas (de 0.1 a 1 Kg/dm³) porosidad alta y poca resistencia a la compresión en frío.

Otro tanto cabe decir de la gama de productos a base de fibras cerámicas que, con densidades de 0.05-0.38 Kg/dm³ y de conductividades térmicas claramente equivalente a los de los aislantes más ligeros, se solapan con los refractarios y refractarios-aislantes en cuanto a temperaturas de trabajo (1260 - 1485 °C).

En el caso general, el revestimiento de un horno esta constituido por tres tipos de materiales.

- 1º Capa : Refractario Denso
- 2º Capa : Refractario Ligero
- 3º Capa : Aislante.

2.4.4 Fibra Cerámica

Las fibras tienen una aplicación cada vez más frecuente en algunos hornos de la industria petroquímica.

Las ventajas de este sistema sobre los más frecuentemente utilizados pueden resumirse en :

- Ciclo de temperatura más rápido
- Menores costos y tiempo de instalación.
- Puesta en marcha al no necesitar secado.
- Mayor ligereza en la estructura.
- Resistencia al choque térmico
- Anulación de grietas por secado
- Choque térmico ó dilataciones

Menos absorción de calor de la fibra con el consiguiente ahorro de combustible que en algunos casos puede llegar al 25%. Concretamente en refinerías existe la posibilidad de aplicación de fibras en el horno de crudo ya que las velocidades de los gases de combustión varían de 3 a 5 metros por segundo. El revestimiento de fibra no es adecuado cuando existe las posibilidades de formación de hollín entre los tubos y paredes del horno y los métodos para eliminarlos son a base de soplado con aire a presión, o bien por lavado con agua.

Tampoco debe utilizarse si se está quemando fuel-oil con alto contenido en azufre, ya que existe la posibilidad de formación de ácido sulfúrico sobre el acero de la carcasa.

2.4.5 Tubos del Serpentin

En general los serpentines de los hornos están compuestos por tubos rectos y codos conectados entre sí por soldadura (Figura 2.5).

Para serpentines de los hornos con posibilidad de formación de depósitos en forma de coque, se aplica a veces codos especiales con la posibilidad de crear aberturas a través para que se pueda entrar en el interior del serpentín y realizar una limpieza del mismo. También se aplica frecuentemente con tubos rectos o curvas, interconectados por colectores.

La posición del serpentín con referencia al eje del tubo, es horizontal y tiene ventaja desde el punto de vista de proceso. Por ejemplo, un fluido de proceso de dos fases se comportará con más estabilidad en un tubo horizontal que un tubo vertical. Sin embargo un tubo horizontal tiene que ser soportado como una viga y estando a altas temperaturas, necesita soportes de alta aleación.

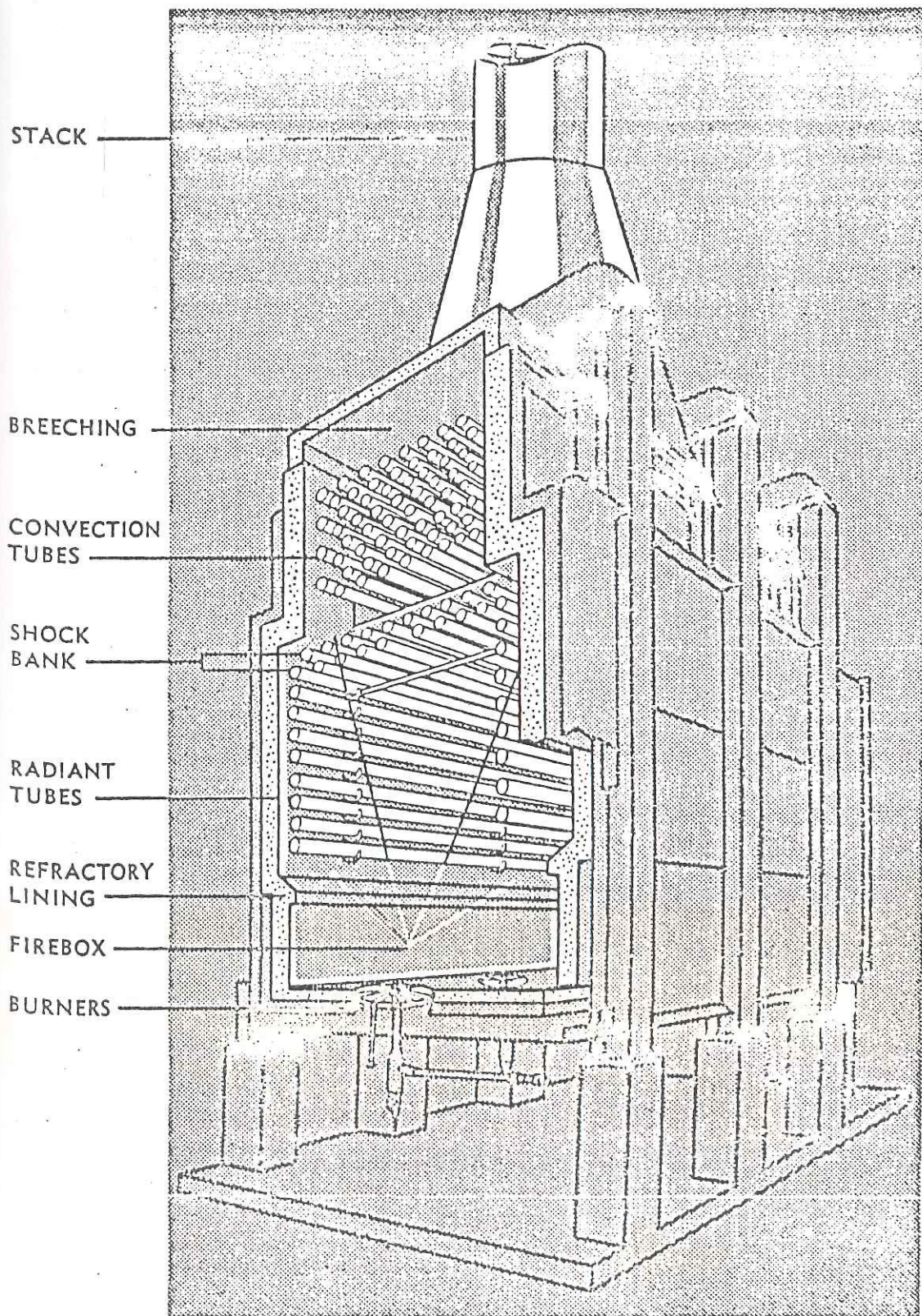


Figura 2.5: Típico Corte Transversal de la Sección Radiante y Convectiva

Un tubo vertical sin embargo, sólo necesita un soporte para soportar su peso, en general colocado en la parte superior del tubo y una guía para garantizar la verticalidad del tubo.

Cabe diferenciar dos lugares dentro del horno con la posición del tubo, es decir cámara de radiación y la banca de convección. La cámara de radiación es el lugar con más alto nivel de temperatura y por lo tanto el sitio donde la resistencia mecánica del serpentín es más difícil de garantizar. Por lo tanto es preferible una posición vertical del tubo en la cámara de radiación por un comportamiento mecánico más favorable en comparación con el tubo horizontal.

En la banca de convección se aplican generalmente los tubos en posición horizontal por ventajas en la configuración del horno, mientras la desventaja mecánica por el soporte del mismo tubo pesa menos, por que el nivel de temperatura es menor en la banca de convección.

En las cámaras de radiación suelen colocarse los serpentines cerca de la pared para recibir así el calor de radiación directo por una parte del tubo y el calor indirecto por el reflejo de la pared (Figura 2.6).

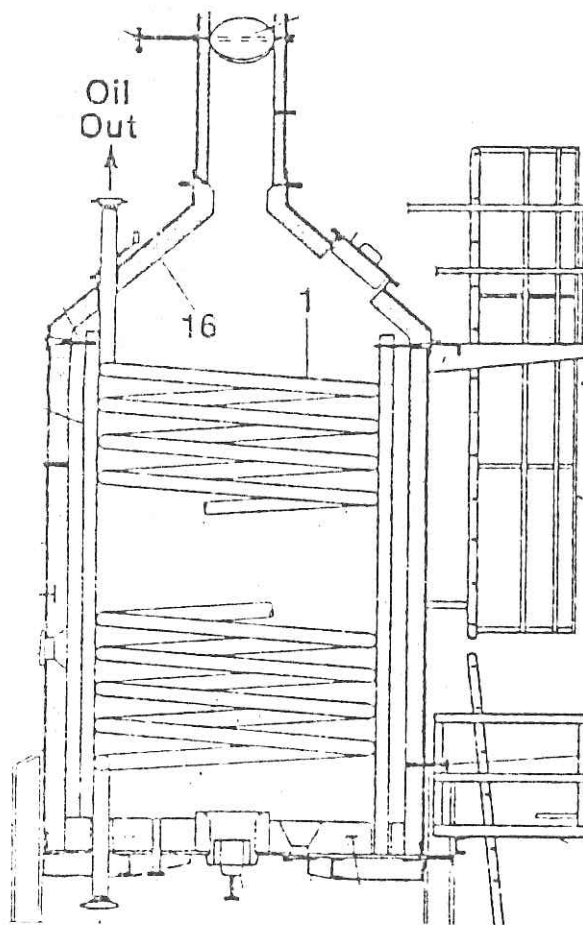


Figura 2.6: Típico Arreglo de Serpentin

2.4.5.1 Materiales de los Tubos

El acero al carbono, es el material mayormente empleado para los tubos del horno, se adapta muy bien donde se realizan oxidaciones o corrosiones, el gran uso de este material refleja su costo relativamente bajo.

Los aceros aleados empleados para el servicio de elevadas temperaturas, contienen molibdeno, cromo,

silicio. Principalmente se le agrega molibdeno para dar una mayor resistencia, y el cromo y silicio para evitar la oxidación.

Los aceros inoxidable austénicos son fundamentalmente aleaciones de hierro, cromo, níquel, y como grupos se emplean para manipular varios materiales corrosivos o para resistir a la oxidación. El tipo 304 es el más popular de los aceros inoxidable austénicos, posee una excelente resistencia a la corrosión y oxidación y una gran resistencia a la deformación. Los tipos 321 y 347 son similares al tipo 304 con la excepción que se ha añadido titanio (tabla 2.2).

El tipo 316, que contiene molibdeno se emplea para actividades de alta resistencia de hasta aproximadamente de 815 °C y resistirá la oxidación hasta aproximadamente 900 °C.

Para un servicio aproximadamente de 870 °C, se emplean, los tipos 319 y 310, que contienen aproximadamente el 25% de cromo y 12 y 20% de níquel respectivamente. Estos aceros poseen una excelente resistencia a estas temperaturas; y esto se debe a su alto contenido de cromo.

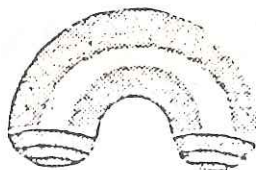
La aleación 800 (20% Cr y 32% Ni) posee una excelente resistencia, aproximadamente 980 °C y resiste la oxidación y carburización, se emplean estos tubos en hornos de pirólisis.

TABLA 2.2

Material	Tipo o Grado	Tempertura de Metal Límite (Diseño) °C
Carbon steel	B	540
Carbon-1/2 Mo	T1 or P1	595
1 1/4 Cr-1/2 Mo	T11 or P11	595
2 1/4 Cr-1 Mo	T22 or P22	650
5 Cr-1/2 Mo	T5 or P5	650
7 Cr-1/2 Mo	T7 or P7	705
9 Cr-1 Mo	T9 or P9	705
18 Cr-8 Ni	304 or 304H	815
16 Cr-12 Ni-2 Mo	316 or 316H	815
18 Cr-10 Ni-Ti	321 or 321H	815
18 Cr-10 Ni-Cb	347 or 347H	815
Ni Fe-Cr	Alloy 800H	980
25 Cr-20 Ni	HK-40	1 010

2.4.5.2 Bandas de Retorno

Es el método menos costoso de conectar los tubos al unirlos con bandas de retorno de 180°.



CONEXION DE
RETORNO

Figura 2.7: Bandas de Retorno

Las bandas de retorno se sueldan en los extremos del tubo, que tipifica la mayoría de los

hornos modernos. La limpieza interna de los serpentines se realizan mediante los métodos de descoquificación o mediante técnicas de flujos de alta velocidad recientemente desarrollada (Figura 2.7).

2.4.5.3 Cabezal Rolado

Se han desarrollado muchos cabezales rolados que se emplean en diversos diseños de cierre, comparados a las bandas de retorno de 180°. Estos cabezales resultan ser un poco más costosos y su uso en equipos modernos resulta ser relativamente extraño. Se emplean estos cabezales donde se anticipe la limpieza mecánica de los tubos mediante vapor y ocasionalmente donde se planifica la inspección interna del tubo. Los cabezales constan de material colado y desde que son externos a la zona de transferencia de calor pueden ser diseñados para temperaturas más bajas que los tubos que absorben calor (Figura 2.8).

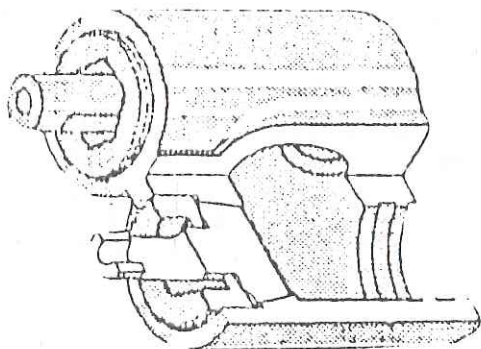


Figura 2.8: Cabezal Rolado

2.4.6 Superficie Extendida

El uso de la superficie extendida como un medio de incrementar las tasas de transferencia de calor por convección por pie lineal de tubo, ha encontrado mayor aceptación universal. En los diseños actuales se han reservado generalmente secciones de convección libres de tubos, para estas aplicaciones relativamente raras, donde la combustión realizada es relativamente pobre con el riesgo de deposiciones de cenizas.

Se han revisado aquí los tipos de superficie extendidas mayormente empleadas en los calentadores con sección de convección.

2.4.6.1 Aletas Dentadas

Esta superficie emplea un corte "V" y que es soldada continuamente al tubo. (Figura 2.9).

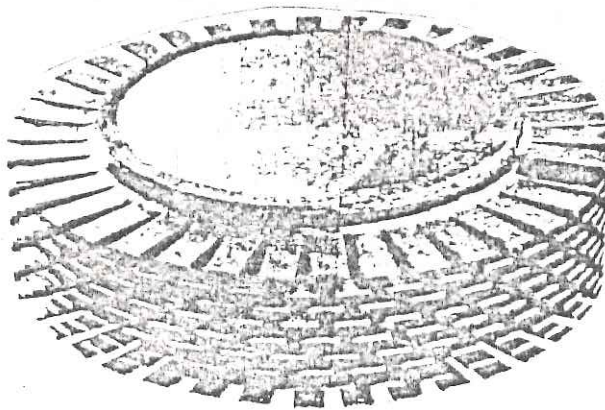


Figura 2.9: Aleta Dentada

Se puede suministrar aletas en varias combinaciones de grosor, altura y densidad. El grosor oscila de 0.035 a 3/16 in. La altura de 1/4 a 1/2 in., y la densidad de 2 a 7 pulg (Figura 2.9).

2.4.6.2 Aleta Circular o Espiral

Este tipo de aleta no interrumpida está soldada en helicoidal al tubo. Estas aletas están dispuestas en los mismos rangos de grosor, altura y densidad como las aletas dentadas. Las aletas circular-espiral son mecánicamente más fuertes que las aletas dentadas pero generalmente disponen una tasa ligeramente más baja de transferencia de calor para la misma configuración de aleta y fluido de la masa de gas de combustión (Figura 2.10).

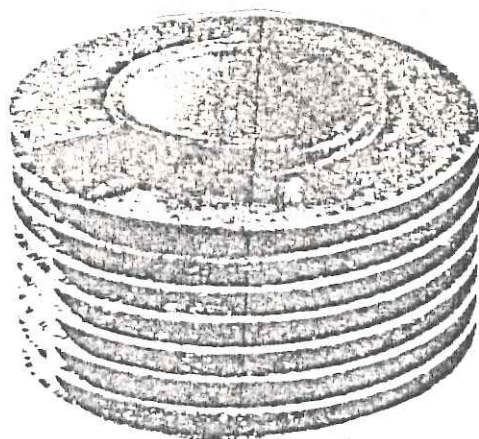


Figura 2.10: Aleta Circular

2.4.6.3 Studs o Tubos Pinados

Aquí sueldan los Studs nominalmente cilíndricos alrededor de la circunferencia del tubo. (Figura 2.11).

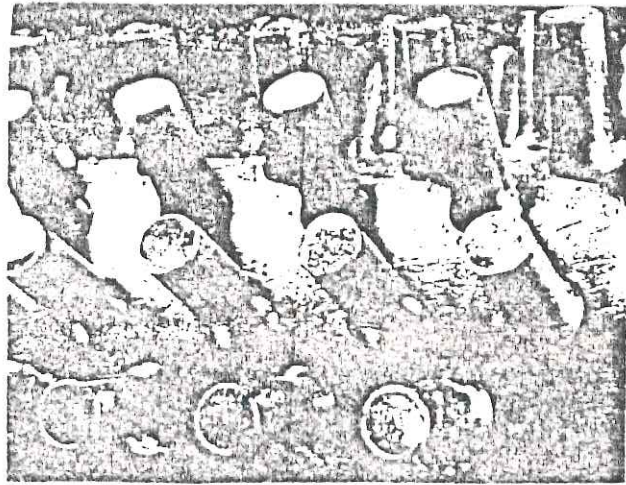


Figura 2.11: Pitones o Studs

El diámetro del Studs es de $1 \frac{1}{2}$ pulgada y es generalmente standar para la industria, aunque se emplean algunas veces Studs de $\frac{3}{8}$ pulg. La altura del Stud oscila de $\frac{1}{2}$ a 2 Pulg.

Los Studs son las únicas superficies extendidas que pueden ser empleados efectivamente en los tubos colocados normalmente al flujo de gas de combustión así como también en forma paralela, comunmente el stud cuesta más que los tubos aletados las dimensiones de las superficies extendidas empleadas en hornos a encendido a gas (studs de $\frac{1}{2}$ pulg. de diámetro a 0.05 pulg. de grosor) mínimo resultan más

pequeños que aquellas empleadas en las unidades de encendido a aceite (studs de 1/2 pulg. de diámetro de grosor mínimo de 0.10 pulg.) preferentemente se deben limitar las dimensiones a una altura máxima de 3/4 pulg. y una densidad máxima de 3 aletas/pulg.

La tabla presenta las temperaturas ligeras máximas calculadas para diversas superficies extendidas (tabla 2.3)

TABLA 2.3

Material Superficie Extendida	Temperatura °C
Aletas	
Carbon steel	455
5 Cr	595
11-13 Cr	650
18 Cr-8 Ni	815
Studs	
Carbon steel	510
5 Cr	595
11-13 Cr	650
18 Cr-8 Ni	815

La decisión, hoy en día, sobre el uso de alguna superficie extendida en la parte de convección, muchas veces da lugar a dudas y problemas. Existen opiniones en contra y a favor de su utilización, puede pensarse que cada uno tendrá una parte de razón. En general la decisión depende, en un alto grado del tipo de combustible.

En general se puede resumir:

- a) Para combustibles ligeros se puede utilizar aletas como superficie extendida, siempre y cuando su densidad sea la adecuada. Es decir limitar la distancia entre aletas (más de 2.5 aletas/pulg.) y limitar su altura.
- b) Para combustibles medios y pesados sería recomendable utilizar studs.
- c) Para combustibles muy pesados tubos lisos.

En combinación con la superficie extendida se utilizan sopladores retráctiles.

2.4.7 Guías y Soportes de Tubos

El diseño propiamente mecánico de un horno requiere que se coloque adecuadamente el serpentín del tubo mediante colgadores que son conectados al armazón estructural del horno y no a la del refractario (Figura 2.12).

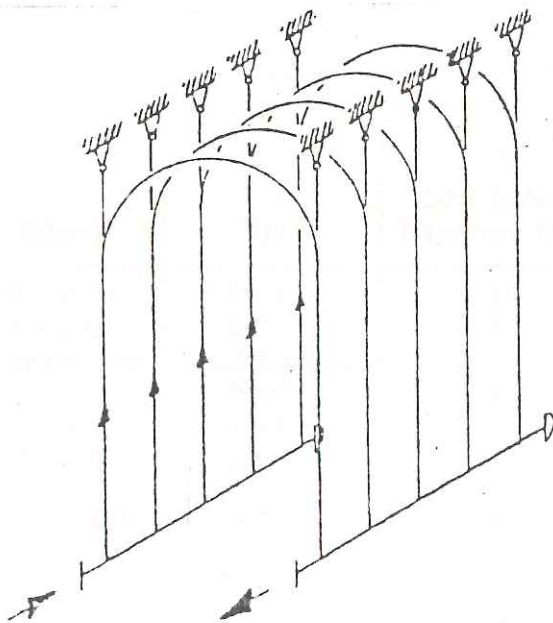
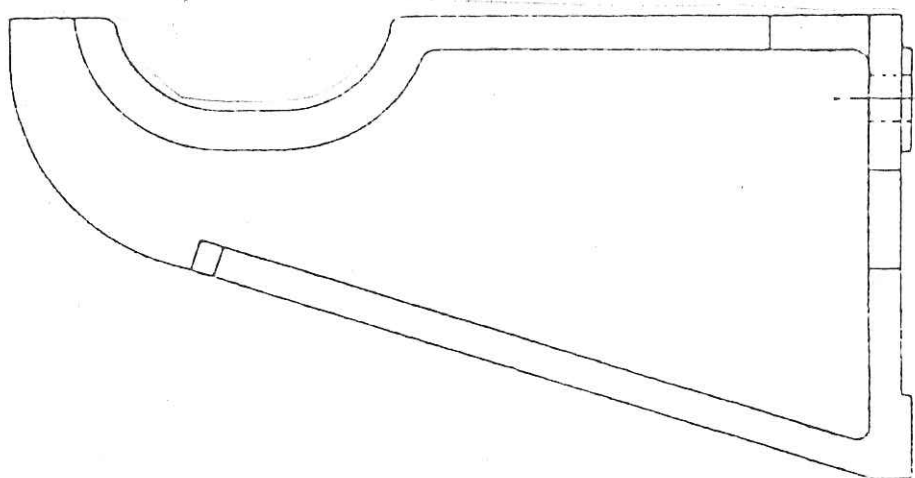
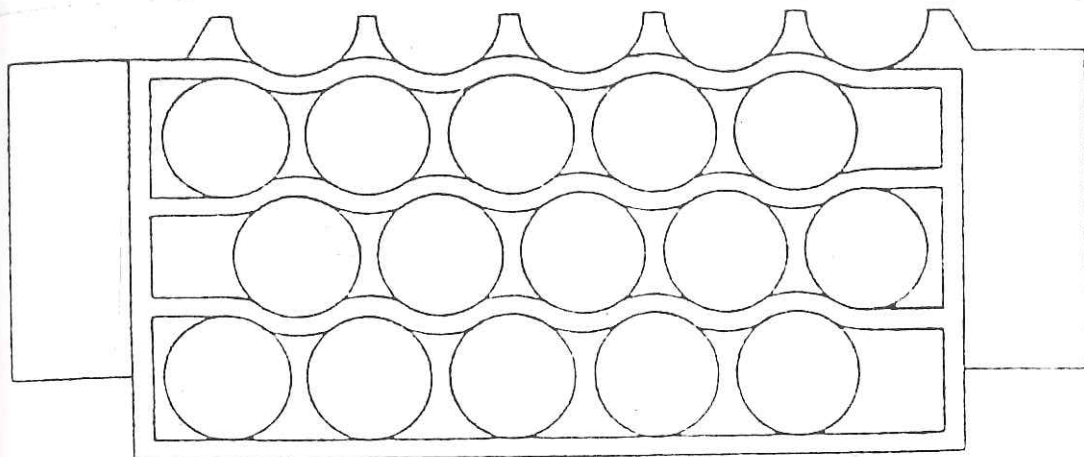


Figura 2.12: Guías y Soportes de Tubos

- a) Tubos Horizontales.- Los serpentines horizontales que tienen bandas de retorno interna son colocados por intermedio de colgadores en la sección radiante y mediante tube-sheets en la sección de convección. A las veces los soportes intermedios están expuestos a la influencia de los gases de combustión. En función a la temperatura y el combustible suelen usarse soportes hechos con materiales de 25 Cr-20 Ni, 50 Cr-50 Ni siendo elevados en precio (tabla 2.4).
- b) Tubos Verticales.- Los soportes de tubos verticales es más ventajoso que el de los horizontales por que el número de soportes es independiente de longitud. Un tubo horizontal sin embargo necesita un soporte por cada 35 diámetros de tubo de longitud.

TABLA 2.4

Material	Tipo	Limite de Diseño Temperatura Metal °C
Carbon steel	A-283 GrC	430
5 Cr-1/2 Mo	GrC5	620
Alloy cast iron	A319 Class III	
	Type C	650
18 Cr-8 Ni	Gr CP8	760
25 Cr-12 Ni	Type II	980
50 Cr-50 Ni		980
50 Cr-50 Ni-Cb	IN657	980
60 Cr-40 Ni		1 040
25 Cr-20 Ni	Gr HK40	1 095

2.4.8 Mirillas, Puertas de Entrada y Puertas de Explosión

Por la necesidad de la estanqueidad de la pared del horno, el diseño de las mirillas y puertas de entrada es muy importante. Además el número de mirillas tienen que ser suficientes para poder vigilar las llamas y los serpentines dentro de la cámara de radiación. Las puertas de explosión han probado, a lo largo de los años, ser muy poco efectivos, salvo que su superficie llegue a valores altos convirtiéndose entonces, por su tamaño, en puertas poco prácticas.

2.4.9 Ventiladores

Para la introducción del aire de combustión se utilizan a menudo ventiladores de tiro forzado, en los que el aire es empujado hasta los quemadores. Debido a la importancia de un buen funcionamiento de este ventilador muchas veces se instalan dos ventiladores de tiro forzado uno funcionando y otro de respuesto que se pondrá en funcionamiento automáticamente cuando el primero se pare, por esta razón el propulsor de los dos ventiladores es distinto.

Por ejemplo uno puede trabajar con motor eléctrico y otro con turbina de vapor de modo que si falla un ventilador fuera por corte de electricidad, el

otro podría funcionar a través del suministro de vapor. Con la aplicación del precalentamiento de aire, muchas veces se necesita también un ventilador de tiro inducido, dependiendo del tipo de precalentador de aire que se aplique.

2.5 QUEMADORES

Los quemadores tienen la finalidad de provocar la mezcla íntima del aire y del combustible para obtener la combustión completa del mismo. El aire de combustión se introduce a través del quemador, regulable en la mayor parte de veces, forzado por la depresión que reina en el horno.

El combustible, gas o aceite, desemboca en la corriente de aire en el centro de un anillo refractario que, por el calor que irradia, asegura la estabilidad de la llama

Un quemador se concibe para quemar gas o aceite, ciertos quemadores se les equipa para quemar uno u otro combustible.

2.5.1 Quemadores de Gas

los quemadores diseñados para combustible gaseosos se clasifican solamente en dos categorías básicas: premix inspirating y raw-gas burning.

a) Premix Inspirating.- Los quemadores diseñados para combustibles gaseosos descarga en la energía cinética que se encuentra disponible por la expansión del gas de combustión a través de un orificio para inspiración y mezclar el aire de combustión previo al encendido.

Algunas de las ventajas de este tipo de quemador son:

- La flexibilidad de operación es buena según un rango de condiciones. La cantidad de aire inspirado varía con la presión del gas de combustión y en consecuencia solo requiere el suministro de aire secundario limitado de combustión (no inspirado). Los quemadores premix inspirating pueden operar a porcentajes bajos de exceso de aire de combustión y no se afectan significativamente por los cambios en la velocidad y dirección del aire.
- El tamaño de la llama es pequeña.
- Boquillas de orificio grande.

Desventajas:

- La presión del gas debe ser aproximadamente alta para lograr premezcla.
- Puede ocurrir una retroflama.
- Alto nivel de ruido.

b) Raw-Gas Burning. - El gas y el aire se mezclan en el momento de la combustión.

Algunas Ventajas:

- Mayor variabilidad que los del tipo de premezcla.
- Puede operar con presiones bajas de gas.
- Bajo nivel de ruido.

Desventajas:

- Baja flexibilidad, ya que deben ser regulados constantemente.
- Llamas largas y pocas definidas.

- Orificios pequeños que tienden a obstruirse.

2.5.2 Quemadores de Fuels

Estos quemadores se diseñan considerando la mezcla íntima de combustible, el aire requerido para su combustión ocurre en función de la gravedad específica; todo quemador de este tipo incluye un atomizador de modo que el combustible líquido se quema en gotitas cuyo tamaño es del orden de micrones esto incrementa la relación de superficie/masa permitiendo un rápido calentamiento y vaporización de combustible.

El medio de atomización más común es el vapor de agua, aún también cuando se emplea aire comprimido.

Para una adecuada combustión debe cumplirse lo siguiente:

- La temperatura del combustible debe ser tal que su viscosidad esté en el rango 150-200 SSU.
- La presión de ingreso debe ser mantenida constante.
- El vapor de atomización debe estar absolutamente seco, se prefiere un vapor con una presión típica de 100 psig. El consumo de vapor está entre 0.15-0.35 LB vapor/LB combust.

2.5.3 Quemadores Mixtos

Se diseñan estos quemadores para quemar en forma simultánea aceite y gas combustible; típicamente estos quemadores se caracterizan en su diseño con boquillas dobles en la cual se coloca una pistola simple para el aceite en el centro de una serie de tuberías a gas.

Los ajustes separados del registro permitirán el control independiente del aire primario para la combustión de aceite y el aire secundario para la combustión del gas del mismo.

2.5.4 Quemadores de Tiro Forzado

Estos quemadores explotan la energía cinética del combustible según la presión que genera, por el principio de reacción, trabaja en forma mecánica lo suficiente para hacer rotar un ABANICO construido internamente.

El diseño de este quemador asegura el apropiado prorporcionamiento del aire en relación del flujo de combustible sobre un gran rango de operación.

Se realiza la mezcla del aire y combustible por la descarga del combustible de los brazos conductores del abanico giratorio a través de multiples orificios. El vapor de aire creado por la acción del abanico se logra la mezcla completa instantanea del combustible y el aire.

Se necesitan relativamente bajas cantidades de exceso de aire para obtener una combustión completa con la llama pequeña.

2.5.5 Quemadores de Alta Intensidad

Los diversos quemadores de alta intensidad son necesarios para las aplicaciones de hornos. En general se caracterizan por una cámara de combustión amplia de forma cilíndrica y revestida con refractario. En esta cámara se realiza totalmente la combustión pero no completa. Por medio de los modelos de circulación desarrollados en la cámara se puede producir llamas de forma y tamaño controlados con un exceso de aire relativamente bajo. La combustión a gran intensidad expide los gases de combustión a una gran velocidad y temperatura, produciendo perfiles muy uniformes de la temperatura en la caja de fuego.

2.5.6 Quemadores Pilotos

Estas unidades se abastecen con una parte integral del quemador principal son instalados con mayor frecuencia se desea simplificar los procedimientos de apagado del quemador, particularmente con el encendido de aceite, donde se requiere una operación intermitente.

La desventaja primaria del quemador piloto es que constituye un recurso potencial de escape de gas en la caja de fuego. Siempre existe la posibilidad que un piloto se extinga en forma accidental, permitiendo que el gas sea admitido en el calentador durante el apagado. También se debe inspeccionar y limpiar en forma rutinaria debido a las pequeñas partículas que los tapan con facilidad.

2.5.7 Aplicación Especial del Quemador

Entre los factores influyentes sobre el rendimiento cabe mencionar el equipo de combustión. A través de él se liberan las calorías al horno, mediante el proceso de combustión del combustible y el aire. Es importante que sea completo, por ejemplo por cada 0.2% de CO producido por combustión incompleta bajará el rendimiento del horno aproximadamente un 1%.

Esta combustión incompleta puede producirse por falta de oxígeno aunque no siempre será la única razón. Cuando la mezcla entre combustible y aire sea pobre, entonces aún con exceso de aire, podría producirse la misma combustión incompleta.

Este exceso de aire asegura dentro de unos límites la combustión completa pero introduce por otro lado una disminución del rendimiento es decir a cuanto mayor sea el exceso de aire, más baja tendrá que ser la temperatura de salida de los humos; para obtener un mismo rendimiento. El exceso de aire influye sobre el punto de rocío de vapor de agua en los humos en forma negativa, esto quiere decir que este punto sube cuando aumenta el exceso de aire lo que significa la temperatura mínima con que puede salir a la atmósfera, también aumenta, por lo tanto el rendimiento es menor.

Otra influencia negativa del exceso de aire es el aumento de la superficie de intercambio de calor.

Ante todos estos puntos queda claro para una mejor economía, deben procurarse unos excesos de aire mínimos. El que esto no se efectuara en el pasado, tiene una explicación en el hecho de que los rendimientos de los hornos no tenían la importancia que ahora tienen y quemar con gran exceso de aire siempre es mucho más fácil, que una combustión prácticamente estequiométrica.

Hoy en día existe una gran ventaja en la aplicación de técnicas encaminadas hacia unos mejores rendimientos, puesto que estas técnicas ya se utilizaban, en las centrales térmicas en las que desde el principio de su existencia se ha tendido a lograr la mejor economía.

Los quemadores antiguos funcionaban prácticamente todos con tiro natural, es decir de forma que la presión negativa dentro del horno origina la aspiración del aire a través de unos registros primario y secundario. Este tipo de quemador da llamas grandes y necesita un exceso de aire relativamente elevado de 15 a 25% para gas y del 25 al 35% para fuel.

Un adelanto hacia la utilización de excesos de aire inferiores lo ofrece el quemador de tiro forzado en este quemador el aire primario y secundario llega al quemador con una ligera presión producida por un ventilador. La energía disponible en el aire es de un nivel mayor que un quemador de tiro natural originado con ellos una mezcla mejor.

El resultado es un menor porcentaje necesario de exceso de aire, una llama más compacta y más controlable, mejor control de la relación aire-combustible, no existen problemas para la instalación de un precalentador de aire, y el proceso de combustión ya no es tan sensible al ensuciamiento de la parte de convección.

2.5.8 Atenuación de Ruidos del Quemador

El ruido del quemador es producido por el proceso de combustión, debido a la mezcla aire-combustión cuando pasa a través del quemador.

El ruido emitido por un quemador de gas premix, es originado al realizarse la inspiración por el venturi-premezcla y después de salir por el orificio del quemador. Un método para reducir el ruido al inspirar es reemplazar el simple orificio de inspiración por un inspirador de multi-orificio. Por otro lado también se puede suprimir el ruido acoplando un silenciador en la toma de aire primario.

En cambio en un quemador "raw-gas", el ruido se produce al pasar el combustible gaseoso a través de la boquilla.

Para un quemador de combustible líquido el ruido producido es muy parecido al del quemador raw-gas, pero es de una frecuencia menor, los ruidos producidos debido a la combustión pueden atenuarse con una pared acústica y absorvedores de ruidos.

2.6 DAMPERS

La función del dampers en la chimenea es el control del tiro para mantener una presión negativa de aproximadamente 0.05 pulg-H₂O en la región directamente debajo de la zona convectiva.

El dampers de simple hoja es usado para chimeneas de diámetro corto, y el de multihoja para chimenea de diámetro largo con un ducto rectangular,

para llevar los gases de combustión entre el horno y la chimenea.

El dampers puede ser operado manualmente con cables graduandolo en un ángulo adecuado, en caso de dampers muy grandes puede ser operado neumáticamente.

CAPITULO III

INGENIERIA DE DISEÑO DE HORNOS

Desde el inicio de las refinerías de petróleo y de las industrias petroquímicas, se han empleado calentadores a fuego directo, sin embargo se ha publicado muy poca información con respecto a métodos para diseño de dichos calentadores. La situación de la transferencia de calor, que existe en los calentadores es complicada y laboriosa, siendo menester tener amplio conocimiento y experiencia, en las aplicaciones básicas de transferencia de calor por radiación y convección.

objetivo explicar en forma resumida la ingeniería de diseño de hornos.

3.1 BASES Y MECANISMOS DE LA COMBUSTION

Desde hace mucho tiempo se sabe que el oxígeno se puede combinar con otros elementos. Por ejemplo el hierro, al combinarse con el oxígeno forma un óxido enmohecido, la plata se empaña, y el cobre toma una coloración verduzca, en general, este proceso se denomina oxidación. Pero la combustión es una oxidación especial, es decir el oxígeno al combinarse con materiales combustibles, puede liberar calor.

La combustión eficiente se alcanza cuando por intermedio de una reacción química completa entre el oxígeno y el material combustible libera el máximo calor. Igualmente ocurre con la parte más importante en obtener el tipo particular de llama que se necesita para alguna específica operación industrial.

Con excepción del carbono, los quemadores de los hornos pueden quemar combustible líquidos como destilados, residuos de destilación o aceites comerciales; y además también gases (gas natural o gas de refinería provenientes de las operaciones de destilación o de cracking). Estos combustibles tienen a menudo, impurezas, en particular, azufre cuya cantidad

puede ser despreciable, según el origen del combustible [GARY86].

3.1.1 Bases de la Combustión

Para los aceites que contienen hidrógeno en más cantidad, se determina el valor bruto o valor alto de calentamiento (LHV) suponiendo que toda la parte del vapor del horno producido en el proceso de combustión se condensa y se enfria a 15.6 °C. El valor neto, o valor bajo de calentamiento (HHV), se realiza cuando se asume que el vapor de agua que se formó por los residuos de la combustión, resulta numéricamente igual al mayor valor de calentamiento menos el calor latente de vaporización de agua.

En general, se puede considerar el mayor valor de calentamiento como la salida actual de calor, donde se le puede considerar al LHV como una parte útil de la salida actual de calor [GANAS89].

Del mismo modo, la industria de calderas que trabaja en base a los mayores valores de calentamiento y la industria de los hornos de refinería petroleras, casi siempre emplea un valor neto, en esta discusión cualquier referencia del calor de combustión, ingreso de calor, o eficiencia térmica implicará una base neta.

Aunque la química del proceso de combustión es excesivamente compleja, puede ser simplificada

rápida-mente en términos de los productos finales de la reacción. No se puede tolerar un exceso de combustible, bajo ninguna circunstancia, consecuentemente debe haber un requerimiento de aire estequiométrico para asegurar la combustión del combustible.

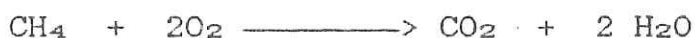
3.1.2 Mecánismo de Combustión

En una refinería prácticamente, el oxígeno requerido para el proceso de combustión, es tomado desde el aire atmosférico. El aire es una mezcla de oxígeno y nitrógeno con cantidades pequeñas de dióxido de carbono y gases raros. Las proporciones (aproximadamente suficiente para los trabajos de combustión) son 23% O₂ y 77% N₂ en peso; 21% y 79% en volumen.

Para cada kilogramo de oxígeno es relacionada con 3.35 kgr. de nitrógeno en 4.35 kgr. de aire. También por 3.76 metro cúbico de nitrógeno en 4.76 metro cúbico de aire.



(reacción para hidrocarburos en general)



(reacción para el metano)

Los productos para una combustión completa son el dióxido de carbono y el agua, donde las sustancias quemadas puede ser coque, fuel oil o gas de refinería o cualquier otro combustible.

3.1.3 Gases de Combustión

La tabla 3.1 presenta las constantes básicas de los componentes gaseosos y el siguiente ejemplo ilustra la determinación de los vapores de calentamiento y el requisito estequiométrico del aire, para un combustible gaseoso multicomponente. (Base = 100 moles de combustible).

Tabla 3.1 : Constantes de Componentes Gaseosos

Componente	Peso Molec.	% Molar	Kgr.
CH ₄	16,042	86,0	1 379,6
C ₂ H ₆	30,068	8,6	258,6
C ₃ H ₈	44,094	1,3	57,3
H ₂	2,016	1,5	3,0
CO ₂	44,010	2,6	114,4
		----- 100,0	----- 1 812,9

Al menos que en los combustibles gaseosos no se desarrolle un análisis de componentes no se obtendrá el valor de calentamiento del combustible. En lugar de ello el valor de calentamiento de un combustible líquido puede ser expresado en función a la gravedad

específica del combustible, con una exactitud suficiente por la mayor parte del cálculo de ingeniería.

Sí se dispone de un análisis del combustible, el aire estequiométrico requerido puede aproximarse a los % en peso de C, H₂, O₂, y S de acuerdo a la siguiente expresión.

$$\frac{\text{Kg. Aire}}{\text{Kg. Comb.}} = (0.1159)\%C + (0.3475)\%H + (0.435)\%S - (0.0435)\%O$$

Para un combustible que consta con un peso de 84.6% C, 10% H₂, 1.6% S y 2.9% O₂, el aire estequiométrico requerido es:

$$(0.1159) (84.6) + (0.3475) (10.9) + (0.435) (1.6) - (0.0435) (2.9) = 13.54 \text{ Kg. Aire/Kg. Combustible.}$$

3.1.4 Productos de Combustión

Para los 2 tipos de combustible, la determinación de la cantidad de gas de combustión por unidad cuantitativa de combustible, es realizable en forma simple al asumir el 20% de exceso de aire en el gas combustible y 25% de exceso de aire para el combustible líquido.

Gas Combustible:

$$\begin{aligned} \text{Aire Total} &= (1.20) (15.9) \\ &= 19.07 \text{ Kg. Aire / Kg. Combustible} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gas de Combustión} &= 19.07 + 1.0 \\ &= 20.07 \text{ Kg. Gas combustión /} \\ &\quad \text{Kg. Combustible.} \end{aligned}$$

Fuel Oil:

$$\begin{aligned} \text{Aire Total} &= (1.25) (13.54) \\ &= 16.93 \text{ Kg. Aire / Kg. Combustible} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gas de Combustión} &= 16.93 + 1.0 \\ &= 17.93 \text{ Kg. gas combustión /} \\ &\quad \text{Kg. Combustible.} \end{aligned}$$

3.2 CLASIFICACION DE LOS COMBUSTIBLES PARA HORNOS DE PROCESO

3.2.1 Combustibles Gaseosos

Los gases quemados en los hornos de refinería son los productos de destilación del crudo, o de la unidad de cracking o reformado catalítico. El gas de refinería, tabla 3.2 es esencialmente una mezcla de hidrocarburos, hidrógeno, e inertes. Los hidrocarburos constituyen la parte principal del gas de refinería, y son de la serie de los saturados; y la característica de la llama depende de la relación carbono/hidrogeno que existe.

Tabla 3.2: Combustibles Gaseosos

Componente	% Mol	Calor Neto Combustión Kcal/Kg
H ₂	27,9175	28 702
C ₁	30,445	11 951
C ₂	17,957	11 352
C ₃	18,182	11 085
H ₂ S	0,218	3 635
iC ₄ + nC ₄	5,005	10 838
C ₄ =	0,2082	10 838
iC ₅ + nC ₅	0,0567	10 846

3.2.2 Combustible líquido

Los combustibles líquidos de baja viscosidad para ser quemados en los hornos de refineries es el Bunker C (fuel oil No 6). Proviene de la destilación atmosférica, al vacío o cracking.

Los fuel oil más pesados constituyen fluido especiales, por sus propiedades térmicas, mecánicas y reológicas, ya que por ejemplo, ofrecen la más alta viscosidad, densidad y los números de Prandtl más alto de los sistemas de fluido a una temperatura dada.

El fuel oil ordinariamente contiene pocas cenizas y a falta de datos específicos se puede suponer que globalmente el 97% es carbono e hidrogeno, siendo el resto oxígeno, nitrógeno, azufre y cenizas.

Esto no es correcto para un fuel oil de elevado contenido de azufre, o cuando hay sales con

agua en disolución parcial o suspensión. Para tales productos se han obtenido datos específicos [GANAB82].

Los hidrocarburos presentes en los aceites combustibles corresponden a cadenas C₁₅ a C₁₈ con rangos de ebullición superiores a 300 °C, contienen cadenas de 20 carbonos y aún mayores.

3.3 EFICIENCIA TERMICA

La eficiencia total del horno determina el costo básico de la operación. Para determinar la eficiencia en una aplicación particular que no involucra una reacción química se requiere de factores tales como: costo de combustible, temperatura de entrada y salida del fluido que es calentado en varios tipos de tubos y material requerido. Para este tipo de procesos, sin calentamiento de aire, una eficiencia total de 70 a 80% sobre el calor neto son más usuales. El porcentaje de aire tiene gran importancia sobre la eficiencia a calcularse, el uso que se le va a dar es también importante, así los hornos que son utilizados con poca frecuencia deberían ser de una eficiencia menor a la que tiene un uso continuo.

El rendimiento térmico o eficiencia de un proceso puede definirse como el porcentaje de calor aportado que efectivamente se utiliza de una forma deseada. Así definido, el rendimiento térmico es convencional,

dependiendo tanto de la designación de calor aporta, como el calor que efectivamente se aprovecha. Un valor numérico del rendimiento térmico es indefinido a menos que se especifique estos dos terminos [MORO83].

Específicamente para la evaluación de la eficiencia en un horno, se han deducido las relaciones:

$$\text{Eficiencia} = \frac{\text{Calor absorbido por la carga}}{\text{Calor suministrado por el combustible}} \times 100 \dots\dots(3.3.1)$$

$$\% \text{ De Calor Extraído} = \frac{\text{Calor aprovechable Kcal/Kg}}{\text{Poder calorífico neto Kcal/Kg}} \times 100 \dots\dots(3.3.2)$$

para cada combustible se pueden desarrollar perfiles, para valores constantes de exceso de aire y expresar el calor extraído de los productos de combustión como función de la temperatura de los gases de combustión en la chimenea.

A cualquier FGT (Fuel gas temperature) la diferencia entre el porcentaje de calor extraído y el 100% constituye el porcentaje de calor perdido en la chimenea.

Cuando se haga uso del porcentaje de calor extraído se descontará el porcentaje de calor perdido por radiación (RL: Radiation Loss) que de acuerdo a las condiciones de diseño y proceso variará de 1 1/2 % hasta 2 1/2 %.

La relación final será:

Eficiencia = % Calor Extraído - % RL(3.3.3) Calculada

3.4 PRECALENTAMIENTO DE AIRE

El precalentamiento del aire de combustión, es uno de los medios más ampliamente extendidos de recuperación de calor de los humos de elevada temperatura.

Hoy en día los precalentadores están siendo aplicados muy frecuentemente en los hornos de proceso para obtener la alta eficiencia requerida. Básicamente existen dos sistemas de precalentamiento de aire de combustión. En el primero de ellos, el aire es directamente calentado en un intercambiador por los humos de combustión, a este sistema lo denominaremos SISTEMA DIRECTO; en el segundo, SISTEMA INDIRECTO, se utiliza un fluido intermedio para transferir el calor de los gases al aire de combustión

3.4.1 Precalentamiento del Aire de Combustión por el Sistema Directo

De acuerdo con la figura 3.1 los gases de combustión circulan desde el horno a través del ducto

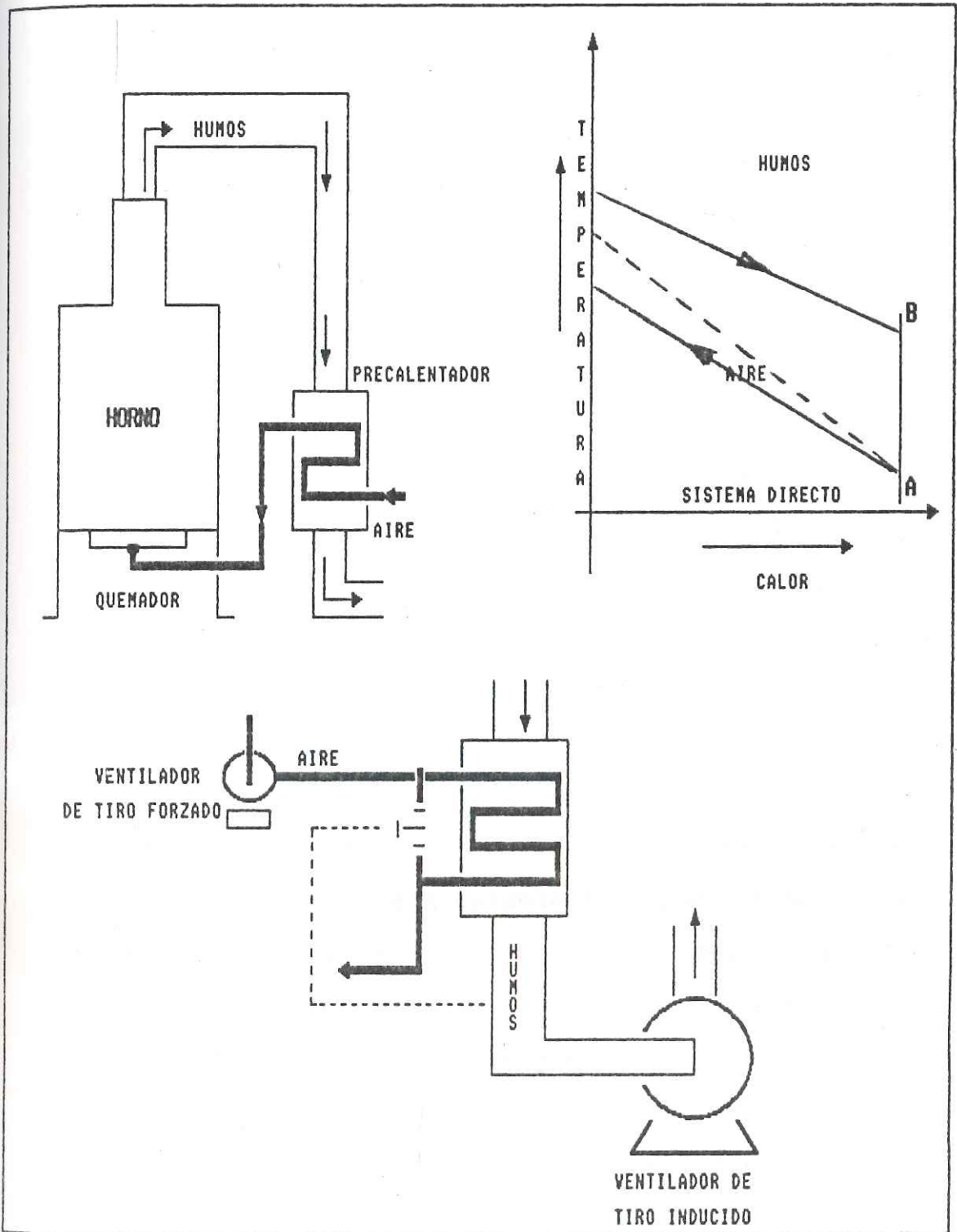


Figura 3.1: Sistema de Precaentamiento de Aire Directo

...

de humos hasta el precalentador. El aire de combustión circula a contracorriente de los humos de combustión, es calentado y luego fluye a través del ducto de aire hasta el plenum de los quemadores. De este modo, una parte importante de calor de los gases de combustión, es devuelto al sistema del horno a través del aire de combustión.

En el diagrama de temperaturas, de la figura 3.1 se puede ver los perfiles correspondientes a los gases de combustión y al aire, son prácticamente paralelos.

La pequeña diferencia existente es debida a que la cantidad total de los gases de combustión es mayor que la cantidad de aire. La temperatura del punto "A" corresponde a la temperatura del ambiente, o si ésta es muy baja y pudiese producirse corrosión, este nivel puede ser aumentado tanto por recirculación del aire como por precalentamiento por vapor. La temperatura del punto "B" define la eficiencia del horno y debe ser tan baja como sea posible, sin embargo esta temperatura debería ser mantenida lo suficiente por encima del punto de rocío de los gases de combustión para asegurar al sistema frente a la corrosión por ácido sulfúrico.

Además, el sistema incluye un ventilador para el aire de combustión con el objeto de vencer la caída

de presión a través del ducto, precalentador y quemadores, porque en términos generales estas caídas de presión no pueden ser superadas solo por el tiro de la chimenea.

Lo mismo ocurre en el lado de los gases, lo que significa que al menos se necesita un ventilador de tiro inducido en el sistema directo. Para el sistema directo son necesarios además del precalentador, que normalmente es voluminoso y pesado, al menos dos ventiladores y dos ductos. El precalentador y los ventiladores suelen estar montados al nivel del suelo lo cual supone la necesidad de un área de implantación adicional.

El control para evitar problemas de corrosión se realiza a través de un by-pass en el ducto de aire como se indica en la figura 3.1. Si la temperatura de los gases después del precalentador llega a ser demasiado baja, el by-pass se abre permitiendo circular parte del aire a través del by-pass y parte a través del precalentador. Ya que el flujo de aire a través del precalentador es menor el, MLTD se reduce, se intercambia menos calor en el precalentador y consecuentemente la temperatura de los humos de combustión en la salida se incrementa.

3.4.2 Pre calentamiento de Aire de Combustión por el Sistema Indirecto

Según se indica en la figura 3.2, en comparación con los diagramas del sistema directo, se instalan dos intercambiadores en lugar de uno y no existen ductos de gases de combustión, ni ventilador de tipo inducido. El transporte de calor es realizado por un fluido intermedio, aceite térmico por ejemplo, que es bombeado desde el intercambiador superior, en que el aceite térmico es calentado por los gases de combustión, hasta el intercambiador inferior, donde este calor es intercambiado otra vez por el aire de combustión enfriándose el aceite hasta su temperatura se desprende que la superficie total de transferencia de calor en el sistema indirecto normalmente es más barata que en el sistema directo.

Además la falta de ducto y ventilador de tipo inducido hacen que en algunas ocasiones el sistema indirecto resulte ventajoso; especialmente aquellas situaciones en las que se necesiten ductos más largos o existen limitaciones de área de implantación para el precalentador y los ventiladores.

La limpieza del intercambiador de gases de combustión/aceite caliente, puede ser fácilmente realizada mediante sopladores de hollín durante el funcionamiento del horno.

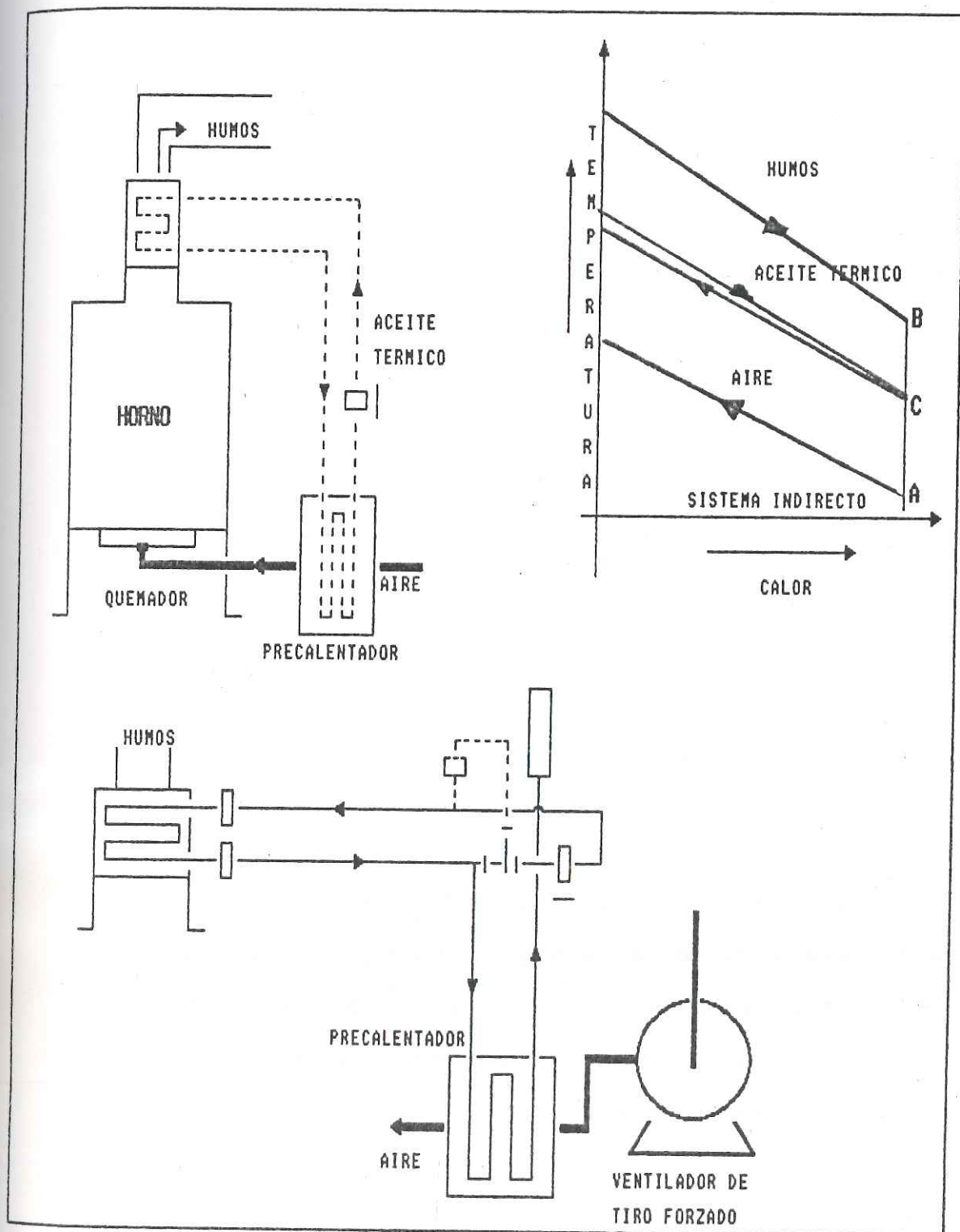


Figura 3.2: Sistema de Pre calentamiento de Aire Indirecto

El serpentín aceite caliente/aire, prácticamente no se ensucia y no necesita limpieza.

Como en el sistema directo, también en este sistema la temperatura de salida de los gases de combustión debe controlarse para evitar la corrosión por ácido sulfúrico, este control se realiza a través de un by-pass instalado en el circuito de aceite térmico.

Si la temperatura de salida de los gases de combustión llega a ser muy baja, la válvula del by-pass se abre con lo que disminuye la cantidad de aceite que circula hacia el intercambiador aceite térmico/aire, y la temperatura de entrada del aceite en el intercambiador aceite/gases de combustión aumenta.

3.4.3 Tipos de Precalentadores

Tanto en el sistema directo como el indirecto, el equipo más importante de la instalación es el precalentador, en el que debe realizarse la recuperación de calor de los gases residuales.

Por lo general, los combustibles utilizados en los hornos de proceso contienen un relativamente elevado porcentaje de azufre en su composición. Después de la combustión si la temperatura de los gases llega a ser suficientemente baja puede llegar a producirse una

condensación de agua y una interior formación de ácido sulfúrico que llegaría a corroer los equipos.

Esta posibilidad ha limitado tradicionalmente la temperatura de salida de los gases de combustión a valores muy seguros por encima de los de condensación. En estos momentos en los que el aprovechamiento energético de estos gases se está llevando al máximo de sus posibilidades, debe considerarse muy cuidadosamente, a la hora de definir la temperatura de salida de los gases y elegir el tipo de precalentador, la posible corrosión del equipo.

Como ya se ha indicado anteriormente, existen dos diferentes factores de precalentadores cuyas características principales son las siguientes.:

3.4.3.1 Precalentador de Tipo Regenerativo

Técnicamente son más conocidos con el nombre Ljungstron, (Figura 3.3), en esencia consiste en un rotor con una gran masa metálica, que absorbe el calor de los gases de combustión lo cede al aire que circula hacia los quemadores al atravesar en su giro ambos circuitos. Presentan una serie de problemas, que se deben considerar en el momento de su elección.:

- Pérdida de aire al circuito de gases y vice-versa.

- Debido a la suciedad que puede acumularse el rotor puede llegar a rozar con la carcasa y resulta difícil de arrancar después de algunas paradas.
- Requiere limpieza con sopladores de hollín.
- La conexión de los conductores resulta más complicada que en los recuperativos.
- Para evitar la corrosión ocasional, se hace preciso una protección de alguna de la zona más frías con material cerámico.

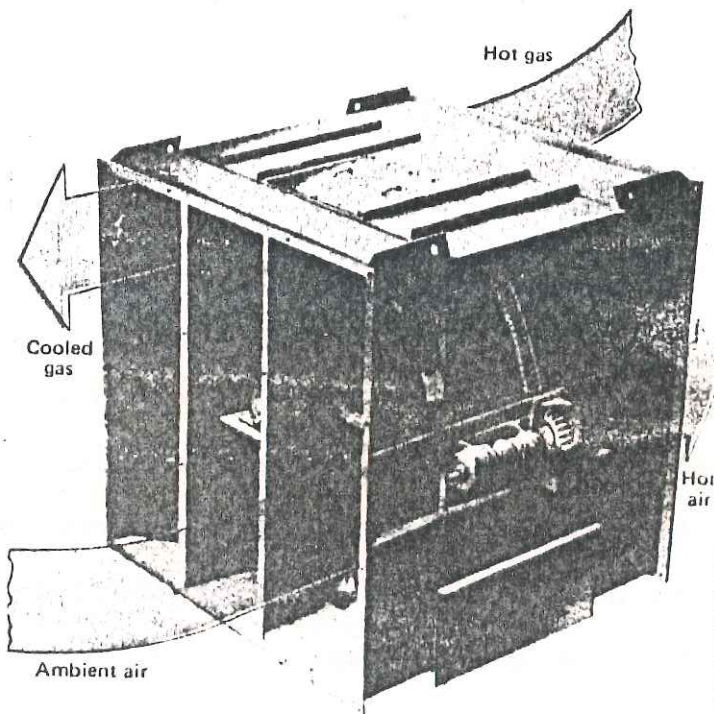


Figura 3.3: Precalentador Regenerativo

3.4.3.2 Pre calentador de Tipo Recuperativo

Este tipo de pre calentador es mucho más convencional en cuanto a su concepción, puesto que se trata de cambiadores de calor que intercambian el mismo a través de una serie de haces tubulares, más o menos sofisticados.

Los modelos existentes en el mercado más adecuado para resistir la corrosión producida por los combustibles sulfurados están constituidos por la combinación de haces de tubos de hierro fundido en las zonas más frías. Tal como se indica en la figura 3.4 el aire circula por el interior, en tanto que los gases lo hacen por el exterior de los mismos.

Debido a la especial circunstancia de la existencia de tubos de vidrio, estos equipos pueden utilizarse con temperaturas de pared de tubos por debajo de la formación de sulfúrico con lo que permiten un aprovechamiento energético mayor. En esta parte del equipo es previsible un exceso de suciedad, debido al hollín arrastrado por los gases que, en esta zona más fría pueden no estar completamente secos y tienden a adherirse sobre los tubos de cristal.

Las necesidades de limpieza de estos tubos depende exclusivamente del tipo de combustible utilizado, por la que la frecuencia de limpieza es muy variable.

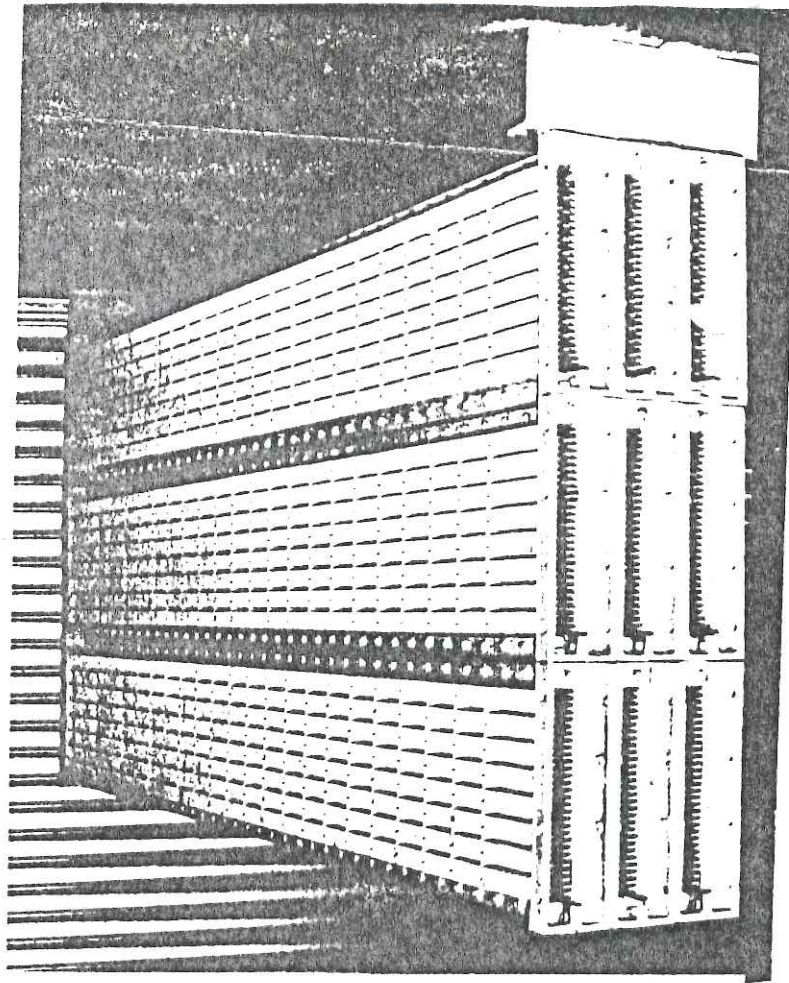


Figura 3.4: Precalentador Recuperativo

En previsión de esta eventualidad, el equipo esta dotado con una serie de distribuidores interiores de agua, que permitan la limpieza de cada una de estas secciones de vidrio, en un tiempo inferior a media hora, sin necesidad de parar el horno [GRUI86].

3.5 SISTEMA DE CONTROL E INSTRUMENTACION DEL HORNO

El desarrollo histórico del control de procesos industriales por computador ha estado marcado por la evolución de la teoría de control, optimización de procesos y computación. Solo cuando se han introducido grandes mejoras en los tres campos ha sido

posible utilizar los computadores para controlar directamente un proceso industrial [GOME85].

La informática del control es típicamente interdisciplinar, y ahí reside el motivo del respeto, o miedo, con que suele mirarse en muchos casos. Las tres disciplinas básicas en que se apoyan están ya mencionadas en el mismo título: informática, control o regulación, procesos industriales (Figura 3.5) . Esta triple dependencia esta nitidamente explicita en : " Computer Process Control " .

La instrumentación y control puede ser prevista cuando son fijados el grado de supervisión y necesidades de control. En base a los datos del proceso pueden fijarse los instrumentos imprescindibles. Sin embargo hay que considerar aspectos como son la economía, seguridad y conveniencia y respuestas a condiciones varias (Figura 3.6).

La mínima instrumentación requerida es:

a) Para medir temperatura:

- Del fluido a la entrada de la sección convectiva.
- Del fluido a la entrada de la sección radiante.
- Del fluido a la entrada de la línea de transferencia.
- Del aire atmosférico.
- De los gases de combustión.

HC= Manual loader
 I/P= Electrical-to-pneumatic
 signal converter
 I = Interlok
 IS= Current switch
 IA= Current alarm
 PG= Pressure gage
 PS= Pressure switch
 PA= Pressure alarm
 PT= Pressure transmitter
 TG= Temperature gage
 TS= Temperature switch
 TA= Temperature alarm
 SOV= Selenoid valve
 ST= Steam trap
 PIC= Pressure i
 indicator-controller
 ZS Position switch

 NOTA: L= Low
 H= High

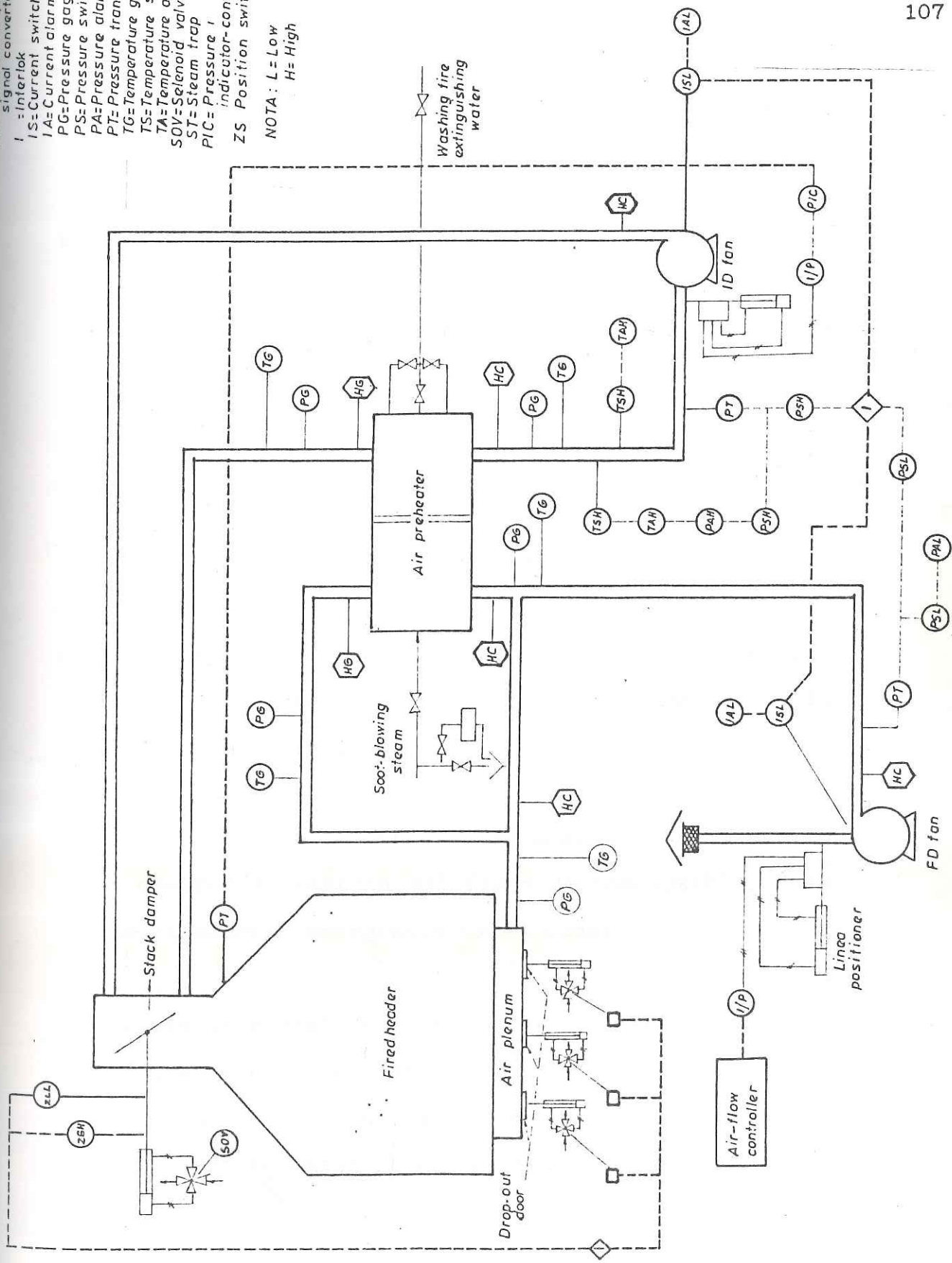


Figura 3.5: Sistema de Control de Hornos

- Del aire precalentado (si hubiera precalentadores).
- De las paredes de los tubos en los puntos más críticos.

b) Para medir presiones:

- Manómetro para medir al tiro en diferentes puntos del horno.
- Del fluido a la entrada de la sección de convección.
- Del fluido a la entrada de la sección de radiante.
- Del combustible en los quemadores.

c) Instrumentos para medir el porcentaje de CO₂ en los gases de chimenea del cual puede determinar la relación aire-combustible.

d) Si el horno es de apreciable capacidad es necesario el control automático del flujo de combustible. Pues pueden ocurrir emergencia tales como:

- Falla de energía eléctrica.
- Falla de agua de enfriamiento.
- Excesiva presión de la columna fraccionadora.
- Excesiva temperatura en los tubos del horno.

e) Regulación del tiro (DAMPER), normalmente es manual.

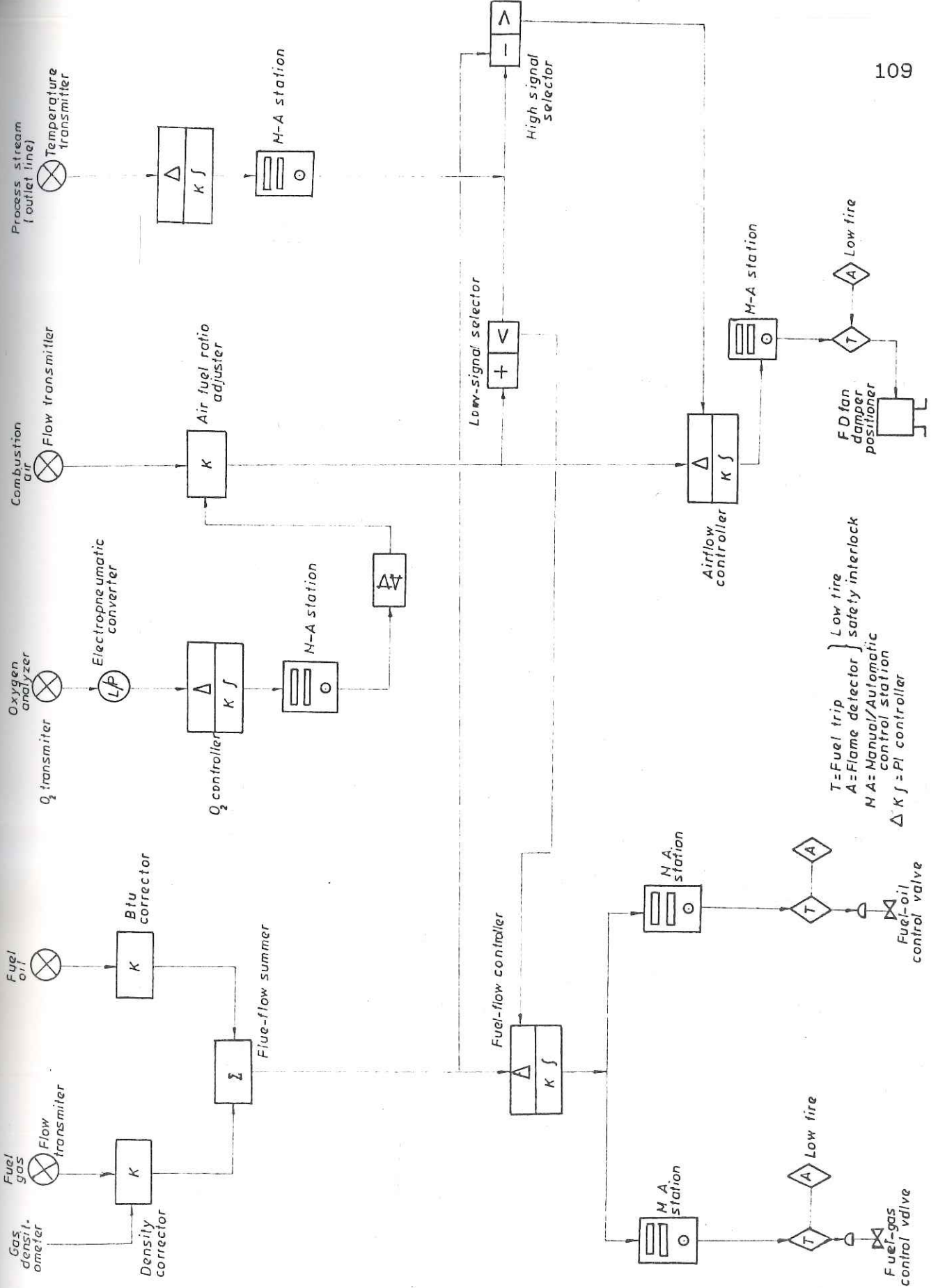


Figura 3.6: Esquema de Control de Combustión

En lo que se refiere a la industria petrolera y petroquímica este tipo de control automatizado por computador se realiza en muchos países, pero también existe todavía en control manual o semi automático, en algunas refinerías.

3.6 INSPECCION Y MANTENIMIENTO DE HORNOS

El consumo de aceites combustibles pesados generan problemas de ensuciamiento de la zona convectiva de los hornos de proceso debido fundamentalmente al contenido de impurezas tales como, azufre, sodio, vanadio, etc. además de un proceso de corrosión, más o menos rápida tanto en alta como en baja temperatura.

Es notorio que cualquier tipo de ensuciamiento en una superficie de intercambio produce una disminución del flujo térmico que puede llegar a valores que hagan poco rentable la utilización de determinados equipos.

En el caso de hornos de proceso y muy especialmente los que utilizan fuel oil, los depositos acumulados en la zona convectiva obligan a paradas periódicas para su limpieza y recuperar de esta forma una eficiencia adecuada y un funcionamiento óptimo del equipo. Este tipo de paradas son muy costosas, no por

el importe de limpieza, sino por el tiempo de indisponibilidad que permanece el horno.

Por esta causa se procura mantener al horno con el máximo grado de limpieza durante el mayor tiempo posible, empleando para ello un adecuado sistema de soplado o mediante limpiezas químicas del exterior de tubos.

3.6.1 Sopladores de Hollin

El ensuciamiento de la superficie exterior de los tubos es mucho más perjudicial en la zona de convección puesto que además de empeorar la transmisión de calor, aumenta a la vez la pérdida de carga en esta zona, el efecto negativo es aún más espectacular cuando los serpentines, en la parte de convección llevan studs o aletas; por eso se necesita una limpieza de la misma. Entre los distintos sistemas de limpieza conocidos ("stramlancig, shotcleaning"), quizás el más aplicado en hornos sea el de los sopladores de hollín.

Los medios usados para la limpieza son aire, vapor y agua. El aire es el menos utilizado debido a su alto costo. El más frecuentemente aplicado es el vapor entre 10 a 15 Kgr/cm². También el agua se aplica en precalentadores de aire y economizadores, siempre y cuando haya medios fáciles de recolección de esta agua. El agua quizás sea un medio de limpieza cada vez más

aplicada en aquellas zonas donde el hollín se hace pegajoso. Por la baja temperatura en que están los humos como en los precalentadores de aire y economizadores.

Siendo los sopladores de hollín por vapor los más aplicados, se tratará en este medio en más detalle. En primer lugar se puede distinguir entre sopladores rotativos y sopladores retráctiles.

3.6.1.1 Sopladores Rotativos

Estos sopladores tienen una lanza fija rotativa con una serie de agujeros por los que sale el vapor a presión, tienen la ventaja de una construcción sencilla y por eso son económicos.

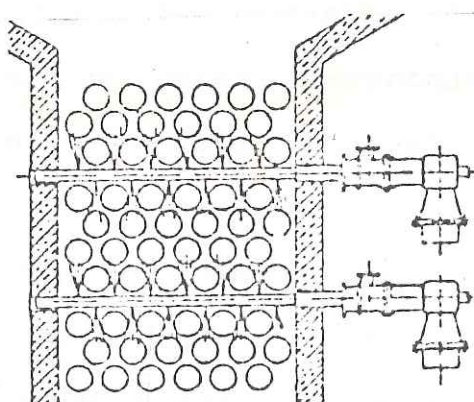


Figura 3.7: Soplador Rotativo

Sin embargo, presentan el inconveniente de la continua exposición a los gases de combustión, (se corroe fácilmente) y el fácil taponamiento de algunos agujeros, con su correspondiente pérdida de eficacia (Figura 3.7).

3.6.1.2 Soplador Retráctil

La eficacia del soplador retráctil comparado con el rotativo es mayor por la existencia de agujeros solo al final de la lanza. Esto origina un chorro de vapor más fuerte y por eso es más eficaz en su labor de limpieza. Lógicamente este soplador necesita una construcción más robusta y fuerte que el rotativo y por ello resulta sustancialmente más caro. Además de ello, el soplador retráctil ocupa más superficie fuera del horno y necesita una plataforma mayor con su estructura correspondiente, lo que aún encarece más este tipo de soplador. A pesar de estas desventajas económicas, existe una gran tendencia al uso del soplador retráctil.

El consumo de vapor para los sopladores retráctiles es aproximadamente entre 3 a 8 toneladas por hora. La diferencia entre el mínimo y el máximo depende del recorrido de la lanza, cuanto más larga sea la lanza, mayor será el consumo de vapor (Figura 3.8).

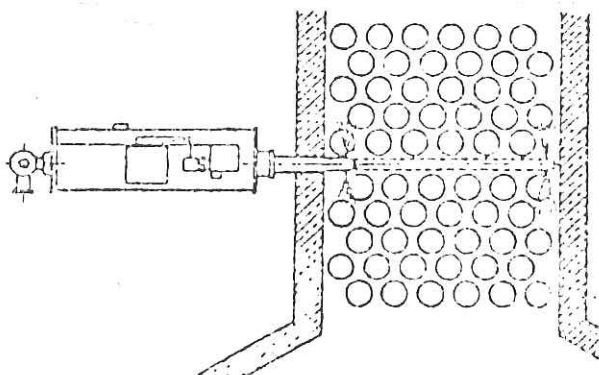


Figura 3.8: Soplador Retractil

También la limpieza interna de los tubos en los que se han depositado coke, debido a un sobrecalentamiento de ellos, podrá ser utilizando vapor de agua y aire (proceso de decoking) a presión, donde el vapor utilizado va a fragmentar al coke y por arrastre con agua este va a ser llevado al tambor de decoking, y posteriormente a un sistema de desechos. El aire se va a utilizar para el proceso de combustión, lo que se realizará internamente en los tubos por el calentamiento de éstos, para lo cual se regularán los quemadores del horno de tal manera no se exceda el calor transferido a los tubos. Los gases de combustión nuevamente serán dirigidos al tambor de decoking y después por un colector serán llevados hasta la chimenea.

De esta forma se consigue recuperar las condiciones operativas recomendables para que el horno funciones a la máxima eficiencia posible y a los valores cercanos de los diseños.

En lo que representa a la inspección de los tubos del horno los factores que afectan la vida de los tubos son:

- Condiciones de operación.
- Espesor del tubo promedio y mínimo.
- Naturaleza del crudo.
- Coke que se forma dentro del tubo.

a) Condiciones de operación

La fatiga de los tubos basados en las condiciones de operación variará en gran medida de las horas de vida de servicio para el que fue diseñado. Además hay que hacer notar que todos los tubos no siempre requieren ser reemplazados a un mismo tiempo ya que los tubos del serpentín están sometidos a diferentes condiciones de presión, temperatura, y ubicación con respecto a los quemadores.

El espesor de los tubos no es posible que tenga una misma medida, como resultado el espesor mínimo es especificado y práctico, actualmente da un espesor promedio de 12.5 % como tolerancia. Así si se especifica un espesor de 1/4 pulg. es posible que el espesor mínimo sea 0.23 pulg. y el máximo 0.26 pulg. para el espesor de 0.23 pulg. de aleación AISI 316 se le calcula una de 3.4 años.

c) Naturaleza del crudo

Dependiendo del tipo de crudo que se procesa estarán sometidos a diferentes condiciones de temperatura, presión, corrosión, y ensuciamiento que influirán en la vida del tubo.

d) Coque que se forma dentro del tubo

En el diseño de la temperatura del tubo es basado sobre la presencia de 1/4 pulg. de espesor de coque depositado en la pared interna del tubo. En la práctica actual los tubos son sometidos a la descoquización o limpiezas mecánicas como ya se ha dicho anteriormente. La temperatura del tubo una vez descoquizada se reducirá en un promedio de 65 °C esto puede ser muy influyente en la vida del tubo.

descoquizada se reducirá en un promedio de 65 °C esto puede ser muy influyente en la vida del tubo.

Cond. del tubo	Temp. del tubo	Vida útil
1/4 " de Coque	645 °C	30 000 hr.
Sin depósito de coque	565 °C	100 000 hr.

3.7 METODO DE DISEÑO DE HORNOS

El diseño para la vaporización del petróleo crudo, que servirá de carga a la torre de fraccionamiento, en realidad es un trabajo muy complicado porque se requiere amplios conocimientos y experiencia, en problemas de transferencia de calor, mecánica de fluido, combustión y otros.

El diseño requiere gran número de especificaciones que en gran parte deben ser fijados por el diseñador de acuerdo a la capacidad del horno, característica del fluido, etc., éstas deben ser completas y claras para evitar ambigüedades y/o confusiones en la construcción. Algunos puntos que se deben tener en cuenta son:

- Dar especificaciones completas
- Ser realista en las condiciones de diseño

- Proporcionar especificaciones estandar
- En lo posible proporcionar al fabricante alternativa de diseño

3.7.1 Transferencia de Calor en Hornos

Los hornos son esencialmente grandes intercambiadores de calor, donde el calor proporcionado por la combustión, generalmente de gas o aceite combustible, es transferido al fluido que circula por interior de los tubos.

Como cualquier intercambiador, el fenómeno involucra un balance entre el calor dado y el recibido pero la diferencia está en que gran parte del calores proporcionado por radiación y el resto por convección.

3.7.2 Métodos Corrientemente Empleados

Las aplicaciones comerciales más importantes de la transferencia de calor radiante se encuentra en el cálculo y diseño de calderas generadoras de vapor y hornos usados en la refineries de petróleo. Puesto que el arte de construcción de estas unidades se desarrolló antes que la teoría, el cálculo de transferencia de calor radiante en estos hornos evolucionó a partir de métodos empíricos. La contribución de varios investigadores a la literatura de problemas de

transferencia de calor radiante, tanto de tipo específico, como general, especialmente aquellas como Lobo y Evans [LOB039], Meckler [MECK52], y H.C. Hotell [HOTE58], han hecho posible que el diseño de estos hornos se realice a partir de bases más fundamentales, se cuenta ahora métodos semiteóricos para el cálculo de la secciones radiantes de transferencia de calor. A menudo estos métodos puedan adaptarse a la solución rápida de problemas que se encuentran en otra clase de hornos, así como otros equipos en los que la transferencia de calor radiante es de importancia.

Los métodos comunes para el cálculo de absorción de calor en las secciones radiantes de los hornos, se indican a continuación:

3.7.2.1 Método de Lobo & Evans

Este método hace uso del factor de intercambio F y una ecuación de tipo Stefan-Boltzmann. Tiene una buena base teórica y se usa extensamente en el diseño de hornos de refinerías. También se recomienda para calderas que queman petróleo o gas. La desviación promedio entre la absorción de calor predicha y observada en 85 pruebas en 19 hornos diferentes, que variaron ampliamente en características físicas y de operación, fue de 5,3%, la desviación máxima fué 16%.

3.7.2.2 Método Orrok-Hudson

Esta es una de las primeras ecuaciones empíricas para calcular la absorción de calor en la sección radiante de una caldera con tubos que pasan agua. Han sido reemplazados por expresiones más exactas y es de valor limitado en el diseño.

Puede usarse para estimar los efectos del cambio en la alimentación, así como las variaciones de la razón aire-combustible para una caldera en operación alimentada con carbón o petróleo. Si se conoce que no habrá cambios apreciables ya sea en el carácter o cantidad de escoramiento de los tubos. En tales aplicaciones puede ser necesario ajustar la constante de la ecuación para que cumpla con las condiciones de operación conocida.

3.7.2.3 Método de Wohleberg

Este es un método empírico aunque indudablemente más confiable que la ecuación de Orrok-Hudson para calcular la absorción de calor radiante y solo se aplica para el quemado de carbón. Se repite nuevamente que es un pre-requisito el conocimiento anticipado del escoramiento para la aplicación de esta ecuación de transferencia de calor en un horno o caldera. Las pruebas en 7 calderas grandes indicaron

una desviación del 10% cuando el factor de escoria se estimó de la apariencia del horno. La máxima desviación fue cerca de 50% cuando se uso Stoker pero se obtuvo mejor precisión en hornos alimentados con carbón pulverizado.

3.7.3 Método Seleccionado

El método para diseño de hornos, utiliza un mayor de correlaciones estrictamente empíricas. Métodos más recientes para diseños de hornos son capaces de estimar con mayor precisión la variación de flujo de calor en la sección radiante para un tipo de geometría diseñada [NOGA85]. El presente trabajo describe el método para realizar los cálculos tanto en la sección de radiación como de convección [WINP78].

3.7.3.1 Balance de Energía en la Sección de Radiación

Las investigaciones realizadas sobre el intercambio de calor dentro de la cámara de radiación, han sido numerosas. Para el cálculo de la radiación se aplica generalmente el método de LOBO & EVANS que se explica a continuación.

Balance Energético:

$$\boxed{Q_r + Q_l + Q_{g2} = Q_n + Q_a + Q_f} \dots\dots\dots(3.7.1)$$

- Q_r = Calor a intercambiar con el flujo de proceso.
 Q_l = Pérdida de calor en las paredes de la cámara.
 Q_{g2} = Calor restante en los gases de combustión hacia la parte de convección.
 Q_n = Calor liberado por el combustible.
 Q_a = Calor sensible en el aire de combustión.
 Q_f = Calor sensible del combustible.

Conocido el balance, se analiza por separado cada término del mismo. Como primer término destaca Q_r que puede determinarse por el método de LOBO & EVANS. Como base de su solución se parte de la ley de STEFAN BOLTZMANN.

$$Q_r = \sigma T^4 \dots\dots\dots(3.7.2)$$

siendo:

$$\sigma = 0,173 \times 10^{-8} \text{ Btu/Hr-SqFt-}^{\circ}\text{R}^4$$

T = Temperatura absoluta del cuerpo que radia.

Para la cámara de radiación, donde el intercambio de calor tiene lugar entre un volumen de gas a la temperatura T_a y una superficie, formada por serpentines de tubos, a la temperatura T_b , se formula el intercambio por radiación entre los dos en función de la temperatura de ambos, la superficie receptora y

la forma del volumen del gas a través de un factor de intercambio en la forma:

$$Q_r = \sigma A F (T_a^4 - T_b^4) \dots\dots(3.7.3)$$

siendo:

A = Superficie receptora efectiva formada por los serpentines, ft²

F = Factor de intercambio de calor

T_a = Temperatura de la nube del gas, °R

T_b = Temperatura de la superficie receptora, °R

Con esta fórmula se podría calcular Q_r si los términos A, F, T_a y T_b estuvieran definidos. Sin embargo, esto necesita una más amplia explicación. Por ejemplo, la superficie A depende de la configuración del serpentín: diámetro de tubo, longitud, distancia entre tubos y si está respaldado por refractario o no.

HOTELL ha dado una clara definición para esta superficie en la forma de:

$$A = \alpha A_{cp} \dots\dots\dots(3.7.4)$$

siendo:

A_{cp} = Superficie plana equivalente en ft², que es igual al producto del número de tubos por la longitud y la distancia entre los tubos.

De acuerdo con la curva de α , se ve que este valor baja cuando la distancia entre los tubos aumenta. Sin embargo, a la vez que baja α , (Figura 3.9) sube A_{cp} , pues A_{cp} se aumenta linealmente con la distancia entre tubos, y el efecto total es que A_{cp} por tubo sube mientras que por unidad de superficie de pared del horno baja.

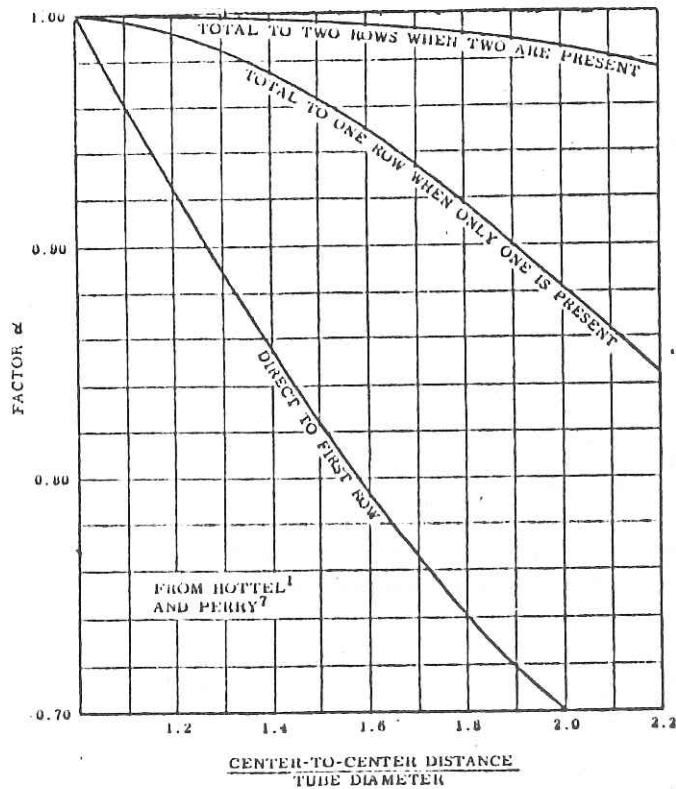


Figura 3.9: Factor de Absorción

En el caso de tener que utilizar materiales caros para el serpentín, por ejemplo de alta aleación,

entonces puede ser ventajoso usar mayores espacios entre los tubos para mantener el costo del serpentín lo más bajo posible a pesar de tener más superficie de pared de horno. Además el "heat flux" admisible sube con la distancia entre los tubos.

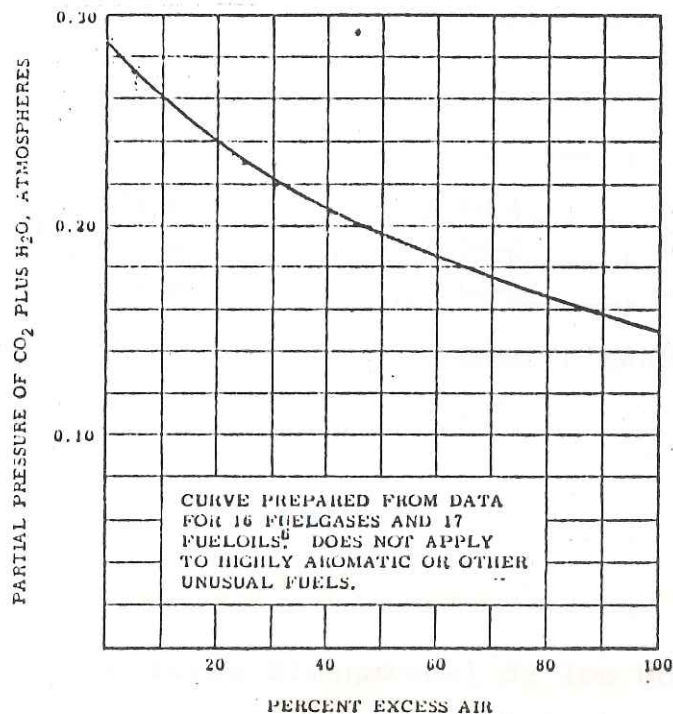


Figura 3.10: Presión Parcial CO₂-H₂O

El factor de intercambio de calor F reúne en sí las influencias siguientes:

En primer lugar destaca como factor influyente de gran importancia la emisividad de la nube de los gases. Como es sabido la emisividad de la nube

depende principalmente de CO_2 y H_2O en los gases, y la concentración de los dos componentes se puede calcular fácilmente a través de su presión parcial P (Figura 3.10).

"BEAMLENGTH"	RELACION DIMENSIONAL DE HORNOS RECTANGULARES	
1.- $2/3 * (\text{VOLUMEN})^{**1/3}$	1-1-1	→ 1-1-3
	1-2-1	→ 1-2-4
2.- 1.0* MEDIDA MINIMA	1-1-4	→ 1-1-00
3.- 1.3* MEDIDA MINIMA	1-2-6	→ 1-2-8
4.- 1.8* MEDIDA MINIMA	1-3-8	→ 1-00-00
	HORNOS CILINDRICOS	
5.- $2/3 * \text{DIAMETRO}$	D * D	
6.- 1 * DIAMETRO	D * 2D	→ D * 00 D

Figura 3.11: Relación Dimensional de los Hornos

Asimismo, depende de la nube representada por una longitud típica L ("BEAM LENGTH"), en lugar de una medida de volumen (Figura 3.11).

Combinando P y L se calculará la emisividad dependiendo también de la temperatura de la nube T_a (Figura 3.12).

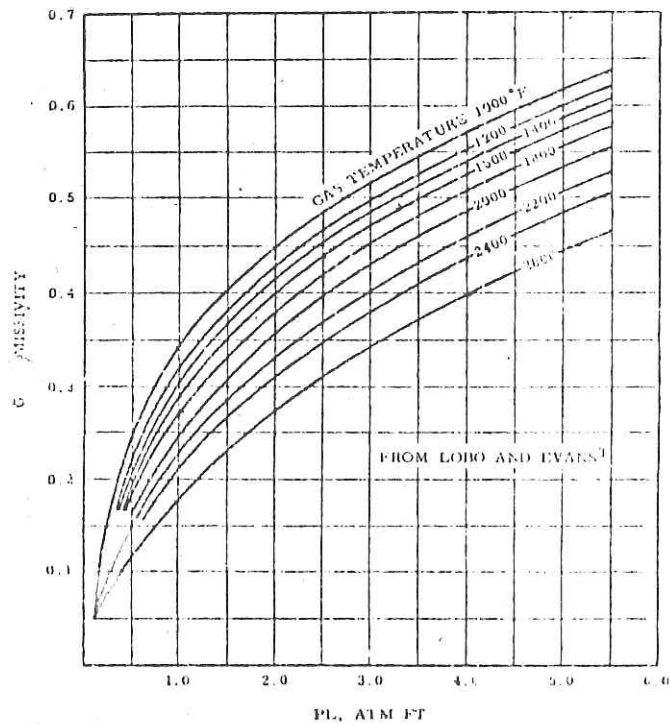


Figura 3.12: Emisividad del Gas

Como otros factores a considerar, se puede mencionar que al no ser ni la nube de gases de combustión, ni la superficie receptora 100% negros se necesita una corrección. además de esto, se considerará la relación entre el refractario expuesto y el refractario cubierto. Se comprende fácilmente que cuanto más refractario expuesto, (refractario sin protección de serpentines) existe en relación con el refractario cubierto, habrá mas reflejo de la radiación

y por lo tanto un intercambio de calor mejor entre los gases de combustión y serpentines (Figura 3.13).

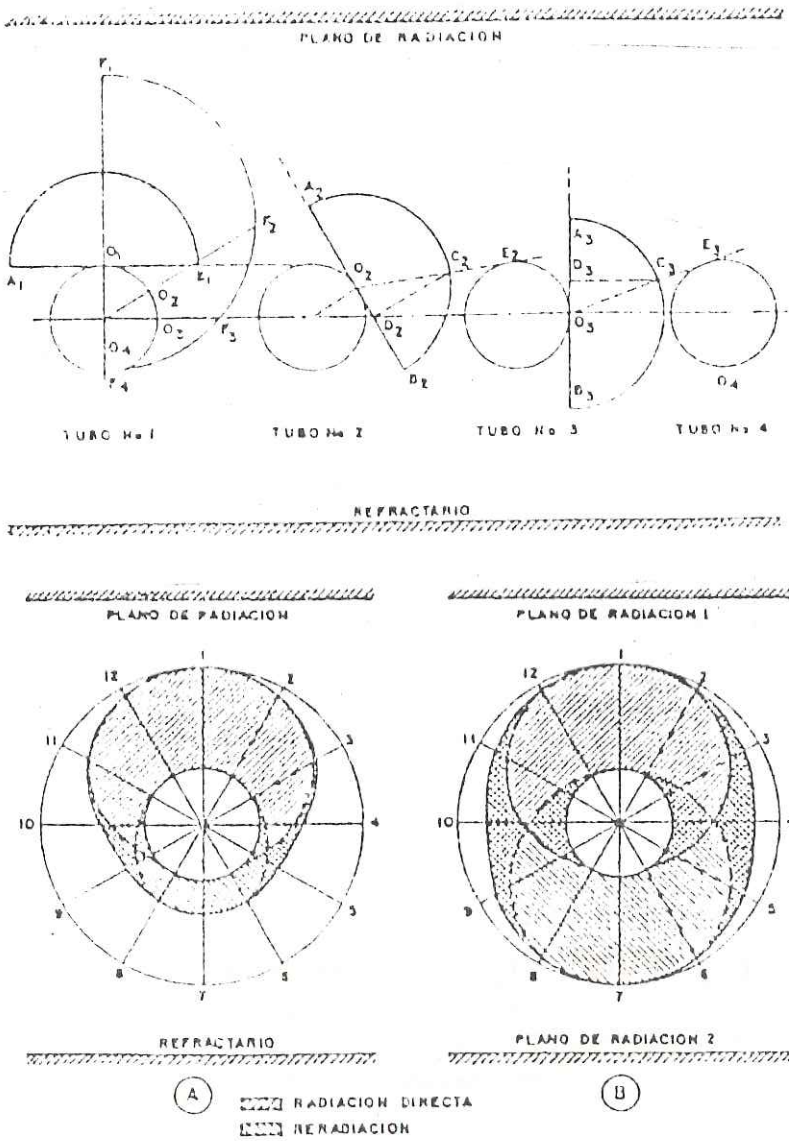


Figura 3.13 : Radiación en los Tubos

Cabe destacar que se supone que todo el calor radiado hacia la pared es reflejado por la misma sin pérdida hacia afuera. Las pérdidas de calor por la pared de la cámara se suponen procedentes de la convección entre los mismos gases y la pared. Una vez

calcular el factor F con la ayuda de la figura 3.14, según HOTELL.

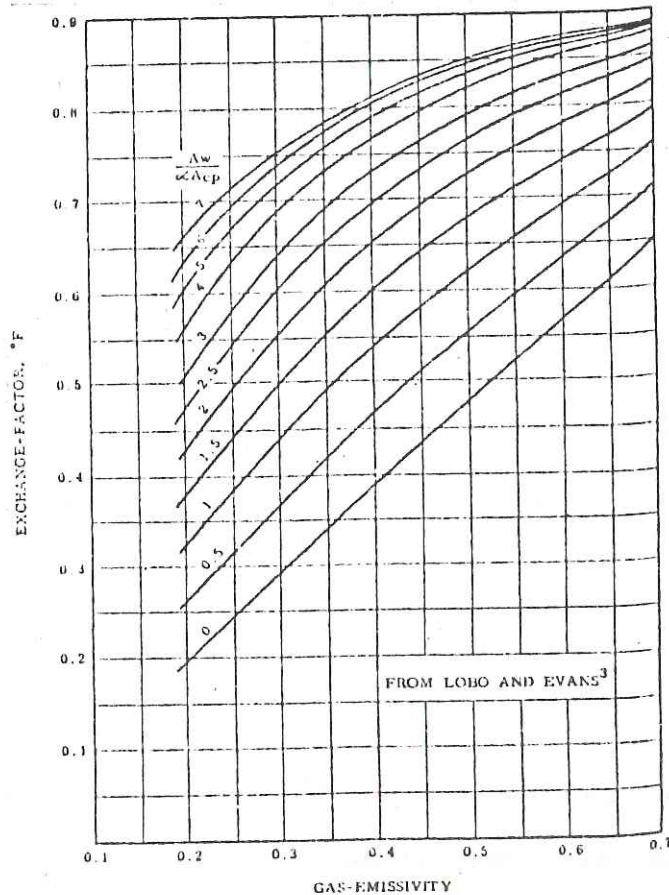


Figura 3.14: Factor de Intercambio, F

En conexión con lo descrito anteriormente sobre la relación de refractario expuesto y refractario cubierto se puede observar que cuanto mayor sea esta relación, mejor intercambio de calor se obtendrá. Sin embargo, un aumento de esta relación no siempre significa una mejora como ocurre en el caso de

aplicación de muros de separación de refractario dentro de la misma cámara , en donde lo que se gana por aumento de dicha relación se pierde por la disminución de L, "BEAM LENGTH" con un resultado más o menos igual.

La temperatura T_a se supone que es la de los gases que salen de la cámara de radiación. Esta suposición sólo es válida cuando la temperatura dentro de la cámara de radiación es constante. Se comprende que en la realidad no es así, sin embargo la experiencia ha confirmado que dentro de ciertos límites, el error que se comete cae dentro de lo admisible. Por ejemplo, en hornos estrechos y altos, conviene analizar la supuesta constancia de la temperatura T_a no sale de estos límites, en cuyo caso se podría subdividir la cámara en tantas partes como sea necesario y calcular cada parte separadamente con una temperatura T_a diferente.

La temperatura T_b , por su más bajo nivel comparada con T_a , suele tomarse como la temperatura media del metal del serpentín.

Como se sabe, el intercambio de calor dentro de la cámara de radiación, se realiza también por convección en una proporción del 5 a 20% aproximadamente, cantidad suficiente importante para considerarla en los cálculos. El calor total, intercambiado en la cámara de combustión por radiación y convección será:

$$Q_r = R_{rr} + Q_{rc} \dots\dots\dots(3.7.5)$$

$$Q_r = \sigma \alpha A (T_a^4 - T_b^4) + 7,0 \alpha A F (T_a - T_b)$$

$$\dots\dots\dots(3.7.6)$$

La pérdida de calor Q_l se puede calcular con bastante exactitud pero el cálculo es laborioso. Por eso muchas veces se toman datos estimados que son suficientes por su relativamente pequeña influencia en el resultado final del diseño. Para los hornos de cabina se suele tomar un 2,5 - 3% del valor de Q_n y para los hornos cilíndricos un 1,5 - 2 % del mismo valor.

El calor sensible de los gases de combustión que entran en la parte de convección Q_{g2} , se calcula como $Q_{g2} = B \times h$ siendo B la cantidad de combustible y h la entalpía de los gases de combustible correspondiente a la temperatura T_a .

El calor liberado por los quemadores es igual a la capacidad del horno dividido por el rendimiento, esto es:

$$Q_n = \frac{\text{Capacidad del Horno}}{\text{Rendimiento}} \dots\dots\dots(3.7.7)$$

El calor sensible del aire de combustión es:

$Q_a = C_{p\text{air}} (t_{\text{air}} - t_{\text{amb.}}) m$

$C_{p\text{air}}$ = Calor específico del aire

t_{air} = Temperatura del aire de combustión

t_{amb} = Temperatura del ambiente

m = masa de aire

La cantidad de calor sensible del combustible Q_f , normalmente es despreciable.

Con lo expuesto anteriormente es posible ya seleccionar una cámara de radiación que corresponda a los datos requeridos, mediante el cálculo computarizado o por una solución gráfica aproximada.

3.7.3.2 Solución Gráfica para el Balance de Energía en la Sección de Radiación

Por la claridad de una solución de este tipo es interesante profundizar algo más sobre la misma. Además a través de solución gráfica se puede ver inmediatamente como se comportaría el horno al introducir algunos cambios, por ejemplo en la capacidad, exceso de aire, etc (Figura 3.15).

En el eje horizontal del sistema de coordenadas del gráfico se han representado temperaturas y en el eje vertical calor por unidad de combustible. En el está indicado por ejemplo el calor total liberado LHV por libra de combustible, junto con

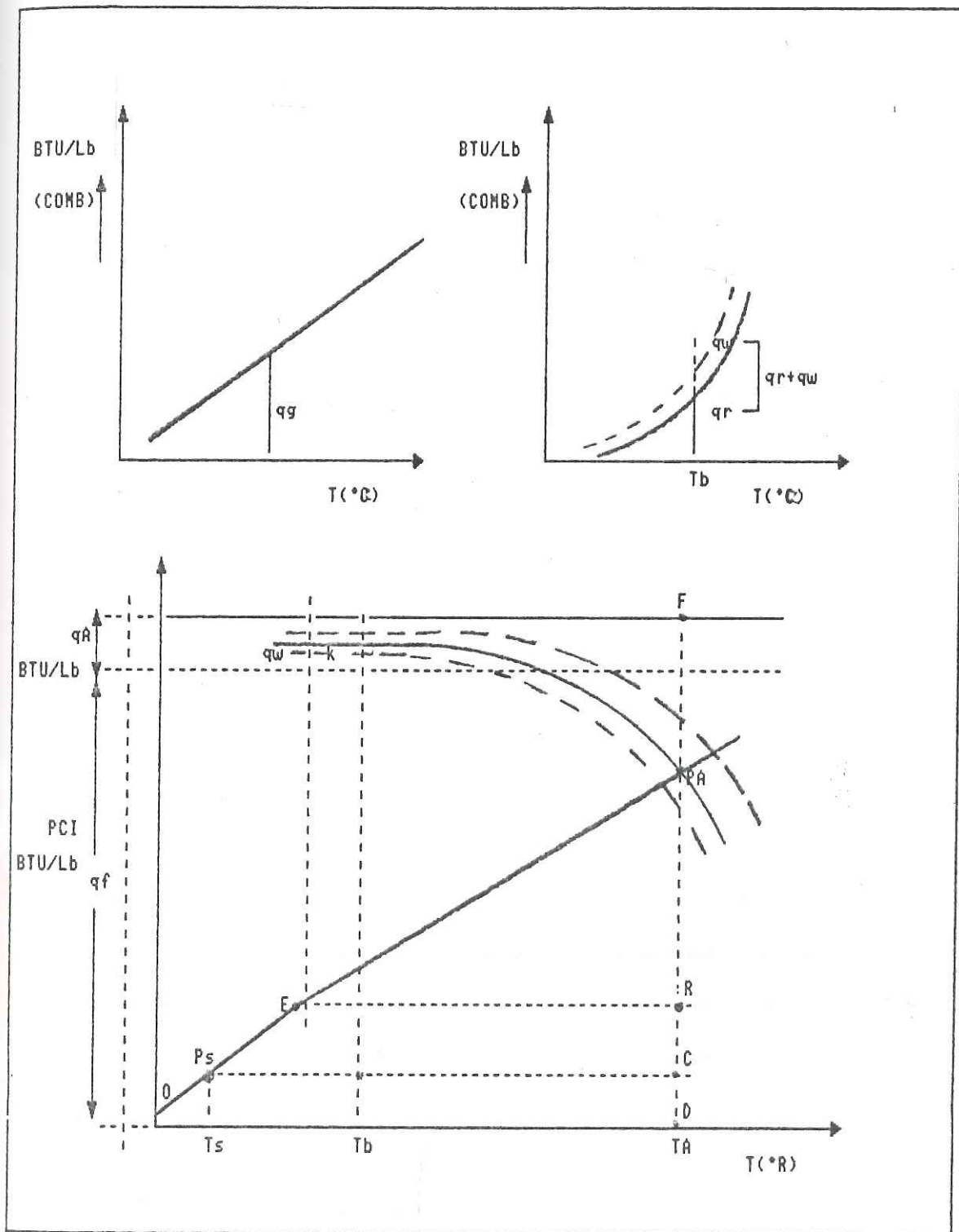


Figura 3.15: Solución Gráfica del Dimensionado de la Cámara de Radiación.

....

el calor del aire de combustión q_A ; la suma $LHV + q_A$ es el calor total, por unidad de combustible, disponible en la cámara de radiación.

La curva OPa representa la entalpía de los humos de combustión con un exceso de aire de 1.2 (es decir, 20%) en relación con la temperatura.

A la temperatura T_a , la entalpía de estos humos es PaD. El punto E representa las condiciones del gas a la entrada del precalentador de aire, mientras Ps a T_s corresponde a la entalpía con que los humos salen de la chimenea a la temperatura T_s . PaF es el factor de intercambio por radiación mas pérdidas.

La cantidad de calor PaR es la disponible en la parte de convección, y RC es la cantidad intercambiada en el precalentador de aire. Este calor es recuperado por el aire de combustión vuelve a la camara de radiación.

Las curvas parabólicas que pasan por el punto K, representan las parábolas según LOBO y EVANS, de su ecuación anteriormente desarrollada, dibujada con el eje vertical positivo hacia abajo.

El punto K corresponde a la temperatura T_k de la pared del serpentín. La intersección Pa de la parábola con la de entalpía de los humos representa la temperatura T_a a salida de la cámara de radiación, y

representa la cantidad de calor entregada en la cámara de radiación.

Una vez conocidas las características del horno, la parábola se puede dibujar para cualquier caso de operación del horno y ver como se comportaría el mismo al aumentar o disminuir su capacidad o por cambios de exceso de aire.

3.7.3.3 Balance de Energía en la Sección de Convección

En la sección convección, el calor es transferido tanto por radiación como por convección. Una base firme para calcular la transferencia de calor en la sección de convección fue en un principio determinada por MONRAD, el explicó la convección directa en las paredes refractarias.

El método aquí señalado sigue la teoría de MONRAD, pero con correlaciones revisadas para incluir resultados experimentales posteriores.

a) Transferencia de Calor por Convección

Las correlaciones ofrecidas por MONRAD ha sido revisada para incluir datos posteriores y más extensos en los coeficientes de transferencia de película. La ecuación (3.7.8) muestra el coeficiente de convección para diversos tamaños de diámetro de tubo.

La temperatura promedio del formador de película de gas es definida mediante la temperatura promedio del fluido en el tubo interno mas un medio del MLTD a partir del gas de combustión hasta el fluido.

$$h_{cc} = \frac{2,14 (T_f)^{0,28} (G_{max})^{0,6}}{d^{0,4}} \quad .(3.7.8)$$

Donde:

h_{cc} = Coeficiente de película T_f = Temperatura fluido

G_{max} = Flujo másico d = diámetro

b) Radiación del Gas de Combustión

Un método para calcular la transferencia de calor por radiación del gas de combustión hacia un banco de tubos ha sido presentado por HOTELL. Su relación básica fue resuelta empleando un tubo espaciador común de aproximadamente dos tubos de diámetro, un tubo con una superficie de absorvancia de 0,9 y una presión parcial de $CO_2 + H_2O$.

La temperatura promedio del gas es definida como la temperatura promedio del fluido en el tubo interno más la diferencia de la temperatura media logaritmica desde el gas de combustión hasta el fluido. La temperatura promedio de la pared del tubo puede ser

obtenida según la temperatura promedio del fluido más 38 °C.

c) Radiación de la Paredes Refractarias

Siguiendo el modelo de MONRAD, expresamos el coeficiente efectivo, para la transferencia de calor del tubo a pared como una función de la temperatura de la pared del tubo. Este coeficiente junto a las áreas relativas de la pared y del tubo en la sección convectiva determinan un factor de corrección f , tal como se muestra en la siguiente ecuación.

$$f = \frac{h_{cw}}{h_{ce} + h_{cr} + h_{cw}} \cdot \left[\frac{A_{cw}}{A_{ct}} \right] \quad \dots(3.7.9)$$

Donde:

h_{ce} , h_{cr} , h_{cw} = Coeficiente de película convección, radiación y del tubo.

A_{cw} , A_{ct} = Area de tubo

d) Coeficiente Total de Transferencia

El coeficiente total aparente de película de gas determinado a partir de los coeficientes individuales según la siguiente ecuación.

$$h_c = (1 + f) (h_{cc} + h_{cr}) \quad \dots(3.7.10)$$

Donde:

h_{cc} , h_{cr} = Coeficiente de película convección,
radiación.

El coeficiente del tubo interno es calculado mediante métodos estándares, basados en la medida del gasto y las propiedades físicas del fluido, la resistencia de la pared del tubo es pequeña. Luego el coeficiente total de transferencia en la sección de convección llega a ser:

$$U_c = \frac{h_c \cdot h_{c1}}{h_c + h_{c1}} \quad \dots(3.7.11)$$

Donde:

h_c = Coeficiente de Transferencia de Calor Externo

h_{c1} = Coeficiente de Transferencia de Calor Interno

3.7.3.4 Diseño de la Chimenea

El propósito primordial de la chimenea es de crear el tiro necesario para producir el flujo de los gases a través del horno. Una segunda función es la descarga de los gases de combustión a suficiente altura para evitar que causen molestias, especialmente si hay cerca construcciones o limitaciones ambientales.

Las chimeneas son hechas de acero, ladrillo o concreto, pero en general se utilizan las de acero.

a) Diámetro de Chimenea

El diámetro generalmente es función del flujo de los gases. Normalmente son dimensionadas para velocidades de 25 pies/seg pero puede que en algunos casos no se cumpla, así cuando la chimenea es instalada encima de la sección de convección, el diámetro deberá ser menor que el ancho exterior de la sección de convección.

Para determinar el diámetro procederemos de la siguiente forma:

Flujo volumétrico = Area x Velocidad

$$G = A.V \quad \dots\dots\dots(3.7.12)$$

$$A = \frac{G}{V} = \frac{M/\tau_g}{V} = \frac{\pi D^2}{4} \quad \dots\dots(3.7.13)$$

Despejando el diámetro (D)

$$D = \frac{\sqrt{4.M}}{\pi V. \tau_g} \quad \dots\dots(3.7.14)$$

Asumiendo que la velocidad (V) sea de 25 pies/seg.

$$D = 0,225 \sqrt{M/\tau_g} \dots\dots\dots(3.7.15)$$

donde :

M = Flujo de gases de combustión, Lbm/seg

τ_g = Densidad del gas a la temp. entrada, Lbm/pie³

G = Flujo volumétrico, Ft³/seg

D = Diámetro de la chimenea

V = Velocidad del fluido, Ft/seg

b) Altura Mínima Requerida

La altura mínima debe ser tal que el tiro ganado en la chimenea y en el horno sea igual a las pérdidas de presión a través del sistema (especialmente por fricción), más un tiro que debe existir a nivel de los quemadores :

Tiro originado en las secciones = de (Rad+ Conv + Chim)	Tiro Requerido (Quemador + Pérdidas)
--	---

$$\dots\dots\dots(3.7.16)$$

El tiro originado en cualquiera de las secciones o chimenea esta dado por :

$$\text{Tiro} = 7,9 H (T_c - T_a) / (T_c - T_a) \dots\dots(3.7.18)$$

Donde :

H = Altura de la sección de convección, radiación o chimenea, Fts

T_c = Temperatura promedio de los gases en la sección que atravieza, °R

T_a = Temperatura del medio ambiente, °R

El tiro originado será :

$$\text{Tiro Total en Pulg-H}_2\text{O} = \frac{7,9}{T_a} \left[\frac{h_r (T_r - T_a)}{T_r} + \frac{h_c (T_c - T_a)}{T_c} + \frac{H (T_{ch} - T_a)}{T_{ch}} \right]$$

.....(3.7.19)

h_c, h_r, H = Altura de la secciones de convección, radiación y chimenea, Fts

T_r, T_c, T_{ch} = Temperatura de los gases de radiación, convección y chimenea, °R

Las pérdidas por fricción en Pulg-H₂O en la sección de convección está dado por:

$$P_c = 12 \cdot \frac{(V^2)}{2g} \cdot \frac{\tau_g}{\tau_w} = 0,0030 V^2 \tau_g = 0,0030 G^2 / \tau_g$$

.....(3.7.20)

donde :

τ_g = Densidad del gas, Lb-m/pie³

V = Velocidad del gas, Ft/seg

G = Velocidad másica, Lb-m/pie².seg

P_c = Pérdida en la Sección de Convección

Las pérdidas de presión en la chimenea están constituidas:

	<u>Pulg-H₂O</u>
Contracción a la entrada de chimenea	0,005
Control de tiro	0,015
Expansión a la salida de chimenea	0,010
Total	0,030

además hay que agregar las pérdidas de presión por fricción que esta dado por :

$$P_{ch} = \frac{0,0251 M^2 (H + D/f)}{\tau_g D^5} \dots\dots(3.7.21)$$

El tiro a nivel del quemador es tomado por experiencia a 0,2 Pulg-H₂O. Las pérdidas y requerimientos totales estará dado por:

$$P_t = 0,230 + 0,0030 \frac{G^2}{\tau_g} + 0,025 \frac{M^2 (H + D/0,016)}{\tau_g D^5}$$

\dots\dots\dots(3.7.22)

Donde :

P_t = Pérdida Totales G = Gasto τ_g =Densidad gas

D = Diámetro H = Altura M = Flujo másico

Ademas $f = 0,016$

agrupando las ecuaciones (3.7.21) y (3.7.22) anteriores en dos funciones tendremos :

$$f_1 = \frac{7.9}{T_a} \left[\frac{h_r (T_r - T_a)}{T_r} + \frac{h_c (T_c - T_a)}{T_c} \right] \dots (3.7.23)$$

$$f_2 = 0,230 + 0,030 V^2 \tau_g + 0,025 \frac{M^2 (H + D/0,016)}{\tau_g D^5}$$

.....(3.7.24)

De las ecuaciones (3.7.19), (3.7.23) y (3.7.24) y despejando la altura de chimenea :

$$H = \frac{f_1 - 0,230 - 0,030 V^2 - 1,56 M^2 / \tau_g D^4}{\left[\frac{0,025 M^2}{\tau_g D^5} - \frac{7,9 (T_{ch} - T_a)}{T_a \cdot T_{ch}} \right]}$$

.....(3.7.25)

La densidad del gas es función de la temperatura, entonces se tiene :

$$\tau_g = 0,0695 - 7,6 \times 10^{-5} t + 4,1 \times 10^{-8} t^2 - 8,3 \times 10^{-12} t^3$$

.....(3.7.26)

donde :

H = Altura de Chimenea, Ft

t = Temperatura de Gas Combustión, °F

f = Factor de Fricción de Darcy-Wusback

D = Diámetro de Chimenea, Pies

M = Flujo de Gas, Lb-m/seg

3.8 CAIDA DE PRESION EN EL SERPENTIN DEL HORNOS

Para la circulación de los fluido dentro de las tuberías en general, es necesario una estabilidad para evitar pulsaciones de los mismos que a lo largo pudiesen originar roturas en las tuberías o equipos de proceso [ROTH80, VERM80].

Para las tuberías dentro de un horno existe la misma problemática y además de las pulsaciones indeaseables por inestabilidades, existe el gran peligro de sobrecalentamiento de la pared del tubo cuando en su interior el hidrocarburo no refrigera suficientemente esta pared. La estabilida de flujo por lo tanto es uno de los primeros requisitos para un buen diseño de hornos [MAKE55].

3.8.1 Ecuaciones Fundamentales de Flujo en Estado Estacionario

La determinación de la caída de presión el serpentín incluyendo la línea de transferencia es la

parte más complicada y de mayor incertidumbre, pues a lo largo de la línea hay una constante vaporización que implica grandes cambios de propiedades en el fluido, además hay que considerar que el fluido en el horno aumenta constantemente de entalpía así como energía cinética.

En lo que respecta a las velocidades del fluido, estos no deben ser supersónicas porque traería como consecuencia la inestabilidad en la columna de fraccionamiento, y esto se puede comprobar al final de la línea de transferencia.

A continuación procederemos a exponer los principios fundamentales del movimiento de fluido, condiciones críticas, tipos de flujos, métodos utilizados para el cálculo de caída de presión.

El movimiento de fluido se basan en los siguientes principios :

- Conservación de la masa
- La segunda ley de movimiento de Newton
- La primera y segunda ley de la termodinámica

La aplicación de los principios termodinámicos a las corrientes fluidas son posibles únicamente bajo grandes restricciones. Cuando un fluido compresible fluye con fricción a través de un conducto, los cambios que tienen lugar deben ajustarse a cuatro

ecuaciones fundamentales de flujo en estado estacionario [BIRD80].

a) Ecuación de Continuidad.- Es esencialmente una formulación del principio de la conservación de la materia: así en una tubería con secciones transversales diferentes.

$$\dot{M} = V_1 A_1/v_1 = V_2 A_2/v_2 = \bar{V} A/v \quad \dots(3.8.1)$$

donde :

\dot{M} = Flujo Másico

A_1, A_2, A = Area de sección transversal

V_1, V_2, \bar{V} = Velocidad del fluido

v_1, v_2, v = Volumen específico

Tomando diferencial a la ecuación (3.8.1) debe cumplirse :

$$\partial \left[\frac{\bar{V} \cdot A}{v} \right] = 0 \quad \dots\dots\dots(3.8.2)$$

b) Ecuación de Movimiento.- Que expresa el principio de conservación de la cantidad de movimiento y comprende un balance de fuerzas y cantidades de movimiento de un volumen elemental, debiendo incluirse todas las fuerzas que actúan sobre le

mismo y el flujo neto de "cantidad de movimiento" a través de su límites. así para el caso general de flujo unidimensional se puede escribir en la forma :

$$\int_A \bar{v} \rho (\bar{v} \cdot \bar{n}) da + \frac{d}{dt} \int_v \bar{v} d\bar{v} \rho = \Sigma \bar{F} \dots (3.8.3)$$

donde :

v = Vector velocidad relativa

ρ = densidad

ΣF = Fuerza total de arrastre ejercida por el fluido en la dirección del flujo y fuerza como gravedad

c) Ecuación Energética. - Denominada también balance de energía que es igual a la variación de energía total.

$$\int_A ((pv+u)+\phi+k)\tau(Vn)dA + \frac{d}{dt} \int_v (u+\phi+k)\rho dv = Q-W \dots$$

..... (3.8.4)

donde :

u = Energía Interna

v = Volumen específico

ϕ = Energía Potencial

k = Energía Cinética

V = Velocidad relativa

d) Ecuación de Energía Mecánica .- La fricción inducida por la corriente fluída da lugar a una degradación de la energía mecánica por su conservación en calor

y por lo tanto un incremento a su energía interna y entropía bajo condiciones adiabáticas o una pérdida a sus alrededores. Así para un elemento de longitud dL :

$$v dp + d \frac{V^2}{2g_c} + \frac{dzg}{g_c} + dW_f + d'W = 0 \quad \dots(3.8.5)$$

donde :

dW_f = Energía degradable por fricción

$d'W$ = Trabajo externo realizado por el fluido

dz = Cambios de elevación

Además de las ecuaciones descritas anteriormente, deben cumplirse la ecuación de estado del fluido, así como las restricciones que condicionan, tales como las adiabáticas y las isotérmicas o en el caso general en que el calor se transfiere al fluido y la temperatura varía.

3.8.2 Máxima Velocidad del Fluido en Tuberías

El volumen específico de sistemas que se están vaporizando aumentan rápidamente, debido a las pérdidas de presión por fricción que son muy grandes. Si este sistema fluye adiabáticamente en un flujo de masa constante aumentará el volumen específico a medida que disminuye la presión, hasta alcanzar una velocidad límite. Un incremento posterior en velocidad y una

reducción de presión, no puede tener lugar espontáneamente ya que ello supondría una disminución de entropía. si se excede la longitud máxima del conducto ocurre "el choque", que es una discontinuidad en las condiciones de flujo con un incremento brusco de la presión reduciendo la velocidad a valores subsónicos [DITT42, LUDW44].

El flujo crítico se define también como el punto donde la energía aprovechable para mover el fluido a lo largo de la tubería es totalmente consumido por la aceleración y la energía, entonces no puede ser disipada por la fricción. El flujo crítico puede mantener una posición estacionaria en el conducto supersónico de longitud mayor que el valor límite y corresponde a una zona de longitud infinitesimal donde la velocidad cambia de supersónica a subsónica con un incremento abrupto de presión, temperatura y densidad.

De acuerdo con la ecuación de energía mecánica (3.8.5) y con las consideraciones siguientes :

$d^*W = 0$ porque no hay trabajo externo que realice el fluido

$dW_f = 0$ pérdida de presión por fricción

$v \, dp \cdot \frac{dL}{dL} = \frac{\Delta P}{\Delta L} \cdot (vdL) \dots\dots\dots(3.8.6)$
--

donde :

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \text{Pérdida de presión del sistema}$$

L = Longitud equivalente de tubería

$$v \, dp + V \frac{dV}{2g} + dz + \frac{\Delta P}{\Delta L} \cdot (vdL) = 0 \quad \dots(3.8.7)$$

eliminando el término elevación y dividiendo por dP se obtiene :

$$v + \frac{V}{2g} \cdot \frac{dV}{dp} + \frac{\Delta P}{\Delta L} \cdot \frac{(vdL)}{dP} = 0 \quad \dots(3.8.8)$$

desde que $(\Delta P / \Delta L)$ no puede ser infinito para una razón de flujo finita y como el volumen específico (v) no puede ser cero, por consiguiente en el flujo crítico se tiene:

$$\frac{dL}{dP} = 0 \quad \dots\dots\dots(3.8.9)$$

el tercer término de la ecuación (3.8.8) se hace cero :

$$v + \frac{V}{2g} \cdot \frac{dV}{dP} = 0 \quad \dots\dots\dots(3.8.10)$$

Por la ecuación de continuidad (3.8.1)

$$\frac{M}{A} = \frac{V}{v} = G$$

$$dV = G \cdot dv$$

donde :

M = Flujo másico

v = Volumen específico

V = Velocidad del fluido

A = Area transversal del tubo

G = Gasto másico

El punto crítico se producirá cuando el término dP/dV sea igual $(-G^2/2g)$ [BUTH57]

esto se deriva a partir de la ecuación (3.8.10) que es multiplicada por dP y dividida por V, entonces se obtiene:

$$\frac{dP}{dV} = \frac{-G^2}{2g}$$

o

$$\frac{\Delta P}{\Delta V} = \frac{-G^2}{2g} \dots\dots(3.8.11)$$

3.8.3 Hidráulica de los Fluidos en Doble Fase

El estudio de los flujos bifásicos es de una importancia singular ya que entre sus aplicaciones [DUCK64] se pueden destacar las siguientes :

- En la industria del petróleo, tanto en la producción como transporte

- En la producción de vapor, industria química, diseño de reactores nucleares, intercambiadores de calor, etc.

Estas importantes y numerosas aplicaciones, han originado una gran inquietud investigadora, que se ha plasmado en numerosos trabajos que, fundamentalmente, intentaban poder predecir para unas condiciones determinadas:

- La pérdida de carga (velocidad de mezcla bifásica, factor de fricción y caída de presión).
- El modulo de flujo (configuración y distribución de las fases dentro de los conductos).

3.8.3.1 Modelos de Flujos Bifásicos

Cuando un fluido se mueve a través de una tubería y la temperatura y presión cambian, las características del fluido también cambian habiendo una sucesión de regímenes de flujo, los cuales pueden ser predecidos por el método de Baker.

Las configuraciones de los modelos de flujo bifásico se determina con el uso del diagrama de Baker, el cual es un mapa dividido en 7 regiones [BAKE67], como lo muestra la figura 3.16, las cuales indican 7 diferentes tipos de flujo bifásico.

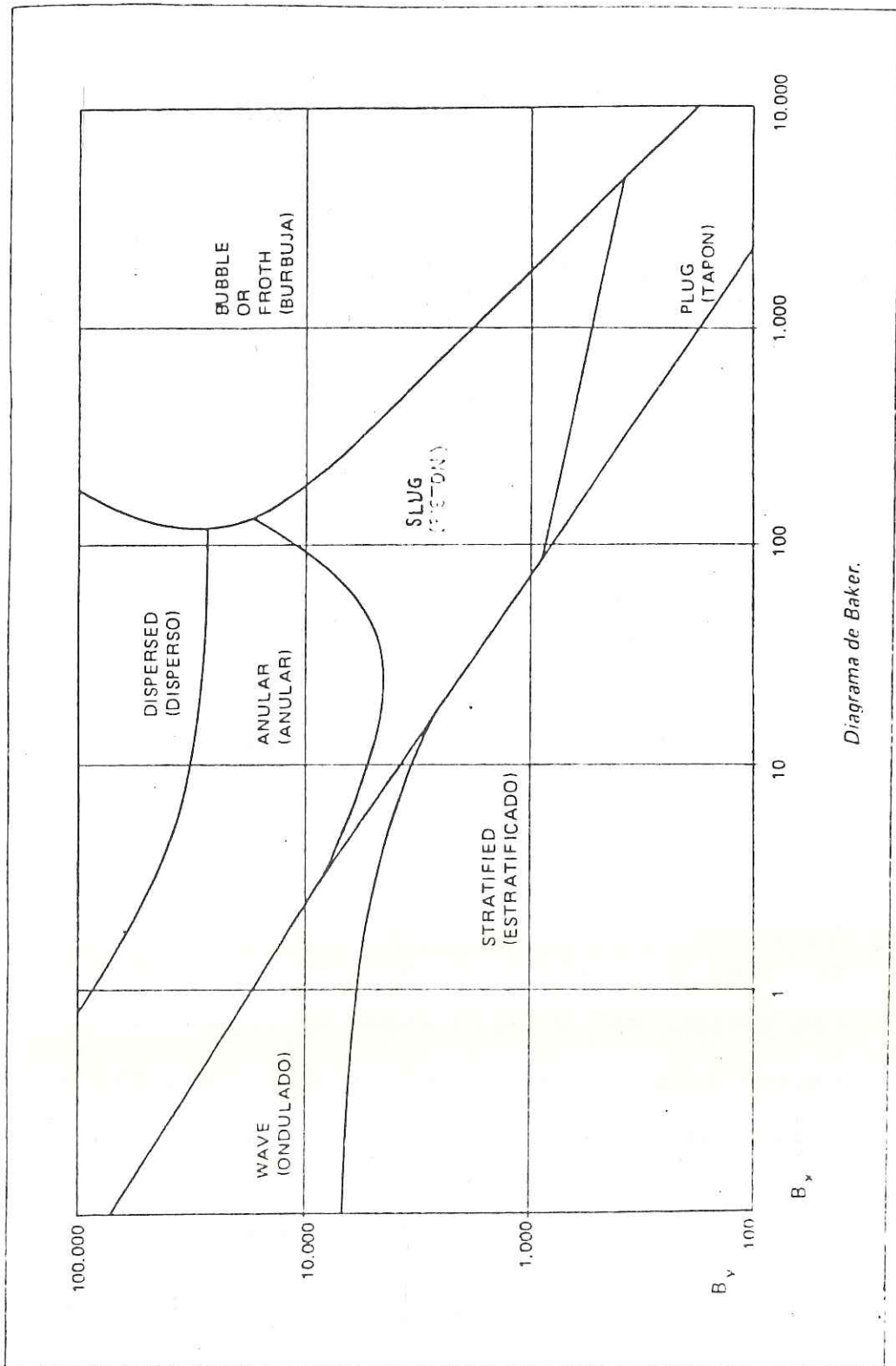


Diagrama de Baker.

Figura 3.16: Diagrama de Baker

Una región particular de flujos bifásicos se localiza mediante el cálculo de los números adimensionales de Baker B_x y B_y ; que son las coordenadas del diagrama. Para su uso suele ser suficiente la información disponible o suministrada durante el proceso de cálculo y diseño de tuberías.

- El parámetro B_y esta definido por :

$$B_y = \frac{2,75 W_v}{d^2 \sqrt{\tau_{LV}}} \dots\dots\dots(3.8.12)$$

donde :

W_v = Flujo de la fase vapor, Lb/hr

d = Diámetro interno de la tubería, ft

τ = Densidad, Lb/ft³

L = Fase líquida ; V = Fase vapor

- B_y depende del régimen del flujo de la fase vapor, de las densidades de ambas fases y las dimensiones de la tubería, el tipo de flujo puede cambiar debido a que también las pérdidas por fricción habrán variado.

El parámetro B_x esta definido por :

$$B_x = 395,51 \frac{W_L \cdot \tau_V^{1/2} \cdot \mu_L^{1/3}}{W_v \tau_L^{1/8} \sigma_L} \dots\dots(3.8.13)$$

donde :

W_L = Flujo de la fase líquida, Lb/hr

μ_L = Viscosidad dinámica de la fase líquida,
Lb/hr-ft

σ_L = Tensión superficial de la fase líquida en
contacto con la fase vapor, Dinas/cm

B_x depende del régimen de flujo, los porcentajes de líquido y vapor, y las propiedades físicas de ambas fases incluyendo la tensión superficial, este parámetro será independiente del diámetro de la tubería, y se puede observar que la posición de B_x sólo variará si la porción de la mezcla de líquido-vapor y las otras propiedades son modificadas por factores externos.

Este caso puede ocurrir en líneas muy extensas donde las pérdidas por fricción provocan grandes caídas de presión, reduciendo la temperatura de flujo, y haciendo variar todas las propiedades físicas del fluido.

Finalmente, la intersección de B_x y B_y en el diagrama de Baker, determinará la región de flujo en tuberías horizontales, para unas condiciones dadas, por ejemplo, los tipos de flujo para las tuberías de los hornos, entre Slug y Bubble en la figura 3.16 se puede observar los cambios de régimen de flujo.

A Dukler ha establecido que dentro de una tubería sólo hay tres regímenes : segregado, intermitente y distribuido.

- Flujo segregado: Ocurre cuando el gas y el líquido son continuos en la dirección axial.

Dentro de este grupo se pueden distinguir el flujo anular y el estratificado.

- Flujo distribuido: Cuando un flujo es continuo y el otro se desplaza en algún grado perpendicular y axialmente a la tubería. Están incluidos los flujos burbuja y niebla.
- Flujo intermitente: Cuando las fases forman alternativamente paquetes. En este grupo están los flujos plug y slug.

La finalidad de agruparlos en regímenes simplifica al análisis de las situaciones físicas llegando a resultados más exactos. Otro punto que se debe considerar en el flujo por las tuberías del horno y en especial la línea de transferencia, es que se debe evitar que se forme el flujo niebla pues poco o nada de líquido es posible de separar. En efecto, una vez que se ha alcanzado el flujo niebla, virtualmente no hay modo para volver a otro régimen de flujo, por esto se debe prevenir esta situación.

3.8.3.2 Tipos de Regímenes

- a) Flujo Bifásico Tipo Burbuja.- Las burbujas de la fase gas se hallan dispersadas en toda la masa líquida.



Figura 3.17: Tipo Burbuja

El tamaño y espaciamiento de las burbujas depende de las propiedades de los fluido, caudales, geometría del ducto y forma de introducción y mezcla de los fluido (Figura 3.17).

- b) Flujo Bifásico Tipo Cápsula.- Cápsulas o tapones alternos de líquido y gas se mueven sobre la parte superior de la conducción, mientras que la parte inferior esta llena de líquido exclusivamente (Figura 3.18).

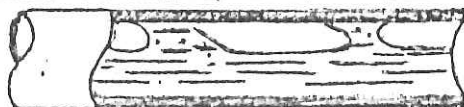


Figura 3.18: Tipo Cápsula

- c) Flujo bifásico Estratificado.- El líquido fluye a lo largo de la conducción y el gas lo hace en la parte superior, formando una interfase gas-líquido muy suave y sin irregularidades aunque pueda existir gradiente interfacial (Figura 3.19).

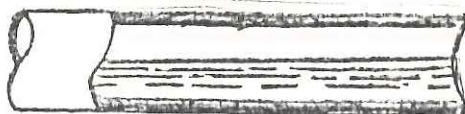


Figura 3.19: Tipo Estratificado

- d) Flujo Bifásico Tipo Pistón.- Una onda es recogida periódicamente por el gas que se mueve a gran velocidad para formar una especie de pistón espumoso

que pasa a gran velocidad por la conducción y, por supuesto desplazandose a velocidad muy superior a la velocidad media del líquido (Figura 3.20).



Figura 3.20: Tipo Pistón

Estas ondas de líquido llenan completamente la conducción en una sección transversal en un momento considerado, mientras que en un instante después constará la sección transversal de dos partes diferenciadas que contienen líquido y vapor respectivamente.

- e) Flujo Bifásico Anular.- Todo el líquido fluye como una capa delgada anular alrededor de la pared interior de la tubería.



Figura 3.21: Tipo Anular

El gas fluye como un núcleo central con pequeñas cantidades de líquido diseminadas en este núcleo de gas. La lámina de líquido presenta espesores variables debido a la acción de la gravedad.

f) Flujo bifásico tipo Niebla o Disperso.- Una pequeña cantidad del líquido fluye en forma de capa delgada anular sobre la pared de la conducción, mientras que la mayor parte del líquido es transportado en forma de finas gotitas entre el núcleo central del gas, formándose un aerosol líquido-gas (Figura 3.22).



Figura 3.22: Tipo Niebla

g) Flujo Bifásico Ondulado.- El gas se mueve a mayor velocidad que el líquido, produciéndose una interfase líquido-gas (Figura 3.23), áspera con ondas desplazándose en la dirección del flujo, fluyendo el líquido a lo largo del fondo de la conducción.



Figura 3.23: Tipo Ondulado

En la figura anteriores, se mostraron los diferentes tipos de circulación de dos fases. Respecto

a los hornos, donde las cantidades de vapor y líquido suelen cambiarse a lo largo de los serpentines en el caso de hornos con evaporación, no existirá un mismo modelo de flujo en el interior de los tubos.

Normalmente la carga entra en el horno en fase líquida y a lo largo de su recorrido pasa por distintos regímenes de flujo hasta salir parcialmente evaporada. Suponiendo que la transición del régimen "BUBBLE" al "SLUG" tiene lugar a una temperatura suficientemente baja, parece que no existirán problemas serios para la formación de coque, al no ocurrir las condiciones necesarias para ello.

Lo ideal sería, sin embargo, tener el flujo "DISPERSED" para tubos en posición horizontal y "ANULAR MIST" para tubos verticales cuando la temperatura sea alta.

Las condiciones de flujo debe ser comprobadas por lo menos a partir del punto en que se alcanza una temperatura a la que se puede establecer una coquización, lo que ocurre aproximadamente alrededor de 670 °K.

También necesitan ser analizados aquellos sitios del serpentín donde existe un cambio de tamaño de tubo, aumento de diámetro o una bifurcación de un flujo en dos o más corrientes, pues en estos puntos existe un cambio en la velocidad másica y por lo tanto un cambio brusco en la figura del flujo. Si el flujo se

encuentra aún en fase líquida a 670 °K, entonces debe ser comprobado el punto que se inicia la evaporación.

En estos casos hay que inyectar vapor antes que se alcance los 670 °K para que se produzca una vaporización inicial y rápida, asegurando que el flujo pase instantáneamente por la región de transición.

Existen varios métodos para determinar regímenes de flujo. A continuación mostraremos la ecuaciones usadas para determinación de la caída de presión en hornos para tubos horizontales y verticales.

3.8.4 Métodos de Cálculo de Pérdidas de Presión para Flujos Bifásicos

Actualmente hay un gran número de correlaciones para calcular la caída de presión, distinguiéndose entre éstas aquellas para líneas verticales y líneas horizontales, también las correlaciones inclinadas.

Para líneas horizontales las más conocidas son la correlación de Lockhart-Martinelli [LOCK49] que es básicamente empírica y los métodos de Duckler [DUCK64] "no slip" y "contants slip", método que tiene una exactitud de + - 15%

Para líneas verticales la mejor correlación es la de Orkisevski [ORKI67] se caracteriza porque es un método que utiliza una gran número de expresiones, con una exactitud de + - 15%

A diferencia de los flujos horizontales y verticales, para los flujos inclinados sólo existen dos correlaciones que son la de Fanigan y la de Bonnacaze.

3.8.4.1 Método de A.E. Duckler

A.E. Duckler de la Universidad de Houston ha realizado el siguiente análisis para los flujos bifásicos horizontales.

Para el caso general, tenemos:

$$Re_{TP} = \frac{L_o V_m \left[\frac{\Gamma^2}{R_1} + \frac{(1-\Gamma)^2}{R_g} C_1 \right]}{\mu_1 \Gamma + \mu_g (1-\Gamma) C_2} \quad \dots(3.8.14)$$

$$Eu_{TP} = 2 f = \frac{\frac{\delta P / \delta Z}{V_m^2}}{g_c L_o} \left[\frac{1}{\frac{\Gamma^2}{R_1} + \frac{(1-\Gamma)^2}{R_g} C_2} \right] \quad \dots(3.8.15)$$

donde :

$$\Gamma = Q_1 / (Q_1 + Q_g) = V_1 / (V_1 + V_g) \quad \dots(3.8.16)$$

$$V_m = (Q_1 + Q_g) / A \quad \dots\dots\dots(3.8.17)$$

$$C_1 = \left[\frac{R_g R_l}{R_g R_l} \right] \cdot \left[\frac{V_l}{V_g} \right]^2 \cdot \left[\frac{V_g}{V_l} \right] \cdot \left[\frac{\delta V_g / \delta Z}{\delta V_l / \delta Z} \right] \dots (3.8.18)$$

$$C_2 = \left[\frac{R_g R_l}{R_g R_l} \right] \cdot \left[\frac{V_l}{V_g} \right]^2 \cdot \left[\frac{V_g}{V_l} \right] \cdot \left[\frac{\delta^2 V_g / \delta n}{\delta^2 V_l / \delta n} \right] \dots (3.8.19)$$

Como una consecuencia de similaridad, Re_{tp} esta definido por la viscosidad y densidad en la doble fase.

$$\tau_{tp} = \tau_l \frac{\Gamma^2}{R_l} + \tau_g \frac{(1-\Gamma)^2}{R_g} C_1 \dots (3.8.20)$$

$$\mu_{tp} = \mu_l \Gamma + \mu_g (1-\Gamma) C_2 \dots (3.8.21)$$

Duckler tiene simplificado los resultados generales en 4 casos para facilitar sus cálculos.

Caso I : No Slip y Flujo Homogéneos :

$$C_1 = C_2 = 1.0$$

$$\Gamma = R_l$$

$$1-\Gamma = R_g$$

Entonces : $Re_{ns} = 4 W_t / \pi D \mu_{ns}$

$$f_{ns} = \frac{\delta P / \delta Z}{\left[\frac{2 G t^2}{g_c \tau_{ns} D} \right]} \dots\dots (3.8.22)$$

$$\begin{aligned} \tau_{ns} &= \tau_l \Gamma + \tau_g (1-\Gamma) \\ \mu_{ns} &= \mu_l + \mu_g (1-\Gamma) \end{aligned} \dots\dots (3.8.23)$$

Caso II : Constant Slip :

El slip tiene lugar, pero la relación de la velocidad en la fase para la velocidad promedio es constante a través de la sección ($C_1 = C_2 = 1.0$).

$$Re_{tp} = \frac{4 W t \mu_{ns}}{\pi D} \left[\frac{\tau_l}{\tau_{ns}} \frac{\Gamma^2}{R_l} + \frac{\tau_g}{\tau_{ns}} \frac{(1-\Gamma^2)}{R_g} \right] \dots$$

... (3.8.24)

$$f_{tp} = \frac{\left[\frac{\delta P / \delta Z}{2 G t^2} \right]}{\left[\frac{\tau_l}{\tau_{ns}} \frac{\Gamma^2}{R_l} + \frac{\tau_g}{\tau_{ns}} \frac{(1-\Gamma^2)}{R_g} \right]} \dots\dots (3.8.25)$$

μ_{tp} y τ_{tp} son lo mismo como μ_{ns} y τ_{ns}

Caso III : R_g es la fracción de volumen de gas, esto asumido puede ser muy pequeño ($C_1 = C_2 = 0$) entonces :

$$Re_{tp} = \left[\frac{4 W t}{\pi D \mu_l} \right] \left[\frac{(1-x)}{R_l} \right] \dots\dots(3.8.26)$$

$$f_{tp} = \frac{(\delta P / \delta Z)}{\left[\frac{2 G t^2}{\tau_l g_c D} \right] \left[\frac{(1-x)^2}{R_l^2} \right]} \dots\dots(3.8.27)$$

Caso IV : Gradiente Constante :

Si asumimos que la relación del gradiente de velocidad de gas y gradiente de velocidad del líquido son constantes para el flujo , y asumimos un Slip constante como en el caso II, entonces $C_1 = C_2 = V_l/V_g$

los resultados de la ecuación son :

$$Re_{tp} = \frac{4 W t}{\pi D} \left[\frac{1}{\mu_l R_l + \mu_g R_g} \right] \dots\dots(3.8.28)$$

$$f_{tp} = \left[\frac{\delta P}{\delta Z} \right] \left[\frac{1}{(2Gt^2 / \tau_{ns} g_c D) (\Gamma / R_1)} \right]$$

...(3.8.29)

$$\tau_{tp} = \tau_1 \frac{\Gamma^2}{R_1} + \tau_g \frac{(1-\Gamma)^2}{R_g} \frac{V_1}{V_g} \dots (3.8.30)$$

$$\mu_{tp} = \mu_1 \Gamma + \mu_g (1-\Gamma) (V_1 - V_g) \dots (3.8.31)$$

En general la caída de presión recibe contribución de tres efectos : fricción, aceleración y elevación. Como son flujos horizontales el término por elevación es cero. Los términos de fricción y aceleración son presentados en la forma :

$$\left[\frac{\delta P}{\delta Z} \right]_c = - \frac{\left[\delta P / \delta Z \right]}{1 - Acc} \dots (3.8.32)$$

donde el efecto de aceleración es :

$$Acc = \frac{G^2 \tau}{R_g g_c P \tau_g} \dots (3.8.33)$$

la pérdida de presión por fricción :

$$\left[\frac{\delta P}{\delta Z} \right]_F = \frac{F_{cs} G t^2 \beta}{2 g_c \tau_{ne} D} \dots\dots(3.8.34)$$

donde :

$$\beta = \tau_{cs} / \tau_{ne} \dots\dots\dots(3.8.35)$$

$$\tau_{ne} = \Gamma \tau_1 + \tau_g (1-\Gamma) \dots\dots(3.8.36)$$

$$\tau_{cs} = \tau_1 \frac{\Gamma^2}{R_1} + \tau_g \frac{(1-\Gamma)^2}{(1-R_1)} \dots\dots(3.8.37)$$

$$F_{cs} = \alpha_1(\Gamma) \cdot F_o \dots\dots\dots(3.8.38)$$

$$\alpha_1(\Gamma) = \frac{1 - (\ln \Gamma)}{(1.281 + 0.4781(\ln \Gamma) + 0.444(\ln \Gamma)^2 + 0.094(\ln \Gamma)^3 + 0.00843(\ln \Gamma)^4)} \dots\dots(3.8.39)$$

$$F_o = \left[2 \text{Log}(\text{Re}_{cs} / (4.5223 \text{Log Re} - 3.8215)) \right]^{-2} \dots\dots(3.8.40)$$

$$\text{Re}_{cs} = \frac{\beta D G t}{\mu_{ne}} \dots\dots\dots(3.8.41)$$

$$\mu_{ne} = \Gamma \mu_1 + \mu_g (1-\Gamma) \dots\dots\dots(3.8.42)$$

$$\Gamma = Q_l / (Q_l + Q_g) \dots\dots\dots(3.8.43)$$

donde :

- Acc = Efecto de la aceleración en la pérdida de presión
- $(\delta P / \delta Z)_F$ = Pérdida de presión por fricción, Psi/pie
- Fcs = Factor de fricción para flujos no homogéneos
- G_t = Velocidad másica total, Lb-m/pie²-seg
- G_g = Velocidad másica del gas, Lb-m/pie²-seg
- τ_{cs} = Densidad para flujos no homogéneos, Lb-m/pie³
- τ_{ns} = Viscosidad para homogéneos, Lb-f.seg/pie²
- D = Diámetro interno de tubería, Pie
- R_l, R_g = Fracción de líquido o gas en volumen
- τ_l, τ_g = Densidad del líquido o gas, Lb-m/pie³
- μ_l, μ_g = Viscosidad del líquido o gas, Lb-f.seg/pie²
- Re_{cs} = Número de Reynolds
- Γ = Fracción de flujo volumétrico del líquido
- Q_l, Q_g = Flujo volumétrico del líquido o gas, Pie³/seg

3.8.4.2 Método de Orkiszewski

Los métodos para este tipo de flujo comparados con flujos horizontales son pocos, la mejor correlación es la de Orkiszewski [ORKI67] con una exactitud del mismo orden que la de Duckler [DUCK64], debido a que para desarrollarse la correlación se han utilizado gran cantidad de datos experimentales dando buenos resultados para tuberías de 3 a 8 pulgadas.

Orkiszewski utiliza la ecuación básica de balance de energía mecánica :

$$\frac{\delta P}{\delta Z} = \frac{(\theta_F + \alpha_2 \tau_{TP} g/g_c)}{(1 - Acc)} \quad (3.8.44)$$

El método distingue cuatro regímenes de flujo :

- a) Flujo con burbuja (Bubble Flow)
- b) Flujo con fase gaseosa y líquida alternada (Slug Flow)
- c) Flujo de transición (Transition Flow)
- d) Flujo niebla (Mist Flow)

Por cuanto las relaciones son empíricas para definir a que tipo de regímenes pertenece se han definido una serie de parámetros.

$$N_{1B} = 1.071 - \frac{0.221 V_{ns}^2}{D} \quad \dots\dots(3.8.45)$$

$$N_{1S} = 50 + 70 V_{s1} \left[\frac{\tau_1}{\sigma} \right]^{1/4} \quad \dots\dots(3.8.46)$$

$$N_{1M} = 75 + 138 \left[V_{s1} \left[\frac{\tau_1}{\sigma} \right]^{1/4} \right]^{0.75} \quad \dots\dots(3.8.47)$$

$$N_{gV} = 1.438 V_{sg} \left[\begin{matrix} \tau_1 \\ - \\ \sigma \end{matrix} \right]^{1/4} \dots\dots(3.8.48)$$

El tipo de régimen de flujo está definido por las siguientes restricciones :

"Buble Flow" existe cuando $\frac{V_{sg}}{V_{ns}} < N_{1B}$

"Slug Flow" existe cuando $\frac{V_{sg}}{V_{ns}} > N_{1B}$ y $N_{gV} < N_{1S}$

"Transition Flow" existe cuando $N_{1M} > N_{gV} > N_{1S}$

"Mist Flow" existe cuando $N_{gV} > N_{1M}$

Una vez determinada a que tipo de régimen pertenece se procederá el cálculo de la caída de presión según al flujo que pertenece :

a) Buble Flow

La densidad del sistema está dado por :

$$\tau_{tp} = R_1 \tau_1 + (\tau_1 - R_1) \dots\dots\dots(3.8.49)$$

donde R_1 es dado por :

$$R_1 = 0.5 - 0.625 V_{ns} + ((0.5 + 0.695 V_{ns})^2 - 1.25 V_{sg})^{1/2}$$

\dots\dots\dots(3.8.50)

El número de Reynolds

$$\text{Re} = \frac{1.488 \tau_1 D V_{a1}}{\mu_1 R_1} \dots\dots\dots(3.8.51)$$

$$\theta_F = \frac{F_{tP} \tau_1 (V_{a1}/\text{Re})^2}{2 g_c D} \dots\dots\dots(3.8.52)$$

$$\frac{1}{F_{tP}^{1/2}} = - 2 \text{Log} ((\epsilon/3.7 D) + 2.51/(\text{Re} F_{tP}^{1/2}))^{-2}$$

.....(3.8.53)

Acc = 0

b) Slug Flow

Su cálculo involucra gran cantidad de relaciones empíricas.

La densidad del sistema :

$$\tau = (G_t + \tau_1 V_r)/(V_{ns} + V_r) + \theta \tau_1 \dots\dots(3.8.54)$$

$$\text{Re} = \frac{1.488 \tau_1 D V_{ns}}{\mu_1} \dots\dots\dots(3.8.55)$$

se define los siguientes parámetros :

$$N_1 = (0.372 \times 10^{-5}) \left[- 0.35 + \left[0.1225 + 0.04931 \frac{V_{ns}}{D^{0.5}} \right]^{0.5} \right]$$

.....(3.8.56)

$$N_2 = (0.372 \times 10^{-5}) \left[-0.35 + \left[0.2981 + 0.01849 \frac{V_{ne}}{D^{0.5}} \right]^{0.5} \right]$$

.....(3.8.57)

V_r es calculado así :

Si : $Re > N_1$;

$$V_r = (1.985 + 4.985 \times 10^{-5} Re) D^{0.5} \quad .(3.8.58)$$

Si : $Re < N_2$;

$$V_r = (3.097 + 4.985 \times 10^{-5} Re) D^{0.5} \quad .(3.8.59)$$

Si : $N_1 > Re > N_2$; entonces :

$$V_r = 0.5 (Y + (Y^2 + 13.59 \mu_1) / \mu_1 D^{0.5})^{0.5} \quad .(3.8.60)$$

$$Y = (1.423 + 4.958 \times 10^{-5} Re) D^{0.5} \quad \dots(3.8.61)$$

Para evaluar el término θ por medio de las siguientes relaciones: (sólo para aceites, para fluidos de baja viscosidad como el agua existen otras expresiones).

Si : $V_{ne} < 10$

$$\theta = \frac{(0.0127 \text{ Log}(\mu_1+1))}{D^{1.371}} - A \quad \dots(3.8.62)$$

$$A = 0.284 + 0.167 \text{Log}(V_{ne}) + 0.113 \text{Log}(D) \quad .(3.8.63)$$

Si : $V_{ns} > 10$

$$\theta = \frac{(0.0274 \text{ Log}(\mu_1+1))}{D^{1.371}} + 0.161 + B \quad \dots(3.8.64)$$

$$B = 0.589 \text{Log}(D) - \left[\frac{(0.01 \text{ Log}(\mu_1+1))}{D^{1.571}} + C \right] \cdot D$$

...(3.8.65)

$$C = 0.397 + 0.63 \text{Log}(D) \quad \dots\dots\dots(3.8.66)$$

$$D = \text{Log}(V_{ns}) \quad \dots\dots\dots(3.8.67)$$

Los límites de θ son los siguientes :

Para $V_{ns} < 10$

$$\theta = - 0.065 V_{ns} \quad \dots\dots\dots(3.8.68)$$

Para $V_{ns} > 10$

$$\theta = \frac{V_r (G_t - V_{ns})}{((V_r + V_{ns}) (V_r + V_{ns} + 1))} \quad \dots(3.8.69)$$

Para evaluar la pérdida de presión por fricción :

$$\theta_F = F_{tp} \left[\frac{\tau_1 V_{ns}^2}{2 g_c D} \right] \left[\frac{(V_{s1} + V_r)}{(V_{ns} + V_r)} + \theta \right]$$

.....(3.8.70)

F_{tp} es hallada de la ecuación (3.8.53).

$$A_c = \frac{G_t V_{sg}}{g_c P} \dots\dots\dots(3.8.71)$$

c) Transition Flow

$$\left[\frac{\delta P}{\delta Z} \right] = T_1 \left[\frac{\delta P}{\delta Z} \right]_{\text{Slug}} + (1 - T_1) \left[\frac{\delta P}{\delta Z} \right]_{\text{Mist}} \dots\dots\dots(3.8.72)$$

$$T_1 = \frac{(N_{1M} - N_{gV})}{(N_{1M} - N_{1S})} \dots\dots\dots(3.8.73)$$

d) Mist Flow

Su cálculo es análogo al tipo burbuja, la pérdida de presión por fricción es :

$$\theta_F = F_{tp} \tau_g \frac{V_{sg}^2}{2 g_c D} \dots\dots\dots(3.8.74)$$

El número de Reynolds es:

$$Re = \frac{1.488 \tau_g D V_{sg}}{\mu_g} \dots\dots\dots(3.8.75)$$

F_{tp} se halla mediante la ecuación (3.8.53).

Una corrección para el término de rugosidad ϵ/D , es aplicado donde ϵ es la rugosidad absoluta :
para $10^{-3} < \epsilon/D < 0.5$

se define el siguiente término :

$$N_w = (4.32 \times 10^{-7}) \left[\frac{V_{sg} \mu_l}{\sigma} \right] \left[\frac{\tau_g}{\tau_l} \right] \dots (3.8.76)$$

si : $N_w > 0.005$

$$\epsilon/D = \frac{4.14 N_w^{0.302}}{\tau_g V_{sg}^2 D} \dots (3.8.77)$$

si : $N_w < 0.005$

$$\epsilon/D = \frac{0.804 \sigma}{\tau_g V_{sg}^2 D} \dots (3.8.78)$$

$$A_c = \frac{V_{sg} G_t}{g_c P} \dots (3.8.79)$$

donde :

A_c = Término de aceleración

D = Diámetro interior de la tubería, Pies

F = Factor de fricción del fluido

g = Aceleración de la gravedad, Pies/seg

g_c = Constante gravitacional, 32.174 Lb-m Pie/Lb-f
seg²

G_t = Velocidad másica, Lb-m/pie² seg

N_{gv} = Parámetro de velocidad del gas

N_{lv} = Parámetro de velocidad del líquido

P = Presion, Psia

Re = Número de Reynold

R_l = Fracción volumétrica del líquido

T_l = Parámetro de flujo de transición

V = Velocidad, Pie/seg

V_r = Velocidad de la burbuja que sube, Pie/seg

$\delta P/\delta Z$ = Gradiente de presión (Lb-f/pie)/pie

Para hornos de crudo, la velocidad másica para el flujo de 100%, no debería ser menor que los valores siguientes:

Tubos horizontales : 140 Lbs/seg-ft²

Tubos verticales : 200 Lbs/seg-ft²

Como ya se mencionó anteriormente, muchas veces se utiliza inyección de vapor en la zona "Flash" de la torre para reducir la presión parcial de los hidrocarburos. Para que esta inyección sea completamente efectiva, es necesario mezclar bien el vapor con el crudo, lo que puede tener lugar en la línea de transferencia, en el horno o en los dos equipos, debiendo tomarse esta decisión por acuerdo entre los ingenieros de proceso y el diseñador del horno.

CAPITULO IV

MODELO MATEMATICO PARA LA EVALUACION Y DISEÑO DE UN HORNO - PROGRAMA MECANIZADO

La instalación de un Sistema Digital de Control Distribuido (SDCD), con estrategias de control, es un excelente método para reducir costos de operación. Infelizmente, estos sistemas muchas veces incrementan la complejidad de los procesos operacionales. El modelamiento del proceso, la simulación y técnicas de inteligencia artificial aplicadas a las unidades de procesos, será una herramienta grande apoyo para los ingenieros, para que

puedan evaluar las diferentes condiciones de operación y desempeño del proceso.

Este capítulo describe la metodología de desarrollo de un simulador de hornos de destilación atmosférica que puede ser usado "off-line" por los ingenieros de acompañamiento de procesos, o usado "on-line" para evaluar el rendimiento del horno con los datos obtenidos directamente de la operación.

4.1 PRINCIPIOS GENERALES DEL ANALISIS DE PROCESO

Para planificar, organizar, evaluar y controlar los complejos procesos de la moderna tecnología es preciso conocer los factores fundamentales que influyen en el funcionamiento del proceso. Una forma de conseguir esto consiste en construir una réplica real a pequeña escala, del proceso y efectuar cambios de las variables de entrada mientras se observa el funcionamiento del proceso. Una técnica de este tipo no solamente lleva tiempo y resulta cara sino además puede resultar imposible de llevar a cabo en la práctica. Con frecuencia resulta mucho más conveniente y económico emplear (hasta donde sea posible) un método de representaciones conceptuales del proceso. Este hecho recibe el nombre de "Construcción de Modelo".

4.1.12 Planteamiento y Construcción de Modelos de Ingeniería

Para un proceso y un problema determinado, el analista trata de establecer una serie de relaciones matemáticas, justamente con las condiciones límites, que son isomórficas con las relaciones de las variables de proceso. Debido a la complejidad de los procesos reales y las limitaciones matemáticas, el modelo desarrollado no deja de ser siempre altamente idealizado y generalmente sólo representa con exactitud unas pocas propiedades del proceso. El primer modelo es con frecuencia sencillo pero poco realista. Tomando como base este primer modelo, el analista debe encontrar sus principales deficiencias y construir otro modelo que corrija las deficiencias encontradas y que al mismo tiempo siga siendo lo suficientemente sencillo para su tratamiento matemático. El ingeniero ensaya distintos modelos antes de encontrar uno que represente satisfactoriamente aquellos atributos particulares del proceso que tienen interés. El ensayo de modelos es caro pero la construcción de procesos a pequeña escala o gran escala resulta todavía más costosa.

4.1.2 Precauciones que Debe Tomarse en la Construcción del Modelos y Análisis de Procesos.

La única razón para dividir el proceso en partes para el análisis se debe a que el proceso es tan complejo que no es posible conocerlo y describirlo con propiedad como un todo.

Mediante una adecuada manipulación y ajuste de los subsistemas se intenta obtener una representación razonable correcta del proceso total basada en principios relativamente sencillos y bien conocidos para las partes.

Es evidente que la representación conceptual de un proceso real no puede abarcar todos los detalles del proceso, a pesar de los avances de las modernas técnicas y de los métodos de análisis matemáticos.

Tal como se ha indicado, solamente se pueden determinar algunos atributos y relaciones, especialmente aquellos que son fáciles de medir y tienen importancia desde el punto de vista de su efecto sobre el proceso.

La estrategia general del análisis de procesos complejos sigue un camino relativamente bien definido, que consta de las siguientes etapas:

- 1) Formulación del problema y establecimiento de objetivos y criterios, delineación de las necesidades de operación.

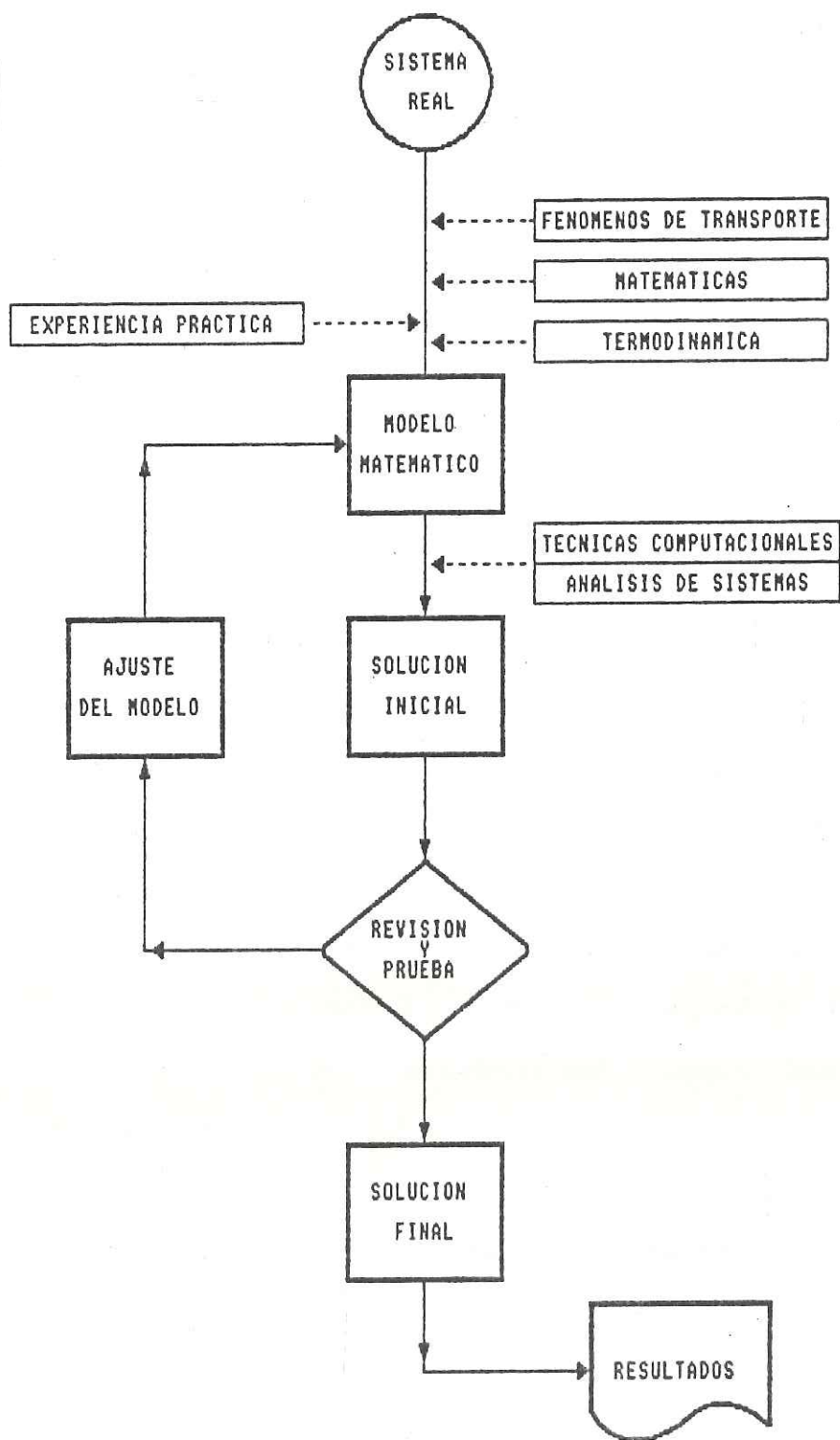


Figura 4.1: Etapas de Analisis de Procesos

- 2) Inspección preliminar y clasificación del proceso con el fin de descomponer en subsistemas (elementos).
- 3) Determinación preliminar de las relaciones entre los subsistemas.
- 4) Análisis de las variables y relaciones para obtener un conjunto tan sencillo y consistente como sea posible.
- 5) Establecimiento de un modelo matemático (en los casos que sea aplicable) de las relaciones en función de las variables y parámetros.
- 6) Evaluación de la forma en la que el modelo representa al proceso real utilizando el juicio crítico personal para acoplar las representaciones matemáticas con las no matemáticas.
- 7) Aplicación del modelo, interpretación y comprensión de los resultados.

La figura 4.1 indicó las etapas descritas para el desarrollo de Modelos Matemáticos, por lo tanto, nosotros dividiremos el horno de proceso en

partes para su respectivo análisis, esto se debe a que el proceso es tan complejo que no es posible conocerlo y describirlo con propiedad como un todo. Las etapas anteriormente concebidas, serán de mucha utilidad para desarrollar un método de estructuración y análisis para la evaluación de hornos de proceso, siempre que sea posible por medio de modelos matemáticos. Este método nos va a permitir un análisis más riguroso, preciso y completo.

4.2 CORRELACIONES DE PROPIEDADES TERMICAS, HIDRAULICAS Y DE EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR DE HIDROCARBUROS

El petróleo es una mezcla de una gran variedad de componentes químicos de alto peso molecular, algunos de los cuales se pueden identificar y aislar fácilmente. Muy frecuentemente no hay necesidad de obtener compuestos puros, puesto que el uso final de una mezcla de compuestos similares tendrá el mismo resultado que el uso de compuestos puros, es decir como combustibles, lubricantes y solventes.

Cuando se habla de ellos en un proceso o se comercializan como mezclas, éstos productos se denominan fracciones o cortes y reciben un nombre común o se denotan por una operación de la refinería en que se producen. A continuación se presentan correlaciones o definiciones de algunas propiedades físicas y

termodinámicas que serán útiles en los procesos de transferencia de calor y flujo de fluidos.

4.2.1 CARACTERIZACION FISICO-QUIMICA DE FRACCIONES DE PETROLEO

La mayoría de correlaciones utilizadas en la industria del petróleo por los ingenieros de proceso, tales como punto de ebullición, densidad, peso molecular, factor de caracterización de Watson, temperatura crítica, presión crítica, etc, han estado disponibles desde la década del 30 y 40. Se citan trabajos desarrollados por Maxwell, Watson, Fallon y otros investigadores de la industria del petróleo que contribuyeron con una serie de correlaciones para la determinación de estas propiedades, así como otros nuevos métodos.

4.2.1.1 Densidad Relativa

La densidad relativa es la relación, de la masa por el volumen dado del líquido a 15.6 °C, para una masa de igual volumen de agua pura a la misma temperatura.

$$S_{T_1/T_2} = \frac{(d) \text{ MUESTRA A } T_1}{(d) \text{ MUESTRA A } T_2} \dots (4.2.1)$$

4.2.1.2 Densidad API

La densidad API es una función de la densidad a 15,6 °C y representada por la ecuación matemática.

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{S_{15,6/15,6} \text{ } ^{\circ}\text{C}} - 131,5 \quad \dots\dots\dots(4.2.2)$$

4.2.1.3 Puntos de Ebullición Medios

La temperatura media de ebullición (MeABP) de la fracción total vaporizada y de la fase líquida se puede encontrar por métodos gráficos y empíricos de un modo objetivo y simplificado, se citan entre los cuales [WATS35,MAXW50]. Utilizaremos las fórmulas que son dadas por [MANU76] :

$$\text{MeABP} = (\text{MABP} + \text{CABP}) / 2 \quad \dots\dots\dots(4.2.3)$$

Donde cada uno de los sumandos del numerador está definido por la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} \text{MABP} &= X_1 T_{e1} \\ \text{CABP} &= (X_1 T_{e1})^{1/3} \end{aligned} \quad \dots\dots\dots(4.2.4)$$

Siendo :

MeABP = Temperatura media de ebullición, °R

MABP = Temperatura de ebullición, molar, °R

CABP = Temperatura de ebullición, cúbica, °R

Te = Temperatura normal de ebullición de cada pseudo-componente

X1 = Fracción molar de cada pseudo-componente

4.2.1.4 Factor de Caracterización de Watson

El factor de caracterización de Watson [SMIT37] es utilizado para caracterizar una fracción de petróleo y se basa en un diagrama de densidad versus el punto de ebullición de los hidrocarburos de una misma familia.

$$K_w = \frac{CABP}{d_{15,6/15,6}} \dots\dots\dots(4.2.5)$$

donde :

CABP = Punto de ebullición cúbico, °R

$d_{15,6/15,6}$ = Densidad de la fracción a 15.6 °C

Es válida la siguiente clasificación de tipos de hidrocarburos:

Parafínicos	Kw :	12 - 13
Ciclo-parafínicos	Kw :	11 - 12
Aromáticos	Kw :	9.5 - 10.5

4.2.1.5 Cálculo de Peso Molecular Medio (Método de Riazi)

El peso molecular medio se calcula en función del punto de ebullición y de la densidad.

$$\text{PM} = 2,0438 \times 10^2 \times \exp(0,00218 \text{ MeABP}) \times \dots$$

$$\dots \times \exp(-3,07 S) \times \text{MeABP}^{0,118} \times S^{1,88}$$

.....(4.2.6)

Donde :

PM = Peso molecular de la fracción

MeABP = Punto medio de ebullición, °R

S = Gravedad específica 15,6 °C

4.2.1.6 Relación Carbono / Hidrógeno (Método de Winn)

La ecuación 4.2.6 puede ser utilizada para obtener la relación C/H.

El porcentaje en peso del H₂ :

$$\text{H}_2 \text{ wt\%} = - 15,80 + 2,55312K - 0,0022248 t$$

.....(4.2.7)

$$C / H = f (\text{MeABP}, S \text{ 15,6 } ^\circ\text{C})$$

Válida para $6 \leq C / H \leq 10$

En la cual :

C/H = Relación Carbono /Hidrógeno

MeABP = Punto medio de ebullición, °R

S = Densidad específica 15,6 °C

4.2.2 PROPIEDADES FISICAS Y TERMODINAMICAS DE FRACCIONES DE PETROLEO

4.2.2.1 Propiedades Críticas

El punto crítico de un hidrocarburo puro existe cuando la densidad y la composición del vapor son idénticas a las del líquido. Diferentes de los hidrocarburos puros, las coordenadas reducidas de una mezcla son dadas en función de las coordenadas pseudo-críticas :

$$\text{Tr} = \frac{T}{T_c} \quad \text{Pr} = \frac{P}{P_c} \quad \dots\dots\dots(4.2.8)$$

Citaremos algunos métodos :

4.2.2.2 Método de Winn-Sim y Daubert

Sim e Daubert [SIM80] desarrollaron las siguientes ecuaciones para las propiedades críticas : (Presión y Temperatura)

$$P_{pc} = 6,1483 \times 10^{12} \text{ MABP}^{-2,3177} (S_{15,6} \text{ } ^\circ\text{C})^{2,4853} \quad \dots\dots\dots(4.2.9)$$

$$T_{tc} = \frac{1 \exp[4,2009 \text{ MABP}^{0,08615} (S_{15,6} \text{ } ^\circ\text{C})^{0,04614}]}{1,8} \quad \dots\dots\dots(4.2.10)$$

4.2.2.3. Método de Lee-Kesler

Las correlaciones de las entalpías han sido mejoradas particularmente para condiciones de alta presión y próxima de la región crítica. [KESL76] desarrollaron las ecuaciones de las correlaciones de los gráficos de la Sconoy Mobil Oil para temperaturas superiores a 1200 °F.

$$T_{pc} = 341,7 + 811 S_{15,6^{\circ}C} + (0,4244 + 0,1174 S_{15,6^{\circ}C}) MABP + (0,4669 - 3,2623 S_{15,6^{\circ}C}) 10^5 / MABP$$

.....(4.2.12)

$$\begin{aligned} \ln P_{pc} = & 8,3634 - \frac{0,0566}{S_{15,6^{\circ}C}} - \\ & (0,24244 + \frac{2,2898}{S_{15,6^{\circ}C}} + \frac{0,11857}{(S_{15,6^{\circ}C})^2}) \times 10^{-3} MABP + \\ & (1,4685 + \frac{3,648}{S_{15,6^{\circ}C}} + \frac{0,47227}{(S_{15,6^{\circ}C})^2}) \times 10^{-7} MABP^2 - \\ & (0,42019 + \frac{1,6977}{(S_{15,6^{\circ}C})^2}) \times 10^{-10} MABP^3 \end{aligned}$$

.....(4.2.13)

Para fracciones pesadas donde $(MABP/T_{pc}) \geq 0.8$ se tiene:

$$W = -7,904 + 0,1352 Kw - 0,007465 Kw^2 + 8,359 MABP / T_{pc} + (1,408 - 0,01063 K) T_{pc} / MABP$$

.....(4.2.14)

Para fracciones livianas se debe usar la siguiente expresión para el cálculo de factor acéntrico:

$$\begin{aligned}
 A &= \text{LN} \frac{P^S}{P_{pc}} - 5,92714 + \frac{6,09648}{\text{MABP}} T_{pc} \\
 B &= 1,28862 \text{ LN} \frac{\text{MABP}}{T_{pc}} - 0,169347 \frac{\text{MABP}^e}{T_{pc}^e} \\
 C &= 15,2518 - 15,6875 \frac{T_{pc}}{\text{MABP}} \\
 D &= 13,4721 \text{ LN} \frac{\text{MABP}}{T_{pc}} + 0,43577 \frac{\text{MABP}}{T_{pc}^e} \\
 w &= \frac{A + B}{C + D}
 \end{aligned}$$

.....(4.2.15)

donde :

T_{pc} = Temperatura pseudo-crítica, R

P_{pc} = Presión pseudo-crítica, psia.

w = Fator acêntrico

S = Densidad específica à 15.6 °C

MABP = Punto de ebullición molar, °C

P = Presión de vapor a MABP psia.

4.2.2.4 Cálculo del Calor Específico

La correlación adoptada para el calor específico del vapor fue desarrollada por [KESL76] en

1976. Kesler y Lee tabularon y compararon el calor específico para componentes puros y fracciones de petróleo con datos de otras literaturas, como los basados por Fallon-Watson [FALL44].

Para líquidos :

$$C_p = [(0,355 + 0,128 \times 10^{-2} \times \text{API}) + (0,503 - 0,177 \times 10^{-2} \times \text{API}) \times 10^{-3} T] \times (0,05 \text{ Kw} + 0,41)$$

.....(4.2.16)

Para vapor :

$$C_p = (0,0450 \text{ Kw} - 0,233) + (0,440 + 0,0177 \text{ Kw}) \times 10^{-3} T - 0,1530 \times 10^{-6} \times T^3$$

.....(4.2.17)

Donde :

C_p y C_p = Calor específico del líquido y vapor, BTU/lb-
°F

T = Temperatura °C

API = Densidad en °API

Kw = Factor de caracterización de Watson.

4.2.2.5 Cálculo de la Entalpía por el Método Lee-Kesler

[KESL76] sugirieron la siguiente expresión para cálculo de entalpía de fracciones de petróleo en el estado líquido y gaseoso:

Región I :

Para a fase líquida à $T_{pr} \leq 0,8$ e $P_{pr} \leq 1,0$

$$H_L = A_1 (T - 259,7) + A_2 (T^2 - 259,7^2) + A_3 (T^3 - 259,7^3)$$

.....(4.2.18)

donde:

H_L = Entálpia de la fracción de petróleo en la fase líquida, Btu/Lb

T = Temperatura, °R

$$A_1 = \frac{10^{-8}[-1\ 171,26 + (23,722 + 24,907 S_{15,6^\circ C})K_{API} + (1\ 149,82 - 46,535K_{API})]}{S_{15,6^\circ C}}$$

$$A_2 = 10^{-6}[(1,0 + 0,82463K_{API}).(56,086 - \frac{13,817}{S_{15,6^\circ C}})]$$

$$A_3 = 10^{-9}[(1,0 + 0,82463K_{API}).(9,6757 - \frac{2,3653}{S_{15,6^\circ C}})]$$

onde :

$S_{15,6^\circ C}$ = Gravedad específica a 15,6 °C

K_{API} = Factor de caracterización de Watson

Región II :

Para fase líquida o vapor en $T_{po} > 0,8$ e $P_{pr} > 1,0$:

$$H = H_L + B_1 [T - 0,8T_{po}] + B_2 [T^2 - 0,64 T_{po}^2] + B_3 [T^3 - 0,512 T_{po}^3] + \frac{R T_{po}}{M} [4,507 + 5,266 w - \frac{H^o - H}{R T_{po}}]$$

.....(4.2.19)

Donde:

H = Entálpia de la función, BTU/Lb

HL = Entalpia de la fracción líquida y $Tr < 0.8$

$$B_1 = 10^{-3}[-356,44 + 29,72K_{API} + X_1]$$

$$X_1 = B_4 \left(295,02 - \frac{248,46}{S_{15,6^{\circ}C}} \right)$$

$$B_2 = 10^{-6}[-146,24 + (77,62 - 2,772K_{API}) \cdot K_{API} - X_2]$$

$$X_2 = B_4 \left(301,42 - \frac{253,87}{S_{15,6^{\circ}C}} \right)$$

$$B_3 = 10^{-9}[-56,487 - 2,95 B_4]$$

$$B_4 = \left[\left(\frac{12,8}{K_{API}} - 1,0 \right) \left(1 - \frac{10}{K_{API}} \right) \right] \cdot X_3$$

$$X_3 = (S_{15,6^{\circ}C} - 0,855) \cdot (S_{15,6^{\circ}C} - 0,70) 10^4]^2$$

donde :

M = Masa molecular calculada por la ecuación de Lee-Kesler

R = Constante Universal de los gases, BTU/Lb \cdot mol \cdot °R

$$\frac{\bar{H}^o - \bar{H}}{RT_{pc}} = \text{Agrupamiento adimensional que cuantifica el efecto de la presión}$$

4.2.2.6 Poder Calorífico Superior e Inferior

Se llama poder calorífico a la cantidad de calor cedido por un combustible considerando que en la

entrada el combustible y el aire estan a 25 °C y en la salida, los gases de combustión estan a 25 °C.

En el caso del poder calorífico superior, la agua formada por la combustión del hidrogeno está en el estado líquido y en el caso del poder calorífico inferior, el agua formada está en la fase vapor.

Así:

$$\text{PCI} = \text{PCS} - \% \text{H}_2\text{O} \text{ formada} \times h \text{ condensación @ presión parcial H}_2\text{O}$$

.....(4.2.20)

$$\text{PCI} = \text{PCS} - 9 \times \% \text{H}_2 \times h \text{ condensación}$$

.....(4.2.21)

4.2.2.7 Conductividad Térmica de la Fracción Líquida

Un estudio realizado en 1929 por U.S. Bureau of Standards da una relación que incorpora la densidad y la temperatura como variables independientes.

Las relaciones han sido derivadas y son presentadas en la ecuación [KERN50].

$$K_t = \frac{0,06775}{S} (1,0096 - 0,0003t)$$

.....(4.2.22)

Donde :

K_t = Conductividad térmica a la temperatura seleccionada
BTU/hr.ft .°F/ft

4.2.2.8 Conductividad térmica de la Fracción Vapor

La conductividad térmica de los vapores de petróleo de baja presión aumentan con la temperatura de una forma linear.

La expresión matemática empleada fue derivada de la curva presentada por [MAXW50], por el cambio de la conductividad térmica con la temperatura y con el peso molecular medio, como siendo las variables independientes.

$$\begin{aligned}
 kt_1 &= (0,0147712 + 4,200877 \times 10^{-5} t + \\
 &\quad 2,775927 \times 10^{-11} t^2 - 9,733351 \times 10^{-14} t^3) \\
 kt_2 &= (-1,888013 \times 10^{-3} - 3,168262 \times 10^{-6} t) \log M \\
 K &= kt_1 + kt_2
 \end{aligned}$$

.....(4.2.23)

Donde :

K_t = Conductividade térmica a la temperatura seleccionada
BTU/hr.ft .°F/ft.

4.2.2.9 Viscosidad de Fracciones de Petróleo

Se utiliza el siguiente método para estimar la viscosidad de fracciones de petróleo:

a) Método Analítico

[ABBO70] dió un método analítico de estimar la viscosidad de las fracciones de petróleo, a partir de la regresión lineal realizada sobre el nomograma de Watson.

$$\text{Log } u_{37.8} = \frac{A_0 + A_1 K + A_2 K^2 + A_3 \text{ API}^2 + A_4 K \text{ API} + A_5 K^2 + A_6 \text{ API} + A_7 \text{ API}^2 + A_8 K \text{ API}}{\text{API} + A_9 + A_{10} K}$$

$$\text{Log } u_{98.9} = \frac{B_0 + B_1 \text{ API} + B_2 \text{ API}^2 + B_3 K \text{ API} + B_4 K + B_5 \text{ API} + B_6 \text{ API}^2}{\text{API} + B_7 + B_8 K}$$

.....(4.2.24)

Donde:

$u_{37.8}$, $u_{98.9}$: Son viscosidades de las fracciones líquidas en cSt, a 37.8 e 98.9 °C, respectivamente

K : Factor de Caracterización KUOP

API : °API de la fracción líquida

b) Viscosidad Absoluta

La formula de la viscosidad absoluta para la fase vapor de fracciones de petróleo tambien derivó del gráfico presentado por [MAXW50].

$$v_1 = (0,0104745 - 5,60041 \times 10^{-5} M + 1,45809 \times 10^{-7} M^2 - 1,34882 \times 10^{-10} M^3)$$

$$v_2 = (1,76822 \times 10^{-5} - 1,0269 \times 10^{-7} + 2,53357 \times 10^{-10} - 2,26 \times 10^{-13} M^3) t$$

$$VA = (v_1 + v_2)$$

.....(4.2.25)

donde :

M = Peso molecular de la fracción de petróleo

t = Temperatura en °F

4.2.3 CORRELACIONES PARA CALCULO DE EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR EN FRACCIONES DE PETROLEO

4.2.3.1 Propiedades de Equilibrio Líquido-Vapor

Debido a la dificultad de identificar a las variadas entidades químicas que se encuentran en el crudo, existen tres tipos de destilación de laboratorio que sirve para caracterizar dichas fracciones

- Destilacion del Verdadero Punto de Ebullición (TBP)

- Destilación de la Sociedad Americana para Pruebas de Materiales (ASTM-D86)
- Destilación Instantanea (Flash) en Equilibrio (EFV)

a) Destilación TBP:

En la destilación TBP (True Boiling Point) la muestra ya sea una fracción de petróleo o un crudo se somete a una destilación "batch" en una columna de destilación que contiene algo así de 35 etapas de equilibrio y con una relación de reflujo tan grande como: 5 a 1. Cuando se gráfica el tanto por ciento en volumen de destilado por la temperatura correspondiente se obtiene la TBP para la muestra ensayada.

b) Destilación ASTM:

Una destilación ASTM (American Society for Testing and Materials), es una operación de destilación simple no fraccionante con la única diferencia que el equipo y el método seguido esta rigurosamente especificado por el libro standar de la ASTM. El proceso consiste en cargar 100 ml de una muestra en un frasco, luego calentar hasta que la primera gota de destilado se forme entre los 5 y 10 minutos, se continua con el proceso de destilación simple a una velocidad constante de 4 a 5 ml de destilado por minuto, leyendo el volumen y la temperatura del frasco

a intervalos pre establecidos, igualmente graficando el tanto por ciento de volumen de destilado versus la temperatura, donde se obtiene la curva ASTM.

c) Destilación EFV:

Cuando un crudo es calentado y vaporizado de tal manera que todo el vapor esta en equilibrio con el líquido permanentemente a cualquier temperatura el proceso es comunmente llamado vaporización instantanea en equilibrio. La curva que se obtiene temperatura versus volumen vaporizado durante este tipo de proceso se conoce como curva FLASH.

El proceso se repite a varias temperaturas, la separación es más pobre que la destilación ASTM y esta a su vez más pobre que su correspondiente TBP. La obtención de estos datos experimentales es muy laborioso por ello es derivado usualmente a partir de datos TBP o ASTM por medio de correlaciones empíricas.

4.2.3.2 Método Utilizado para Determinar la Curva de Destilación (Newton-Raphson)

Debido a que el número de compuestos que existen en el petróleo es sumamente grande y prácticamente imposible de identificar, es

convenientemente tomar los pseudos-componentes como si fueran uno sólo y tratarlo como un componente puro.

El método utilizado consiste en obtener una nueva curva TBP del crudo a partir de los datos obtenidos en el laboratorio, ajustandolo previamente por el método mínimo cuadrados y obteniendo una función matemática que debe ser minimizada. El problema de minimización es una optimización no-lineal de la curva de destilación, pero su solución analítica es extremadamente dificultoso. La utilización de un método numérico como la técnica de Newton-Raphson fué aprovechado para solución de este problema [DHUL84].

Una vez obtenida la nueva curva TBP, se encuentran las curvas ASTM y EFV obteniendose de esta forma la cantidad de volumen vaporizado. La caracterización del crudo va ser en dos partes, la primera zona (zona vaporizada) que la denominamos "VAP" y la segunda zona (zona líquida) denominada "CRI", a ambas zonas se le determinará sus propiedades físicas y termodinámicas para poder elaborar una base de datos de standarización de crudos que va a ser útil en el desarrollo del presente trabajo.

4.2.3.3 Nuevos Métodos para Cálculo de Curvas de Destilación Atmosférica

En el trabajo mas reciente de [RIAZ86] fue publicado un conjunto de ecuaciones empíricas de la forma :

$$x = a T_b^b S^c \dots\dots\dots(4.2.26)$$

Donde :

T_b = Temperatura normal de ebullición, °R

S = Densidad específica, 15.6°/15.6 °C;

a , b , y c = Constantes de las correlaciones

x = Valor da caracterización requerida.

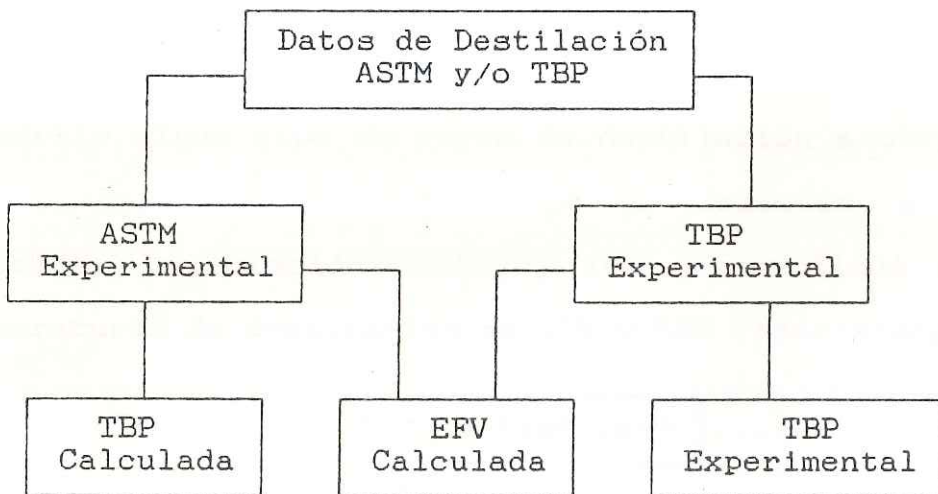


Figura 4.2: Conversión de Curvas de Destilación

La figura 4.2 ilustra as interrelaciones existentes entre las tres curvas de destilación.

Usando un conjunto de datos de fracciones de petróleo, la siguiente ecuación fué encontrada como la mejor forma de interconversiones de curvas de destilación.

$$t = a x^b S^c \dots\dots\dots(4.2.27)$$

Donde:

t e x = Temperaturas para el mismo porcentaje de volumen vaporizado, °R

S = Densidad específica, 15,6°/15,6 °C;

a , b , y c = Constantes de las correlaciones

Por conveniencia y rapidez de conversión, la ecuación(4.2.27) representa la conversión de ASTM D86-TBP y ASTM D86 - EFV respectivamente.

Cuando la ecuación (4.2.27) es usada para convertir algun tipo de curva de destilación a otra, y si la densidad específica de la fracción no es conocida, la ecuación (4.2.28) fué desarrollada para temperaturas de destilación de 10% y 50% vaporizadas.

$$S = a t_{10}^b t_{50}^c \dots\dots(4.2.28)$$

Donde :

t_{10} y t_{50} = Temperaturas de 10% y 50% de las curvas de destilación ASTM, TBP o EFV., °R

a , b , y c = Constantes.

4.3 FORMULACION DEL MODELO MATEMATICO PARA LA EVALUACION DEL HORNO

4.3.1 Consideraciones Básicas del Diseño

Como se dijo anteriormente la esencia del trabajo es encontrar una serie de propiedades termodinámicas, con el objeto de ser utilizadas en el diseño de equipos tales como hornos, torres de destilación, destilación flash; estas propiedades se les puede obtener gran parte en el laboratorio pero también implicaría un tedioso y costoso trabajo, y algunas de dichas propiedades no sería posible obtenerlas experimentalmente por cuanto son sensibles a las condiciones que son expuestas.

4.3.1.1 Procedimiento para Determinar la Curvas de Destilación

Para determinar las curvas de destilación TBP, ASTM, y EFV de las fracciones, se utilizan los siguientes procedimientos:

1) Curva TBP a ASTM

Se requiere las temperaturas TBP a 0, 10, 30, 50, 70, 90 y 100% Volumen.

- | | |
|---------------------|-----------------------------|
| - API Crudo > 32 | TBP ₁₀₀ = 760 °C |
| - API Crudo (25-32) | TBP ₁₀₀ = 785 °C |
| - API Crudo < 25 | TBP ₁₀₀ = 815 °C |

El siguiente procedimiento fué preparado para temperaturas en grados °F:

a) Punto 50%

$TBP_{50} \leq 400 \text{ °F}$:

$$ASTM_{50} = (TBP_{50} + 11,868)/1,02967$$

$400 < TBP_{50} \leq 834,7 \text{ °F}$:

$$ASTM_{50} = (-1,2272 \times 10^{-4} TBP_{50} + 1,07148) TBP_{50} - 8,86033$$

$TBP_{50} > 834,7 \text{ °F}$:

$$ASTM_{50} = (TBP_{50} + 158,3)/1,24125$$

b) Punto 30%

$$TBP_{50/30} = TBP_{50} - TBP_{30} \text{ (°F)}$$

$$ASTM_{50/30} = ASTM_{50} - ASTM_{30} \text{ (°F)}$$

$TBP_{50/30} \leq 108 \text{ °F}$:

$$ASTM_{50/30} = (0,003357 TBP_{50/30} + 0,49098) TBP_{50/30} - 0,0464$$

$108 < TBP_{50/30} < 202 \text{ °F}$:

$$ASTM_{50/30} = (-0,002615626 TBP_{50/30} + 1,751691) TBP_{50/30} - 67,055$$

$TBP_{50/30} \geq 202 \text{ °F}$:

$$ASTM_{50/30} = (TBP_{50/30} - 202) 0.695 + 180$$

c) Punto 10%

TBP_{30/10} ≤ 94 °F:

$$\text{ASTM}_{30/10} = (0,00414646 \quad \text{TBP}_{30/10} + 0,351443) \\ \text{TBP}_{30/10} - 0,1674$$

94 < TBP_{30/10} < 200 °F:

$$\text{ASTM}_{30/10} = (-0,0026917 \quad \text{TBP}_{30/10} + 1,802044) \\ \text{TBP}_{30/10} - 76,041$$

TBP_{30/10} ≥ 200 °F:

$$\text{ASTM}_{30/10} = (\text{TBP}_{30/10} - 200) 0.72536 + 176.7$$

d) Punto Inicial 0%

TBP_{10/0} < 68 °F:

$$\text{ASTM}_{10/0} = (0,003272056 \quad \text{TBP}_{10/0} + 0,371203) \text{TBP}_{10/0} \\ - 0,2007$$

TBP_{10/0} ≥ 68 °F:

$$\text{ASTM}_{10/0} = (\text{TBP}_{10/0} - 68) 0.8148 + 40$$

e) Punto 70%

TBP_{70/50} ≤ 96 °F:

$$\text{ASTM}_{70/50} = (0,00320609 \quad \text{TBP}_{70/50} + 0,563678) \\ \text{TBP}_{70/50} - 0,2831$$

96 < TBP_{70/50} < 200 °F:

$$\text{ASTM}_{70/50} = (-0,0022587 \quad \text{TBP}_{70/50} + 1,613203) \\ \text{TBP}_{70/50} - 51,227$$

TBP_{70/50} >= 200 °F:

$$\text{ASTM}_{70/50} = (\text{TBP}_{70/50} - 200) 0.7097 + 181.06$$

f) Punto 90%

TBP_{90/70} <= 107 °F:

$$\text{ASTM}_{90/70} = (0,0022973 \text{ TBP}_{90/70} + 0,702343) \\ \text{TBP}_{90/70} - 0,6337$$

107 < TBP_{90/70} < 200 °F:

$$\text{ASTM}_{90/70} = (-0,002304425 \text{ TBP}_{90/70} + 1,605381) \\ \text{TBP}_{90/70} - 45,526$$

TBP_{90/70} >= 200 °F:

$$\text{ASTM}_{90/70} = (\text{TBP}_{90/70} - 200) 0.6836 + 183.37$$

g) Punto 100%

TBP_{100/90} <= 45 °F:

$$\text{ASTM}_{100/90} = (0,003961 \text{ TBP}_{100/90} + 0,751894) \\ \text{TBP}_{100/90} - 0,0536$$

45 < TBP_{100/90} < 120 °F:

$$\text{ASTM}_{100/90} = (-3,56732 \times 10^{-3} \text{ TBP}_{100/90} + 1,283552) \\ \text{TBP}_{100/90} - 8,751$$

TBP_{100/90} >= 120 °F:

$$\text{ASTM}_{100/90} = (\text{TBP}_{100/90} - 120) 0.4274 + 94$$

Ejemplo :

Los resultados de conversión de la curva TBP a ASTM que se muestra a continuación es con el crudo AGUA CALIENTE de 44 °API. Este crudo fué utilizado para realizar la verificación del diseño del Horno-101 de la Unidad de Destilación Atmosférica de la refinería Pucallpa de PETROPERU S.A. con una capacidad de refinación de 2 500 BPD de petróleo.

Tabla 4.1: Conversión TBP a ASTM del Crudo AGUA CALIENTE

% Vol	TBP °F	TBP °F	ASTM °F	ASTM °F
0	65			129
10	180	115	78	207
30	340	160	143	350
50	500	160	146	496
70	633	133	123	619
90	892 *	259	224	843
100	1400 *	508	260	1103

(*) Valor Extrapolado en base del °API del Crudo.

2) Curva TBP a Flash Atmosférica

Se requiere las temperaturas TBP a 0, 10, 30, 50, 70, 90 y 100% Volumen.

El siguiente procedimiento fué preparado para temperaturas en grados °C:

a) Recta de Referencia TBP (DRL)

DRL pasa por los puntos 10 y 70% de la Curva TBP. Su pendiente es:

$$SDRL = \frac{TBP_{70} - TBP_{10}}{70 - 10} \quad ^\circ C/\%$$

b) Recta de Referencia de la Curva Flash (CFRL)

Sea $A = SDRL$ ($^\circ C/\%$)

$B = DRL_{50} - CFRL_{50}$ ($^\circ C$)

$A \geq 4,3$

$B = 22$

$2,6 \leq A < 4,3$

$B = -105,3487 + A(93,577667 + A(-22,96902 + 1,8817898 A))$

$2,3 \leq A < 2,6$

$B = 6,021 + 12,17(A - 1,8)$

$0 \leq A < 2,3$
 $TBP_{50} \geq 150$] Tenemos lo siguiente:

$1,8 \leq A < 2,3$

$B = 6,021 + 12,17(A - 1,8)$

$1 \leq A < 1,8$

$B = 0,33904341 + A(-95,1720269 + 4,627039A)$

$A \leq 1$

$B = 0$

$0 \leq A < 2,3$
 $TBP_{50} < 150$

Tenemos lo siguiente:

$$1 < A < 2,3$$

$$B = 3,5137359 + A(-2,5992443 + 2,7506868A)$$

$$A \leq 1$$

$$B = 3,8$$

c) Pendiente de la CFRL

Sea $X = SDRL$ ($^{\circ}C/\%$)

$$Y = SCFRL$$

$$Y = -0,44551286 + X(0,31082173 + 0,071737514X)$$

d) Recta CFRL

$$CFRL_x = CFRL_{50} - SCFRL(50 - X)$$

$$= CFRL_{50} + SCFRL(X - 50)$$

e) Curva Flash Atmosférica

$$FC_x = CFRL_x + R_x(TBP_x - DRL_x)$$

donde R es :

% Vol	0	5	10	30	50-100
R	0,2	0,396	0,396	0,339	0,338

Curvas de Equilibrio Liquido-Vapor

Crudo: AGUA CALIENTE - Ref. Pucallpa

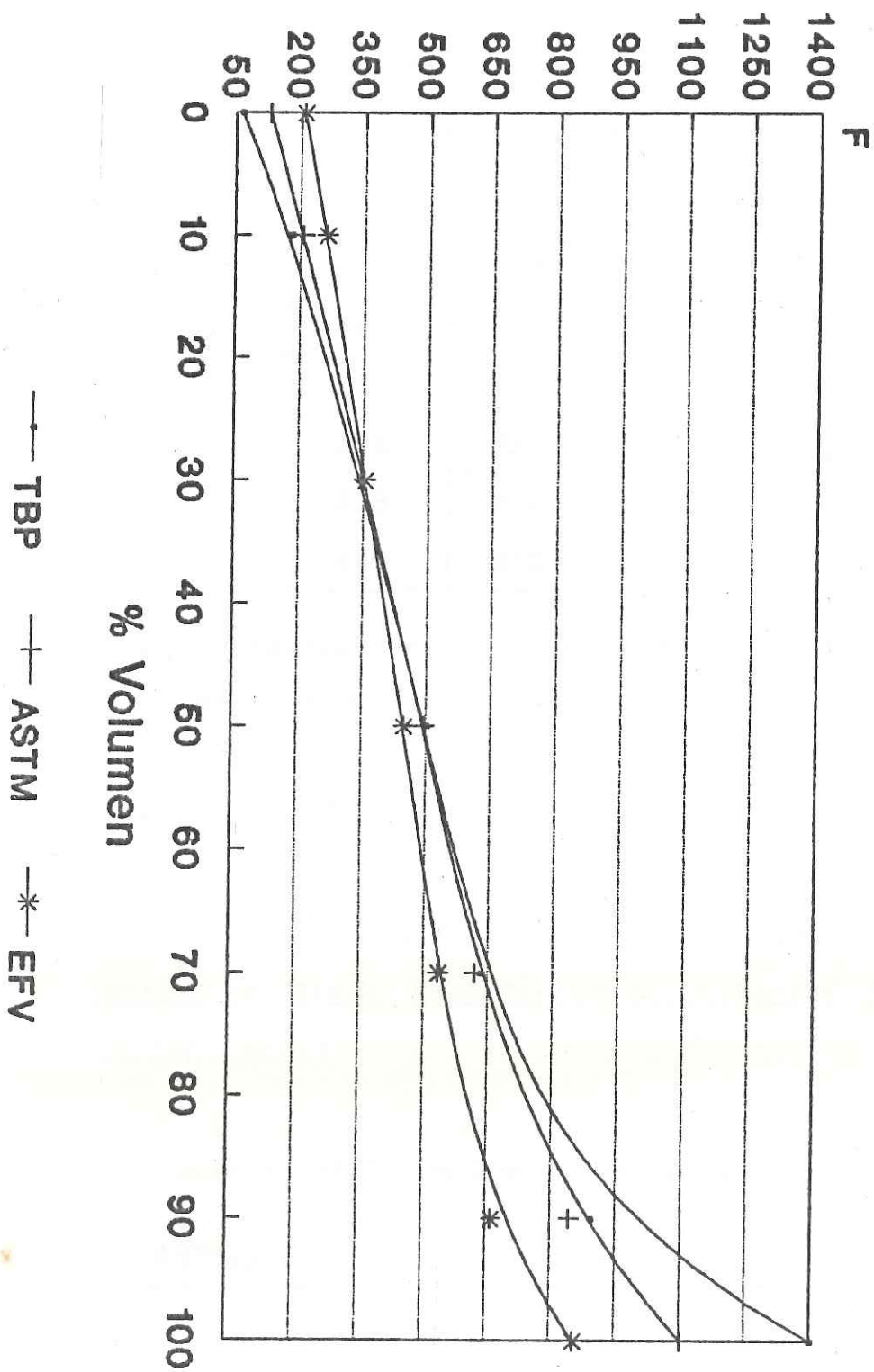


Figura 4.3-a: Curvas TBP-ASTM-FLASH

Tabla 4.2: Conversión TBP a FLASH Atmosférica del Crudo AGUA CALIENTE

% Vol	TBP °C	DRL °C	CFRL °C	EFV °C	EFV °F
0	18	40	102	98	208
10	82	82	127	127	261
30	171	166	177	179	354
50	260	250	228	231	448
70	334	334	279	279	534
90	478 *	418	329	349	661
100	760 *	460	355	456	854

(*) Valor Extrapolado en base del °API del Crudo.

En la figura 4.3-a se muestra las tres curvas gráficas de equilibrio líquido-vapor TBP, ASTM y Flash del crudo Agua Caliente de la refinería Pucallpa.

3) Procedimiento para la Conversión de la Curva de Destilación Flash Atmosférica a Cualquier Presión (API DATA BOOK)

a) Se calcula el VABP con los datos ASTM.

$$\text{VABP} = \frac{\text{ASTM}_{10} + \text{ASTM}_{30} + \text{ASTM}_{50} + \text{ASTM}_{70} + \text{ASTM}_{90}}{5}$$

$$\text{VABP} = 503 \text{ °F}$$

b) Determinar la pendiente 10/90 en la ASTM.

$$S = \frac{ASTM_{90} - ASTM_{10}}{80}$$

$$S_{10/90} = (843 - 207)/80 = 7,95 \text{ } ^\circ\text{F}/\%$$

c) Factor de Relación.

$$R = \frac{VABP}{S_{10/90} + 16}$$

$$R = VABP / S_{10/90} + 16 = 21,0$$

d) Se va la figura 3B3.1 del Libro API DATA BOOK para ubicar el punto Focal de la Curva Flash (Figura 4.3-b).

e) Se determina las temperaturas a la nueva presión.

Tabla 4.3: Curva Flash del Crudo AGUA CALIENTE a 35 PSIG (49.7 PSIA)

% Vol	ASTM °F	EFV °F	FC @ 35 PSIG
0	129	208	335
10	207	261	386
30	350	354	472
50	496	448	555
70	619	534	628
90	843	661	735
100	1103	854	880

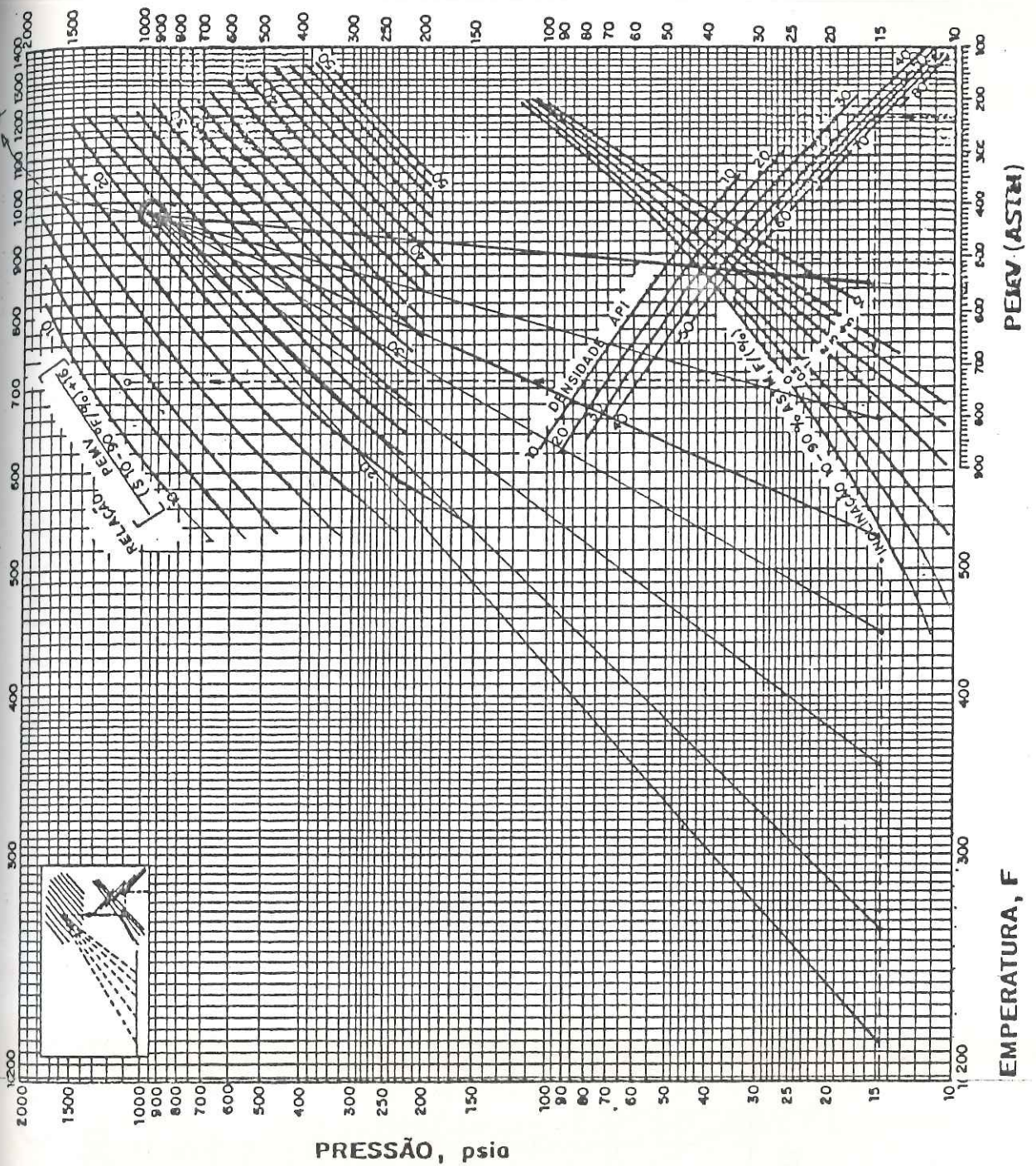


Figura 4.3-b: Ubicación de Punto Focal
- 3B3.1 API DATA BOOK

El gráfico de las curva FC a 35 PSIG para el crudo evaluado (Crudo Agua Caliente) son mostrados en en la figura 4.3.-c

Curva Flash a 49.7 PSIA

Crudo: AGUA CALIENTE - Ref. Pucallpa

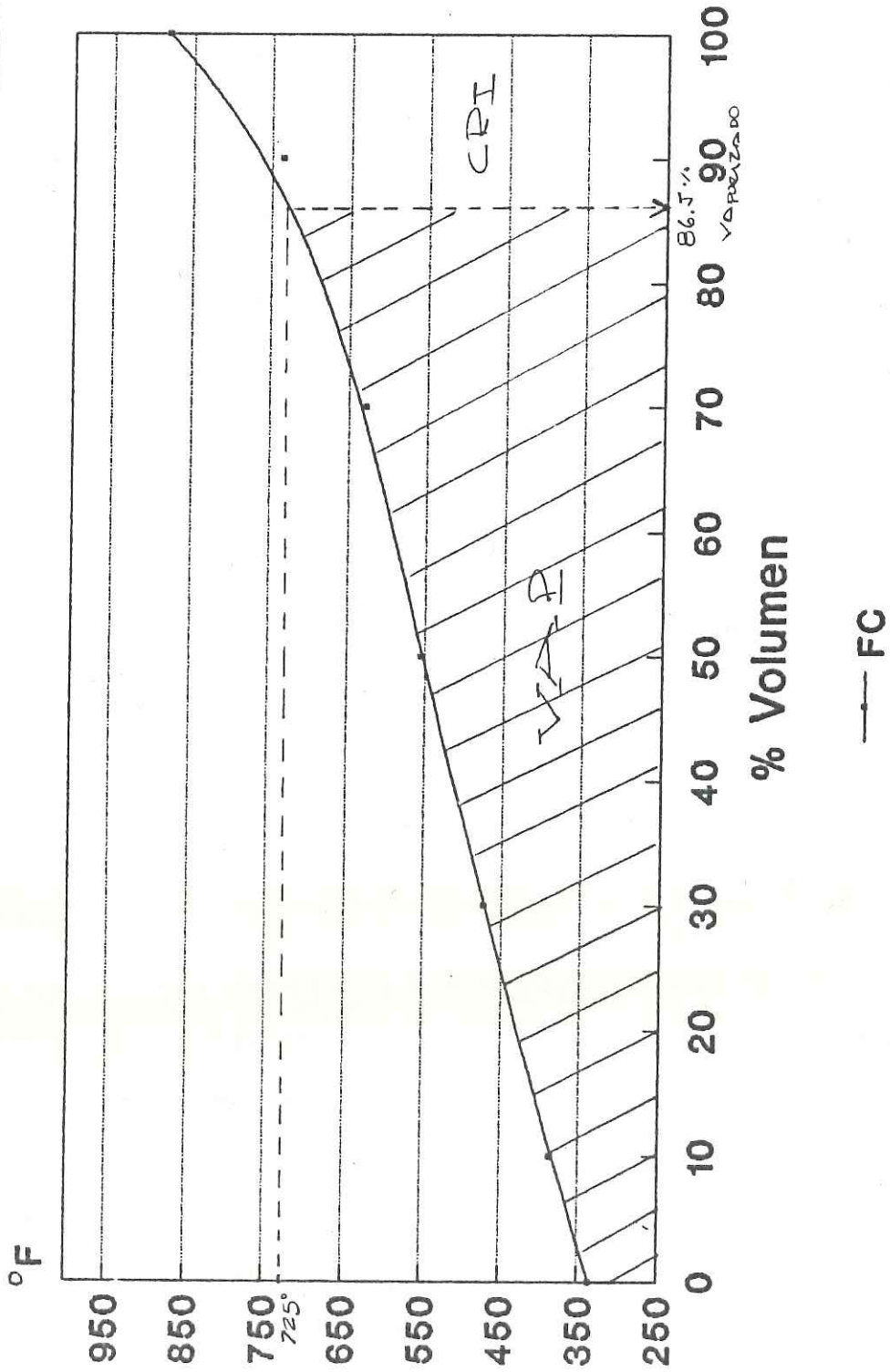


Figura 4.3-c: Curva Flash a una Nueva Presión

4.3.2 Procedimiento para Realizar la Revisión del
Diseño del Horno 101- Refinería de Pucallpa -
PETROPERU S.A.

Con un horno pequeño se hace la verificación de los modelos planteados de balance de materia y energía, este mismo modelo será mecanizado en un programa de computador y utilizado en cualquier tipo de horno sea horizontal o vertical y capacidad de procesamiento mayor de petróleo crudo.

Especificaciones del Horno:

- 1) Crudo a Calentar : Agua Caliente °API 43,84
G.E. = 0,807 y 2 500 BPD
- 2) Temperaturas:
Entrada de la Carga = 350 °F
Salida de la Carga = 725 °F
- 3) Combustible:
Residual °API 22,3 G.E = 0,92
LHV = 18 000 BTU/Lb
- 4) Eficiencia : Mínimo 75%
- 5) Aire : Sin precalentamiento, 25% de exceso
- 6) Rate de Calor:
Radiante = 10,0 MMBTU/hr-ft² Max.
Convección = 5,0 MMBTU/hr-ft² Max.

Cálculos previos a la verificación:1) Flujo Másico

$$2\ 500 \frac{B}{D} \cdot 0,807 \left(\frac{3,785 \times 42}{0,4536} \right) \frac{1}{24} = 29\ 461 \text{ Lb/hr}$$

2) Carga Calórica

	Entrada	Salida	
	Crudo	Vapor	Líquido
Lb/hr	29 400	21 970	7 430
P (Psig)	70	35	35
T (°F)	350	725	725
API (G.E. @ T)	44 (0,7)	52,3	19,0
MW	200	168	450
H Btu/Lb	188	540 *	425 *

(*) Entalpía media ponderada = 511

$$Q = 10^{-6}(7\ 430(425) + 21\ 970(540) - 29\ 400(188))$$

$$Q = 9,494 \text{ MMBTU/hr}$$

Calor Neto liberado:

$$Q_N = 9,500/0,75 = 12,667 \text{ MMBTU/hr}$$

Gases de Combustión con 25% de exceso de aire:

$$GC_{25\%} = 1043 \frac{\text{Lb}}{\text{MMBTU}} (12,667) = 13\ 211,68 \text{ Lb/hr}$$

$$GC_{25\%} = 3,67 \text{ Lb/seg}$$

4.3.2.1 Cálculo de la Sección de Radiación

El cálculo se realiza usando los gráficos de balance de energía en la zona radiante presentados en el capítulo III de la tesis.

1) Q Radiante Aproximado:

Aprox. 70% del total

$$Q_R = 0,70 (9,500) = 6,650 \text{ MMBTU/hr}$$

2) Temperatura de Cruze: (Convección/radiación)

$$T = 725 - 0,7(725 - 350) = 463 \text{ }^\circ\text{F} \quad \text{Aprox.}$$

Promedio del Fluido

$$T_F = 1/2(463 + 725) = 594 \text{ }^\circ\text{F} \quad \text{Aprox.}$$

Promedio en los tubos

$$T_T = 594 + 100 = 694 \text{ }^\circ\text{F} \quad \text{Aprox.}$$

3) Superficie de Radiación:

$$S = Q_R/D_R = 6,650 \times 10^6 / 10\,000 = 665 \text{ ft}^2$$

Superficie de tubos

$$S_T = 1\,330 \text{ ft}^2$$

No. de Pasos = 1

Tubos a usar O.D. 4^{1/2} Sch 80 (ID=3,826", Thk=,337")

$$\text{Area} = \text{PI}/4(\text{ID})^2 = 0,0798 \text{ ft}^2$$

Velocidad en los tubos

$$V = \frac{29\,400 \text{ lb/hr}}{3\,600 \text{ s/hr} \cdot 0,0798} = 102,34 \text{ lb/seg-ft}^2 \quad (*)$$

(*) Velocidad recomendada es entre 250 - 300 lb/seg-ft²

Superficie del Tubo = $PI(4,5/12) = 1,178 \text{ ft}^2/\text{ft tubo}$

Longitud expuesta en radiación = $665 \text{ ft}^2/1,178$

= 565 ft

Se asume que la longitud de tubos de diseño es buena

$L = 22 \text{ ft}$ (longitud efectiva)

No. de Tubos = $565/22 = 25,7 = 26$ tubos

Luego la superficie por tubo es:

$22 \times 1,178 = 25,9 \text{ ft}^2$

Superficie total:

$26 \times 25,9 = 673,4 \text{ ft}^2$

Espaciamiento entre tubos = 8" (diseño)

$$\text{Relación} = \frac{\text{Espaciamiento}}{\text{Diámetro}} = \frac{8}{4,5} = 1,78$$

Con este valor calculado se va a la figura 3,9 del capítulo III y se determina $\alpha = 0,92$ (Eficiencia de absorción del banco de tubos).

La zona escudo tiene 4 tubos (segun diseño original)

Luego: (Superficie plana equivalente fria)

$ACPE = 22 \times 4 \times 8/12 \text{ ft}^2$ (Escudo)

$ACPR = 22 \times (26-4) \times 8/12 \text{ ft}^2$ (Radiación)

$ACP = ACPE + ACPR = 58,7 + 322,7(0,92) = 355,5 \text{ ft}^2$

Dimensión del horno:

El horno es de tipo cabina simple, a partir de las dimensiones se determina el área envolvente del horno.

$$\text{Area} = 505 \text{ ft}^2$$

Area de radiación = Area envolvente - Area Efectiva

$$A_R = 505 - 355,5 = 149,5 \text{ ft}^2$$

$$\frac{A_R}{\alpha_{ACP}} = \frac{149,5}{355,5} = 0,42$$

Volumen del horno

$$(42,34 + 9,98) \times 22 = 1151,04 \text{ ft}^3$$

Dimensiones

H aprox. 7,9
A aprox. 7,3
L aprox. 22

del gráfico 3.11 del capítulo III
se tiene : 1 - 1- 3

Longitud media de radiación:

$$L = 2/3 V^{1/3} = 2/3 (1151,03)^{1/3} = 6,99 = 7 \text{ ft}$$

Luego la presión parcial (CO₂-H₂O) con 25% exceso se calculará con el gráfico 3.10 del capítulo III.

$$P_{\text{CO}_2\text{-H}_2\text{O}} = 0,23 \text{ Atm}$$

$$\text{Entonces : } PL = 0,23 \times 7 = 1,61 \text{ Atm-ft}$$

No hay precalentamiento de aire y combustible

$$\text{luego : } Q_A = Q_C = 0$$

$$\text{Balance de calor : } Q_{\text{ingresa}} = Q_{\text{sale}}$$

A partir de la ecuación 3.7.1 del capítulo III se tiene:

$$Q_N + Q_A + Q_F = Q_R + Q_L + Q_{B2}$$

$$\left[\frac{Q_R}{\alpha A_{CP} F} \right] = \left[1 - \frac{Q_L}{Q_N} - \frac{Q_{B2}}{Q_N} \right] \frac{Q_N}{\alpha A_{CP} F}$$

Flux de
Radiación

Flux Total
Disponible

Asumiendo $Q_L/Q_N = 0,02$ (2% de pérdidas)

Realizamos la 1ª iteración:

Para $T_{gas} = 1500$ °F (asumido) y $PL = 1,61$ la emisividad del gas calculada por el gráfico 3.12 del capítulo III $\epsilon = 0,37$ y el factor global de intercambio con la figura 3.14 es $F = 0,42$.

$$(\alpha A_{CP})F = 355,5 (0,42) = 149,31$$

$$\frac{Q_N}{\alpha A_{CP} F} = \frac{12,667 \times 10^6}{149,31} = 84\,837 \text{ BTU/hr-ft}^2$$

Para este tipo de horno (cabina) asumimos que la temperatura promedio de la cámara de radiación es la misma los gases de salida.

$$T_{g2} = T_{gas} = 1500 \text{ °F}$$

Luego :

$$\frac{Q_{B2}}{Q_N} = 0,415 \text{ entonces tenemos la siguiente relación}$$

$$\begin{aligned} \frac{Q_R}{\alpha A_{CP} F} &= (1,0 - 0,02 - 0,415) 84\,837 \\ &= 47\,933 \text{ Btu/hr-ft}^2 \end{aligned}$$

Entonces de la ecuación 3.7.6 del capítulo III:

$$\frac{Q_R}{\alpha_{ACP} F} = \sigma (T_g^4 - T_t^4) + 7,0 (T_g - T_t)$$

Para $T_t = 694 \text{ }^\circ\text{F}$ ($1154 \text{ }^\circ\text{R}$) (estimada)

$$\sigma = 1,7108 \times 10^{-9} \text{ Btu-hr/ft}^2\text{-}^\circ\text{R}$$

$$X = \frac{Q_R}{\alpha_{ACP} F} = 1,7108 \times 10^{-9} (T_g^4 - 1154^4) + 7,0 (T_g - 1154)$$

<u>Tgas °F</u>	<u>Tgas °R</u>	<u>X Btu/hr-ft²</u>
1000	1460	6 881
1200	1660	13 499
1400	1860	22 384
1600	2060	34 116
1800	2260	49 339
2000	2460	68 761
2200	2660	93 158
2500	2960	140 939

Los puntos son graficados en la figura 4.4.

Realizamos la 2^o iterración:

Para $T_{gas} = 2000 \text{ }^\circ\text{F}$ (asumido) y $PL = 1,61$ la emisividad del gas calculada por el gráfico 3.12 del capítulo III $\epsilon = 0,32$ y el factor global de intercambio con la figura 3.14 es $F = 0,375$.

Temperatura Camara Combustion TG

$$Q_r / (\alpha) A_{cp} F = 1.7108 \times 10^{-9} (T_g^4 - T_t^4) + 7.0 (T_g - T_t)$$

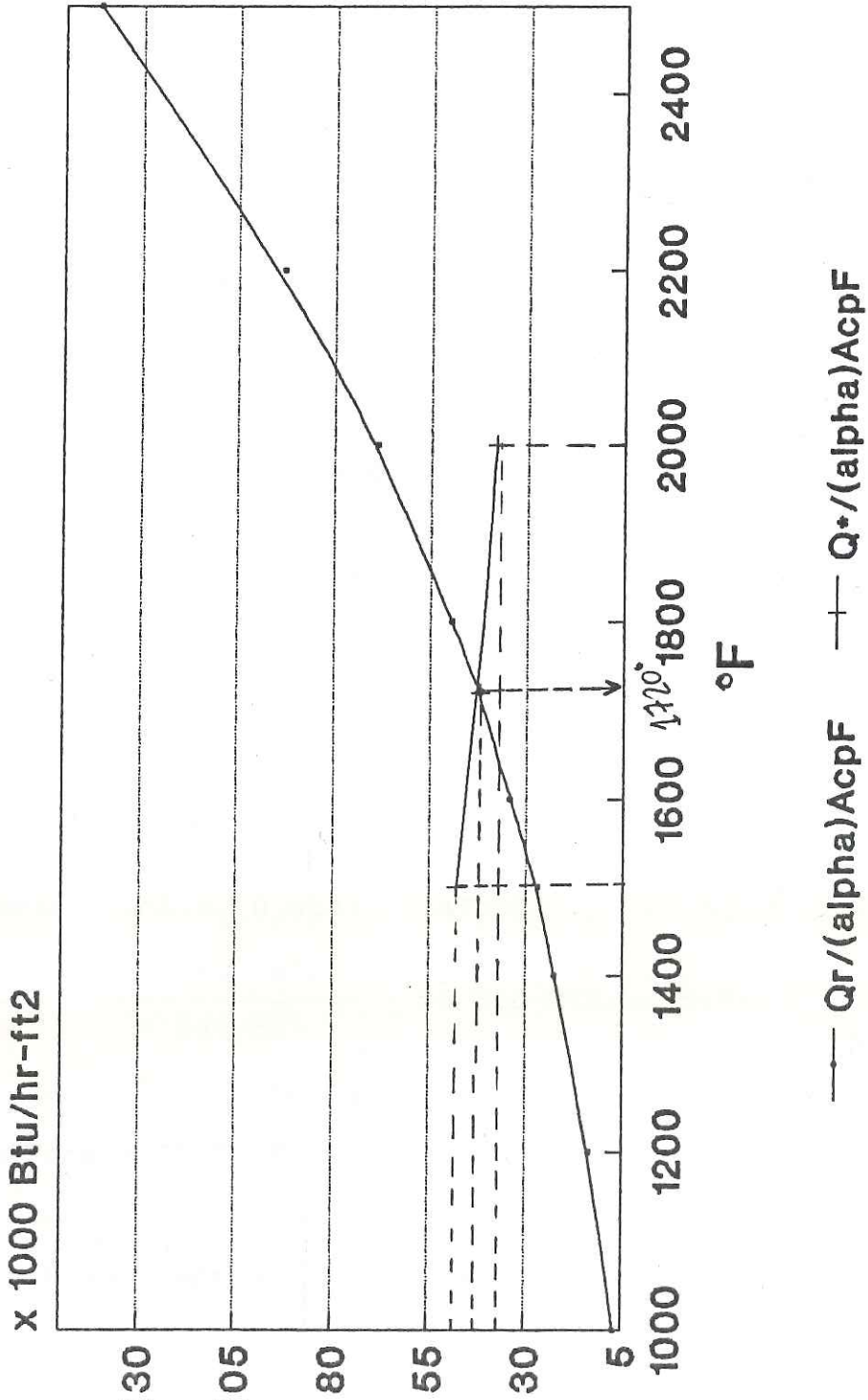


Figura 4.4: Cálculo de la Temperatura de Cámara de combustión

$$\frac{Q_{B2}}{Q_N} = 0,57 \quad \text{entonces tenemos la siguiente relación}$$

$$(\alpha_{ACP})F = 355,5 (0,375) = 133,31$$

$$\frac{Q_N}{\alpha_{ACP} F} = \frac{12,667 \times 10^6}{133,31} = 95\,017 \text{ BTU/hr-ft}^2$$

$$T_{g2} = T_{gas} = 2000 \text{ }^\circ\text{F}$$

Luego :

$$\begin{aligned} \frac{Q_R}{\alpha_{ACP} F} &= (1,0 - 0,02 - 0,57) 95\,017 \\ &= 38\,957 \text{ Btu/hr-ft}^2 \end{aligned}$$

Para el gráfico mostrado en la figura 4.4 el valor de $T_{gas} = 1740 \text{ }^\circ\text{F}$.

Chequeando para $T_g = 1740$ y $PL = 1,61$ la emisividad $\epsilon = 0,36$ y Factor de intercambio $F = 0,415$

$$(\alpha_{ACP})F = 355,5 (0,415) = 147,53$$

$$\frac{Q_N}{\alpha_{ACP} F} = \frac{12,667 \times 10^6}{147,53} = 85\,859 \text{ BTU/hr-ft}^2$$

Realizamos la 3^o iterración:

Para $T_{gas} = 1740 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\frac{Q_{B2}}{Q_N} = 0,495 \quad \text{entonces tenemos la siguiente relación}$$

$$\begin{aligned} \frac{Q_R}{\alpha_{ACP} F} &= (1,0 - 0,02 - 0,495) 85\,859 \text{ (Tg interpolado linealmente)} \\ &= 41\,642 \text{ Btu/hr-ft}^2 \end{aligned}$$

Temperatura de radiación (Temperatura Cámara Combustión):

$$T_{\text{gas}} = 1720 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(Es el punto de intersección de las dos curvas en la figura 4.4)

$$\text{Para } T_g = 1720 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \frac{Q_{g2}}{Q_N} = 0,49$$

Luego :

$$\frac{Q_R}{\alpha_{\text{ACP}} F} = (0,98 - 0,49) 12,667 \times 10^6$$

Densidad de Calor:

$$\frac{Q_R}{\text{Area}} = \frac{6,207 \times 10^6}{673,4} = 9\,217 \text{ Btu/ft}^2$$

4.3.2.2 Cálculo de la Sección de Convección

El Duty es:

$$Q_c = 9,500 - 6,207 = 3,293 \text{ MMBTU/Hr}$$

Pérdidas de calor por chimenea $Q_{g2}/Q_N = 0,23$ (23%)

Temperatura de chimenea es $T = 925 \text{ } ^\circ\text{F}$ que es igual a la temperatura de los gases a la salida de convección.

Media Logaritmica:

	<u>Gases</u>	<u>Crudo</u>	
t Mayor	1720	463	= 1257
t menor	925	350	= 575
			<hr/> 682

$$\text{LMTD} = \frac{1257 - 575}{\text{LN} \frac{1257}{575}} = 872 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Tubos de 4.5" Sch 80 (aletados) 22 ft. longitud efectiva.

48 aletas/ft (alto = 1" espesor = 0,050)

Area de Aletas:

$$2x(\text{PI}/4(6.5^2 - 4.5^2)) = 34,54 \text{ pulg}^2$$

$$\left[\frac{34,54}{144} \right] \frac{\text{ft}^2}{\text{aleta}} \times \frac{48 \text{ aleta}}{\text{ft}} = 11,52 \text{ ft}$$

Area de Tubo: 1,178 ft²

Area Total : 12,70 ft²/ft (aleta + tubo)

Considerando 4 tubos por fila (diseño original)

Area libre de banco de tubos:

$$4 (22) \left[\frac{8 - 4,5}{12} - \frac{2 \times 0,050 \times 1 \times 4}{12} \right] = 22,7 \text{ ft}^2$$

Velocidad Másica:

$$= \frac{\text{Flujo de Gases}}{\text{Area Libre}} = \frac{13\,211,68}{22,7} = 582 \text{ lb/ft}^2\text{-hr}$$

Balance de Materia: Combustión en el Horno

Combustible $12,667 \times 10^6 / 18\,000 = 703,7 \text{ Lb/hr}$

G.E. = 0,92 @ 60 °F y °API = 22,3

MW = 200 y la Relación C/H = 7,95 en peso.

	<u>C/H</u>	<u>% Peso</u>	<u>Lb/hr</u>
C	7,95	88,8	624,9
H	1,00	11,2	78,3
	<u>8,95</u>	<u>100,0</u>	<u>703,7</u>

Ecuaciones teóricas de combustión completa:



$$\text{MW} \quad 12 \quad 32 \quad 44$$

$$\text{Lb/hr} \quad 624,9 \quad x1 \quad x2$$

$$x1 = 1\,666,4 \text{ lb/hr O}_2$$

$$x2 = 2\,291,3 \text{ lb/hr CO}_2$$



$$\text{MW} \quad 2 \quad 32 \quad 44$$

$$\text{Lb/hr} \quad 78,8 \quad x3 \quad x4$$

$$x3 = 630,4 \text{ lb/hr O}_2$$

$$x4 = 709,2 \text{ lb/hr H}_2\text{O}$$

Aire:

$$\text{Oxígeno } (x1 + x2) = 2\,296,8 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Exceso (25\%)} = 574,2 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Total} = 2\,871,0 \text{ lb/hr}$$

Nitrogeno (79/21) 2 871,0 = 10 800,4 Lb/hr

Para el intervalo de 1720 °F → 925 °F

	Lb/hr	% w	MW	Mol/hr	% Mol	Cpm
CO2	2 291,3	15,9	44	52,08	10,52	12,97
H2O	709,2	4,9	18	39,40	7,96	9,81
O2	574,2	4,0	32	17,94	3,62	8,30
N2	10 800,4	75,2	28	385,73	77,90	7,76
	14 375,1		29			8,49
			MW Medio			Cp Medio

$$C_p = 8,49 \frac{\text{BTU}}{\text{Lbmol} \cdot ^\circ\text{F}} \times \frac{\text{Lbmol}}{29 \text{ Lb}} = 0,292 \text{ Btu/Lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

Viscosidad (Gases @ 1323 °F)

$$\mu = 0,0405 \text{ cpoise} = 0,098 \text{ lb/ft-hr}$$

Conductividad (Gases @ 1323 °F)

$$k = 0,0375 \text{ Btu/hr-ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$$

El Reynolds :

$$Re = \frac{OD \ G}{\mu} = \frac{(4,5/12) \ 582}{0,098} = 2 \ 257$$

Con el Reynolds determinamos el coeficiente Jh (Ver el gráfico del anexo - 2 -)

$$J_h = 0.017$$

El Cp medio de los gases 1720/925 °F:

$$= 0,292 \text{ Btu/Lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

Coeficiente de transferencia de calor exterior:

$$h_o = \frac{J_h C_p G}{\left[\frac{\mu C_p}{k} \right]^{2/3}} = \frac{0,017 (0,292) 582}{\left[\frac{0,098 (0,292)}{0,0375} \right]^{2/3}} = 3,46$$

Eficiencia de Aletas:

$$\left. \begin{array}{l} k \text{ (fins)} = 24 \text{ Btu/hr-ft-}^\circ\text{F} \\ H \text{ (fins)} = 1'' \\ h_o = 3,46 \\ T \text{ (esp.)} = 0,050 \end{array} \right\} EF_r = 87\%$$

$$h_o EF_r = \frac{3,46}{12,70} (0,87(11,52) + 1,178) =$$

Area total
Area
Area
tubo
aleta
tubo

$$h_o EF_r = 3,05 \text{ Btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

Resistencia Interna:

$$R_i = \frac{3,46}{12,70} \times \left(\frac{1}{400} \right) = 0,0317$$

Area
Area
interna
asumido

Para tubos limpios el fouling = 0

$$R_w = 12,70 / (1,002 \times 1200) = 0,0106$$

asumido

$$R_o = 1/3,05 = 0,3279$$

Sumatoria de todas las resistencias:

$$R_t = 0,3702$$

$$U = 1/R_t = 2,70$$

Area de convección requerida:

$$A_c = \frac{Q_c}{LMTD \times U} = \frac{3,293 \times 10^6}{872 \times 2,70} = 1\,399 \text{ ft}^2$$

Area por fila:

$$22 \times 4 \times (11,52 + 1,178) = 1\ 117 \text{ ft}^2/\text{fila}$$

Numero de Filas:

$$\text{No filas} = \frac{1\ 399}{1\ 117} = 2$$

Luego la superficie de convección:

$$\text{Superficie Conv.} = 1\ 117 \times 2 = 2\ 234 \text{ ft}^2$$

$$\text{Densidad Conv.} = 3,293 \times 10^6 / 2\ 234 = 1\ 474 \text{ Btu/hr-ft}^2$$

A continuación mostraremos el cálculo de caída de presión empleando las ecuaciones de Lockhart-Martinelli para fluidos bifásico en tubos horizontales, para un horno de pequeña capacidad.

4.3.2.3 Cálculo de la Caída de Presión en el Serpentin del Horno

De igual forma se realizaron los cálculos para el horno H-101 de la refinería de Pucallpa con el crudo PAVAYACU (crudo ligero), por ser un horno pequeño y una forma de comprobar a medida de ejemplo como debería calcularse la pérdida de carga en hornos, pero los programas desarrollados para el cálculo de caída presión en hornos de gran capacidad se utilizaron las ecuaciones de Duckler y Orkiszweski ya presentadas en el capítulo anterior.

El primer balance se realiza en el tramo 1-2 (Figura 4.5) de la línea de transferencia.

1) Tramo 1-2 (Línea de Transferencia)

Datos previamente calculados:

La presión en el punto 1 es 10 psi

La presión en el punto 2 es 29 psi

La temperatura en (1) es 620 °F

La temperatura en (2) es 620 °F (no varía la Entalpía)

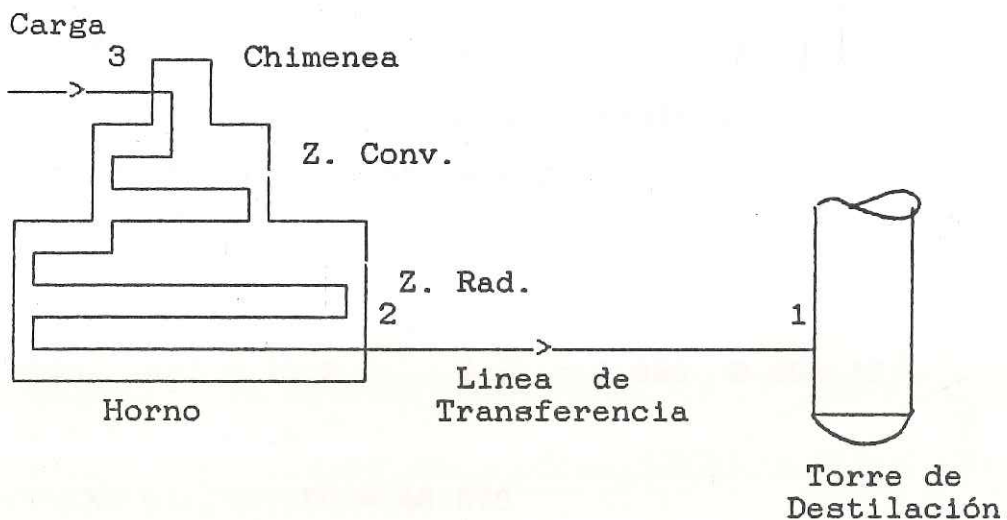


Figura 4.5: Línea de Transferencia

Condiciones en el punto (2):

$T = 620 \text{ °F}$ $P = 29 \text{ psi}$

	Lb/hr	Btu/Lb	API
Liq	20 672	345	19,2
Vap	28 206	467	51,1
Total	48 878	415	37,6

Zona	T °F
ing. horno	473
ing. radiac.	530
sal. radiac.	620
Qrad = 5,182	MMBTU/hr
Qconv = 2,123	MMBTU/hr
Total	7,305 MMBTU/hr

1° Gradiente en radiación:

$$Q = 1,296$$

$$Q_{1R} = 20,284 - 1,296 = 18,988$$

$$(1) X_L + X_v = 48\ 878$$

$$(2) X_L H_L + X_v (H_v + \lambda) = 18,988 \times 10^6$$

$$X_L H_L + X_v H_v + X_v \lambda = 18,988 \times 10^6$$

Asumiendo un perfil lineal en radiación:

$$4 \left(\frac{620-530}{5} \right) + 530 = 602 \text{ °F}$$

$$@ 602 \text{ °F} \quad \text{API} = 51,1 \quad \text{G.E.} = 0,775$$

$$\lambda = 81,8 \text{ Btu/lb} \quad H_L = 377 \text{ Btu/lb}$$

$$Q_{liq} \text{ API} = 19,2 \quad \text{G.E.} = 0,939 \quad @ 602 \text{ °F}$$

$$H_L = 338 \text{ Btu/lb}$$

$$X_L + X_v = 48\ 878$$

$$338 X_L + 458,8 X_v = 18,988 \times 10^6$$

$$X_L = 28\ 454 \text{ lb/hr}$$

$$X_v = 20\ 424 \text{ lb/hr}$$

Comprobando los datos obtenidos:

	Lb/hr	API
Gasolina	7 641	68,6
Kerosene	8 280	53,6
Diesel	12 385	38,7
	28 306	(total vaporizado)

$$D1^* = 12\,385 - (20\,424 - (8\,280 + 7\,641)) = 7\,882$$

$$12\,385 - 7\,882 = 4\,503$$

$$4\,503 / 12\,385 = 36\% \text{ peso}$$

Diesel cut 36% equiv. @ 9,3% en crudo

$$\text{luego: } 18,5 + 18,5 + 9,3 = 46,3\% \text{ vapor}$$

en la curva de equilibrio:

$$\begin{array}{cccccc} 35,12 & - & 38,15 & - & 41,31 & - & 44,19 & - & 46,99 & \text{\%vol} \\ & & \downarrow & & \downarrow & & \downarrow & & \downarrow & \\ & & ,798 & & ,809 & & ,817 & & ,826 & \text{G.E.} \end{array}$$

luego la G.E. aprox. ,812

Vapor:

	Lb/hr	API
Gasolina	7 641	68,6
Kerosene	8 280	53,6
D1*	4 503	42,7
	<hr/>	<hr/>
	20 424	56,7
Crudo	48 878	37,6
Vapor	20 424	56,7
	<hr/>	<hr/>
Liq	28 454	X

$$28\,454 X + 20\,424(56,7) = 48\,878(37,6) \quad X = 23,9$$

$$\text{Liq} \quad \text{G.E.} = 0,911 \quad H_L @ 602^\circ \text{F} = 344,4 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Vap} \quad \text{G.E.} = 0,752 \quad H_V @ 602^\circ \text{F} = 382,6 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Lambda} = H_v = 461,5 \text{ Btu/lb}$$

$$X_L + X_v = 48\,878$$

$$344,4 X_L + 461,5 X_v = 18,988 \times 10^6$$

$$X_L = 30\,480 \text{ lb/hr}$$

$$X_v = 18\,398 \text{ lb/hr}$$

Comprobando las propiedades:

$$D2^* = 18\,398 - (7\,641 + 8\,280) =$$

$$2\,477 / 12\,385 = 20,0\% \text{ peso}$$

en la curva de equilibrio:

35,12 - 38,15 - 41,31 - 44,19 % vol
 \downarrow \downarrow \downarrow
 ,795 ,809 ,817 G.E.

luego la G.E. aprox. ,808

Vapor:

	Lb/hr	API
Gasolina	7 641	68,6
Kerosene	8 280	53,6
D2*	2 477	43,7
	18 398	58,5
Crudo	48 878	37,6
Vapor	18 398	58,5
Liq	30 480	25,0

Luego calculando X_L y X_v :

$$X_L = 30\,734 \text{ lb/hr}$$

$$X_v = 18\,144 \text{ lb/hr}$$

En resumen tenemos:

	Liq.	Vap.	%
Asumido	20 672	28 206	---
1°	28 454	20 424	37,6
2°	30 480	18 398	7,1
3°	30 734	18 144	0,8

Propiedades para caída de presión 1° tramo:

P 1° tramo:

Tubería 4" Sch 80 ID = 3,826" A = 0,07986 ft²

W lb/hr	30 734	18 144	
MW	430	139	
τ lb/ft ³	42,9	0,53	@ 602 °F
μ cp	0,49	0,0092	@ 602 °F
σ dina/cm ²	20,2	-----	

presión de salida 29 psi.

Parametros de Baker: (Figura 3.16 capítulo III)

$$B_x = 531 \left[\frac{30\ 734}{18\ 144} \right] \left[\frac{\sqrt{42,9 \times 0,53}}{42,9^{2/3}} \right] \left[\frac{0,49^{1/3}}{20,2} \right] =$$

$$B_x = 13,6$$

$$B_y = 2,16 (18\ 144) / (0,07986 \sqrt{42,9 \times 0,53})$$

$$B_y = 102,9 \cdot 10^3$$

Tipo de flujo / Disperso:

$$X_2 = \left[\frac{30\ 734}{18\ 144} \right]^{1,8} \left[\frac{0,53}{42,9} \right] \left[\frac{0,49}{0,0092} \right]^{0,2} =$$

$$X_2 = 0,0706$$

$$\phi^2 = 6,3$$

$$\text{Reynolds} = 6,31 (18\ 144 / (3,826 \times 0,0092)) =$$

$$\text{Reynolds} = 3,253 \cdot 10^6$$

$$f_r = 0,0164$$

$$P_{100} = 0,000336 (0,0164) 18\ 144^2 / (3,826^5 \times 0,53) =$$

$$P_{100} = 4,2 \text{ psi/100 ft}$$

Longitud del serpentín en radiación:

$$28 \text{ tubos} \times 23 \text{ ft} = 644 \text{ ft}$$

$$27 \text{ U} \times 50 \text{ } 3,826 = 431 \text{ ft}$$

$$\frac{1075}{5} = 215 \text{ ft/tramo}$$

$$\text{Luego } P \text{ tramo } 1 = (6,3) 2,15 (4,2) = 57 \text{ psi}$$

	psi	psi
P torre	----	10
Ph	7	17
Pf	12	29
P sal H	----	29
Pf 1°T	57	86

Tenemos que realizar los cálculos en forma similar para los tramos restantes y encontrar la pérdida de carga.

	Salida H101					
				2° T	1° T	a T101
L ft	215	215	215	215	215	
QR	1,296	1,296	1,296	1,296	1,296	
P	---	---	---	X ₂	86	29
P	---	---	---	X ₁	---	57
W _L	---	---	---	X ₃	30 734	20 672
W _v	---	---	---	X ₄	18 144	28 206
Q	--	15,100	16,396	17,692	18,988	20,284

2° Tramo en radiación:

	psi	psi
P torre	----	10
Ph	7	17
Pf	12	29
Pf 1°T	57	86
Pf 2°T	24	110

3° Tramo en radiación:

	psi	psi
P torre	----	10
Ph	7	17
Pf	12	29
Pf 1°T	57	86
Pf 2°T	24	110
Pf 3°T	7	117

	psi	psi
P torre	----	10
Ph	7	17
Pf	12	29
P sal H	----	29
Pf 1°T	57	86

Tenemos que realizar los cálculos en forma similar para los tramos restantes y encontrar la pérdida de carga.

				Salida H101		
				2° T	1° T	a T101
L ft	215	215	215	215	215	
QR	1,296	1,296	1,296	1,296	1,296	
P	---	---	---	X ₂	86	29
P	---	---	---	X ₁	---	57 ---
W _L	---	---	---	X ₃	30 734	20 672
W _v	---	---	---	X ₄	18 144	28 206
Q	--	15,100	16,396	17,692	18,988	20,284

2° Tramo en radiación:

	psi	psi
P torre	----	10
Ph	7	17
Pf	12	29
Pf 1°T	57	86
Pf 2°T	24	110

3° Tramo en radiación:

	psi	psi
P torre	----	10
Ph	7	17
Pf	12	29
Pf 1°T	57	86
Pf 2°T	24	110
Pf 3°T	7	117

4° Tramo en radiación:

$$Q_{4R} = 16,396 - 1,296 = 15,100 \text{ MMBTU/hr}$$

$$T = 1/5 (620 - 530) + 530 = 548 \text{ °F}$$

$$G.E. = ,837 \text{ @ } 548 \text{ °F } H_L = 319 \text{ Btu/lb}$$

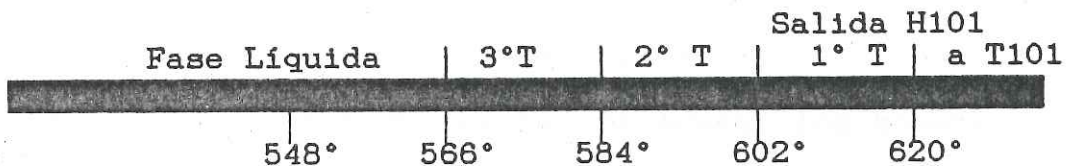
$$48\ 878 (319) = 15,592 \text{ (Fase líquida)}$$

Cálculo del tramo en fase líquida:

$$T \text{ ing.} = 473 \text{ °F}$$

$$T \text{ sal.} = 566 \text{ °F}$$

$$T \text{ media} = 520 \text{ °F}$$



$$T = 520 \text{ °}$$

$$\mu = 0,37 \text{ cp}$$

$$W = 48\ 878$$

$$L = 742 \text{ f}$$

$$\text{Reynolds} = 6,3(48\ 878 / (3,826 \times 0,37)) =$$

$$= 218 \times 10^3$$

$$\epsilon/d = ,00045 \quad f = ,0183$$

$$P = 3,36 \cdot 10^{-8} \frac{(0,0183 \times 742 \times 48\ 878^2)}{62,4 (,654) 3,826^5} = 3,3 \text{ psi}$$

	psi	psi
P torre	----	10
Ph	7	17
Pf	12	29
Pf 1° T	57	86
Pf 2° T	24	110
Pf 3° T	7	117
Pf F	3	120

Total Caída de Presión del Horno H-101 de la refinera de Pucallpa PETROPERU :

$$P = 57 + 24 + 7 + 3 = 91 \text{ psig}$$

Como se observará los cálculos son tediosos por que hay que realizar varias iteraciones. Estos mismos cálculos se realizarían en cualquier horno de mayor procesamiento de crudo pero habría que dividir la longitud del serpentín en más tramos.

4.3.2.4 Determinación de la Eficiencia del Horno

Este método fue desarrollado en la División Técnica de PETROPERU. La utilización de este modelo fué empleado para determinar la eficiencia los hornos de la unidad de destilación atmosférica y de vacío obteniéndose resultados satisfactorios [DANC82].

$$\% E = 100.92 + 0.01485 XA - (0.000198 XA + 0.024575)T \dots(4.3.6)$$

Donde:

XA = Exceso de aire

T = Temperatura de chimenea °F.

E = % de eficiencia

4.4 PROGRAMA MECANIZADO PARA EL CALCULO Y EVALUACION DE HORNOS DE PROCESOS

El método de cálculo de eficiencia tradicional usado por los operadores de proceso, es generalizado y no contempla suficientes variables de

proceso que son determinantes para una correcta evaluación de las condiciones de operación. Además, la performance del horno, como abordado por el simulador es determinado por zonas para tenerse una mejor cuantificación de las condiciones operacionales de trabajo, no superando aquellas estipuladas en el proyecto [GARC86].

4.4.1 DEPRO - Determinación de Propiedades de Equilibrio Líquido - Vapor

La viscosidad, densidad, conductividades, etc. de las mezclas de vapor de aceite y el aceite constituyen un problema de particular importancia, ya que tales mezclas están presentes en los hornos de calentamiento de hidrocarburos [BEGG75]. Estas mezclas están compuestas de n-componentes y es indispensable conocer las principales propiedades para poder diseñar y evaluar los equipos presentes en las plantas de procesos.

A continuación se describe un programa que caracteriza a los diferentes petróleos ligeros y pesados utilizados en las refinerías petrolíferas.

4.4.1.1 Descripción del Programa

Un primer programa fué desarrollado para estandarizar la carga que ingresa en la torre Pre-Flash, donde se obtiene el producto residuo atmosférico, para ser nuevamente fraccionado en la torre de destilación.

La carga de la torre fraccionadora debe tener un patrón según las condiciones operacionales de entrada y salida del horno. Este primer módulo va a determinar las propiedades físicas, químicas y de equilibrio liquido-vapor.

Tales propiedades son usadas en el segundo módulo que realiza balance de materia y energía y en el tercer módulo que determina la pérdida de carga del horno evaluado.

4.1.1.2 Alcances y Limitaciones

El programa DEPRO realiza las conversiones de la curvas TBP a ASTM y de ASTM a FLASH a presión atmosférica. También es capaz de determinar mediante un modelo matemático desarrollado a partir del nomograma 3B3.1 del libro API DATA BOOK la curva FLASH a una nueva presión. También determina las principales propiedades como densidad, presión crítica, temperatura crítica, viscosidad del vapor y líquido, entalpías del

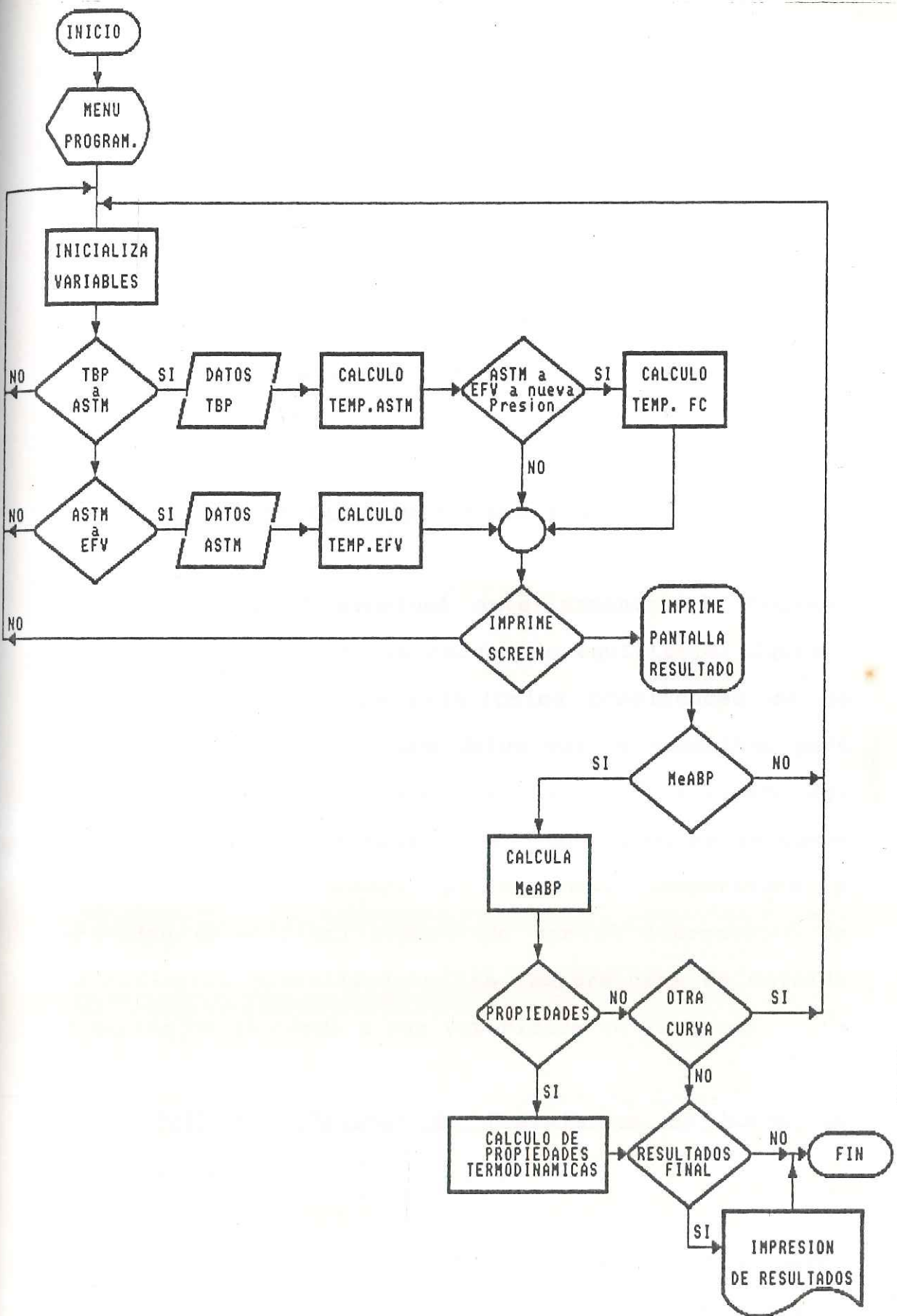


Figura 4.6: Diagrama de Flujo del Programa DEPRO

.....

vapor y líquido, capacidad calorífica, conductividad térmica, factor de caracterización Kuop, peso molecular, temperaturas de ebullición que de suma importancia para la correcta evaluación de los equipos.

La figura 4.6 muestra el diagrama de flujo del programa DEPRO.

4.4.1.3 Opciones de Cálculo - Datos de Entrada/Salida

Como se mencionó anteriormente el programa realiza la conversión de curvas de equilibrio líquido-vapor y determina las principales propiedades de la carga a ser procesada. Los datos que se necesitan para correr el programa son las especificaciones del petróleo (datos de análisis del crudo, como es la curva TBP con el porcentaje en volumen, temperatura y gravedad específica) presentado por el laboratorio de la refinería petrolífera y las temperaturas de entrada y salida de la carga a ser vaporizada en el horno.

4.4.2 BALTER - Balance de Energía en el Horno de Proceso

El cálculo del balance de energía de un horno de proceso es sumamente dificultoso y se debe realizar

varias iteraciones para poder encontrar resultados satisfactorios y consistentes del equipo evaluado.

Por lo tanto, presentamos aquí un programa mecanizado para el cálculo de transferencia de calor por radiación y convección en hornos.

4.4.2.1 Descripción del programa

El método usado para evaluar la performance del horno de las zonas radiante, escudo y convección, es basada en las correlaciones fundamentales de transferencia de calor existentes. Se utiliza como patrón las correlaciones gráficas de evaluación de hornos (WIMP78) para diseñar hornos y los modelos matemáticos de estas correlaciones son determinados usando técnicas estadísticas de análisis de varianza, step wise, y regresión multivariable, apoyandonos en el software Statgraphics.

4.4.2.2 Alcances y Limitaciones

El sistema es capaz de dar asistencia a los operadores en la rutina de monitorar el proceso y diagnosticar fallas, pudiendo:

- Indicar al operador el desvío de las condiciones ideales de operación.

- Informar al operador situaciones anormales de operación y sugerir posibles acciones para corregirlas apoyado en el sistema experto.

- Realizar la verificación de lazos de los controladores de presión de fuel oil y gas combustible mediante la utilización de los balances de materia y energía y determinar la demanda a ser suministrada por el fuel oil, o vice-versa.

- Verificar los datos suministrados por los sensores determinando sus posibles anomalías durante el desempeño del equipo evaluado.

- El sistema no es capaz de indicar al operador la tasa de degradación de las condiciones de operación del horno, pudiendo sin embargo, ser implementada en el futuro.

- Una vez detectada la anomalía y conforme propuesto el sistema no es capaz de actuar en el sentido de corregirla. La actuación puede ser implementada, a pesar de no ser una tarea trivial.

Finalmente, a pesar del sistema tener un conocimiento restringido de la operación del horno, el

mismo es capaz de encontrar significativas anomalías detectando pequeños desvíos del punto ideal de operación apoyando al operador e ingeniero de proceso. Estos desvíos son tales que mismos operadores con larga experiencia tendrían dificultades de identificar.

4.4.2.3 Opciones de Cálculo - Datos de Entrada/Salida

El procedimiento descrito de aquí en adelante se supone que el horno está definido físicamente y el cálculo trata una comprobación térmica del mismo (Figura 4.7).

- Se elige un rendimiento.
- Con este rendimiento se calcula la liberación de calor del horno y se supone el reparto de calor entre la cámara de radiación y la zona de convección.
- Con el calor supuesto para la cámara de radiación se calcula el calor a intercambiar en el mismo, incluyendo en este cálculo los datos físicos del horno.

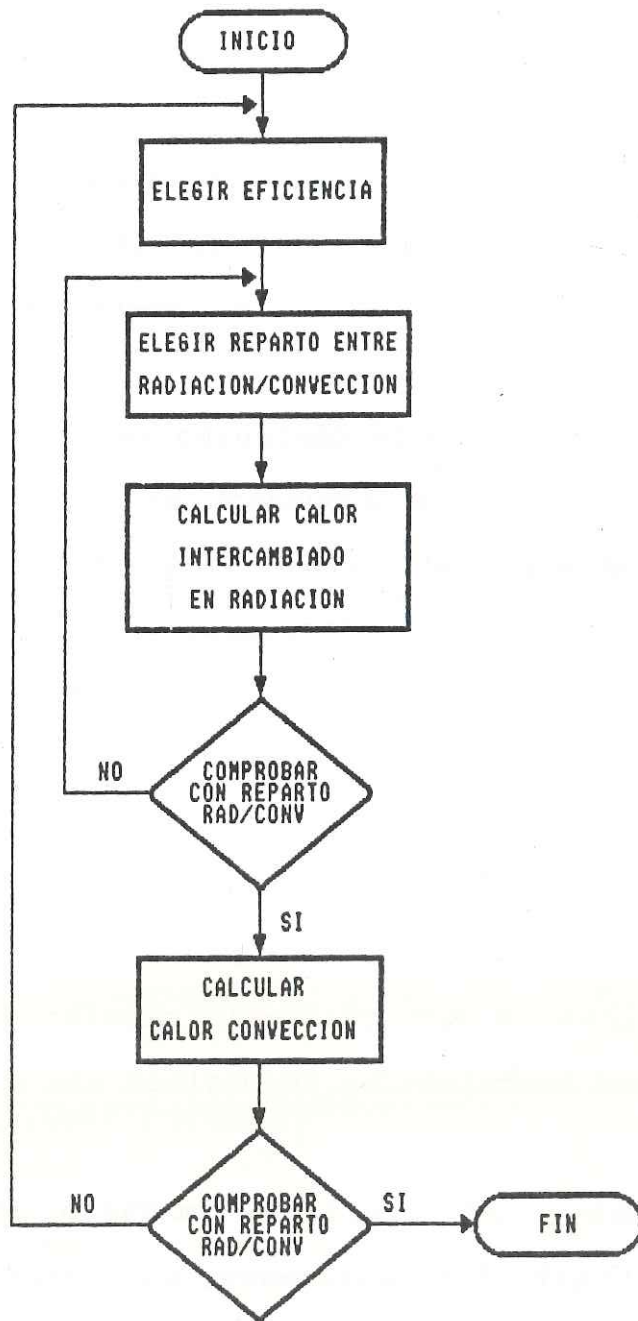


Figura 4.7-a: Diagrama de Bloque de Balance de Materia y Energía de Horno

- Se comprueba el valor calculado en el paso anterior con el calor supuesto. si estos dos valores no coinciden se hace una nueva suposición del reparto de calor, repitiendo el cálculo hasta que cuadren estos dos valores. En el caso que cuadren, se comprueba también la convección.

- Una vez de haber calculado el calor a intercambiar en la convección, se comprueba este valor con el valor del reparto supuesto. En el caso que no cuadren, se elige un nuevo rendimiento y se repiten todos los cálculos anteriores. En el caso que cuadren, se puede suponer el cálculo terminado.

- Todo esto será mecanizado en una computadora y los resultados tomarán poco tiempo en ser reportados, debido al cálculo iterativo que se está realizando, pero sería más tedioso si se realizará manualmente.

El diagrama de flujo del programa balance térmico de hornos es presentado en la figura 4.7-b.

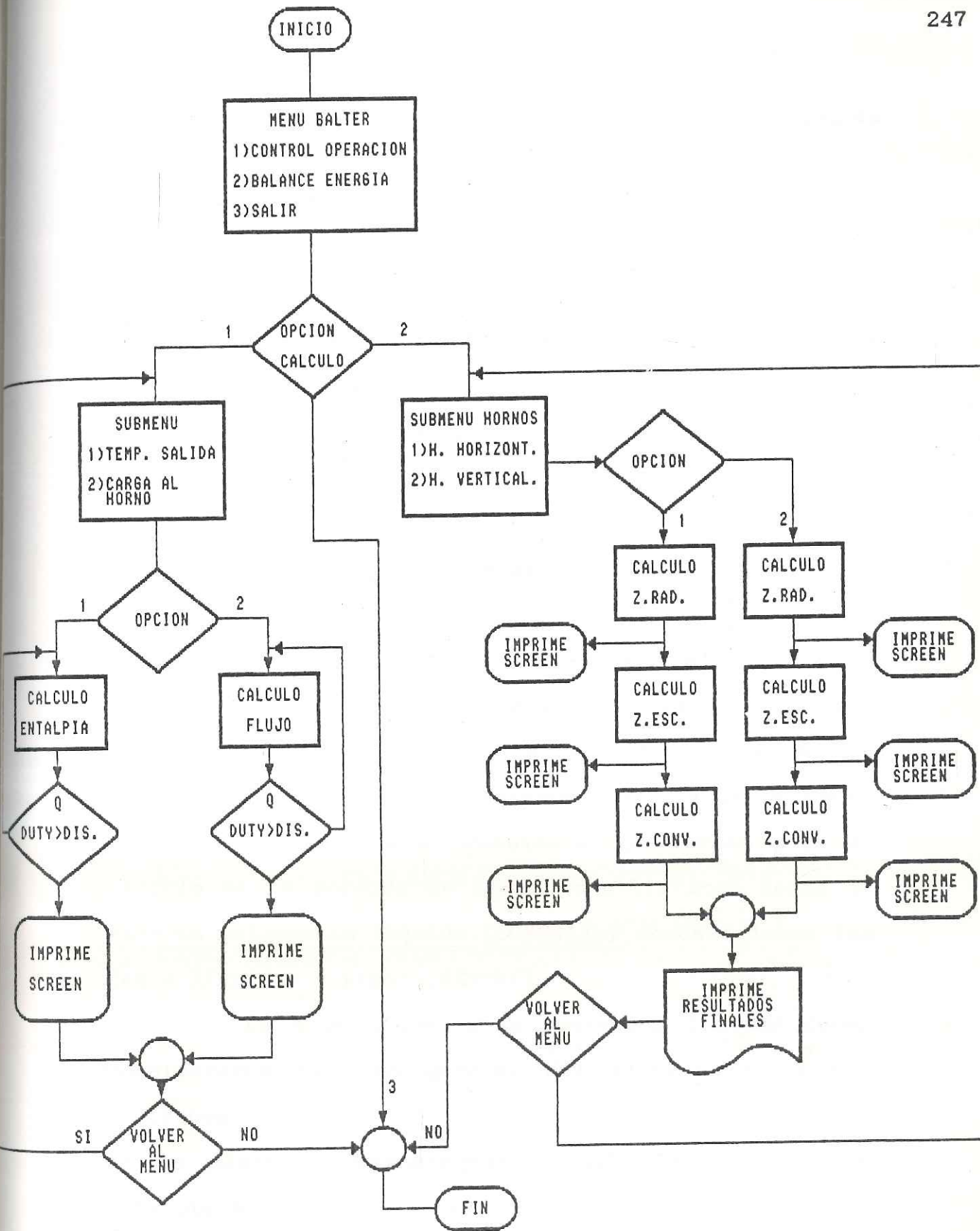


Figura 4.7-b: Diagrama de Flujo del Programa BALTER

4.4.3 CAIPRE - Caída de Presión en Doble Fase en el Serpentín de Calentamiento

Para la determinación de la caída de presión del horno se utilizo modelos matemáticos desarrollados para hornos con serpentín vertical [ORKI67] y para serpentín horizontal [DUCK64]. El estudio de estos modelos fueron presentados en el capítulo III de la tesis.

4.4.3.1 Descripción del Programa

El Programa desarrollado para el cálculo de caída de presión elige zonas muy cortas de tal modo que las propiedades del fluido se diferencian apenas de las propiedades del mismo a la entrada y salida de la zona.

Básicamente se considera dos formas para el cálculo de la pérdida de carga: aquella zona donde la fase es unicamente líquida [COKE91] y donde existen las fases líquidas y vapor [HEME87].

La zona donde están presentes las dos fases consideramos el caso general del sistema en el que continuamente cambia su entalpía . Un caso particular es la línea de transferencia donde los cambios de entalpía son mínimos, considerandolo como isoentálpico.

Los cálculos se iniciarán donde termina la línea de transferencia y se continuará hasta llegar al

punto donde la línea entra al horno, procedente de los intercambiadores.

4.4.3.2 Alcances y Limitaciones

El programa es capaz de calcular la caída de presión de flujos bifásicos para los tipos de serpentines vertical y horizontal en hornos de procesos.

Determina por tramo de tubería la temperatura de la carga y el ΔP , así como también el tipo de régimen encontrado ese tramo, que será mucha utilidad para los ingenieros de procesos puedan saber a que condiciones está ingresando la carga a la torre de destilación y no se produzca un craqueamiento en la zona de vaporización, y consecuentemente la inestabilidad de la torre.

4.4.3.3 Opciones de Cálculo - Datos de Entrada/Salida

Para ilustrar el método consideremos una zona corta de tubería, donde exista transferencia de calor a través de la pared. Para hacer este análisis, hay que tener presente que se cumple la ecuación de continuidad, conservación de la energía, además el diámetro de la tubería es constante, las velocidades son subsónicas y la densidad del calor en la zona

tratada es uniforme, por lo cual el calor que se transfiere por unidad de longitud es constante.

Las condiciones iniciales del sistema son conocidas, así como las propiedades del fluido, siendo estas :

P_1 = Presión del sistema

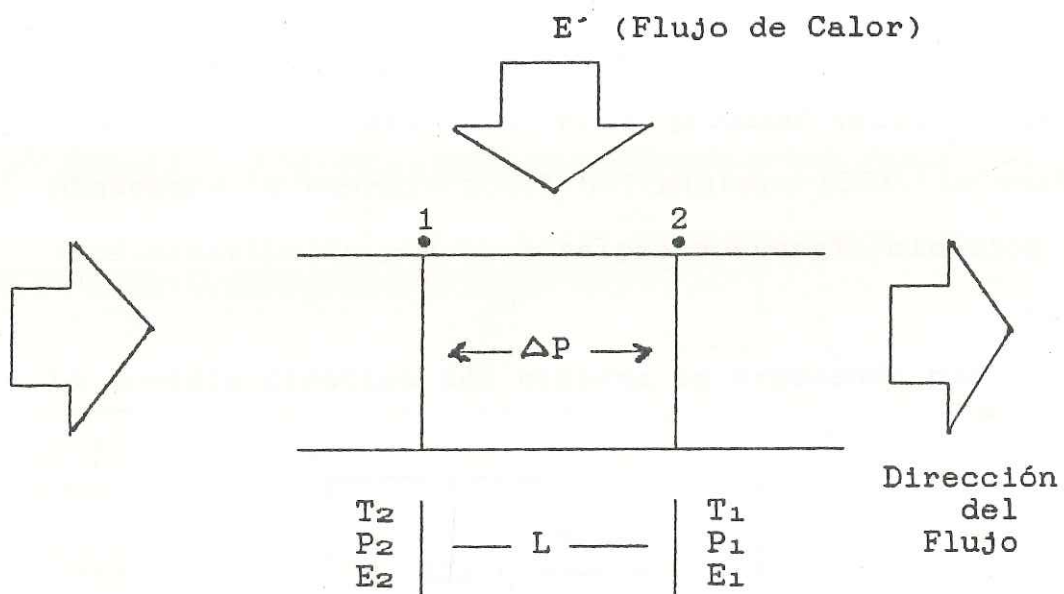
T_1 = Temperatura del sistema

E_1 = Energía total del sistema

H_1 = Entalpía del sistema

E_{c1} = Energía cinética del sistema

E = Energía que se transfiere al sistema por unidad de longitud.



Los cálculos serán como sigue (figura 4.8-a):

- a) Se fijará en forma arbitraria una pérdida de presión (ΔP), dependiendo ésta de la exactitud que se quiere obtener; por lo tanto conocemos la presión en el punto 2.
- b) Asumimos una temperatura del fluido al entrar a la zona considerada (T_2).
- c) Hallaremos condiciones medias de presión y temperatura en la zona considerada.
- d) Fijadas las condiciones medias de presión y temperatura podremos determinar la fracción vaporizada, propiedades en ambas fases, como son : densidad, viscosidad, peso molecular.
- e) Con la temperatura (T_2) y la presión (P_2), determinaremos la energía total del sistema (E_2), la cual está constituida por la entalpía y energía cinética.

La energía cinética del sistema es expresada por :

$$EC_2 = \frac{M V^2}{2 g}$$

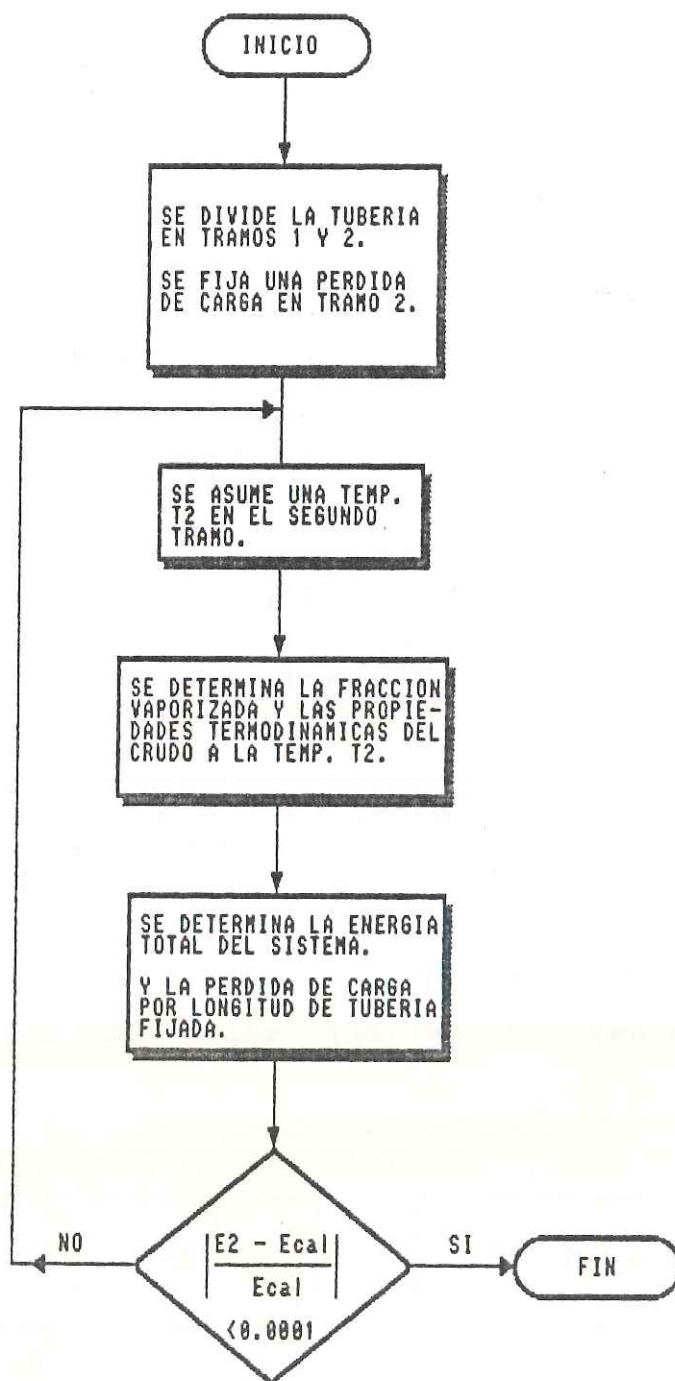


Figura 4.8-a: Diagrama de Bloque de Caída de Presión

- f) Se determinará la caída de presión (ΔP), para la longitud de tubería fijada. Como se puede observar en los métodos de Duckler y Orkiszewki, determinan la pérdida de presión por unidad de longitud.

$$\frac{P}{L} = \frac{\text{Pérdida de Presión}}{\text{Unidad de Longitud}} = \frac{\Delta P}{\Delta L}$$

despejamos P y obtendremos :

$$P = L / (\Delta P / \Delta L)$$

- g) Como la longitud de la tubería es conocida se puede determinar el calor que se ha transferido al sistema.

$$E' = \Delta E \cdot L$$

$$E = E_2 - E_1$$

- h) Se hallará la energía total del sistema asumido que esta constituido por la entalpía del sistema en el punto 1, energía que se transfirió y la energía cinética en el punto 2.

$$E'_2 = H_1 + E' + E_{c'2}$$

- 1) Comparamos la energía total (E'_2) y la que tiene el sistema (E_2) calculada en el punto (d). De ser estos iguales habremos llegado a la respuesta correcta, dandonos un rango de error mínimo para la igualdad.

$$\left| \frac{E'_2 - E_2}{E_2} \right| < 0.0001$$

De no cumplirse esta condición se tendrá que asumir una nueva temperatura T_2 , repitiendose los cálculos a partir del punto (b).

Para el cálculo de las demás zonas a considerarse, se hará de similar forma, sólo que las condiciones finales halladas servirán de condiciones iniciales para la siguiente zona y de esta manera el proceso de cálculo se hace continuo.

La figura 4.8-b muestra el diagrama de flujo de cálculo de caída de presión en hornos con tubos horizontales o verticales en la zona radiante.

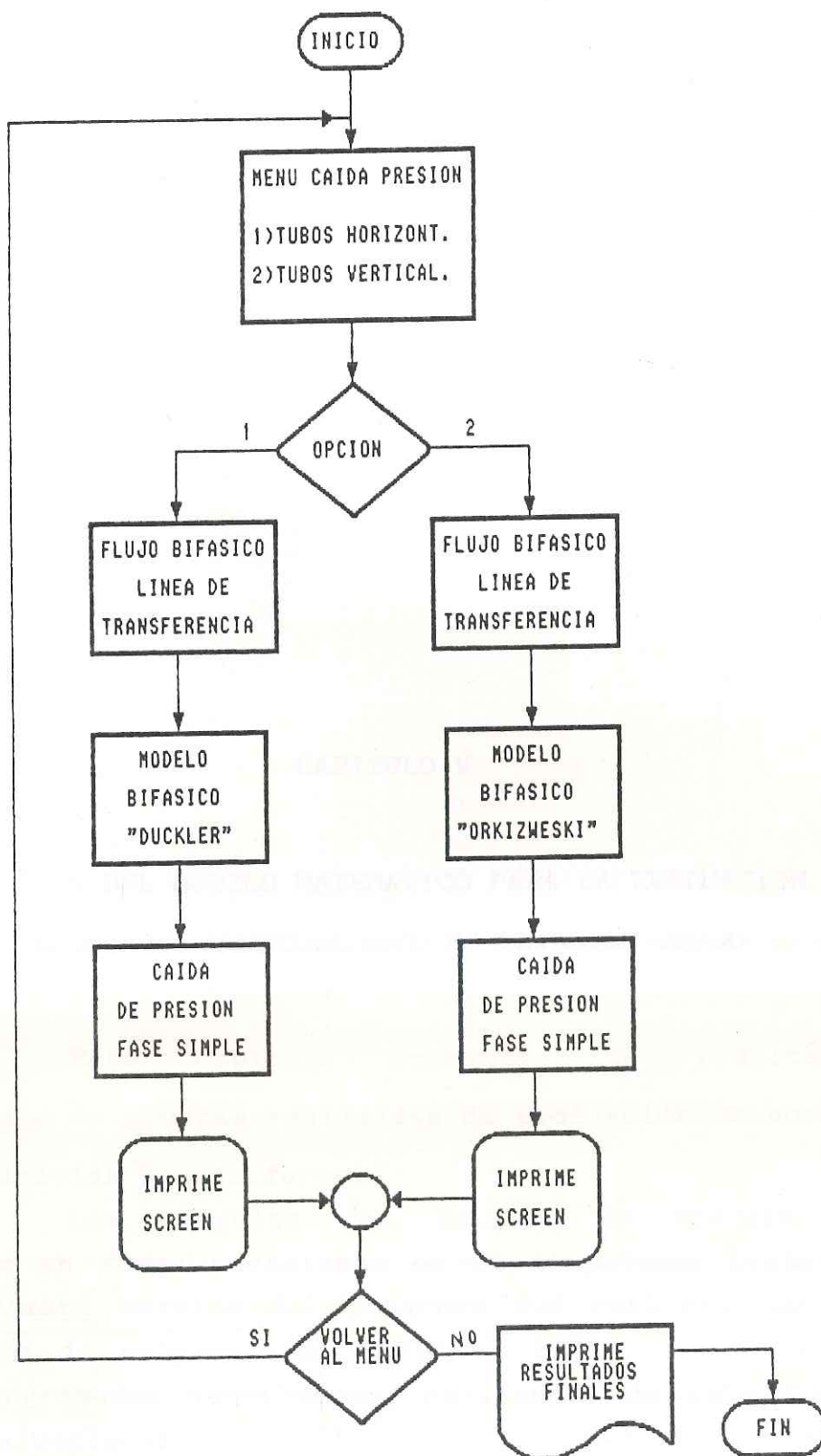


Figura 4.8-b: Diagrama de Flujo del Programa CAIPRE

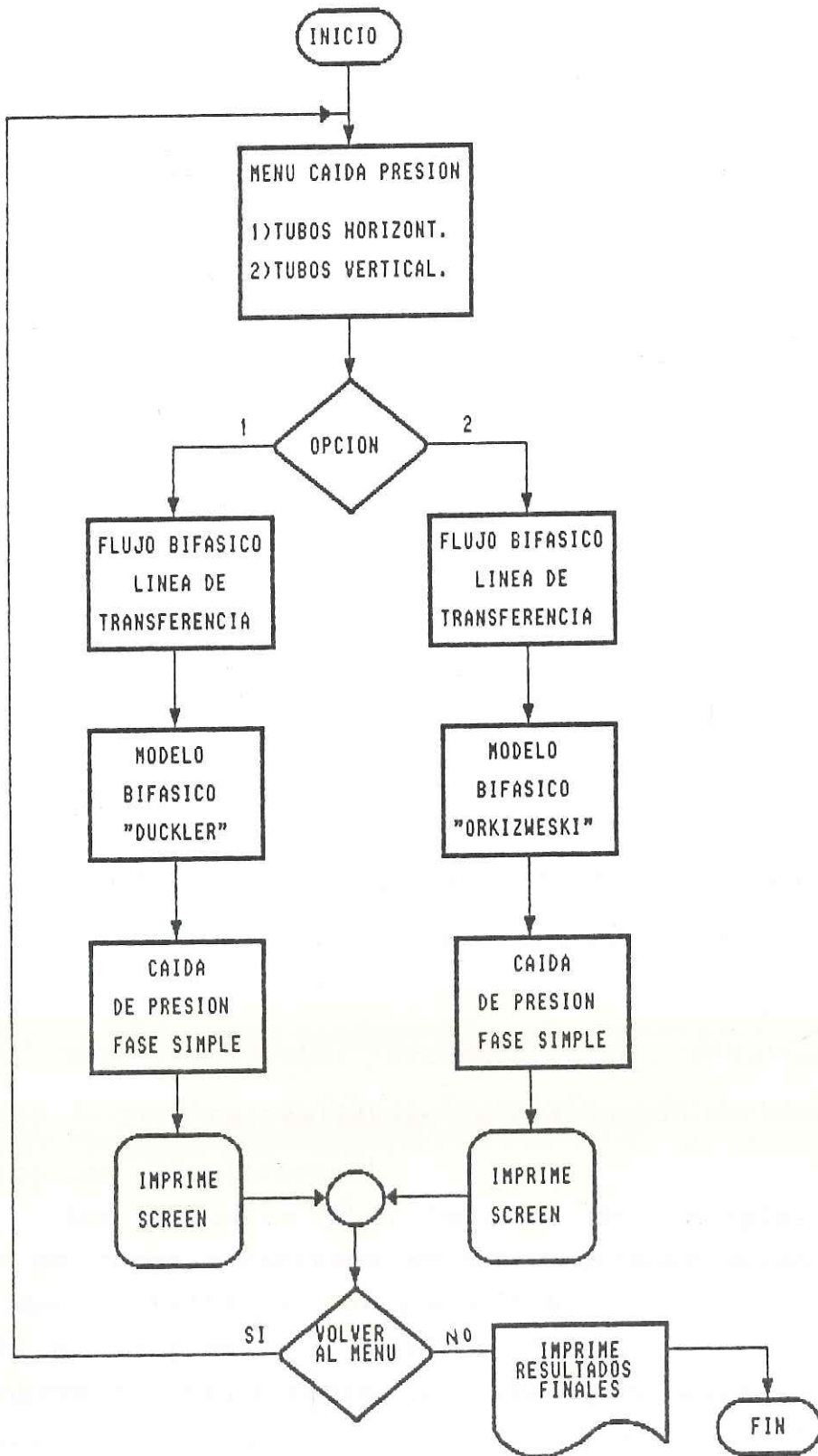


Figura 4.8-b: Diagrama de Flujo del Programa CAIPRE

CAPITULO V

APLICACION DEL MODELO MATEMATICO PARA LA EVALUACION DE HORNOS DE CALENTAMIENTO DE PETROLEO CRUDO

Este capítulo presenta los resultados obtenidos de pruebas realizadas de evaluación de hornos en refinerías petrolíferas.

Los cálculos del balance de energía se realiza en forma mecanizada en un computador personal (la primera versión del programa fué realizado en el lenguaje de programación BASIC en 1986), y los datos eran ingresados manualmente, realizando de esta forma las evaluaciones para el horno H-101 de la refinería de Pucallpa de 2 500 BPD , despues el horno H-A de la refinería Conchan de 7 500 BPD y la verificación del diseño del horno 211-H1 de la refinería de La Pampilla de 65 000 BPD de la Empresa Petróleos del Perú S.A.

En 1992 con el apoyo de la refinería Vale do Paraíba de la Empresa Petróleos Brasileiros S.A., Sao Paulo, Brasil, se desarrolló una nueva versión del programa de balance de energía (desarrollado en lenguaje de programación "C"), creando un "simulador on-line" para los hornos F21002 A/B de la unidad de destilación atmosférica que procesa 220 000 BPD siendo así, la evaluación del horno con datos adquiridos directamente en tiempo real desde la planta.

5.1 CONDICIONES DE PROCESO DE LOS HORNOS DE LA UNIDAD DE DESTILACION ATMOSFERICA

5.1.1 Horno H-101 de la Refinería Pucallpa

Es un horno tipo cabina simple diseñado por la empresa norteamericana ECONOTHERM, para procesar 2 500 BPD. Procesa crudos ligeros, y medios.

Utiliza combustible Fuel Oil No.5 y Fuel Oil No. 6, tiene un rendimiento de 85% y trabaja con exceso de aire de 25%. Cuando se procesa crudos ligeros como (Agua Calientes) se obtiene una vaporización del 86,5%. Temperatura de entrada de carga 350 °F y temperatura de salida 725 °F.

5.1.2 Horno H-A de la Refinería Conchan

Es un horno tubular vertical de solamente zona radiante, comenzo a funcionar en la decada del 1960 con la empresa Chevron Petroleum. Procesa crudos

medios y pesados (crudo selva), la capacidad de procesamiento es 7 500 BPD y la entrada de la carga es a 400 °F, saliendo a 620 °F. Tiene una eficiencia de 80% y puede quemar combustible como bunker "C" o residuales atmosféricos.

5.1.3 Horno 211-H1 de la Refinería La Pampilla

Este horno es el mayor de todos los que tiene la Empresa Petróleos del Perú procesa 65 000 BPD de petróleo ligeros, medios o pesados. Fué diseñado por la Empresa Francesa OSBORNE y puesto en marcha por la TECHNIP en 1977.

La carga ingresa al horno a 254 °C y sale a 350 °C, cuando procesa crudos pesados puede vaporizarlos hasta 45%. Utiliza quemadores para gas combustibles y bunker "C", tiene una eficiencia de 77%

5.1.4 Horno F21002 A/B de la Refinería Vale do Paraíba

Se trata de dos hornos de procesamiento de petróleo crudo de tipo caja con tubos verticales en la zona radiante y tubos horizontales con studs en la zona de convección.

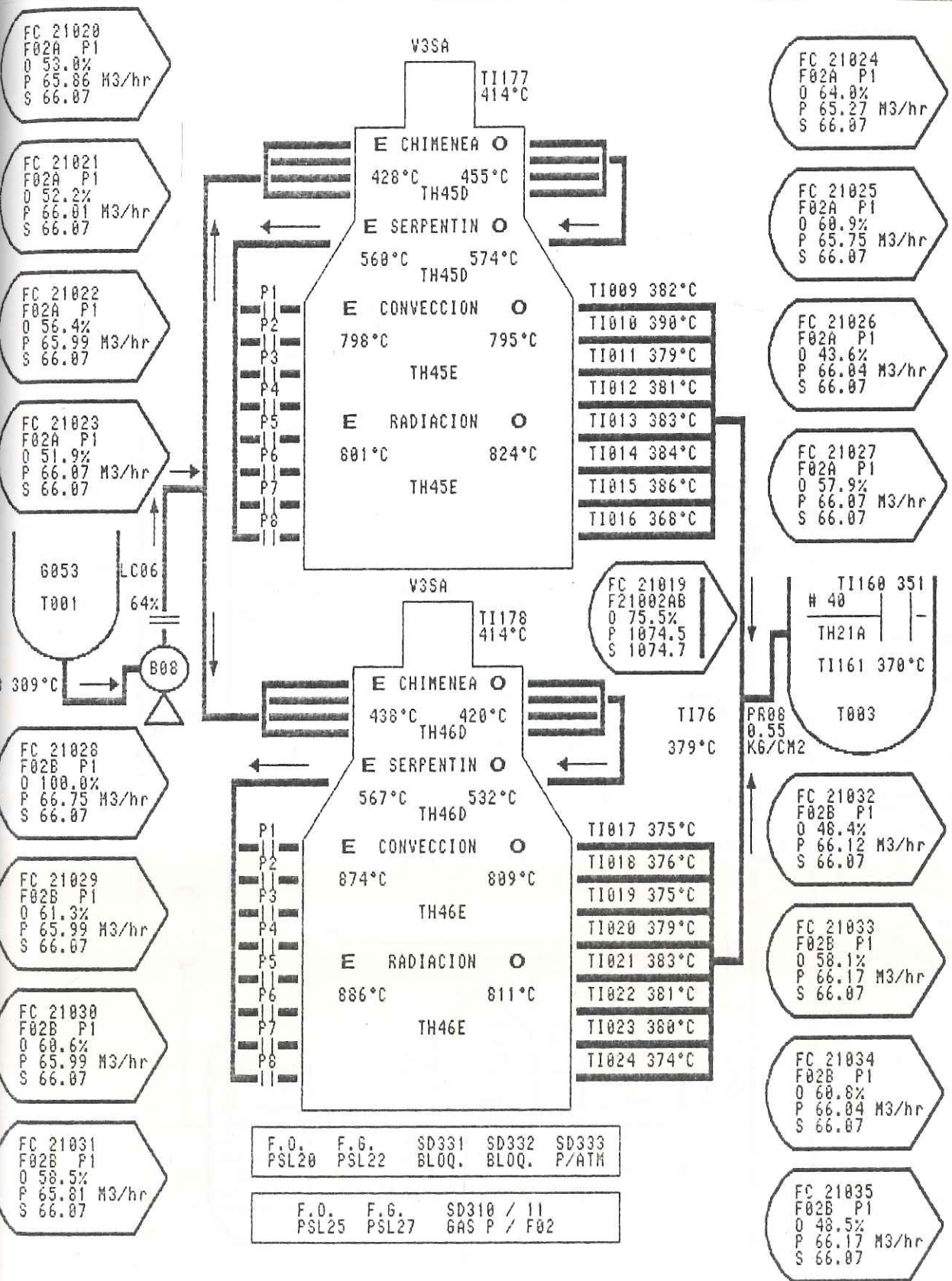
Fué construido por la compañía italiana SNAM PROGETTI, entrando en funcionamiento en 1977.

El combustible utilizado es una mezcla de 50% de fuel oil y fuel gas dependiendo de la demanda de consumo en la refinería, además, se puede utilizar apenas un tipo de combustible. El horno tiene un rendimiento térmico de 78%. En la zona de convección, de cada horno existe un sobrecalentador de vapor para ser utilizado en la torre de destilación y los agotadores de kerosene, nafta y diesel.

El control de tareas es realizado con la implantación del Sistema Digital de Control Distribuido (SDCD) y un supermini computador VAX serie 4000-200 que fué instalado para realizar control avanzado de la unidad de destilación atmosférica y de vacío.

El SDCD envuelve las estaciones de operación, control y monitoración. La interface con el operador es compuesta por estaciones de operación. Cada estación de operación es compuesta por un CPU (Central Process Unit), un vídeo de colores de 20", un teclado, una unidad de disco flexible de 8" y una unidad de disco winchester de 20 Mbytes. En la estación maestra, pueden estar conectadas hasta 3 estaciones esclavas [ELEB89].

Las figuras 5.1-a y como la 5.1-b representan pantallas gráficas del grupo existentes en el vídeo de la estación del operador en la sala de control de la unidad de destilación atmosférica.



09:41:17
 23/SE/92
 TI 21373
 399.5°C
 ALARMS
 TIA21034
 TI 21373

Figura 5.1-a: Pantalla de Flujos

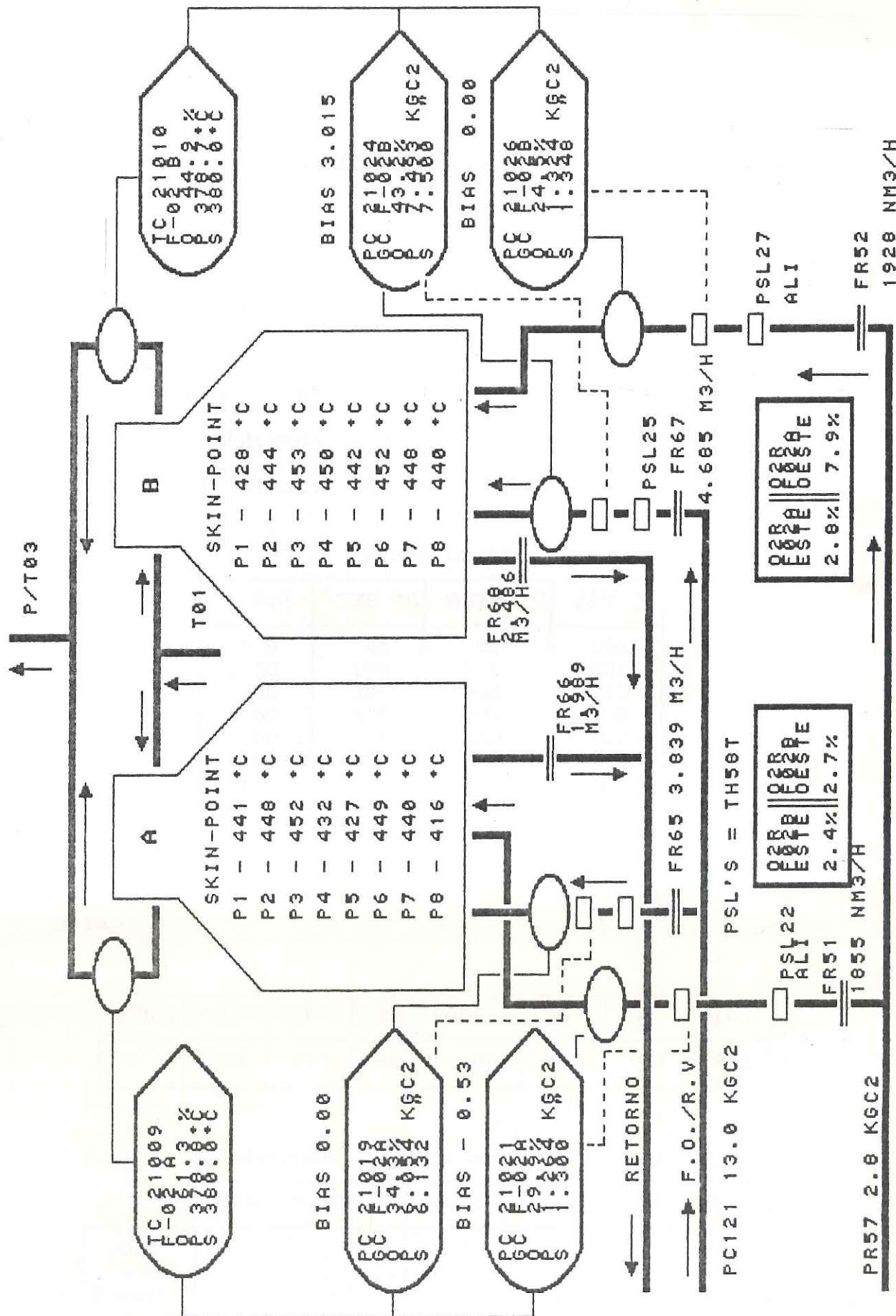


Figura 5.1-b: Pantalla de Temperaturas

5.2 PROPIEDADES FISICAS DE CRUDOS PROCESADOS EN RFLP

Corridas realizadas con el programa DEPRO para la UDPII en RFLP para el Horno 211-H1:

Crudo Loreto °API = 23,4

Temperatura Entrada: 254 °C

Temperatura Salida: 350 °C

Crudo Loreto

% Vol	TBP °C	ASTM °C	EFV °C
0	45	89	181
10	192	200	237
30	307	302	313
50	405	391	458
70	513	489	552
90	683	631	616
100	816	712	685

La nueva curva flash a la presión absoluta de 29,5 psia.

% Vol	0	10	30	50	70	90	100
FC °C	224	293	354	408	469	567	616

Propiedades Físicas del Crudo Loreto

	T °C	MeABP °C	Sp-gr	Kuop	API	MW
Crudo	254	423	0,9132	11,8	23,4	319,1
Vapor	350	159	0,8052	11,7	44,2	131,2
Líquido	350	553	0,9565	11,9	16,4	506,1

Crudo Selva °API = 25,6

Temperatura Entrada: 213 °C

Temperatura Salida: 354 °C

Crudo Selva

% Vol	TBP °C	ASTM °C	EFV °C
0	27	73	189
10	200	206	246
30	310	304	313
50	397	384	373
70	490	470	434
90	629	591	511
100	743	663	565

La nueva curva flash a la presión absoluta de 31 psia.

% Vol	0	10	30	50	70	90	100
FC °C	239	307	360	405	455	534	571

Propiedades Físicas del Crudo Selva

	T°C	MeABP °C	Sp-gr	Kuop	API	MW
Crudo	213	421	0,9007	11,8	25,6	320,2
Vapor	354	157	0,7941	11,4	46,6	130,5
Líquido	354	554	0,9578	11,9	16,2	508,1

5.3 APLICACION DEL PROCEDIMIENTO DE CALCULO DEL PROGRAMA COMPUTARIZADO

Para la validación del modelo planteado con un horno de gran magnitud (220 000 BPD), se desarrollo un simulador para los hornos F21002 A/B de la unidad de

destilación atmosférica de la Refinería Vale do Paraíba (REVAP-PETROBRAS).

El simulador se destina a monitorar el proceso y desempeño de la operación de los hornos de destilación atmosférica basado en los datos medidos directamente de la planta. El simulador suministra información suficiente para un análisis de las estrategias de operación a ser seguidas.

5.3.1 Adquisición de Datos para la Simulación de los Hornos F21002 A/B

La adquisición de datos es obtenida con el procesamiento del simulador (Figura 5.2).

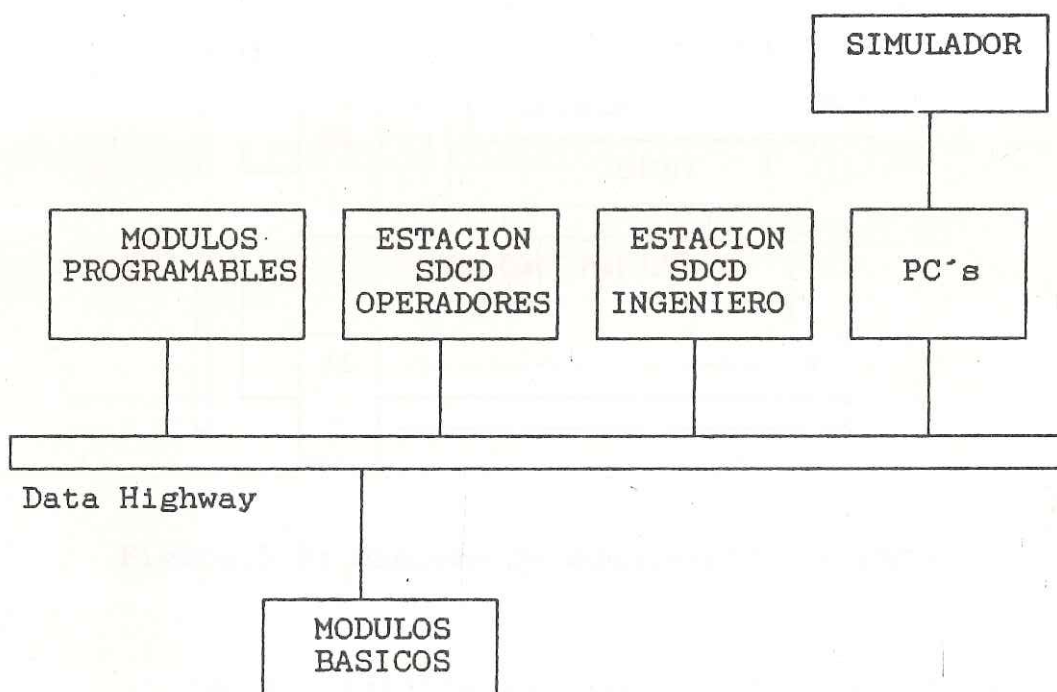


Figura 5.2: Estructura del SDCD de la REVAP.

Este procedimiento consiste en cargar los datos medidos directamente del proceso a través de las funciones desarrolladas en el lenguaje de programación "C" del software PC/AT-HCI embutido dentro del programa de simulación en un computador PC.

Se utiliza un computador PC-386 conectado al data highway; los datos medidos del proceso son actualizados cada tres minutos.

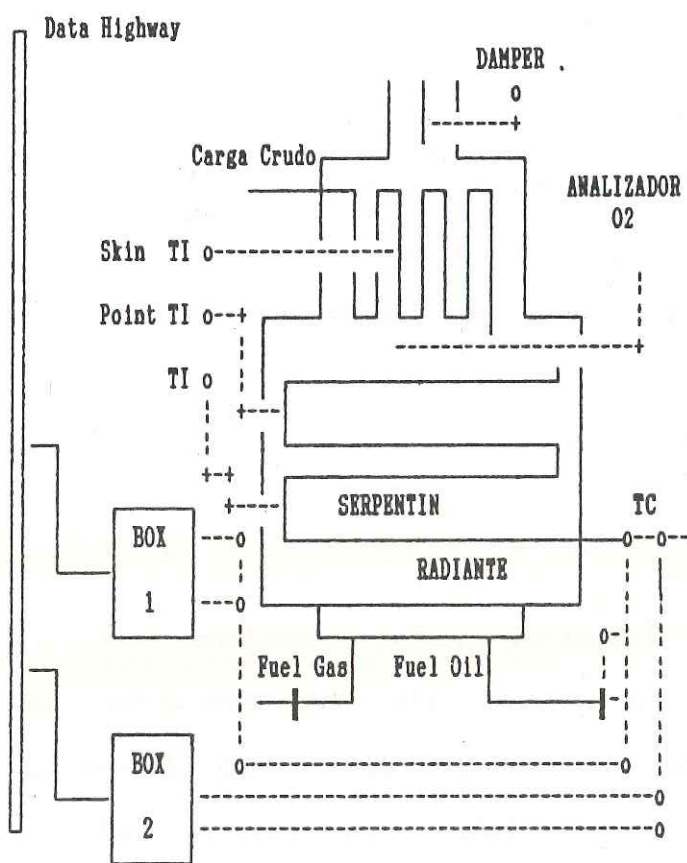


Figura 5.3: Sistema de Adquisición de Datos

La adquisición de datos (temperatura de la cámara, *skin-point*, porcentaje de oxígeno) es realizado

a través de los sensores colocados alrededor del horno y los datos como presión de combustible, flujo de los pasos son obtenidos a través del módulo controlador conectado al *data highway* como mostrado en la figura 5.3.

5.3.2 Estructura del Sistema

El simulador es un sistema "on-line" que es ejecutado en un computador PC-386 de velocidad de 25 Mhz. teniendo acceso a la información de la planta en tiempo real a través de una entrada serial de datos conectados a la estación del operador.

En una primera etapa los datos de la planta son procesados en un módulo de comunicación, para ser llevados al simulador de hornos para obtener las condiciones de balance y la pérdida de carga en el horno.

En una segunda etapa, y nivel de prueba conjuntamente acoplado al simulador de hornos se desarrollo el módulo de un sistema experto con técnicas de inteligencia artificial [GARC92], siendo los resultados del simulador sometido al sistema inteligente para diagnóstico de fallas (Figura 5.4).

El conjunto simulador y sistema experto, es un sistema que va ayudar a los ingenieros de procesos

y operadores con sugerencias para mejorar el desempeño del proceso cuando ocurren situaciones anormales.

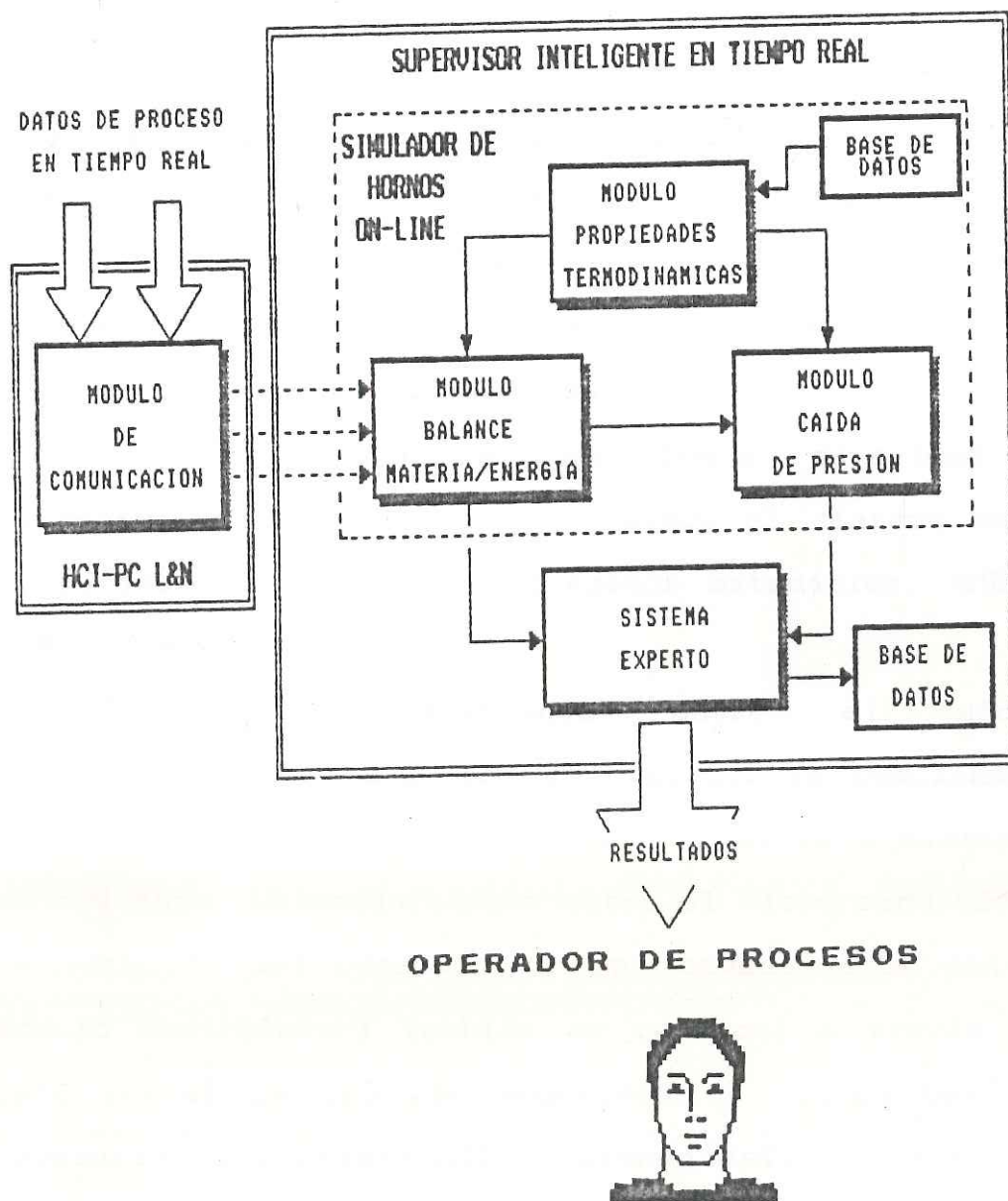


Figura 5.4: Estructura del Sistema

En nuestro sistema, el simulador ya descrito, es conectado directamente con la operación real, recibiendo datos del proceso vía "on-line".

También se comentó al inicio de la tesis el desarrollo de un sistema experto acoplado al simulador, este fué desarrollado en el lenguaje de inteligencia artificial OPS5. Dicho lenguaje es basado en una semántica de reglas [BROW86] siendo desarrollado para computador VAX, y en su nueva versión también se tiene para microcomputadores [VELA89]

Para obtenerse una buena capacidad de procesamiento de datos fué instalado el sistema en un computador PC-386 con coprocesador matemático, 4MB de RAM y disco duro de 80MB.

Las comunicaciones entre el módulo controlador y la estación del operador es realizada a través de un cabo serial con velocidad de transmisión de 500 Kbps. La comunicación entre el microcomputador y la estación del operador (y por consecuencia con el módulo controlador) también es realizada a través del cabo serial de I/O con velocidad de 19,200 bps (es necesario el software HCI³). Siendo así, a través del microcomputador tenemos acceso (por intermedio de la estación del operador) a todas las informaciones del módulo controlador (Figura 5.5).

³: "Host Computer Interface" es una interface desarrollada por la Leeds & Northrup para comunicación de computadores PC con la estación del operador (SDCD).

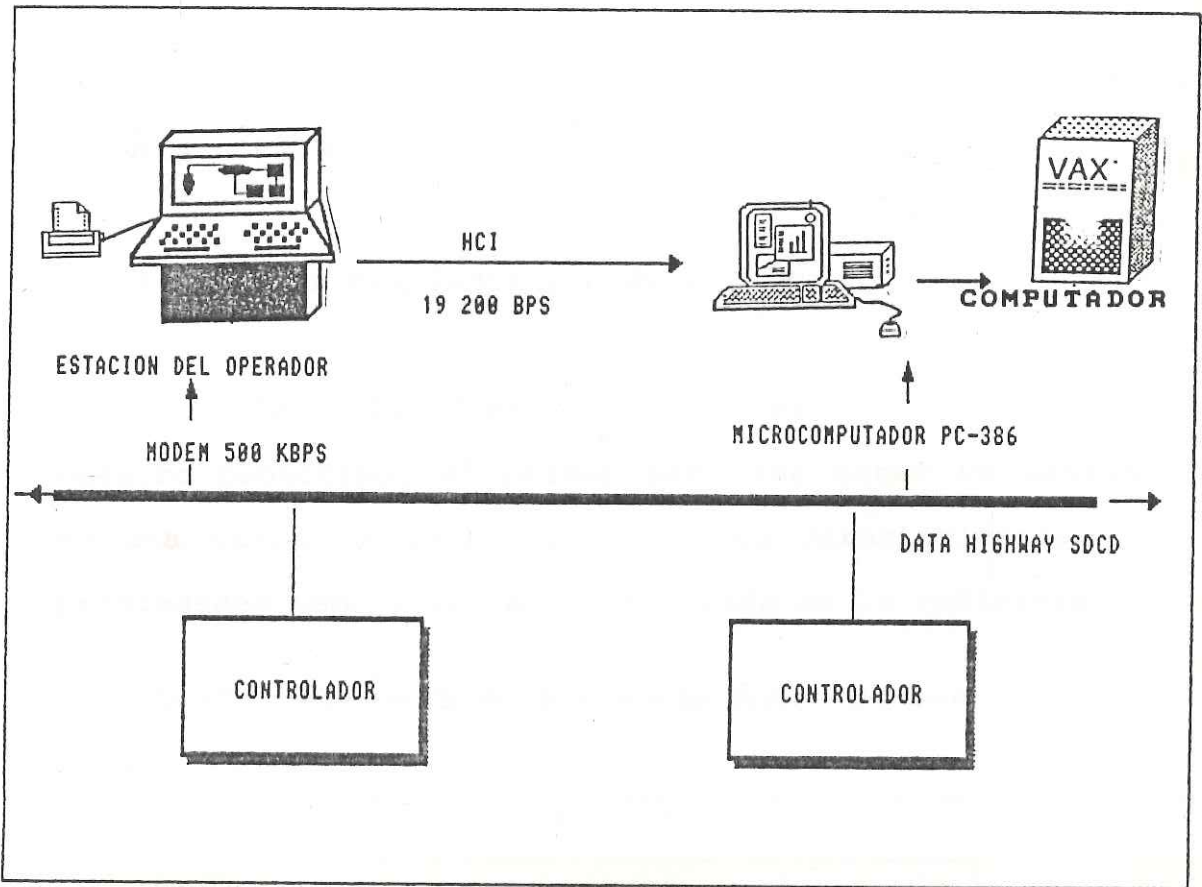


Figura 5.5: Diagrama del Sistema de Soporte al Supervisor Inteligente

El lenguaje OPS5 trabaja en el sistema operacional DOS. El procesamiento del simulador y sistema experto es realizado en el mismo computador. Además, el OPS5 permite la llamada de funciones externas escritas en lenguaje "C".

5.4 RESULTADOS

En el presente capítulo presentamos algunos ejemplos del supervisor (simulador / sistema experto) en las pruebas realizadas en la refinería Vale do Paraíba - PETROBRAS.

5.4.1 Análisis del Desempeño de la Simulación

Para la fase de la prueba "off-line" de nuestro prototipo, el primer paso fué tener un patrón de una carga de petróleo crudo con características y propiedades semejantes a la utilizada en la refinería.

Tabla 5.1 : Propiedades Físicas y Químicas de las Fracciones de Petróleo

Destilado	Temp (T) °C	Cp (T) Btu/Lb.°F	kt (T) Btu/hr.Ft.°F	H (T) Btu/Lb.m	V. abs Cps
Gasóleo	380,00	0,4586	0,0354	489,61	0,0096
Crudo Reducido	380,00	0,7919	0,0572	425,03	-----
Resid. Atmosf.	311,94	0,7158	0,0618	328,63	-----
Pc PSIA	Tc °R	Dens (P,T) Lb.m/Ft ³	V. 100 °F Cts	V. 210 °F Cts	Factor Kuop
390,06	1 214,86	0,4698	-----	-----	11,05
87,51	1 765,40	-----	3 728,66	53,43	12,34
190,05	1 509,99	-----	24,83	4,68	11,71
PM Lb/Mol	Sp-gr 60/60°F	Sp-gr (T)	MeABP	CABP	MABP
158,57	0,8590	-----	389,99	396,01	401,97
718,29	0,9384	0,7252	1 095,41	1 092,54	1 098,27
342,97	0,9082	0,7215	755,34	743,85	766,83

Los datos del petróleo crudo fueron suministrados por el CENPES (Centro de Pesquisa do Petróleo-Petrobrás, Rio de Janeiro) y utilizados en el programa de determinación de propiedades termodinámicas (DEPRO). Las curvas de equilibrio líquido-vapor son presentas en el anexo I.

SIMULACION DEL HORNO F21002 A

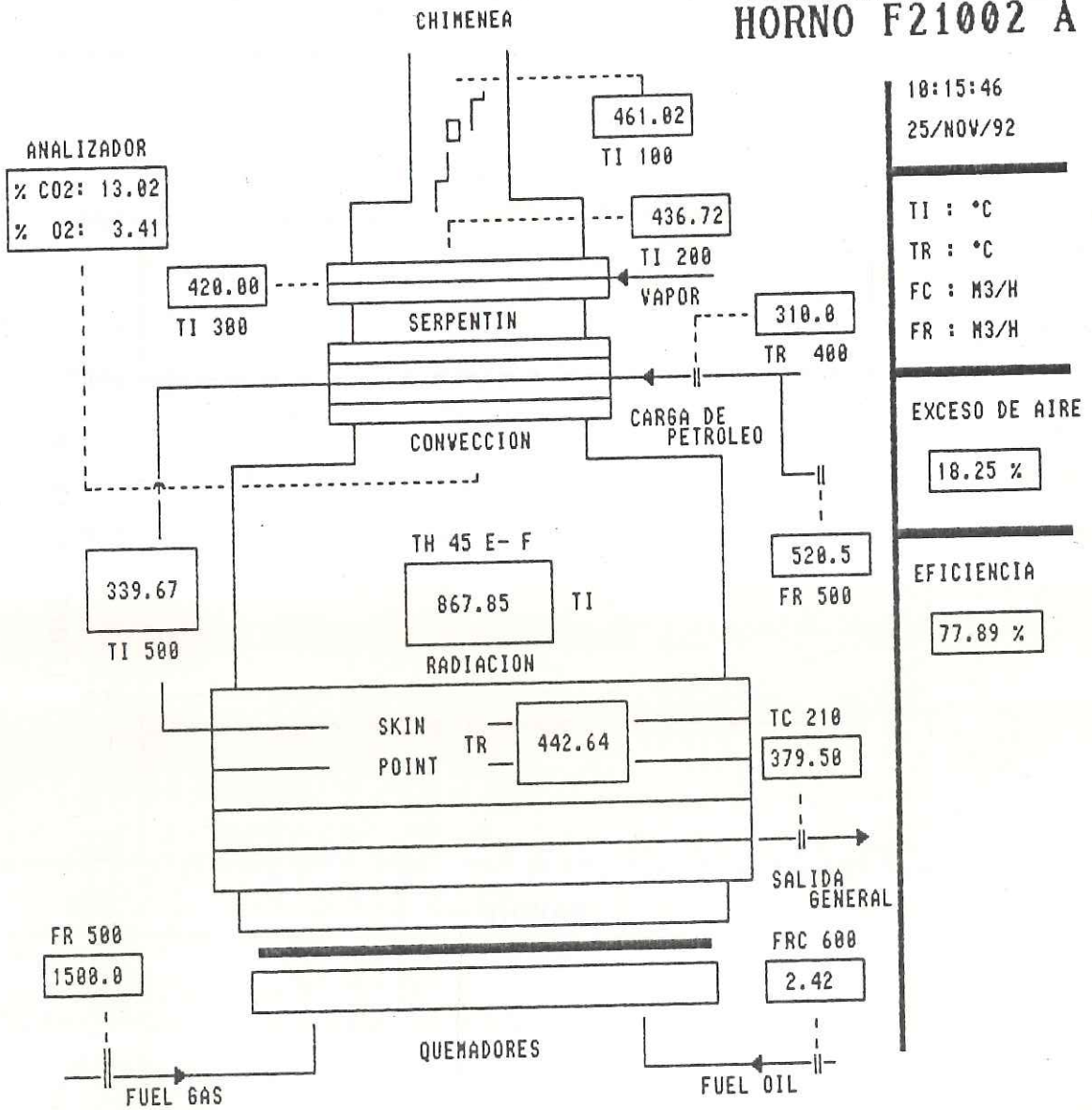


Figura 5.6: Salida Gráfica del Simulador

El programa DEPRO permitió establecer las condiciones operacionales durante el proceso de refinación. La tabla 5.1 muestra los resultados de las propiedades termodinámicas del crudo evaluado.

En la figura 5.6 se observa la salida gráfica del horno simulado, mostrando los resultados óptimos de flujo de combustible, eficiencia y análisis de los gases de combustión

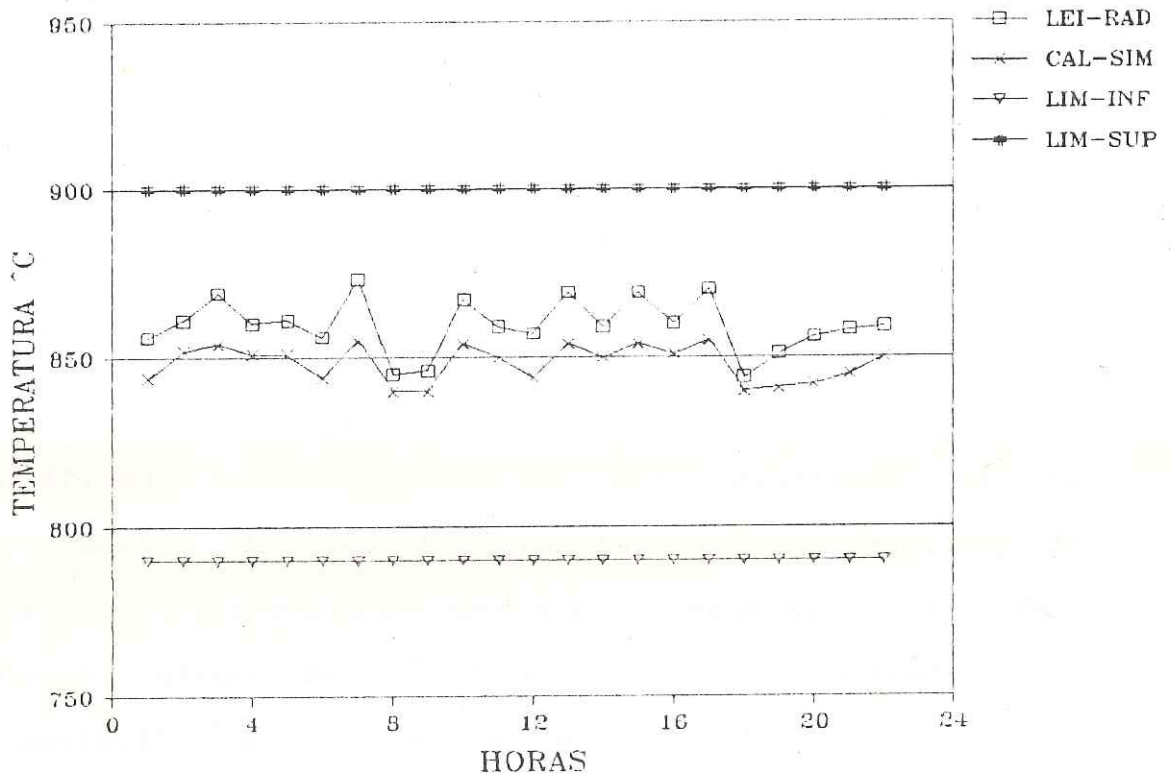


Figura 5.7-a: Temperatura en la Zona Radiante

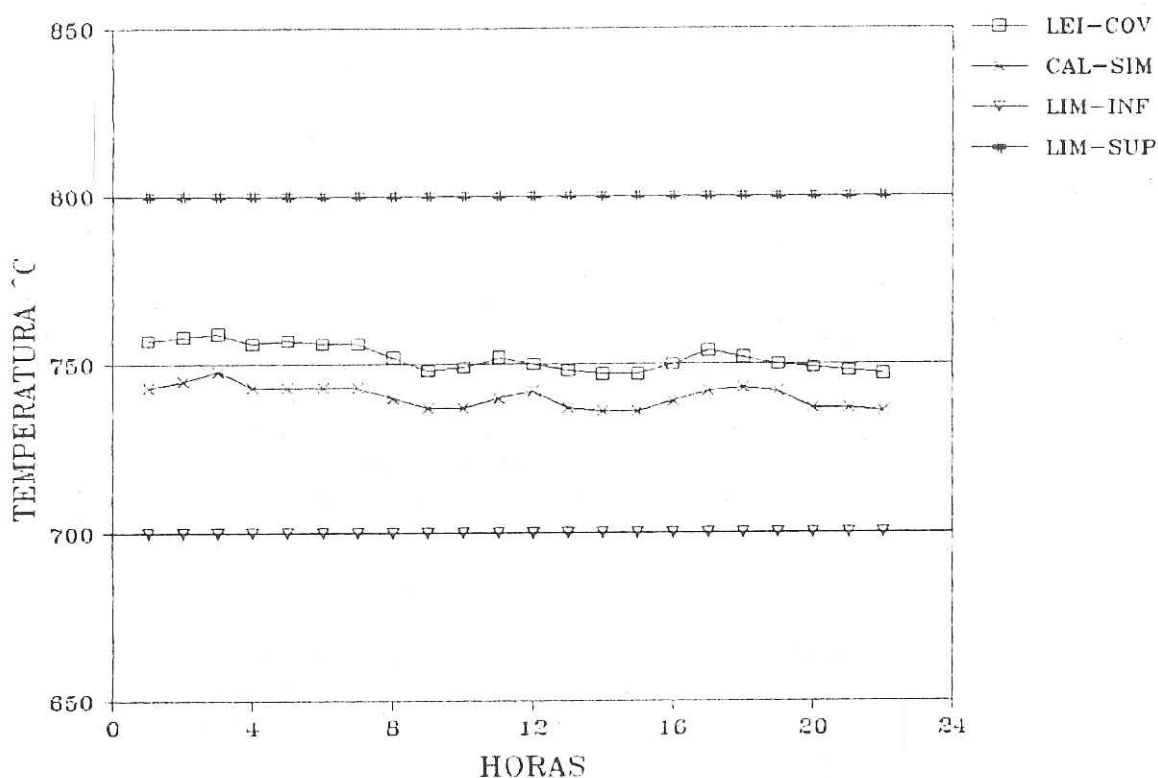


Figura 5.7-b: Temperatura en la Zona Convectiva

Las figuras 5.7-a y 5.7-b muestran los gráficos de tendencia de los resultados de la evaluación de las temperaturas de la sección de radiación y convección del horno, teniendo ploteado los datos leídos del SDCD versus los calculados por simulación en 22 horas de evaluación, esto fue realizado para validar las temperaturas del simulador.

El simulador muestra otros datos que no están disponibles en el SDCD como la relación óptima aire/combustible, temperaturas del tubo y del fluido en la zona escudo y convección, cantidad del gas de

combustión generado al medio ambiente, eficiencia del horno, cantidad total equivalente de combustible gastado; todo esto puede ser observado en los resultados de la tabla 5.2.

Tabla 5.2: Resultados del Balance de Energía

* Datos de Operación del Horno F21002 A/B *		
Temperatura Entrada	310,00	°C
Flujo	520,50	M ³ /hr
Temperatura de Ambiente	30,00	°C
Humedad Relativa	70,00	%
Vapor de Atomización	1,20	Kg/Kg
Densidad de Carga	19,48	API
Temperatura de Vapor Sobrecalentado	420,00	°C

Tanto los datos de la simulación, como los reales, se encuentran dentro de las restricciones de operación (límite-superior y límite inferior).

En la figura 5.7-c se observa que los datos reales de la temperatura de chimenea (LEI-CHA), están encima del límite (restricción de la operación) lo que significa que ya existe un calentamiento en el banco de tubos a la salida de la sección convectiva, sin embargo, los resultados de la simulación todavía siguen los valores permitidos en el proceso.

* Resultados de la Simulación			
- Zona Convectiva -			
Temperatura Media del Fluido	324,82	°C	
Temperatura Media del Tubo	325,70	°C	
Temperatura Media del Stud	326,55	°C	
Temperatura Despues del Damper	359,74	°C	
Temperatura Antes del Damper	434,74	°C	
Temperatura del Flue Gas en el Serpentin	530,25	°C	
Eficiencia del Stud	97,35	%	
Calor Absorvido	7,95	MHCaI/hr	
Calor del Sobrecalentador	1,17	MHCaI/hr	
- Zona Escudo -			
Temperatura Media del Fluido	339,65	°C	
Temperatura Media del Tubo	391,14	°C	
Temperatura del Flue Gas	783,64	°C	
Calor Absorvido	1,61	MHCaI/hr	
- Zona Radiante -			
Temperatura Media del Fluido	355,17	°C	
Temperatura Salida del Horno	379,50	°C	
Temperatura Média del Tubo	442,90	°C	
Temperatura del Flue Gas Radiante	868,64	°C	
Calor Absorvido	22,44	MHCaI/hr	
- Balance Total del Horno -			
Calor Total Absorvido	33,17	MHCaI/hr	
Calor Neto del Horno	40,40	MHCaI/hr	
Densidad de Calor Sobrecalentador	5 921,43	KcaI/hr.m ²	
Densidad de Calor en la Convección	10 338,57	KcaI/hr.m ²	
Densidad de Calor Radiante	32 600,37	KcaI/hr.m ²	
Eficiencia del Horno	77,54	%	
Relación Aire/Fuel Gas	16,97	Kg/Kg	
Relación Aire/Fuel Oil	16,62	Kg/Kg	
Fuel Gas	1 500,00	Nm ³ /hr	
Fuel Oil	2,42	M ³ /hr	
Fuel Gas	757,32	Kg/hr	
Fuel Oil	2 242,15	Kg/hr	
Total Fuel Oil-Gas	3 199,47	Kg/hr	
Total Aire Necesario	52 141,12	Kg/hr	
Total Flue Gas Producido	56 305,06	Kg/hr	
Gases	Base Humedad	Base Seca	
CO2	11,02	13,02	%
H2O	15,39	-----	%
N2	70,63	83,48	%
O2	2,89	3,41	%
SO2	0,08	0,09	%

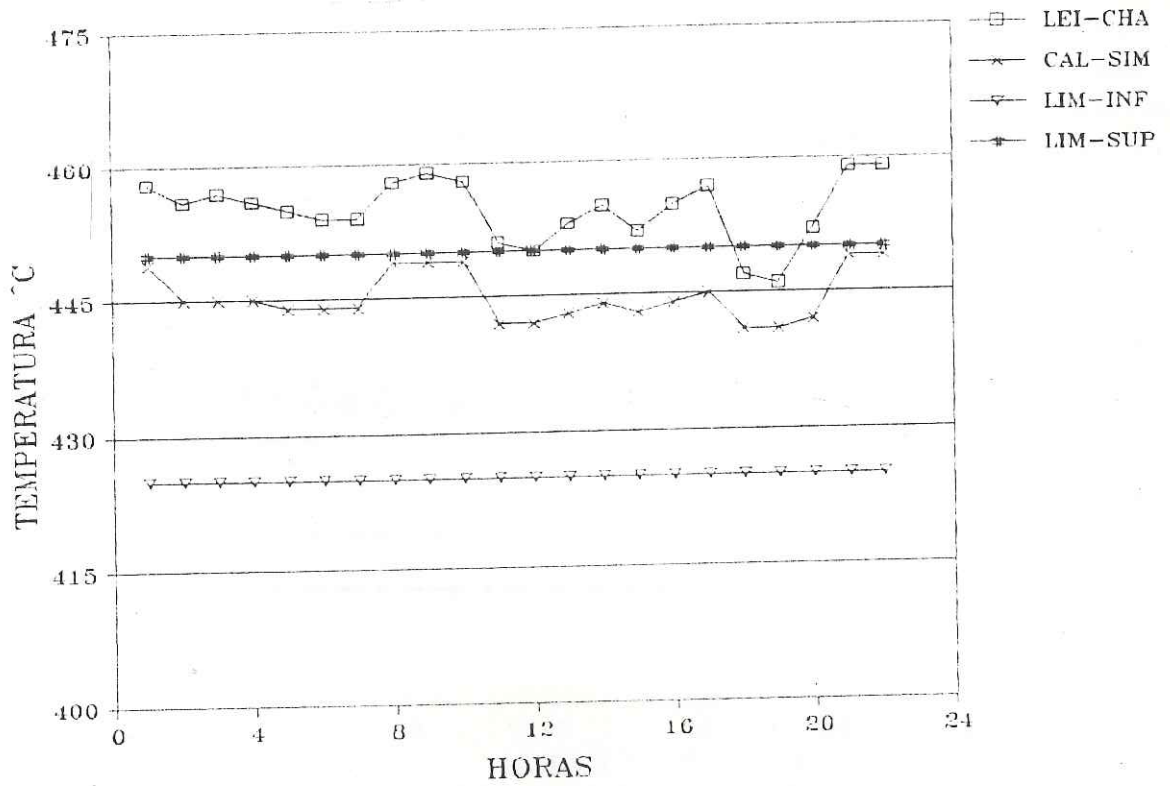


Figura 5.7-c: Temperatura de Chimenea

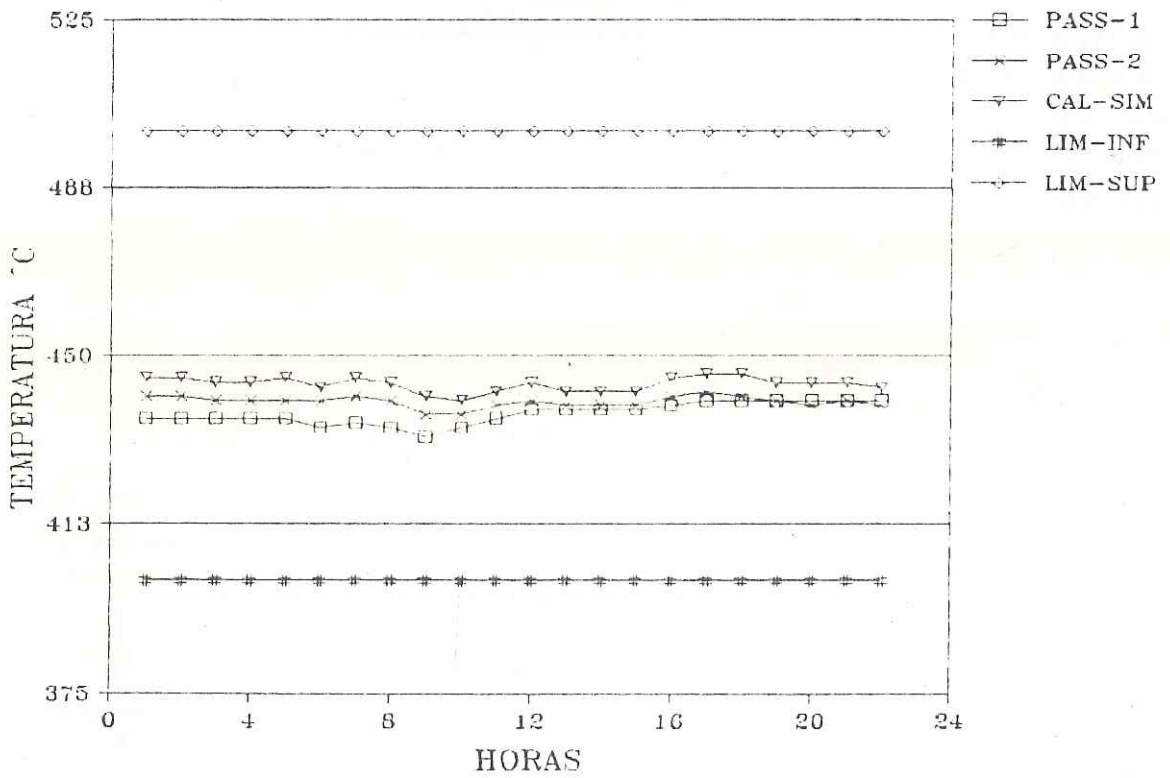


Figura 5.7-d: Temperatura del paso 1-2

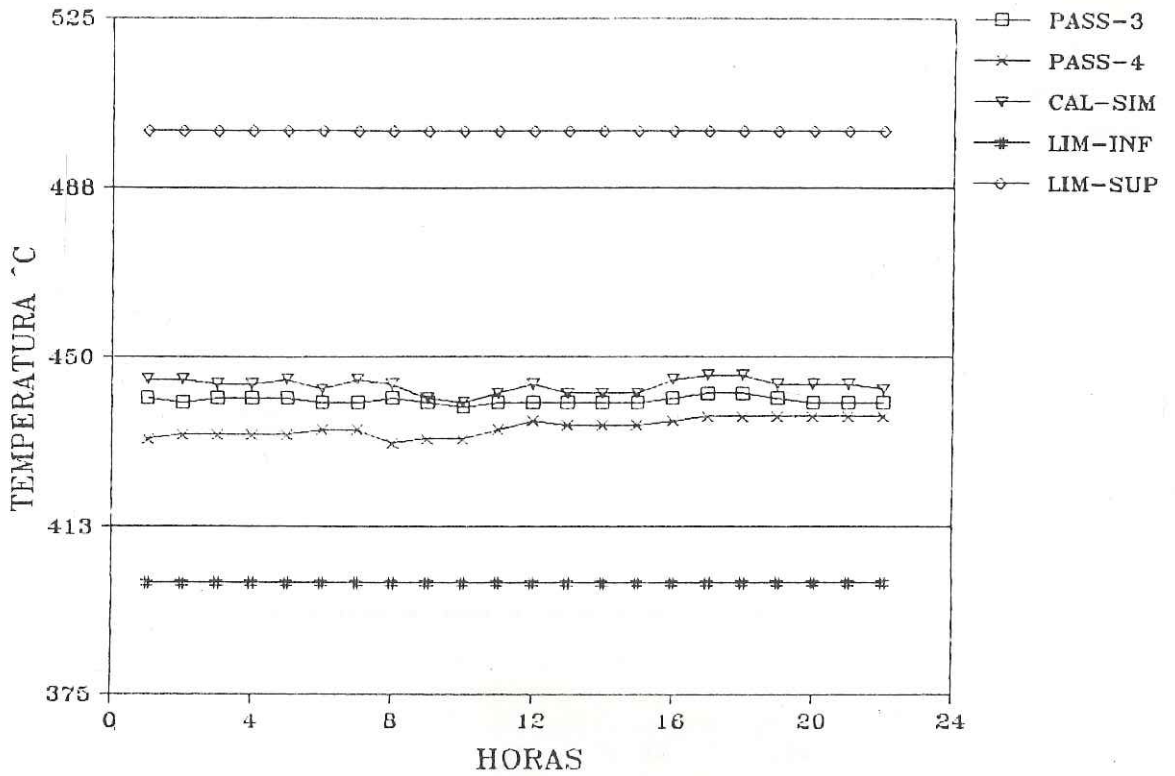


Figura 5.7-e: Temperatura del paso 3-4

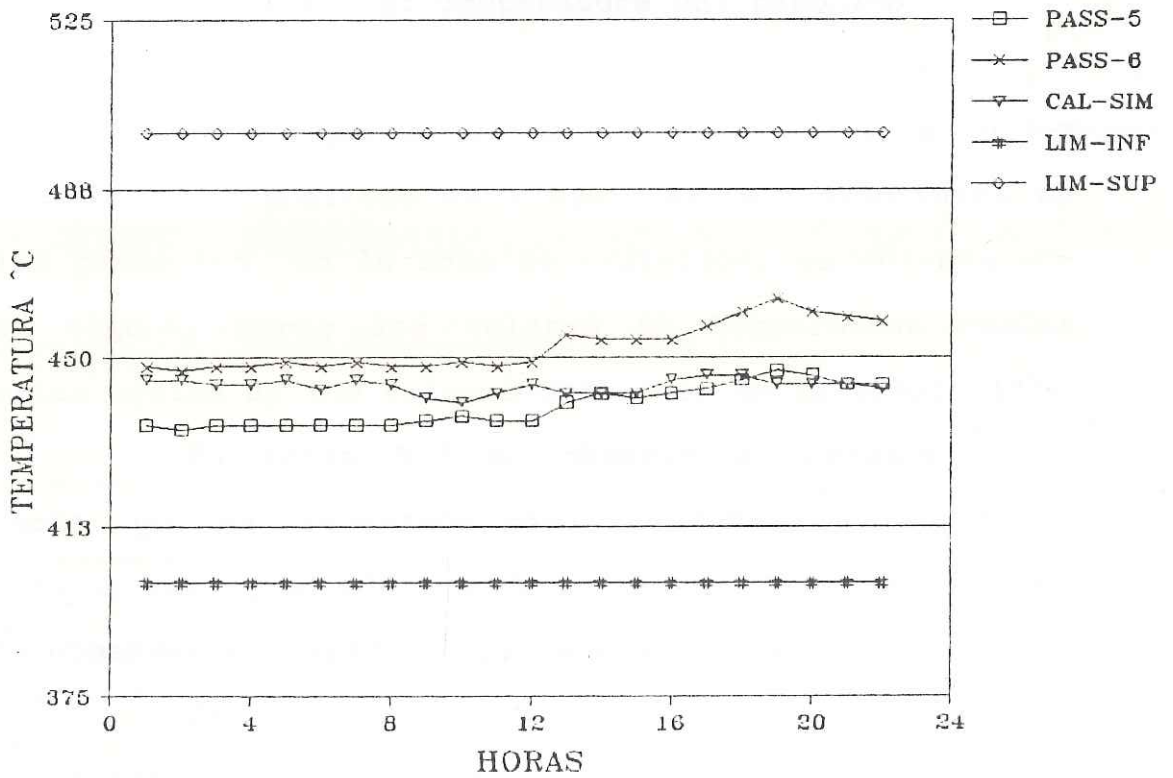


Figura 5.7-f: Temperatura del paso 5-6

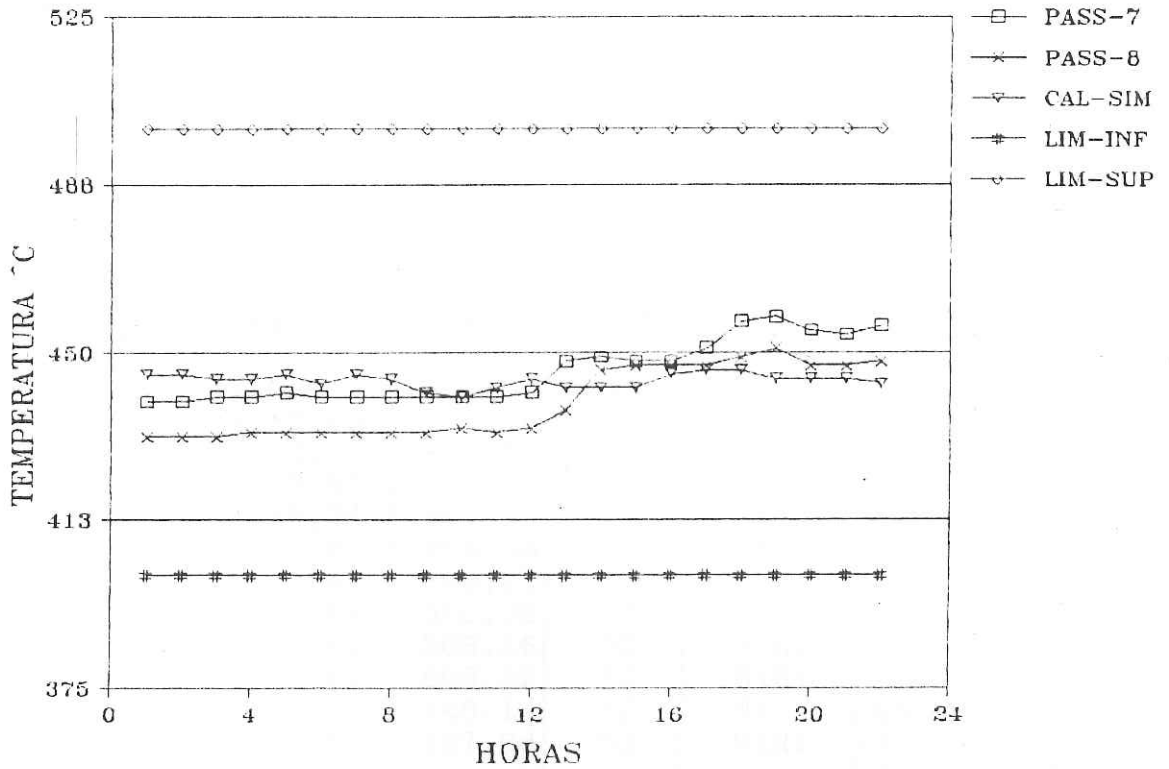


Figura 5.7-g: Temperatura del paso 7-8

Las figuras 5.7-d, 5.7-e, 5.7-f y 5.7-g muestran los gráficos de tendencias del skin-point de los pasos 1-8 en la zona de radiación, se observa que en algunas horas los valores de temperatura reales están encima de los valores obtenidos en la simulación.

En tabla 5.3 se observa el desempeño del horno, que es presentado como una tabla de resultados para la pantalla del operador, dando así la posibilidad de observar el estado de las variables del horno.

En la columna de límite se establece las restricciones de la operación ((*) límite del proceso) por la cual las variables del proceso estarán en su

máximo valor dando como resultados alarmas de "HiHi"
"ALTA".

Tabla 5.3: Situación de Desempeño del Horno F21002-A

Variabes o Tag's	Límite	Medida SDCD	Unidad	Restric. Lectura	Tendencia
OR2104A	> 2,00	4,09	%	Ok	Normal
OR2104C	> 2,00	1,01	%	Low	Baja
TI21065	>439,87	442,56	°C	Hi	Ascensión
TI21193	>876,04	881,72	°C	Hi	Ascensión
TI21194	>900(*)	904,03	°C	HiHi	ALTA
TI21195	>800(*)	809,12	°C	HiHi	ALTA
TI21196	>800(*)	868,88	°C	HiHi	ALTA
TI21191	>530(*)	569,16	°C	HiHi	ALTA
TI21192	>530(*)	608,12	°C	HiHi	ALTA
TI21189	>439,96	446,14	°C	Hi	Ascensión
TI21190	>450(*)	467,88	°C	HiHi	ALTA

La etapa final del simulador corresponde el cálculo de la caída de presión en el horno, para lo cual se desarrollo un ultimo módulo, y cuyas ecuaciones ya fueron presentandas en el capitulo III. A continuación mostramos los resultados evaluados para el mismo horno en la tabla 5.4.

- Presión en la Zona Flash : 0,590 Kgr/cm²
- Presión de Salida en la línea de transferencia : 1,250 Kgr/cm²
- Caída de Presión en la Doble Fase : 7,934 Kgr/cm²
- Total Caída de Presión : 9,1645 Kgr/cm²
- Número de Pasos del Horno 2 lados x 4 = 8 pasos

Tabla 5.4: Caída de Presión en el Horno

Longitud (Mts)	Presión (Kgr/cm ²)	Temperatura °C	Tipo de Flujo
Linea de Transferencia			
0,00	0,590	378	BUBBLE
17,935	1,250	378	BUBBLE
35,789	1,461	376	BUBBLE
53,579	1,672	374	SLUG
71,323	1,883	374	SLUG
89,030	2,094	372	SLUG
Zona Donde Existe Flujo Bifásico en el Horno			
90,384	2,304	370	SLUG
93,088	2,515	368	SLUG
100,939	3,148	364	SLUG
103,878	3,359	360	SLUG
111,954	3,991	356	SLUG
114,646	4,202	354	SLUG
121,390	4,729	349	SLUG
124,094	4,940	347	SLUG
132,268	5,572	340	SLUG
136,390	5,888	338	SLUG
144,710	6,521	335	SLUG
146,112	6,626	330	SLUG
151,756	7,048	324	SLUG
153,776	7,153	321	SLUG
154,609	7,259	319	SLUG
161,881	7,786	317	SLUG
163,368	7,891	315	SLUG
167,887	8,207	312	SLUG
172,560	8,524	312	SLUG
Zona Donde Existe una Sola Fase en el Horno			
213,475	9,072	311	LIQUID
990,853	19,467	310	LIQUID

La caída de presión de diseño es 14,3 Kgr/cm², como observamos en lo que respecta al cálculo de caída de presión del horno, estamos dentro de los rangos establecidos para el diseño del horno evaluado.

Los resultados de la evaluación presentada son mucho más completos que lo mostrado por el data-sheet o hoja de especificación del fabricante (ver anexo II), por lo tanto, se tiene un modelo verificado para realizar la comprobación térmica de un horno o realizar un nuevo diseño del mismo.

Los resultados mostrados fueron bastante satisfactorios para los operadores de la refinería Vale do Paraíba, pues ellos tienen una evaluación de las condiciones de operación del horno cada 3 minutos. La segunda parte de la investigación fué el desarrollo de un sistema experto para acoplado al simulador y su desempeño con algunos ejemplos son mostrados a continuación.

5.4.2 Análisis de Desempeño del Sistema Experto

El sistema experto realizará el diagnóstico de la posible falla ocurrida en la operación a partir del análisis de datos suministrados en tiempo real por el simulador, presentando los mensajes y sugerencias al operador en forma ordenada.

A seguir se describe algunos problemas que suceden en la operación del horno, y lo que un operador humano experto haría y lo que el sistema experto sugiere:

Horno Abafado

El horno abafado es una situación operacional que ocurre por la dificultad de extraer los gases de combustión con la misma rapidez que son generados.

Las principales causas son:

Elevación de la carga

Desajuste de la abertura del damper

Exceso del gas combustible al horno

Exceso de vapor de atomización

Las consecuencias operacionales del tiro positivo del horno son:

Combustión incompleta por la falta de aire y consecuentemente ocurrencia de formación de hollín (humos negros, reducción del intercambio térmico, reducción de la eficiencia del horno).

Procedimiento del operador:

El operador hace ajustes en la abertura del damper de modo que el horno tenga una entrada de aire suficiente para realizar la combustión completa. El ajuste es realizado en función de la cantidad de gas y aceite combustible a ser quemado; si todavía hubiera la existencia de humos, se verificará las aberturas de entrada de aire del quemador.

El sistema experto sugirió :

Observemos los mensajes de salida del sistema supervisor inteligente en las figura 5.8-a., 5.8-b

[Mensaje al Operador]

- Reportando falta de oxigeno en el lado este ...
- Posibilidad de producción de humos en la chimenea
- Existencia de ingreso de aire falso ...

[Sugerencia]

- Controlar abertura del damper, cerrar ventanas de observación, u otras aberturas en el horno....
- Verificar humedad en el vapor atomizante o existe poco vapor atomizante.....

Figura 5.8-a: Horno Abafado

[Mensaje al Operador]

- Si estuviera produciendo humos en la chimenea...y altura de llama muy baja..... posibilidad de arrastre de condensado por el gas combustible... o exceso de vapor atomizante...

[Sugerencia]

- Ajustar las ventanas de los quemadores
- Verificar el nivel del drum V68038, drenando si fuera necesario.
- Ajustar el vapor atomizante

Figura 5.8-b: Horno Abafado

Comentário :

El sistema experto da una explicación de las anomalías ocurridas en el horno. Observando los mensajes reportados se tiene una semejanza con el procedimiento que el operador de processo haría en una situación parecida. Lo importante en estos resultados, es que el problema es detectado desde su origen.

Como observamos, el sistema experto apoyado con el simulador contribuye en el control de la buena operación del horno dando sugerencias al operador.

En la tabla 5.5 se observa las características del supervisor, mostrando el tiempo de ejecución del sistema.

Tabla 5.5: Tiempo del Supervisor Inteligente

Tiempo de Ejecución del Sistema Supervisor	
Tiempo de Adquisición de Datos	15 seg.
Tiempo de la Simulación	15 seg.
Tiempo de Mensaje de Desempeño	10 seg.
Tiempo de Inferencia	10 seg.
Tiempo del Mensaje del S.E.	40 seg.

Total	90 seg.
Nota: El valor de tiempo establecido fué para un sólo horno	

CAPITULO VI

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 CONCLUSIONES

- 1) Los resultados de la simulación en el presente trabajo al ser comparados con los datos de diseño del horno se muestran coherentes, teniendo como resultado una evaluación completa del horno.

- 2) Los resultados obtenidos son mucho mas confiables, porque el cálculo manual además de tedioso, seria muy difícil determinar con exactitud los verdaderos

valores de las propiedades de petróleo , balance de energía y caída de presión en el horno.

- 3) Los datos necesarios para utilizar los programas son fáciles de obtener, sólo se precisa del conocimiento básicos de termodinámica para multicomponentes, transferencia de calor en hornos y teoría de caída de presión para flujos bifásicos.
- 4) También se verificó el gran impacto de la utilización de técnicas de inteligencia artificial que conjugadas con técnicas de simulación de procesos, otorga un soporte adecuado a los operadores "humanos" en la evaluación y optimización de los procesos industriales.
- 5) Los resultados del simulador desarrollado para evaluar el desempeño de los hornos de calentamiento de petróleo son sometidos al sistema experto para su respectivo análisis.
- 6) Los datos de la simulación van generar otras informaciones que serán usadas en el diagnóstico del horno.
- 7) El sistema experto posee una gran flexibilidad, por ejemplo: montar una base de conocimiento y la

facilidad de modificarla en la fase de prueba del sistema

8) El sistema experto proyectado realiza las siguientes tareas:

- Diagnóstico de fallas en los controladores de temperatura, presión y flujo.
- Verificación de las restricciones de temperatura (por ejemplo: En la radiación, convección, serpentín, chimenea, skin-point, salida de los pasos).
- Diagnóstico de fallas de combustión.

Las fallas de la combustión están directamente relacionadas con el mayor consumo de combustible, relaciones de aire/gas combustible, eficiencia del horno, ajuste de aire que ingresa a los quemadores, ajuste del damper, etc.

Finalmente, concluimos que la utilización de sistemas expertos conjugados con técnicas de simulación de procesos químicos, daran una herramienta de apoyo para la supervisión de la operación y el buen desempeño de los equipos industriales, así como también entrenar y dar soporte al personal envuelto en el control y operación de estos equipos.

6.2 RECOMENDACIONES

Las recomendaciones que damos es continuar con las investigaciones y buscar la mejor manera de implementar un ambiente de diagnóstico de que utilice técnicas de orientación a objetos para tener un modelamiento global de la planta y obtener así un sistema eficiente, moderno e integrado que permita el entrenamiento y soporte al personal envuelto en el control y operación de los procesos industriales.

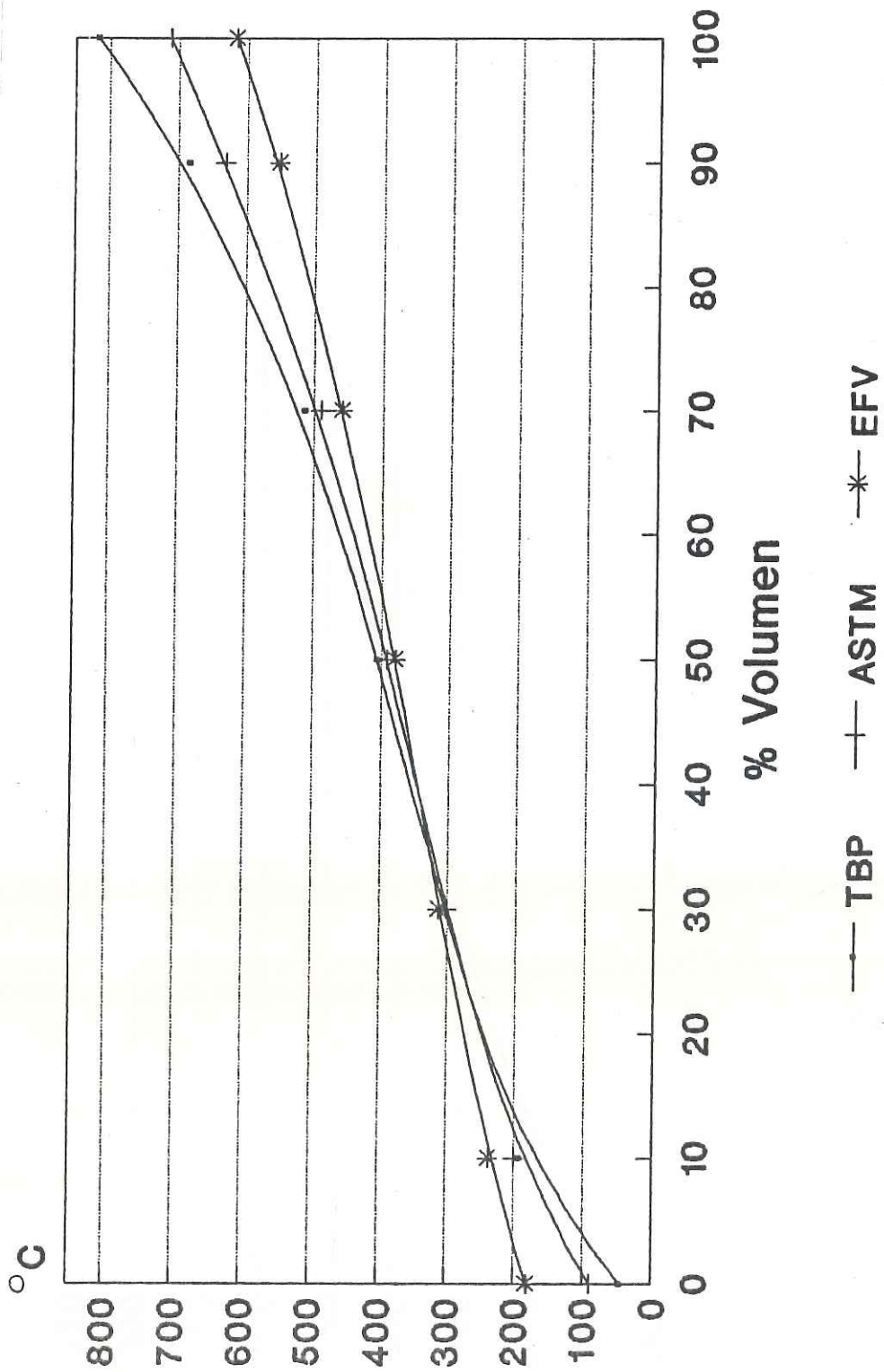
El ambiente deberá dar un marco básico para desarrollar estructuras de control jerárquico, debiendo combinar el conocimiento cualitativo con técnicas algorítmicas de control de procesos.

También se deberá considerar la posibilidad de utilizar modelos que representen incertezas, como el raciocinio probabilístico, factores de certeza, raciocinio "fuzzy" y teoría de valores de confianza.

Curva de Equilibrio Líquido-Vapor

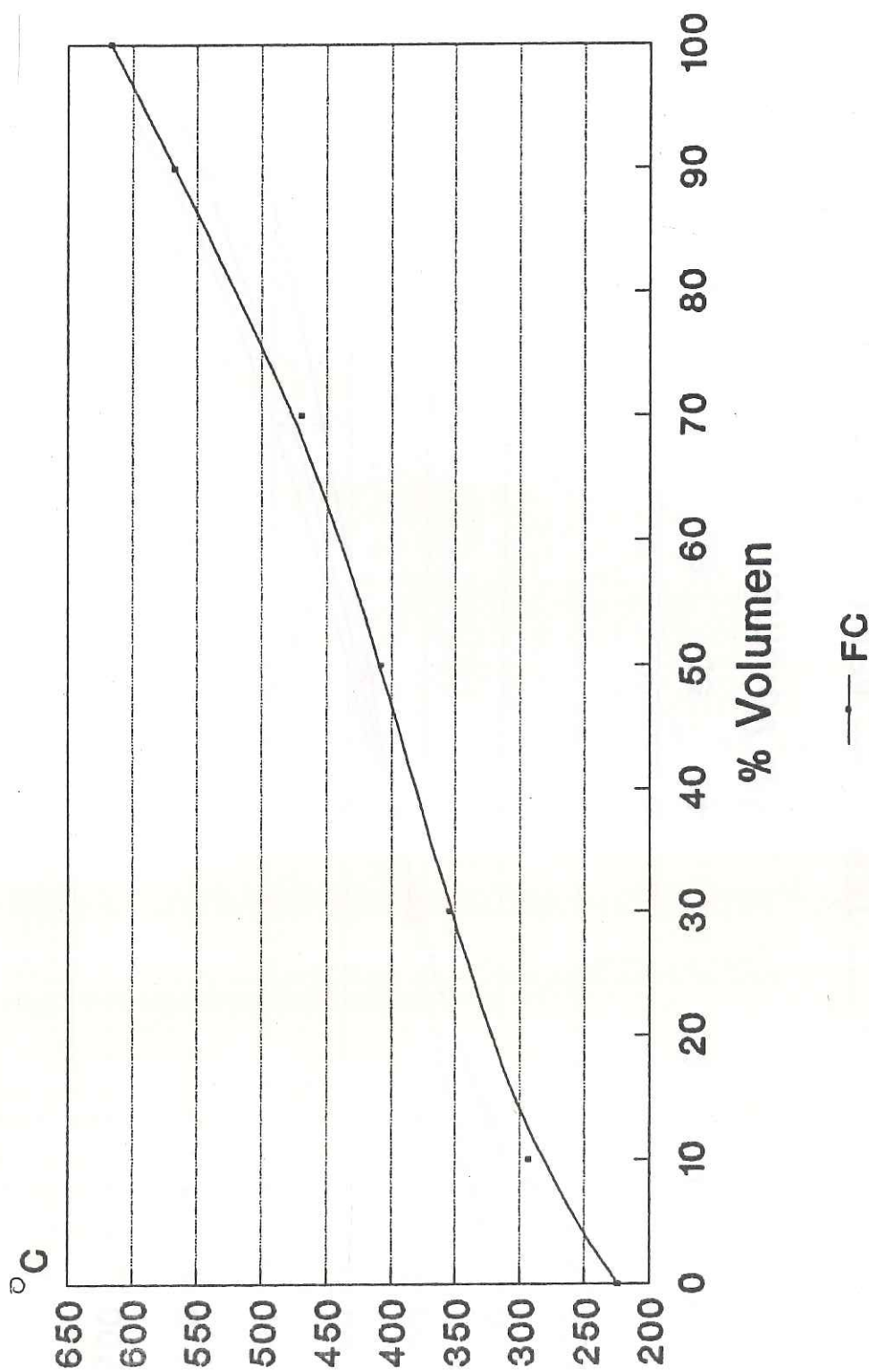
Crudo: Loreto - Ref. La Pampilla

- ANEXO I -



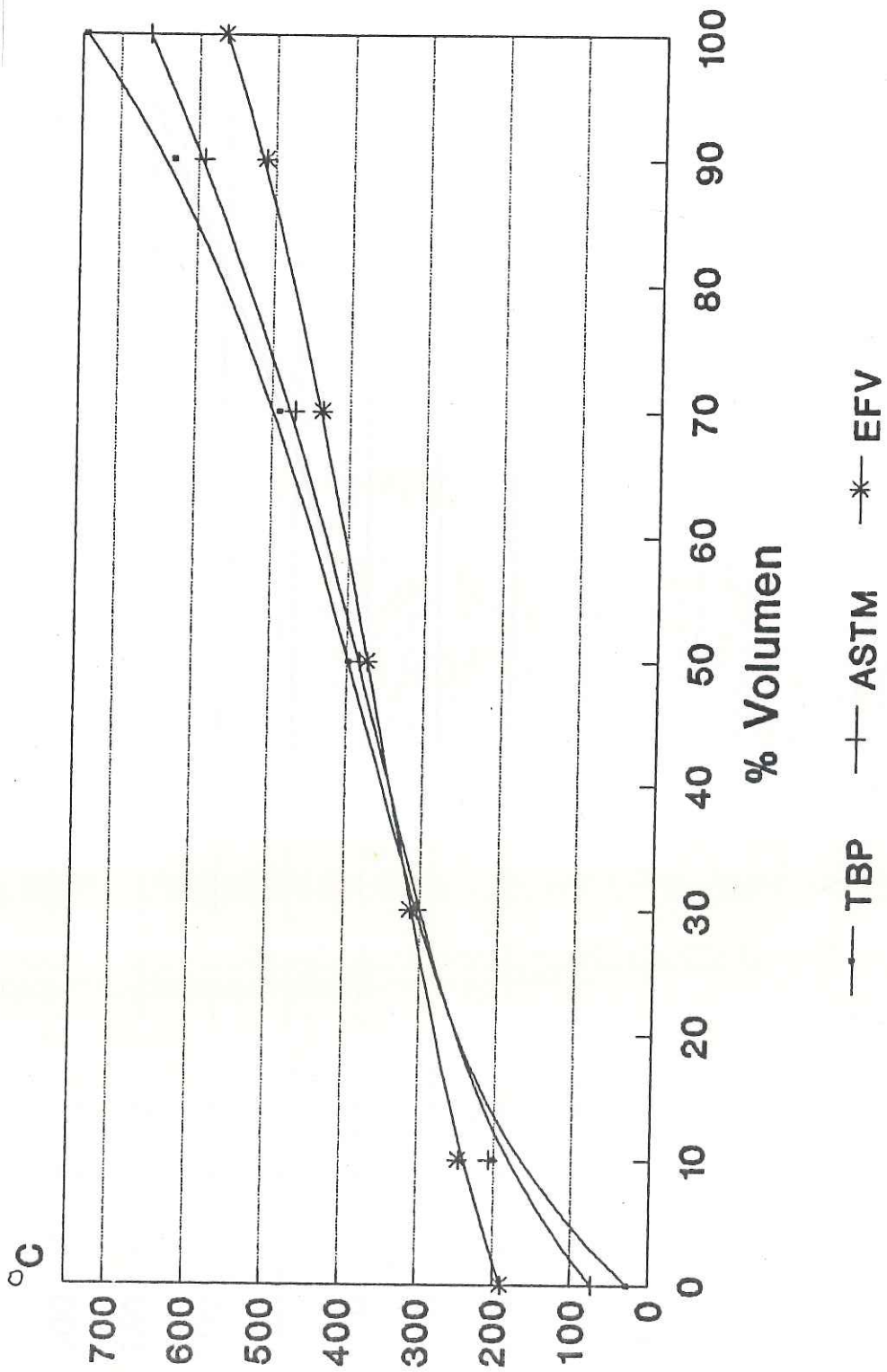
Curva Flash a 2.073 Kgr/cm² Abs.

Crudo: Loreto - Ref. La Pampilla



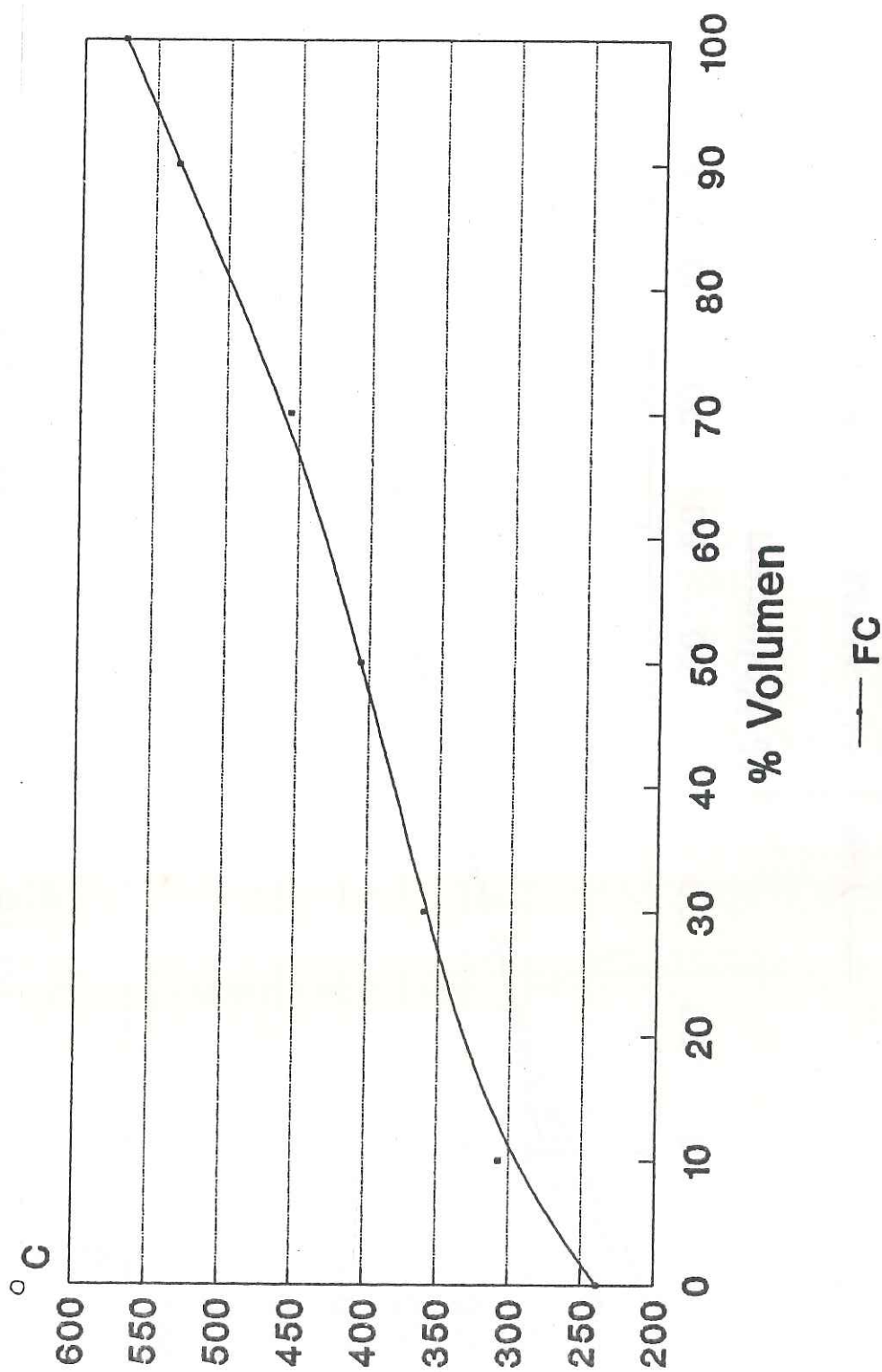
Curvas de Equilibrio Líquido-Vapor

Crudo: SELVA - Ref. La Pampilla



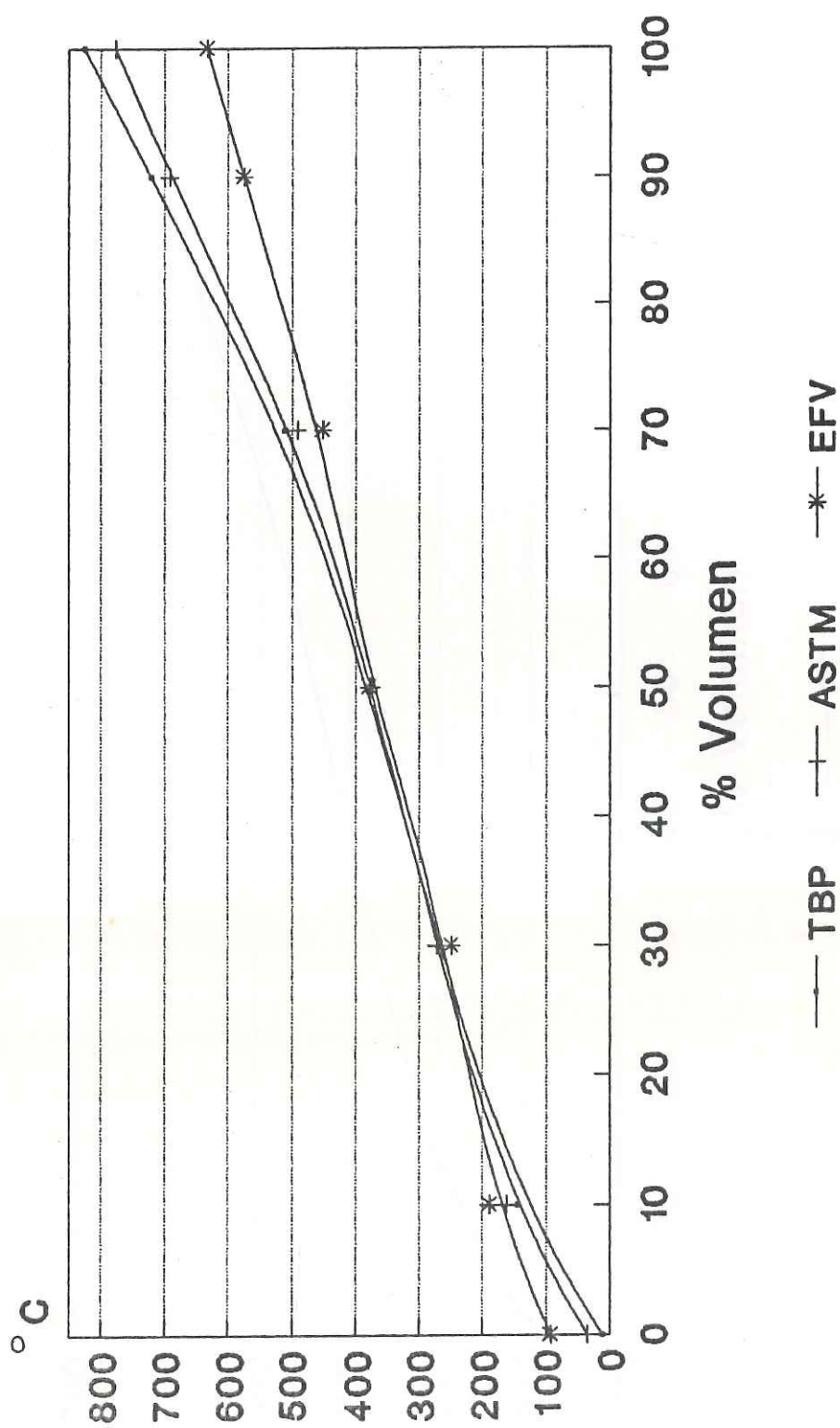
Curva Flash a 2.1784 Kgr/cm² Abs.

Crudo: SELVA - Ref. La Pampilla



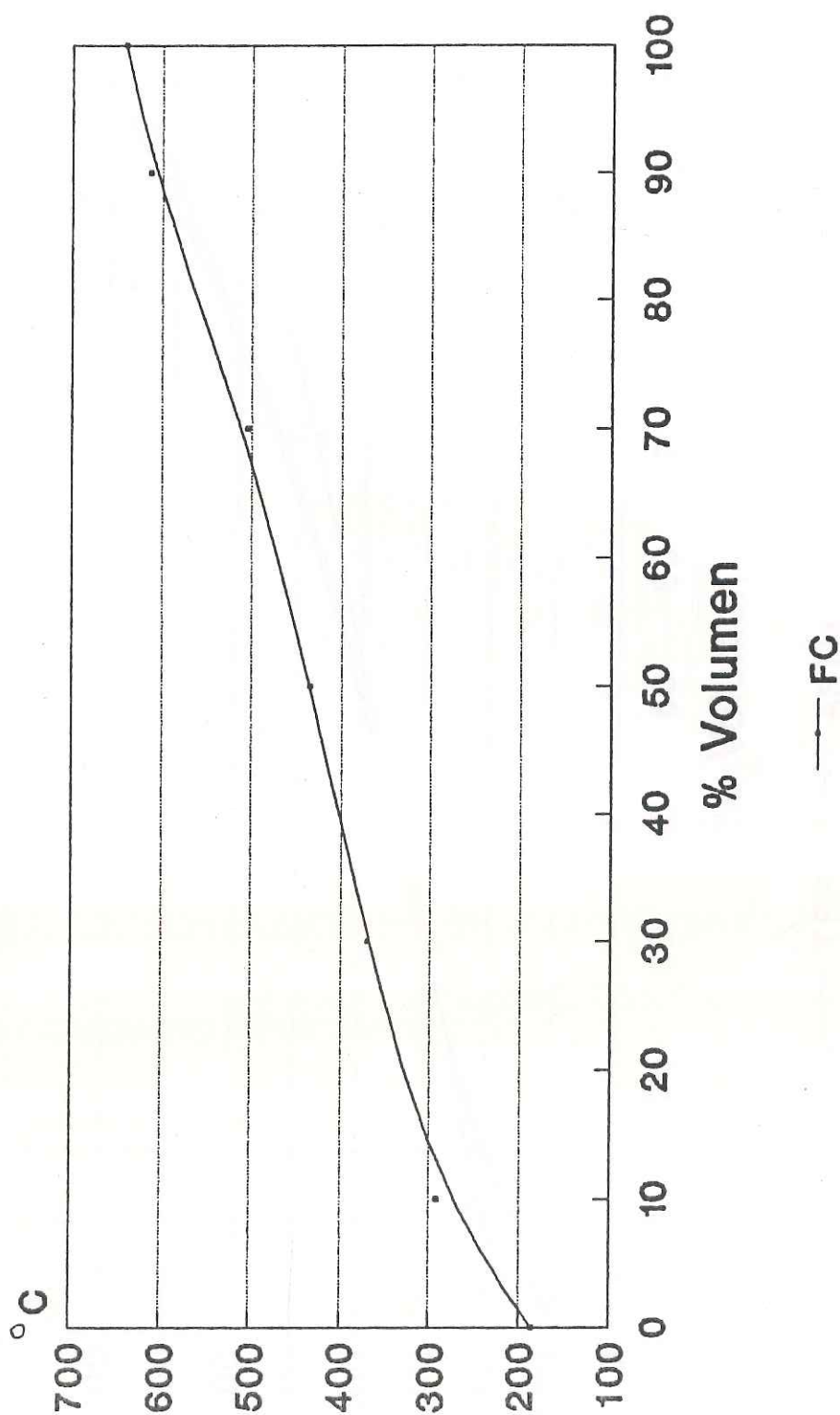
Curva de Equilibrio Líquido-Vapor

Crudo: Cabiunas - Ref. Vale Do Paraiba
Torre de Destilación Pre-Flash



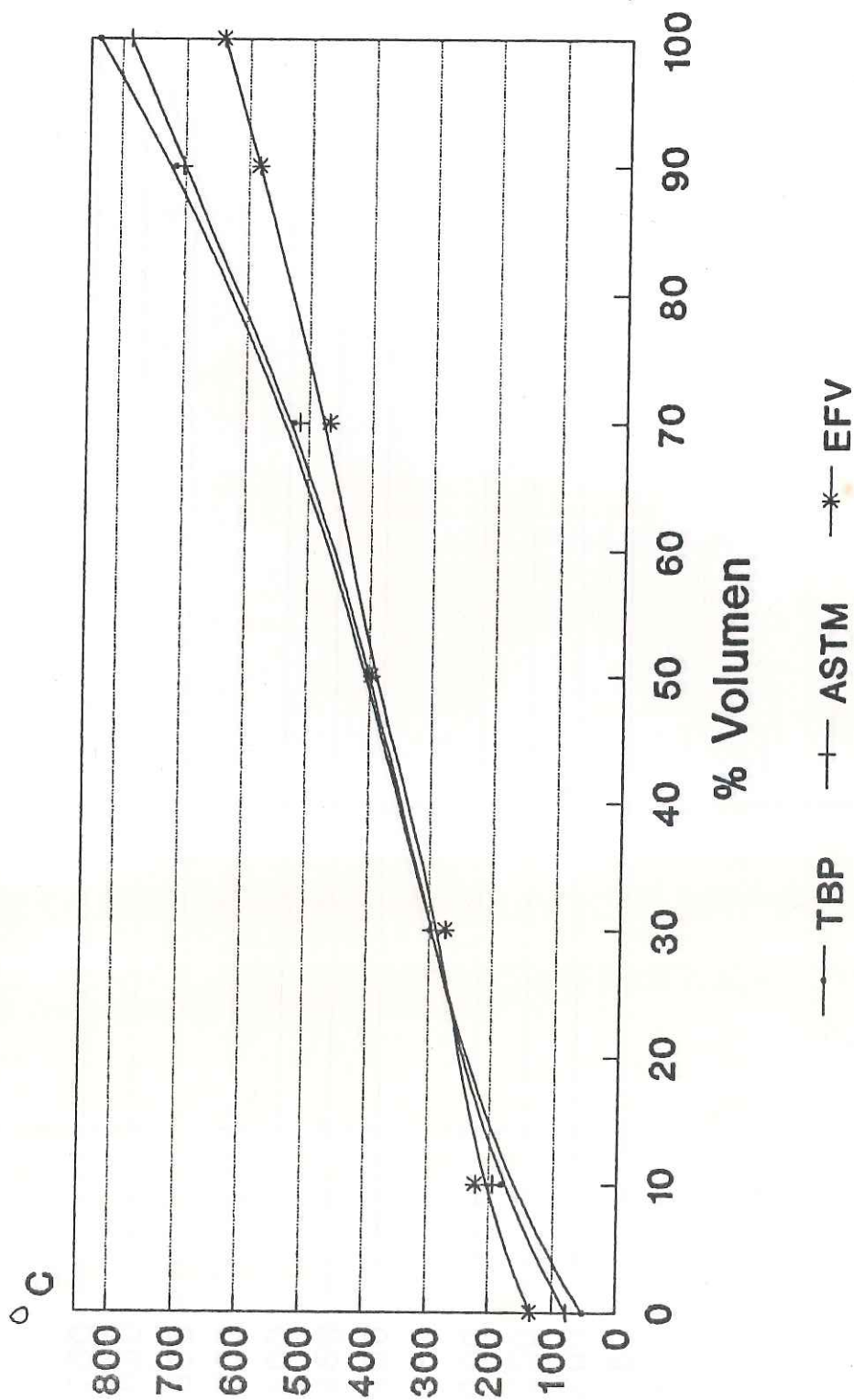
Curva Flash a 4.25 Kgr/cm²

Crudo: Cabiunas - Ref. Vale do Paraiba
Torre de Destilacion Pre-Flash



Curva de Equilibrio Líquido-Vapor

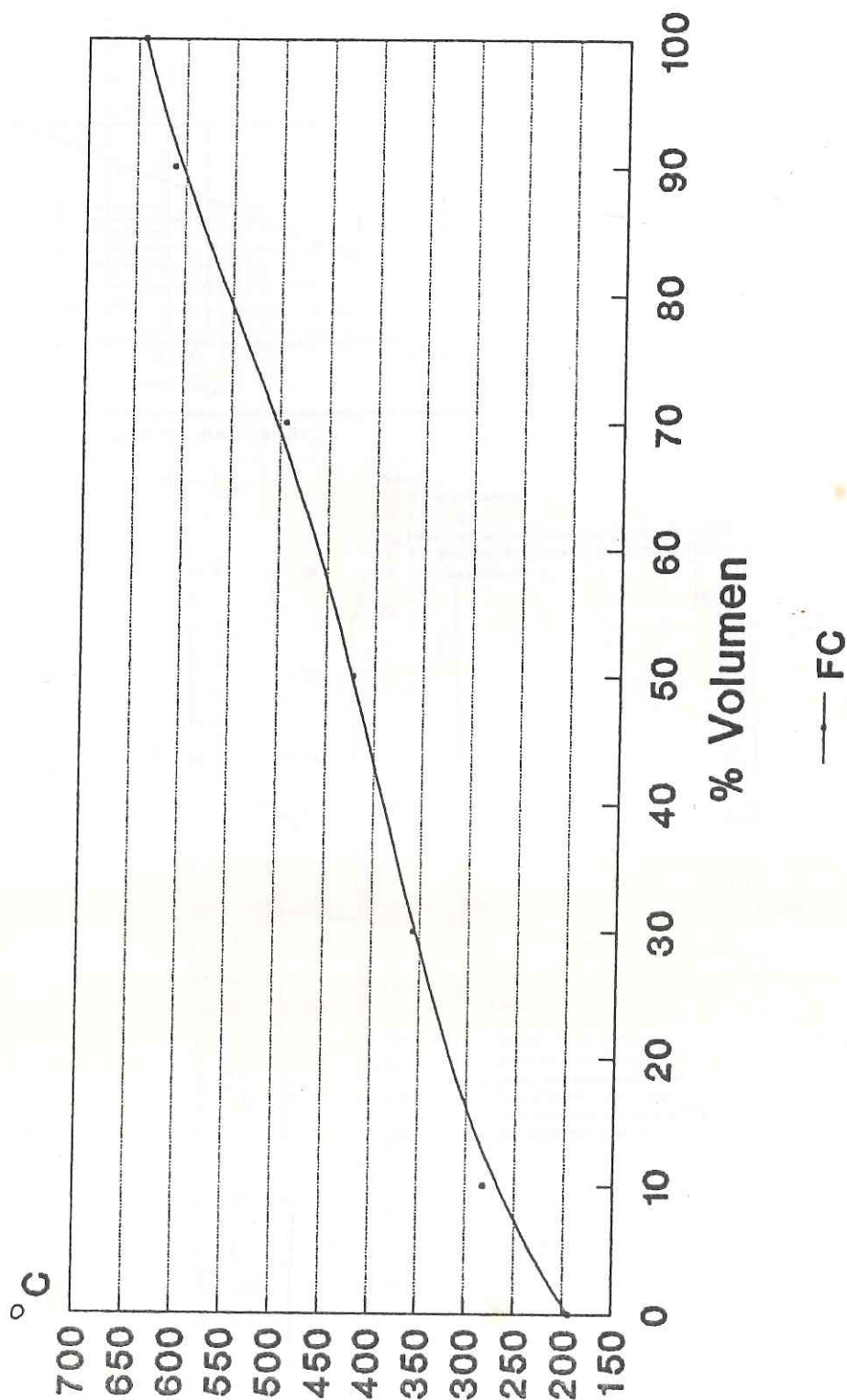
Crudo: Cabiunas - Ref. Vale do Paraiba
Torre de Destilación Atmosférica



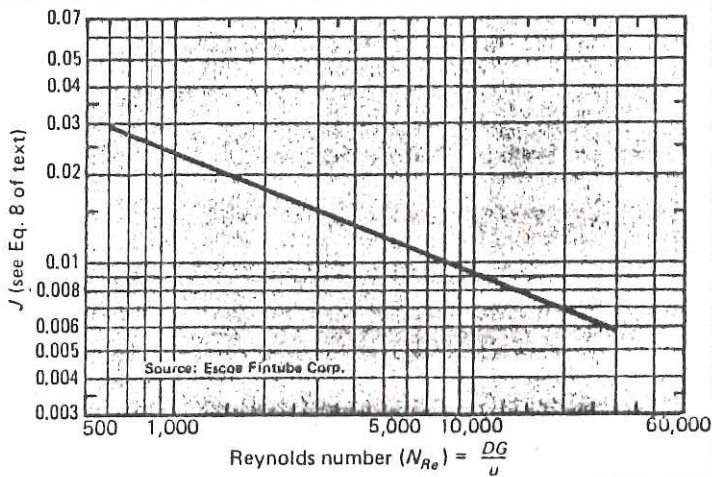
Curva Flash a 2.53 Kg/cm² Abs.

Crudo: Cabiunas - Ref. Vale do Paraiba

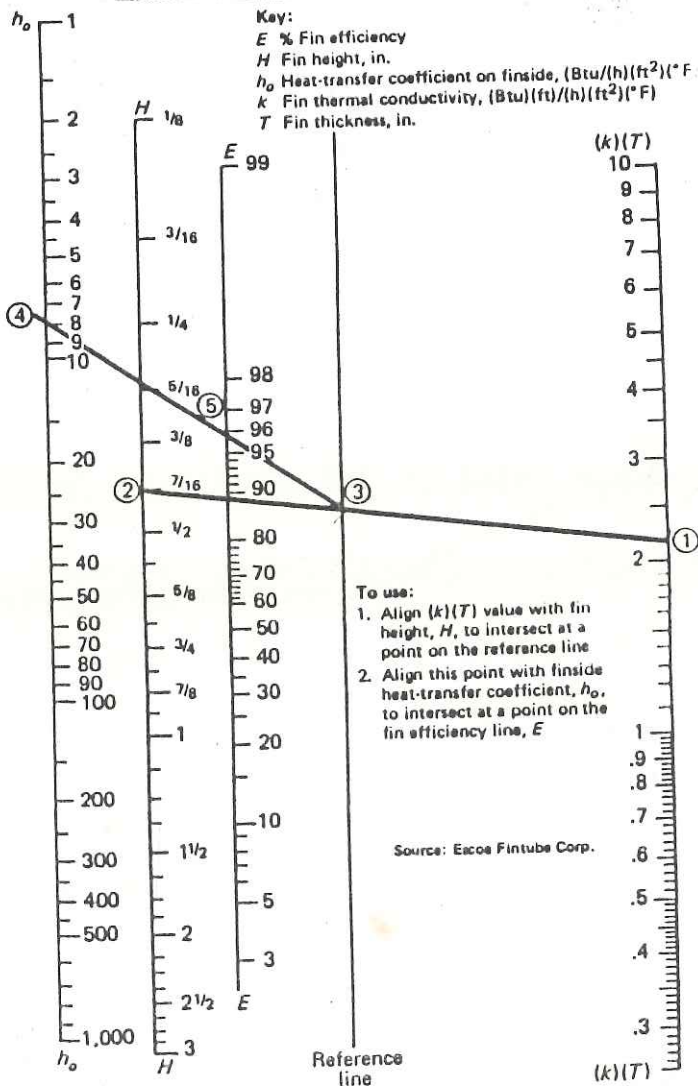
Torre de Destilacion Atmosferica



- ANEXO II -



Heat-transfer coefficients on the flue-gas side of serrated fins



Fin efficiency varies with design and thermal conductivity of fin, and with convection film coefficient

API FIRED HEATER DATA SHEET

Revision No. 4/10/77

Client/Owner PETROBRAS
 Location SAO JOSE DOS CAMPOS
REFINARIA ATMOSFERICA
 Unit CHARGE HEATER
 Number Required 2 (A and B)
 Unit Duty per Heater, MM Btu per Hr Absorbed 36.91
 kcal/hr

Manufacturer
 Item No. F-121002 A/B
 Reference

FILED IN 100
 17/10/77

PROCESS DESIGN CONDITIONS

Process Section RUM 1 2 3

Absorption, MM Btu per Hr. MM kcal/hr (charge h. + superh.) 3254.15 2914.27 3690.91
 Reduced Load →
 Rate, lb per Hr. kg/hr 41531 50364 44568

Pressure Drop, psi (Allowable) kg/cm² (side)/pass 13.1 12.5 14.3

Pressure Drop, psi (Calculated)

Surface Flux Density, Btu per Hr per Sq Ft (Allowable)

Surface Flux Density, Btu per Hr per Sq Ft (Calculated)

Maximum Flux Density, Btu per Hr per Sq Ft

Velocity Limitation

Minimum Allowable Inside Film Temperature, Deg F

Scaling Factor

Corrosion or Erosion Characteristics

Conditions:

Temperature, Deg-F. °C 292 301 312

Pressure, (psia) (psig)

Liquid Flow, Lb per Hr

Vapor Flow, Lb per Hr

Liquid, (Deg API) (Sp Gr at 60 F)

Vapor, Molecular Weight

Liquid Viscosity, Cp

Outlet Conditions: (FLASH ZONE)

Temperature, Deg-F. °C 310 312 357

Pressure, (psia) (psig) kg/cm² (g) 1.31 1.31 1.31

Liquid Flow, Lb per Hr

Vapor Flow, Lb per Hr

Liquid, (Deg API) (Sp Gr at 60 F)

Vapor, Molecular Weight

Liquid Viscosity, Cp

Remarks and Special Requirements:
 Distillation Data or Composition Attached

COMBUSTION DESIGN CONDITIONS

Type of Fuel oil GAS

Excess Air, Percent 30 20

Guaranteed Efficiency, Percent (LHV) (See Note)

Calculated Efficiency, Percent (LHV) 78

Radiation Loss, Percent of Heat Released (LHV) 2.0

Gas Temperature, Deg F, Leaving Radiant Section 116

Gas Temperature, Deg F, Leaving Convection Section

Gas Mass Velocity Through Convection Section, Lb. Sq Ft/Sec

ET 8.4.8.1 21042015HA-0.2

SNAM PROGETTI	COMMESSA JOB	IMPIANTO LINE
	140100	210
	SPC N° 210-RA-E-25011	
Rev.	7	27

Type of Fuel		OIL	GAS
Draft at Bridge Wall, In. H ₂ O	mm	1.2	
Draft at Burners, In. H ₂ O	mm	10	
Ambient Air Temperature, Deg. F. °C		32	
Altitude, Ft Above Sea Level	m	650	
Calculated Heat Release, MM Btu per Hr (LHV)	MM kcal/hr	47.3	
Volumetric Heat Release, Btu per Hr per Cu Ft			

299

Note: A fuel saving of _____ MM Btu per hr will offset a \$1,000 increase in furnace cost (erected).

FUEL CHARACTERISTICS

	OIL	GAS
Heating Value: HHV		
LHV kcal/kg	9500	10900
Specific Gravity		
C Ratio (by Weight)		
Temperature at Burner, Deg. F. °C	180	38
Velocity: At 90°C	1000	
At 190°C	16	
Pressure Available at Burner, psig kg/cm ²	5	1.5
Optimizing Steam Pressure, psig kg/cm ²	6.5	
Sulfur Content, ppm	164	
Phosphorus Content, ppm	50	
Nitrogen Content, Percent by Weight	5	
Molecular Weight		
Composition, Mole Percent		

MECHANICAL DESIGN CONDITIONS

General Limitations	*Stack Limitations
Other Limitations	
Required Drawings	
Structural Design Data: Wind Load	Seismic Factor
of Applicable Standards or Specifications: 1.	3.
2.	4.

	RADIANT	SHIELD	CONVECT.	SUPERH.
Design Pressure, psig kg/cm ²	<	14.35 ⁰	>	5.55
Design Fluid Temperature, Deg F				
Erosion Allowance: Tubes				
Fittings				
Hydrostatic Test Pressure, psig kg/cm ²	<	21.41 ⁰	>	9.01
Number of Passes	<	8	>	2
Overall Tube Length, Ft	11400		11870	
Effective Tube Length, Ft mm	136	16	16	
Number of Tubes	688	84	84	
Total Exposed Surface, Sq-Ft m ²			48	16
Added Surface Tubes: Number			769	197
Total Exposed Surface, Sq-Ft m ²			254	254
Spacing, Center to Center, In. (Staggered) (In Line) mm	254	254	254	254
Center to Furnace Wall, In. Min. mm	190			
Relieve	< YES >			YES
Inspection Requirements, X-Ray, or Other	< 100% >			

design and hydrostatic test pressure

ET 8481 2104205NA 02

SNAM PROGETTI	COMMESSA JOB	IMPIANTO - UNIT
	140100	210
	SPC N 210-RAE-25011	
Fig. No.	Draw.	Rev.
2	7	54284

Header Section
 Vertical or Horizontal
 Tube Material (ASTM Specification and Grade)
 Outside Diameter, In.
 Wall Thickness, (Minimum) (Average), In.
 Maximum Tube Wall Temperature, Deg. F (Calculated)
 Inside Film Coefficient (Calculated)
 Maximum Tube Wall Temperature, Deg. F (Design), °C
 Design Basis for Tube Wall Thickness

Description of Extended Surface:
 Type
 Pin or Stud Material
 Pin or Stud Dimensions diameter x height
 Pin or Stud Spacing
 Maximum Pin or Stud Temperature
 Extension Ratio Number/circular row

Tag-Type Headers
 Manufacturer and Type
 Material (ASTM Specification and Grade)
 Nominal Rating
 Location
 Welded or Rolled

Turn Bends
 Manufacturer and Type
 Material (ASTM Specification and Grade)
 Nominal Rating or Schedule
 Location

Terminals
 Manufacturer and Type
 Material (ASTM Specification and Grade)
 Nominal Rating
 Location
 Welded or Rolled
 Range: Size and Rating
 Location

Accessories
 Welded or Flanged
 Pipe Material (ASTM Specification and Grade)
 Pipe Size and Wall Thickness
 Location
 Range Rating

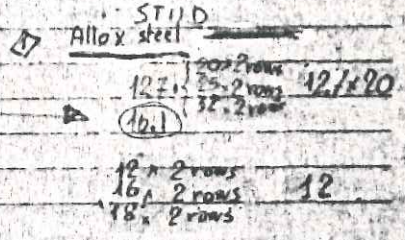
Tube Supports
 Ends, Top, Bottom:
 Material
 Thickness
 Type and Thickness of Insulation
 Insulation Reinforcement
 Intermediate: No. 2
 Material
 Spacing, Ft
 Type and Thickness of Coating
 Ends: Location
 Material

RADIANT SHIELD CONV. SUPERH.

VERTICAL ← HOR → 300
 ← A-335 P5 → A-335-P5 A335P11
 ← 5563 →
 ← SCH40 →

← 510(A) → 450 530

* 700°C during decoking



180° U BENDS ← 180° S.R. U BENDS →
 A234WP5 A234WP5 A234WP5 A234WP11
 ← SCH40 →
 INTERNAL ← HEADER BOX →

FLANGES	MANIFOLD
A182 F5 (outlet) AND (inlet)	A335 P11
6" - 300# RF	10" sch 40 inlet
EXTERNAL	12" sch 40 outlet
WELDED	external

welded
 A-335 P5
 5" sch 40
 external

Bottom ENDS
 18Cr8Ni U Bolts C.S.
 12 mm (min)
 75 insulating-refract. conc.

50Cr50Ni+Nb at 910°C design temp. for 2 rows
 50Cr50Ni+Nb at 740°C " " for 3 rows
 Mechanite HRT at 640°C " " for 5 rows
 spacing ~ 1000 mm

TOP
 50Cr50Ni+Nb

Stud Material and Top guide Material

CAT.	QMSRA	ADD.	QUANT.	DATE	CLASS.	DRIVER	UNIT
ET	8481	21	04	20	SNAOZ		

SNAM PROGETTI	COMMESSA JOB 140100	IMPIANTO UNIT 210
	SPC. N° 210-RA-E-25011	
	Fg. - Snc. diol 2 17	Rev. ETK 02

Header Boxes
 Location: CONY. SECT. Material: C.S. Thickness: 4 mm 301
 Insulation: Material: INSULATING-REFRACTORY C. Thickness:
 Anchoring Material: C.S.
 Are Header Box Doors Bolted or Hinged? BOLTED

Burners
 Manufacturer and Type: GAS-OIL Size: Number: 16
 Location: FLOOR
 Size and Type of Pilots: YES
 Heat Release per Burner at Design Excess Air and Draft:
 Normal: 2.96 kcal/hr MM Btu per Hr; Maximum: 3.70 kcal/hr MM Btu per Hr
 Minimum Distance Burner Centerline to Tube Centerline:
 Horizontal: 1500 mm; Vertical:

Settings
 Exposed Vertical Walls:
 Thickness: Hot-Face Temperature: Design: Calculated:
 Wall Construction:
 Outside Casing: Thickness: Material: Outside Temperature:
 Tieback Material:
 Support Material:
 Method of Fastening Tiebacks to Structure:

Included Vertical Walls:
 Thickness: 127 mm Hot-Face Temperature: Design: 1100°C Calculated: 750°C
 Wall Construction: INSULATING-REFRACTORY C.
 Outside Casing: Thickness: 5 mm Material: C.S. Outside Temperature:
 Tieback Material: V CLIPS STAINLESS STEEL
 Support Material:
 Method of Fastening Tiebacks to Structure: WELDED

Arch:
 Thickness: 150 mm Hot-Face Temperature: Design: 1100°C Calculated: 900°C
 Arch Construction: INSULATING-REFRACTORY C.
 Outside Casing: Thickness: 5 mm Material: Outside Temperature:
 Tieback Material: V CLIPS S.S.
 Support Material:
 Method of Fastening Tiebacks to Structure: Welded

or:
 Thickness: 65+200 mm Hot-Face Temperature: Design: 1300°C Calculated: 1000°C
 Floor Construction: HIGH DUTY FIRE BRICKS C27 + INSULATING C. UOP 1-6 (Lumnite + Vermiculite)
 Minimum Floor Elevation:
 Outside Casing: Thickness: 6 mm Material: C.S. Outside Temperature:
 Protection Section:
 Thickness: 75+100 Design Hot-Face Temperature: 1100°C
 Construction: Antierosion + Insulating refractory c.
 Outside Casing: Thickness: 4 mm Material: C.S. Outside Temperature:

CAT.	OMERA	A.D.	Area Attiv.	Clas. serv.	ORIGEM	N. ord.
ET	848	1	210	420	5/19	02

SNAM PROGETTI

COMMESSA JOB 140100	IMPIANTO - UNIT 210
SPC. N° 210-RI-E-25011	
Fg. - Sn. di col 4 / 7	Rev. 5 / 2 / 3 / 4

Tieback Material V CLIPS STAINLESS STEEL
 Support Material _____
 Method of Fastening Tiebacks to Structure WELDED

Internal Wall:
 Type _____ Dimensions _____ Material _____

Flue Duct Type FLUE DUCT TO HEAT RECOVERY

Number TWO EXIT Self-Supporting or Guyed _____ Location _____

Material C.S. Thickness _____ Minimum Thickness _____

Inside Metal Diameter sect. or (total) : 6.1 m² Height Above Grade _____ Stack Length _____

Lining: Material Refractory C. Thickness 70 mm

Type of Material or Reinforcement WIRE MESH - CARBON STEEL

Extent of Lining DRAFT REQUIRED ABOVE CONVECTION SECTION : 24 mm H₂O with 93200 kg/hr of flue gas.

Location: Stack or Bottom Air Plenum FLUE DUCT ABOVE CONVECTION SECTION

Material 18Cr 8 Ni Multiple or Single Leaf _____

Description of Provision for Operation from Grade C.S. CABLE, WINCH AT GRADE

Breaching, Flues, and Collectors

Material C.S. ASTM Specification _____ Size _____

Insulation: Type INSULATING-REFRACTORY C. Thickness 70 mm

Type of Anchoring Material C.S. WIRE MESH

Size of Access Door into Breaching 600x600, N.2

Bottom-Air Duets and Plenum
 Material C.S. 5 mm ASTM Specification _____ Size _____

Miscellaneous

Overall Dimensions of Furnace

Forms: Location COMPLETELY AROUND HEATER AT FLOOR LEVEL, AT UPPER RADIANT SIGHT DOOR, AT 500 BLOWER LEVEL

Width 800 mm (min)

Type of Floor GRATING

Stairs: Location UP TO THE FIRST PLATFORM

Ladders: Location UP TO THE BREACHING ACCESS

Access Doors: Location and Size 600x600 - FLOOR N.2

Observation Doors: Location and Size N.30 radiant sect., N.6 convection section

Miscellaneous Connections (Number and Size):

Draft N.12 1 1/2" Flue Gas Sample N.7 1 1/2"

Temperature N.12 1 1/2" Smothering Steam N.10 2"

Header Box Drain _____ Stack Drain _____

Coil Drains _____ Other TI-SKIN N.1/pass on outlet tube at 6m from [unclear] N.1/pass on first shield tubes

Painting and Galvanizing Requirements _____

Painter's Trolley and Rail Included? _____

Content of Tube-Handling Facilities _____

Explosion Doors: Location and Size 450x500 mm N.2 Radiant zone

Special Equipment (Soot Blowers, Air Preheaters, Noise Suppressors, Fans, Etc.) N.7 automatic retractable

July 1966

5

CAT.	OMERA	A.P.	SPAN A.I.V.	log. SERV.	ORTIEM	N. ord.
ET	8481	2110	420	SINA	02	

SNAM PROGETTI	COMMESSA JOB	IMPIANTO UNIT
	140100	210
	SPC. N° 210-RA-E-25011	
Fg.-Sn.	di-oi	Rev.
5 17	5	8 3 A

- REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS -

- [ABBO70] Abbot, M.M., Kaufman, T.G., e Domash, L., "A Correlation for predicting liquid of petroleum fractions," Paper No, 66d, 67th National AIChE Meeting Atlanta, Feb 1970.
- [ANDE90] Anderson, J.P., " Distributed Control System Testing," Proc. Instrument Society of America International Conference ISA-90, Oct. 14-18, New Orleans, Lousiana, pp.791-797, 1990.
- [BAKE67] Baker, O. Oil and Gas Journal, July 26, 1954.
- [BEGG75] Beggs, H.D., and Robinson, J. R., "Estimating the Viscosity of Crude Oil Systems," JPT Forum, Journal of Petroleum Technology, Sep 1975, pp 1140 - 1141.
- [BERM78] Berman L. Herbert., "Fired Heaters I,II, III y IV," Chemical Engineering, June, July, August and September 1978.
- [BIRD80] Bird, B.R., Stewart, E.W., and Lighfoot, N.E., " Fenómenos de Transporte," Editorial Reverté S.A., España, 1980.

[BONN82] Bonnet C., "Save Energy in Fired Heaters," Hydrocarbon Processing, March 1982, pp. 131-137.

[BROW85] Brownston, L., Farrel, R., Kant, E. e Martin, N., Programming Expert Systems in OPS5. An Introduction to Rule-based Programming, Addison-Wesley Publ. Company, Inc., Reading, MA, 1985.

[BOTH57] Buthod, Paul., "How to Estimate Pressure Drop in Heaters," The Oil and Gas Journal, July 1, 1957, p. 111

[COKE91] Coker K.A., "Program Evaluates Pressure Drop for Single Phase Fluids," Hydrocarbon Processing, Feb. 1991.

[DANK82] Dankuart, K. L, División Técnica , PETROPERU, Lima, 1982.

[DEPI85] Manual de Fornos de Processos, Departamento de Processos Industriais - DEPIN, Rio de Janeiro, Brasil, Tomo 1-15, 1985.

- [DHUL84] Dhulesia, H., "Equation Fits ASTM Distillations," Hydrocarbon Processing, September, 1984 p. 179
- [DITT42] Dittus, W.F., and Hildebrand, A. "A Method of Determining the Pressure Drop for Oil-Vapor Mixture Flowing Through Furnace Coils," Trans ASME, P.185, April 1942.
- [DUCK64] Duckler, A.E., Wick and Cleveland R.G., "Frictional Pressure Drop in Two-Phase Flow, (A) Comparison of Existing Correlations for Pressure Loss and Holdup (B) An Approach Through Similarity Analysis," AIChE Journal, January 1964, pp 38-51.
- [EATO67] Eaton, B.A. Andrews, D.E., Knowles, C.R., Silberberg, I.H., and Brown, K.E. "Three Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup and Pressure Losses Occurring During Continuous Two-Phase Flow Horizontal Pipelines," JPT, June 1967, pp 815 - 828.
- [FALL44] Fallon, J.K. e Watson, K.M. ,National Petroleum News, Vol 36, 1944, p R372.

- [GANAB82] Ganapathy, V., "Applied Heat Transfer", Penn-Well, 1982, pp 34-36.
- [GANAB89] Ganapathy, V., "Basic Program Computes Boiler and Heater Efficiencies", Hydrocarbon Processing, May 1989, pp 69-71.
- [GARC86] García, Y.e Dancuart K. L. "Evaluación de los Hornos de las Refinerías Petrolíferas, La Pampilla, Conchan, Pucallpa, Iquitos," RELAPA-PETROPERU, Lima, Perú, 1986.
- [GARC92] García, Y., "Avaliação e Simulação de Fornos de Destilação Atmosférica em Tempo Real," PETROBRAS S.A., Sao Jose dos Campos, SP, julho 1992.
- [GARY] Gary, J., Chemical and Petroleum Refining, Engineering Department, Colorado School of Mine, Golden, Co, 1986.
- [HEME87] Hemeida, M.A., "Program Calculates Pressure Gradient in Two-Phase," Oil and Gas Journal, March 9, 1987, pp 36 - 38
- [HOTE58] Hotell H.C., Cohen E.S., A.I.Ch.E. , June 1958.

- [KERN50] Kern, D.Q., Process Heat Transfer, Mc Graw Hill, 1950, p. 803.
- [KESL76] Kesler, M.G. e Lee, B.I., Hydrocarbon Proc. Vol 55, No.3, 1976, p. 153.
- [LASD86] Lasdon, L. e Baker, T., "The Integration of Planing, Scheduling and Process Control," in Chemical Process Contro- CPC III, M. Morari & T.J. McAvoy (Eds.), CACHE-ELSEVIER, Amsterdam, 1986.
- [LOB039] Lobo W. E., Evans J.E., "Heat Transfer in the Radiant Section of Petroleum Rates," Trans A.I.Ch.E. 1939, Vol 35, 743.
- [LOCK49] Lockhart, R.W., and Martinelli, R.C., "Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase, Two-Component Flow in Pipe," Chem. Eng. Prog. Jan 1949.
- [LUDW44] Ludwig, M. "Pressure Drop in Furnace Tubes," (Part of Notes on Hydraulics of pipes Lines), Stanford University, 1944.

- [MAKE55] Maker, L. F., "FlashFlow Pressure Drop in Heaters," Petroleum Refiner - Vol 34 No.11, 1955, pp 140 - 152.
- [MANU76] Manual de Propriedades Termodinâmicas de Frações de Petróleo, CENPES, Rio de Janeiro, PETROBRAS, 1976.
- [MAXW50] Maxwell, J.B., "Application to Process Engineering," Data book on hydrocarbon. New York, D. Van Nostrand, 1950.
- [MECK52] Mekler L.A., Fairall R.S., "Evaluation of Radiant Heat Absorption Rates in Tubular Heater," Petroleum Refinery, June p 101, November p. 128, December p.151, 1952.
- [MORO83] Morón , J., "Cálculo de Eficiencia del Horno H-211", RFLP, PETROPERU, 1983.
- [NELS66] Nelson Technical, Editor and Petroleum Consultant. The Oil And Gas Journal, pp 270 - 271, 16 May, 1966
- [NOGA85] Nogay R., Prasad A., "Better Design Method for Fired Heater," Hydrocarbon Processing, November 1985, pp 91 - 95.

- [ORKI67] Orkiszewski, J., "Predicting Two-Phase Pressure Drops in Pipes," JPT, June, 1967, Vol. 19, p.829.
- [REVA91] Refinería Vale do Paraíba, Catalogo de presentación de la Refinería impreso en 1991, Sao José dos Campos, Sao Paulo, Brasil
- [RFLP77] Refinería La Pampilla, Manual de Procesamiento de Petróleos Crudos, División Técnica, 1977, Lima, Perú.
- [RIAZ86] Riazi, M. R. e Daubert T.E. " Analytical Correlations Interconvert Distillation-Curve Type", Oil & Gas Journal pp. 50 - 57, Aug. 25, 1986.
- [ROTH80] Roth, B.L., " Program Finds Pressure Drop Through Pipe and Fittings," Oil & Gas Journal, March 24, 1980, p. 168.
- [ROWA88] Rowan, D.A., "AI Enhance On-Line Falut Diagnosis," InTech, 35 (5), 52, 1988.

- [SCHE64] Schweppe, J.L. & Torrijos, C. Q., "How to Rate finned-Tube Convection Section in Fired Heaters", Hydrocarbon Process. Vol 43, No.6, 1964, P. 159.
- [SIMW80] Sim, W.I. & Daubert, T.E. Prediction of vapor-liquid equilibria of undefined mixtures. Ind. Eng. Chem. Proc., Des., Dev. 386, 19, 1980.
- [SMIT37] Smith, R.L & Watson, K.M. "Boiling and critical properties of hydrocarbon mixture," Ind. Eng. Chem., 29, 1408-14, 1937.
- [STEP90] Stephanopoulos, G., "Brief Overview of AI and Its Role in Process Systems Engineering," Cache Monograph series - Artificial Intelligence in Process Systems Engineering - Volumen I, Laboratory for Intelligent Systems in Process Engineering, Dept. Chem. Eng., MIT, Massachusetts, 1990.
- [TOUC90] Touchstone T., Blackwell D.E., Carter G.E. & Kramer J.K., "Expert System Trains, Advices Process Operators," Oil & Gas Journal, Feb. 12 1990, pp. 41-44.

[VELA89] Velazco, R., Falvio, "Manual da Linguagem OPS5 para Micro-Computadores," Instituto de Pesquisas Espaciais, SP, 1989.

[VERM80] Verma, C.P., "Calculator Solves Pipe Flow Problems," Oil & Gas Journal, July 28, 1980, p. 183.

[WATS35] Watson, K.M. & Nelson, E.F. Murphy, G.B., "Characterization of petroleum fractions Ind. Eng. Chem.," 27, 1460-4 1935.

[WINP78] Wimpess R.N., "Generalized Method Predicts Fired-Heater Performance," Chemical Engineering, May, 1978, pp 95 - 102.