



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

Facultad de Química

**Jerarquización de Equipo de Proceso para la Aplicación de
Mantenimiento Preventivo.**

**Caso de Estudio: Circuito de Carga de una Hidrodesulfuradora de
Naftas Típica.**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA:
(INGENIERÍA Y ADMINISTRACIÓN DE PROYECTOS)**

**Presenta:
Ing. Edgar Sevilla Juárez.**

**Tutor:
Dr. Carlos E. Escobar Toledo**



Facultad de
Química

2007



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Jurado asignado:

Presidente: M en C Alejandro Anaya Durand
Vocal: M en C Leticia Lozano Ríos
Secretario: M en C Héctor M. Torres Domínguez
Primer suplente: Dr. Carlos E. Escobar Toledo
Segundo suplente: Dr. Javier Modesto Cruz Gómez

Lugar de realización de la tesis:

Facultad de Química. Departamento de Ingeniería Química.
Edificio D, cubículo 310.
Ciudad Universitaria, 04510, D.F. México.
Teléfonos +(52-55) 56 22 52 61.

I.Q. EDGAR SEVILLA JUÀREZ
MAESTRANTE

DR. CARLOS ESCOBAR TOLEDO
TUTOR.

AGRADECIMIENTOS.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, por haberme instruido primero como Ingeniero Químico y ahora como maestro en Ingeniería.

Agradezco muy cumplidamente al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACyT) por la beca que me otorgó para la realización de mis estudios de maestría. Y también por el apoyo que me brindó para la presentación en Praga de un artículo basado en mi tesis.

Y un agradecimiento especial a mi amigo y tutor, el Dr. Carlos Escobar Toledo, gracias por todo lo que me enseñó, gracias por las enseñanzas escolares y más aún, gracias por las enseñanzas de la vida.

DEDICATORIAS.

A mis padres: José Félix Sevilla Espinoza y Yolanda Juárez Vázquez, por su amor, por su apoyo incondicional y por todo lo bueno que me han enseñado.

A mis hermanos: César y Oscar, por todo lo que me han enseñado y por su amor.

A Dulce por darle alegría a mi vida, por hacerme feliz, por nuestro amor, y por todo lo que compartimos.

A mi sobrina Paola por tu cariño y por tus travesuras.

A mis amigos.

A todos mil gracias por hacer que mi vida sea más ligera y agradable.



Índice Temático.

Tema	Pág.
Objetivo.....	ii
Justificación.....	ii
Hipótesis.....	iii
Contenido de la tesis.....	iii
1. CONCEPTOS Y MARCO TEÓRICO DEL MANTENIMIENTO.....	1
1.1. Definición del mantenimiento.....	2
1.2. Objetivos del mantenimiento.....	3
1.3. Tipos de mantenimiento.....	4
1.3.1. El mantenimiento correctivo.....	4
1.3.2. El mantenimiento preventivo.....	5
1.3.3. El mantenimiento predictivo.....	6
1.4. El problema fundamental de la planeación del mantenimiento.....	7
1.5. ¿Qué es el TPM?	9
1.5.1. Objetivos estratégicos.....	10
1.5.2. Objetivos operativos.	10
1.5.3. Características del TPM.	10
1.5.4. Beneficios del TPM.	11
1.6. Metodología operativa de las actividades de planeación del Mantenimiento Preventivo.....	12
2. MARCO METODOLÓGICO UTILIZADO.....	13
2.1. Selección del caso de estudio.....	14
2.2. Análisis de fiabilidad.	15
2.2.1. Fiabilidad de operación.	15
2.2.2. Función Estructura de un sistema.....	16
2.2.2.1. Sistemas en Serie.	17
2.2.2.2. Sistemas en Paralelo.	17
2.2.2.3. El índice de fallas y la curva de la bañera.....	18
2.2.2.4. Distribuciones de falla.....	19
2.2.2.4.1. La distribución exponencial.....	19
2.2.2.4.2. La distribución lognormal.....	20
2.2.2.4.3. La distribución de Weibull.....	20
2.3. Cálculo del índice de incendio y explosión (F&EI).....	21
2.4. Determinación de la pérdida económica máxima ocasionada por incendio y explosión de la unidad de proceso.....	21
2.5. Evaluación de la importancia de las unidades de proceso.....	21
2.6. Evaluación del riesgo de operación del equipo de proceso.....	22
2.6.1. Conceptos Básicos.....	22
2.6.2. Descripción de conceptos básicos.....	23
2.7. Jerarquización mediante los métodos multicriterio, PROMETHE I y II.....	25
2.7.1. Los análisis con criterios o atributos múltiples: algunos principios básicos.....	25
2.7.1.1. El problema de la toma de decisiones.....	25



2.7.1.2. El marco metodológico del análisis con criterios múltiples.....	27
2.7.2. La toma de decisiones mediante PROMETHEE.....	28
2.7.2.1. Modelo de la información con PROMETHEE.....	31
2.7.2.1.1. Información entre los criterios.....	31
2.7.2.1.2. Información de cada criterio.....	31
2.7.2.2. Clasificación I y II de PROMETHEE.....	34
2.7.2.2.1. Índices de preferencia agregados.....	34
2.7.2.2.2. Flujos de categoría.....	35
2.7.2.2.3. La clasificación parcial. PROMETHEE I.....	36
2.7.2.2.4. La clasificación completa de PROMETHEE II.....	37
2.7.2.3. El plano GAIA.....	38
2.7.2.3.1. Visualización gráfica de las alternativas y de los criterios...	40
2.7.2.3.2. El eje de decisión de PROMETHEE.....	41
2.7.2.4. La toma de decisiones considerando criterios múltiples bajo restricciones. PROMETHEE V.....	43
3. ESTRUCTURA DE UNA REFINERÍA.....	45
3.1. Generalidades.....	46
3.2. Clasificación de los procesos más comunes de refinación.....	48
3.3. Procesos de destilación del crudo.....	49
3.3.1 Proceso de destilación atmosférica.....	49
3.3.1.1. Generalidades.....	49
3.3.2. Planta de destilación al vacío.....	50
3.3.2.1. Generalidades.....	50
3.3.3. Planta estabilizadora de nafta y fraccionadora de gases.....	51
3.3.3.1. Generalidades.....	51
3.4. Procesos para elaborar gasolinas.....	52
3.4.1. Planta hidrodesulfuradora (HDS) de naftas y destilados intermedios.....	52
3.4.2. Planta de reformación catalítica.....	53
3.4.2.1. Generalidades.....	53
3.4.3. Planta de Isomerización.....	54
3.4.3.1. Generalidades.....	54
3.4.4. Planta de desintegración catalítica (FCC).	54
3.4.4.1. Generalidades.....	55
3.4.5. Plantas de MTBE y TAME.....	55
3.4.5.1. Generalidades.....	55
3.4.6. Planta de alquilación.....	56
3.5. Procesos de fondo de barril.....	56
3.5.1. Coquización y reducción de viscosidad.....	56
4. DESCRIPCIÓN DE UNA PLANTA HIDRODESULFURADORA.....	58
4.1. Descripción del proceso.....	59
4.1.1. Reacciones de hidrodesulfuración.....	59
4.1.2. Reacciones de hidrodesnitrificación.....	60
4.1.3. Reacciones de descomposición de compuestos oxigenados.....	60
4.1.4. Eliminación de arsénico y compuestos metálicos.....	61



4.1.5. Saturación de olefinas.....	61
4.2. Descripción del flujo.....	61
4.2.1. Sección de reacción.....	62
4.2.2. Sección de estabilización y fraccionamiento.....	63
4.3. Circuito de carga.....	65
5. APLICACIÓN DE LA METODOLOGÍA AL CASO DE ESTUDIO.....	68
5.1. Selección del caso de estudio.....	69
5.1.1. Selección de las unidades de proceso (equipos) que se sometieron al análisis.....	69
5.2. Análisis de fiabilidad.....	69
5.3. Índice de incendio y explosión (F&EI).....	74
5.3.1. Descripción.....	74
5.3.2. Procedimiento de cálculo del análisis de riesgo con F&EI.....	75
5.3.2.1. Selección de las unidades de proceso que se someterán al análisis.....	76
5.3.2.2. Determinación del Factor del Material (FM).....	76
5.3.2.2.1. Mezclas.....	77
5.3.2.3. Determinación del Factor de riesgos generales del proceso (F1).....	80
5.3.2.4. Determinación del Factor de riesgos especiales del proceso (F2).....	82
5.3.2.5. Determinación del Factor de riesgo de la unidad de proceso (F3).....	89
5.3.2.6. Evaluación del índice de incendio y explosión (F&EI) de las unidades de proceso.....	90
5.3.2.7. Radio de exposición.....	91
5.3.2.8. Área de exposición.....	91
5.3.2.9. Valor del área de exposición (VAE).....	92
5.3.2.10. Determinación del Factor de Daño (FD).....	93
5.3.2.11. Determinación del Daño Máximo Probable a la Instalación (DMPI).....	95
5.3.2.12. Determinación del Número Máximo de Días Probables de Paro (NMDPP).....	96
5.3.2.13. Determinación de la pérdida económica máxima (PEM) ocasionada por incendio y explosión de las unidades de proceso.....	99
5.4. Estimación del costo de las unidades de proceso.....	100
5.4.1. Costo de las unidades mayores.....	100
5.4.2. Cálculo del costo de la válvula LV-401 y del transmisor de nivel del LIC-401.....	101
5.4.3. Cálculo del costo de los controladores FIC-403 y FIC-404.....	105
5.4.4. Cálculo del costo de las válvulas de paso V3 a V7.....	106
5.5. Evaluación de la importancia de las unidades de proceso.....	106
5.6. Evaluación del riesgo de operación de las unidades de proceso.....	107



6. JERARQUIZACIÓN DE LAS UNIDADES DE PROCESO.....	109
6.1. Criterios evaluados.....	110
6.2. Empleo del paquete de computo Decisión Lab	110
6.2.1. Selección de la función de preferencia empleada para cada criterio.....	113
6.2.1.1. Función de preferencia empleada para la fiabilidad de operación.....	113
6.2.1.2. Función de preferencia empleada para la pérdida económica máxima ocasionada por el incendio y explosión de las unidades de proceso	113
6.2.1.3. Función de preferencia empleada para el factor de incendio y explosión (F&E).....	113
6.2.1.4. Función de preferencia empleada para el impacto del equipo sobre el proceso.....	114
6.2.1.5. Función de preferencia empleada para el riesgo de operación.....	114
6.3. Resultados de la jerarquización.....	115
6.4. Análisis de sensibilidad.....	118
6.5. Plano GAIA.....	119
6.6. Asignación de un presupuesto para mantenimiento preventivo.....	120
6.6.1. Programación lineal entera. PROMETHEE V.....	121
7. CONCLUSIONES.....	126
Apéndice I. Análisis HAZOP: actas del caso de estudio.....	130
Apéndice II. DFP y DTI de la sección de carga de una hidrosulfuradora de naftas típica.....	144
Bibliografía.....	147



Índice de Figuras.

Figura	Pág.
1. CONCEPTOS Y MARCO TEÓRICO DEL MANTENIMIENTO.	
Figura 1.1.1. Efectos del mantenimiento.....	3
Figura 1.4.1. El problema fundamental de la planeación del mantenimiento..	8
Figura 1.4.2 Estado de operación de un equipo.....	9
2. MARCO METODOLÓGICO UTILIZADO.	
Figura 2.1. Diagrama de flujo de la metodología empleada.....	14
Figura 2.2.2.1.1. Elementos conectados en serie.....	17
Figura 2.2.2.3.1. La curva de la bañera.....	19
Figura 2.6.1.1. Diagrama de bloques para la aplicación del HAZOP.....	23
Figura 2.7.2.1. Relaciones de dominancia.....	29
Figura 2.7.2.1.2.1. Función de preferencia.....	32
Figura. 2.7.2.2.1.1. Gráfico de índices de preferencias agregadas.....	35
Figura. 2.7.2.2.2.1. Flujos de categorías de PROMETHEE.....	35
Figura. 2.7.2.2.3.1. Relaciones de PROMETHEE I.....	36
Figura 2.7.2.3.1. Plano GAIA.....	39
Figura 2.7.2.3.1.1. Alternativas y criterios en el plano GAIA.....	40
Figura 2.7.2.3.2.1. Jerarquización de PROMETHEE II y el eje de decisión de PROMETHEE.....	42
Figura 2.7.2.3.2.2. Movimiento del eje de decisión de PROMETHEE.....	43
3. ESTRUCTURA DE UNA REFINERÍA.	
Figura 3.1.1. Diagrama típico de una refinería.....	46
Figura 3.1.2. Principales productos de una refinería.....	47
Figura 3.3.1.1. Ubicación del proceso de destilación en la refinería.....	49
Figura 3.3.2.1. Ubicación del proceso de destilación al vacío dentro de la refinería.....	50
Figura 3.3.3.1. Diagrama de bloques de la planta estabilizadora de Naftas...	51
Figura 3.4.1.1. Ubicación del proceso de hidrodesulfuración en la refinería...	52
Figura 3.4.2.1. Ubicación del proceso de reformación catalítica en la refinería.....	53
Figura 3.4.3.1. Ubicación del proceso de isomerización en la refinería.....	54
Figura 3.4.4.1. Ubicación del proceso FCC en la refinería.....	54
Figura 3.4.5.1. Ubicación de los procesos MTBE y TAME en la refinería.....	55
Figura 3.4.6.1. Productos de la alquilación.....	56
Figura 3.5.1.1. Ubicación del proceso de coquización en la refinería.....	57
Figura 3.5.1.2. Ubicación del proceso de reducción de vacío en la refinería..	57
4. DESCRIPCIÓN DE UNA PLANTA HIDRODESULFURADORA.	
Figura 4.1.2.1. Reacciones de hidrodesnitrificación.....	60
Figura 4.1.3.1. Reacciones de descomposición de compuestos oxigenados.	61
5. APLICACIÓN DE LA METODOLOGÍA AL CASO DE ESTUDIO.	
Figura 5.3.2.1. Método Dow. Procedimiento de Cálculo.....	75



Figura 5.3.2.4.1. Penalización debido a la presión para líquidos inflamables y combustibles.....	84
Figura 5.3.2.4.2. Penalizaciones por cantidad de líquidos y gases en la unidad de proceso.....	86
Figura 5.3.2.7.1. Radio de exposición.....	91
Figura 5.3.2.10.1. Factor de Daño (FD).....	94
Figura 5.3.2.12.1. Número Máximo de Días de Paro.....	97
6. JERARQUIZACIÓN DE LAS UNIDADES DE PROCESO.	
Figura 6.2.1. Herramienta “Walking Weights”.....	111
Figura 6.3.1. Tabla de evaluación en Decision Lab.....	115
Figura 6.3.2. Resultados obtenidos mediante PROMETHEE I.....	116
Figura 6.3.3, Resultados obtenidos mediante PROMETHEE II.....	116
Figura 6.3.4. Flujos de preferencia.....	117
Figura 6.3.5. Del equipo menos crítico al más crítico.....	117
Figura 6.4.1. Intervalos de estabilidad.....	118
Figura 6.5.1. Plano GAIA.....	119
Figura 6.6.1.1. Pérdidas económicas vs. Presupuesto.....	123
Figura 6.6.1.2. Pérdidas económicas vs. Presupuesto, considerando todas las unidades de proceso.....	125
APENDICES.	
Figura APII.1. DFP de la sección de carga de una hidrosulfuradora de naftas típica.....	145
Figura APII.2. DTI de la sección de carga de una hidrosulfuradora de naftas típica.....	146



Índice de Tablas.

Tabla	Pág.
2. MARCO METODOLÓGICO UTILIZADO.	
Tabla 2.5.1. Escala para la evaluación de la importancia de los equipos...	22
Tabla 2.6.2.1. Palabras clave.....	24
Tabla 2.7.2.1. Tabla de evaluación.....	29
Tabla 2.7.2.1.1.1. Pesos de relativa importancia.....	31
Tabla 2.7.2.1.2.1. Funciones de preferencia.....	33
Tabla 2.7.2.3.1. Matriz <i>M</i> : Flujos netos individuales.....	38
Tabla 2.7.2.3.1.1. Propiedades del plano GAIA.....	40
3. ESTRUCTURA DE UNA REFINERÍA.	
Tabla 3.1.1. Composición elemental del petróleo crudo.....	47
Tabla 3.1.2. Clasificación de los procesos de refinación.....	48
Tabla 3.2.1. Agrupamiento de los procesos.....	48
5. APLICACIÓN DE LA METODOLOGÍA AL CASO DE ESTUDIO.	
Tabla 5.2.1. Frecuencia y Gravedad de Fallas.....	70
Tabla 5.2.2. Resumen de actas del análisis HAZOP.....	71
Tabla 5.2.3. Fiabilidades calculadas.....	73
Tabla 5.3.2.1.1. Equipo de proceso seleccionado.....	76
Tabla 5.3.2.2.1. Determinación del Factor del Material (FM).	77
Tabla 5.3.2.2.1.1. Clasificación NFPA de los materiales involucrados.....	78
Tabla 5.3.2.2.1.2. Composición [%] y asignación de los Factores de Material.....	79
Tabla 5.3.2.3.1. Temperaturas de ebullición y de inflamabilidad de la nafta y de la gasolina.....	81
Tabla 5.3.2.3.2. Factor de riesgos generales del proceso (F_1).....	82
Tabla 5.3.2.4.1. Características de los materiales respecto al N_H correspondiente.....	83
Tabla 5.3.2.4.2. Penalizaciones por toxicidad.....	83
Tabla 5.3.2.4.3. Penalizaciones por presión.....	85
Tabla 5.3.2.4.4. Penalizaciones por cantidad de líquidos y gases en la unidad de proceso.....	87
Tabla 5.3.2.4.5. Penalizaciones para intercambiadores de calor.....	88
Tabla 5.3.2.4.6. Penalizaciones aplicadas al equipo rotatorio.....	88
Tabla 5.3.2.4.7. Factor de riesgos generales (F_2).....	89
Tabla 5.3.2.5.1. Factor de riesgo de la unidad de proceso (F_3).....	90
Tabla 5.3.2.6.1. Índice de incendio y explosión (F&EI) de las unidades de proceso.....	90
Tabla 5.3.2.6.2. Grado de riesgo para el F&EI.....	90
Tabla 5.3.2.8.1. Radios y áreas de exposición [ft].....	92
Tabla 5.3.2.9.1. Valor de reemplazo de las unidades de proceso [US\$].....	93



Tabla 5.3.2.10.1. Factores de daño asociados a las unidades de proceso.	95
Tabla 5.3.2.11.1. Daño Máximo Probable a la Instalación.....	96
Tabla 5.3.2.12.1. Número Máximo de Días de Paro (NMDP).....	98
Tabla 5.3.2.13.1 Pérdida económica máxima (PEM).....	99
Tabla 5.4.1.1. Costos estimados de las unidades de proceso.....	100
Tabla 5.4.1.2. Costos estimados de las unidades de proceso mayores.....	101
Tabla 5.4.2.1. Costos estimados del tanque acumulador FA-401.....	102
Tabla 5.4.2.2. Porcentajes para el cálculo de costos de recipientes.....	102
Tabla 5.4.2.3. Costos desglosados del tanque acumulador FA-401.....	104
Tabla 5.4.3.1. Instrumentación de un circuito sencillo, montado en el lugar de medición, base 1977.....	105
Tabla 5.4.3.2. Costos para los controladores FIC-403 y FIC-404.....	106
Tabla 5.5.1. Importancia de los equipos para la operación del proceso.....	106
Tabla 5.6.1. Frecuencia y Gravedad.....	107
Tabla 5.6.2. Matriz de riesgos.....	107
Tabla 5.6.3. Riesgos de operación.	108
6. JERARQUIZACIÓN DE LAS UNIDADES DE PROCESO.	
Tabla 6.2.1. Pesos de relativa importancia empleados.....	111
Tabla 6.2.2. Criterios evaluados en las distintas alternativas.....	112
Tabla 6.3.1. Resultados obtenidos.....	113
Tabla 6.6.1. Mantenimiento preventivo en función de la inversión de reemplazo de las unidades de proceso.....	120
Tabla 6.6.1.1. Escenarios Propuestos.....	122
Tabla 6.6.1.2. Repartición del presupuesto.....	123
Tabla 6.6.1.3. Posibles combinaciones entre las alternativas con flujos de preferencia negativos.....	124
APENDICES.	
Tabla API.1. Nodo 1. De límite de batería al tanque acumulador FA-401...	132
Tabla API.2. Nodo 2. Tanque acumulador de carga FA-401.....	137
Tabla API.3. Nodo 3. Calentador BA-401.....	140
Tabla API.4. Nodo 4. Del tanque FA-401 al reactor DC-401.....	141



Lista de Abreviaturas.

ACR	Alto con reemplazo.
AE	Área de exposición.
AHP	Analytical Hierarchy process. Proceso Analítico Jerárquico.
a_i	Alternativa (o acción) i .
ASR	Alto sin reemplazo.
BCR	Bajo con reemplazo.
BSR	Bajo sin reemplazo.
BTU	Energía involucrada en la unidad de proceso.
C_1	Costo del año de referencia.
C_2	Costo del año a saber.
C_F	Costo de los filtros actualizado y corregido por capacidad.
C_{FOB}	Costo FOB (sin considerar costos del flete del equipo).
C_I	Costo de la instalación.
C_{IA}	Costo de la instalación del acero.
C_{IA}	Costo de la instalación del aislamiento.
C_{IC}	Costo de la instalación del concreto.
C_{IE}	Costo de la instalación del material eléctrico.
C_{II}	Costo de la instalación de la instrumentación.
C_{INS}	Costo de la instrumentación.
C_{IT}	Costo de la instalación de la tubería.
C_S	Costo del suministro de materiales.
C_{SA}	Costo del suministro del acero.
C_{SA}	Costo del suministro del aislamiento.
C_{SC}	Costo del suministro del concreto.
C_{SE}	Costo del suministro del material eléctrico.
C_{SI}	Costo del suministro de la instrumentación.
C_{ST}	Costo del suministro de la tubería.
C_T	Costo total de la unidad de proceso.
C_V	Costo de las válvulas.
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso.
$d_j(a,b)$	Diferencia entre las alternativas a y b , bajo el criterio j .
DMPI	Daño Máximo Probable a la Instalación.
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación.
ELECTRE	Elimination and (et) choice translating algorithm.
ϕ	Flujo neto de dominancia
ϕ^-	Flujo de categoría inferior ó negativo.
F&EI	Fire and Explosion Index. Índice de Incendio y Explosión.
ϕ^+	Flujo de categoría superior ó positivo.
F_1	Factor de riesgos generales del proceso.



F_2	Factor de riesgos especiales del proceso.
F_3	Factor de riesgos de la unidad de proceso.
FB	Factor base (la unidad).
FCC	Fluid Catalytic Cracking. Planta de desintegración catalítica.
FD	Factor del Material.
F_i	Probabilidad de falla del componente i .
FM	Factor del material.
FMEA	Failure Mode Effect and Analysis. Análisis de formas de falla y efectos.
FOB	Free On Board. Libre del flete.
F_S	Probabilidad de falla del sistema.
GAIA	Geometrical Analysis for Interactive Aid.
g_j	Criterio j .
HAZOP	Hazard and Operability Study.
H_c	Calor de combustión del material (poder calorífico).
HDS	Hidrodesulfuradora.
I	Indiferente ó Indiferencia.
I_1	Índice Nelson & Farrar del año de referencia.
I_2	Índice Nelson & Farrar del año a saber.
I^I	Indiferencia como resultado de PROMETHEE I.
I^{II}	Indiferencia como resultado de PROMETHEE II.
JIPM	Japan Institute of Plant Maintenance. Instituto Japonés para el Mantenimiento de Plantas.
λ .	Índice de fallas.
LPG	Gas Licuado de Petróleo.
MACBETH	Measuring Attractiveness by a Categorical Based Evaluation Technique.
MACR	Muy alto con reemplazo.
$mant_i$	Costo de mantenimiento del equipo i .
MASR	Muy alto sin reemplazo.
MAUT	Multi-Attribute Utility Theory. Teoría de la Utilidad de Múltiples Atributos
MCDA	Multicriteria Decision Aid. Ayuda a la decisión multicriterio.
MCDM	Multicriteria Decision Making. Toma de decisiones con criterios múltiples.
MCR	Medio con reemplazo.
M_i	Estado del equipo en el tiempo i .
MTBE	Metil terbutil éter.
MTBF	Mean Time Between Failures. Tiempo Medio Entre Fallas.
N_F	Inflamabilidad.
NFPA	National Fire Protection Association.
N_H	Afección a la salud.
NMDPP	Número Máximo de Días Probables de Paro.
N_R	Reactividad.



OM	Out ranking methods. Métodos de sobre clasificación.
P	Preferente ó preferencia.
ρ	Umbral de preferencia absoluta.
π	Bastón de decisión.
$\pi(a,b)$	Índice de preferencia agregado de la alternativa a sobre la alternativa b .
PE	Punto de ebullición.
PEM	Pérdida Económica Máxima ocasionada por incendio y explosión de las unidades de proceso.
PEP	Process Economic Program.
PF	Punto Flash.
P^I	Preferencia como resultado de PROMETHEE I.
P^{II}	Preferencia como resultado de PROMETHEE II.
$P_j(a,b)$	Preferencia de la alternativa a sobre la alternativa b en el criterio j .
Pnl	Penalización.
PROMCALC	PROMethee CALCulations.
PROMETHEE	Preference Ranking Organization Methods for Enrichment Evaluations.
Q	Cantidad de material involucrada en la unidad de proceso.
q	Umbral de indiferencia.
R	Radio de exposición.
R	Incomparable ó Incomparabilidad.
RCM	Reliability Center maintenance. Mantenimiento Centrado en la Confiabilidad.
R^I	Incomparabilidad como resultado de PROMETHEE I.
R_i	Fiabilidad del componente i .
R_s	Fiabilidad del sistema.
S_t	Clase de polvo.
TAME	Teramil metil éter.
TPM	Total Productive Maintenance.
VAE	Valor de sustitución en el área de exposición.
w_j	Peso de relativa importancia del criterio j .
X_s .	Estado del sistema.



Objetivos, Justificación, Hipótesis y Contenido de la Tesis.



Objetivo.

En el presente trabajo de investigación se desarrollará una metodología como ayuda para la planeación del mantenimiento preventivo empleando los métodos multicriterio para jerarquizar los equipos que deben recibir dicho mantenimiento.

Para ello, fue necesario llevar a cabo un análisis de fiabilidad en la planta de proceso del caso de estudio, de tal manera de conocer los riesgos asociados a fallas y calcular su probabilidad; además fue necesario considerar otros criterios importantes que evalúan las pérdidas económicas en caso de retrasar las actividades de mantenimiento, así como los riesgos asociados con la seguridad de la planta.

Por otra parte se pretende demostrar cuantitativamente mediante un análisis paramétrico que cuando se asigna un menor presupuesto para el mantenimiento, las pérdidas económicas se incrementan rápidamente.

El caso estudio para la aplicación de la metodología, será la sección de carga de una hidrosulfuradora de naftas típica.

Justificación.

La planeación adecuada del mantenimiento preventivo, tiene por objetivo proporcionar tal mantenimiento a los equipos de proceso llevando a cabo acciones eficaces que minimicen los riesgos asociados a las fallas y las pérdidas económicas consecuentes a ello.

Sin embargo, para que la programación del mantenimiento preventivo y sus resultados sean eficaces, es decir, para evitar paros innecesarios en las plantas de proceso, es necesario jerarquizar la gravedad de las fallas para atenderlas en primera instancia. Para llevar a cabo esta jerarquización, es necesario analizar el problema desde el punto de vista de los diferentes criterios que pueden existir para ello. Así, los métodos multicriterio se adecuan naturalmente a la solución del ordenamiento y jerarquización de los equipos de proceso que pueden incurrir en fallas y las consecuencias asociadas a ésta, tales como pérdida de producción, costos no programados y pérdidas económicas en general, así como las consecuencias negativas hacia origen y destino de otros procesos diferentes al que se encuentra bajo análisis.



Hipótesis.

Las hipótesis asociadas al objetivo descrito son:

- Que es posible realizar mantenimientos preventivos con más eficacia que si sólo se tratara de una acción rutinaria.
- Que la eficacia del mantenimiento preventivo, consiste en emplear no sólo criterios técnicos y económicos sino además incluir el análisis de fiabilidad, para que en conjunto se consideren criterios múltiples y no independientes uno de otro o separados del conjunto que es más que la suma de sus partes.
- Que la utilización de métodos multicriterio ayudaría a la toma de decisiones para jerarquizar y ordenar los equipos de proceso que deban recibir una atención preventiva más eficaz.

Contenido de la tesis.

La metodología a través de la cual se aplica el análisis multicriterio, representa un sistema complejo, considerando como sistema complejo, aquel que tiene elementos o subsistemas en interrelación, abierto al entorno y con objetivos deseados y alcanzados que se retroalimenta de cada una de sus partes y del entorno donde se encuentra inmerso. En efecto, las diversas interrelaciones entre los criterios considerados, permiten cumplir con la teleología del sistema (estudio de los fines), asociada a la importancia de realizar mantenimientos preventivos en plantas de proceso. El sistema estudiado, representado por el estudio de caso, es un sistema abierto respecto a sus alrededores, pues una falla en la sección de carga de la planta hidrodesulfuradora de naftas, tendría repercusiones corriente arriba y abajo de dicha sección, ocasionando aún más pérdidas.

A continuación se resume el contenido de cada uno de los capítulos presentes en esta tesis.

- En el primer capítulo se define al mantenimiento, los objetivos que éste persigue, los tipos de mantenimiento que existen, así como las ventajas y desventajas de cada tipo. Además se hace mención del problema fundamental de la planeación del mantenimiento. Asimismo se hace referencia al Mantenimiento Productivo Total (*Total Productive Maintenance, TPM*) y a los objetivos, características, y beneficios del mismo. También de manera breve se menciona la metodología operativa de las actividades de planeación del mantenimiento preventivo.
- En el capítulo número dos se describe mediante un diagrama de bloques la metodología empleada en la presente tesis para alcanzar los objetivos planteados. Además en este capítulo se explica la teoría implícita en la metodología propuesta, a saber, se detallan teóricamente los análisis de



fiabilidad, el cálculo del índice de incendio y explosión, la determinación de la pérdida económica máxima ocasionada por incendio y explosión de la unidad de proceso, la determinación de la importancia de los equipos en el proceso, así como el riesgo asociado con la seguridad de operación de la planta del caso de estudio. Finalmente, se detallan ampliamente los métodos multicriterio, sobre todo el método multicriterio utilizado en esta tesis, PROMETHEE (Preference Ranking Organization Methods for Enrichment Evaluations).

- En el capítulo número tres se describen los procesos de refinación del petróleo, así como los procesos que están inmersos dentro de éstos.
- En el capítulo número cuatro se detalla la planta hidrosulfuradora de naftas, así como el circuito de carga, que sirvió como caso de estudio en la presente tesis.
- En el capítulo número cinco se presenta la metodología empleada para la evaluación de los criterios a lo largo de las alternativas consideradas en esta tesis.
- En el capítulo número seis se aplica la metodología multicriterio empleada para la solución del problema planteado en esta tesis, además de presentar los resultados obtenidos. Además se resuelve el problema de la asignación de un presupuesto para mantenimiento preventivo considerando la maximización de las preferencias del tomador de decisiones.
- En el capítulo número siete aparecen las conclusiones del presente trabajo.
- En el Apéndice I aparecen las actas que fueron resultado del análisis de riesgo HAZOP consultado para la realización del presente trabajo.
- En el Apéndice II se muestran el Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI) y el Diagrama de Flujo del Proceso (DFP) del circuito de carga de una hidrosulfuradora de naftas típica que sirvió como caso de estudio en esta tesis.



Capítulo 1.

Conceptos y Marco Teórico del Mantenimiento.



Capítulo 1.

Conceptos y Marco Teórico del Mantenimiento.

Actualmente todos los tomadores de decisiones a cualquier nivel, reconocen la importancia de la función del mantenimiento. Las empresas buscan reducir costos, mejorar la calidad y optimizar los procesos. En respuesta a este problema se desarrolló el concepto de “Mantenimiento Productivo Total” (TPM, Total Productive Maintenance) [Nakajima, 1988]. El TPM representa esencialmente una integración de las funciones de producción y mantenimiento con la finalidad de optimizar la confiabilidad y aumentar la eficiencia de los procesos. [Robinson and Grinder, 1995]

El TPM representa una manera importante en que una organización puede plantear la implementación y la función del mantenimiento; en otro apartado de este mismo capítulo (sección 1.5) se hará referencia con más detalle al TPM.

Existe todo un estado del arte disponible de modelos desarrollados y usados en el mantenimiento de equipos. [Valdez-Flores and Feldelman, 1989], [Kralj and Petrovic, 1988], [Al-Sultan and Duffua, 1995]. La mayoría de estos modelos plantean uno o más de estos cuatro problemas:

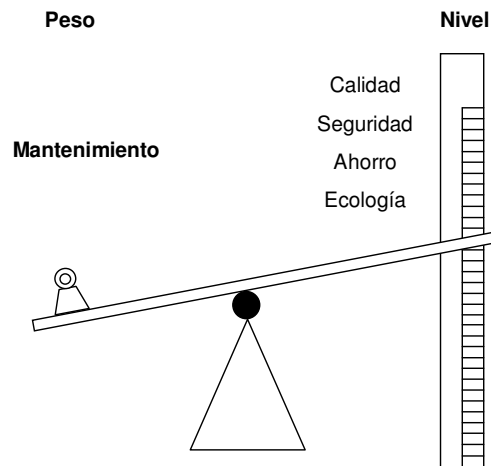
Qué tan seguido deber ser reemplazado un componente,
Cuál podría ser la probabilidad de falla de un equipo y/o un componente,
Cuántas partes de repuesto se deben tener en inventario, y
Cómo deberían ser programadas las tareas de mantenimiento.

1.1. Definición del mantenimiento.

El mantenimiento es el responsable de los bienes físicos de la empresa y por lo tanto el primer compromiso es el conocimiento de éstos para operar en óptimas condiciones, logrando así una fiabilidad aceptable y buen desempeño, por lo que debe tomarse en cuenta como una inversión de la empresa.

La actividad de Mantenimiento es el conjunto de actividades desarrolladas con el objeto de tener los bienes físicos de la empresa en condiciones de funcionamiento adecuado.

Es conveniente remarcar que el mantenimiento representa dinero, es decir que a mayor importancia (peso) que se le dé al mantenimiento, se obtendrá como resultado mejores condiciones de seguridad, eficiencia, productividad y alta calidad, ver Figura 1.1.1.



A mayor peso que se proporcione al mantenimiento, subirá el nivel de calidad, seguridad, ahorro de energía y ecología.

Figura 1.1.1. Efectos del mantenimiento, [Ávila, 1999]

1.2. Objetivos del mantenimiento.

El desarrollo del mantenimiento tiene como objetivos fundamentales:

- ✓ Economía
 - Reducción del costo
 - Total a lo largo de la vida del equipo.
 - Final del producto.
 - Preservar el valor de los equipos (bienes físicos).
 - Minimizar los costos de operación.
- ✓ Fiabilidad.
 - Maximizar la disponibilidad de los equipos.
 - Incrementar la eficiencia y la eficacia de los equipos.
 - Mantener a los equipos en condiciones óptimas de operación.
- ✓ Productividad
 - Mejor aprovechamiento de los recursos materiales.
 - Reducción de tiempos improductivos.
- ✓ Calidad.
 - Reducción de defectos en los productos.
- ✓ Seguridad.
 - Incrementos en los niveles de seguridad de la planta, tomando en cuenta el factor humano y sus condiciones de trabajo.
- ✓ Ecología
 - Disminución de la contaminación.



1.3. Tipos de mantenimiento.

El análisis de múltiples problemas que se han presentado al personal de mantenimiento en las instalaciones e industrias ha determinado la evolución de los sistemas de mantenimiento en tres tipos:

1.3.1. El mantenimiento correctivo.

En éste no existe ninguna planeación y la reparación de fallas se efectúa a medida que éstas se presentan o se hacen inminentes, siendo así, una actividad destinada a reparar desperfectos.

El mantenimiento correctivo normalmente consume más tiempo que los demás tipos de mantenimiento porque las fallas son aleatorias, lo cual produce un paro no planeado (con pérdidas en la producción) además de que puede ocasionar daños en otros equipos.

Las fallas pueden ser humanas, ya sea por olvidos, negligencia, mal uso de los equipos, desconocimiento de su manejo y operación; por otro lado las fallas pueden ser técnicas, donde tienen influencia los ajustes naturales, el desgaste, el deterioro, las vibraciones, el tiempo y la limpieza.

El empleo del mantenimiento correctivo tiene como ventajas:

- ✓ Inversión mínima para la implementación de esta política de mantenimiento.
- ✓ Implementación fácil.

Las desventajas que presenta el mantenimiento correctivo son:

- ✓ Interrupción del servicio a la producción en momentos no planeados.
- ✓ Las máquinas que operan hasta el punto de rotura con frecuencia requieren reparaciones que involucran costos y tiempos mayores de lo que se necesitaría si el problema hubiese sido detectado y corregido temprano.
- ✓ Algunas fallas pueden ser catastróficas y pueden requerir el reemplazo total del equipo.
- ✓ Problemas de seguridad para los operadores.
- ✓ No se controla la productividad.
- ✓ Impide el diagnóstico exacto de las causas de la falla.
- ✓ Impide estar preparado con las herramientas, el personal y las refacciones necesarias para la reparación inmediata, por lo tanto este tipo de mantenimiento debe aplicarse como emergencia.
- ✓ Baja calidad en la producción.
- ✓ Refacciones más costosas por la premura para adquirirlas.



1.3.2. El mantenimiento preventivo.

En comparación con el mantenimiento correctivo, un programa de mantenimiento preventivo es una forma organizada de “prever”, detectar, planear y corregir anticipadamente las fallas más comunes de los equipos de proceso.

El objetivo del mantenimiento preventivo es reducir la probabilidad de falla en un período de tiempo que abarca desde que se ha dado mantenimiento preventivo a los equipos hasta la próxima aplicación que del mismo se tenga planeado.

En el mantenimiento preventivo se hacen inspecciones periódicas para detectar y corregir posibles fallas antes del tiempo en que se hubieran podido presentar y/o que se agraven, o bien se hace la corrección de la falla en su fase inicial, teniendo así como objetivo mantener los equipos en condiciones aceptables de operación y así evitar, o al menos reducir, los paros en los tiempos productivos.

Las tareas de mantenimiento preventivo son consideradas restricciones en la agenda de producción. Las agendas separadas de producción y mantenimiento, aunque individualmente optimizadas, requieren de algún compromiso que garantice mutua compatibilidad, lo cual involucra un riesgo de sub-optimización. [Crocker, 1999].

Las ventajas directas que se obtienen de este tipo de mantenimiento son los siguientes:

- ✓ Reducción de paros de los equipos en tiempos productivos.
- ✓ Aumenta la vida útil de los equipos, ya que las fallas que sean corregidas oportunamente o evitadas, no generan desperfectos mayores.
- ✓ La calidad de los productos mejora, ya que los equipos trabajan dentro de las especificaciones requeridas.
- ✓ Los riesgos de accidentes disminuyen.
- ✓ Los trabajos de mantenimiento son programados, esta programación resulta de revisiones periódicas detectando las fallas en su fase inicial.
- ✓ Da confiabilidad a las instalaciones, pues los equipos operan dentro de las especificaciones adecuadas.
- ✓ Reduce los gastos por reparación por un buen manejo de refacciones en almacén.
- ✓ Aumenta la productividad por el aprovechamiento de las horas hombre del personal, trabajadas en su turno normal, en relación a sus jornadas de trabajo.



Entre las principales desventajas del mantenimiento preventivo se encuentran:

- ✓ El equipo debe ser sacado de operación de acuerdo con el programa de mantenimiento, sin importar las condiciones reales de éste.
- ✓ La vida útil de las partes de los equipos no se aprovecha al máximo.
- ✓ El desarme periódico de las piezas críticas del equipo de una planta es costoso tanto en dinero como en tiempo.
- ✓ El intervalo entre inspecciones periódicas es difícil de predecir. Si el programa tiene mucho éxito y no ocurren fallas, significa que el intervalo es demasiado breve y se está derrochando dinero.
- ✓ Un equipo que funcione satisfactoriamente puede, en realidad, ser perjudicado por su desarmado frecuente.
- ✓ Existe siempre la probabilidad de que un empaque o un sello sean instalados incorrectamente, que los pernos no estén debidamente apretados, o que el alineamiento o balanceo original de la máquina sea alterado durante el rearmado.

1.3.3. El mantenimiento predictivo.

El mantenimiento predictivo es más una filosofía que un método de trabajo, se basa al igual que el mantenimiento preventivo en detectar la falla antes de que suceda, para programar su reparación. Lo que diferencia el mantenimiento predictivo del preventivo es que en el primero se usan instrumentos de diagnóstico y en el segundo de pronóstico, la mayor parte para conocer las probabilidades de falla.

Otro aspecto del mantenimiento predictivo es la obtención de la información completa sobre el estado de los equipos, que se puede emplear para la toma de decisiones, además permite el afinamiento de la técnica del mantenimiento preventivo.

Una manera de definir este tipo de mantenimiento es la siguiente: El mantenimiento predictivo es la inspección, medición, análisis y comparación de patrones preestablecidos del funcionamiento de los equipos de proceso por medio de instrumentos, para diagnosticar con mayor precisión, en función de los síntomas, las condiciones esperadas más probables de operación y fiabilidad de los equipos de proceso. [Ávila, 1999]

Las ventajas de la aplicación del mantenimiento predictivo son las siguientes:

- ✓ Operación continua del equipo. Mientras se lleva a cabo la inspección, medición, análisis, y comparación con parámetros preestablecidos no se para el equipo de proceso.
- ✓ Aprovecha al máximo la vida útil de los equipos de proceso.
- ✓ No hay necesidad de desarmar los equipos para revisión.
- ✓ Inventarios de bajo nivel. No se requiere la existencia de refacciones y partes de repuesto, ya que se predice con mayor probabilidad cuando se



puede presentar la falla, que da tiempo de programar los recursos por emplear.

Las desventajas de la aplicación del mantenimiento predictivo son las siguientes:

- ✓ Costo inicial alto.
- ✓ Soporte importante administrativo e ingeniería.

1.4. El problema fundamental de la planeación del mantenimiento.

En muchos casos, el mantenimiento no recibe una apropiada atención. La percepción que existe alrededor del mantenimiento es que este no agrega valor al producto. Esto ha llevado a la conclusión de que la mejor estrategia de mantenimiento es aquella que ocasiona los menores costos. El mantenimiento no es una política de seguridad, es un requerimiento para el éxito, por lo cual diversos criterios deben ser tomados en cuenta en las decisiones que conlleven a una planeación del mantenimiento.

El costo del mantenimiento, como un estimado, debe representar un costo de al menos el 6% anual sobre la inversión [PEP, 1986]. Actualmente los tomadores de decisión, han entendido que el mantenimiento con altos costos y baja eficiencia [Sheu and Krajewski, 1994] es una de las áreas donde puede aumentarse la productividad de los procesos. El objetivo de la administración del mantenimiento es reducir los efectos adversos de las fallas y maximizar la disponibilidad de los servicios y/o equipos a un costo mínimo.

Los problemas de mantenimiento se clasifican en general como determinísticos o probabilísticos. Los determinísticos son aquellos en los cuales el tiempo, el resultado del mantenimiento y el reemplazo son conocidos con certeza.

La tendencia determinística en los costos se ilustra en la Figura 1.4.1; el problema principal es como trabajar fuera del rango de las medidas de mantenimiento de tal manera que los costos de mantenimiento y los costos por tiempos de paro sean minimizados. Para reducir el mantenimiento correctivo, se puede llevar a cabo un mantenimiento preventivo o reemplazo. [Löfsten, 1999]

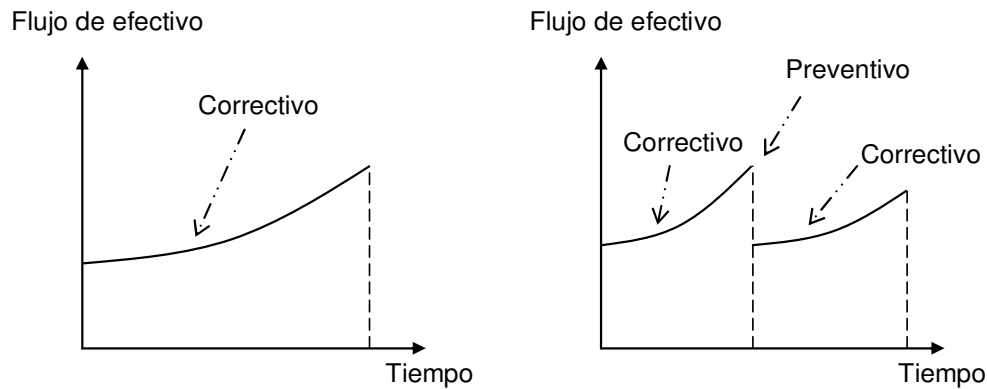


Figura 1.4.1 El problema fundamental de la planeación del mantenimiento.

Cualquier falla en la operación de un equipo y/o un componente resulta en una interrupción de la producción lo cual lleva a costos adicionales debido al tiempo de paro, pérdida de producción, un ineficiente uso del personal, disminución en la productividad y calidad de los equipos y/o servicios. [Ashayeri et al., 1996]

La planeación del mantenimiento involucra la planeación de los períodos en los cuales el mantenimiento preventivo se realiza. El mantenimiento preventivo involucra las etapas de pre-planeación y ajustes programados, reparaciones mayores, inspecciones y lubricaciones, para mantener a los equipos y a los servicios en condiciones tales que las fallas y la necesidad de reparaciones de emergencia sean minimizadas. Cuando una falla ocurre, el servicio y/o equipo tiene que ser reemplazado inmediatamente. Los costos ordinarios de mantenimiento correctivo aumentan severamente con el tiempo transcurrido desde el último servicio de mantenimiento preventivo.

La determinación de las decisiones de mantenimiento preventivo para fallas probabilísticas en los equipos involucra un problema de toma de decisiones bajo una fuente principal de incertidumbre, es decir, es imposible predecir con certeza cuando ocurrirá una falla, o para ser más general, cuando la transición de un estado del equipo a otro ocurrirá. (Ver Figura 1.4.2, caso b y c).

Los servicios y/o equipos pueden estar en operación o en no-operación, siguiendo las tres diferentes clasificaciones de falla de operación (ver Figura 1.4.2):

- a) Cuando el equipo tiene una disminución monotónica (lineal o no lineal) en su operación, y el equipo está en no-operación cuando alcanza un nivel no tolerable. Caso a.
- b) Los equipos tienen condiciones discretas de operación o no-operación. Caso b.

- c) Los equipos fluctúan entre una buena operación y no-operación, lo cual es suficiente a veces, y no en otras ocasiones; siendo una razón la capacidad (limitada) del equipo. Caso c.

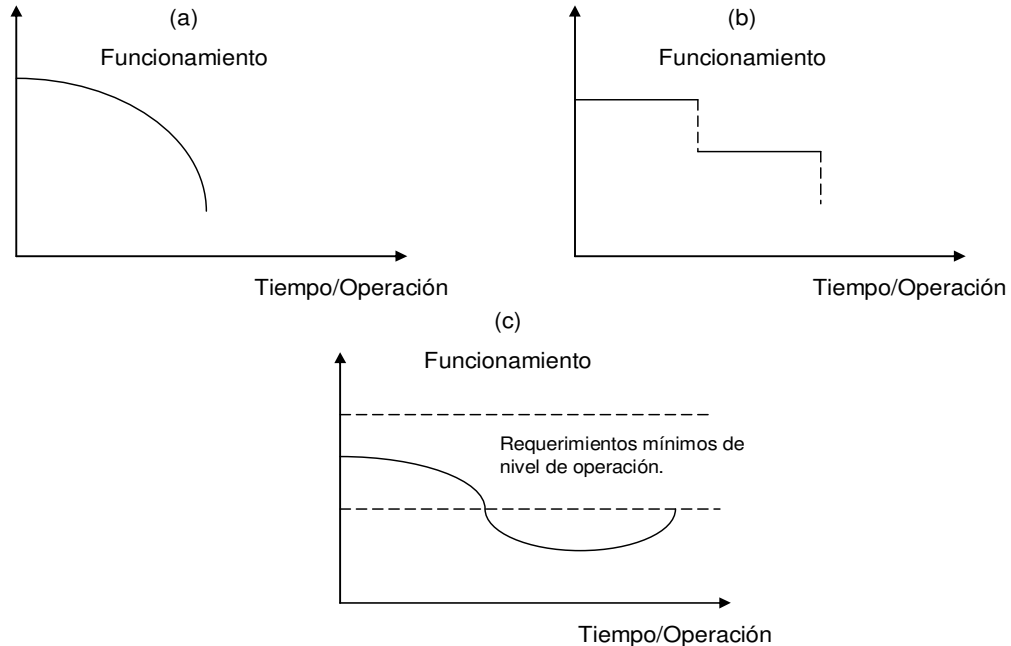


Figura 1.4.2 Estado de operación de un equipo.

1.5. ¿Qué es el TPM?

En la introducción del presente capítulo se describió de manera breve el Mantenimiento Productivo Total (*Total Productive Maintenance, TPM*); en esta sección se describirá con más detalle dicho concepto.

El TPM es una estrategia compuesta por una serie de actividades ordenadas que una vez implantadas ayudan a mejorar la competitividad de una organización industrial o de servicios. Se considera como estrategia, ya que ayuda a crear capacidades competitivas a través de la eliminación rigurosa y sistemática de las deficiencias de los sistemas operativos. El TPM permite diferenciar una organización con relación a su competencia debido al impacto en la reducción de los costos, mejora de los tiempos de respuesta, confiabilidad de sus equipos y/o procesos.

El JIPM (Japan Institute of Plant Maintenance) define el TPM como un sistema orientado a lograr: [Suzuki, 1996]

- ✓ cero accidentes.
- ✓ cero defectos
- ✓ cero fallas



Estas acciones deben conducir a la obtención de productos y servicios de alta calidad y mínimos costos. No solo deben participar las áreas productivas, se debe buscar la eficiencia global con la participación de todas las personas de todos los departamentos de la empresa.

La obtención de las "cero pérdidas" se debe lograr a través de la promoción de trabajo en grupos pequeños, comprometidos y entrenados para lograr los objetivos personales y de la empresa.

Con antelación al advenimiento del TPM, se introdujo el modelo de mantenimiento basado en el tiempo como parte del modelo TPM. El aporte del sistema RCM (*Reliability Center Maintenance*) o mantenimiento centrado en la confiabilidad ayudó a mejorar la eficiencia de las acciones preventivas de mantenimiento.

Los objetivos que una organización busca al implantar el TPM pueden tener diferentes dimensiones:

1.5.1. Objetivos estratégicos.

El proceso TPM ayuda a construir capacidades competitivas desde las operaciones de la empresa, gracias a su contribución a la mejora de la efectividad de los sistemas productivos, flexibilidad y capacidad de respuesta, reducción de costos operativos y conservación del "conocimiento" industrial.

1.5.2. Objetivos operativos.

El TPM tiene como propósito que los equipos operen minimizando las fallas, eliminando toda clase de pérdidas, mejorando la confiabilidad de los equipos y los riesgos de incendio y/o explosión.

1.5.3. Características del TPM.

Las características del TPM más significativas son:

- ✓ Acciones de mantenimiento en todas las etapas del ciclo de vida del equipo.
- ✓ Participación amplia de todas las personas de la organización.
- ✓ Es observado como una estrategia global de empresa, en lugar de un simple sistema para mantener equipos.
- ✓ Intervención significativa del personal involucrado en la operación y producción en el cuidado y conservación de los equipos y recursos físicos.
- ✓ Fundamentado en la utilización del conocimiento que el personal posee sobre los procesos.

El modelo original TPM sugiere utilizar pilares específicos para acciones concretas diversas, las cuales se deben implantar en forma gradual y progresiva,



asegurando cada paso dado mediante acciones de autocontrol del personal que interviene.

El TPM se orienta a la mejora de dos tipos de actividades directivas:

- a) dirección de operaciones de mantenimiento y
- b) dirección de tecnologías de mantenimiento.

1.5.4. Beneficios del TPM.

Organizativos:

- ✓ Mejora de la calidad del ambiente de trabajo.
- ✓ Mejor control de las operaciones.
- ✓ Incremento de la moral del empleado.
- ✓ Creación de una cultura de responsabilidad, disciplina y respeto por las normas.
- ✓ Aprendizaje permanente.
- ✓ Creación de un ambiente donde la participación, colaboración y creatividad sea una realidad.
- ✓ Dimensionamiento adecuado de las plantillas de personal.
- ✓ Redes de comunicación eficaces.

Seguridad:

- ✓ Mejorar las condiciones ambientales.
- ✓ Cultura de prevención de eventos negativos para la salud.
- ✓ Incremento de la capacidad de identificación de problemas potenciales y de búsqueda de acciones correctivas.
- ✓ Entender la razón de ser de ciertas normas, en lugar de cómo hacerlo.
- ✓ Prevención y eliminación de causas potenciales de accidentes.
- ✓ Eliminar radicalmente las fuentes de contaminación.

Productividad:

- ✓ Eliminar pérdidas que afectan la productividad de las plantas.
- ✓ Mejorar la confiabilidad y disponibilidad de los equipos.
- ✓ Reducir los costos de mantenimiento.
- ✓ Mejorar la calidad del producto final.
- ✓ Disminuir el costo financiero por recambios.
- ✓ Mejorar la tecnología de la empresa.
- ✓ Aumentar la capacidad de respuesta a los movimientos del mercado.
- ✓ Crear capacidades competitivas desde la producción.

Para que el TPM pueda ser operativo y puede aplicarse, en seguida se describe su implementación.



1.6. Metodología operativa de las actividades de planeación del Mantenimiento Preventivo.

La metodología propuesta en esta tesis plantea que para la planeación del mantenimiento se deben considerar diversos criterios en la jerarquización de los equipos para la aplicación del mismo. Esta jerarquización debe involucrar diferentes aspectos como la seguridad del personal, el costo asociado a la falla, la fiabilidad, el tiempo medio entre fallas (MTBF, Mean Time Between Failure) entre otros. Es de destacar que muchos de estos criterios son difíciles de evaluar de manera cuantitativa por su naturaleza compleja e intangible; pero con la ayuda de la metodología planteada en esta tesis es posible tomarlos a todos en cuenta en la toma de decisiones y llegar a soluciones de compromiso. [Bevilacqua, 2000]

Como caso de estudio se tomó el circuito de carga de una hidrodesulfuradora de naftas típica.

Como ayuda para la planeación del mantenimiento, algunos métodos multicriterio para la toma de decisiones han sido propuestos en la literatura. [Almeida and Boris, 1995] discute la aplicación de la toma de decisiones en el mantenimiento con especial atención en la teoría multi atributo. [Triantaphyllou et al, 1997] sugiere el uso del Proceso Analítico Jerárquico (AHP; Analytical Hierarchy Process) considerando cuatro criterios: costos, reparabilidad, fiabilidad y disponibilidad.

Otra herramienta adoptada por las compañías para categorizar los procesos en varios grupos de riesgos, esta basado en los conceptos del análisis de formas de falla y efectos (FMEA, Failure Mode Effect and Analysis). [Ford Motor Company, 1988]

Para la jerarquización del equipo de proceso en el presente trabajo se hace uso de un método multicriterio denominado PROMETHEE [Brans et al, 1984]. En dicho método los criterios son evaluados en las diferentes alternativas teniendo en cuenta diferentes costos y beneficios.

Otra herramienta que ofrece dicha metodología multicriterio es el llamado PROMETHEE V, el cual permitió utilizar un modelo de programación matemática en números enteros para probar la sensibilidad de destinar un menor presupuesto para el mantenimiento preventivo versus las pérdidas económicas máximas ocasionadas por las fallas ocurridas que desemboquen en explosión de los equipos.



Capítulo 2

Marco Metodológico Utilizado.

Capítulo 2

Marco Metodológico Utilizado.

En el presente trabajo se propone hacer una jerarquización, mediante los métodos multicriterio, en base a la premura para aplicar mantenimiento preventivo a los equipos de proceso del circuito de carga de la planta hidrodesulfuradora de naftas.

La metodología empleada se resume en la Figura 2.1, posteriormente cada módulo se explica de manera más extensa.

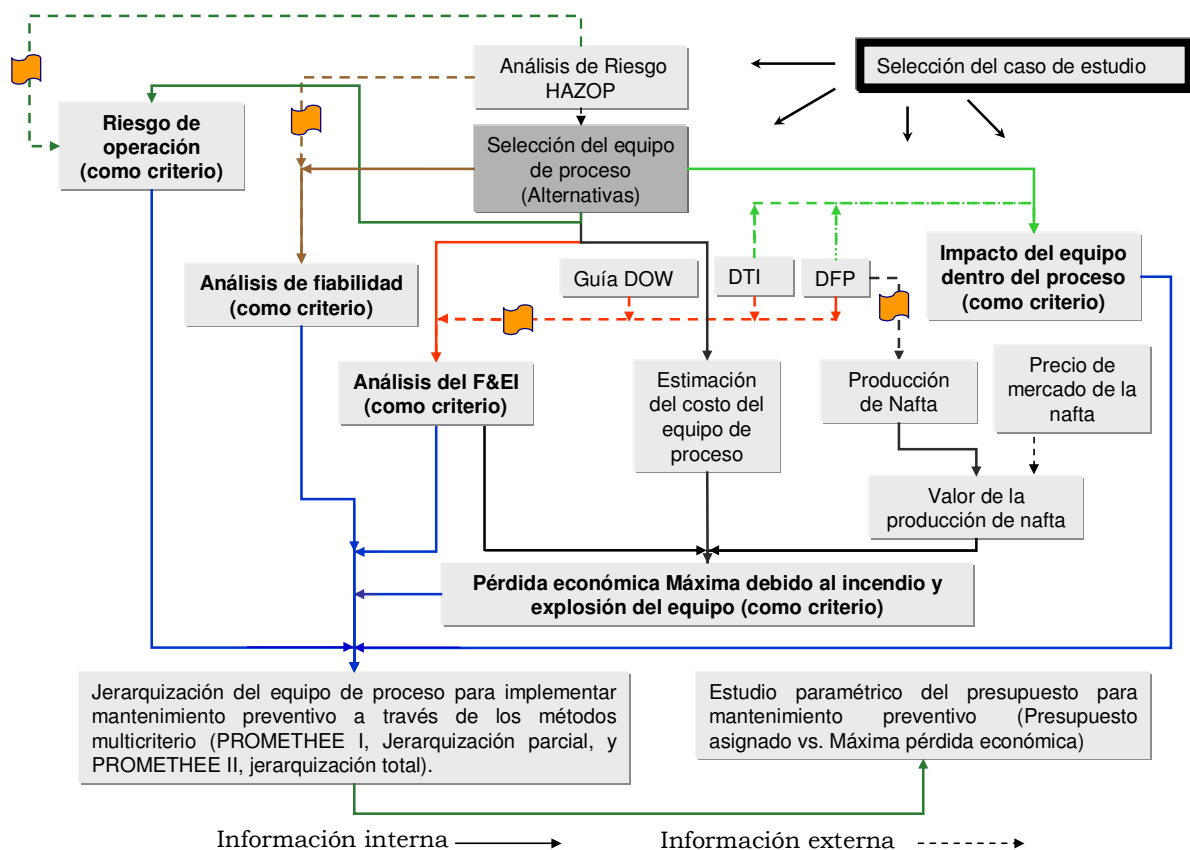


Figura 2.1. Diagrama de flujo de la metodología empleada.

2.1. Selección del caso de estudio.

El caso de estudio seleccionado fue el circuito de carga de una planta hidrodesulfuradora de naftas típica. La selección de este caso de estudio se debió a que la hidrodesulfuración es un proceso de suma importancia para que la vida útil de los equipos de la refinería se alargue, ya que el azufre corroe a los equipos, además de que el azufre envenena a los catalizadores de procesos posteriores en



la refinería. En los dos capítulos posteriores se da una explicación amplia de los procesos de refinación y de hidrodesulfuración.

2.2. Análisis de fiabilidad.

Para llevar a cabo el análisis de fiabilidad se propone hacer uso de los análisis de riesgos HAZOP [Villacaña, Gómez, 2001], [Malvaez, 2001] realizados previamente en el circuito de carga de una hidrodesulfuradora de naftas típica. De este análisis se obtuvieron las actas que aparecen en el Apéndice I.

Mientras tanto se considera pertinente describir teóricamente los análisis de fiabilidad, y en el Capítulo 5 se analizará el caso de estudio.

2.2.1. Fiabilidad de operación.

La fiabilidad debe entenderse como “la probabilidad de buen funcionamiento de algo”. Por lo tanto, extendiendo el significado a sistemas, se considera la **fiabilidad de un sistema** como la probabilidad de que ese sistema funcione o desarrolle una cierta función, bajo condiciones fijas y durante un periodo de tiempo determinado [Wikipedia.com, 2007], [Unavarra.com, 2007]. En el presente trabajo, se entenderá por sistema cualquier equipo de proceso: válvula, intercambiador de calor, bomba, compresor, etc.

La aplicación de las nuevas tecnologías a la industria en general mejora y hace posible la fabricación de nuevos productos, pero a su vez introduce nuevos elementos, primordialmente electrónicos, que aumentan la complejidad de los procesos industriales, añadiendo nuevos riesgos e influyendo en la fiabilidad-seguridad de toda la instalación. Este mayor número y formas de riesgos junto con la complejidad de los sistemas han obligado a considerar en profundidad la fiabilidad y seguridad de las instalaciones actualmente en marcha.

El concepto de seguridad está íntimamente ligado con la fiabilidad ya que cuanto más fiable es un sistema, lo cual depende de sus componentes, más seguro es. La fiabilidad y seguridad se deben considerar en todas las fases del proyecto, construcción, puesta en marcha y mantenimiento de la planta industrial.

La prevención de pérdidas o seguridad industrial aplicada con rigor científico está basada en gran parte en la aplicación de los métodos probabilísticos a los problemas de fallas en los procesos industriales. Todo ello se ha llevado a cabo a través de una disciplina denominada *Ingeniería de fiabilidad*, para la cual se dispone de las adecuadas técnicas de predicción, que han sido fundamentales para el aseguramiento de la calidad de productos y procesos.

Los elementos y dispositivos con funciones clave de seguridad deben asegurar una correcta respuesta en el tiempo. Para ello es imprescindible establecer un



programa de mantenimiento preventivo que permita mantenerlos en buenas condiciones de uso, renovándolos antes de que su índice de fallas (ó tasa de fallas) sea inaceptable.

Todo ello requiere conocer a priori la fiabilidad de los elementos que se instalan, información que debe ser suministrada por los fabricantes, considerando como datos primordiales los empíricos existentes en bancos de datos de fiabilidad de componentes, funcionando en condiciones y ambientes determinados.

Existen dos métodos para determinar la fiabilidad de un sistema: método analítico y la simulación. En el primero se utiliza teoría de la probabilidad. El método de la simulación genera tiempos de falla para cada componente y a partir de ellos se determina el estado de funcionamiento o falla del sistema de acuerdo con la estructura del sistema.

2.2.2. Función Estructura de un Sistema.

La fiabilidad de un sistema depende tanto de la fiabilidad individual de cada uno de sus componentes como del modo lógico en que están conectados dichos componentes en relación con el funcionamiento del sistema. Se supone que el estado de funcionamiento o falla de los componentes determina el estado de funcionamiento o falla del sistema. Esta información se recoge en la llamada función estructura del sistema.

Suponiendo que el sistema está formado por n componentes y que el estado del componente i está descrito por la variable X_i que puede tomar valor 1 si funciona ó 0 si no funciona. El estado del sistema X_S es una función de las variables X_i :

$$X_S = \phi(X_1, \dots, X_n) \quad (2.2.2.1)$$

Donde ϕ es la función estructura del sistema.

Denotando mediante R_S la fiabilidad del sistema, y mediante $R_i = P(X_i=1)$ la fiabilidad del componente i . Se puede escribir

$$F_S = 1 - R_S \quad (2.2.2.2)$$

$$F_i = 1 - R_i \quad (2.2.2.3)$$

donde F_S es la probabilidad de falla del sistema, y F_i es la probabilidad de falla del componente i .

2.2.2.1. Sistemas en Serie.

En una configuración en serie una falla de cualquiera de sus componentes provoca la falla del sistema. En la mayoría de los casos, cuando consideramos sistemas completos y su descomposición más básica, se obtiene una ordenación lógica de sus componentes en serie. Ejemplo: como sistema: una alarma de incendios, y como componentes: la fuente de alimentación, el detector de humos, el altavoz.

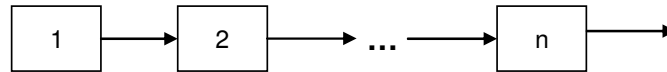


Figura 2.2.2.1.1. Elementos conectados en serie

La función estructura del sistema es:

$$X_s = \varphi(X_1, \dots, X_n) = (X_1)(\dots)(X_n) \quad (2.2.2.1.1)$$

La fiabilidad del sistema es la probabilidad de que todas las componentes del sistema funcionen. Considerando independientes los tiempos de vida de los componentes, entonces la fiabilidad del sistema es:

$$\begin{aligned} R_s &= P(X_s = 1) = P(X_1 = 1), \dots, X_n = 1 = \\ &= [P(X_1 = 1)][\dots][P(X_n = 1)] = (R_1)(\dots)(R_n) \end{aligned} \quad (2.2.2.1.2)$$

En una configuración en serie el componente con una menor fiabilidad tiene una mayor influencia en la fiabilidad del sistema.

2.2.2.2. Sistemas en Paralelo.

En una configuración en paralelo se precisa el funcionamiento de al menos un componente para que el sistema funcione. Se dice que los componentes son redundantes. La redundancia es uno de los métodos utilizados para mejorar la fiabilidad de un sistema. La función estructura del sistema es:

$$X_s = 1 - (1 - X_1)(\dots)(1 - X_n) \quad (2.2.2.2.1)$$

La función de fiabilidad de sistema es:

$$\begin{aligned} R_s &= 1 - F_s = 1 - P(X_1 = 0, \dots, X_n = 0) = \\ R_s &= 1 - [P(X_1 = 0)][\dots][P(X_n = 0)] = 1 - (F_1)(\dots)(F_n) = \\ R_s &= 1 - (1 - R_1)(\dots)(1 - R_n) \end{aligned} \quad (2.2.2.2.1)$$



2.2.2.3. El índice de fallas y la curva de la bañera.

El promedio de la frecuencia en la cual los equipos fallan es llamada índice de fallas (λ). Otra manera de expresar el índice de fallas es el llamado Tiempo Medio entre Fallas (MTBF, Mean Time Between Failure).

Dado que el índice de fallas varía respecto al tiempo, su representación típica tiene la forma de una bañera (Ver Figura 2.2.2.3.1), debido a que la vida de los dispositivos tiene un comportamiento que viene reflejado por tres etapas diferenciadas:

- Fallas tempranas (Índice de fallas decrece)
- Fallas aleatorias (Índice de fallas permanece constante)
- Fallas de desgaste (Índice de fallas aumenta)

La primera etapa, de fallas tempranas, corresponde generalmente a la existencia de dispositivos defectuosos o instalados indebidamente. Este índice de fallas elevado va disminuyendo con el tiempo hasta que el sistema se estabiliza y de esta manera alcanza un valor casi constante.

La segunda etapa es llamada el periodo de fallas aleatorias, las fallas se presentan de forma aleatoria e inesperada. El comportamiento del índice de fallas es constante durante esta etapa y las fallas son debidas a las propias condiciones normales de trabajo de los dispositivos o a solicitudes ocasionales superiores a las normales.

La tercera etapa, de fallas de desgaste, también llamada de agotamiento, es debida a la superación de la vida prevista del componente o del equipo, es decir, las fallas aparecen como consecuencia del desgaste. Se caracteriza por un aumento rápido del índice de fallas.

Para retardar la aparición de la tercera etapa, puede acudirse a la sustitución inmediata de los componentes del dispositivo o equipo cuando éstos fallen, o a sustituirlos antes de que finalice su vida útil mediante planes de mantenimiento preventivo, para posponer casi indefinidamente la incidencia del desgaste.

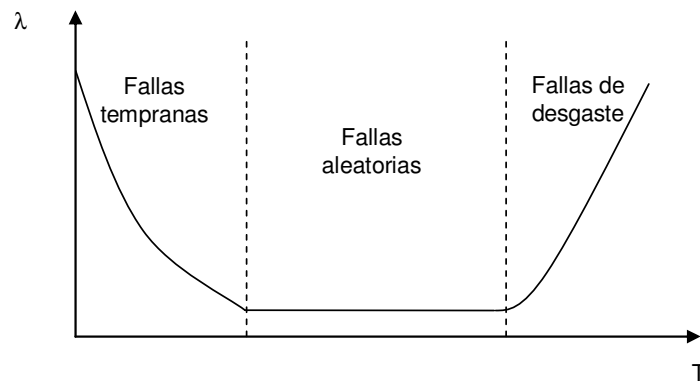


Figura 2.2.2.3.1. La curva de la bañera.

2.2.2.4. Distribuciones de falla.

La fiabilidad de un componente o de un equipo depende del tiempo que éste haya estado en servicio. En los estudios de confiabilidad es muy importante la distribución de los tiempos de falla, esto es, la distribución del tiempo a la falla de un componente en condiciones ambientales específicas.

2.2.2.4.1. La distribución exponencial.

Para el caso de que $\lambda(t)$ sea constante nos encontramos ante una distribución de fallas de tipo exponencial y la fiabilidad tiene la expresión 2.2.2.4.1.1.

Esta es la distribución más ampliamente utilizada para cálculos de confiabilidad en ingeniería, debido a que muchos procesos en ingeniería muestran una razón constante de riesgo durante su vida útil. Además es analíticamente manejable en el análisis de confiabilidad. La función de densidad continua está definida por

$$f(t) = \lambda e^{-\lambda t}; \lambda > 0, t > 0 \quad (2.2.2.4.1.1)$$

λ es el índice constante de fallas. Su función de distribución acumulativa es

$$F(t) = 1 - e^{-\lambda t} \quad (2.2.2.4.1.2)$$

En las expresiones anteriores la constante λ (índice de fallas) tiene las dimensiones de $(\text{tiempo})^{-1}$, y t es el tiempo de funcionamiento para el que se desea conocer la fiabilidad. $F(t)$ representa la probabilidad de falla o desfiabilidad. La siguiente expresión muestra relación que ésta guarda con la fiabilidad, $R(t)$.

$$R(t) = 1 - F(t) \quad (2.2.2.4.1.3)$$



La fiabilidad $R(t)$ representa en este caso la probabilidad de que el dispositivo, caracterizado por un índice de fallas constante, no se averíe durante el tiempo de funcionamiento t .

Esta expresión de fiabilidad se aplica correctamente a todos los dispositivos que han alcanzado un periodo de operación estable que permita excluir las fallas tempranas, y que no estén afectados aún por el desgaste.

2.2.2.4.2. La distribución lognormal.

La distribución lognormal tiene, principalmente, la aplicación de representar la evolución con el tiempo del índice de fallas, $\lambda(t)$, en la primera fase de vida de un componente, la correspondiente a las fallas tempranas en la "curva de la bañera".

La distribución lognormal se obtiene cuando los logaritmos de una variable se describen mediante una distribución normal. Es el caso en el que las variaciones en la fiabilidad de una misma clase de componentes técnicos se representan considerando el índice de fallas (λ) aleatoria en lugar de una variable constante.

La distribución lognormal tiene dos parámetros: m^* (media aritmética del logaritmo de los datos o índice de fallas) y σ (desviación estándar del logaritmo de los datos o índice de fallas).

2.2.2.4.3. La distribución de Weibull.

Este tipo de distribución estadística se aplica al estudio de la fiabilidad en problemas relativos a la fatiga y vida de componentes y materiales. La distribución de Weibull, que recibe su nombre del investigador sueco que la desarrolló, se caracteriza por considerar el índice de fallas variable.

A causa de su complejidad mayor sólo se usa cuando se han producido muchas fallas (al menos 10) y los tiempos correspondientes no se ajustan a una distribución más simple. En general es de gran aplicación en el campo de la mecánica. [*mtas.es*]

La distribución de Weibull permite estudiar cuál es la distribución de fallas de un componente clave de seguridad que se pretenda controlar, y que a través de un registro de fallas se observe que éstas varían a lo largo del tiempo y dentro de lo que se considera tiempo normal de uso, es decir el índice de fallas ya no es constante.



2.3. Cálculo del índice de incendio y explosión (F&EI).

El índice de riesgo de incendio y explosión resulta de una evaluación del potencial realista de incendio, explosión y reactividad de los equipos de proceso y sus contenidos, esto debido a fallas en el equipo ó en los sistemas de control. Las mediciones cuantitativas utilizadas en el análisis están basadas en:

- Datos históricos de desastres,
- La energía potencial del material bajo estudio, y
- Grado de protección contra desastres que se aplique actualmente en las instalaciones bajo estudio.

Los propósitos del F&EI son:

1. Cuantificar el daño esperado de incidentes potenciales que involucren incendios, explosiones y reactividad.
2. Identificar equipo que probablemente contribuiría a la creación o expansión de un incidente.

En el capítulo 5, se describe a fondo el calculo de F&EI, esta descripción se presenta a la par de la aplicación del índice de incendio y explosión al caso de estudio.

2.4. Determinación de la pérdida económica máxima ocasionada por incendio y explosión de la unidad de proceso.

El cálculo de la pérdida económica máxima ocasionada por incendio y explosión de la unidad de proceso se desprende del cálculo del F&EI, del costo de las unidades de proceso y del valor de la producción interrumpida.

De igual manera que el F&EI, en el Capítulo 5 se describe de manera más extensa la determinación de esta pérdida económica.

2.5. Evaluación de la importancia de las unidades de proceso.

La importancia de las unidades de proceso para la adecuada operación de la planta se evaluó a través del análisis del Diagrama de Flujo del Proceso (DFP) y del Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI) del caso de estudio. (Ver Apéndice II). Además del análisis realizado a los diagramas antes mencionados se consideró la disponibilidad del equipo de relevo.

Equipos con bajo impacto en la operación de la planta son aquellos que se caracterizan por funciones menores.



Equipos con alto impacto en la operación de la planta son aquellos que se caracterizan por funciones mayores. Equipos con alto ó muy alto impacto en la operación del proceso son aquellos a los que se les ha asignado una calificación alta de acuerdo a la Tabla 2.5.1 debido a la disponibilidad de equipo de reemplazo.

En la Tabla 2.5.1 se presenta una escala propuesta para la evaluación de la importancia de los equipos en la operación del proceso.

Tabla 2.5.1. Escala para la evaluación de la importancia de los equipos.

Impacto en el proceso	Símbolo	Escala
Bajo con reemplazo	BCR	10
Medio con reemplazo	MCR	30
Bajo sin reemplazo	BSR	50
Alto con reemplazo	ACR	70
Muy alto con reemplazo	MACR	80
Alto sin reemplazo	ASR	90
Muy alto sin reemplazo	MASR	100

2.6. Evaluación del riesgo de operación del equipo de proceso.

La evaluación del riesgo de operación del proceso se consigue mediante la implementación de un análisis HAZOP (Hazard and Operability Study), a continuación se describe, de manera somera, dicho análisis de riesgos.

- Es una técnica para identificar riesgos y problemas, los cuales impiden una operación eficiente.
- Es una técnica que permite a la gente liberar su imaginación y revisar en todas las formas posibles en que los riesgos y/o problemas de operación puedan surgir.
- La técnica al ejecutarse en forma sistemática, reduce la posibilidad de que algo se pase sin ser analizado.
- Debe considerarse como un concepto de Seguridad del proceso para protección del personal, instalaciones y comunidades.

2.6.1. Conceptos Básicos.

Para desarrollar un estudio HAZOP se requiere de una descripción completa del proceso y se cuestiona a cada una de las secciones de éste y a cada componente para descubrir que desviaciones del propósito original para la cual fueron diseñadas puede ocurrir y determinar cuales de estas desviaciones pueden dar lugar a riesgos para el proceso o el personal.

Los componentes se analizan mediante el empleo de palabras claves o guía, las cuales están concebidas para asegurar que las preguntas exploren todas las posibilidades de que su funcionamiento se desvíe de su intención y propósito de diseño.

Las desviaciones son estudiadas, determinando sus causas y sus consecuencias indicando cuáles son las condiciones en que se presentarían.

La Figura 2.6.1.1 muestra un diagrama de bloques para la aplicación del análisis HAZOP. (Ver página 107).

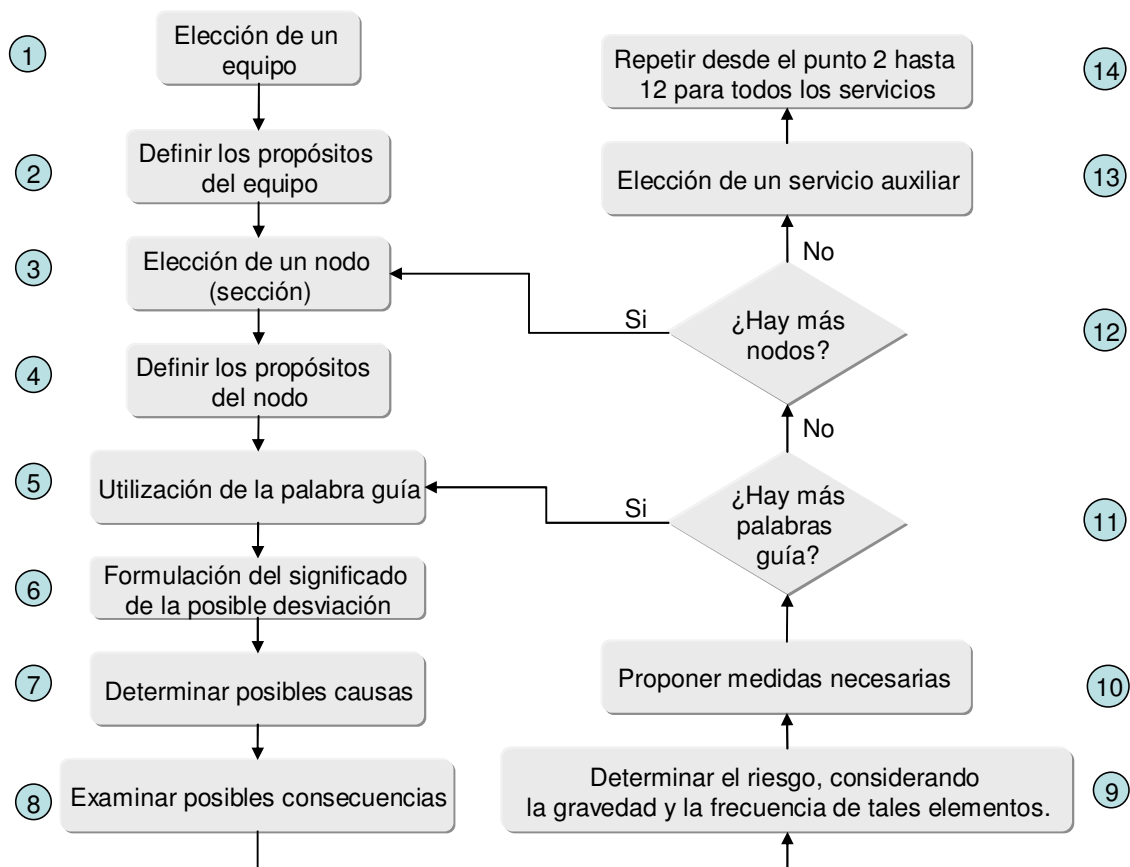


Figura 2.6.1.1. Diagrama de bloques para la aplicación del HAZOP.

2.6.2. Descripción de conceptos básicos.

- Propósito. Describe la forma en que se espera funcione el elemento analizado. El propósito puede tomar varias formas (recipiente, línea, bomba, etc.).
- Desviaciones. Son los cambios que se presentan al propósito y puestas al descubierto por la aplicación sistemática de las palabras claves.



- Causas. Estos son los motivos por los que se pueden presentar las desviaciones; cuando se demuestra que una desviación tiene una causa real, se considera como una desviación significativa.
- Consecuencias. Son los resultados que se obtendrían en caso de que se presentaran algunas desviaciones.
- Riesgos. Son las consecuencias que pueden causar daños, lastimaduras o pérdidas.
- Palabras clave guía. Son palabras sencillas que se usan para calificar el propósito; guían y estimulan el proceso de pensamiento creativo para descubrir las posibles desviaciones. La Tabla 2.6.2.1 muestra una lista de palabras claves que se usan.
- Las palabras clave se aplican a la intención de diseño que indica lo que el equipo y/o sistema debe realizar.

Tabla 2.6.2.1. Palabras clave

Palabra guía	Definición	Parámetro de proceso
No	Negación de la intención de diseño	Temperatura
Más	Incremento	Presión
Menos	Decremento	Flujo
Reverso	Oposición lógica de la intención del diseño	Reacción
Otro que	Sustitución completa	Corriente
Además de	Adición	Voltaje



2.7. Jerarquización mediante los métodos multicriterio (PROMETHE I y II).

Dado que en la presente tesis se pretende jerarquizar, mediante los métodos multicriterio, a los equipos de proceso para la aplicación del mantenimiento preventivo, en esta sección se explican a fondo los métodos multicriterio para la toma de decisiones, además se describe la metodología PROMETHEE [Brans et al, 1984], empleada en esta tesis.

2.7.1. Los análisis con criterios o atributos múltiples: algunos principios básicos. [Escobar, 2002]

2.7.1.1. El problema de la toma de decisiones.

Desde 1950 la teoría de decisiones ha sido muy activa en investigación en muchos campos como economía, estadística, psicología, ingeniería, entre otros. Por lo cual, la teoría de decisiones ha llegado a ser una herramienta muy útil para muchos profesionales, incluyendo a los ingenieros. [Smith, 1988]

En términos simples, la teoría de decisiones provee un marco lógico para resolver problemas de la vida real. [Almeida, 2002]

La toma de decisiones es una de las actividades humanas que se pueden calificar como centrales y persuasivas. Está intrínseca en nuestra biología y se lleva a cabo consciente o inconscientemente, pero la necesitamos para vivir.

Todos tomamos decisiones todos los días, jóvenes o viejos, educados y cultivados o no, con facilidad o con gran dificultad.

Tomar una decisión, no es solamente una cuestión de seleccionar la mejor alternativa. Muchas veces es necesario establecer prioridades sobre las alternativas en cuestión; es decir la forma de asignar recursos o combinar las fuerzas y preferencias de los individuos, para formar una preferencia colectiva.

Aplicar las matemáticas a la toma de decisiones nos lleva también a tomar vías para cuantificar o proporcionar prioridades tanto personales como de grupo, muchas de las cuales son intangibles o subjetivas.

La toma de decisiones requiere hacer lo que en muchas ocasiones resulta imposible, de acuerdo a nuestro entendimiento. Comparar dos objetos diferentes, por ejemplo. Sin embargo, su comparación se puede realizar *descomponiendo* nuestras preferencias con respecto a las propiedades que cada uno de los objetos tiene en particular, determinado así, su importancia para nosotros, comparando y obteniendo las preferencias relativas entre los dos objetos con respecto a cada una de sus propiedades y sintetizando los resultados para obtener una preferencia global.



Una manera más conceptual y comprensiva para observar el problema matemáticamente es descomponiendo el problema en sus partes constitutivas o en sus componentes, en el marco de una jerarquía o de una red con retroalimentaciones, y estableciendo la importancia o prioridad para clasificar las alternativas.

En general, esta forma de analizar un problema se ha llamado “toma de decisiones con criterios múltiples (multicriterio)”. En Investigación de Operaciones actualmente, la toma de decisiones está orientada esencialmente al área de investigación que corresponde a las metas y criterios de decisiones y a la forma de medirlas y clasificarlas.

Sin embargo, la mayoría de los modelos hasta ahora existentes se han referido a un *solo criterio*. Tal criterio se le conoce en optimización, como la “función objetivo” y es necesariamente una cantidad que se puede medir. Por otra parte, lo que es tangible hoy, fue intangible en el pasado y muchas veces involucraba el uso de unidades arbitrarias. En muchas situaciones de este tipo, cada persona puede diferir subjetivamente de lo que se imaginaba eran los medios para medir escalas de apreciación. En este sentido la ayuda a la toma de decisiones a través de los métodos multicriterio, profundiza en la validez de los juicios que legitimen la exactitud de su representación mediante números. Esto último es particularmente útil en la predicción de eventos futuros, estimando la probabilidad e intensidad de la ocurrencia de tales eventos.

En un mundo complejo, pueden existir varias soluciones propuestas para cada etapa de la toma de decisiones. Cada una de ellas, tendrán como consecuencia ciertos resultados que pueden ser más deseables, con menor grado de incertidumbre, que otros en el corto o largo plazos y requerirían diferentes cantidades y tipos de recursos. Por ello es necesario tomar en cuenta la existencia de prioridades para tales soluciones de acuerdo a su efectividad, considerando sus beneficios, costos, riesgos y oportunidades y con ello, los recursos que serán movilizados necesariamente.

Así, el complejo entorno actual, requiere de una lógica para analizar los múltiples factores que afectan el alcanzar una o varias metas y la consistencia de los juicios para alcanzar conclusiones válidas. Existen dos partes para solucionar la toma de decisiones multicriterio:

- a) Cómo medir lo que es conocido como intangible.
- b) Cómo combinar su medición de tal forma de producir una preferencia o clasificación global.

Sólo así, se podrá llegar a una toma de decisiones, utilizando las matemáticas, pues se llegará a aprehender intangibles en conjunto con tangibles en un solo marco de referencia.



2.7.1.2. El marco metodológico del análisis con criterios múltiples.

Los análisis con criterios múltiples, llamada de acuerdo a la escuela anglosajona “toma de decisiones con criterios múltiples” (MCDM) y “ayuda a la decisión multicriterio” (MCDA) de acuerdo a la escuela europea, es un conjunto de métodos que permiten la agregación de varios criterios de evaluación para elegir y jerarquizar una o más alternativas de decisión.

El principal objetivo de la ayuda a la decisión multicriterio es proporcionar al tomador de decisiones herramientas para habilitarlo en la solución de problemas de decisión, considerando la existencia de varios y, muy a menudo criterios conflictivos que son múltiples y que deben tomarse en consideración para lograr la mejor toma de decisiones.

Los beneficios de los métodos Multicriterio, descritos en la literatura [Roy, 1985], son que éstos, son muy simples, convenientes y de fácil uso, además es fácil de aprender a implementar y proveer un camino eficiente para resolver problemas multicriterio. [Escobar et al, 1990]; [Bana e Costa, 1999]

Entre otras ventajas de los métodos multicriterio, son: que se pueden manejar relaciones multicriterio complejas y se pueden utilizar variables cualitativas en el problema de toma de decisiones. [Escobar et al, 1990]

Así, la ayuda multicriterio a la toma de decisiones no consiste solamente en una familia de técnicas de agregación de preferencias consideradas sobre un conjunto dado. Se trata de modelar las preferencias y definir un conjunto de decisiones. En esta escuela deben considerarse a [Roy, 1985], [Vincke, 1989], [Brans, 1984], [Schärlig, 1990], entre otros.

Los métodos de análisis multicriterio tienen por objetivo, proporcionar a los tomadores de decisión, herramientas que les permitan resolver un problema donde varios puntos de vista (criterios), la mayoría de las veces contradictorios, deben tomarse en cuenta. La primera constatación que debe hacerse, cuando se abordan este tipo de problemas, es que no existe forzosamente una decisión que sea la mejor simultáneamente para todos los puntos de vista (criterios). [Tamiz, 1996]



Las técnicas de métodos multicriterio se clasifican principalmente en dos grupos:

1. Teoría de la utilidad de múltiples criterios (MAUT) (por sus siglas en ingles). Estos métodos consisten en la agregación de factores desde el punto de vista de una función objetivo, la cual será optimizada. La función objetivo, para el tomador de decisiones, es el punto principal para el análisis. Los procedimientos para construir la función objetivo para el tomador de decisiones requieren de un análisis cuidadoso y consistente, sobre las preferencias del tomador de decisiones.

La suposición que subyace es que las funciones son restrictivas. Sin embargo, sí la función de utilidad esta disponible para el tomador de decisiones, el problema se reduce a un simple caso de maximización directa de la función objetivo. MAUT, esta soportada por paquetes de computo, tales como: "Logical Decision"; para el Análisis Jerárquico Multicriterio (AHP), "Expert Choise" y "Criterium decision Plus". [Saaty, 1994]

2. Métodos de sobre clasificación OM (Out ranking Methods). OM: Generalmente, se construyen a través de una relación de sobre clasificación, la cual representa las preferencias del tomador de decisiones. Los Métodos de sobre clasificación (OM), suponen que el tomador de decisiones puede, quiere y sabe definir los cambios entre los objetivos [Roy et al, 1993], lo anterior implica que, la no agregación de la función de utilidad puede ser derivada. Los rangos entre los cuales se analizan los criterios, estarán en base a la comparación entre pares de éstos. Los paquetes de cómputo que utilizan este tipo de metodología son: PROMCALC-GAIA, DECISION LAB [Brans et al, 1984], ELECTRE [Roy, 1973], MACBETH [Bana e Costa, 1997], entre otros.

2.7.2. La toma de decisiones mediante PROMETHEE.

Un ejemplo de un problema multicriterio es la compra de un auto. El criterio más importante a considerar es el precio. Sin embargo, en la compra de un auto no se considera solamente el precio, en realidad se consideran otros criterios como confort, velocidad, consumo de combustible, potencia, equipamiento, entre otros.

En problemas de este tipo se desea maximizar algunos criterios (velocidad, confort, potencia, equipamiento) y se desea minimizar los criterios restantes (precio, consumo de combustible).

En el mercado existen varias alternativas, autos para éste ejemplo, en las cuales el tomador de decisiones evalúa los criterios considerados. Como es de suponerse, no existe un auto que satisfaga todos los criterios, esto quiere decir que la solución del problema depende de las preferencias del tomador de decisiones.



Bajo la notación donde a_i = i-esima alternativa y g_j = evaluación del criterio j, entonces $g_j(a_i)$ representa la evaluación del criterio j sobre la i-esima alternativa. Los datos básicos de un problema multicriterio consisten en la evaluación de la Tabla 2.7.2.1.

Tabla 2.7.2.1. Tabla de evaluación. [Brans, 2002]

a	$g_1(\cdot)$	$g_2(\cdot)$	---	$g_j(\cdot)$	---	$g_k(\cdot)$
a_1	$g_1(a_1)$	$g_2(a_1)$	---	$g_j(a_1)$	---	$g_k(a_1)$
a_2	$g_1(a_2)$	$g_2(a_2)$	---	$g_j(a_2)$	---	$g_k(a_2)$
\vdots	\vdots	\vdots	\diagdown	\vdots	\diagdown	\vdots
a_3	$g_1(a_i)$	$g_2(a_i)$	---	$g_j(a_i)$	---	$g_k(a_i)$
\vdots	\vdots	\vdots	\diagdown	\vdots	\diagdown	\vdots
a_n	$g_1(a_n)$	$g_2(a_n)$	---	$g_j(a_n)$	---	$g_k(a_n)$

Las relaciones de dominancia asociadas con un problema multicriterio son:

$$\left\{ \begin{array}{l} g_j(a) \geq g_j(b) \\ g_k(a) > g_k(b) \\ g_j(a) = g_j(b) \end{array} \right. \Leftrightarrow aPb$$

$$\left\{ \begin{array}{l} g_s(a) > g_s(b) \\ g_r(a) < g_r(b) \end{array} \right. \Leftrightarrow aRb$$

$$g_j(a) = g_j(b) \Leftrightarrow aIb$$

Figura 2.7.2.1. Relaciones de dominancia

donde P, I, y R indican preferencia, indiferencia e incomparabilidad, respectivamente.

La incomparabilidad se explica de la siguiente manera; si una alternativa es mejor que otra en un criterio s, y ésta última es mejor que la primera en un criterio r, es imposible decidir cual es mejor sin información adicional, ambas alternativas son por lo tanto incomparables.

Como información adicional se puede tener:

- Pesos que asignan una importancia relativa de los criterios
- Agregar una función que reúna todos los criterios y sea de una sola variable, tal que sea posible obtener un problema mono-criterio, para el cual si existiría una solución optima.



Muchos métodos multicriterio que han sido propuestos parten de la misma tabla de evaluación (Tabla 2.7.2.1), pero las variaciones entre ellos dependen de la información adicional que cada método requiere.

El propósito de todos los métodos multicriterio es reducir el número de incomparabilidades (R). Una manera de lograr esto es construyendo relaciones de superioridad o de inferioridad. En tal caso no todas las incomparabilidades son eliminadas pero la información es fidedigna.

Para construir un adecuado método de resolución de problemas multicriterio algunos requisitos deben ser considerados:

Requisito 1. La amplitud de las desviaciones entre la evaluación de las alternativas dentro de cada criterio debe ser tomada en cuenta:

$$d_j(a,b) = g_j(a) - g_j(b) \quad (2.7.2.1)$$

Requisito 2. Como la evaluación $g_j(a)$ de cada criterio esta expresada en sus propias unidades, los *efectos de escala* deben ser completamente eliminados. No es aceptable obtener conclusiones dependiendo de la escala en la cual las evaluaciones están expresadas.

Requisito 3. En el caso de comparaciones entre pares de alternativas, el método multicriterio apropiado debe proveer la siguiente información:

a es preferente que b
 a y b son indiferentes
 a y b son incomparables

Esto tiene como propósito reducir tanto como sea posible el número de incomparabilidades (R), pero solo cuando esto sea realista.

Requisito 4. Diferentes métodos multicriterio necesitan diferente información adicional y operan bajo diferentes procesos de cálculo. Es por lo tanto importante desarrollar métodos que sean entendibles para el tomador de decisiones.

Requisito 5. Un procedimiento adecuado no debe incluir parámetros técnicos que no tengan significado para el tomador de decisiones.

Requisito 6. Un método apropiado debe proveer información sobre la naturaleza contradictoria de los criterios.

Requisito 7. A muchos de los métodos multicriterio les son asignados pesos de relativa importancia del criterio. Usualmente el tomador de decisiones



titubea fuertemente al asignar los pesos. Un método apropiado debe ofrecer herramientas de sensibilidad para probar fácilmente conjuntos o series de pesos.

El método PROMETHEE [Brans, 2002] toma en cuenta todos los requisitos antes mencionados.

2.7.2.1. Modelo de la información con PROMETHEE.

La información adicional que se requiere para emplear PROMETHEE es particularmente clara y entendible, ésta consiste en:

- Información entre los criterios
- Información de cada criterio.

2.7.2.1.1. Información entre los criterios.

La Tabla 2.7.2.1 debe ser completada, donde w_j representa los pesos de relativa importancia de los diferentes criterios. Estos pesos deben ser números positivos, e independientes de las unidades de medición de los criterios.

Tabla 2.7.2.1.1.1. Pesos de relativa importancia [Brans, 2002]

$g_1(\cdot)$	$g_2(\cdot)$...	$g_j(\cdot)$...	$g_k(\cdot)$
w_1	w_2	...	w_j	...	w_k

El peso más elevado, representa el criterio con más importancia para el tomador de decisiones. Estos pesos deben estar normalizados, es decir que:

$$\sum_{j=1}^k w_j = 1 \quad (2.7.2.1.1.1)$$

En los paquetes de computo que operan bajo la metodología PROMETHEE, a saber, PROMCALC (PROMethee CALCulations) y DECISION LAB, el usuario tiene permitido introducir arbitrariamente los números para los pesos sin estar normalizados, haciendo más fácil expresar la importancia relativa de los criterios. En estos paquetes de computo cada número es dividido por la suma total de los mismos, es decir los pesos son normalizados automáticamente.

2.7.2.1.2. Información de cada criterio.

La estructura de preferencias de PROMETHEE esta basada en comparaciones de pares de alternativas evaluadas en los criterios. Se considera la desviación entre las evaluaciones de dos alternativas. Para desviaciones pequeñas, el tomador de decisiones asignará una preferencia pequeña para la mejor alternativa, e incluso puede considerar que no hay preferencia alguna si él considera que la desviación es insignificante.

PROMETHEE considera que las preferencias son números reales que varían entre 0 y 1. Esto significa que para cada criterio el tomador de decisiones tiene en mente una función del tipo:

$$P_j(a,b) = F_j[d_j(a,b)] \quad (2.7.2.1.2.1)$$

donde

$$d_j(a,b) = g_j(a) - g_j(b) \quad (2.7.2.1.2.2)$$

y, para la cual,

$$0 \leq P_j(a,b) \leq 1 \quad (2.7.2.1.2.3)$$

En el caso de que el criterio deba ser maximizado, ésta función daría la preferencia de **a** sobre **b**, debido a las desviaciones observadas entre sus evaluaciones sobre el criterio $g_j(\cdot)$. Ésta función debe tener la forma que indica la Figura 2.7.2.1.2.1.

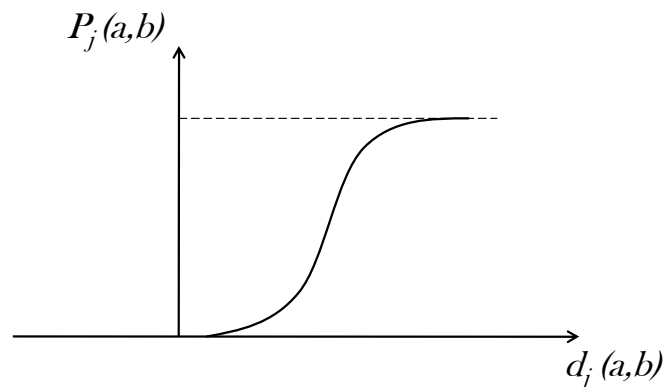


Figura 2.7.2.1.2.1. Función de preferencia. [Brans, 2002]

Las preferencias son iguales a cero cuando las desviaciones son negativas. Cuando los criterios deben ser minimizados, la función de preferencia debe invertirse:

$$P_j(a,b) = F_j[-d_j(a,b)] \quad (2.7.2.1.2.4)$$

El par $\{g_j(\cdot), P_j(a,b)\}$ es llamado *criterio generalizado* asociado al criterio $g_j(\cdot)$; para cada criterio debe ser definido el criterio generalizado.

PROMETHEE propone seis tipos de funciones de preferencia, las cuales se muestran en la Tabla 2.7.2.1.2.1. En cada caso necesitan ser definidos 0, 1 ó 2 parámetros cuyo significado es claro:

- q es el límite de la indiferencia; es decir, es la desviación más grande que se considera insignificante por el tomador de decisiones.
- p es el límite estricto de la preferencia; es decir, es la desviación más pequeña que se considerada como suficiente para generar una preferencia amplia.



- s es un valor intermedio entre p y q , éste define el punto de inflexión de la función de preferencia. Se recomienda determinar primero q y p , para después obtener s como un valor intermedio entre estos parámetros.

Tabla 2.7.2.1.2.1. Funciones de preferencia. [Brans, 2002]

Tipo de función	Forma de función	Definición	Parámetros necesarios
1. Tipo Usual	<p>A graph with a vertical axis labeled 'P' and a horizontal axis labeled 'd'. The origin is marked '0'. A horizontal red line is drawn at P=1 for all d > 0. The value is 0 for d <= 0.</p>	$P(d) = \begin{cases} 0 & d \leq 0 \\ 1 & d > 0 \end{cases}$	--
2. Tipo forma de U.	<p>A graph with a vertical axis labeled 'P' and a horizontal axis labeled 'd'. The origin is marked '0'. A horizontal red line is drawn at P=1 for all d > q. A vertical dotted red line is drawn at d=q. The value is 0 for d <= q.</p>	$P(d) = \begin{cases} 0 & d \leq q \\ 1 & d > q \end{cases}$	q
3. Tipo forma de V.	<p>A graph with a vertical axis labeled 'P' and a horizontal axis labeled 'd'. The origin is marked '0'. A red line starts at (0,0) and goes linearly to (p,1). A vertical dotted red line is drawn at d=p. For d > p, the red line is horizontal at P=1.</p>	$P(d) = \begin{cases} 0 & d \leq 0 \\ \frac{d}{p} & 0 \leq d \leq p \\ 1 & d > p \end{cases}$	p
4. Tipo Nivel.	<p>A graph with a vertical axis labeled 'P' and a horizontal axis labeled 'd'. The origin is marked '0'. The red line is at P=0 for d <= q. At d=q, it jumps to P=0.5. At d=p, it jumps to P=1. For d > p, it remains at P=1. Vertical dotted red lines are drawn at d=q and d=p.</p>	$P(d) = \begin{cases} 0 & d \leq q \\ \frac{1}{2} & q \leq d \leq p \\ 1 & d > p \end{cases}$	p, q



<p>5. Tipo forma de V con indiferencia</p>		$P(d) = \begin{cases} 0 & d \leq q \\ \frac{d-q}{p-q} & q < d \leq p \\ 1 & d > p \end{cases}$	<p>p, q</p>
<p>6. Tipo Gaussiana</p>		$P(d) = \begin{cases} 0 & d \leq 0 \\ 1 - e^{-\frac{d^2}{2s^2}} & d > 0 \end{cases}$	<p>s</p>

Tan pronto como la tabla de evaluación (Tabla 2.7.2.1) sea construida, los pesos (w_j) y los criterios generalizados $\{g_j(\cdot), P_j(a, b)\}$ estén definidos para $i = 1, 2, \dots, n; j = 1, 2, \dots, k$, el procedimiento PROMETHEE puede ser aplicado.

2.7.2.2. Clasificación I y II de PROMETHEE.

Para explicar la clasificación I y II de PROMETHEE es necesario definir dos conceptos, índices de preferencia agregados y flujos de categoría superior.

2.7.2.2.1. Índices de preferencia agregados.

$$\begin{cases} \pi(a, b) = \sum_{j=1}^k P_j(a, b)w_j \\ \pi(b, a) = \sum_{j=1}^k P_j(b, a)w_j \end{cases} \quad (2.7.2.2.1.1)$$

$\pi(a, b)$ expresa con que grado **a** es más preferente que **b** sobre todos los criterios y $\pi(b, a)$ expresa como **b** es más preferente que **a** sobre todos los criterios. En muchos de los casos hay criterios en los cuales **a** es mejor que **b**, y también hay criterios para los cuales **b** es mejor que **a**, por consiguiente $\pi(a, b)$ y $\pi(b, a)$ son usualmente positivos.

Cuando $\pi(a, b)$ es prácticamente igual a 0 implica una frágil preferencia global de **a** sobre **b**, y cuando $\pi(a, b)$ es prácticamente igual a 1 implica una fuerte preferencia global de **a** sobre **b**.

Una vez que $\pi(a,b)$ y $\pi(b,a)$ son calculados para cada par de alternativas de **A** (**A** =conjunto de alternativas) puede construirse una gráfica donde se representan los índices de preferencias agregadas de cada criterio.

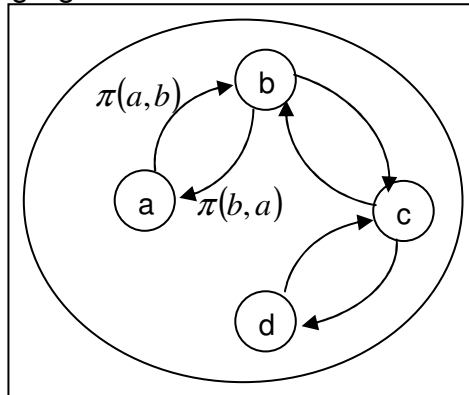


Figura. 2.7.2.2.1.1. Gráfico de índices de preferencias agregadas. [Brans, 2002]

2.7.2.2.2. Flujos de categoría.

Cada alternativa **a** es comparada contra (n-1) otras alternativas del conjunto de alternativas **A**, de donde se definen los dos siguientes flujos de categoría:

- Flujo de categoría superior ó positivo:

$$\phi^+(a) = \frac{1}{n-1} \sum_{x \in A} \pi(a, x) \quad (2.7.2.2.2.1)$$

- Flujo de categoría inferior ó negativo:

$$\phi^-(a) = \frac{1}{n-1} \sum_{x \in A} \pi(x, a) \quad (2.7.2.2.2.2)$$

donde **x** son todas las alternativas diferentes de **a**.

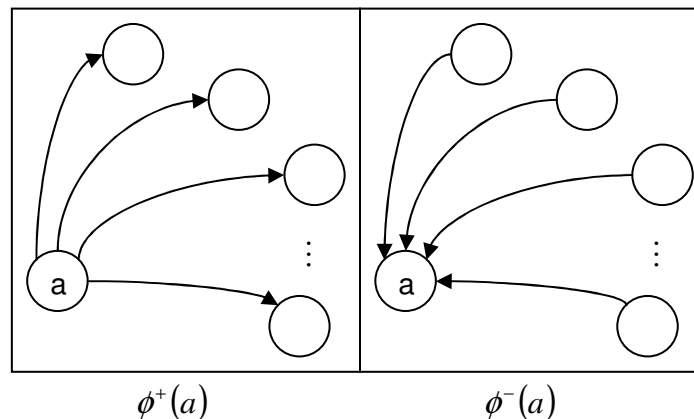


Figura. 2.7.2.2.2.1. Flujos de categorías de PROMETHEE [Brans, 2002]

$\phi^+(a)$ expresa como la alternativa **a** es de categoría superior sobre todas las demás alternativas. Éste es su poder, su carácter dominante.



$\phi^-(a)$ expresa como la alternativa **a** es de categoría más inferior que todas las demás alternativas. Ésta es su debilidad, su carácter de inferioridad.

2.7.2.2.3. La clasificación parcial. PROMETHEE I.

La clasificación parcial PROMETHEE I (P^I, I^I, R^I) es obtenida de los flujos de categorías superior e inferior. Ambos flujos usualmente no inducen hacia la misma clasificación, PROMETHEE I obtiene sus conclusiones en base a las siguientes relaciones:

$$\left\{ \begin{array}{l} aP^I b \quad \text{si} \quad \left\{ \begin{array}{l} \phi^+(a) > \phi^+(b) \text{ y } \phi^-(a) < \phi^-(b), \text{ ó} \\ \phi^+(a) = \phi^+(b) \text{ y } \phi^-(a) < \phi^-(b), \text{ ó} \\ \phi^+(a) > \phi^+(b) \text{ y } \phi^-(a) = \phi^-(b) \end{array} \right. \\ \\ aI^I b \quad \text{si} \quad \phi^+(a) = \phi^+(b) \text{ y } \phi^-(a) = \phi^-(b) \\ \\ aR^I b \quad \text{si} \quad \left\{ \begin{array}{l} \phi^+(a) > \phi^+(b) \text{ y } \phi^-(a) > \phi^-(b), \text{ ó} \\ \phi^+(a) < \phi^+(b) \text{ y } \phi^-(a) < \phi^-(b) \end{array} \right. \end{array} \right.$$

Figura. 2.7.2.2.3.1. Relaciones de PROMETHEE I. [Brans, 2002]

donde (P^I, I^I, R^I) representan, respectivamente, preferencia, indiferencia e incomparabilidad en la clasificación PROMETHEE I.

Cuando $aP^I b$, un alto poder o dominancia de **a** sobre **b** es asociado a una baja debilidad de **a** con respecto a **b**. La información de ambos flujos de categoría es consistente y puede por lo tanto ser considerada segura.

Cuando $aI^I b$, ambos flujos, positivo y negativo, son iguales.

Cuando $aR^I b$, la alternativa **a** tiene alto poder de dominancia en algunos criterios donde **b** es débil, y de manera inversa **b** tiene alto poder de dominancia en algunos otros criterios donde **a** es débil. En tales casos la información que ambos flujos proveen no es consistente. PROMETHEE I es prudente y no decide cual alternativa es mejor en tales casos, el tomador de decisiones debe cargar con esta responsabilidad.

El flujo positivo (ϕ^+) de una alternativa mide que tan preferida es esta alternativa sobre las demás. Este parámetro está siempre definido dentro del intervalo $[0, 1]$, un valor igual a **0** indica que la alternativa no es preferida sobre ninguna otra, mientras que un valor igual a **1** indica que la alternativa es completamente preferida sobre las demás.



El flujo negativo (ϕ^-) de una alternativa mide que tanto son preferidas las otras sobre esta. También está definido en el intervalo $[0, 1]$, un valor igual a 0 indica que ninguna otra alternativa es preferida sobre la alternativa en cuestión, mientras que un valor igual a 1 indica que todas las otras alternativas son completamente preferidas sobre la alternativa en cuestión.

2.7.2.2.4. La clasificación completa de PROMETHEE II.

PROMETHEE II se encarga de hacer una clasificación completa (P^{II}, I^{II}). El flujo neto de dominancia puede ser considerado como:

$$\phi(a) = \phi^+(a) - \phi^-(a) \quad (2.7.2.2.4.1)$$

Éste es el balance entre los flujos de dominancia positivo y negativo. El flujo neto de dominancia, implica la mejor alternativa.

$$\begin{cases} aP^{II}b & \text{si } \phi(a) > \phi(b) \\ aI^{II}b & \text{si } \phi(a) = \phi(b) \end{cases} \quad (2.7.2.2.4.2)$$

El flujo neto de dominancia (ϕ) de una alternativa es una combinación entre los valores de ϕ^+ y ϕ^- en una sola clasificación. El flujo neto se define simplemente como la diferencia entre los flujos positivos (ϕ^+) y negativos (ϕ^-), y éste se define dentro del intervalo $[-1, 1]$, las alternativas preferidas, ó mejores, tienen valores positivos mientras que las menos preferidas, ó peores, tienen valores negativos.

Cuando PROMETHEE II es considerado, todas las alternativas son comparables, pero la información obtenida puede ser más discutible, debido a que mucha información se pierde por considerar la diferencia de la Ecuación 2.7.2.2.4.1.

Las siguientes son algunas propiedades del flujo neto positivo:

$$\begin{cases} -1 \leq \phi(a) \leq 1 \\ \sum_{x \in A} \phi(a) = 0 \end{cases} \quad (2.7.2.2.4.3)$$

En las aplicaciones del mundo real, los autores de la metodología PROMETHEE [Brans and Mareschal, 1984] recomiendan utilizar ambos análisis, PROMETHEE I y II. La clasificación completa es fácil de interpretar, para algunas veces el análisis de las incomparabilidades ayuda a tomar una decisión adecuada.



2.7.2.3. El plano GAIA (Geometrical Analysis for Interactive Aid).

De acuerdo a la definición de los flujos negativo y positivo (ecuaciones 2.7.2.2.2.1 y 2.7.2.2.2.2) y los índices de preferencia agregados (ecuación 2.7.2.2.1.1) se tiene que:

$$\phi(a) = \phi^+(a) - \phi^-(a) = \frac{1}{n-1} \sum_{j=1}^k \sum_{x \in A} [P_j(a, x) - P_j(x, a)] w_j \quad (2.7.2.3.1)$$

Por lo cual:

$$\phi(a) = \sum_{j=1}^k \phi_j(a) w_j \quad (2.7.2.3.2)$$

Si

$$\phi_j(a) = \frac{1}{n-1} \sum_{x \in A} [P_j(a, x) - P_j(x, a)] \quad (2.7.2.3.1)$$

$\phi_j(a)$ es el flujo neto de un solo criterio obtenido cuando es considerado solo el criterio $g_j(\cdot)$ (el 100% de los pesos de relativa importancia es asignado a este criterio). Éste expresa como una alternativa "a" es dominante ($\phi_j(a) > 0$) ó dominada ($\phi_j(a) < 0$) por las demás alternativas sobre el criterio $g_j(\cdot)$.

Se puede construir la Tabla 2.7.2.3.1 considerando la matriz M ($n \times k$) de los flujos netos de un solo criterio a lo largo de todas las alternativas.

Tabla 2.7.2.3.1. Matriz M: Flujos netos individuales.

	$\phi_1(\cdot)$	$\phi_2(\cdot)$...	$\phi_j(\cdot)$...	$\phi_k(\cdot)$
a_1	$\phi_1(a_1)$	$\phi_2(a_1)$...	$\phi_j(a_1)$...	$\phi_k(a_1)$
a_2	$\phi_1(a_2)$	$\phi_2(a_2)$...	$\phi_j(a_2)$...	$\phi_k(a_2)$
\vdots	\vdots	\vdots	\ddots	\vdots	\ddots	\vdots
a_i	$\phi_1(a_i)$	$\phi_2(a_i)$...	$\phi_j(a_i)$...	$\phi_k(a_i)$
\vdots	\vdots	\vdots	\ddots	\vdots	\ddots	\vdots
a_k	$\phi_1(a_n)$	$\phi_2(a_n)$...	$\phi_j(a_n)$...	$\phi_k(a_n)$

Comparando la tabla de los flujos netos (Tabla 2.7.2.3.1) con la tabla de evaluación (Tabla 2.7.2.1) se observa que la información incluida en la segunda

está expresada en su propia escala, mientras que la información de la primera es adimensional.

Es importante notar que la información contenida en M no depende de los pesos de los criterios.

Por lo cual, el conjunto de las “ n ” alternativas se puede representar como una nube de n puntos en un espacio de k dimensiones. De acuerdo con las propiedades de los flujo netos (expresión 2.7.2.2.4.3) el centro de la nube debe ser el origen de los ejes coordenados. Como con frecuencia el número de criterios es mayor a dos, es imposible obtener una visión clara de las posiciones relativas de los puntos respecto a los criterios. Por lo tanto, los autores de la metodología PROMETHEE [Brans and Mareschal, 1984] propusieron proyectar la información incluida en el espacio de “ k ” dimensiones sobre un plano. Además de proyectar puntos que representan las alternativas, se proyectan los vectores unitarios de los ejes coordenados que representan los criterios, entonces se obtiene la Figura 2.7.2.3.1.

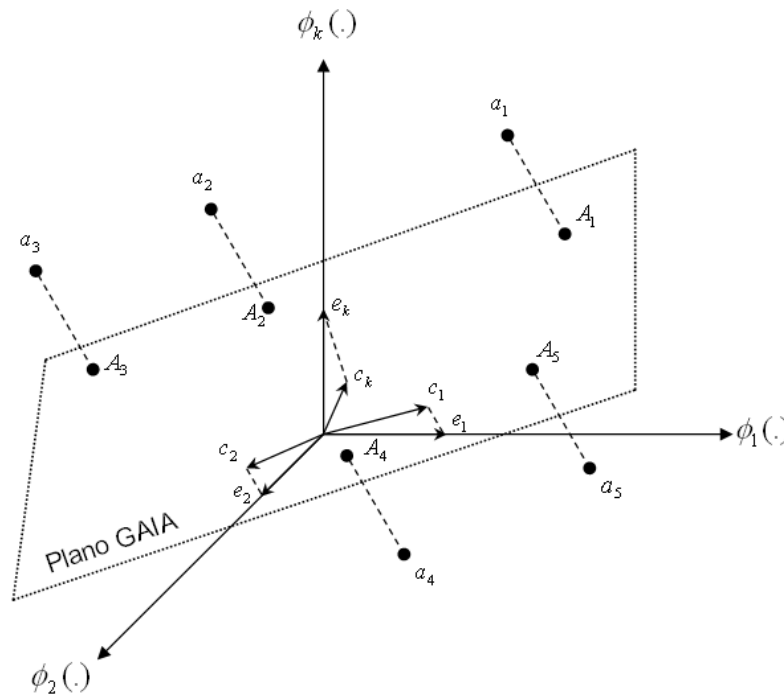


Figura 2.7.2.3.1. Plano GAIA.

El plano GAIA es el plano resultante que conserva tanta información como sea posible después de la proyección. Como es de suponerse, cierta cantidad de información se pierde después de la proyección. El plano GAIA es un *meta modelo* (un modelo de un modelo). Existe un parámetro δ que cuantifica la información preservada, cuando este parámetro es mayor a 70% se considera que la información proyectada sobre el plano GAIA es confiable [Brans and Mareschal,

1984]. El plano GAIA ayuda a entender la estructura del problema multicriterio que se este resolviendo.

2.7.2.3.1. Visualización gráfica de las alternativas y de los criterios.

Las siguientes propiedades se pueden leer del plano GAIA, siempre y cuando el parámetro δ sea suficientemente alto.

Tabla 2.7.2.3.1.1. Propiedades del plano GAIA.

P_i	Propiedad
P_1 :	El criterio representado por el eje más largo en el plano GAIA, es el criterio más discriminante.
P_2 :	Criterios que expresan preferencias similares son representados por ejes orientados aproximadamente en la misma dirección.
P_3 :	Criterios que expresan preferencias contrapuestas son orientados en direcciones opuestas.
P_4 :	Criterios que no están relacionados con los demás en términos de las preferencias son representados por ejes ortogonales.
P_5 :	Alternativas similares son representadas por puntos localizados cercanos.
P_6 :	Alternativas que son buenas en un criterio particular son representadas por puntos localizados en la dirección correspondiente al eje del criterio.

Considerando $A_1, A_2, \dots, A_i, \dots, A_n$ como las proyecciones de los “ n ” puntos que representan las alternativas y $C_1, C_2, \dots, C_i, \dots, C_n$ como las proyecciones de los “ k ” vectores unitarios de los ejes coordenados de un espacio de k dimensiones que representa los criterios; se obtiene un plano GAIA de la forma que ilustra la Figura 2.7.2.3.1.1.

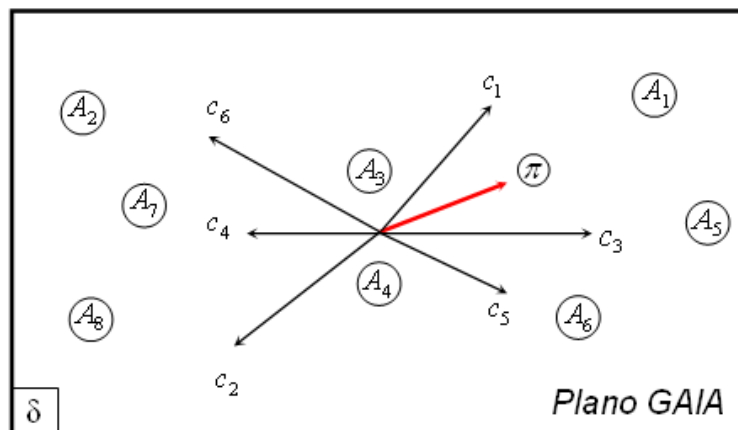


Figura 2.7.2.3.1.1. Alternativas y criterios en el plano GAIA.



De la Figura 2.7.2.3.1.1. se puede concluir que:

- Los criterios $g_1(\cdot)$ y $g_3(\cdot)$ expresan preferencias similares y las alternativas a_1 y a_5 son bastante buenos en estos criterios.
- Los criterios $g_6(\cdot)$ y $g_4(\cdot)$ también están expresando preferencias similares y las alternativas a_2 , a_7 y a_8 son bastante buenos en estos criterios.
- Los criterios $g_2(\cdot)$ y $g_5(\cdot)$ son independientes.
- Los criterios $g_1(\cdot)$ y $g_3(\cdot)$ están fuertemente contrapuestos con los criterios $g_4(\cdot)$ y $g_2(\cdot)$.
- Las alternativas a_1 , a_5 y a_6 son bastante buenas en los criterios $g_1(\cdot)$, $g_3(\cdot)$ y $g_5(\cdot)$.
- Las alternativas a_2 , a_7 y a_8 son bastante buenas en los criterios $g_6(\cdot)$, $g_4(\cdot)$ y $g_2(\cdot)$.
- Las alternativas a_3 y a_4 nunca son ni buenos ni malos en todos los criterios.

Aunque el plano GAIA incluye únicamente un porcentaje de la información total, provee una herramienta de visualización gráfica para el análisis de problemas multicriterio. Ya que se puede observar de manera clara el poder de discriminación de los criterios, los aspectos de contraposición, así como la “calidad” de cada alternativa sobre los diferentes criterios.

2.7.2.3.2. El eje de decisión de PROMETHEE.

El vector de los pesos, como es de esperarse, es un vector de k dimensiones. De acuerdo con la ecuación 2.7.2.3.2 el flujo neto de preferencias (ϕ) de una alternativa a_i es el producto escalar entre el vector de su flujo neto individual y el vector de los pesos.

$$\begin{aligned} \phi(a_i) &: (\phi_1(a_i), \phi_2(a_i), \dots, \phi_j(a_i), \dots, \phi_k(a_i)) \\ w &: (w_1, w_2, \dots, w_j, \dots, w_k) \end{aligned} \quad (2.7.2.3.2.1)$$

Esto también significa que el flujo neto de a_i es la proyección del vector de su flujo neto individual sobre w . Consecuentemente, la posición relativa de la proyección de todas las alternativas sobre el vector w provee la jerarquización de PROMETHEE II.

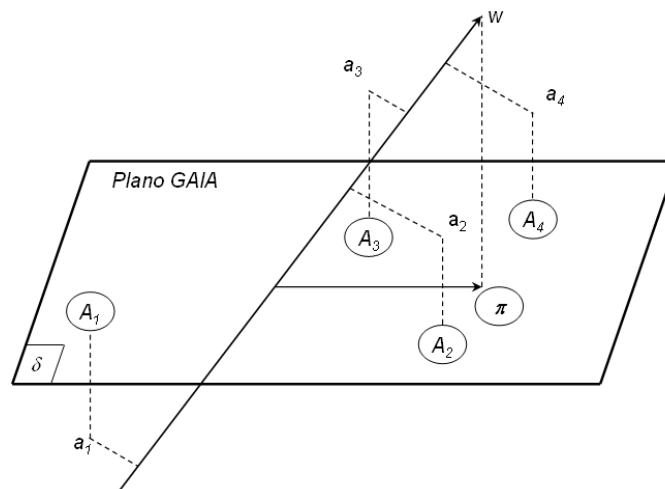


Figura 2.7.2.3.2.1. Jerarquización de PROMETHEE II y el eje de decisión de PROMETHEE.

Como muestra la Figura 2.7.2.3.2.1 el vector w juega un papel crucial. Éste puede ser representado en el plano GAIA por la proyección del vector unitario de los pesos. La proyección de este vector es π , también llamado el eje de decisión de PROMETHEE. En la Figura 2.7.2.3.2.1, la jerarquización de PROMETHEE es $a_4 > a_3 > a_2 > a_1$. Una visión realista de esta jerarquización es dada en el plano GAIA, aunque posiblemente pueden ocurrir algunas inconsistencias debido a la proyección.

Si todos los pesos son concentrados en un solo criterio, el eje de decisión de PROMETHEE coincidirá con el eje de este criterio en el plano GAIA.

Si π es largo, el eje de decisión de PROMETHEE tiene un poder fuerte de decisión y el tomador de decisiones es invitado a seleccionar las alternativas tan lejos como sea posible en esa posición.

Si π es corto, el eje de decisión de PROMETHEE no tiene un poder fuerte de decisión. Esto significa, de acuerdo con los pesos, que los criterios están fuertemente en conflicto (ó en contraposición) y que la selección de una buena solución compromiso es un problema difícil.

Cuando los pesos son modificados, las posiciones de las alternativas y de los criterios permanecen sin cambios en el plano GAIA. El vector de pesos aparece como un bastón de decisión que el tomador de decisiones puede mover de acuerdo con sus preferencias a favor de algún criterio en particular.

Cuando se esta llevando a cabo un análisis de sensibilidad de la solución respecto la distribución de los pesos, el eje de decisión (w) y el bastón de decisión (π), se mueven de tal manera que las consecuencias debidas a las variaciones de los

pesos en el análisis de sensibilidad se pueden observar fácilmente en el plano GAIA.

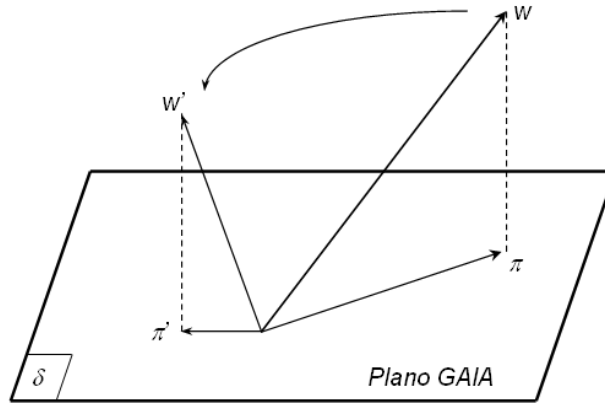


Figura 2.7.2.3.2.2. Movimiento del eje de decisión de PROMETHEE.

2.7.2.4. La toma de decisiones considerando criterios múltiples bajo restricciones. PROMETHEE V.

PROMETHEE I y II son apropiados para seleccionar una alternativa. Sin embargo en algunas aplicaciones debe ser identificado un subconjunto de alternativas dado un subconjunto de restricciones; PROMETHEE V es una extensión de los métodos PROMETHEE para este caso particular.

Sea $\{a_i, i = 1, 2, \dots, n\}$ es el conjunto de posibles alternativas y se les asocian las siguientes variables booleanas:

$$x_i = \begin{cases} 1 & \text{si } a_i \text{ es seleccionada} \\ 0 & \text{si } a_i \text{ no es seleccionada} \end{cases}$$

El procedimiento de PROMETHEE V consiste en los dos siguientes pasos:

1. Se considera al problema multicriterio sin restricciones. La jerarquización de PROMETHEE II se obtiene a partir de los flujos netos $\{\phi(a_i), i = 1, 2, \dots, n\}$.
2. Para considerar las restricciones se considera la siguiente programación lineal entera.

$$\max \left\{ \sum_{i=1}^k \phi(a_i) x_i \right\} \quad (2.7.2.4.1)$$

$$\sum_{i=1}^n \lambda_{p,i} x_i = \text{or } \leq \text{ or } \geq \beta_p \quad p = 1, 2, \dots, P \quad (2.7.2.4.2)$$



$$x_i \in \{0,1\} \quad i = 1,2,3,\dots,n \quad (2.7.2.4.3)$$

Los coeficientes de la función objetivo, expresión 2.7.2.4.1, son los flujos netos de dominancia. El propósito de la programación lineal $\{0,1\}$ es seleccionar las alternativas considerando tantos flujos netos de dominancia como sea posible teniendo en cuenta las restricciones impuestas a la función objetivo.

Las restricciones, expresión 2.7.2.4.2, pueden incluir presupuestos, inversiones, áreas, volúmenes, ..., restricciones.

Después de resolver la programación lineal, es obtenido un subconjunto de alternativas que satisface las restricciones y provee tantos flujos netos como sea posible.



Capítulo 3

Estructura de una Refinería.

Capítulo 3

Estructura de una Refinería.

3.1. Generalidades.

Una refinería es un conjunto de instalaciones, constituida principalmente por procesos industriales en donde se transforma el petróleo crudo en productos útiles y valiosos que son muy importantes en nuestra vida diaria y que se utilizan principalmente como combustibles automotrices, de aviación, industriales y domésticos en forma de energía secundaria.

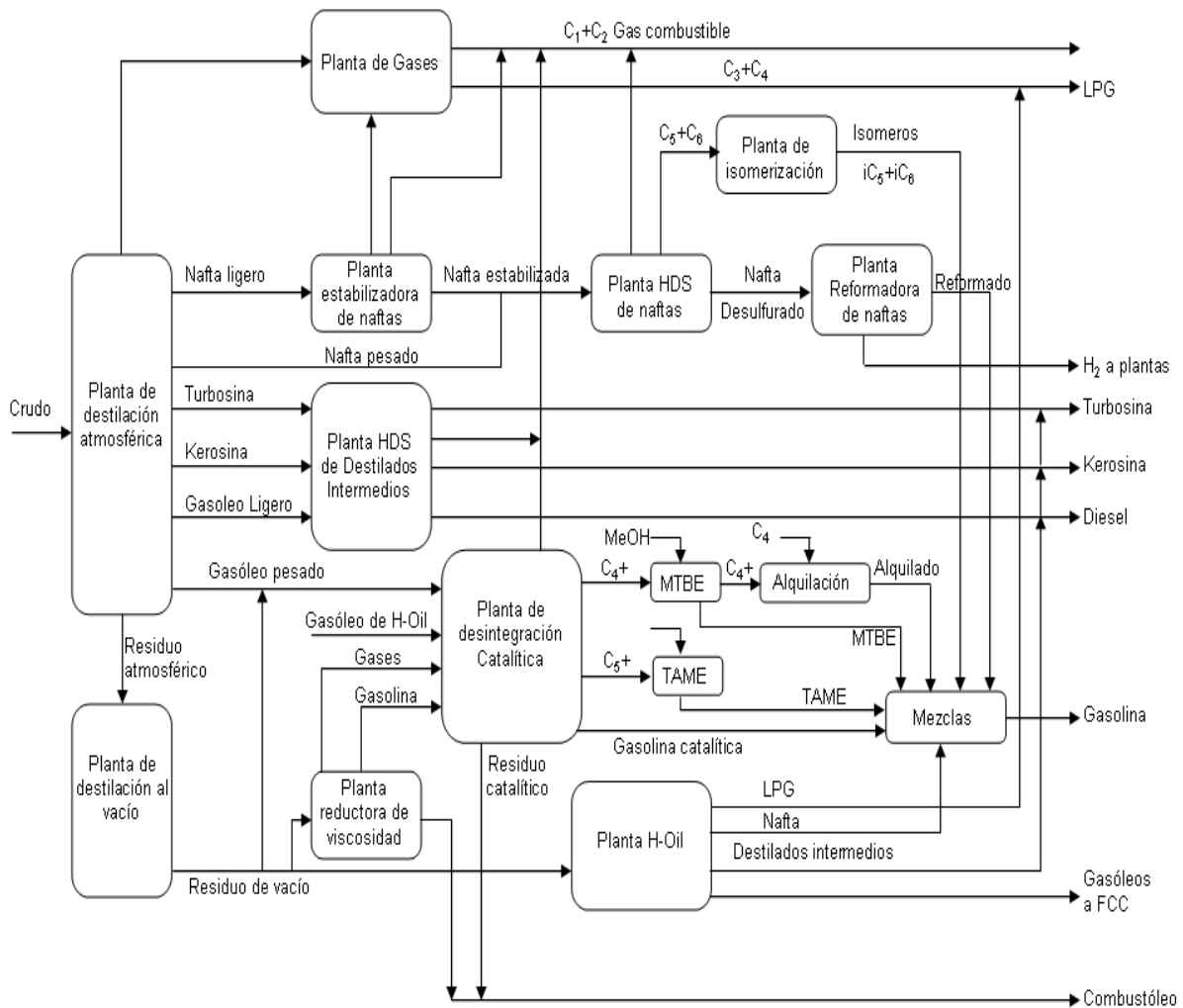


Figura 3.1.1 Diagrama típico de una refinería

La composición elemental del crudo de petróleo esta comprendida dentro de los siguientes intervalos:

Tabla 3.1.1. Composición elemental del petróleo crudo. [Ramos, 1999]

Elementos	% en peso
Carbono	83-87
Hidrógeno	11-14
Azufre	0-2
Oxígeno	1
Nitrógeno	0.2

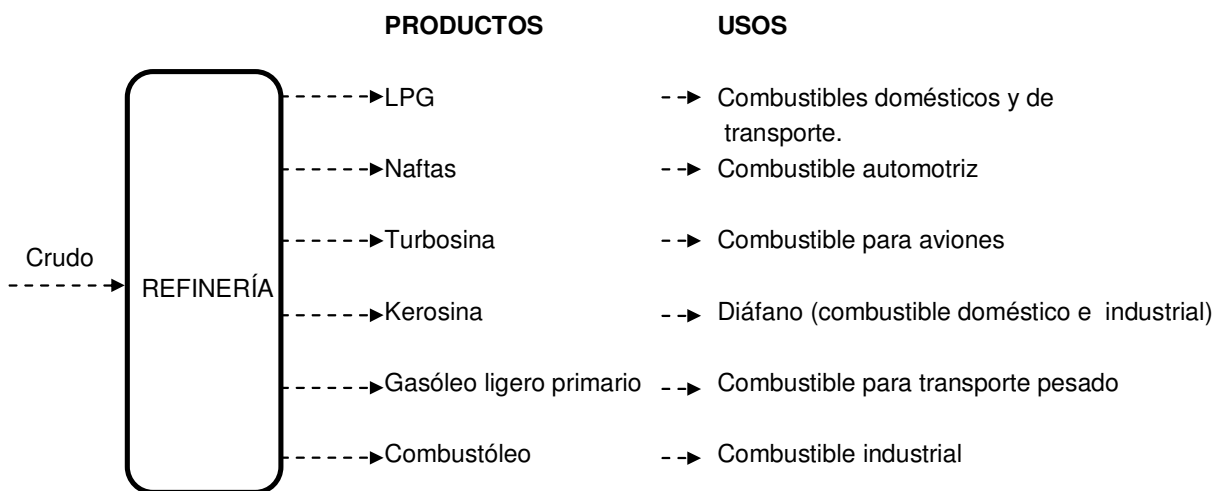


Figura 3.1.2. Principales productos de una refinería.

Las columnas de destilación del crudo son las unidades de mayor tamaño en la refinería. Se utilizan para separar el crudo en fracciones de acuerdo a su punto de ebullición. Se consiguen las mayores eficacias y los costos más bajos si la separación del crudo tiene lugar en dos etapas [Ramos, 1999], primero fraccionando la totalidad del crudo a la presión atmosférica, luego alimentando la fracción de los residuos de punto de ebullición más alto a un segundo fraccionador operando a alto vacío.

En la industria de la refinación es común denominar como destilados a las fracciones o productos que se separan del crudo, evaporándose por calentamiento (posteriormente se condensan); de esta forma, cuando se habla en forma general de destilados intermedios, se hace referencia a la gasolina, kerosina, turbosina y el gasoleo ligero (diesel), principalmente. Cuando se habla de destilados ligeros, se incluyen las gasolinas y los gases (metano, etano, butano y propano). El residuo o fondo de barril es lo que queda del crudo después de extraerle los destilados.



En la Tabla 3.1.2 se presentan los principales procesos de una refinería.

Tabla 3.1.2. Clasificación de los procesos de refinación.

Físicos	Químicos		
Separación	Rearreglo molecular	Desintegración	Construcción molecular
El crudo se separa en sus fracciones	Los hidrocarburos cambian su estructura molecular.	Las moléculas grandes y complejas de los hidrocarburos se desintegran formando moléculas más pequeñas.	Una molécula de hidrocarburo se une con otra molécula para formar moléculas más grandes.
Destilación atmosférica	Reformación catalítica	Desintegración catalítica	Alquilación
Destilación al vacío	Isomerización	Reductora de viscosidad	Esterificación : MTBE, TAME
Fraccionamiento de gases	Hidrodesulfuración	Hidrodesintegración	

3.2. Clasificación de los procesos más comunes de refinación. [PEMEX,1996].

Para facilitar la comprensión de los procesos de refinación es conveniente agruparlos en etapas, de acuerdo a la secuencia de separación y transformación del crudo hasta obtener los productos finales.

Tabla 3.2.1. Agrupamiento de los procesos.

ETAPA	NOMBRE	PROCESO	DESCRIPCIÓN
1	Destilación del crudo	Destilación atmosférica y de vacío	Incluye los procesos que separan al crudo en varias fracciones, los cuales constituyen los primeros productos intermedios.
2	Elaboración de gasolina	Hidrodesulfuración de naftas y destilados intermedios. Reformación, isomerización y desintegración catalítica.	Incluye a los procesos que transforman la nafta amarga y gasóleo obtenidos en la primera etapa, en gasolina dulce.
3	Fondo de barril	Coquización, hidrodesintegración catalítica y reductora de viscosidad.	Incluye a los procesos que transforman el residuo en productos más ligeros.

3.3. Procesos de destilación del crudo.

3.3.1. Proceso de destilación atmosférica.

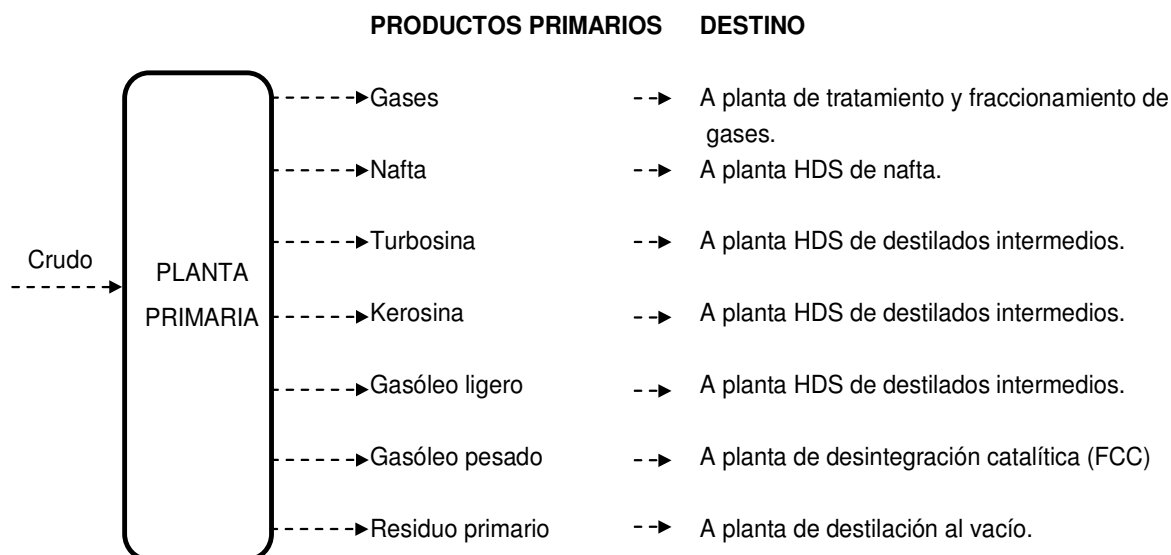


Figura 3.3.1.1. Ubicación del proceso de destilación en la refinería.

3.3.1.1. Generalidades.

El primer proceso de separación en una refinería es el de “destilación atmosférica” llamada así porque la separación del crudo se lleva a cabo a una presión de 0.3 a 0.5 Kg/cm² manométricos, ligeramente arriba de la presión atmosférica.

Tiene como objetivo principal, separar el crudo en varias corrientes, llamadas productos primarios o fracciones, por lo cual a esta separación se le llama también fraccionamiento del crudo.

Estas fracciones contienen impurezas principalmente compuestas de azufre y metales, y no reúnen las especificaciones requeridas para ser utilizadas como productos finales, por esto, constituyen la materia prima para otros procesos en donde se eliminan estas impurezas y se adecuan a las especificaciones de calidad requeridas.

3.3.2. Planta de destilación al vacío.

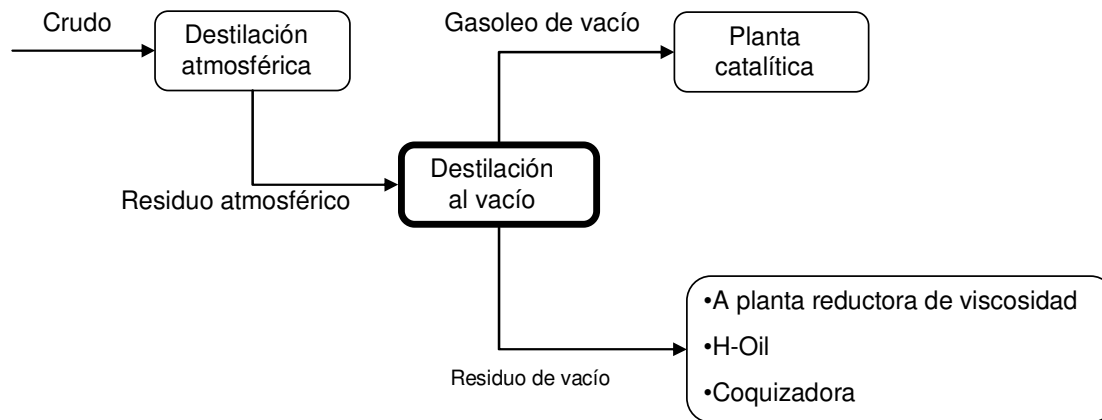


Figura 3.3.2.1 Ubicación del proceso de destilación al vacío dentro de la refinería

3.3.2.1. Generalidades.

Las temperaturas de salida del horno requeridas para la destilación a presión atmosférica de las fracciones más pesadas del crudo de petróleo son tan altas que podrían dar lugar al craqueo térmico, con la consiguiente pérdida del producto y ensuciamiento del equipo. Por lo cual las fracciones más pesadas del crudo se destilan bajo vacío, ya que la temperatura de ebullición desciende al disminuir la presión.

La destilación se lleva a cabo con presiones absolutas, en la zona de alimentación de la columna, de 25 a 40 mmHg.

El proceso de la destilación al vacío, tiene como objetivo principal extraer los destilados ligeros que contiene el residuo atmosférico (llamado también crudo reducido) debido a que estos destilados ligeros ya separados, tienen mayor valor económico y aprovechamiento en la refinería.

Los gasóleos y el residuo de vacío que se obtiene pueden tener varios usos, dependiendo del tipo de crudo procesado, la configuración de la refinería, la capacidad de los procesos y la demanda de los productos.

3.3.3. Planta estabilizadora de nafta y fraccionadora de gases.

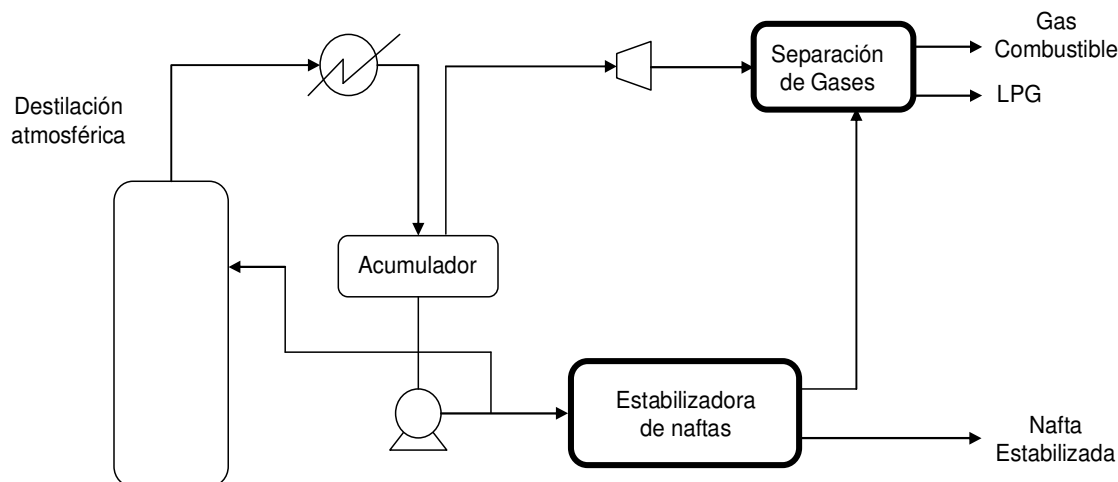


Figura 3.3.3.1 Diagrama de bloques de la planta estabilizadora de Naftas.

3.3.3.1 Generalidades

La corriente de gases que salen del acumulador de nafta de las plantas de destilación atmosférica está compuesta de hidrocarburos ligeros (metano, etano, propano y butano) y además contiene ácido sulfhídrico.

El objetivo de este proceso es recuperar de esta corriente el propano y el butano para ser utilizados como gas licuado de petróleo (GLP) o como materia prima para elaborar otros productos petroquímicos.

Al salir del acumulador, la corriente de gases se dirige a la succión de un compresor centrífugo, para aumentar su presión y ser alimentado a la sección de fraccionamiento y tratamiento de gases.

Por otra parte, la corriente líquida de nafta ligera que proviene del fondo del mismo acumulador, contiene aún hidrocarburos ligeros, los cuales deben separarse para obtener la nafta estabilizada. Esta corriente se alimenta a la torre “estabilizadora de naftas” donde se separan y salen por la parte superior los hidrocarburos ligeros y por el fondo se obtiene la nafta estabilizada, libre de butano y más ligeros, ésta es enviada a la planta hidrodesulfuradora (HDS) de naftas para eliminar los compuestos de azufre.

3.4. Procesos para elaborar gasolinas.

3.4.1 Planta hidrodesulfuradora (HDS) de naftas y destilados intermedios.

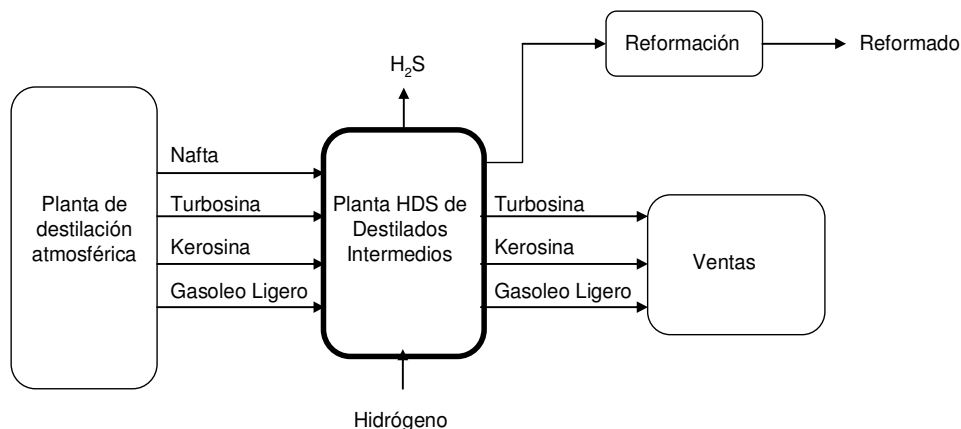


Figura 3.4.1.1 Ubicación del proceso de hidrodesulfuración en la refinería.

Los crudos que se procesan en una refinería contienen contaminantes como azufre y metales.

Al separarse el crudo en varias fracciones (destilación atmosférica). Los contaminantes se distribuyen en ellos, concentrándose más en medida que la fracción se compone de hidrocarburos pesados.

En las corrientes de gases compuestos de hidrocarburos ligeros, el azufre está presente en forma de ácido sulfhídrico (H_2S); y a partir de hidrocarburos con seis átomos de carbono, forma compuestos con los propios hidrocarburos o está ocluido en ellos.

El proceso mediante el cual se eliminan los compuestos de azufre y metales de los hidrocarburos utilizando hidrógeno, se llama en forma genérica Hidrotratamiento.

En las refinerías este proceso se realiza para desulfurar la nafta, la turbosina, la kerosina y el gasóleo ligero(diesel), antes de enviarlos a almacenamiento como producto final, en algunas refinerías, se hidrotentan los residuos de vacío para desulfurarlos o desintegrarlos.

Existen varias razones para eliminar estos contaminantes por medio de hidrotratamientos, entre los más importantes pueden mencionarse los siguientes:

- El azufre y los metales envenenan a los catalizadores, que son utilizados en los procesos de reformación y desintegración catalítica.
- Las normas ambientales restringen el contenido de azufre en las emisiones a la atmósfera y en los combustibles que se elaboran en las refinerías.

- Mejorar la calidad de los combustibles, ya que al quemarse se eliminan los malos olores y disminuye la formación de humo.

3.4.2. Planta de reformación catalítica

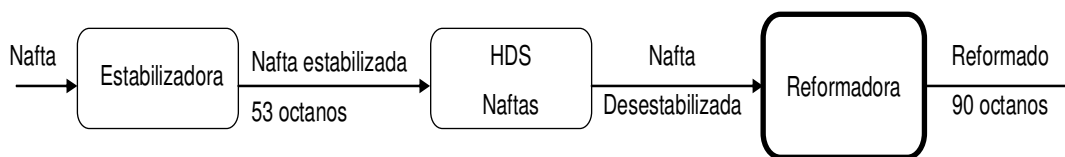


Figura 3.4.2.1 Ubicación del proceso de reformación catalítica en la refinería

La nafta que se obtiene en la planta de destilación atmosférica es de bajo octano (53). Ya que en su composición predominan los hidrocarburos parafínicos y nafténicos; por lo tanto, no es conveniente que sea utilizada directamente como componente de la mezcla para elaborar las gasolinas, esto hace necesario someterla a un proceso de reformación catalítica para incrementar su octanaje.

3.4.2.1. Generalidades.

El número de octano o calidad antidetonante de una gasolina, representa la capacidad del combustible para no alcanzar su temperatura de auto ignición cuando se comprime en los cilindros de un motor. Una gasolina de bajo octano inicia por si sola su combustión al comprimirse, antes de que el pistón termine su carrera, originando con esto golpeteos sobre el mismo pistón que se transmite al cigüeñal. La gasolina de alto octano, se quema con la chispa de la bujía, evitando los efectos de una gasolina pobre en octano.

La modernización de los automóviles ha hecho que los motores requieran gasolinas que soporten mayor relación de compresión, para ser más eficientes; por esto, las refinerías se han visto en la necesidad de producir gasolina de mayor octanaje y uno de los caminos ha sido la instalación de las plantas reformadoras, donde los hidrocarburos parafínicos y nafténicos presentes en la nafta primaria son convertidos a hidrocarburos aromáticos de alto número de octano.

La reformación catalítica de la nafta es un proceso químico de rearreglo molecular, donde los hidrocarburos parafínicos se convierten a isoparafínicos, nafténicos y aromáticos; lo cual genera mayor octanaje.

3.4.3. Planta de Isomerización.

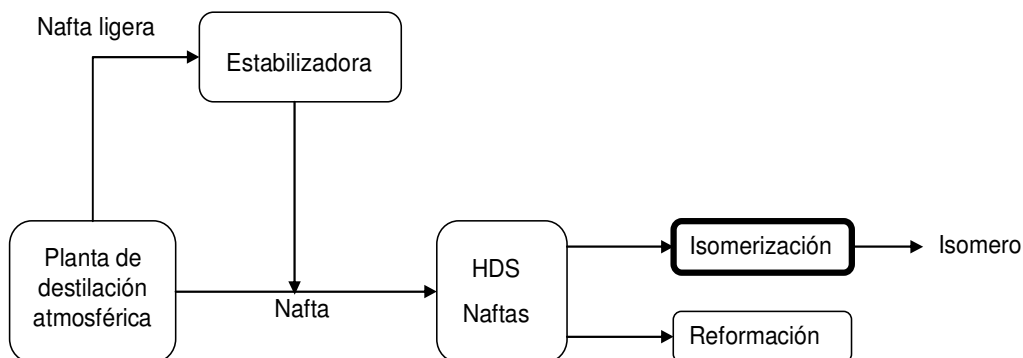


Figura 3.4.3.1 Ubicación del proceso de isomerización en la refinería.

3.4.3.1. Generalidades.

La isomerización es un proceso catalítico donde los hidrocarburos parafínicos de 5 y 6 átomos de carbono, sufren un rearrreglo molecular sin cambiar el número de carbonos. Consiste en la reubicación de un radical de la molécula original a una posición “iso” de la molécula resultante, lo cual le da a esta última características diferentes a la molécula original, como es el índice de octano, muy importante en la industria de la refinación.

Al cambiar la estructura molecular, se modifican sus propiedades físicas, incrementándose la presión de vapor y el número de octano.

3.4.4. Planta de desintegración catalítica (FCC).

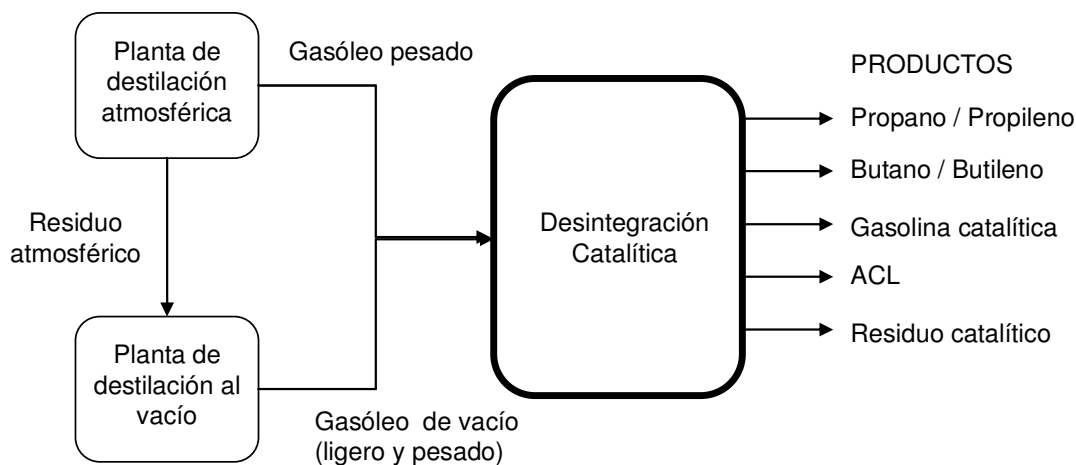


Figura 3.4.4.1 Ubicación del proceso FCC en la refinería.

3.4.4.1 Generalidades.

El proceso de desintegración catalítica fluida, también conocido como cracking catalítico fluido (FCC), consiste en el rompimiento de las moléculas de los gasóleos, las cuales en un reactor se exponen al calor y son puestas en contacto con un catalizador para promover las reacciones de desintegración.

La alimentación a las plantas, normalmente es una mezcla de gasóleos de vacío y gasóleo pesado de la destilación atmosférica, y se compone principalmente de hidrocarburos parafínicos, constituidos por 18 a 32 átomos de carbono.

El proceso es diseñado para promover la desintegración de los gasóleos en una forma determinada y con el objetivo principal de obtener la mayor cantidad posible de gasolina catalítica de alto octano.

3.4.5. Plantas de MTBE y TAME.

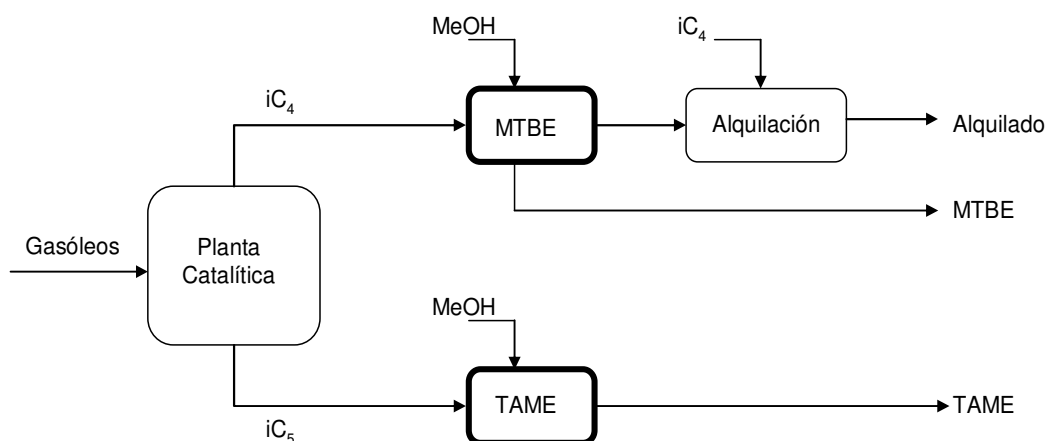


Figura 3.4.5.1 Ubicación de los procesos MTBE y TAME en la refinería.

3.4.5.1. Generalidades.

En las refinerías, la planta catalítica (FCC) es la mayor generadora de olefinas; las corrientes de butanos y gasolina ligera que se obtienen en esta planta contienen alto porcentaje de olefinas de cuatro y cinco carbonos, respectivamente. Estos compuestos se caracterizan por tener alta presión de vapor y ser muy reactivos; son precursores de ozono cuando escapan a la atmósfera; por lo cual, no es conveniente enviarlos directamente a la mezcla de gasolinas.

Se han encontrado nuevos procesos para disminuir en las gasolinas el contenido de olefinas, la presión de vapor y elaborar compuestos que contengan oxígeno, así como mejorar el índice de octano, todo esto se logra por medio de los procesos MTBE, TAME y Alquilación.



El MTBE ó metil terbutil éter y TAME ó teramil metil éter, son compuestos oxigenados, elaborados a partir de olefinas y metanol.

3.4.6. Planta de alquilación.

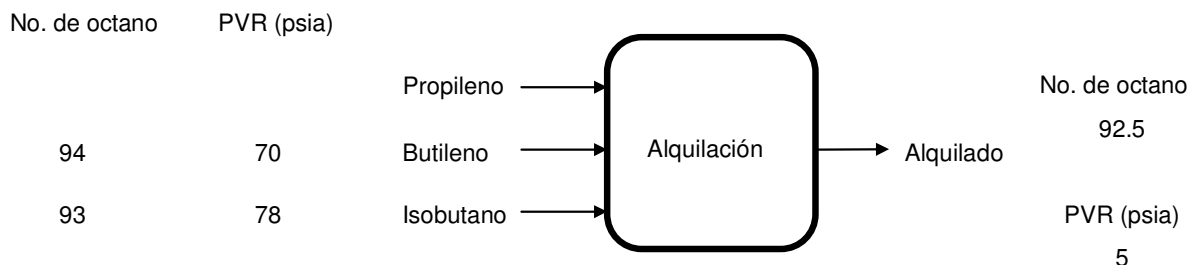


Figura 3.4.6.1. Productos de la alquilación.

En refinación el proceso de alquilación comprende la unión de olefinas (propileno o butileno) con isobutano, para formar una isoparafina a la que se le llama alquilado.

La tendencia actual de las refinerías es producir la máxima cantidad posible de gasolina y disminuir su presión de vapor así como su contenido de olefinas; lo anterior se favorece limitando la adición a la mezcla de gasolina con corrientes que contengan olefinas y sustituirlas por alquilado, mediante el proceso de alquilación.

El proceso de alquilación tiene la finalidad de procesar las olefinas que se producen en la planta catalítica, produciendo un compuesto llamado alquilado, que tiene baja presión de vapor y al ser mezclado con la gasolina disminuye la presión de vapor de la mezcla.

3.5. Procesos de fondo de barril.

Las plantas tratadoras de fondo de barril que se encuentran en el esquema típico de refinación son: reductora de viscosidad y la hidrodeseintegradora catalítica, cuya función es procesar las corrientes pesadas de hidrocarburos como son: residuos de vacío, atmosféricos y asfaltos, para producir más gasolinas y diesel.

3.5.1. Coquización y reducción de viscosidad.

La demanda creciente de productos destilados, la menor utilización de combustóleo, y la mezcla cada vez más pesada de crudos procesados han motivado la necesidad técnica y económica de procesos de conversión de fondos como la coquización y reducción de viscosidad.

La coquización es un proceso de desintegración térmica de residuos cuya alimentación proviene de los fondos de la torre de vacío y de la desintegradora

catalítica (FCC), en este proceso las moléculas de compuestos pesados se rompen en una serie de moléculas más ligeras, mientras se precipitan moléculas pesadas de carbón en forma de coque.

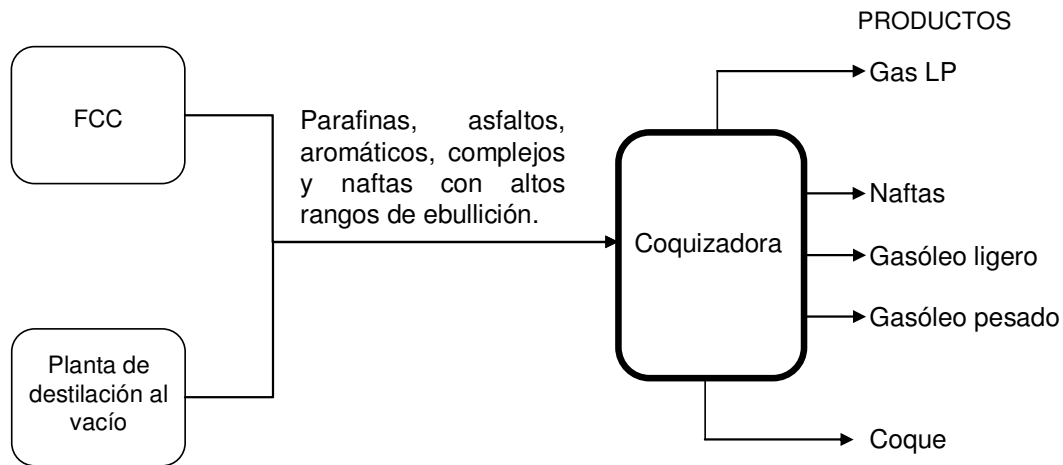


Figura 3.5.1.1. Ubicación del proceso de coquización en la refinería.

La reducción de viscosidad es un proceso de desintegración térmica similar a la coquización. Existen dos versiones de este proceso:

- Desintegración en horno en espiral (Coil and furnace cracking), en el cual la temperatura de salida del horno es alta (900 °F) y el tiempo de residencia es corto. Tiene la desventaja, en comparación con la otra versión, de provocar un mayor consumo energético.
- Desintegración en cámara de reacción (Soaker cracking), en el cual los tiempos de residencia son más largos y presenta temperaturas de salida del horno menores (805 °F). Tiene la ventaja de provocar un consumo energético menor.

La Figura 3.5.1.2. muestra la función de este proceso.

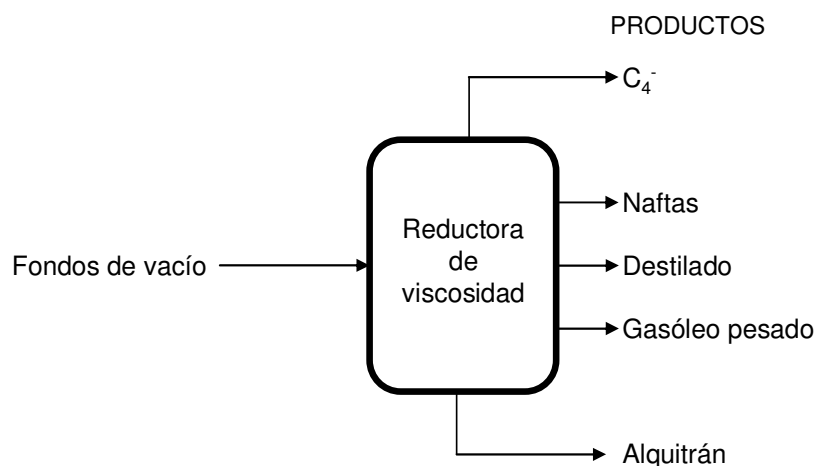


Figura 3.5.1.2. Ubicación del proceso de reducción de vacío en la refinería.



Capítulo 4

Descripción de una Planta Hidrodesulfuradora.



Capítulo 4

Descripción de una Planta Hidrodesulfuradora

4.1. Descripción del proceso.

La hidrodesulfuración es un proceso de refinación catalítica que utiliza un catalizador selectivo, en combinación con una corriente de gas rica en hidrógeno, para descomponer los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloruros y compuestos metálicos, así como para saturar las olefinas presentes en las gasolinas. Los metales se eliminan por fijación de los mismos sobre la superficie del catalizador. También se elimina agua obteniéndose un producto seco y libre de impurezas. Todas estas mejoras en las gasolinas se logran con poca pérdida de producto, ya que se produce metano y LPG.

Para llevar a cabo lo anterior, la carga se mezcla con una corriente de gas rica en hidrógeno proveniente de la planta reformadora, vaporizándose en el tren de precalentamiento y el calentador a fuego directo antes de entrar al reactor.

En la mayor parte de las refinerías y como continuación del proceso de hidrodesulfuración, se sintetiza, a partir de la salida del sulfuro de hidrógeno separado, una planta de Azufre, llevándose a cabo a través de la reacción de Claus.

La hidrogenación se lleva a cabo a través de un lecho fijo de catalizador cuyos principios activos son Co-Mo.

Las reacciones que se efectúan son las siguientes:

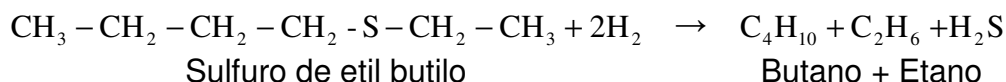
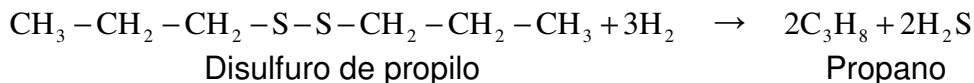
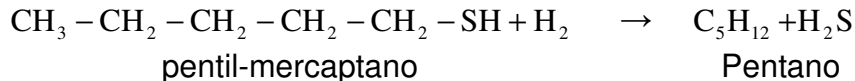
- Saturación de olefinas con producción de parafinas y naftenos.
- Hidrogenación de los compuestos de azufre con producción de parafinas y H_2S .
- Hidrogenación de los compuestos de nitrógeno con producción de parafinas y amoniaco.
- Eliminación de oxígeno con producción de hidrocarburos y agua.

Las tres primeras reacciones son altamente exotérmicas. La hidrogenación se lleva a cabo en un reactor catalítico a una temperatura de $300^\circ C$ aproximadamente y bajo una presión de 28 a 30 kg/cm^2 .

4.1.1. Reacciones de hidrodesulfuración.

El azufre se encuentra en la alimentación, especialmente como mercaptanos, sulfuros, disulfuros, polisulfuros y tiofenos.

Los primeros componentes son predominantes de las gasolinas directas. Son fácilmente convertidos a sulfuro de hidrógeno por reacciones tales como:



Se ha estimado que un contenido residual < 0.5 ppm de azufre es adecuado para conservar una buena actividad del catalizador de reformación. Los tiofenos son los más difíciles de eliminar.

4.1.2. Reacciones de hidrodesnitrificación.

En productos del petróleo, el nitrógeno se encuentra junto con el azufre. Esencialmente se encuentra en compuestos heterocíclicos siendo por ello más difícil la hidrodesnitrificación que la hidrodesulfuración. Debido a que estos componentes inhiben la muy importante función ácida del catalizador de reformación, deben eliminarse completamente.

Las reacciones típicas para la eliminación de nitrógeno son las siguientes:

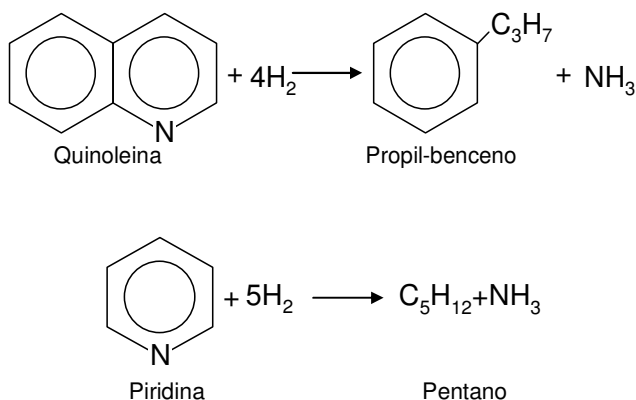


Figura 4.1.2.1. Reacciones de hidrodesnitrificación,

4.1.3. Reacciones de descomposición de compuestos oxigenados.

El oxígeno se encuentra disuelto en compuestos heterocíclicos de azufre o nitrógeno o en forma de peróxido o compuestos fenólicos, estos compuestos se transforman en agua e hidrocarburos.

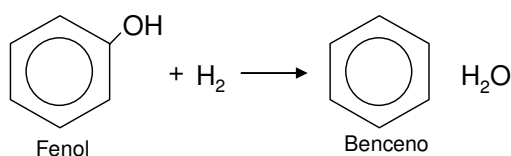


Figura 4.1.3.1. Reacciones de descomposición de compuestos oxigenados

4.1.4. Eliminación de arsénico y compuestos metálicos.

El platino de los catalizadores de reformación tiene una fuerte afinidad por estos metales y los catalizadores resultan completamente desactivados por ellos, por lo tanto es imprescindible eliminarlos en el proceso de hidrodesulfuración previo al de reformación.

Durante la desulfuración de los compuestos metálicos (arsénico, plomo, cobre o níquel) se descomponen de manera similar a los mencionados anteriormente, también con formación de hidrocarburos puros. La diferencia aquí es que los metales contaminantes se depositan sobre el catalizador y se unen a compuesto metálicos usados en la manufactura del catalizador.

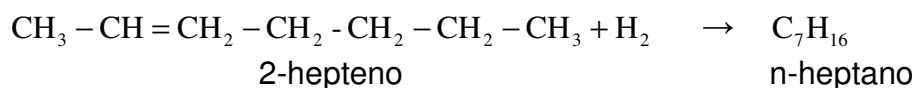
El máximo contenido permisible de arsénico, plomo y otros compuestos metálicos no debe ser mayor de 1 ppb (una parte por billón) para fines de reformación.

4.1.5. Saturación de olefinas.

Los compuestos olefínicos son compuestos insaturados con deficiencia en átomos de hidrógeno. Esta deficiencia los hace relativamente reactivos.

Bajo las condiciones de operación del proceso de reformación, las olefinas pueden producir depósitos importantes de carbón sobre el catalizador y en los tubos del horno. Las olefinas se convierten a parafinas en el reactor de hidrodesulfuración.

Los efectos térmicos de las reacciones de hidrotratamiento son generalmente exotérmicos; sin embargo solamente la saturación de olefinas y la descomposición de compuestos nitrogenados producen grandes cantidades de calor.



4.2. Descripción del flujo.

La planta se divide en dos secciones:

- Sección de reacción.
- Sección de estabilización y fraccionamiento.



4.2.1. Sección de reacción.

La alimentación a la planta esta constituida por las naftas provenientes de la planta combinada; el resto de la alimentación a la planta esta constituida por gasolinas de la planta de hidrodesulfuradora de destilados intermedios.

Para entender cabalmente el proceso es necesario referirse al diagrama de flujo del proceso (DFP) y al diagrama de tubería e instrumentación (DTI) de la sección bajo estudio, para lo cual se pide al lector consultar el Apéndice II.

Ambas cargas, se reciben en el acumulador de carga FA-401. El acumulador opera a una presión de 2.8 kg/cm^2 y la temperatura de la carga es 38°C . La presión en este recipiente se controla con el PIC-401 que en rango dividido acciona por una parte la válvula "A" que admite gas combustible cuando la presión tiende a bajar y por la otra, acciona la válvula "B" que envía el exceso de presión a desfogue; la temperatura es conocida gracias al TI 400-01 colocado a la salida del tanque FA-401.

De este tanque la carga es tomada por la bombas GA-401/R para alimentar el reactor DC-401. En la descarga de estas bombas, el flujo se divide para alimentar corrientes iguales a los bancos de precalentamiento de carga. Esta división de flujo se realiza mediante los controladores FIC-403 y 404. A cada uno de estos flujos y posteriormente sus respectivas válvulas de control se unen sendas corrientes de H_2 que se regulan manualmente con válvulas de mariposa, el flujo se conoce mediante los indicadores de flujo FI-422 y FI-423.

Los dos flujos de carga ya mezclados con hidrógeno de reposición, pasan por la coraza del primer banco de precalentamiento EA-401 A/D y en seguida también por el lado de la coraza del segundo banco de precalentadores EA-402 A/D, los cuales utilizan el primer efluente del reactor para precalentar la carga de 43 a 240°C .

En estas condiciones la carga totalmente vaporizada entra a los cuatro serpentines del calentador a fuego directo BA-401 con objeto de suministrar el calor requerido para el proceso hasta alcanzar la temperatura necesaria en el reactor que es aproximadamente 290°C .

La mezcla de nafta e hidrógeno que sale del calentador BA-401 entra al reactor DC-401 en donde se llevan a cabo todas las reacciones descritas en la química del proceso y sale del mismo a 295°C .

El H_2 requerido para la hidrodesulfuración, es proporcionado por la planta reformadora de naftas.



Habiendo pasado por el reactor la mezcla de hidrocarburos e hidrógeno, el efluente de éste sigue por el lado de los tubos de todos los cambiadores del tren de precalentamiento de carga, y por el lado de la coraza del banco de enfriadores EA-404 A/D hasta llegar al separador de productos del reactor FA-402. De esta manera el efluente del reactor se ha enfriado desde 295 °C hasta 43 °C.

La fase gaseosa del separador (hidrógeno) se recircula nuevamente hasta la carga con el compresor GB-401. La fase líquida se envía a la sección de fraccionamiento a control de nivel en el separador de productos del reactor FA-402.

Según se describe en la química del proceso, los compuestos de nitrógeno se eliminan con formación de amoniaco; este amoniaco a su vez, se combina con los compuestos de azufre de la carga dando lugar a la formación de sales de amonio y azufre que cristalizan a bajas temperaturas corriente abajo del efluente del reactor. Esta cristalización se produce principalmente en las partes más frías del tren de precalentamiento de carga provocando la formación de grandes depósitos de sales en los tubos, lo que disminuye considerablemente la eficiencia de transmisión de calor.

Para evitar esta situación, periódicamente se inyecta agua de lavado corriente abajo de los precalentadores EA-415 A/B y EA-403 A/B por el lado de los tubos, y al condensador EA-404 A/D del lado de la coraza.

4.2.2. Sección de estabilización y fraccionamiento.

La fase líquida proveniente del separador de productos del reactor a 43 °C y 22.8 kg/cm² se envía a fraccionamiento después de haberse precalentado en el cambiador EA-405 contra la carga a la planta reformadora y en el EA-403 A/B contra el efluente del reactor. Después de este precalentamiento la carga a la sección de fraccionamiento se recibe en el primer separador de carga a la desbutanizadora el FA-404 con una temperatura de 131 °C. La función de este separador es reducir sustancialmente el contenido de hidrógeno e hidrocarburos ligeros en la carga a la torre desbutanizadora DA-401. Este separador opera a 7 kg/cm² y a control de nivel de éste, la fase líquida se envía con las bombas GA-408/R a la torre, la fase vapor se enfría en el condensador EA-406 y se recibe a 38 °C en el segundo separador de carga a la torre desbutanizadora FA-405. Este segundo separador que opera a 6.3 kg/cm² tiene por objeto recuperar los hidrocarburos de la fase vapor del primer separador y dejar en libertad el gas amargo que a control de presión se envía a límites de batería. La fase líquida a control de nivel (LIC-407) se bombea con las bombas GA-409/R hacia la torre desbutanizadora, juntándose antes con la corriente líquida proveniente del primer separador y entrando al plato No. 15 de la torre DA-401.



El calor requerido para la operación de la torre DA-401 es suministrado a los fondos de la misma, por tres serpentines colocados en la zona de convección del calentador BA-501 de la planta reformadora, por el hervidor de ajuste EA-506 de la estabilizadora DA-501 de la misma reformadora y por el hervidor de fondos BA-402 de esta planta.

Para el efecto, con las bombas GA-404/RT se envía una corriente de fondos de la DA-401 hacia la planta reformadora en donde esta corriente se divide a su vez en otras cuatro: tres a control de flujo, que entran a sendos serpentines en el calentador BA-501 y una cuarta, que intercambia calor en el EA-506 contra la circulación de fondos de la torre DA-501. La corriente que se calienta en los tres serpentines del calentador BA-501 incrementa su temperatura en ellos de 215°C a 223°C, siendo esta última la temperatura a la cual entra a los tres serpentines del calentador BA-402 de esta planta; la cuarta corriente que se calienta en el EA-506, incrementa su temperatura en éste de 215 a 223°C.

Las tres corrientes que provienen del calentador BA-501, reciben ahora calor de vaporización en el calentador BA-402 de esta planta.

De esta manera las cuatro corrientes calentadas según lo descrito anteriormente se unen para entrar a los fondos de la torre desbutanizadora DA-402.

Los domos de la torre desbutanizadora DA-401 a 96°C se condensan en los cambiadores EA-407 A/B y se reciben ya fríos a 72°C en el acumulador de reflujo FA-406 que opera a 16.5 kg/cm². El cual mediante control de presión envía hidrocarburos ligeros y H₂S hacia límite de batería. La fase líquida se envía como reflujo al plato No. 1 de la torre mediante las bombas GA-402/R y GA-403/R.

El exceso de reflujo, a control de nivel del acumulador se envía al límite de batería a 38°C con las bombas GA-403/R después de haberse enfriado contra el agua en el enfriador EA-410.

Los fondos de la torre desbutanizadora DA-401, a 223°C se envían por diferencia de presión y a control de nivel hacia la torre deshexanizadora DA-402 después de haberse enfriado en el hervidor de fondos EA-412 de la propia torre deshexanizadora hasta una temperatura de 136°C. La carga se alimenta al plato No. 24 de vaporización.

La torre que cuenta con 32 platos del tipo válvulas, tiene por función separar el isohexano y más ligeros de la carga que se alimenta a la planta reformadora y que debe estar constituida por hexano y más pesados.

Las condiciones de operación de la torre son 80°C y 2.0 kg/cm² en el domo y 155°C y 2.2 kg/cm² en el fondo. El calor requerido para el funcionamiento de la torre es suministrado a los fondos de la misma en el hervidor de fondos EA-412



que recibe calor de la propia carga y por el hervidor de ajuste EA-409 A/B que usa vapor como medio de calentamiento.

La torre cuenta con el tanque de balance FA-408, cuyo objetivo es el de poder enviar la carga a la reformadora aún en el caso de que se encuentre fuera de operación la torre deshexanizadora. Para tal efecto, este tanque tiene las líneas y los bloqueos necesarios, tanto en la fase líquida como en la fase gaseosa para que sirva como acumulador de fondos de la torre.

La carga a la planta reformadora se toma de este tanque, se envía con las bombas GA-405 /RT después de haberse enfriado contra el efluente del separador de productos del reactor hasta una temperatura de 93°C. El excedente de hexano y más pesados se envía a control de nivel de este tanque a límite de batería con las bombas GA-406/R después de haberse enfriado en el cambiador EA-411 hasta una temperatura de 38°C.

Los domos de la torre deshexanizadora a 80°C se enfrían en los condensadores EA-408 A/D y se reciben en el acumulador de reflujo FA-407 a una temperatura de 67°C. Este acumulador que opera a 1.8 kg/cm², que a control de presión desvía los domos de la torre directamente hacia el acumulador de reflujo sin pasar por los condensadores, cuando la presión tiende a bajar.

El reflujo a la torre se toma se este tanque con las bombas GA-407 A,B,C y se inyecta al plato No. 1 de la misma a control de flujo y temperatura. El exceso de reflujo se envía a control de nivel del acumulador con las mismas bombas hacia la planta de Isomerización o almacenamiento después de haberse enfriado en el enfriador de isohexanos EA-413 hasta una temperatura de 38°C.

Debido a la presencia de gas amargo (H₂S) en los domos de la torre DA-401 se requiere una inyección continua de inhibidor de corrosión para neutralizar la actividad corrosiva que pudiera causar en el sistema.

Para llevar a cabo lo anterior se requiere inyectar el inhibidor en dos puntos; el primero se localiza en la línea de salida de gases de la torre DA-401 hacia el condensador EA-407 A/B y el segundo corriente arriba en la salida de gases del FA-404 hacia el EA-406. Esa inyección se realiza tomando la solución de inhibidor del tanque FB-401 con la bomba GA-410 A/B.

4.3. Circuito de carga.

En la planta hidrodesulfuradora se seleccionó un circuito de flujo para el análisis propuesto en el presente trabajo, éste fue seleccionado de acuerdo al registro de incidentes que se tiene en la planta y en la experiencia del personal de operación [Villacaña, Gómez, 2001], [Malvaez, 2001]. El circuito que se seleccionó fue el **de carga** debido a que, de existir una falla dentro de este circuito, las consecuencias son inmediatas para toda la planta, ya que no se cumpliría con las



especificaciones de alimentación a la siguiente etapa, es decir, a la sección del reactor. Nuevamente, se refiere al lector al diagrama de flujo del proceso (DFP) y al diagrama de tubería e instrumentación (DTI) de la sección bajo estudio que se encuentran en el Apéndice II.

La alimentación a la planta esta constituida por las naftas provenientes de la planta combinada (36000 BPD), además de tener una línea proveniente de bombas (de relevo) las cuales también se pueden utilizar para alimentar el tanque, esta línea pasa por los filtros FD-401 y FD-402, los cuales cuentan con un indicador local de presión, salida de drenaje y una entrada de gasolina a presión para lavado proveniente de las bombas GA-406. El resto de la alimentación a la planta esta constituida por gasolinas de la planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios (500 BPD).

Ambas se reciben en el acumulador de carga FA-401 (después cuenta con una derivación a la PSV-401) a control de nivel LI-401 en base a la alimentación de naftas. La cantidad de nafta recibida queda registrada por el FR-401 (después de este registrador se tiene una salida de gasolina para regresarla por la salida EA-104 o para mandarla a L.B. por la unidad reformadora), sobre la alimentación de gasolinas no se tiene medición propia de la planta, la cantidad correspondiente queda en el registro de la planta hidrodesulfuradora de la que se esta recibiendo. El acumulador opera a una presión de 2.8 kg/cm^2 y la temperatura de la carga es la del ambiente (38°C).

La presión en el acumulador se controla con el PIC-401 que en rango dividido acciona por una parte la válvula PV-401A que admite gas combustible cuando la presión tiende a bajar y por otra, acciona la válvula PV-401B que envía el exceso de presión a desfogue, la temperatura es conocida gracias al TI400-01 colocado a la salida del tanque FA-401.

De este tanque la carga es tomada por las bombas GA-401/R para alimentar al reactor DC-401. En la descarga de estas bombas el flujo se divide en dos partes para alimentar dos corrientes iguales a los dos bancos de precalentamiento de carga. Esta división de flujo se realiza mediante los controladores FIC-403 y 404.

A cada uno de estos flujos y posteriormente sus respectivas válvulas de control se unen sendas corrientes de H_2 que se regulan manualmente con válvulas de globo y con los indicadores de flujo FI-422 y FI-423. El H_2 se recibe del compresor de recirculación GB-401 a través de la línea 4"-P4026-B12A.

Los dos flujos de carga ya mezclados con H_2 de reposición, se unen y pasan por la coraza del primer banco de precalentadores EA-401 A/D, la temperatura de salida después de los bancos de intercambiadores es de 240°C . En ambos precalentadores la carga se calienta contra el efluente del reactor.



En estas condiciones la carga totalmente vaporizada entra a los cuatro serpentines del calentador a fuego directo BA-401 de donde sale a 290°C con una presión de 28.3 kg/cm². A la entrada de cada serpentín del calentador se tienen manómetros de campo e indicadores de temperatura con puntos de consola. Esta instrumentación permite detectar directamente anomalías de temperatura o flujo en cada serpentín. El control de temperatura a la salida del calentador, se lleva a cabo con TIC-401, la señal de este instrumento es dirigida por el selector manual HS-401 hacia la válvula de control de presión del gas combustible para control de temperatura, esto mediante el PIC-404.

Finalmente la salida de los cuatro serpentines del calentador BA-401 se encuentran indicadores de temperatura, después de estos se juntan en un cabezal y sale la línea a la parte superior del reactor DC-401.



Capítulo 5

Aplicación de la Metodología al Caso de Estudio.



Capítulo 5.

Aplicación de la Metodología al Caso de Estudio.

En el presente capítulo se retoma el diagrama de flujo (Ver Figura 2.1, Capítulo 2) que describe la metodología empleada en la presente tesis para la jerarquización del equipo para la aplicación de mantenimiento preventivo en el circuito de carga de una planta hidrodesulfuradora (HDS) de naftas típica.

5.1. Selección del caso de estudio.

Como se ha mencionado, el caso de estudio seleccionado fue el circuito de carga de una planta hidrodesulfuradora de naftas típica. La selección de este caso de estudio se debió a que la hidrodesulfuración es un proceso de suma importancia para que la vida útil de los equipos de la refinería se alargue, ya que el azufre corroe a los equipos, además de que el azufre envenena a los catalizadores de procesos posteriores en la refinería.

5.1.1. Selección de las unidades de proceso (equipos) que se sometieron al análisis.

En el presente trabajo se propone hacer uso de un par de análisis HAZOP [Villacaña, Gómez, 2001], [Malvaez, 2001] previamente realizados al circuito de carga de una hidrodesulfuradora de naftas, para que de este análisis se obtengan las unidades de proceso y someterlas a la metodología propuesta.

5.2. Análisis de fiabilidad.

En la esta tesis se realizó el análisis de fiabilidad bajo la consideración de que los equipos se encuentran en el periodo de vida donde el índice de fallas es constante (Ver Figura 2.2.2.3.1. La curva de la bañera). Y como se mencionó en el Capítulo 2, sección 2.2.2.4.1, la distribución de fallas que aplica para la consideración asumida es la distribución exponencial.

Por lo cual para el cálculo de la fiabilidad se emplearán las ecuaciones 2.2.2.4.1.2 y 2.2.2.4.1.3 que a continuación se recuerdan.

$$F(t) = 1 - e^{-\lambda t} \quad (2.2.2.4.1.2)$$

$$R(t) = 1 - F(t) \quad (2.2.2.4.1.3)$$



Como puede observarse, es necesario conocer el índice de fallas (λ) y establecer el tiempo que se considerará para el análisis de fiabilidad.

En el presente trabajo, el tiempo considerado fue de un año, asumiendo que no ha transcurrido más de un año desde la última aplicación de mantenimiento. El índice de fallas se calculó a partir de los datos de frecuencia de fallas recopilados en el análisis HAZOP que se presenta en el APÉNDICE I. Además de que se consideraron solo las fallas de cada equipo que involucran el riesgo más alto para el personal y para la operación de la planta. [Villacaña, Gómez, 2001]

En la bibliografía donde se consultó el análisis HAZOP [Villacaña, Gómez, 2001], [Malvaez, 2001], la frecuencia de falla se presenta en una escala que va del número 1 al 5, y cada número tiene el significado que se presenta en la Tabla 5.2.1, El *valor asignado* a la frecuencia (tercera columna de la Tabla 5.2.1) fue calculado a partir del significado de cada uno de tales números (segunda columna).

Si se considera un tiempo de vida de la planta de 30 años [pemex.com], el *valor asignado* a la frecuencia con *valor* "1" es igual a $1/30 = 0.033$ eventos / año. Al *valor* "2" le corresponde un *valor asignado* de $1/10 = 0.1$ eventos / año de acuerdo al *significado del valor para la frecuencia*. Se decidió que al *valor* "5", cuyo *significado del valor para la frecuencia* es "Más de una vez en un año", tuviera un *valor asignado* de 2 eventos / año.

Tabla 5.2.1. Frecuencia y gravedad de fallas.

FRECUENCIA Y GRAVEDAD		
Valor	Significado del valor para la frecuencia	Valor asignado [evento/año]
1	No más de una vez en la vida de la planta	0.033
2	Hasta una vez en diez años	0.1
3	Hasta una vez en cinco años	0.2
4	Hasta una vez en un año	1
5	Más de una vez en un año	2

De los análisis HAZOP consultados [Villacaña, Gómez, 2001], [Malvaez, 2001] se obtuvo la Tabla 5.2.2 que resume las actas (documentos donde se presentan formalmente los resultados obtenidos del análisis HAZOP), que se desprenden del análisis de riesgos (Ver Apéndice I).



Tabla 5.2.2. Resumen de actas del análisis HAZOP.

Nodo	Desviación	Causa	F	G	R
1	De límite de batería al tanque acumulador FA-401				
	Menos flujo				
	1	Taponamiento de filtros FD-401, FD-402	5	1	5
	2	Válvulas de paso, situadas en la línea de carga del tanque acumulador FA-401 parcialmente cerradas	1	1	1
	No flujo				
	1	Falla de bombas de carga, en el área de bombeo	5	2	8
	2	Falla de bombas en planta estabilizadora	4	2	7
	3	Falla de las bombas de la planta estabilizadora	3	2	6
	4	Cualquiera de las válvulas de paso, de V3 a V7, cerradas	1	2	2
	5	Taponamiento de los filtros FD-401 y FD-402	5	1	5
	6	Falla de la LV-401 (falla en cerrado)	3	1	3
	7	Falta de válvula de control de presión en el cabezal de recibo en planta estabilizadora	4	1	4
	Más flujo				
	1	Falla de la LV-401	3	2	6
2	Tanque acumulador de carga FA-401				
	Vacío				
	1	Falla el suministro de gas de reposición y la bomba GA-401 esta en funcionamiento	4	2	7
	2	Enfriamiento del tanque sin suministro de gas	3	2	6
	Alto nivel				
	1	La válvula del directo de la LV-401 abierta por error o que se este pasando	2	2	4
	2	Falla de la válvula LV-401	3	2	6
	3	Transmisor de nivel LIC-401 manda señal errónea	5	2	8
	4	Falla la bomba GA-401	5	2	8
	Bajo nivel				
1	Descontrol en el suministro de servicios a la planta	5	2	8	
3	Calentador BA-401				
	Menos temperatura				
	1	Bajo flujo de gas combustible	5	2	8



	Más temperatura				
	1	Acumulación de líquidos en circuito de carga al calentador, después de una reparación	3	2	6
	2	Baja o nula carga de alimentación al calentador	2	2	4
4	Del tanque FA-401 al reactor DC-401				
	Alta relación de H₂/HC				
	1	Mayor descarga del compresor GB-401	2	2	4
	2	Baja carga de HC	2	2	4
	3	Medición errónea por falla del elemento primario por acumulación de sales	3	2	6
	Más flujo				
	1	Entrada de flujo por la línea de arranque que viene de a unidad 500	2	1	2
	2	Falla el sistema de control de la válvula (FIC-403 y FIC-404)	2	1	2
	Menos flujo				
	1	Falla de la bomba de carga GA-401	5	3	9
	2	Ruptura de uno de los tubos de un cambiador de calor EA 401 A/D y EA-402 ND	3	2	6
	Baja relación H₂/HC				
	1	Compresor y turbina	4	2	7

Como puede observarse en la Tabla 5.2.2, no todas las causas de las fallas registradas en el análisis HAZOP se deben a fallas de los equipos, por lo cual no son consideradas en el presente análisis.

El procedimiento seguido es el siguiente:

1. Dado que existen equipos que causan más de una desviación, se consideró únicamente la falla del equipo que involucra el mayor riesgo para el personal y para la operación de la planta.
2. Para el cálculo de la fiabilidad de operación se emplearon las ecuaciones 2.2.2.4.1.2 y 2.2.2.4.1.3, hay que recordar que esta expresión surge de considerar la distribución de los tiempos de falla como exponencial, y que el índice de fallas es constante en el periodo de tiempo considerado.



Con las consideraciones antes mencionadas se llega a la Tabla 5.2.3 de resultados.

Tabla 5.2.3. Fiabilidades calculadas.

Equipo	Frecuencia *	λ [eventos/año]	Desfiabilidad (Prob de falla)	Fiabilidad
Filtros FD-401, FD-402	5	2.000	0.865	0.135
Válvulas de paso, de V3 a V7	1	0.050	0.049	0.951
Bombas de carga, en el área de bombeo	5	2.000	0.865	0.135
Bombas en planta estabilizadora	4	1.000	0.632	0.368
Válvula LV-401	3	0.200	0.181	0.819
Transmisor de nivel LIC-401	5	2.000	0.865	0.135
Bomba GA-401	5	2.000	0.865	0.135
Compresor GB-401	4	1.000	0.632	0.368
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	2	0.100	0.095	0.905
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	3	0.200	0.181	0.819

Como puede observarse, hay probabilidades de falla muy elevadas, esto se debe a que los datos de frecuencia de fallas empleados en los análisis de riesgos HAZOP consultados [Villacaña, Gómez, 2001], [Malvaez, 2001] son altas también

* [Villacaña, Gómez, 2001]



5.3. Índice de incendio y explosión (F&EI)

5.3.1. Descripción.

El índice de riesgo de incendio y explosión (F&EI) resulta de una evaluación del potencial realista de incendio, explosión y reactividad de los equipos de proceso y sus contenidos. Las mediciones cuantitativas utilizadas en el análisis están basadas en:

- Datos históricos de desastres,
- La energía potencial del material bajo estudio, y
- Del grado de protección contra desastres que se aplique actualmente en las instalaciones bajo estudio.

Los propósitos del F&EI son:

1. Cuantificar el daño esperado de incidentes potenciales que involucren incendios, explosiones y reactividad.
2. Identificar equipo que probablemente contribuiría a la creación o expansión de un incidente.

Sin embargo, detrás de los números, gráficas y figuras, yace la principal meta del F&EI: “hacer al ingeniero consciente de pérdidas potenciales de cada área de proceso” y ayudar al ingeniero a identificar los caminos que se deben seguir para disminuir la severidad y las pérdidas monetarias de incidentes potenciales en una manera efectiva y con costos eficientes.

EL F&EI intenta determinar la pérdida máxima realista que puede ocurrir en una planta de proceso (o en una unidad de proceso). Los cálculos están basados en datos cuantificables, tales como: temperatura de los procesos, puntos de inflamabilidad, puntos de ebullición y reactividad, son solo algunos de los aspectos a los cuales debe prestárseles especial atención para evitar probables incidentes.

Aunque el F&EI fue diseñado para cualquier operación en la cual un material inflamable, combustible o reactivo fuese almacenado, manipulado o procesado, puede también ser usado en análisis de pérdidas potenciales en plantas de tratamientos de aguas residuales, sistemas de distribución, tuberías, rectificadores, transformadores, quemadores, hornos, centrales eléctricas, entre otras. La metodología también puede ser utilizada para análisis de riesgos de proceso pequeños con una cantidad modesta de inventario de materiales potencialmente peligrosos, su aplicación a plantas pilotos es fuertemente recomendada. [DOW, 1994].

El sentido común y el buen juicio deben ser usados durante los cálculos actuales y en la interpretación de los resultados. Los procesos peligrosos que contribuyen a la magnitud y probabilidad de las pérdidas han sido cuantificados como



"penalizaciones" para proveer factores de cálculo. No todos los castigos pueden ser aplicables a una situación específica y quizá algunos deben ser ajustados.

5.3.2. Procedimiento de cálculo del análisis de riesgo con F&EI.

Para el desarrollo del análisis de riesgo empleando el F&EI, se necesita:

- Plot plan de la planta.
- Diagrama de Flujo del Proceso (DFP)
- DOW's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide. 7^a edición 1994.
- Datos del costo de reemplazo del equipo instalado en el proceso bajo estudio.

En el presente trabajo se explicará el procedimiento a seguir para la evaluación del F&EI (Ver Figura 5.3.2.1), a la par que se va aplicando dicho procedimiento en la sección de proceso bajo estudio.

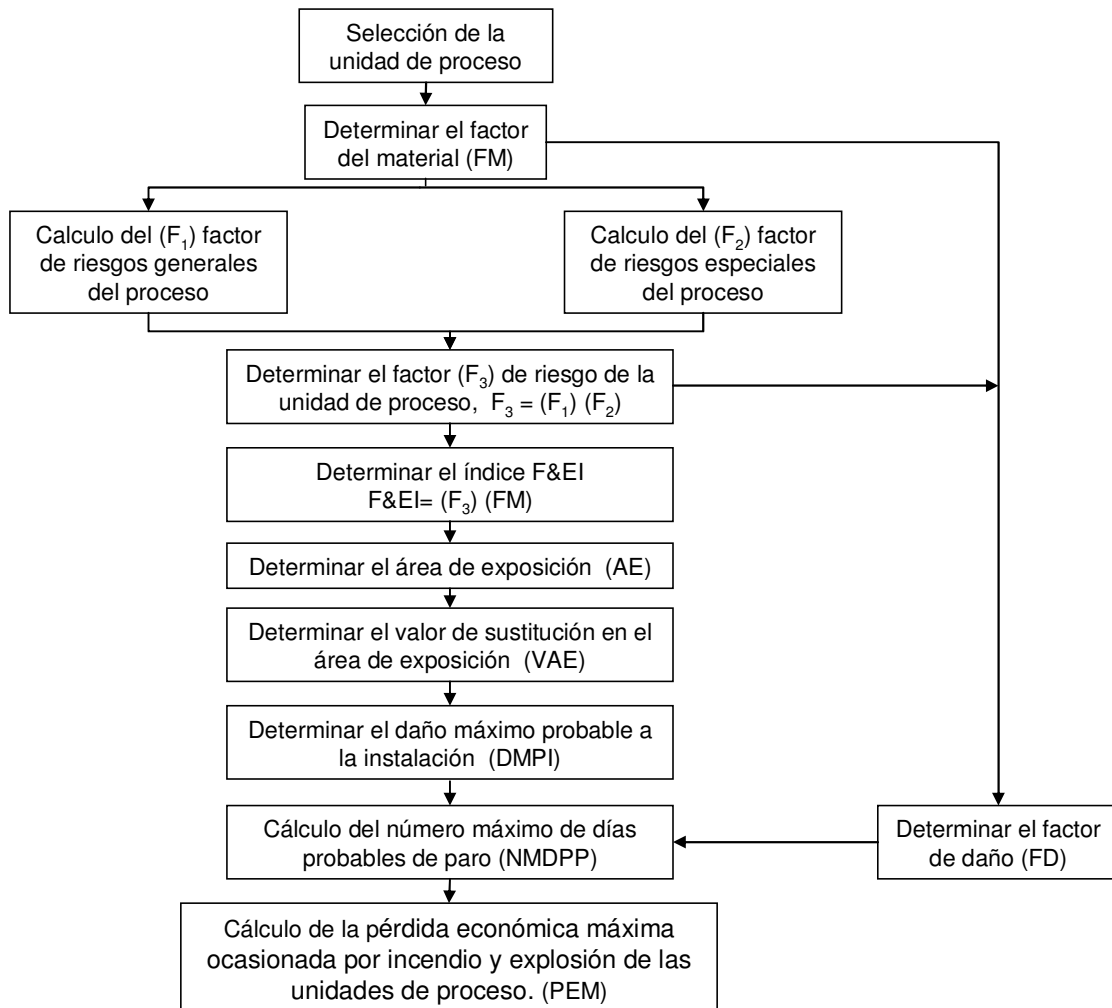


Figura 5.3.2.1. Método Dow. Procedimiento de Cálculo [DOW, 1994].



5.3.2.1. Selección de las unidades de proceso que se someterán al análisis.

La selección de la unidad de proceso para analizar debe realizarse a partir del Plot Plan. En el presente trabajo se propone, como se mencionó en la sección 5.1.1 del presente capítulo, que las unidades de proceso se seleccionen en base a estudios de riesgo HAZOP [Villacaña, Gómez, 2001], [Malvaez, 2001] previamente realizados a la sección de proceso bajo estudio.

En la evaluación de la fiabilidad de operación de los equipos (Sección 5.2) se eligieron las unidades de proceso que se muestran en la Tabla 5.3.2.1.1.

Tabla 5.3.2.1.1. Equipo de proceso seleccionado.

Filtros FD-401, FD-402
Válvulas de paso, de V3 a V7
Bomba de carga, en el área de bombeo
Bomba en planta estabilizadora
Válvula LV-401
Transmisor de nivel LIC-401
Bomba GA-401
Compresor GB-401
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 ND

5.3.2.2. Determinación del Factor del Material (FM).

El Factor del Material es una medida del grado intrínseco de la energía potencial liberada de un incendio o una explosión producida por combustión o reacción química. El Factor del Material se obtiene en base a otros dos parámetros, N_F y N_R , que de acuerdo a la NFPA (National Fire Protection Association) representan valores de inflamabilidad y reactividad, respectivamente.

En el Apéndice A de la Guía para la clasificación de riesgos mediante el índice DOW de incendio y explosión [DOW, 1994], aparece un listado de compuestos químicos y sus respectivos Factores de Material (FM). En dicha guía se muestra una metodología para calcular el FM si es que éste no apareciera en el Apéndice A de la misma.

A manera de resumen, se muestra la Tabla 5.3.2.2.1, donde se señala como se obtiene el Factor del Material en función de los valores de inflamabilidad (N_F) y reactividad (N_R) de los materiales.



Tabla 5.3.2.2.1 Determinación del Factor del Material (FM). [DOW, 1994]

Gases y líquidos inflamables ¹	NFPA 325 M ó 49	Reactividad				
		N _R = 0	N _R = 1	N _R = 2	N _R = 3	N _R = 4
No combustible ²	N _F = 0	1	14	24	29	40
PF > 200 °F (> 93.3 °C)	N _F = 1	4	14	24	29	40
PF > 100 °F (> 37.8 °C) ≤ 200 °F (> 93.3 °C)	N _F = 2	10	14	24	29	40
PF ≥ 73 °F (≥ 22.8 °C) < 100 °F (> 37.8 °C) ó PF < 73 °F (< 22.8 °C) & PE ≥ 100 °F (≥ 37.8 °C)	N _F = 3	16	16	24	29	40
PF < 73 °F (< 22.8 °C) & PE < 100 °F (< 37.8 °C)	N _F = 4	21	21	24	29	40
Combustible en polvo o niebla ³						
S _t -1 (K _{St} ≤ 200 bar m/seg)		16	16	24	29	40
S _t -2 (201 ≤ K _{St} ≤ 300 bar m/seg)		21	21	24	29	40
S _t -3 (K _{St} > 300 bar m/seg)		24	24	24	29	40
Combustibles sólidos						
Denso > 40 mm de espesor ⁴	N _F = 1	4	14	24	29	40
Ligero < 40 mm de espesor ⁵	N _F = 2	10	14	24	29	40
Hule, espuma, polvos	N _F = 3	16	16	24	29	40

donde, PF = Punto Flash (ó de inflamabilidad), PE = Punto de ebullición, S_t = Clase de polvo

¹. Incluye sólidos volátiles

². No se incendia en el aire cuando se expone a temperaturas de 1500 °F (816 °C) por un periodo de cinco minutos).

³. Los valores K_{St} son para recipientes de 16 litros con fuentes de ignición fuertes. Ver NFPA 68.

⁴. Incluye madera, dos pulgadas nominales de grosor, lingotes de magnesio, pilas apretadas de sólidos y rollos de papel o películas de plástico comprimidas.

⁵. Incluye materiales granulares gruesos como pellets de plástico, pellets de madera y materiales molidos como el poliestireno.

5.3.2.2.1. Mezclas.

La selección del material más significativo dentro de una mezcla en la determinación del Factor del Material puede ser un problema. Los materiales puros son sencillos.

Si hay una mezcla de materiales en la unidad de proceso con Factores de Material, por ejemplo, de 10, 16 y 24, se recomienda que debe ser usado el material que posee el Factor de Material mayor [DOW, 1994].



Como se mencionó en el párrafo anterior, de acuerdo a la bibliografía citada, debido a la presencia de una mezcla en todas las unidades de proceso, para la selección del Factor del material de las mismas, se considerará el material (compuesto) que presente el **Factor del Material más grande** y que, además presente una concentración significativa de al menos **5%**.

En la siguiente tabla se muestran los materiales, con sus respectivos Factores de Material y su clasificación NFPA, involucrados en la mezcla que esta presente en las unidades de proceso de la sección de proceso bajo estudio.

Tabla 5.3.2.2.1.1. Clasificación NFPA de los materiales involucrados.

	Factor de Material	Clasificación NFPA		
		N _H	N _F	N _R
Hidrógeno	21	0	4	0
Ácido sulfúrico	24	3	0	2
Metano	21	1	4	0
Etano	21	1	4	0
Propano	21	1	4	0
i-Butano	21	1	4	0
n-Butano	21	1	4	0
i-Pentano	21	1	4	0
n-pentano	21	1	4	0
Isohexano	16	1	3	0
n-hexano y más pesados	16	1	3	0
Sulfuro de Hidrógeno (H ₂ S)	14	3	1	1

A continuación se muestra la concentración de la mezcla que esta presente en cada unidad de proceso analizada, y con base en la Tabla 5.3.2.2.1.1 se le asigna el Factor del material que le corresponde.

En la Tabla 5.3.2.2.1.2, con la finalidad de asignar el Factor de Material a cada unidad de proceso que se esta analizando, se enmarcaron las celdas que contienen una concentración significativa de al menos 5% dentro de cada corriente asociada a cada unidad de proceso; además se rellenaron de color gris las celdas que tienen el Factor de Material mayor dentro de cada corriente asociadas a cada unidad de proceso.



Tabla 5.3.2.1.2. Composición [%] y asignación de los Factores de Material.

Unidad de proceso	Hidrógeno	H ₂ SO ₄	Metano	Etano	Propano
Filtros FD-401, FD-402	0.000	0.000	0.000	0.000	0.272
Válvulas de paso, de V3 a V7	0.000	0.000	0.000	0.000	0.272
Bomba de carga, en el área de bombeo	0.000	0.000	0.000	0.000	0.272
Bomba en planta estabilizadora	0.000	0.000	0.000	0.000	0.272
Válvula LV-401	0.000	0.000	0.000	0.000	0.269
Transmisor de nivel LIC-401	0.000	0.008	0.000	0.000	0.269
Bomba GA-401	0.000	0.008	0.000	0.000	0.269
Compresor GB-401	88.548	0.415	6.882	1.733	0.582
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	2.448	0.145	0.975	0.522	0.450
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	2.448	0.145	0.975	0.522	0.450

Unidad de proceso	i-Butano	n-Butano	i-Pentano	n-pentano	Iso hexano
Filtros FD-401, FD-402	0.532	2.349	1.965	3.311	7.131
Válvulas de paso, de V3 a V7	0.532	2.349	1.965	3.311	7.131
Bomba de carga, en el área de bombeo	0.532	2.349	1.965	3.311	7.131
Bomba en planta estabilizadora	0.532	2.349	1.965	3.311	7.131
Válvula LV-401	0.526	2.335	1.956	3.519	7.054
Transmisor de nivel LIC-401	0.526	2.335	1.956	3.519	7.054
Bomba GA-401	0.526	2.335	1.956	3.519	7.054
Compresor GB-401	0.201	0.502	0.179	0.239	0.207
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	0.554	2.331	1.904	3.404	6.765
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	0.554	2.331	1.904	3.404	6.765

Unidad de proceso	n-hexano y + pesados	H ₂ S (ppm)	FM
Filtros FD-401, FD-402	84.440	800	16
Válvulas de paso, de V3 a V7	84.440	800	16
Bomba de carga, en el área de bombeo	84.440	800	16
Bomba en planta estabilizadora	84.440	800	16
Válvula LV-401	84.333	800	16
Transmisor de nivel LIC-401	84.333	800	16
Bomba GA-401	84.333	800	16
Compresor GB-401	0.513	0.000	21
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	85.502	782.000	16
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	85.502	782.000	16



5.3.2.3. Determinación del Factor de riesgos generales del proceso (F_1).

Este factor se determina mediante la aplicación de penalizaciones a las unidades de proceso. Es importante explicar como se aplican las penalizaciones, la manera es la siguiente, el factor base para todos los casos es la unidad, es decir 1, las penalizaciones que apliquen a las unidades de proceso se suman al factor base, esta suma del factor base y las penalizaciones es el factor de riesgos resultante.

En la Guía para el cálculo del F&EI [DOW, 1994] se mencionan cuatro puntos que contribuyen a que el riesgo del equipo de proceso aumente, estos puntos son aplicables para la mayoría de los procesos. Aunque puede no ser necesario considerar todas las penalizaciones de esta sección. Los cuatro puntos, históricamente, han jugado un papel importante en incidentes de incendios y/o explosiones.

- A. Reacciones químicas exotérmicas. (Sólo aplica para reactores)
- B. Procesos endotérmicos. (Sólo aplica para reactores)
- C. Unidades de proceso cercadas (ó encerradas). No aplica en la presente tesis, podría aplicar para el cuarto de compresores, pero de acuerdo a los siguientes enunciados, en donde se describen como se aplican las penalizaciones, se menciona que éstas aplican para líquidos inflamables, por lo tanto queda descartado el cuarto de compresores.

El mantenimiento de construcciones abiertas y ventiladas para áreas en las cuales líquidos y gases inflamables son procesados, permitirá la disipación rápida de cualquier vapor liberado, de ese modo se reducirá el potencial de explosión de la unidad de proceso.

Un área encerrada es identificada como un área techada con tres o más lados, o como una estructura techada con paredes en todos sus lados.

Las penalizaciones son las siguientes:

1. Cuando los filtros o colectores de polvo están localizados en áreas cerradas, se aplica una **penalización de 0.50**.
2. Cualquier proceso en el cual sean manejados líquidos inflamables a temperaturas por encima de su punto de inflamabilidad en un área cerrada, recibe una **penalización de 0.30**. Para cantidades de líquido mayores a 10,000 lb ó 1000 galones, se aplica una **penalización de 0.45**.
3. Cualquier proceso en el cual sea manejado Gas Licuado de Petróleo (GLP) o cualquier líquido inflamable por encima de punto de ebullición, en un área cerrada requiere una **penalización de 0.60**. Para cantidades de líquido mayores a 10,000 lb (4535 kg) ó 1000 gal (3785 m³) se emplea una **penalización de 0.90**.



D. Control de derrames y drenaje.

Esta sección enlista penalizaciones para condiciones de diseño que pueden causar que derrames grandes de líquidos combustibles o inflamables sean retenidos alrededor o cerca de equipo de proceso. El diseño inadecuado de los drenajes ha contribuido en un gran número de pérdidas que envuelven derrame de líquidos.

Estas penalizaciones se aplican únicamente si los materiales en la unidad de proceso tiene un punto de inflamabilidad por debajo de 140 °F (60 °C) o si el material esta siendo procesado por debajo de su punto de inflamabilidad.

Las temperaturas de operación de la hidrodesulfuradora de naftas van desde los 37.8 °C hasta los 360 °C.

Es importante mencionar, que por las unidades de proceso que se están analizando circulan: nafta proveniente de la planta de destilación combinada, y gasolinas provenientes de la planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios, por lo cual se listan a continuación las temperaturas de inflamabilidad y de ebullición de estas dos mezclas de hidrocarburos, ya que será importante conocerlas para continuar con el análisis del riesgo de incendio y explosión.

Tabla 5.3.2.3.1. Temperaturas de ebullición y de inflamabilidad de la nafta y de la gasolina.

	Nafta	Gasolina
Temperatura de ebullición [°C]	150 – 220 <i>[osha.gov, 2006]</i>	50 – 200 <i>[sapeinsman.com, 2006]</i>
Temperatura de inflamabilidad [°C]	37.8 – 42.8 <i>[osha.gov, 2006]</i>	-42.78 <i>[hypertecbook, 2005]</i>

De acuerdo a la tabla anterior y al Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) del Apéndice II, las temperaturas de operación de todas las unidades de proceso, que se están analizando en esta tesis, son mayores a las temperaturas de inflamabilidad, y también se observa que los puntos de inflamabilidad tanto de las naftas como de la gasolina son menores a 60 °C, por lo cual, de acuerdo a lo que se expuso tres párrafos antes, el análisis del control de derrames y drenaje si aplica para la sección de carga de la hidrodesulfuradora.



Las penalizaciones aplicadas son las siguientes:

- a. Para diques, que son diseñados para prevenir que el derrame afecte otras áreas pero que expone todo el equipo dentro del dique, recibe una **penalización de 0.50**.
- b. Generalmente, un área plana alrededor de la unidad de proceso permitirá que los derrames se extiendan, para estas situaciones se aplica una **penalización de 0.50**.

Para todas las unidades de proceso analizadas se aplica la **penalización de 0.50** de acuerdo al inciso b.

Finalmente, una vez que todos los riesgos generales del proceso han sido evaluados, ya se puede evaluar el factor de dichos riesgos (F_1), esto se consigue sumando al factor base (FB) y todas las penalizaciones aplicadas.

Tabla 5.3.2.3.2. Factor de riesgos generales del proceso (F_1)

Unidad de proceso	Factor base	Penalización	
		Control de derrames y drenaje	F_1
Filtros FD-401, FD-402	1	0.5	1.5
Válvulas de paso, de V3 a V7	1	0.5	1.5
Bomba de carga, en el área de bombeo	1	0.5	1.5
Bomba en planta estabilizadora	1	0.5	1.5
Válvula LV-401	1	0.5	1.5
Transmisor de nivel LIC-401	1	0.5	1.5
Bomba GA-401	1	0.5	1.5
Compresor GB-401	1	0.5	1.5
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	1	0.5	1.5
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	1	0.5	1.5

5.3.2.4. Determinación del Factor de riesgos especiales del proceso (F_2).

El factor de riesgos especiales del proceso radica en que condiciones específicas de proceso han demostrado ser causantes de incidentes de incendio y/o explosión. Hay cinco puntos que hay que seguir para la evaluación del factor de riesgos especiales.

A. Materiales tóxicos.

Los materiales tóxicos pueden complicar la respuesta del personal frente a una emergencia, reduciendo su capacidad para investigar o mitigar daños frente a algún incidente. Como **penalización se debe utilizar 0.20 x N_H** , para



mezclas se debe emplear el componente con mayor N_H que tenga una composición de al menos 5%. El N_H es el factor de afección a la salud del material como esta definido en la NFPA 704 ó dado en NPFA 325M ó NFPA 49. En el Apéndice A de la guía para el cálculo de F&EI [DOW, 1994] se pueden encontrar el N_H para una gran variedad de materiales. En seguida se muestran, a manera de resumen, algunas características de los materiales, según NFPA 704, de acuerdo a su N_H :

Tabla 5.3.2.4.1. Características de los materiales respecto al N_H correspondiente.

$N_H=0$	Materiales que en exposición corta a condiciones de incendio no ofrecen riesgos más allá de los que ofrecerían materiales combustibles ordinarios.
$N_H=1$	Materiales que en exposición corta a condiciones de incendio pueden causar irritación pero únicamente lesiones de menor gravedad.
$N_H=2$	Materiales que en exposiciones cortas o prolongadas pueden causar incapacidades temporales o posibles lesiones de menor gravedad.
$N_H=3$	Materiales que en exposición corta a condiciones de fuego pueden causar daños serios temporales o residuales.
$N_H=4$	Materiales que en una exposición muy corta a condiciones de fuego pueden causar la muerte o daños mayores residuales.

En la Tabla 5.3.2.4.2 se muestra el N_H que corresponde a los materiales que circulan por las unidades de proceso analizadas en esta tesis, además aparecen las penalizaciones que se deben aplicar a cada unidad de proceso, en base al material que tiene una N_H mayor y una composición de al menos 5%.

Tabla 5.3.2.4.2. Penalizaciones por toxicidad.

Unidad de proceso	N_H	Penalización por toxicidad
Filtros FD-401, FD-402	1.00	0.2
Válvulas de paso, de V3 a V7	1.00	0.2
Bomba de carga, en el área de bombeo	1.00	0.2
Bomba en planta estabilizadora	1.00	0.2
Válvula LV-401	1.00	0.2
Transmisor de nivel LIC-401	1.00	0.2
Bomba GA-401	1.00	0.2
Compresor GB-401	0.00	0
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	1.00	0.2
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	1.00	0.2



B. Presión.

Debe considerarse la posibilidad de que debido a una falla en la unidad de proceso se provoque el escape de materiales inflamables.

Por ejemplo, el escape de hexano líquido a través de un orificio de una pulgada cuadrada (6.5 cm^2) a una presión de 75 psig (517 kPa) sería de casi 600 lb/min (272 kg/min). A 300 psig (2069 kPa), el incremento sería de dos veces y media el flujo anterior, a saber, 1500 lb/min (680 kg/min). La penalización debido a la presión evalúa el riesgo específico de derrame potencial a diferentes niveles de presión.

Puesto que potencial del derramamiento aumenta a presiones elevadas, el diseño de equipo y el mantenimiento llegan a ser más críticos conforme la presión de los equipos aumenta. Para determinar la penalización apropiada, consultar la Figura 5.3.2.4.1.

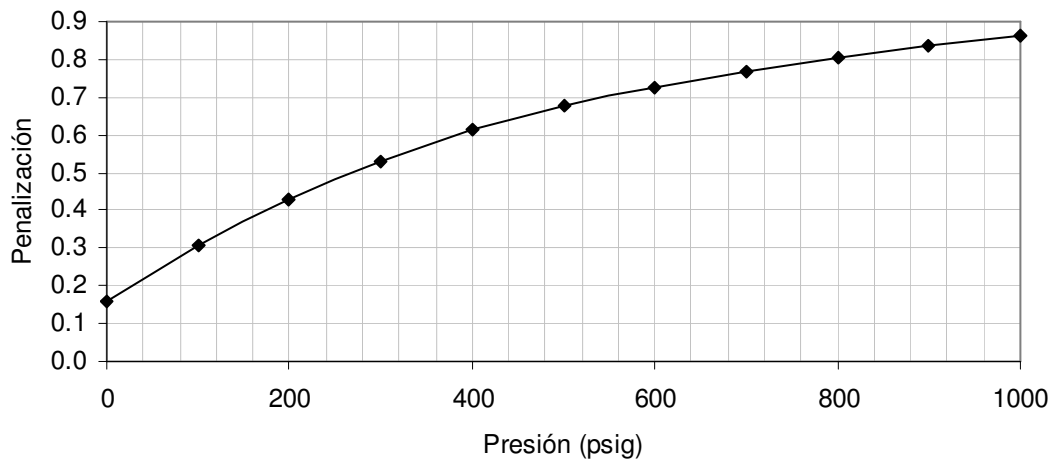


Figura 5.3.2.4.1. Penalización debido a la presión para líquidos inflamables y combustibles. [DOW, 1994].

La siguiente ecuación aplica para presiones de 0 a 1000 psig (0 a 6895 kPa).

$$\text{Penalización} = 0.16109 + \frac{1.61503}{1000} \text{Presión} - 1.42879 \left(\frac{\text{Presión}}{1000} \right)^2 + 0.5172 \left(\frac{\text{Presión}}{1000} \right)^3 \quad (5.3.2.4.1)$$

La Figura 5.3.2.4.1 puede ser usada directamente para determinar penalizaciones para líquidos inflamables y combustibles con un punto de inflamabilidad menor a 140 °F (60 °C). Para otros materiales, la penalización dada por la curva debe de ser ajustada.



La siguiente tabla muestra las penalizaciones asignadas para cada unidad de proceso debido a la presión de operación de las mismas.

Tabla 5.3.2.4.3. Penalizaciones por presión.

Unidad de proceso	Presión [psig]	Penalización por presión
Filtros FD-401, FD-402	40	0.223
Válvulas de paso, de V3 a V7	40	0.223
Bomba de carga, en el área de bombeo	40	0.223
Bomba en planta estabilizadora	40	0.223
Válvula LV-401	40	0.223
Transmisor de nivel LIC-401	40	0.223
Bomba GA-401	541	0.699
Compresor GB-401	504	0.678
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	496	0.674
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	470	0.658

C. Cantidad de material inflamable.

Esta sección considera la cantidad presente de materiales inflamables e inestables en las unidades de proceso. Hay tres categorías en esta sección, para la evaluación de cada una existe una curva de penalización en base al material que se seleccionó para la cuantificación del Factor del Material.

1. Líquidos o gases en el proceso (Figura 5.3.2.4.1)
2. Líquidos o gases en almacén (Fuera del área de proceso). No aplica para el presente análisis.
3. Combustibles sólidos / polvos en el proceso No aplica para el presente análisis.

Para nuestro caso de estudio solo aplica el punto número uno, del cual se detallará su evaluación a continuación.

Esta sección aplica una penalización a una cantidad de material que puede ser derramado y crear un riesgo de incendio, ó que expuesto a fuego, puede crear un evento crítico reactivo. La penalización aplica para cualquier operación en el proceso, ésta es valida para:

- Líquidos inflamables y sus combustibles líquidos cuyo punto de inflamabilidad es menor a 140 °F (60 °C).
- Gases inflamables.
- Materiales reactivos cuyos $N_R = 2,3$ ó 4.



En la aplicación de esta penalización, la primera tarea es determinar las libras de material en el proceso.

La penalización esta basada en la cantidad de combustible que puede ser liberado de alguna unidad de proceso en 10 minutos. La experiencia ha mostrado que esta cantidad puede ser estimada razonablemente como la cantidad de material en la unidad de proceso. [DOW, 1994]. En la presente tesis se considerará el flujo másico que puede ser liberado de las unidades de proceso en 10 minutos.

Como puede observarse en la siguiente figura, en el eje de las ábsidas aparecen los BTU involucrados en la unidad de proceso, es decir, la energía involucrada en la unidad de proceso. Para calcular esta energía se emplea la siguiente expresión.

$$BTU = Q(H_c) \quad (5.3.2.4.2)$$

Donde BTU = energía involucrada en la unidad de proceso.

Q = Cantidad de material involucrada en la unidad de proceso, que sirvió como base en la estimación del Factor del Material.

H_c = Calor de combustión del material, también llamado poder calorífico, que sirvió como base en la estimación del Factor del Material.

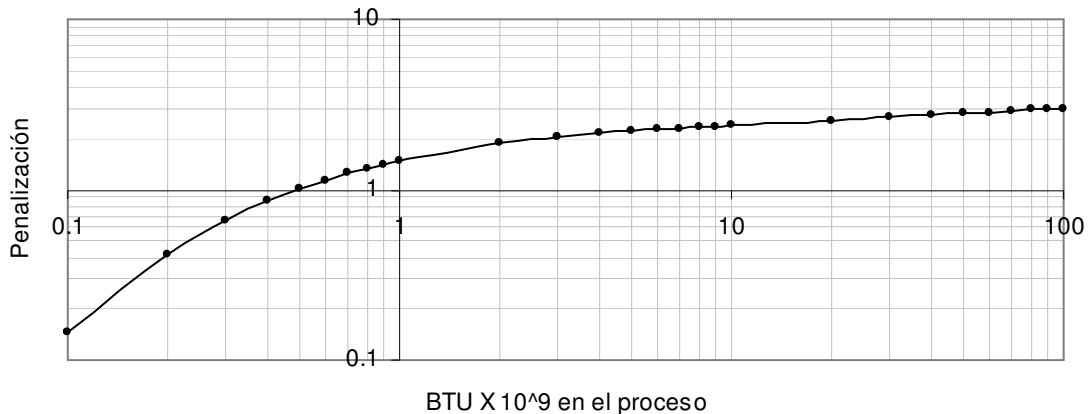


Figura 5.3.2.4.2. Penalizaciones por cantidad de líquidos y gases en la unidad de proceso. [DOW, 1994]

La siguiente expresión resulta de hacer una regresión logarítmica de la línea que se muestra en la Figura 5.3.2.4.2.

$$\log(Pnl) = 0.17179 + 0.42988 \log(BTU) - 0.37244 \log(BTU)^2 + 0.17712 \log(BTU)^3 - 0.029984 (BTU)^4 \quad (5.3.2.4.3)$$

Donde Pnl = penalización.



Las penalizaciones por cantidad de líquidos y gases en la unidad de proceso se muestran en la Tabla 5.3.2.4.4.

Tabla 5.3.2.4.4. Penalizaciones por cantidad de líquidos y gases en la unidad de proceso

Unidad de proceso	Material base para FM	%mol	lbmol de la corriente/hr	lbmol de material /10min
Filtros FD-401, FD-402	n-hexano y más pesados	84.44	3,378.40	475.45
Válvulas de paso, de V3 a V7	n-hexano y más pesados	84.44	3,378.40	475.45
Bomba de carga, en el área de bombeo	n-hexano y más pesados	84.44	3,378.40	475.45
Bomba en planta estabilizadora	n-hexano y más pesados	84.44	3,378.40	475.45
Válvula LV-401	n-hexano y más pesados	84.33	3,452.90	485.31
Transmisor de nivel LIC-401	n-hexano y más pesados	84.33	3,452.90	485.31
Bomba GA-401	n-hexano y más pesados	84.33	3,452.90	485.31
Compresor GB-401	Hidrógeno	88.55	1,723.00	254.28
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	n-hexano y más pesados	85.51	3,600.70	513.13
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	n-hexano y más pesados	81.11	3,433.10	464.12

Unidad de proceso	PM	lb material /10min	Hc [BTU/lb]	BTU x 10 ⁹ /10min	Penalización.
Filtros FD-401, FD-402	86.18	40,972.97	19,403	0.79	1.33
Válvulas de paso, de V3 a V7	86.18	40,972.97	19,403	0.79	1.33
Bomba de carga, en el área de bombeo	86.18	40,972.97	19,403	0.79	1.33
Bomba en planta estabilizadora	86.18	40,972.97	19,403	0.79	1.33
Válvula LV-401	86.18	41,821.94	19,403	0.81	1.35
Transmisor de nivel LIC-401	86.18	41,821.94	19,403	0.81	1.35
Bomba GA-401	86.18	41,821.94	19,403	0.81	1.35
Compresor GB-401	1.01	256.29	51,623	0.01	0.00
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	86.18	44,219.78	19,403	0.86	1.39
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	86.18	39,995.86	19,403	0.78	1.32

D. Sistema de intercambio de calor que involucren aceites.

Dado que estos materiales son inflamables y frecuentemente son procesados a temperaturas por arriba de su temperatura de inflamabilidad o de la de ebullición, representan un riesgo adicional en cualquier unidad de proceso. Las penalizaciones en esta sección están basadas en la cantidad y temperatura del fluido que este intercambiando calor en la unidad de proceso. La siguiente tabla sirve para la asignación de las penalizaciones.



Tabla 5.3.2.4.5. Penalizaciones para intercambiadores de calor. [DOW, 1994].

Cantidad, (Galones), [m ³]	Penalización arriba del punto de inflamabilidad	Penalización en o abajo del punto de ebullición
(<5,000), [<18.9]	0.15	0.25
(5,000 a 10,000), [18.9 a 37.9]	0.30	0.45
(10,000 a 25,000), [37.9 a 94.6]	0.50	0.75
(>25,000), [>94.6]	0.75	1.15

En la Guía para el cálculo del F&EI [DOW, 1994] se menciona que si el intercambiador de calor es la unidad de proceso misma que se está analizando no se aplica ninguna penalización, lo cual coincide con el estudio que se está realizando en la presente tesis.

E. Equipo rotatorio.

Esta sección se reconoce el riesgo que provocan las unidades de proceso que contengan equipo rotatorio. Aunque no han sido desarrolladas fórmulas para la evaluación de las penalizaciones, hay una evidencia estadística que indica que bombas y compresores más allá de cierto tamaño contribuyen, probablemente a incidentes que ocasionen pérdidas.

Una **penalización de 0.50** es aplicada a unidades de proceso que utilicen o que sean:

1. Compresor con una potencia mayor a los 600 HP
2. Bomba con una potencia mayor a 75 HP
3. Otros equipos rotatorios grandes con un historial de pérdidas, por ejemplo centrifugas.

Tabla 5.3.2.4.6. Penalizaciones aplicadas al equipo rotatorio.

Unidad de proceso	Penalización de equipo rotatorio
Filtros FD-401, FD-402	0.00
Válvulas de paso, de V3 a V7	0.00
Bomba de carga, en el área de bombeo	0.50
Bomba en planta estabilizadora	0.50
Válvula LV-401	0.00
Transmisor de nivel LIC-401	0.00
Bomba GA-401	0.50
Compresor GB-401	0.50
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	0.00
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	0.00

Una vez que todos los riesgos especiales del proceso han sido evaluados, ya se puede evaluar el factor de riesgos especiales (F_2), esto se consigue sumando al factor base (FB) y todas las penalizaciones aplicadas.



$$F_2 = FB + \sum \text{penalizaciones} \quad (5.3.2.4.4)$$

Los resultados se muestran en la Tabla 5.3.2.4.7

Tabla 5.3.2.4.7. Factor de riesgos generales (F₂).

Unidad de proceso	Factor Base	Toxicidad	Presión
Filtros FD-401, FD-402	1	0.200	0.223
Válvulas de paso, de V3 a V7	1	0.200	0.223
Bomba de carga, en el área de bombeo	1	0.200	0.223
Bomba en planta estabilizadora	1	0.200	0.223
Válvula LV-401	1	0.200	0.223
Transmisor de nivel LIC-401	1	0.200	0.223
Bomba GA-401	1	0.200	0.699
Compresor GB-401	1	0.000	0.678
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	1	0.200	0.674
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	1	0.200	0.658

Cantidad de material	Equipo rotatorio	F ₂
1.334	0.000	2.757
1.334	0.000	2.757
1.334	0.500	3.257
1.334	0.500	3.257
1.348	0.000	2.771
1.348	0.000	2.771
1.348	0.500	3.746
0.000	0.500	2.179
1.385	0.000	3.259
1.317	0.000	3.176

5.3.2.5. Determinación del Factor de riesgo de la unidad de proceso (F₃).

Como se puede observar en la Figura 5.3.2.1 el factor de riesgo de la unidad de proceso se calcula mediante la siguiente expresión

$$F_3 = (F_1)(F_2) \quad (5.3.2.5.1)$$

Los resultados para las unidades de proceso que se están analizando se presentan en la Tabla 5.3.2.5.1



Tabla 5.3.2.5.1. Factor de riesgo de la unidad de proceso (F_3)

Unidad de proceso	F_1	F_2	F_3
Filtros FD-401, FD-402	1.50	2.76	4.14
Válvulas de paso, de V3 a V7	1.50	2.76	4.14
Bomba de carga, en el área de bombeo	1.50	3.26	4.89
Bomba en planta estabilizadora	1.50	3.26	4.89
Válvula LV-401	1.50	2.77	4.16
Transmisor de nivel LIC-401	1.50	2.77	4.16
Bomba GA-401	1.50	3.75	5.62
Compresor GB-401	1.50	2.18	3.27
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	1.50	3.26	4.89
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	1.50	3.18	4.76

5.3.2.6. Evaluación del índice de incendio y explosión (F&EI) de las unidades de proceso.

Nuevamente, tomando como base la Figura 5.3.2.1 el índice de incendio y explosión (F&EI) de las unidades de proceso se calcula mediante la siguiente expresión.

$$F \& EI = (F_3)(Factor \ del \ material) \quad (5.3.2.6.1)$$

Tabla 5.3.2.6.1. Índice de incendio y explosión (F&EI) de las unidades de proceso.

Unidad de proceso	F_3	FM	F&EI
Filtros FD-401, FD-402	4.14	16.00	66.17
Válvulas de paso, de V3 a V7	4.14	16.00	66.17
Bomba de carga, en el área de bombeo	4.89	16.00	78.17
Bomba en planta estabilizadora	4.89	16.00	78.17
Válvula LV-401	4.16	16.00	66.51
Transmisor de nivel LIC-401	4.16	16.00	66.51
Bomba GA-401	5.62	16.00	89.91
Compresor GB-401	3.27	21.00	68.63
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	4.89	16.00	78.21
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	4.76	16.00	76.21

El F&EI se usa para estimar el daño que probablemente podría resultar de algún incidente en la planta de proceso. La tabla 5.3.2.6.1 muestra los valores del F&EI y una descripción del grado de riesgo asociado.

Tabla 5.3.2.6.2. Grado de riesgo para el F&EI

F&EI	Grado de riesgo
1-60	Ligero
61-96	Moderado



97-127	Intermedio
128-158	Fuerte
159 - mayor	Severo

5.3.2.7. Radio de exposición.

El radio de exposición en caso de un incidente de las unidades de proceso se calcula mediante la Figura 5.3.2.7.1, o mediante la siguiente expresión.

$$R = 0.84(F \& EI) \quad (5.3.2.7.1)$$

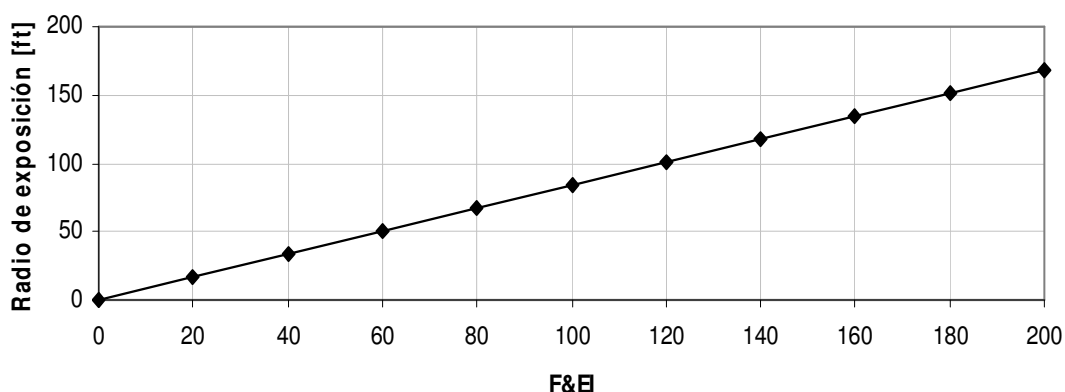


Figura 5.3.2.7.1. Radio de exposición. [DOW, 1994].

Los radios de exposición para cada unidad de proceso se presentan en la tabla 5.3.2.8.1.

5.3.2.8. Área de exposición (AE).

El radio de exposición define el área de exposición, esta última se calcula haciendo uso de la siguiente ecuación:

$$AE = \pi R^2 \quad (5.3.2.8.1)$$

La metodología empleada en la Guía para el cálculo del índice de incendio y explosión (F&EI) [DOW, 1994] reconoce que un incidente de incendio y/o explosión no se propaga en un círculo perfecto produciendo el mismo daño en todas direcciones. El daño real puede ser afectado por la posición del equipo, la dirección del viento, el drenaje. Sin embargo, la forma circular es una buena aproximación y servirá para cálculos posteriores.



Las áreas de exposición para cada unidad de proceso se presentan en la Tabla 5.3.2.8.1.

Tabla 5.3.2.8.1. Radios y áreas de exposición [ft].

Unidad de proceso	F&EI	Radio [ft]	Área [ft ²]
Filtros FD-401, FD-402	66.17	55.59	9,706.73
Válvulas de paso, de V3 a V7	66.17	55.59	9,706.73
Bomba de carga, en el área de bombeo	78.17	65.67	13,546.42
Bomba en planta estabilizadora	78.17	65.67	13,546.42
Válvula LV-401	66.51	55.87	9,804.89
Transmisor de nivel LIC-401	66.51	55.87	9,804.89
Bomba GA-401	89.91	75.52	17,919.15
Compresor GB-401	68.63	57.65	10,440.21
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	78.21	65.70	13,560.41
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	76.21	64.02	12,875.78

5.3.2.9. Valor del área de exposición (VAE).

El valor del área de exposición se obtiene del valor de reemplazo de la instalación contenida dentro de dicha área expuesta. Se calcula mediante la siguiente expresión:

$$\text{Valor de reemplazo} = \text{Costo original} (0.82) \quad (5.3.2.9.1)$$

El factor 0.82 es una tolerancia para conceptos de costos no sujetos a pérdidas por reemplazo, como preparación del sitio, líneas subterráneas y cimentaciones, costos de ingeniería, etc. Este factor puede ser cambiado si existe una estimación más exacta.

El valor de reemplazo puede ser calculado de diferentes maneras:

1. Usando el valor de reemplazo real de los equipos en el área de exposición. El valor actual puede ser determinado mediante índices que actualicen los costos, como los índices de Nelson-Farrar.
2. Haciendo un estimado del costo de los valores de reemplazo (excluyendo cimentaciones y otros costos que no estén sujetos a pérdidas en un reemplazo) de todo lo que se encuentre dentro del área de exposición. Para simplificar el procedimiento se puede hacer un estimado únicamente del equipo mayor y corregirlo mediante factores que estimen el costo total.
3. Derivando un costo por pie (o metro) cuadrado de toda el área expuesta.

En la presente tesis se calculó el costo de las unidades de proceso como se indica en la **sección 5.4**, de donde se desprende la Tabla 5.3.2.9.1.



Tabla 5.3.2.9.1. Valor de reemplazo de las unidades de proceso [US\$] (Ver sección 5.4)

Unidad de proceso	Valor de reemplazo [US\$]
Filtros FD-401, FD-402	82,313.79
Válvulas de paso, de V3 a V7	5,068.18
Bomba de carga, en el área de bombeo	225,608.33
Bomba en planta estabilizadora	203,617.63
Válvula LV-401	9,271.83
Transmisor de nivel LIC-401	1,854.37
Bomba GA-401	183,663.10
Compresor GB-401	3,923,117.27
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	3,890.81
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	4,056,688.05

5.3.2.10. Determinación del Factor de Daño (FD).

El factor de daño (FD) se determina a partir del factor de riesgo de la unidad de proceso (F_3) y el factor del material (FM), para el cálculo se puede hacer uso de la Figura 5.3.2.10.1 ó del grupo de ecuaciones que van desde la 5.3.2.10.1 hasta la 5.3.2.10.9.

El factor de daño representa el efecto total del daño en caso de incendio y explosión que resulte de la fuga de combustible o alguna sustancia reactiva de la unidad de proceso.

Como se puede observar en la Figura 5.3.2.10.1 solo se pueden leer valores de factores de daño, para factores de riesgo (F_3), de hasta 8 unidades, no es necesario extrapolar para valores mayores, se recomienda usar los valores asociados a para $F_3=8$. [DOW, 1994]

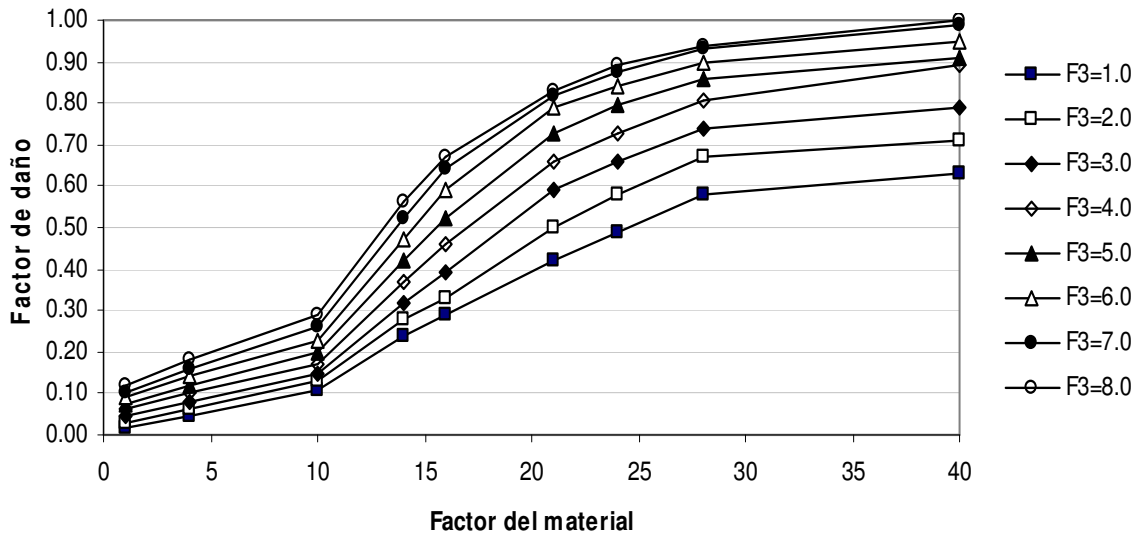


Figura 5.3.2.10.1. Factor de Daño (FD) [DOW, 1994].

A continuación se presentan las ecuaciones de donde se desprenden los datos presentados en la Figura 5.3.2.10.1.

Para factores de material de 1, la ecuación para factores de riesgo que van de 1 hasta 8 es:

$$FD = 0.003907 + 0.002957(F_3) + 0.004031(F_3)^2 - 0.00029(F_3)^3 \quad (5.3.2.10.1)$$

Para factores de material de 4, la ecuación para factores de riesgo que van de 1 hasta 8 es:

$$FD = 0.025817 + 0.019071(F_3) - 0.00081(F_3)^2 + 0.000108(F_3)^3 \quad (5.3.2.10.2)$$

Para factores de material de 10, la ecuación para factores de riesgo que van de 1 hasta 8 es:

$$FD = 0.098582 + 0.017596(F_3) + 0.000809(F_3)^2 - 0.000013(F_3)^3 \quad (5.3.2.10.3)$$

Para factores de material de 14, la ecuación para factores de riesgo que van de 1 hasta 8 es:

$$FD = 0.20592 + 0.018938(F_3) + 0.007628(F_3)^2 - 0.00057(F_3)^3 \quad (5.3.2.10.4)$$



Para factores de material de 16, la ecuación para factores de riesgo que van de 1 hasta 8 es:

$$FD = 0.256741 + 0.019886(F_3) + 0.011055(F_3)^2 - 0.00088(F_3)^3 \quad (5.3.2.10.5)$$

Para factores de material de 21, la ecuación para factores de riesgo que van de 1 hasta 8 es:

$$FD = 0.340314 + 0.076531(F_3) + 0.003912(F_3)^2 - 0.00073(F_3)^3 \quad (5.3.2.10.6)$$

Para factores de material de 24, la ecuación para factores de riesgo que van de 1 hasta 8 es:

$$FD = 0.395755 + 0.096443(F_3) - 0.00135(F_3)^2 - 0.00038(F_3)^3 \quad (5.3.2.10.7)$$

Para factores de material de 29, la ecuación para factores de riesgo que van de 1 hasta 8 es:

$$FD = 0.484766 + 0.094288(F_3) - 0.00216(F_3)^2 - 0.00031(F_3)^3 \quad (5.3.2.10.8)$$

Para factores de material de 40, la ecuación para factores de riesgo que van de 1 hasta 8 es:

$$FD = 0.554175 + 0.080772(F_3) + 0.000332(F_3)^2 - 0.00044(F_3)^3 \quad (5.3.2.10.9)$$

Tabla 5.3.2.10.1. Factores de daño asociados a las unidades de proceso.

Unidad de proceso	Factor de daño (FD)
Filtros FD-401, FD-402	0.4658
Válvulas de paso, de V3 a V7	0.4658
Bomba de carga, en el área de bombeo	0.5152
Bomba en planta estabilizadora	0.5152
Válvula LV-401	0.4672
Transmisor de nivel LIC-401	0.4672
Bomba GA-401	0.5614
Compresor GB-401	0.4091
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	0.5153
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	0.5072

5.3.2.11. Determinación del Daño Máximo Probable a la Instalación (DMPI).

Con el área de exposición, el valor de reemplazo de los equipos y el factor de daño, es posible obtener el daño máximo probable al área asociada. Este parámetro se calcula con la siguiente expresión:



$$DMPI = (VAE)(FD) \quad (5.3.2.11.1)$$

Donde DMPI = Daño Máximo Probable a la Instalación.

VAE = Valor del Área de Exposición.

FD = Factor de Daño

Esta expresión esta basada en datos de pérdidas recopilados a lo largo de muchos años [DOW, 1994]. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 5.3.2.11.1.

Tabla 5.3.2.11.1. Daño Máximo Probable a la Instalación (DMPI)

Unidad de proceso	DMPI [US\$]
Filtros FD-401, FD-402	38,344.08
Válvulas de paso, de V3 a V7	2,360.90
Bomba de carga, en el área de bombeo	116,224.96
Bomba en planta estabilizadora	104,896.17
Válvula LV-401	4,331.88
Transmisor de nivel LIC-401	866.38
Bomba GA-401	103,112.38
Compresor GB-401	1,604,868.77
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	2,005.03
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	2,057,506.70

5.3.2.12. Determinación del Número Máximo de Días Probables de Paro (NMDPP).

La estimación de número máximo de días probables de paro (NMDPP) es un paso necesario para el cálculo de la Pérdida Económica Máxima (PEM) debido a algún incidente de incendio y/o explosión.

Para obtener el número máximo de días probables de paro es necesario haber determinado el daño máximo probable a la instalación y referirse a la figura 5.3.2.12.1.

O bien, emplear alguna de las siguientes ecuaciones:

Para el cálculo considerando una probabilidad mayor a 0.7

$$MNDP = 10^{(1.550233+0.598416\log(DMPI))} \quad (5.3.2.12.1)$$

Para el cálculo considerando una probabilidad de 0.7

$$MNDP = 10^{(1.325132+0.592471\log(DMPI))} \quad (5.3.2.12.2)$$

Para el cálculo considerando una probabilidad inferior de 0.7

$$MNDP = 10^{(1.045515+0.610426\log(DMPI))} \quad (5.3.2.12.3)$$

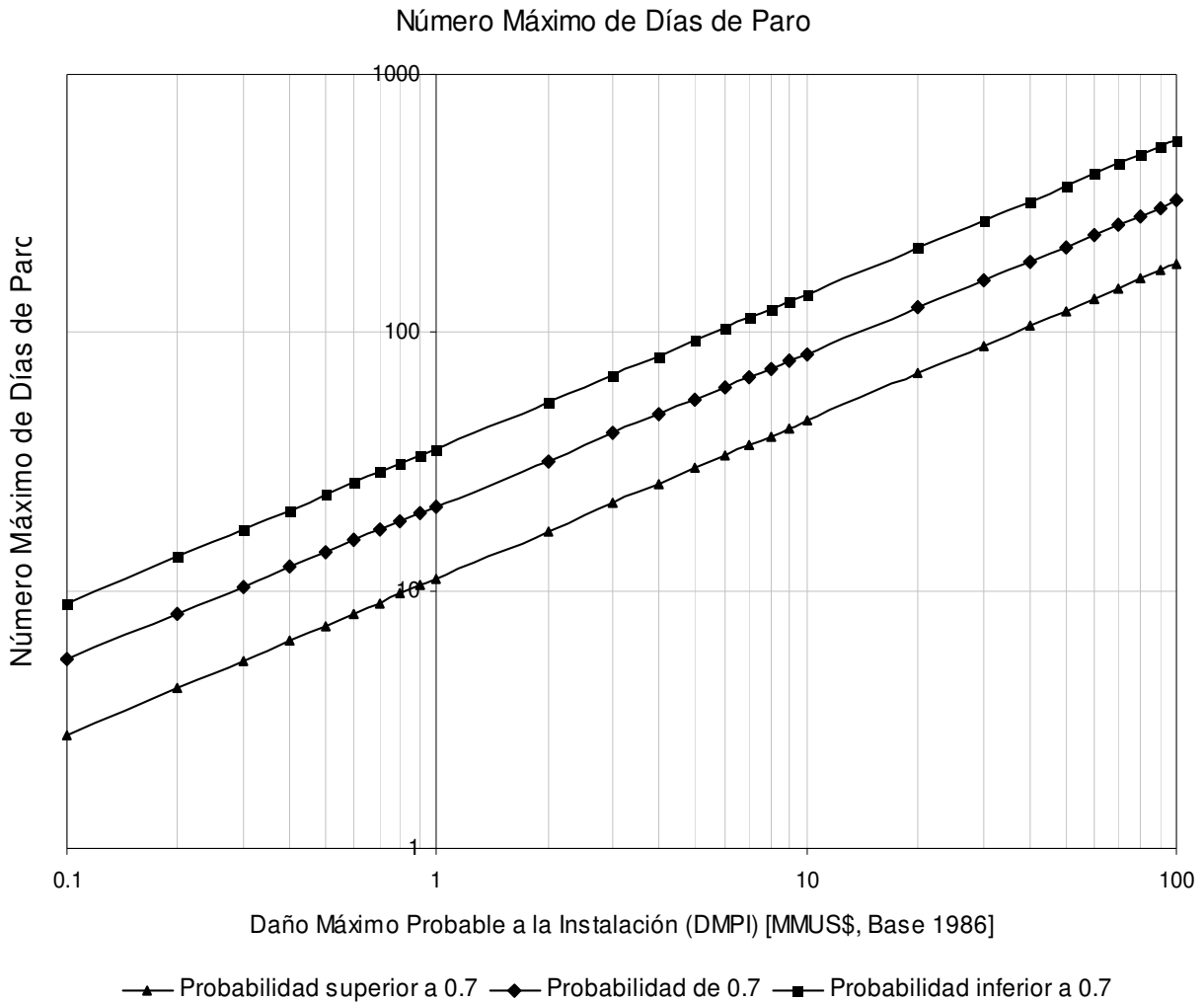


Figura 5.3.2.12.1. Número Máximo de Días de Paro [DOW, 1994].

La mayoría de las veces, los tomadores de decisiones leen, o usan la correlación, de los datos de la línea central, es decir, la que considera una probabilidad de 0.7 [DOW, 1994]. Por lo cual para efectos de cálculo se considerarán los datos obtenidos bajo dicha probabilidad en el presente trabajo, los resultados se presentan en la Tabla 5.3.2.12.1.

En algunos casos, el número máximo de días de paro puede no ser realista para las condiciones conocidas. Por ejemplo, los componentes críticos de los compresores pueden existir en almacén, o pueden existir bombas de relevo, o partes de intercambiadores de calor. Este hecho justifica el uso de la correlación que corresponde a la probabilidad menor a 0.7, lo cual fue considerado en la presente tesis para los cálculos correspondientes a bombas, compresores e intercambiadores de calor.



Es importante hacer notar que el daño máximo probable a la instalación (DMPI) considerado en el eje de las abscisas de la Figura 5.3.2.12.1 y en las ecuaciones 5.3.2.12.1 a 5.3.2.12.3 para el cálculo del número máximo de días de paro (NMDP) esta asociado al año de 1986, por lo cual hay que corregir temporalmente el valor del daño máximo probable a la instalación del año 2006 y calcularlo para 1986, esto se consigue con la siguiente ecuación que sirve para actualizar costos:

$$C_2 = C_1 \left(\frac{I_2}{I_1} \right) \quad (5.3.2.12.4)$$

Donde:

C_2 = Valor del daño máximo probable a la instalación en el año 2006.

C_1 = Valor del daño máximo probable a la instalación en el año 1986.

I_2 = Índice Nelson & Farrar año 2006.

I_1 = Índice Nelson & Farrar año 1986.

Por lo cual solo es necesario despejar el valor del daño máximo probable a la instalación para el año 1986:

$$C_1 = C_2 \left(\frac{I_1}{I_2} \right) \quad (5.3.2.12.5)$$

La corrección por tiempo de los costos y el cálculo del Número Máximo de Días de Paro (NMDP) se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 5.3.2.12.1. Número Máximo de Días de Paro (NMDP).

Unidad de proceso	DMPI [US\$] 2006	Índices Nelson & Farrar		DMPI [US\$] 1986	MNDP [Días]
		1986	2006		
Filtros FD-401, FD-402	38,344.08	684.2	1,109.30	23,650.07	2.30
Válvulas de paso, de V3 a V7	2,360.90	732.3	1,148.50	1,505.34	0.45
Bomba de carga, en el área de bombeo	116,224.96	984.80	1,747.30	65,505.83	2.10
Bomba en planta estabilizadora	104,896.17	984.80	1,747.30	59,120.78	1.98
Válvula LV-401	4,331.88	732.3	1,148.50	2,762.07	0.64
Transmisor de nivel LIC-401	866.38	732.3	1,148.50	552.41	0.25
Bomba GA-401	103,112.38	984.80	1,747.30	58,115.42	3.92
Compresor GB-401	1,604,868.77	984.80	1,747.30	904,523.99	10.45
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	2,005.03	732.3	1,148.50	1,278.44	0.41
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	2,057,506.70	518.00	1,179.40	903,670.06	10.44



5.3.2.13. Determinación de la pérdida económica máxima (PEM) ocasionada por incendio y explosión de las unidades de proceso.

El cálculo de la pérdida económica máxima (PEM) ocasionada por incendio y explosión de las unidades de proceso se lleva a cabo con la siguiente ecuación:

$$PEM = \frac{NMDP}{30} (VMP)(0.7) \quad (5.3.2.13.1)$$

Donde:

- PEM = Pérdida económica máxima.
- NMDP = Número máximo de días de paro.
- VMP = Valor mensual de la producción.

El factor 0.7 representa los costos fijos, principalmente la depreciación y los gastos generales.

El valor mensual de la producción se calculó considerando el precio de venta de la nafta desulfurizada y la producción de la misma.

La producción de la hidrodesulfuradora de naftas bajo estudio es de 66,200 ton/mes, y el precio reportado es de 54.2 US\$/barril, por lo cual el valor mensual de la producción es de **43,902,600 US\$**. El precio de la nafta desulfurada es el reportado por PEMEX como precio de transferencia de PEMEX Refinación hacia PEMEX Petroquímica, para marzo del año 2007.

Aplicando la ecuación 5.3.2.13.1 se puede calcular la Pérdida Económica Máxima (PEM) debido a incendio y explosión de las unidades de proceso.

Tabla 5.3.2.13.1 Pérdida económica máxima (PEM)

Unidad de proceso	PEM (US\$)
Filtros FD-401, FD-402	2,355,786.66
Válvulas de paso, de V3 a V7	460,706.07
Bomba de carga, en el área de bombeo	2,154,778.31
Bomba en planta estabilizadora	2,024,017.99
Válvula LV-401	660,083.14
Transmisor de nivel LIC-401	254,377.79
Bomba GA-401	4,013,022.34
Compresor GB-401	10,699,753.67
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	418,200.79
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	10,693,586.50



5.4. Estimación del costo de las unidades de proceso.

5.4.1. Costo de las unidades mayores.

Dado que en la tesis donde se consultó el análisis de riesgo HAZOP [Villacaña, Gómez, 2001] no se reportan los costos de los equipos involucrados en el análisis de riesgos, se acudió a la tesis "Factibilidad técnico-económica en una hidrodesulfuradora de naftas" [Ramos, 1999], en la cual se reportan los siguientes datos:

Tabla 5.4.1.1. Costos estimados de las unidades de proceso

Unidades de proceso	(US\$) 1999.
Filtros FD-401, FD-402	9800 c/u
Válvulas de paso, de V3 a V7	
Bomba de carga, en el área de bombeo	55,400
Bomba en planta estabilizadora	50,000
Válvula LV-401	
Transmisor de nivel LIC-401	
Bomba GA-401	45,100
Compresor GB-401	1,224,400
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	600,000 y 71,900 respectivamente

Es importante mencionar que estos costos fueron calculados considerando los costos de obra civil, instalación, tuberías, instrumentación, instalación eléctrica, supervisión e ingeniería, gastos de construcción y contingencias. [Ramos, 1999].

Como puede observarse en la anterior tabla (Tabla 5.4.1.1) es necesario actualizar los costos, debido a que los mostrados en dicha tabla son para el año 1999. Esta actualización de costos se llevó a cabo mediante los índices de Nelson-Farrar [Oil & Gas, 1999, 2006].

Además es necesario considerar las economías de escala, ya que la hidrodesulfuradora de naftas hasta ahora considerada, es decir, en donde fue consultado el análisis HAZOP [Villacaña, Gómez, 2001], posee una capacidad de 36,600 BPD; y la hidrodesulfuradora de naftas en la que se consultaron los costos [Ramos, 1999], tiene la capacidad de procesar 7,400 BPD.

Para adaptar los costos reportados en la bibliografía citada a la capacidad de producción requerida (36,600 BPD), se empleó la regla de los seis decimos, cuyo exponente de escalamiento fue obtenido del PEP [PEP, 1986].

La siguiente expresión permite actualizar costos temporalmente y por capacidad.



$$C_2 = C_1 \left(\frac{Q_2}{Q_1} \right)^n \left(\frac{I_2}{I_1} \right) \quad (5.4.1.1)$$

Donde:

C_2 = Costo de la unidad de proceso en el año 2006.

C_1 = Costo de la unidad de proceso en el año 1999.

Q_2 = Capacidad de la planta requerida (36,600 BPD).

Q_1 = Capacidad de la planta de referencia (7,400 BPD).

n = Exponente de escalamiento

I_2 = Índice Nelson & Farrar año requerido.

I_1 = Índice Nelson & Farrar año referencia.

Los resultados se muestran en la Tabla 5.4.2.2.

Tabla 5.4.1.2. Costos estimados de las unidades de proceso mayores.

Unidades de proceso	Costo de equipo (US\$) 1999.	Exponente de capacidad		Índices Nelson & Farrar		Costo de equipo 2006 (US\$)
		Mayor	Menor	1999	2006	
Filtros FD-401, FD-402	19,600.00	0.90	0.84	913.00	1,109.30	100,382.67
Bomba de carga, en el área de bombeo	55,400.00	0.88	0.88	1,436.40	1,747.30	275,132.12
Bomba en planta estabilizadora	54,600.00	0.88	0.88	1,436.40	1,747.30	248,314.18
Bomba GA-401	45,100.00	0.88	0.88	1,436.40	1,747.30	223,979.39
Compresor GB-401	1,224,400.00	0.73	0.73	1,436.40	1,747.30	4,784,289.36
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	671,900.00	0.90	0.86	675.20	1,179.40	4,947,180.54

El costo de los equipos restantes que se están analizando en la presente tesis no está disponible en la bibliografía citada [Ramos, 1999], por lo cual se recurrió a distintos métodos para su cálculo.

5.4.2. Cálculo del costo de la válvula LV-401 y del transmisor de nivel del LIC-401.

Dado que esta válvula pertenece al sistema de control de nivel del tanque acumulador de carga (FA-401), y en la bibliografía consultada [Ramos, 1999] aparece el costo de dicho equipo, se utilizará el método por factores [PETERS, 1980] para el cálculo de los costos de suministro de materiales e instalación de la instrumentación. Pero antes de esto se procederá a corregir los costos por capacidad y por tiempo, ya que, como se mencionó, en la bibliografía consultada éstos están reportados para el año 1999 y para una capacidad de 7,400 BPD, para lo cual se hará uso, nuevamente, de la ecuación 5.4.1.1.



Tabla 5.4.2.1. Costos estimados del tanque acumulador FA-401.

	Costo de equipo	Exponente de capacidad		Índices Nelson & Farrar		Costo de equipo
	(US\$) 1999.	Mayor	Menor	1999	2006	2006 (US\$)
Tanque acumulador FA-401	36,200.00	0.56	0.60	913.00	1,109.30	107,662.99

Como ya se mencionó, en la bibliografía consultada [Ramos, 1999], los costos fueron calculados considerando los costos de obra civil, instalación, tuberías, instrumentación, instalación eléctrica, supervisión e ingeniería, gastos de construcción y contingencias, es decir el costo de la instrumentación del tanque esta incluido en los 36,200 US\$ del año 1999 que se reportan.

Considerando la idea del párrafo anterior, para el cálculo del costo de la instrumentación del tanque FA-401 se procedió de la siguiente manera, se empleó el método de los factores propuesto por [PETERS, 1980], el cual consiste en la aplicación de factores al costo FOB (Free On Board) del equipo en cuestión para finalmente obtener los costos totales del equipo, que incluyen el costo FOB, el suministro de materiales e instrumentación, y la instalación de los mismos.

Este método dicta que para los recipientes se apliquen los siguientes porcentajes para el cálculo de los costos de la instrumentación y el suministro de materiales:

Tabla 5.4.2.2. Porcentajes para el cálculo de costos de recipientes. [PETERS, 1980],

SUMINISTRO	RECIPIENTES		%
	%	INSTALACIÓN	
Tubería	59.40%	Tubería	70%
Concreto	9.80%	Concreto	70%
Acero	7.80%	Acero	60%
Eléctrico	4.90%	Eléctrico	50%
Aislamiento	8.00%	Aislamiento	60%
Instrumentación	11.40%	Instrumentación	70%

Ahora bien, por lo general se parte del costo FOB de los equipos y mediante los factores mostrados en la Tabla 5.4.2.2 se calcula el costo total de la unidad de proceso, pero en nuestro caso ya se cuenta con el costo de la misma (tanque acumulador FA-401), por lo cual, como se muestra a continuación se procederá de manera inversa.

$$C_T = C_{FOB} + C_S + C_I \quad (5.4.2.1)$$

$$C_S = C_{ST} + C_{SC} + C_{SA} + C_{SE} + C_{SA} + C_{SI} \quad (5.4.2.2)$$



$$C_I = C_{IT} + C_{IC} + C_{IA} + C_{IE} + C_{IA} + C_{II} \quad (5.4.2.3)$$

Donde:

C_T	=	Costo total de la unidad de proceso
C_{FOB}	=	Costo FOB
C_S	=	Costo del suministro de materiales
C_I	=	Costo de la instalación
C_{ST}	=	Costo del suministro de la tubería
C_{SC}	=	Costo del suministro del concreto
C_{SA}	=	Costo del suministro del acero
C_{SE}	=	Costo del suministro del material eléctrico
C_{SA}	=	Costo del suministro del aislamiento
C_{SI}	=	Costo del suministro de la instrumentación
C_{IT}	=	Costo de la instalación de la tubería
C_{IC}	=	Costo de la instalación del concreto
C_{IA}	=	Costo de la instalación del acero
C_{IE}	=	Costo de la instalación del material eléctrico
C_{IA}	=	Costo de la instalación del aislamiento
C_{II}	=	Costo de la instalación de la instrumentación

Y haciendo uso de los factores de la Tabla 5.4.2.2, las ecuaciones 5.4.2.2 y 5.4.2.3 se transforman en las siguientes expresiones.

$$C_S = 0.594(C_{FOB}) + 0.098(C_{FOB}) + 0.078(C_{FOB}) + 0.049(C_{FOB}) + 0.08(C_{FOB}) + 0.114(C_{FOB}) \quad (5.4.2.4)$$

$$C_I = 0.7(C_{FOB}) + 0.7(C_{FOB}) + 0.6(C_{FOB}) + 0.5(C_{FOB}) + 0.6(C_{FOB}) + 0.7(C_{FOB}) \quad (5.4.2.5)$$

Sustituyendo las ecuaciones 5.4.2.4 y 5.4.2.5 en la ecuación 5.4.2.1 se llega a la siguiente expresión:

$$C_T = C_{FOB} + 0.594(C_{FOB}) + 0.098(C_{FOB}) + 0.078(C_{FOB}) + 0.049(C_{FOB}) + 0.08(C_{FOB}) + 0.114(C_{FOB}) + 0.7(C_{FOB}) + 0.7(C_{FOB}) + 0.6(C_{FOB}) + 0.5(C_{FOB}) + 0.6(C_{FOB}) + 0.7(C_{FOB}) \quad (5.4.2.6)$$

El siguiente paso es factorizar tomando como factor común el Costo FOB, y se despeja dicho término de la expresión 5.4.2.6.

$$C_{FOB} = \frac{C_T}{1 + 0.594 + 0.098 + 0.078 + 0.049 + 0.08 + 0.114 + 0.7 + 0.7 + 0.6 + 0.5 + 0.6 + 0.7} \quad (5.4.2.7)$$



Finalmente, se sustituye el Costo total de la unidad de proceso actualizado que se muestra en la Tabla 5.4.2.1.

El Costo FOB calculado es de **18,521.07 US\$**. Ya se pueden aplicar los factores asociados al suministro y a la instalación de la instrumentación. Como se muestra a continuación:

$$C_{INS} = C_{SI} + C_{II} \quad (5.4.2.8)$$

Donde

C_{INS} = Costo de la instrumentación

C_{SI} = Costo del suministro de los materiales de la instrumentación

C_{II} = Costo de instalación de la instrumentación

Haciendo uso de los factores reportados en la Tabla 5.4.2.2 se llega a la siguiente expresión:

$$C_{INS} = 0.114(C_{FOB}) + 0.7(C_{FOB}) \quad (5.4.2.9)$$

Finalmente sustituyendo el Costo FOB de la unidad de proceso (Acumulador FA-401) calculado previamente, se obtiene el Costo de la instrumentación, a saber, **$C_{INS} = 15,076.15 \text{ US\$}$** .

La Tabla 5.4.2.3 muestra los costos desglosados para el tanque acumulador FA-401.

Tabla 5.4.2.3. Costos desglosados del tanque acumulador FA-401

CONTENEDOR FA-401	SUMINISTRO [US\$]	INSTALACIÓN [US\$]	
TUBERÍA	10,763.97	12,684.82	
CONCRETO	1,775.87	12,684.82	
ACERO	1,413.45	10,872.70	
ELÉCTRICO	887.94	9,060.58	
AISLAMIENTO	1,449.69	10,872.70	
SUBTOTAL	16,290.93	56,175.62	
INSTRUMENTACIÓN	2,065.81	12,684.82	= 15,076.15 US\$
TOTAL	18,356.74	68,860.44	

Finalmente, se consideró que del costo total de la instrumentación del tanque acumulador FA-401, el 70% corresponde a la válvula LV-401 y el 15% al transmisor de nivel del LIC-401.

Costo de la válvula LV-401 = **11,307.11 US\$**

Costo del transmisor de nivel del LIC-401 = **2,261.42 US\$**



5.4.3. Cálculo del costo de los controladores FIC-403 y FIC-404.

Para el cálculo de estos costos se recurrió a datos reportados en bibliografía especializada [Perry, 1992], en donde se muestra la siguiente tabla.

Tabla 5.4.3.1. Instrumentación de un circuito sencillo, montado en el lugar de medición, base 1977. [Perry, 1992]

Tipo de instrumento	Neumático (US\$)	Electrónico (US\$)
Temperatura		
Indicador	300-700	600-1500
Registrador	600-1100	1150-1650
Controlador	600-1800	1700-2350
Registrador-controlador	650-1850	1700-1450
Presión		
Indicador	40-200	720-1830
Registrador	450-1490	1300-1860
Indicador-controlador	470-2300	1910-2700
Registrador-controlador	1000-2400	1930-2700
Medición de flujo por presión diferencial		
Indicador	560-1520	750-2000
Registrador	790-1550	1390-2100
Indicador-controlador	500-1000	1700-3000
Registrador-controlador	800-1200	1900-3000
Análisis cromatográfico de la corriente	5000-8500	7000-11000

Los costos que son necesarios para los controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404) son los que corresponden a los reportados para la medición de flujo por presión diferencial, con un indicador-controlador, mediante control neumático, a saber el rango de estos costos va de 500 a 1000 US\$, se decidió trabajar con el valor más alto para cada controlador. Es necesario hacer notar que estos costos se refieren a listas de precios de 1977, por lo cual es necesario actualizarlos. La actualización de los costos se llevó a cabo con los índices de Nelson & Farrar, y se hizo uso de la ecuación 5.3.2.12.4.



Tabla 5.4.3.2. Costos para los controladores FIC-403 y FIC-404.

	Costo de equipo (US\$) 1977	Índices Nelson & Farrar		Costo de equipo (US\$) 2006
		1977	2006	
Controlador indicador FIC-403 y FIC-404	2000.00	484.10	1,148.50	4,744.89

5.4.4. Cálculo del costo de las válvulas de paso V3 a V7.

Estos costos se calcularon en base a bibliografía especializada en válvulas [Greene, 1990], en donde se menciona que para refinerías el costo total de las válvulas de una refinería representa el 29.46% del costo total de la tubería, y que el costo de la tubería representa el 20.9% del costo total de la planta. Dado que las válvulas de paso están ligadas a los filtros de carga, de acuerdo a lo que se menciona en este párrafo, el costo de las válvulas se calculó mediante la siguiente expresión:

$$C_V = (0.2946)(0.209)(C_F) \quad (5.4.4.1)$$

Donde:

C_V = Costo de las válvulas

C_F = Costo de los filtros actualizado y corregido por capacidad.

El costo calculado fue de **6,180.70 US\$**, que es el costo del conjunto de válvulas asociadas a los filtros de carga.

5.5. Evaluación de la importancia de las unidades de proceso.

La importancia de las unidades de proceso para la operación de la planta se llevó a cabo mediante el análisis del DFP y del DTI del caso de estudio. (Ver Apéndice II). Además se consideró la disponibilidad de equipo de reemplazo. Aplicando la escala propuesta en la Tabla 2.5.1 se llega a la Tabla 5.5.1.

Tabla 5.5.1. Importancia de los equipos para la operación del proceso.

Unidad de proceso	Importancia	Símbolo
Filtros FD-401, FD-402	10	BCR
Válvulas de paso, de V3 a V7	10	BCR
Bomba de carga, en el área de bombeo	70	ACR
Bomba en planta estabilizadora	80	MACR
Válvula LV-401	30	MCR
Transmisor de nivel LIC-401	10	BCR
Bomba GA-401	80	MACR
Compresor GB-401	100	MASR
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	30	MCR
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	100	MASR



5.6. Evaluación del riesgo de operación de las unidades de proceso.

Como puede observarse en el paso nueve (9) de la Figura 2.6.1.1 (Pág. 23) para la aplicación del análisis de riesgo HAZOP, al escenario formado por una desviación debida a una falla y su posible causa, se le asigna una frecuencia, es decir se le asigna un valor en base la frecuencia del evento, y también se le asigna un nivel de gravedad a las consecuencias de la falla, (Ver Tabla 5.6.1).

Tabla 5.6.1. Frecuencia y Gravedad.

FRECUENCIA Y GRAVEDAD		
Valor	Significado del valor para frecuencia	Significado del valor para Gravedad
1	No más de una vez en la vida de la planta	No tiene impacto en la planta, personal o equipo
2	Hasta una vez en diez años	Daños sólo al equipo o fugas menores
3	Hasta una vez en cinco años	Lesiones al personal de la planta, todos los daños se contienen en las instalaciones propias
4	Hasta una vez en un año	Daños que rebasan las instalaciones, afectando de manera limitada zonas fuera de ésta
5	Más de una vez en una año	Daños mayores incluso fuera de las instalaciones

Teniendo los valores de frecuencia y de gravedad se determina el nivel de riesgo, este nivel de riesgo depende de ambos valores y es proporcional a ambas características. El nivel de riesgo se calcula mediante el uso de una matriz de riesgos, ver Tabla 5.6.2, el nivel de riesgo se califica en números del uno al diez, siendo el uno el de menor riesgo, y el de diez el de mayor riesgo.

Tabla 5.6.2. Matriz de riesgos.

		Gravedad				
		1	2	3	4	5
Frecuencia	1	1	2	3	4	5
	2	2	4	6	7	8
	3	3	6	7	8	9
	4	4	7	8	9	10
	5	5	8	9	9	10

Para determinar el nivel de riesgo, se toma el valor de la gravedad (vertical) y se ve en que parte cruza con el valor de la frecuencia, el valor en donde concuerdan ambas “coordenadas” será entonces el valor del riesgo.

Una vez encontrado el riesgo que genera una desviación del diseño (falla), se toman en cuenta las protecciones que se tienen en el momento (de haber alguna), y se analiza si estas protecciones mitigan ya sea la frecuencia o la gravedad de las consecuencias; con estos nuevos valores de la frecuencia y de la gravedad se



recalcula el riesgo y se dan entonces, dependiendo del nivel de riesgo existente las recomendaciones para mitigar el mismo.

La Tabla 5.6.3 muestra los riesgos de operación para los equipos de proceso considerados en esta tesis.

Tabla 5.6.3. Riesgos de operación. [Villacaña, Gómez, 2001]

Unidad de proceso	Frecuencia	Gravedad	Riesgo
Filtros FD-401, FD-402	5	1	5
Válvulas de paso, de V3 a V7	1	1	2
Bomba de carga, en el área de bombeo	5	2	8
Bomba en planta estabilizadora	4	2	7
Válvula LV-401	3	2	6
Transmisor de nivel LIC-401	5	2	8
Bomba GA-401	5	3	9
Compresor GB-401	4	2	7
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	2	1	2
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	3	2	6



Capítulo 6

Jeraquización de las Unidades de Proceso.



Capítulo 6.

Jerarquización de las Unidades de Proceso.

De acuerdo con los datos obtenidos en el Capítulo 5, en el presente capítulo se llevará a cabo la jerarquización de las unidades de proceso para la aplicación de mantenimiento preventivo.

6.1. Criterios evaluados.

El primer paso para la jerarquización mediante los métodos multicriterio es proponer los criterios que van a servir para llegar a la solución de compromiso buscada; los propuestos en esta tesis son los que se evaluaron en el Capítulo 5, es decir:

- Fiabilidad de operación.
- Índice de incendio y explosión (F&EI).
- Pérdida económica máxima (PEM) ocasionada por incendio y explosión de las unidades de proceso.
- Importancia de los equipos de proceso en la operación de la planta.
- Riesgo de operación.

Para aplicar la metodología PROMETHEE es necesario que el tomador de decisiones exprese su preferencia hacia los criterios para llegar a la solución de compromiso buscada, es decir, el tomador de decisiones debe expresar si, bajo su lógica, desea jerarquizar en base a la maximización y/o minimización de los diferentes criterios.

La minimización y maximización se asignó de acuerdo a la lógica de que se desea jerarquizar los equipos de acuerdo a la urgencia de aplicación de mantenimiento, es decir, se desea que el primer lugar de la jerarquización lo ocupe el equipo al cual se le deba aplicar primero mantenimiento para evitar una falla considerando los criterios empleados.

Así que, los criterios propuestos para la jerarquización del equipo son:

- Minimización de la Fiabilidad de operación.
- Maximización del Índice de incendio y explosión (F&EI).
- Maximización de la Pérdida Económica Máxima (PEM) ocasionada por el incendio y explosión de las unidades de proceso.
- Maximización de la importancia de la unidad de proceso.
- Maximización del riesgo de operación.

6.2. Empleo del paquete de computo *Decisión Lab [Brans, 2002]*.

Un paso muy importante para la aplicación de la metodología PROMETHEE es la asignación de los pesos de relativa importancia. Esta asignación se llevó a cabo mediante la herramienta "Walking Weights" del paquete de computo "*Decisión*

Lab”. Dicha herramienta parte de la asignación de pesos iguales para todos los criterios, para después ir variando los mismos de acuerdo a la preferencia del tomador de decisiones. La Figura 6.2.1 muestra la herramienta “Walking Weights”

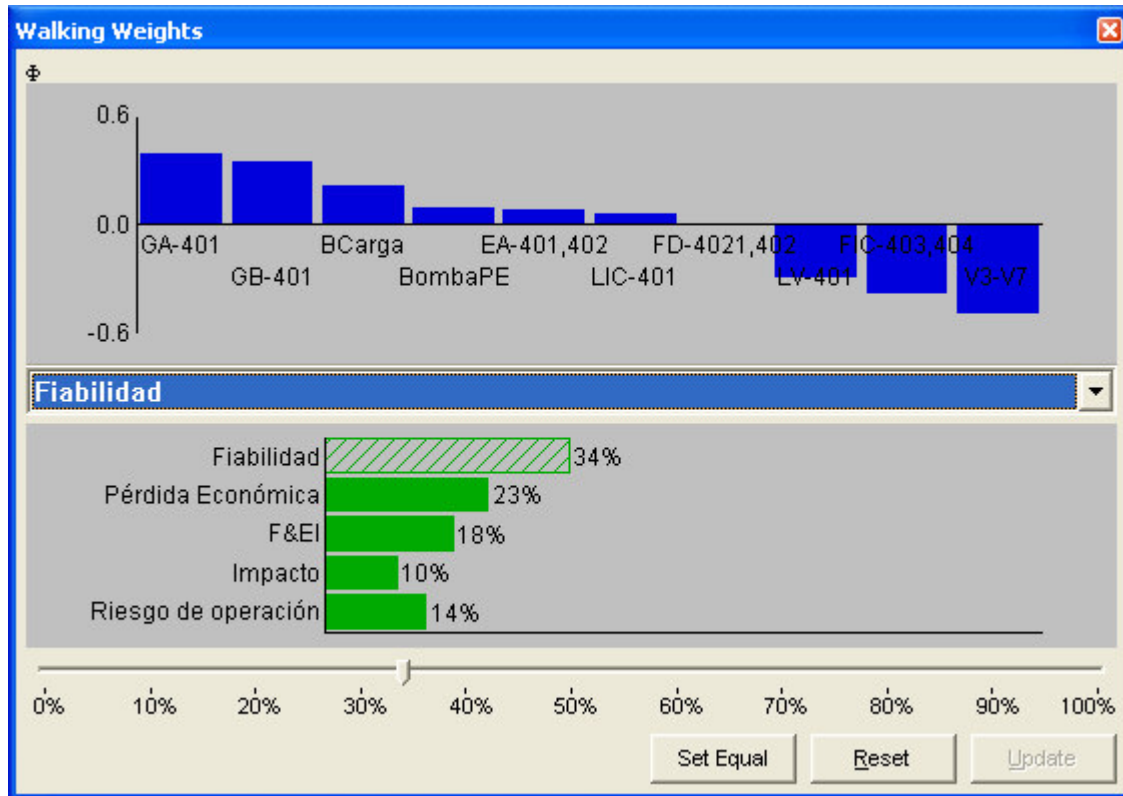


Figura 6.2.1. Herramienta “Walking Weights”

Los pesos que se emplearon en la presente tesis se muestran en la Tabla 6.2.1.

Tabla 6.2.1. Pesos de relativa importancia.

Criterio	Peso	
	%	Absoluto
Fiabilidad de operación	34	6.4263
Pérdida económica máxima ocasionada por incendio y explosión	23	4.3240
Índice de incendio y explosión	18	3.3993
Impacto del equipo sobre el proceso	10	1.9424
Riesgo de operación	14	2.7080

La lógica de dicha asignación es la siguiente:

- El peso de la fiabilidad de operación es el más alto debido a que ésta nos da una idea de que tan confiable es la operación del equipo teniendo en cuenta el paso del **tiempo** y las fallas que el equipo ha presentado.
- El peso de la pérdida económica máxima (PEM) que ocasionaría el incendio y la explosión de la unidad de proceso se consideró en segundo



lugar respecto a los demás criterios, ya que un criterio que siempre es de mucha importancia en la toma de decisiones es el económico.

- El peso del índice de incendio y explosión ocupa el tercer lugar ya que éste sirve solo para clasificar a las unidades de proceso de acuerdo a un grado de riesgo que va desde *ligero* hasta *severo*, es decir, se consideró que la clasificación de este criterio era menos precisa que la que ofrecen los dos criterios anteriores.
- El peso del riesgo de operación se consideró en penúltimo lugar, debido a que, aunque es un método multidisciplinario, y por lo cual en su seno contiene mucha información, la clasificación obtenida mediante el mismo no considera los aspectos económicos, ni el paso del tiempo, ni se plantea un escenario pésimo, como lo hacen los criterios anteriores.
- El impacto del equipo sobre el proceso tiene el peso menor ya que su evaluación contiene un tanto de subjetividad.

Es pertinente aclarar que las razones expuestas del por qué se eligieron esos pesos se dedujeron junto con expertos del proceso de refinación.

Con la metodología empleada en el capítulo anterior para la evaluación de cada criterio en cada una de las alternativas (unidades de proceso) se llega a la Tabla 6.2.2.

Tabla 6.2.2. Criterios evaluados en las distintas alternativas.

Unidad de proceso	Fiabilidad	Pérdida [US\$]	F&EI	Impacto	Riesgo
Filtros FD-401, FD-402	0.135	2,355,786.66	66.17	10	5
Válvulas de paso, de V3 a V7	0.951	460,706.07	66.17	10	2
Bomba de carga	0.135	2,154,778.31	78.17	70	8
Bomba en planta estabilizadora	0.368	2,024,017.99	78.17	80	7
Válvula LV-401	0.819	660,083.14	66.51	30	6
Transmisor de nivel LIC-401	0.135	254,377.79	66.51	10	8
Bomba GA-401	0.135	4,013,022.34	89.91	80	9
Compresor GB-401	0.368	10,699,753.67	68.63	100	7
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	0.905	418,200.79	78.21	30	2
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	0.819	10,693,586.50	76.21	100	6



6.2.1. Selección de la función de preferencia empleada para cada criterio.

6.2.1.1. Función de preferencia empleada para la fiabilidad de operación.

Para la fiabilidad de operación se decidió emplear la función de preferencia número SEIS (**Tipo curva de Gauss**), ver Tabla 2.5.2.1.2.1; la razón de tal decisión es la siguiente: a diferencias pequeñas entre las fiabilidades de las unidades de proceso, la preferencia de la menor sobre la mayor es mínima (recordemos que se desea elegir la alternativa que minimice este criterio), esta preferencia va creciendo conforme crece la diferencia de las fiabilidades. Ocurre que para la diferencia más grande, la preferencia de la fiabilidad de operación menor es máxima. El parámetro s necesario para esta función de preferencia, representa el valor donde la curva gausseana presenta un punto de inflexión.

6.2.1.2. Función de preferencia empleada para la pérdida económica máxima ocasionada por el incendio y explosión de las unidades de proceso.

Para la pérdida económica máxima ocasionada por el incendio y explosión de las unidades de proceso, se decidió emplear la función de preferencia número CINCO (**Tipo Lineal ó tipo V con indiferencia**), ver Tabla 2.5.2.1.2.1, ya que cuando la diferencia entre las pérdidas económicas es pequeña, la preferencia de la pérdida económica mayor sobre la menor se consideró nula (recordemos que se desea elegir la alternativa que maximice este criterio); esto es lo que representa el parámetro q , que es la desviación más grande que se considera insignificante en cuanto a las preferencias del tomador de decisiones.

Conforme las diferencias entre las pérdidas económicas aumentan las preferencias hacia las pérdidas económicas mayores aumentarán, hasta que las diferencias sean muy grandes y la preferencia sea máxima; lo cual es representado por el parámetro p .

6.2.1.3. Función de preferencia empleada para el factor de incendio y explosión (F&EI).

Para el factor de incendio y explosión se decidió emplear la función de preferencia número CINCO (**Tipo Lineal ó tipo V con indiferencia**), Ver Tabla 2.5.2.1.2.1; esta decisión se derivó de la naturaleza misma del factor de incendio y explosión, ya que como muestra la Tabla 4.1.2.3.2, el grado de riesgo, que va de *ligero* hasta *severo*, se decide en base a intervalos de valores del factor de incendio y explosión; es decir que, para diferencias pequeñas entre factores F&EI, la preferencia del mayor sobre el menor (recordemos que se desea elegir la alternativa que maximice este criterio) debe ser nula debido a que muy probablemente ambos valores de los factores F&EI se encuentren dentro de la misma clasificación de grado de riesgo. Esto es lo que representa el parámetro q , que es la desviación más grande que se considera insignificante en cuanto a las preferencias del tomador de decisiones.



Conforme las diferencias entre los factores aumenten las preferencias hacia los factores mayores aumentarán, hasta que las diferencias sean muy grandes y la preferencia sea máxima; lo cual es representado nuevamente por el parámetro p .

6.2.1.4. Función de preferencia empleada para el impacto del equipo sobre el proceso.

Para el impacto del equipo sobre el proceso se decidió emplear la función de preferencia número CUATRO, (*Tipo nivel*), ver Tabla 2.5.2.1.2.1, se tomó esta decisión en base a recomendaciones de los autores de PROMETHEE [Brans, Mareschal, 1984], ya que este tipo de función de preferencia fue creada especialmente para criterios evaluados cualitativamente, como es el caso del criterio en cuestión.

Para esta función de preferencia son necesarios dos parámetros q y p , que representan los umbrales de indiferencia y de preferencia estricta, respectivamente.

6.2.1.5. Función de preferencia empleada para el riesgo de operación.

Para el riesgo de operación se decidió emplear la función de preferencia número TRES, (*Tipo V*), ver Tabla 2.5.2.1.2.1, esta decisión se tomó en base a que desde la mínima diferencia del riesgo de operación mayor sobre el menor, la preferencia del mayor sobre el menor existe (recordemos que se desea elegir la alternativa que maximice este criterio); y conforme las diferencias entre los riesgos de operación aumentan las preferencias hacia los riesgos de operación mayores aumentarán, hasta que las diferencias sean muy grandes y la preferencia sea máxima; lo cual es representado nuevamente por el parámetro p .

Para determinar los parámetros p , q y s necesarios para las funciones de preferencia elegidas se realizaron todas las comparaciones par a par entre las alternativas a lo largo de cada criterio.



6.3. Resultados de la jerarquización.

Al trabajar la tabla de evaluación, los pesos de relativa importancia y las funciones de preferencia seleccionadas en el paquete de cómputo *Decision Lab* [Brans, 2002] se obtiene la Figura 6.3.1.

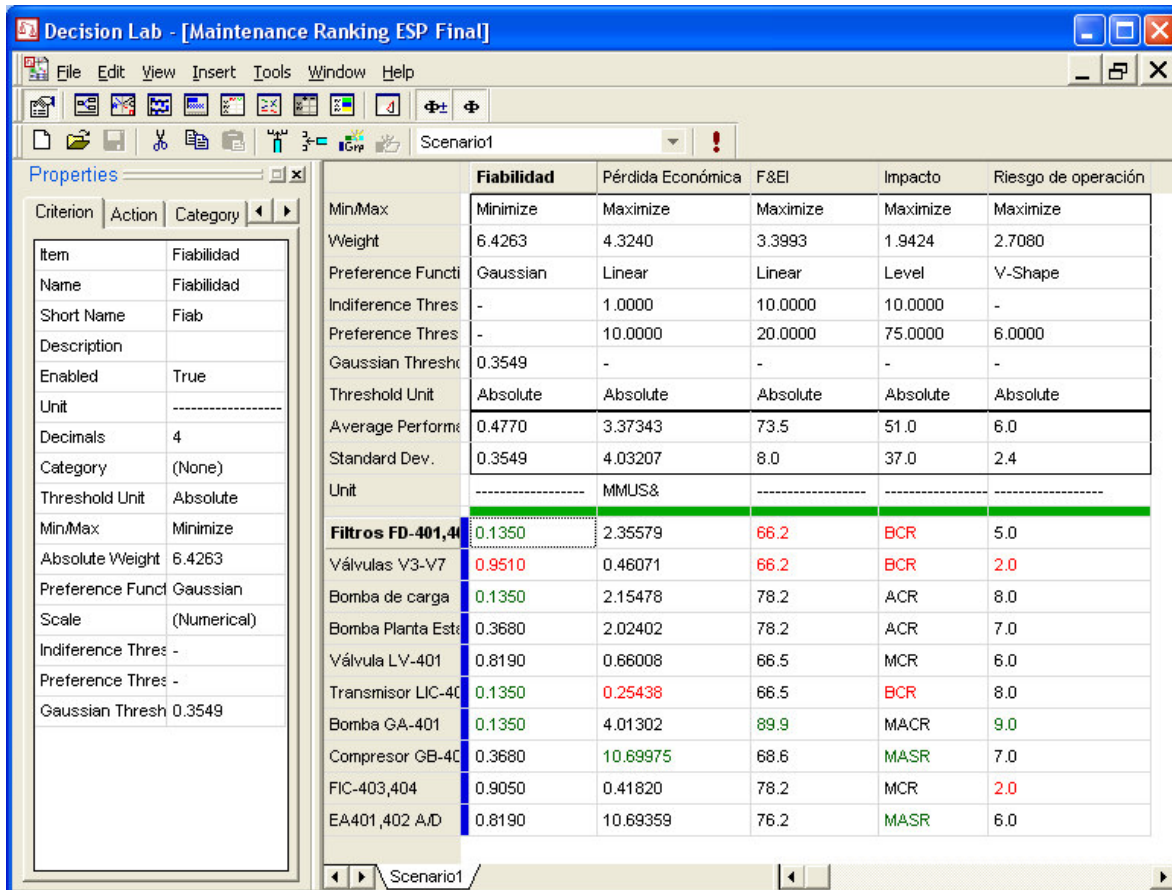


Figura 6.3.1. Tabla de evaluación en Decision Lab,

La jerarquización parcial obtenida mediante PROMETHEE I se muestra en la Figura 6.3.2.

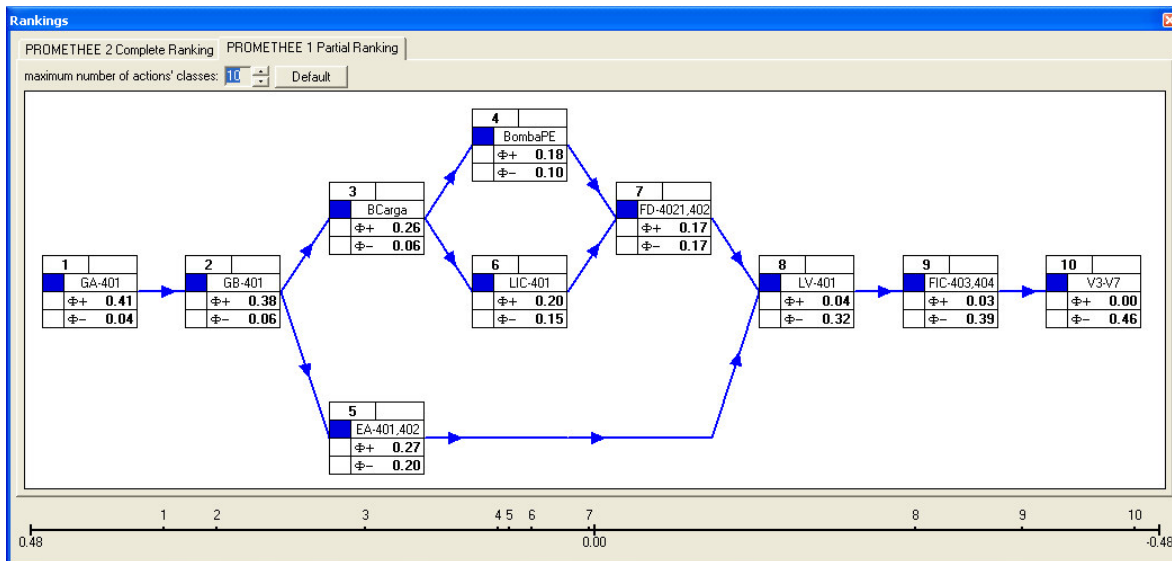


Figura 6.3.2. Resultados obtenidos mediante PROMETHEE I

La Figura 6.3.2 muestra varias incomparabilidades ya que no se observa una jerarquización total entre todas las alternativas; por lo cual es necesario aplicar PROMETHEE II para eliminar las incomparabilidades y de esta manera, obtener la jerarquización total, ver Figura 6.3.3.

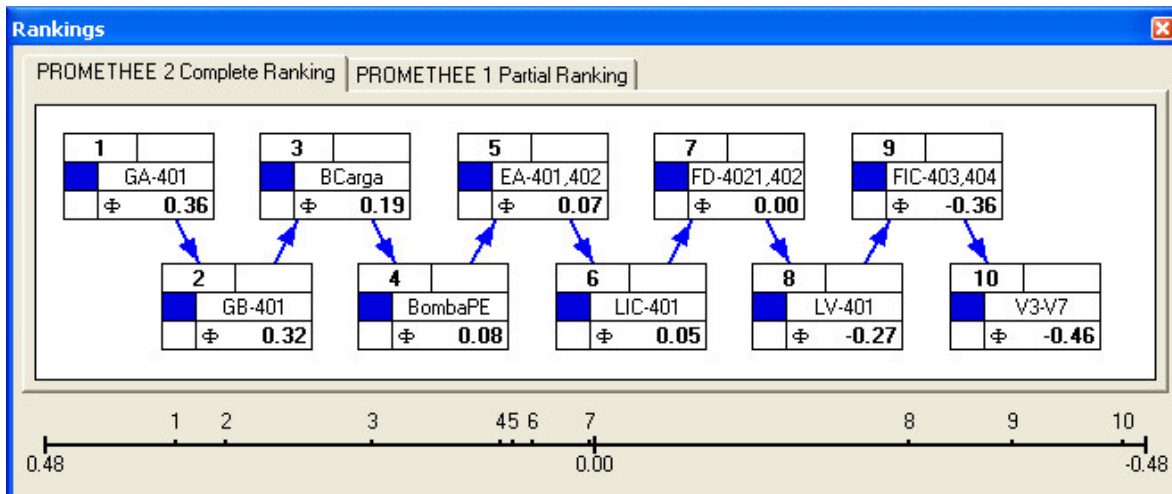


Figura 6.3.3, Resultados obtenidos mediante PROMETHEE II.

La siguiente figura resume los resultados encontrados mediante la metodología multicriterio PROMETHEE.

	$\Phi+$	$\Phi-$	Φ
GA-401	0.4064	0.0438	0.3626
GB-401	0.3790	0.0602	0.3188
BCarga	0.2559	0.0629	0.1930
BombaPE	0.1834	0.1015	0.0819
EA-401,402	0.2733	0.2017	0.0716
LIC-401	0.2045	0.1513	0.0532
FD-4021,402	0.1748	0.1702	0.0046
LV-401	0.0449	0.3154	-0.2705
FIC-403,404	0.0326	0.3926	-0.3600
V3-V7	0.0000	0.4552	-0.4552

Figura 6.3.4. Flujos de preferencia.

Con fines de demostrar la consistencia de la metodología PROMETHEE, se llevó a cabo el ejercicio de jerarquizar los unidades de proceso de manera inversa, es decir que esta vez, la jerarquización fuera del equipo menos crítico hasta el más crítico; esto se consiguió cambiando la lógica de minimización ó maximización de los criterios, es decir mediante:

- ✓ Maximización de la fiabilidad de operación.
- ✓ Minimización de la pérdida económica máxima (PEM) que ocasionaría el incendio y explosión de la unidad de proceso.
- ✓ Minimización del índice de incendio y explosión (F&EI).
- ✓ Minimización del impacto del equipo sobre el proceso.
- ✓ Minimización del riesgo de operación

Los resultados se muestran en la Figura 6.3.5.

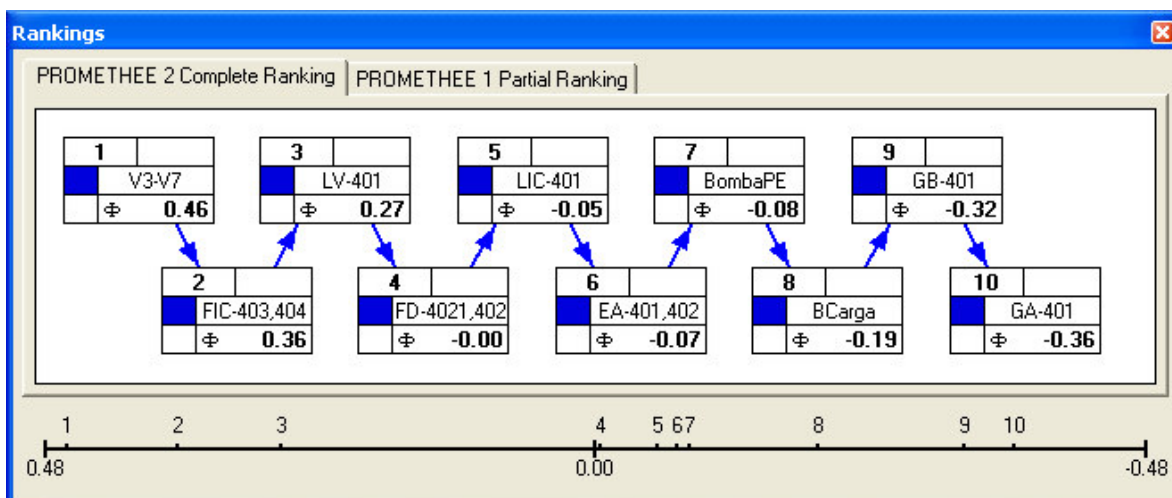


Figura 6.3.5. Del equipo menos crítico al más crítico.

Como puede observarse al comparar las Figuras 6.3.3 y 6.3.5, el orden que ocupa cada unidad de proceso dentro de las jerarquizaciones es exactamente el opuesto, es decir el equipo que estaba en primer lugar en la Figura 6.3.3 aparece en último lugar en la Figura 6.3.5. Además el valor del flujo de dominancia (Φ) es exactamente el inverso aditivo para los mismos equipos en ambas figuras.

6.4. Análisis de sensibilidad.

La jerarquización encontrada por PROMETHEE depende en gran medida de los pesos de relativa importancia asignados a los diferentes criterios, por lo cual es importante llevar a cabo un análisis de sensibilidad de la solución encontrada respecto a los pesos asignados.

El paquete de cómputo “*Decision Lab*” ofrece una herramienta para el análisis de sensibilidad de PROMETHEE II en función de los pesos asignados.

Esta herramienta muestra un intervalo de estabilidad de los pesos para cada criterio, dicho intervalo representa los límites entre los cuales el peso puede ser modificado sin provocar cambios en la jerarquización completa obtenida mediante PROMETHEE II. Es importante recalcar que la información proporcionada por los intervalos de estabilidad es válida únicamente cuando solo un peso es modificado y los demás pesos permanecen sin cambio. Cuando el peso de algún criterio es modificado los intervalos de estabilidad son recalculados.

La Figura 6.4.1 muestra los intervalos de estabilidad para los pesos empleados en la presente tesis.

	Weight	Interval		% Weight	% Interval	
		Min	Max		Min	Max
Fiabilidad	6.4263	6.1420	6.8017	34.18%	33.17%	35.47%
Pérdida Económica	4.3240	4.0046	4.5248	23.00%	21.67%	23.81%
F&Ei	3.3993	2.3226	10.6786	18.08%	13.10%	40.95%
Impacto	1.9424	1.6310	2.3791	10.33%	8.82%	12.37%
Riesgo de operac	2.7080	1.6601	3.6424	14.40%	9.35%	18.46%

Figura 6.4.1. Intervalos de estabilidad.

6.5. PLANO GAIA.

El plano GAIA que representa el problema multicriterio planteado en la presente tesis es el mostrado en la Figura 6.5.1.

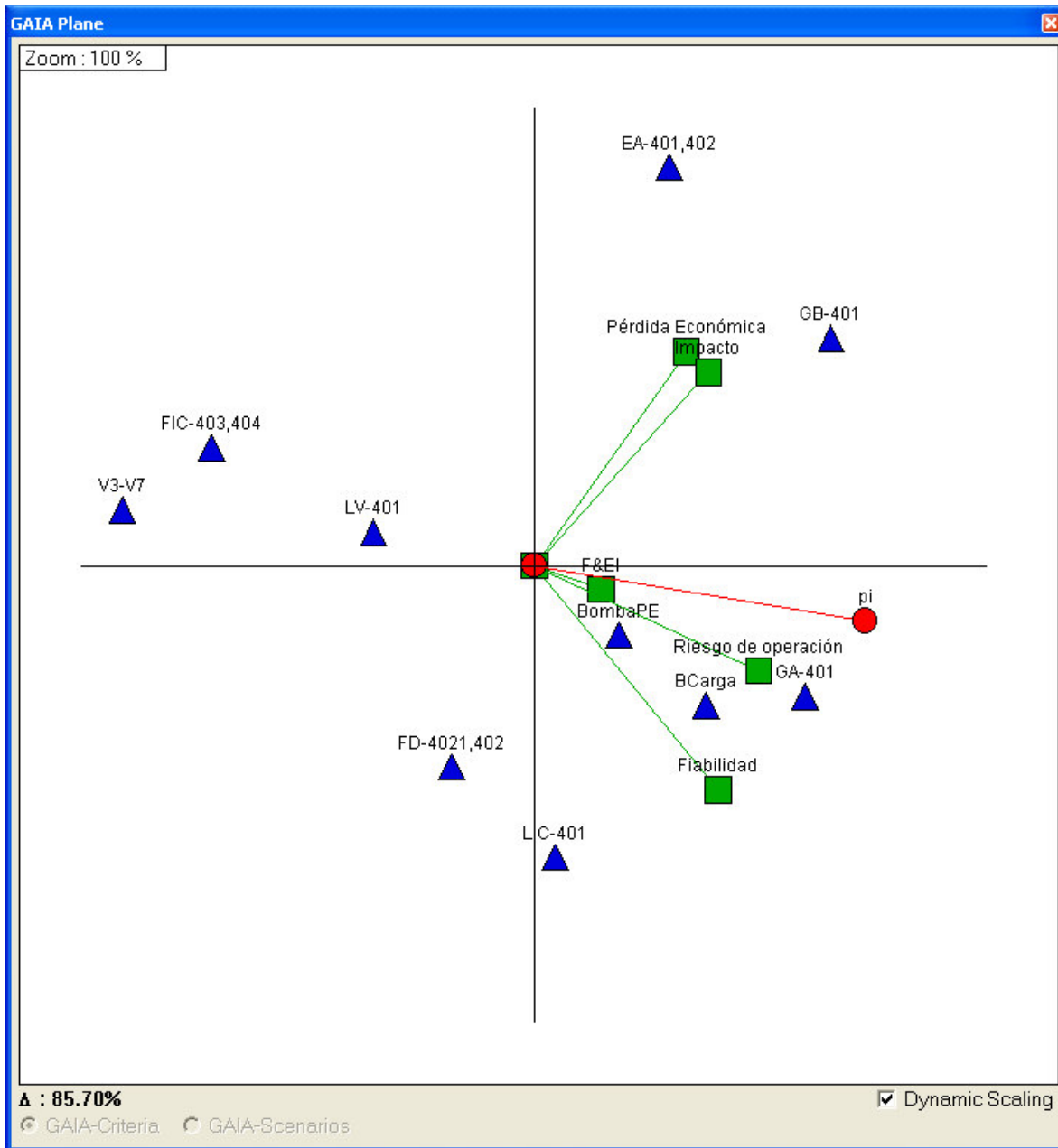


Figura 6.5.1. Plano GAIA.



La información que puede obtenerse del plano GAIA mostrado en la figura anterior es la siguiente:

- Los criterios “Pérdida Económica Máxima” e “Impacto del Equipo en el Proceso” están expresando preferencias similares.
- Los criterios “Pérdida Económica Máxima” e “Impacto del Equipo en el Proceso” son independientes respecto al criterio Fiabilidad.
- Las alternativas Cambiadores de calor y Compresor GB-401 son preferidos para los criterios “Pérdida Económica Máxima” e “Impacto del Equipo en el Proceso”.
- Las tres alternativas: Bomba de la planta estabilizadora, Bomba GA-401 y Bomba de carga son preferidos para los criterios “Riesgo de operación” y “Fiabilidad.”
- Las alternativas Válvulas e Indicadores-Controladores de Flujo nunca son preferidos.

6.6. Asignación de un presupuesto para mantenimiento preventivo.

Una vez que se ha llevado a cabo la jerarquización de las unidades de proceso se plantea la idea de que en base a esta jerarquización y los flujos netos de dominancia (Φ) obtenidos, se decida a que equipos se les aplicará mantenimiento preventivo de acuerdo a un presupuesto.

El presupuesto fue calculado en base a bibliografía consultada [PEP, 1986] en donde se recomienda que el costo por mantenimiento preventivo para los equipos mayores sea calculado como el 6% de la inversión por reemplazo de la unidad de proceso.

Además tanto para las válvulas de paso, como para los componentes electrónicos, se consideró como costo por mantenimiento preventivo la inversión por reemplazo de dichos equipos, esto debido a que las características de tales componentes permiten considerar que no existe una reparación más económica que el propio reemplazo (Ver Tabla 5.3.2.9.1).

El costo de mantenimiento de cada unidad de proceso se muestra en la Tabla 6.6.1.

Tabla 6.6.1. Mantenimiento preventivo en función de la inversión de reemplazo de las unidades de proceso

Unidad de proceso	Costo original [US\$]	Mantenimiento [US\$/año]
Filtros FD-401, FD-402	100,382.67	6,022.96
Válvulas de paso, de V3 a V7	6,180.70	5,068.18
Bomba de carga, en el área de bombeo	275,132.12	16,507.93
Bomba en planta estabilizadora	248,314.18	14,898.85
Válvula LV-401	11,307.11	9,271.83
Transmisor de nivel LIC-401	2,261.42	1,854.37



Bomba GA-401	223,979.39	13,438.76
Compresor GB-401	4,784,289.36	287,057.36
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	4,744.89	3,890.81
Cambiador de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	4,947,180.54	296,830.83
PRESUPUESTO =	654,841.88	

Lo cual quiere decir que si se asigna un presupuesto de 654,842 US\$ anuales, el dinero alcanzaría para dar mantenimiento a todas las unidades de proceso, una decisión importante que tendría que tomarse es **a qué equipos se les debe dar mantenimiento cuando el presupuesto es menor al citado previamente**, pues bien, esta cuestión fue analizada bajo diferentes escenarios. Los escenarios se considerados fueron los presentados en la Tabla 6.6.2.

6.6.1. Programación lineal entera. PROMETHEE V.

La repartición del presupuesto se llevó a cabo mediante programación lineal entera, esta herramienta está disponible en el paquete de computo PROMCALC, la metodología es denominada PROMETHEE V. Dicha metodología se detalló en la sección 2.7.2.4 del capítulo 2.

En esta metodología la programación gira en torno a una función objetivo que maximiza las preferencias del tomador de decisiones, a saber:

$$\begin{aligned} \text{Max} &= \sum_{i=1}^n \phi_i x_i \\ \text{saq} & \\ \sum_{i=1}^n (\text{mant}_i)(x_i) &\leq \text{Presupuesto} \\ x_i &= \{0,1\} \end{aligned} \tag{6.6.1.1}$$

Dado que esta función objetivo (6.5.1.1) nunca toma en cuenta a las alternativas cuyos flujos de preferencia (ϕ) sean negativos (*ya que lo que se desea es maximizar la suma de las preferencias del tomador de decisiones*) se analizaron por separado las posibles combinaciones que surgirían al considerar las tres alternativas con flujos netos de preferencia negativos (Ver Figura 6.3.4).

Los diferentes escenarios que se proponen en la presente tesis parten de considerar el presupuesto necesario para aplicar mantenimiento a todas las unidades de proceso y se le restó la cantidad necesaria para aplicar mantenimiento a los equipos con flujos netos de preferencia negativos (18,000 US\$) ya que como ya mencionó, dada la función objetivo no se considerarán dichos equipos.



Después se fue restando la cantidad equivalente al 20% del presupuesto necesario para aplicar mantenimiento a todas las unidades de proceso con flujo neto de preferencia positivo. De estas consideraciones surge la Tabla 6.6.1.1.

Tabla 6.6.1.1. Escenarios Propuestos.

Escenario	Presupuesto [MUS\$/año]
1	637
2	510
3	382
4	255
5	127
6	0

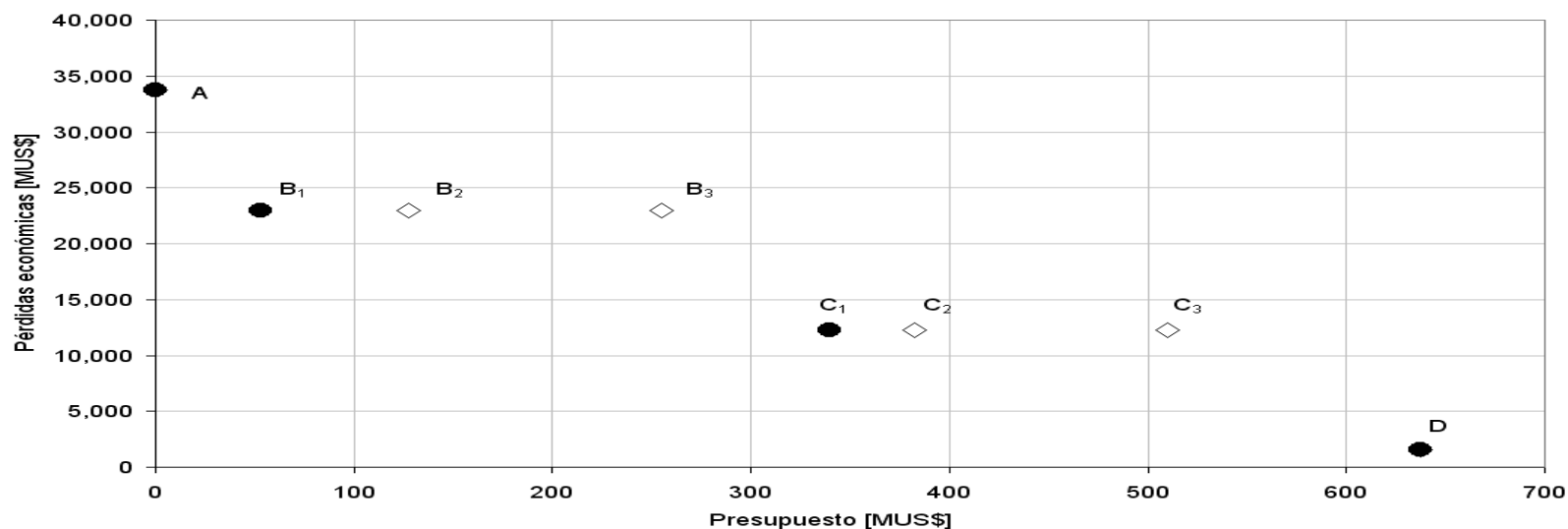
Si el presupuesto fuera el suficiente para dar mantenimiento a algún o algunos de los equipos con flujos de preferencia negativos, se estaría sub-optimizando la función objetivo, pero se estarían evitando posibles pérdidas económicas y se incurriría en menores riesgos de operación.

La Tabla 6.5.1.2 muestra los resultados obtenidos sin considerar las alternativas cuyos flujos de preferencia son negativos. La Figura 6.6.1.1 muestra de manera gráfica lo expuesto en la tabla antes mencionada.



Tabla 6.6.1.2. Repartición del presupuesto.

Unidad de proceso	PHI	Pérdida máxima (MUS\$)	Mantenimiento [MUS\$/año]	PRESUPUESTO [MUS\$]					
				637	510	382	255	127	0
Filtros FD-401, FD-402	0.0046	2,356	6	1	1	1	1	1	0
Válvulas de paso, de V3 a V7	-0.4552	461	5	0	0	0	0	0	0
Bomba de carga, en el área de bombeo	0.1930	2,155	17	1	1	1	1	1	0
Bomba en planta estabilizadora	0.0180	2,024	15	1	1	1	1	1	0
Válvula LV-401	-0.2705	660	9	0	0	0	0	0	0
Transmisor de nivel LIC-401	0.0532	254	2	1	1	1	1	1	0
Bomba GA-401	0.3626	4,013	13	1	1	1	1	1	0
Compresor GB-401	0.3188	10,700	287	1	1	1	0	0	0
Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	-0.3600	418	4	0	0	0	0	0	0
Cambiadores de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D	0.0716	10,694	297	1	0	0	0	0	0
TOTAL=		33,734	655						
Mantenimiento preventivo [MUS\$]				637	340	340	53	53	0
Pérdida máxima [MMUS\$]				1,539	12,233	12,233	22,932	22,932	33,734
SUMA PHI				1.022	0.9502	0.9502	0.6314	0.6314	0



◇ Presupuesto con disminuciones de 20% ● Presupuesto aprovechado
 Figura 6.6.1.1. Pérdidas económicas vs. Presupuesto.



Como puede observarse en la gráfica de la Figura 6.6.1.1 la pérdida máxima ocasionada por el presupuesto B_1 es igual a la que ocasionarían los presupuestos B_2 y B_3 , (ocurre lo mismo para los presupuestos C_1 , C_2 y C_3) aunque los presupuestos en cada caso son diferentes, esto se debe a que las labores de mantenimiento se están considerando como proyectos, es decir, se deben llevar a cabo en su totalidad, o sea que no puede aplicarse mantenimiento a *medias*. Por ejemplo, el presupuesto aprovechado da un salto de C_1 hasta B_1 (Ver Figura 6.6.1.1) porque cualquier otro presupuesto intermedio entre C_1 y B_1 (B_2 y B_3) ya no alcanza para dar mantenimiento a ninguna otra unidad de proceso además de las que recibían mantenimiento con el presupuesto C_1 .

A continuación se presentan, ordenados de manera ascendente respecto al monto necesario para mantenimiento, las posibles combinaciones que se presentarían si se consideraran las tres unidades de proceso con flujos netos de preferencia (ϕ) negativos.

Tabla 6.6.1.3. Posibles combinaciones entre las alternativas con flujos de preferencia negativos.

	Válvulas de paso V3 a V7	Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)	Válvula LV-401	Pérdida (MUS\$)	Mantenimiento [MUS\$/año]
PHI	-0.4552	-0.3600	-0.2705		
Pérdida máxima (MUS\$)	461	660	418		
Mantenimiento [MUS\$/año]	5	9	4		
Combinaciones	0	0	0	1,539	0
	0	0	1	1,121	4
	1	0	0	1,078	5
	1	0	1	660	9
	0	1	0	879	9
	0	1	1	461	13
	1	1	0	418	14
	1	1	1	0	18

Todas las combinaciones se sumaron a los “presupuestos aprovechados” (Ver Figura 6.6.1.1) para observar el comportamiento como consecuencia de considerar los equipos con flujos de preferencia negativos. La Figura 6.6.1.2 muestra los resultados obtenidos.

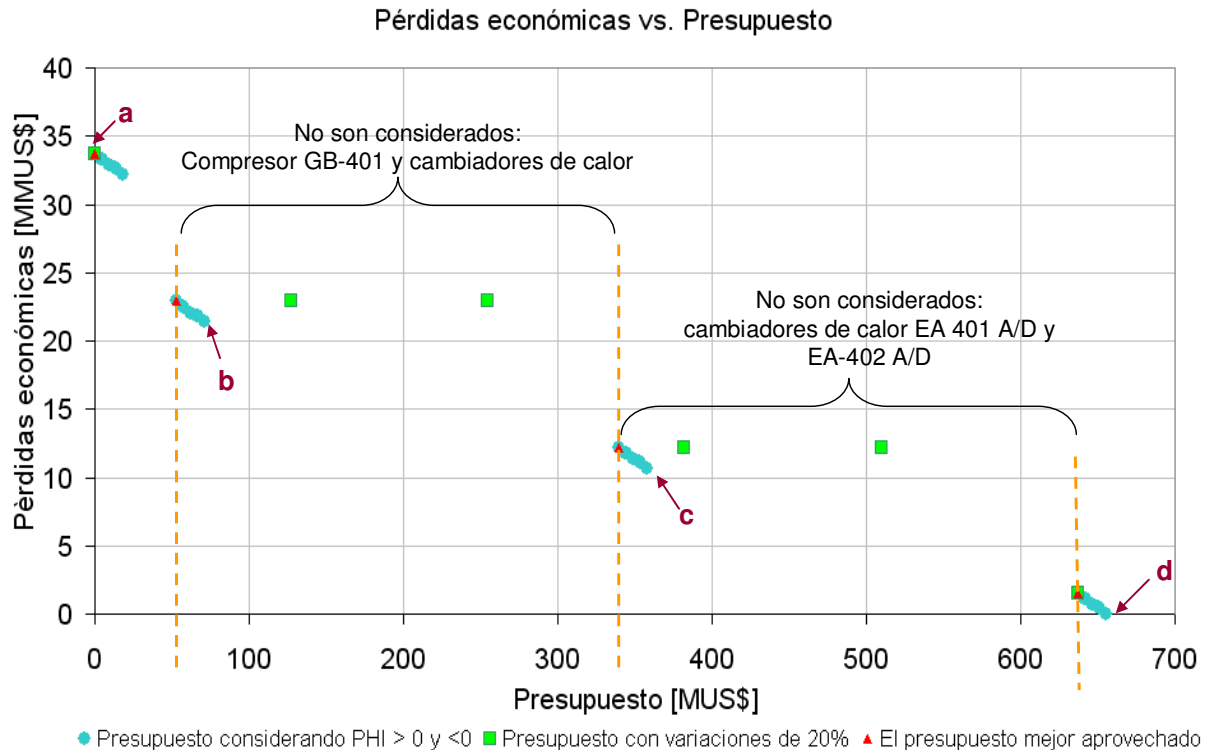


Figura 6.6.1.2. Pérdidas económicas vs. Presupuesto, considerando todas las unidades de proceso.

En esta figura, se puede observar el rango de intervalos en que el presupuesto se debe asignar para su mejor aprovechamiento. Además los puntos a, b, c y d expresan lo siguiente:

- Punto a: El mantenimiento preventivo es aplicado a ningún equipo.
- Punto b: El mantenimiento preventivo es aplicado a ocho equipos.
- Punto c: El mantenimiento preventivo es aplicado a nueve equipos.
- Punto d: El mantenimiento preventivo es aplicado a diez equipos.

La figura 6.6.1.2 hace notar la relación costo-beneficio entre el mantenimiento preventivo y las pérdidas económicas máximas. Ya que por ejemplo, en el punto “d” de dicha figura, el costo de mantenimiento es 654 MUS\$ mientras que el beneficio es la no existencia de pérdidas económicas, ya que se estaría aplicando mantenimiento preventivo a todas las unidades de proceso.



Capítulo 7

Conclusiones



1. Para la solución del problema de jerarquización de equipo de proceso como ayuda para la programación de mantenimiento preventivo de la sección de carga de una Planta Hidrodesulfuradora de Naftas, se propusieron como criterios los siguientes:
 - Minimización de la Fiabilidad de operación.
 - Maximización del Índice de incendio y explosión (F&EI).
 - Maximización de la Pérdida Económica Máxima (PEM) ocasionada por el incendio y explosión de las unidades de proceso.
 - Maximización de la importancia de la unidad de proceso.
 - Maximización del riesgo de operación.

Dicha jerarquización se obtuvo considerando que el ordenamiento del equipo fuera del más crítico hasta el menos crítico. Los resultados son:

Orden	Unidad de proceso
1	Bomba GA-401
2	Compresor GB-401
3	Bomba de carga
4	Bomba en planta estabilizadora
5	Cambiador de calor EA 401 A/D y EA-402 A/D
6	Transmisor de nivel LIC-401
7	Filtros FD-401, FD-402
8	Válvula LV-401
9	Controladores e indicadores de flujo (FIC-403 y FIC-404)
10	Válvulas de paso, de V3 a V7

La información proveniente de los proveedores de los equipos, tales como manuales de operación, manuales de mantenimiento y garantías en conjunto con la jerarquización obtenida, haría que el programa de mantenimiento fuera más eficiente; en efecto, la jerarquización contiene en su seno, la información respecto a posibles riesgos y a las condiciones de operación, considerados en los cinco criterios evaluados mencionados previamente.

2. La metodología PROMETHEE mostró que de los cinco criterios considerados, el "F&EI" es el criterio con intervalo de estabilidad más grande, mientras que el "Impacto" es el criterio con intervalo de estabilidad más estrecho, es decir que el peso relativo de la importancia del "F&EI", puede variar en un intervalo más amplio sin que la



jerarquización total se modifique; en efecto, la jerarquización es más sensible al peso relativo de la importancia del “Impacto”. De lo anterior, puede deducirse, que la asignación de los pesos debe hacerse cuidadosamente a través de recomendaciones de expertos en la materia de estudio.

3. El circuito de carga cuenta con aproximadamente 250 equipos, considerando la instrumentación. Al considerar al conjunto de todos los equipos en la jerarquización, el problema sería más complejo, por lo cual, el uso del análisis HAZOP reduce la complejidad del problema, ya que dicho análisis de riesgos proporciona los equipos con un nivel de riesgo importante, que pueden ser causantes de fallas. De esta forma, en la presente tesis se redujo el número a tan solo 10 equipos.

4. La información obtenida del “Plano GAIA” que refleja la naturaleza del problema es la siguiente:
 - Los criterios Pérdida Económica Máxima e Impacto del Equipo en el Proceso están expresando preferencias similares.
 - Las alternativas Cambiadores de calor y Compresor GB-401 son preferidos para los criterios “Pérdida Económica Máxima” e “Impacto del Equipo en el Proceso”.
 - Las tres alternativas: Bomba de la planta estabilizadora, Bomba GA-401 y la Bomba de carga son preferidos para los criterios “Riesgo de operación” y “Fiabilidad”.
 - Las alternativas Válvulas e Indicadores-Controladores de Flujo nunca son estrictamente preferidas.Así, esta información le permitirá al tomador de decisiones tener una comprensión más amplia del problema, y de esta manera tomar decisiones más realistas y acertadas.

5. El procedimiento con el que se calcularon los efectos que se pudieran ocasionar por la no aplicación de mantenimiento preventivo, muestra una pérdida económica máxima de 33 millones de dólares, cabe destacar que esta pérdida se produciría si los diez equipos fallaran uno tras de otro. Ya que la pérdida económica considera las pérdidas de producción y el reemplazo del equipo.



6. Es de vital importancia aplicar mantenimiento preventivo a las instalaciones de proceso, ya que de aplicar por el contrario, una política de mantenimiento correctiva, conlleva a incurrir en riesgos de operación altos, fiabilidades de operaciones bajas y pérdidas económicas altas.



Apéndice I.

Análisis HAZOP: actas del caso de estudio.



Las siguientes tablas muestran las actas obtenidas de la bibliografía consultada [Villacaña, Gómez, 2001], [Malvaez, 2001], que son el resultado de análisis de riesgo HAZOP aplicados al circuito de carga de una hidrosulfuradora de naftas típica.

En dicho análisis el circuito de carga se dividió en cuatro nodos, a saber:

1. De límite de batería al tanque acumulador FA-401
2. Tanque acumulador de carga FA-401
3. Calentador BA-401
4. Del tanque FA-401 al reactor DC-401

A estos nodos se les aplicaron las palabras guía mostradas en la Tabla 2.6.2.1, para analizar las desviaciones, así como sus causas y consecuencias.



Tabla API.1. Nodo 1. De límite de batería al tanque acumulador FA-401

1 De límite de batería al tanque acumulador FA-401

Desviación											
Menos flujo											
Causa		Consecuencia	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase			
1	Taponamiento de filtros FD-401, FD-402	1	Bajo nivel en el tanque FA-401	5	1	5	1	1	Asegurar que se cumpla al 100% del programa de mantenimiento preventivo a filtros	C	
							Alarma por bajo flujo FT-401				
							2				Alarma por muy bajo flujo
							3				Procedimientos de operación
4	Programa de Mantenimiento preventivo										
2	Falla controlador de presión en la línea de gasolina amarga de la planta estabilizadora	1	Bajo nivel en el tanque FA-401	1	1	1	1	1	Asegurar que se cumpla al 100% del programa de mantenimiento preventivo a instrumentos	C	
							Alarma por bajo flujo FT-401				
							2				Alarma por muy bajo flujo
							3				Procedimientos de operación
4	Programa de Mantenimiento preventivo										
3	Válvulas de paso, situadas en la línea de carga al tanque acumulador FA-401, parcialmente cerradas	1	Bajo nivel en el tanque FA-401	1	1	1	1	1	Asegurar que se cumpla al 100% del programa de mantenimiento preventivo a instrumentos	C	
							Alarma por bajo flujo FT-401				
							2				Alarma por muy bajo flujo
							3				Procedimientos de operación
4	Programa de Mantenimiento preventivo										



**Tabla API.1. Nodo 1. De límite de batería al tanque acumulador FA-401
(Continuación).**

Desviación										
No flujo										
Causa	Consecuencia	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase			
1	Falla de bombas de carga, en el área de bombeo	5	2	8	1	Alarma por bajo flujo FT-401	1	Asegurar que se cumpla al 100% el programa de mantenimiento a bombas (mediante reuniones con el personal responsable del área de bombas), asegurarse de que las refacciones usadas sean de la calidad requerida		
					2	Alarma por muy bajo flujo	2	Mantener actualizados los procedimientos de operación, difundirlos y mantenerlos a la mano.		
	2	Si no se establece el flujo en veinte minutos, se para el proceso en la sección de reacción.	5	2	8	3	Procedimientos de operación	3	Realizar simulacro de emergencia para el caso de falla de bombas.	
						4	Programa de mantenimiento preventivo			
						5	Procedimiento de emergencia a falla de carga			
						6	Recibir carga de estabilizadora			
						1	Alarma por bajo flujo FT-401			
						2	Alarma por muy bajo flujo			
						3	Procedimientos de operación			
						4	Programa de mantenimiento preventivo			



**Tabla API.1. Nodo 1. De límite de batería al tanque acumulador FA-401
 (Continuación).**

Desviación		Causa	Consecuencia	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase	
No flujo	Causa									
2	Falla de bombas en planta estabilizadora	1	No hay carga para alimentar el acumulador FA 401	4	2	7	1 Alarma por bajo flujo FT-401	1 Asegurar que se cumpla al 100% el programa de mantenimiento a bombas (mediante reuniones con el personal responsable del área de bombas), asegurarse de que las refacciones usadas sean de la calidad requerida	B	
		2	Si no se establece el flujo en veinte minutos, se para el proceso en la sección de reacción.				2 Alarma por muy bajo flujo	2 Mantener actualizados los procedimientos de operación, difundirlos y mantenerlos a la mano.		
							3 Procedimientos de operación	3		Realizar simulacro de emergencia para el caso de falla de bombas.
							4 Programa de mantenimiento preventivo			
3	Falla de las bombas de la planta estabilizadora y de la casa de bombas 1	1	No hay carga para alimentar el acumulador FA 401	3	2	6	1 Alarma por bajo flujo FT-401	1 Mantener actualizados los procedimientos de operación, difundirlos y mantenerlos a la mano de todos los operadores	C	
		2	Si no se establece el flujo en veinte minutos, se para el proceso en la sección de reacción.				2 Alarma por muy bajo flujo	2		Realizar simulacro de emergencia para el caso de falla de bombas.
							3 Procedimientos de operación			
							4 Programa de mantenimiento preventivo			
							5 Procedimiento de emergencia a falla de carga			



**Tabla API.1. Nodo 1. De límite de batería al tanque acumulador FA-401
(Continuación).**

Desviación		Causa	Consecuencia	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase		
No flujo											
4	Cualquiera de las válvulas de paso, de V3 a V7 , cerradas	1	No hay carga para alimentar el acumulador FA 401	1	2	2	1	Alarma por bajo flujo FT-401	1	Identificar las válvulas e incluir sus números o claves en el procedimiento de operación.	C
		2	Si no se establece el flujo en veinte minutos, se para el proceso en la sección de reacción.				2	Alarma por muy bajo flujo			
		3	Presionamiento de la línea hacia atrás				3	Procedimientos de operación			
		4	Daño de la bomba por alta presión				4	Programa de mantenimiento preventivo			
		5	Fuga por sellos y conexiones				5	Procedimiento de emergencia a falla de carga			
5	Taponamiento de los filtros FD-401 y FD-402	1	No hay carga para alimentar el acumulador FA 401	5	1	5	1	Se tiene filtro de relevo	1	Instalación de una alarma por alta presión diferencial en filtro	B
		2	Si no se establece el flujo en veinte minutos, se para el proceso en la sección de reacción.				2	Se tiene un directo (bypass)			
		3	Presionamiento de la línea hacia atrás				3	Se tiene un indicador de presión (PI)			
		4	Daño de la bomba por alta presión								
		5	Fuga por sellos y conexiones								



**Tabla API.1. Nodo 1. De límite de batería al tanque acumulador FA-401
(Continuación).**

Desviación												
No flujo												
Causa		Consecuencia		F	G	R	Protecciones		Recomendaciones		Clase	
6	Falla de la LV-401 (falla en cerrado)	1	No hay carga para alimentar el acumulador FA 401	3	1	3	1	Se tiene un directo (bypass) para restablecer el flujo	1	Cumplir con el mantenimiento preventivo al 100% con las refacciones de la calidad requerida	C	
		2	Si no se establece el flujo en veinte minutos, se para el proceso en la sección de reacción.				2	Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos				
		3	Presionamiento de bombas y filtros									
7	Falta de válvula de control de presión en el cabezal de recibo en planta estabilizadora	1	No hay carga para alimentar el acumulador FA 401	4	1	4	1	Alarma por bajo flujo FT-401	1	Asegurar que se cumpla al 100% el programa de mantenimiento preventivo a bombas (mediante reuniones con el personal responsable del área de bombas), asegurarse que las refacciones usadas sean de la calidad requerida.	B	
		2	Si no se establece el flujo en veinte minutos, se para el proceso en la sección de reacción.				2	Alarma por muy bajo flujo	2	Mantener actualizados los procedimientos de operación, difundirlos y mantenerlos a la mano.		
							3	Procedimientos de operación	3	Realizar simulacro de emergencia para el caso de falla de bombas.		
							4	Programa de mantenimiento				
							5	Procedimiento de emergencia a falla de carga				
							6	Recibir carga del área de bombeo				



**Tabla API.1. Nodo 1. De límite de batería al tanque acumulador FA-401
(Continuación).**

Desviación											
Más flujo											
Causa		Consecuencia	F	G	R	Protecciones		Recomendaciones	Clase		
1	Falla de la LV-401	1	Alto nivel en el FA-401	3	2	6	1	Indicador de nivel	1	Asegurar el cumplimiento al 100% del programa de mantenimiento preventivo	B
							2	Alarma por alto y muy alto nivel			
							3	Se tienen válvulas de bloqueo manual			

Tabla API.2. Nodo 2. Tanque acumulador de carga FA-401.

2	Tanque acumulador de carga FA-401
----------	--

Desviación											
Vacío											
Causa		Consecuencia	F	G	R	Protecciones		Recomendaciones	Clase		
1	Falla el suministro de gas de reposición y la bomba GA-401 esta en funcionamiento	1	Colapso del tanque	4	2	7	1	Alarma por baja y por muy baja presión	1	Cumplir con los procedimientos de mantenimiento de alarmas de baja y muy baja presión	C
							2	Procedimientos de operación	2	Incluir dentro del procedimiento de operación arrancar con un 50% y verificar que exista presión normal de operación del tanque	
2	Enfriamiento del tanque sin suministro de gas	1	Colapso del tanque	3	2	6	1	Procedimientos de mantenimiento	1	Dar cumplimiento estricto al mantenimiento.	C



**Tabla API.2. Nodo 2. Tanque acumulador de carga FA-401.
(Continuación)**

Desviación												
Alto nivel												
Causa		Consecuencia		F	G	R	Protecciones		Recomendaciones		Clase	
1	La válvula del directo de la LV-401 abierta por error o que se este pasando	1	Presurización del tanque por sobrellenado	2	2	4	1	Alarma por alto y por muy alta nivel	1	Verificar el cumplimiento del procedimiento de operación	B	
							2	Disco de ruptura	2	Verificar físicamente el disco de ruptura en cada para programado de reparación		
						3			Cumplir cabalmente con el mantenimiento preventivo de las válvulas (principalmente en las válvulas de los directos)			
2	Falla de la válvula LV-401	1	Presurización del tanque por sobrellenado	3	2	6	1	Mantenimiento preventivo	1	Cumplir con el mantenimiento preventivo con base a las recomendaciones del fabricante del instrumento	B	
							2	Disco de ruptura	2	Cumplir cabalmente con el mantenimiento preventivo de las válvulas (principalmente en las válvulas de los directos)		



**Tabla API.2. Nodo 2. Tanque acumulador de carga FA-401.
 (Continuación)**

		Desviación											
		Alto nivel											
		Causa		Consecuencia		F	G	R	Protecciones		Recomendaciones		Clase
3	Transmisor de nivel LIC-401 manda señal errónea	1	Presurización del tanque por sobrellenado	5	2	8	1	Mantenimiento preventivo en los transmisores de nivel	1	Cumplir con el mantenimiento preventivo con base a las recomendaciones del fabricante del instrumento	B		
							2	Disco de ruptura	2	Asegurar la calidad del producto de carga			
4	Falla la bomba GA-401	1	Presurización del tanque por sobrellenado	5	2	8	1	Mantenimiento preventivo	1	Mantener el adecuado control sobre el proceso	A		
							2	Disco de ruptura	2	Cumplir con el mantenimiento de las válvulas			



**Tabla API.2. Nodo 2. Tanque acumulador de carga FA-401.
(Continuación)**

Desviación											
Bajo nivel											
Causa		Consecuencia	F	G	R	Protecciones		Recomendaciones	Clase		
1	Descontrol en el suministro de servicios a la planta	1 (Ya revisado en la causa 3 de no flujo)	5	2	8	1	Procedimientos de operación en casos de emergencia	1	Cumplir con los procedimientos de operación en casos de emergencia	A	

Tabla API.3. Nodo 3. Calentador BA-401

3 Calentador BA-401

Desviación											
Menos temperatura											
Causa		Consecuencia	F	G	R	Protecciones		Recomendaciones	Clase		
1	Bajo flujo de gas combustible	1 Disminución del factor de operabilidad de la planta	5	2	8	1	Controlador con alarma de alta presión	1	Instalar filtros en la red de gas combustible	B	
		2 Contaminación del catalizador				2	Alarma por bajo flujo de gas combustible	2	Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo de protección al calentador		
		3 Alto contenido de azufre en el producto				3	Alarma de alta temperatura del calentador				
		4 Carga a la reformadora fuera de especificación (Azufre alto)				4	Circuito alternativo de combustible líquido (Diesel)				



**Tabla API.4.3. Nodo 3. Calentador BA-401
(Continuación)**

Desviación											
Más temperatura											
Causa		Consecuencia		F	G	R	Protecciones		Recomendaciones		Clase
1	Acumulación de líquidos en circuito de carga al calentador, después de una reparación	1	Flujo preferencial	3	2	6	1	Verificación de libertad de flujo en circuitos independientes	1	Seguimiento estricto del procedimiento de operación durante el arranque	B
		2	Diferencia de temperatura entre serpentines								
2	Baja o nula carga de alimentación al calentador	1	Sobrecalentamiento y daños al calentador	2	2	4	1	Interlock de protección del calentador BA-401	1	Seguir cumpliendo con el programa de mantenimiento a las protecciones del calentador	B
							2	Control de temperatura a bajo flujo con alarma de alta y muy alta temperatura			

Tabla API.4. Nodo 4. Del tanque FA-401 al reactor DC-401

4	Del tanque FA-401 al reactor DC-401
----------	--

Desviación											
Alta relación de H2/HC											
Causa		Consecuencia		F	G	R	Protecciones		Recomendaciones		Clase
1	Mayor descarga del compresor GB-401	1	Disminución en la severidad de la reacción	2	2	4	1	Protecciones del compresor	1	Cumplimiento del programa de mantenimiento del gobernador del compresor GB-401	B
2	Baja carga de HC	1	Disminución en la severidad de la reacción	2	2	4	1	Sistema de control	1	Cumplimiento del programa de mantenimiento preventivo de instrumentos.	B
							2	Procedimientos de operación			



3	Medición errónea por falla del elemento primario por acumulación de sales	1	Disminución en la severidad de la reacción	3	2	6	1	Mantenimiento al elemento primario por reparación general	1	Dar cumplimiento al programa de mantenimiento	B
---	---	---	--	---	---	---	---	---	---	---	---

Tabla API.4.4. Nodo 4. Del tanque FA-401 al reactor DC-401 (Continuación)

Desviación											
Más flujo											
Causa		Consecuencia		F	G	R	Protecciones		Recomendaciones		Clase
1	Entrada de flujo por la línea de arranque que viene de a unidad 500	1	Inestabilidad en la operación del calentador BA-401	2	1	2	1	No hay protecciones	1	Mantener junta cegado la línea de arranque durante la operación normal de la punta o desmantelar la línea.	C
2	Falla el sistema de control de la válvula (FIC-403 y FIC-404)	1	Inestabilidad en la operación	2	1	2	1	Mantenimiento preventivo	1	Actualizar, difundir y cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos (incluir la revisión del elemento primario durante el paro de planta por reparación programada)	C
		2	Baja eficiencia del calentador BA-401								
		3	Inestabilidad en la reacción								



**Tabla API.4.4. Nodo 4. Del tanque FA-401 al reactor DC-401
(Continuación)**

Desviación											
Menos flujo											
Causa		Consecuencia	F	G	R	Protecciones		Recomendaciones	Clase		
1	Falla de la bomba de carga GA-401	1	El calentador BA-401 no recibe carga				1	Bomba de relevo	1	Dar cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo a bombas	A
		2	Sobrecalentamiento del calentador	5	3	9	2	Sistema de paro automático del calentador a falta de carga y por bajo flujo de hidrógeno	2	Aplicar el programa de rotación de equipos.	
		3	Daños al equipo				3	Mantenimiento preventivo a la bomba			
2	Ruptura de uno de los tubos de un cambiador de calor EA 401 A/D y EA-402 ND	1	Contaminación del efluente del reactor	3	2	6	1	Programa de mantenimiento institucional	1	Cumplir con el programa de mantenimiento institucional	B
									2	Limitar la operación del equipo a su vida útil según su diseño.	

**Tabla API.4.4. Nodo 4. Del tanque FA-401 al reactor DC-401
(Continuación)**

Desviación											
Baja relación H2/HC											
Causa		Consecuencia	F	G	R	Protecciones		Recomendaciones	Clase		
1	Compresor y turbina	1	Descontrol en la operación y aumento de la severidad en el reactor	4	2	7	1	Protecciones del compresor	1	Cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo	B
							2	Alarmas por bajo flujo			



Apéndice II.

**DFP y DTI de la sección de carga
de una hidrosulfuradora de
naftas típica.**

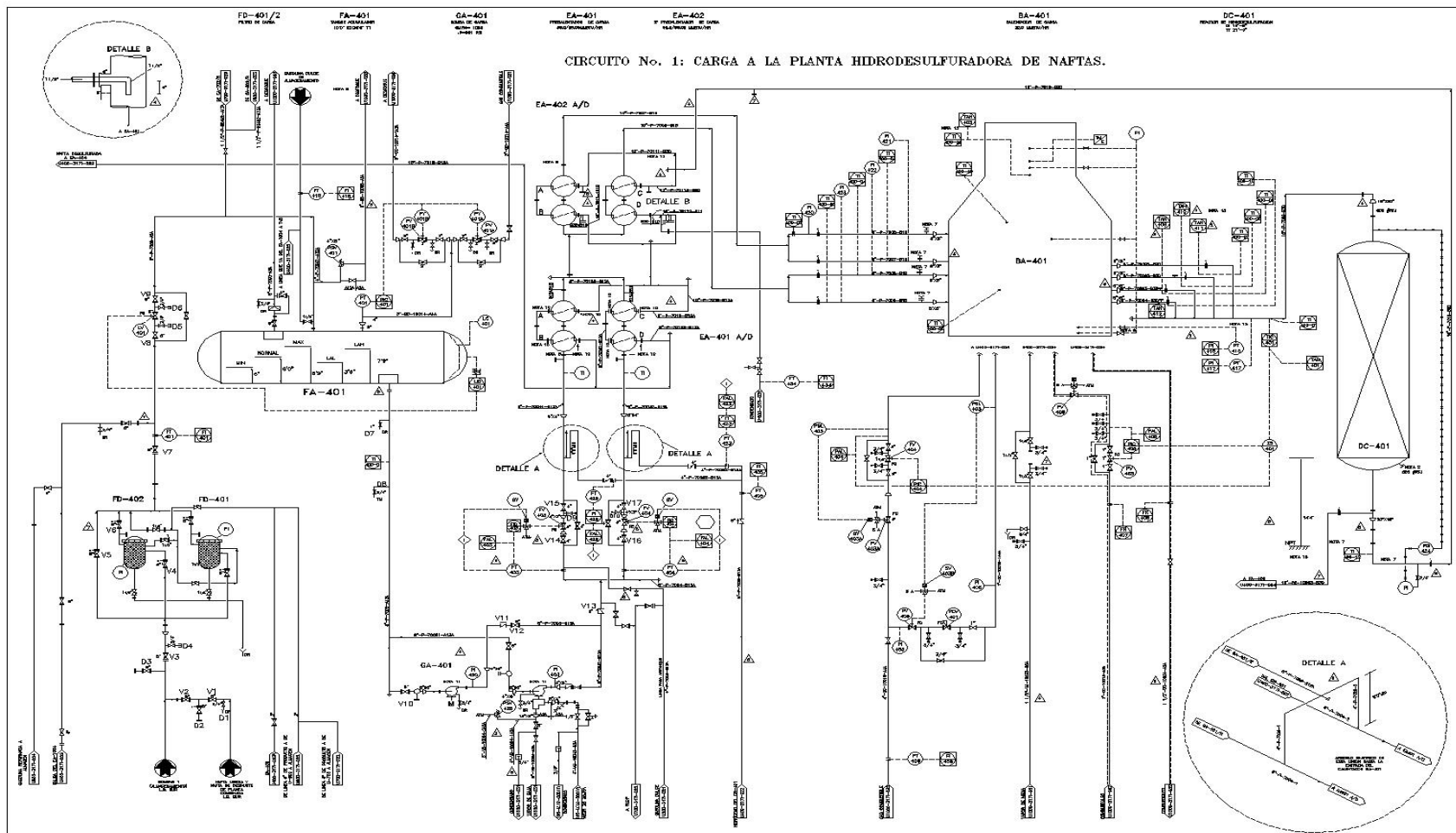


Figura APII.2. DTI de la sección de carga de una hidrosulfuradora de naftas típica



Bibliografía



1. A.T. de Almeida. Decision theory in maintenance decision making. *Journal of Quality in Maintenance Engineering*, Vol. 1 No. 1, 1995, pp. 39-45.
2. Almeida AT, Bohoris GA. Decision theory in maintenance decision making. *Journal of Quality in Maintenance Engineering* 1995;1(1):39-45
3. Al-Sultan, K.S. and S.O. Duffuaa (1995) "Maintenance control via mathematical programming" *Journal of Quality in Maintenance Engineering*, Vol. 1 No. 3 36-46.
4. Ashayeri, J., Teelen, A. And Selen, W. (1996), "A production and maintenance model for the process industry", *International Journal of Production Research*, Vol. 34 No. 12, pp 3311-26.
5. Ávila, Chavero Verónica. "Bases para el mantenimiento predictivo". Tesis. Facultad de Ingeniería. 1999.
6. Bana e Costa, C.A., Vansnick, J.C., (1999). "The MACBETH approach: Basic ideas, software and an application", In: Maskens, N., Roubens, M. (Eds.), *Advances in Decision Analysis*. Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, pp. 131-157
7. Bana e Costa, C.A., Vansnick, J.C., (1997). "Applications of the MACBETH approach in the framework of an additive aggregation model", *Journal of Multi-Criteria Decision Analysis* 6 (2), 107-114
8. Bevilacqua M., Braglia M. The analytic hierarchy process applied to maintenance strategy selection. *Reliability Engineering and System Safety* 70 (200) 71.83.
9. Brans J.P. B. Mareschal et al (1984) PROMETHEE: a new family of outranking methods in multicriteria analysis. In J. P. Brans, editor, *Operational Research '84*; pp 477-490
10. Brans Jean-Pierre and Bertrand Marechal (2002) "PROMÉTHÉE-GAIA Une méthodologie d'aide à la decision en presence de critères multiples". Editions de l'Université Libre de Bruxelles
11. Crocker, J., (1999), "Effectiveness of maintenance", *Journal of Quality in Maintenance engineering*, Vol. 5 No. 4, pp. 307-313.
12. DOW's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide. Séptima edición 1994
13. Dunn, R. (1987), "Advanced maintenance technologies", *Plant Engineering*, Vol. 40, pp. 80-2
14. Escobar, Carlos E. Toledo (2001). "Análisis estratégicos, teoría de decisiones, métodos multicriterio y técnicas de prospectiva". ISBN 99934-70-29-8.
15. Escobar, T.C., Esparza, F.E., Puente, L., Uquillas, D. 1990. Modelos para la Jerarquización y selección óptima de proyectos de investigación y desarrollo Tecnológico. *Ciencia Ed. (IMIQ)*, 5 (1) pp 45-61
16. Ford Motor Company, (1988). *Instruction Manual Process FMEA*.
17. Foster III, J.W. and García-Díaz A., (1983), "Markovian models for investigating failure and repair characteristics of production systems", *IEE Transactions*, Vol. 15, pp. 747-759.



18. Green, W, Richard. "Válvulas, selección, uso y mantenimiento" McGraw Hill, Pág 25,26
19. Kralj, B., and R. Petrovic (1988), "Optimal preventive maintenance scheduling of thermal generating units in power systems. A survey of problem formulations and solutions methods" *European Journal of Operational Research*, Vol. 35, No.1, 1-15.
20. Löfsten, H., (1999), "Management of industrial maintenance – economic evaluation of maintenance policies", *International Journal of Operations and Production Management*, Vol. 19 No. 7, pp. 716-737.
21. Malvaez Camacho Alfredo Adrián. Análisis de riesgos HAZOP, análisis de árbol de fallas y análisis de consecuencias del circuito de carga de una planta hidrodesulfuradora de naftas. 2001.
22. Nakajima, S. (1988) *Introduction to TPM: Total Productivity Management*, Productivity Press, Cambridge, MA
23. *Oil & Gas Journal*; 1977, 1986, 1999 y 2006;
24. PEMEX- Refinación – IMP. Subdirección de capacitación y servicios técnicos. "Principios básicos de refinación", 12 de septiembre de 1996
25. *Process Economic Program, PEP YEARBOOK INTERNATIONAL*, 1986, Stanford Research Institute, Vol. 1, United States, Max Sacks Editor.
26. Perry, H. Robert. "Perry manual del ingeniero químico". Sexta edición, Tomo 2. 1992. Pág 22-147
27. PETERS, Max & Timmerhaus, Klaus. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Mc Graw Hill ed., EE.UU. 1980.
28. Ramos, Ramírez Salvador. "Factibilidad técnica-económica en una hidrodesulfuradora de naftas". UNAM. Facultad de Química. 1999
29. Robinson, C.J. and A.P. Grinder (1995) *Implementing TPM: The North American Experience*. Productivity Press. Portland, OR.
30. Roseaux, Billionet, A. et al., (1993), "Exercices et problèmes résolus de recherche operationnelle", Tome2, "Phénomènes aléatoires en recherche operationnelle". 2^o édition, Paris, pp. 167-176.
31. Roy, B. P. 1973. *La Méthode ELECTRE II, Une Application Au Média-Planning*. M. Ross (edit). North Holland, pp 291-302.
32. Roy, B. 1985. *Méthodologie Multicritère d'aide à la Décision*. Economica, Paris
33. Saaty, T.L. y L.G. Vargas. 1994. *Fundamentals of Decision Making and priority Theory with the Analytical Hierarchy Process*. Vol. VI. RWS Publications Pittsborough, PA
34. Schärli Alain (1990). *Décider sur plusieurs critères* Presses Polytechniques et Universitaires Romandes. Laussane
35. Sheu, C. and Krajewski, L.J. (1994), "A decision model for corrective maintenance management", *International Journal of Production Research*, Vol. 32 No. 6, pp. 1365-82.
36. Smith, J.Q., *Decision Analysis – A Bayesian Approach*, Chapman & Hall, London, 1988
37. Suzuki, R., (1996), "TPM en Industrias de proceso", Productivity Press



38. Tamiz, Mehrdad. 1996. "Multi-Objective Programming and Goal Programming, Theories and Applications". 1ª edición. SPRINGER
39. Triantaphyllou E, Kovalerchuk B, Mann L, Knapp GM. Determining the most important criteria in maintenance decision making. *Journal of Quality in Maintenance Engineering*
40. Valdez-Flores, C and R.M. Feldelman (1989). "A survey of preventive maintenance models for stochastically deteriorating single-unit systems", *Naval Research Logistics Quarterly*, Vol. 36 419-46.
41. Villacaña Yépez Grethel Leticia, Gómez Rosas Eduardo. Análisis de riesgos en las secciones de carga y fraccionamiento de la unidad hidrodesulfuradora de naftas de la planta hidrodesulfuradora de naftas de la refinería Miguel Hidalgo en Tula, Hidalgo. 2001
42. Vincke Philippe.(1989) L'aide Multicritère à la Décision. Editions de l'Université Libre de Bruxelles.

Otras referencias bibliográficas.

1. <http://hypertextbook.com/facts/2003/ShaniChristopher.shtml>
2. <http://www.osha.gov/SLTC/healthguidelines/naphthacoaltar/recognition.html>
3. http://www.sapiensman.com/conversion_tables/peso_especifico.
4. <http://www.unavarra.es/estadistica/LADE/M.O.C./Tema4.PDF>
5. http://es.wikipedia.org/wiki/Fiabilidad_de_sistemas
6. <http://www.pemex.com>
7. <http://www.uantof.cl/facultades/csbasicas/Matematicas/academicos/emartinez/magister/confiabilidad/seccion2/distribucion.html>
8. http://www.mtas.es/insht/ntp/ntp_331.htm