

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE PROTECCIONES PARA EL HORNO
REFORMADOR Y COMPRESORES DE PROCESOS DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN DE METANOL**

REALIZADO POR:

AXEL OMAR DIAZ VIGANONI

TRABAJO DE GRADO PRESENTADO ANTE LA UNIVERSIDAD DE
ORIENTE COMO REQUISITO PARCIAL PARA OPTAR AL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

Barcelona, Diciembre de 2009

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE PROTECCIONES PARA EL HORNO
REFORMADOR Y COMPRESORES DE PROCESOS DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN DE METANOL**

ASESORES

Ing. Quím. Arturo Rodolfo (M. Sc)
Asesor Académico

Ing. Quím. Matilde Luna (M. Sc)
Asesor Industrial

Barcelona, Diciembre de 2009

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE PROTECCIONES PARA EL HORNO
REFORMADOR Y COMPRESORES DE PROCESOS DE UNA PLANTA DE
PRODUCCIÓN DE METANOL**

JURADO

Ing. Quím. Arturo Rodolfo (M. Sc)

Asesor Académico

Ing. Quím. Yraima Salas (M. Sc)

Jurado Principal

Ing. Mec. Henry Espinoza (M. Sc)

Jurado Principal

Barcelona, Diciembre de 2009

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 44 del reglamento de trabajos de grado:

“Los trabajos de grado son de la exclusiva propiedad de la universidad de oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, quien lo participará al consejo universitario”

INDICE GENERAL

RESOLUCIÓN	iv
INDICE GENERAL	v
INDICE DE TABLAS	ix
INDICE DE FIGURAS.....	xii
RESUMEN.....	xvi
DEDICATORIA	xvii
AGRADECIMIENTO	xviii
CAPITULO I.....	20
INTRODUCCIÓN	20
1.1. Descripción de la empresa	20
1.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	22
1.3. Objetivos	25
1.3.1. Objetivo general.....	25
1.3.2. Objetivos específicos	26
CAPÍTULO II	27
MARCO TEÓRICO.....	27
2.1. Antecedentes	27
2.2. Descripción del proceso de producción de metanol.....	29
2.2.1. Recepción y distribución del gas natural e hidrosulfuración (sección 100)	30
2.2.2. Reformación (Sección 200)	33
2.2.3. Compresión del gas de síntesis (sección 300).....	36
2.2.4. Síntesis del metanol (sección 400).....	37
2.2.5. Destilación (sección 500).....	39
2.2.6. Servicios (sección 600).....	41
2.2.7. Almacenamiento y despacho (sección 800).....	42

2.3. Hornos de reformación.....	42
2.3.1. Combustión	43
2.3.2. Horno reformador (F-201)	47
2.3.2.1. Estrategia de control de la relación vapor/carbono	48
2.3.2.2. Estrategia de control de combustión del reformador (F-201)	53
2.3.2.3. Efectos de la temperatura, presión y relación vapor/carbono en las reacciones de reformación.....	56
2.4. Compresores.....	58
2.4.1. Compresores centrífugos.....	58
2.4.1.1. Compresores centrífugos de múltiples etapas	61
2.5. Generación de vapor	66
2.5.1 Clasificación de las calderas	67
2.5.2 Sistema de generación de vapor utilizado en la planta Metor.....	69
2.6. Turbina de vapor	73
2.6.1. Rendimiento mecánico y problemas de operación en turbinas de vapor..	75
2.6.2. Turbinas de proceso en Metor.....	76
2.7. Vibraciones y su caracterización.....	79
2.8. Balances de masa y energía para un volumen de control.....	82
2.9. Aplicación de las ecuaciones de conservación de masa y energía a dispositivos de interes industrial	84
2.10. Control automatico de procesos	86
2.10.1. Sistema <i>Interlock</i>	87
2.10.1.1. Filosofía básica del sistema <i>interlock</i> de una planta de metanol	88
2.10.1.2. Tipos de parada de planta.....	89
2.10.1.3. Parada de sistemas o unidades	93
2.11. Otros términos relacionados a metor.....	95
CAPÍTULO III.....	97
DESARROLLO DEL TRABAJO	97

3.1 Determinación de los valores de activación de los interlocks del horno reformador.....	97
3.1.1. Balances de masa en el reformador, lado de proceso	103
3.1.2. Balances de masa en el reformador, lado combustión	114
3.1.3. Relación vapor/carbono	119
3.1.4. Valores mínimos y máximos teóricos de temperatura y relación vapor/carbono en el reformador	121
3.1.5. Valores de activación del <i>interlock</i> correspondiente al nivel mínimo de aire para combustión	138
3.1.6. Antecedentes de problemas operacionales en el reformador F-201.....	150
3.2. Evaluación de los valores de activación del interlock por vibración, desplazamiento axial y temperatura de cojinete de turbinas y compresores de proceso	155
3.2.1. Tipos de turbinas de vapor utilizadas en el proceso de producción de metanol.....	155
3.2.2. Análisis de vibraciones, desplazamiento axial y temperatura de cojinete en compresores de proceso	159
3.3. Evaluación del sistema de alimentación de vapor de alta a la turbina K-301T	167
3.3.1. Antecedentes de problemas operacionales en el sistema de producción de vapor de alta presión	172
CAPÍTULO IV	177
DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	177
4.1. Valores del sistema interlock en el horno reformador	177
4.1.1. Valores mínimos y máximos teóricos de temperatura en el horno reformador.....	177
4.1.2. Valores mínimos y máximos teóricos de la relación vapor/carbono en el horno reformador	180
4.1.3. Aire en exceso en el horno reformador F-201	184

4.2. Condiciones de operación actuales de las turbinas y compresores de proceso	189
4.3. Condiciones del sistema de generación de vapor de alta presión y alimentación de la turbina K-301T	197
4.4 Definir el desempeño del reformador	215
4.4.1 Variación en las corrientes que intervienen en el horno reformador con respecto al diseño	220
4.5 Conclusiones	224
4.6 Recomendaciones.....	225
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO	228

INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Composiciones del gas de entrada [6].	31
Tabla 3.1. Variables y sus indicadores utilizados para el desarrollo de los balances de materia y energía en el horno reformador.	98
Tabla 3.1. Variables y sus indicadores utilizados para el desarrollo de los balances de materia y energía en el horno reformador (continuación).....	99
Tabla 3.2. Flujos de entrada y salida e identificación de las corrientes que intervienen en el F-201 para el día 10 de marzo de 2008.	102
Tabla 3.2. Flujos de entrada y salida e identificación de las corrientes que intervienen en el F-201 para el día 10 de marzo de 2008 (continuación).....	102
Tabla 3.3. Reacciones llevadas a cabo dentro del horno reformador en el lado proceso y el lado combustión.	103
Tabla 3.4. Composición molar promedio base seca e identificación de las corrientes PNG y RG del F-201 lado proceso para el día 10 de marzo de 2008.	104
Tabla 3.5. Flujos molares y másicos y composición de gas PNG entrando al reformador.....	108
Tabla 3.6. Flujos molares y másicos y composición de gas reformado.....	112
Tabla 3.7. Balance de masa lado proceso del F-201 el día 10 de marzo de 2008 en kgmol/h.	113
Tabla 3.8. Composición molar promedio base húmeda de las corrientes PNG y RG del F-201 lado proceso para el día 10 de marzo de 2008.....	114
Tabla 3.9. Composición molar promedio base seca e identificación de las corrientes FNG y FPG del F-201 lado combustión para el día 10 de marzo de 2008.	115
Tabla 3.9. Composición molar promedio base seca e identificación de las corrientes FNG y FPG del F-201 lado combustión para el día 10 de marzo de 2008 (continuación).	115

Tabla 3.10. Balance de masa promedio del lado combustión de las corrientes FNG, PG y aire en el F-201 el día 10 de marzo de 2008 en kgmol/h.	117
Tabla 3.11. Balance de energía promedio del lado combustión de las corrientes FNG, FPG y aire en el F-201 el día 10 de marzo de 2008 en kcal/h.	118
Tabla 3.11. Balance de energía promedio del lado combustión de las corrientes FNG, FPG y aire en el F-201 el día 10 de marzo de 2008 en kcal/h (continuación).	118
Tabla 3.12. Constantes de equilibrio de las reacciones de formación de carbón con datos operacionales del día 10 de marzo de 2008.	126
Tabla 3.13. Temperaturas promedio de las principales corrientes que intervienen en el horno reformador F-201 para el día 10 de marzo de 2008.	130
Tabla 3.14. Oxígeno teórico para todas las corrientes del lado combustión para el día 10 de marzo de 2008 según las reacciones.	139
Tabla 3.15. Puntos de alarma y disparo de la turbina y compresor de proceso K-101 para cada variable de diseño [16] y en operación.	161
Tabla 3.16. Puntos de alarma y disparo de la turbina y compresor de proceso K-302 para cada variable de diseño [16] y en operación.	162
Tabla 3.17. Puntos de alarma y disparo de la turbina y compresor de proceso K-301 para cada variable de diseño [16] y en operación.	163
Tabla 3.18. Variables y sus indicadores utilizados para el desarrollo de los balances de materia y energía en la producción y consumo del vapor de alta presión.	169
Tabla 4.1. Temperaturas máximas y mínimas que activan las reacciones de formación de carbón en los catalizadores del reformador a partir de datos operacionales del día 10 de marzo de 2008.	179
Tabla 4.2. Porcentaje de desviación entre la relación vapor/carbono calculada y la relación vapor/carbono proporcionada por el DCS para el día 10 de marzo de 2008.	180
Tabla 4.3. Análisis experimental del porcentaje de oxígeno y compuestos orgánicos volátiles en los gases de combustión.	187

Tabla 4.4. Porcentajes de desviación de los puntos de disparo por vibración, desplazamiento axial y temperatura de cojinetes entre valores de diseño y operación actual de K-101 y K-302.....	190
Tabla 4.4. Porcentajes de desviación de los puntos de disparo por vibración, desplazamiento axial y temperatura de cojinetes entre valores de diseño y operación actual de K-101 y K-302 (continuación).....	190
Tabla 4.5. Porcentajes de desviación de los puntos de disparo por vibración, desplazamiento axial y temperatura de cojinetes entre valores de diseño y operación actual del K-301.....	191
Tabla 4.6. Efecto de las variables más importantes del reformador en la temperatura de la pared de los tubos [12].	217
Tabla 4.7. Data de las variables más importantes de operación del reformador F-201 en operación normal y en baja de carga de gas natural a la planta.	218
Tabla 4.8. Data de las variaciones del flujo de alimentación y diferencial de presión del reformador F-201 en operación normal y en baja de carga de gas natural a la planta.....	220
Tabla 4.9. Valores de diseño y actuales de composición molar, flujo y peso molar de entrada y salida del horno reformador lado proceso.	221
Tabla 4.10. Valores de diseño y actuales de composición molar, flujo y peso molar de entrada y salida del horno reformador lado combustión.....	222
Tabla 4.10. Valores de diseño y actuales de composición molar, flujo y peso molar de entrada y salida del horno reformador lado combustión (continuación).....	222

INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Ubicación geográfica de la planta Metor.....	21
Figura 2.1. Diagrama de proceso de producción de metanol.....	30
Figura 2.2. Recepción y distribución del gas natural.....	32
Figura 2.3. Hidrodesulfuración del gas natural.....	33
Figura 2.4. Reformación del gas natural.....	35
Figura 2.5. Compresión del gas reformado.....	37
Figura 2.6. Síntesis del metanol.....	39
Figura 2.7. Sección de destilación.....	40
Figura 2.8. Horno reformador F-201.....	47
Figura 2.9. Estrategia de control relación vapor/carbono [6].....	50
Figura 2.10. Estrategia de control de combustión [6].....	55
Figura 2.11. Compensación de oxígeno [6].....	56
Figura 2.12. Evolución de presión y velocidad a través de un compresor centrífugo [8].....	59
Figura 2.13. Corte transversal de un compresor centrífugo.....	60
Figura 2.14. Compresores de proceso de la planta Metor.....	62
Figura 2.15. Esquema del compresor de síntesis K-301 y turbina K-301T.....	63
Figura 2.16. Esquema de ubicación de sensores de temperatura de cojinetes, desplazamiento axial y radial del compresor K-301 y turbina K-301T.....	64
Figura 2.17. Esquema de ubicación de sensores de temperatura de cojinetes, desplazamiento axial y radial del compresor K-101 y turbina K-101T.....	65
Figura 2.18. Esquema de ubicación de sensores de temperatura de cojinetes, desplazamiento axial y radial del compresor K-302 y turbina K-302T.....	66
Figura 2.19. Diagrama de flujo del sistema de vapor, de la planta Metor [6].....	69
Figura 2.20. Caldera de vapor de alta presión E-205 y V-201 (domo superior).....	71
Figura 2.21. Estrategia de control de generación de vapor de alta presión.....	73

Figura 2.22. Turbina K-101T, modelo 3BL-5.....	77
Figura 2.23. Turbina K-302T, modelo 5MXL-6.....	78
Figura 2.24. Turbina K-301T, modelo 5EH-7BD.....	79
Figura 2.25. Registros característicos de vibraciones. (a) Vibración sinusoidal constante o armónica simple; (b) vibración constante de frecuencias múltiples; (c) vibración irregular (no periódica); (d) vibración transitoria amortiguada de una frecuencia única [11].....	80
Figura 2.26. Diagrama de flujo del sistema de parada de planta.	92
Figura 2.27. Secuencia de parada del reformador.....	94
Figura 2.28. Secuencia de paro del K-101 (booster de NG).	94
Figura 2.29. Secuencia de paro del K-301 (compresor de gas de síntesis).	94
Figura 2.30. Secuencia de disparo del K-302 (recirculador).	95
Figura 3.1. Esquema de las corrientes que intervienen en el horno reformador (F-201) en el lado proceso y en el lado combustión.....	101
Figura 3.2. Esquema de las corrientes que intervienen en el E-222 lado saturación del PNG.....	106
Figura 3.3. Esquema de balance de energía en el horno reformador (F-201) en el lado combustión.	119
Figura 3.4. Gráfica de constante de equilibrio en función de la temperatura con zonas de deposición de carbón para la reacción agua-carbono [15].	127
Figura 3.5. Gráfica de constante de equilibrio en función de la temperatura con zonas de deposición de carbón para la reacción de Boudouard [15].	128
Figura 3.6. Gráfica de constante de equilibrio en función de la temperatura con zonas de deposición de carbón para la reacción de craqueo de metano [15].	129
Figura 3.7. Concentración de equilibrio del metano en función de la temperatura, presión y relación vapor/carbono para el vapor de metano reformado [7].	132
Figura 3.8. Concentración de equilibrio del monóxido de carbono en función de la temperatura, presión y relación vapor/carbono para el vapor de metano reformado [7].	133

Figura 3.9. Concentración de equilibrio del dióxido de carbono en función de la temperatura, presión y relación vapor/carbono para el vapor de metano reformado [7].	134
Figura 3.10. Calores disponibles de algunos combustibles típicos y el obtenido en la evaluación actual de combustibles utilizados en el horno reformador [8].	143
Figura 3.11. Porcentaje de exceso de aire en gases de combustión a partir del calor disponible (HHV=65,1 MJ/kg) [14].	145
Figura 3.12. Porcentaje de exceso de aire en gases de combustión a partir del calor disponible (HHV=74,4 MJ/kg) [14].	146
Figura 3.13. Medidor de flujo <i>Kurz</i> .	148
Figura 3.14. Configuración en el sistema <i>interlock</i> del F-201.	150
Figura 3.15. Diagrama de la turbina K-101T (contrapresión).	156
Figura 3.16. Diagrama de la turbina K-302T (mixta).	157
Figura 3.17. Diagrama de la turbina K-301T (extracción y condensado).	158
Figura 3.18. Niveles de alarma de vibración [16].	160
Figura 3.19. Configuración lógica del sistema de protección de la turbina y compresor K-101 en el panel <i>Bently Nevada</i> para vibración, desplazamiento axial y temperatura del cojinete.	166
Figura 3.20. Diagrama de producción de vapor de alta presión (SH).	168
Figura 3.21. Esquema de las corrientes y variables que intervienen en el proceso de producción de vapor de alta presión en operación normal.	170
Figura 3.22. Esquema de variables de velocidad, desplazamiento axial, vibraciones y temperatura de cojinetes de la turbina de vapor de alta presión K-301T en operación normal.	172
Figura 3.23. Daños ocasionados durante el evento de falla de turbina K-301T para el día 24 de junio de 2006.	175
Figura 4.1. Zona óptima y límites máximos y mínimos de operación del reformador F-201 [12].	183
Figura 4.2. Ubicación de los sensores de medición de flujo de aire <i>Kurz</i> .	188

Figura 4.3. Acondicionador de flujo Bundle.....	189
Figura 4.4. Guía de operación para vibración en compresores y turbinas de <i>MHI</i> [16].	193
Figura 4.5. Condiciones actuales de vibración en el K-101.....	195
Figura 4.6. Condiciones actuales de temperatura de cojinetes en el K-302.....	196
Figura 4.7. Gráfico de flujos de vapor de entrada y salida del K-301T, presión de succión y velocidad del eje del compresor K-301 durante el evento del 24 de junio de 2006.....	199
Figura 4.8. Controladores del cabezal de vapor de alta presión, gobernador de la turbina K-301T y compresión del K-301.....	200
Figura 4.9. Gráfico de presiones y temperatura de vapor de entrada y salida del K-301T, presión de succión del compresor K-301 durante el evento del 24 de junio de 2006.....	201
Figura 4.10. Gráfico de flujos y nivel del V-201 durante el evento del 24 de junio de 2006.....	203
Figura 4.11. Válvula check del cabezal de vapor de alta presión luego de la parada de planta de 2006.	204
Figura 4.12. Gráfico de vibraciones del eje y temperatura de rotores y cojinete de empuje del K-301T durante el evento del 24 de junio de 2006.	205
Figura 4.13. Gráfico de presión de vacío dentro del F-201, flujo de SM y velocidad de la turbina K-201T durante el evento del 24 de junio de 2006.....	207
Figura 4.14. Secuencia de hechos que llevaron a la parada de planta.	208
Figura 4.15. Gráfico de condiciones de vapor de alimentación a la turbina K-301T durante el evento del 24 de junio de 2006.	209
Figura 4.16. Daños ocasionados a la turbina K-301T en el evento del 24 de junio de 2006.....	210
Figura 4.17. Configuración lógica en el sistema <i>interlock</i> de protección de la turbina y compresor K-301 por bajas temperaturas en el cabezal de vapor de alta presión.....	214

RESUMEN

Se realizaron evaluaciones de los valores de activación del sistema *interlock* en el horno reformador (F-201), compresores de proceso (K-101, K-301 y K-302) y el sistema de generación de vapor de alta presión y alimentación de la turbina K-301T. Para el reformador se evaluaron específicamente los valores de activación del *interlock* por baja relación vapor/carbono (no existente actualmente) resultando 2,3, y el flujo de aire mínimo para la combustión (no habilitado actualmente) con un valor de 325,27 kNm³/h. Adicionalmente se sugirió el rango límite de temperatura del gas reformado a la salida de 770-900°C. Se desarrollaron balances de masa para determinar los valores actuales de operación, confirmando que se mantienen dentro de los rangos sugeridos en la evaluación. Para los compresores de proceso se evaluaron los puntos de disparo por temperatura de cojinetes, no presentando desviaciones con respecto a los valores establecidos en el diseño; mientras que para la vibración y desplazamiento axial mostraron altas desviaciones, por el aumento del rango de operación debido al desempeño de los compresores, manteniendo la vida útil de cada equipo. Actualmente dos variables se encuentran fuera del rango óptimo de operación: vibración en lado descarga del compresor K-101 y temperatura de cojinete de empuje en lado alimentación de la turbina K-302T. Se realizó una evaluación del *interlock* en el sistema de producción de vapor de alta presión y alimentación a la turbina K-301T para evitar presencia de condensado, tomando como referencia el evento del 24 de junio de 2006, que terminó con la parada total de planta. Se confirmó que la falla catastrófica de la turbina K-301T se debió a la presencia de condensado dentro del equipo por pérdida de condiciones del vapor de alta presión. Se evaluó la lógica del *interlock* por desviaciones en el cabezal de alta presión obteniéndose resultados positivos.

DEDICATORIA

Toda mi obra, fruto de mis esfuerzos, está dedicada a mis queridos padres:
María Teresa de Díaz y Omar Díaz

AGRADECIMIENTO

En primer lugar, doy gracias a Dios por todas las cosas y experiencias maravillosas que ha dispuesto para mí, y por todas aquellas personas que ha puesto a mi lado desde un principio y en mi trayectoria. Extiendo mis agradecimientos al Dr. José Gregorio Hernández porque se que en muchas oportunidades me tendiste la mano.

A la Universidad de Oriente, la casa más alta, y a su excelentísimo grupo de profesores, especialmente el profesorado del departamento de Ingeniería Química. Sus exigencias, apoyo y constancia forjaron las bases de mi vida profesional.

A mis amados padres, Omar Diaz y María Teresa de Diaz. Mamá, tu cariño y sinceridad me han enseñado a ser un hombre de bien. Papá, tus grandes y oportunos consejos me mostraron el mejor camino de la vida, tu preparación es mi mejor ejemplo a seguir. Ambos fueron y seguirán siendo mi fuente de inspiración, gracias por confiar en mí.

A mis hermanos, Dax y Dexter, mis mejores amigos. Siempre han estado ahí cuando mas los he necesitado. Gracias por su apoyo incondicional.

El día a día en la universidad conlleva a muchos esfuerzos y sacrificios, todos y cada uno de ellos valieron la pena, mucho más porque entre ellos conocí a una persona muy especial, Stephany Pens. Gracias por estar a mi lado en tan importantes momentos de mi vida.

A los profesores Arturo Rodulfo y Petra Martínez, por sus valiosos aportes en la culminación de mis estudios de pregrado. Profesor Rodulfo, gracias por haberme

cedido parte de su valioso tiempo para orientar mis ideas con mucha dedicación, lo considero un gran profesional y excelente tutor. Profesora Petra, su constancia y buenos consejos fueron de gran ayuda en la realización de mi trabajo de grado. Les estoy muy agradecido por toda la motivación y apoyo brindados.

Al personal de Metor, en especial la Gerencia de Operaciones y Gerencia Técnica, por confiar en mí y haber proporcionado los recursos para alcanzar esta meta tan anhelada. Groves Franco, Blas Villafaña, Matilde Luna, Eliezer Robles y José Herrera, les estoy muy agradecido por su invaluable contribución tanto en lo personal como en lo laboral.

A mis grandes amigos y compañeros: Anthony, Simón, Álvaro, Francisco (Tyson) por apoyarme, y en especial por compartir en mis actividades extra académicas.

A mis grandes amigos: Ricardo, Cesar, Sancho, Jerónimo, Carlos Alberto, Hely, José Rafael, Pier Luigi, Luis Enrique, Xavier, Johanm, Innayana y a todos aquellos que de una u otra forma me apoyaron durante mis estudios universitarios.

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

En Venezuela se cuenta con grandes cantidades de gas natural que asociado a la producción de petróleo crudo, es un recurso natural de bajo costo de extracción y que ofrece un gran potencial para el desarrollo industrial derivado del procesamiento de sus principales componentes: metano, etano, propano que son utilizados como materia prima fundamentales para la industria petroquímica, en especial para la producción de metanol. Jose es uno de los 3 complejos petroquímicos que existen en Venezuela en donde se encuentran las dos únicas plantas productoras de metanol: Metor y Supermetanol.

Debido al incremento que se ha presentado en los últimos años en la demanda de metanol, producto del gas natural, las empresas nacionales han buscado mantener estable sus procesos e incrementar su producción y poder cubrir así los requerimientos que les exige el mercado. Para cumplir tal fin, la empresa Metor se ha encargado de evaluar y rectificar a lo largo de su trayectoria cada una de las áreas y equipos que intervienen en el proceso de producción de metanol para su mejoramiento continuo.

1.1. Descripción de la empresa

Metanol de Oriente S.A., Metor, inaugurada el 3 de mayo de 1994 es una empresa constituida por un capital mixto cuyos accionistas son: Pequiven con 37,5%, *Mitsubishi Corporation* (MC) con 23,75%, *Mitsubishi Gas Chemical* (MGC) con 23,75%, Empresas Polar con 10% e *Internacional Finance Corporation* (IFC) con 5%. Se encuentra ubicada en el Complejo Petroquímico e Industrial General de

División José Antonio Anzoátegui (Jose), en la costa norte del estado Anzoátegui, entre la población de Puerto Píritu (15 km) y las ciudades de Barcelona/Puerto la Cruz (28 km) como se observa en la figura 1.1.

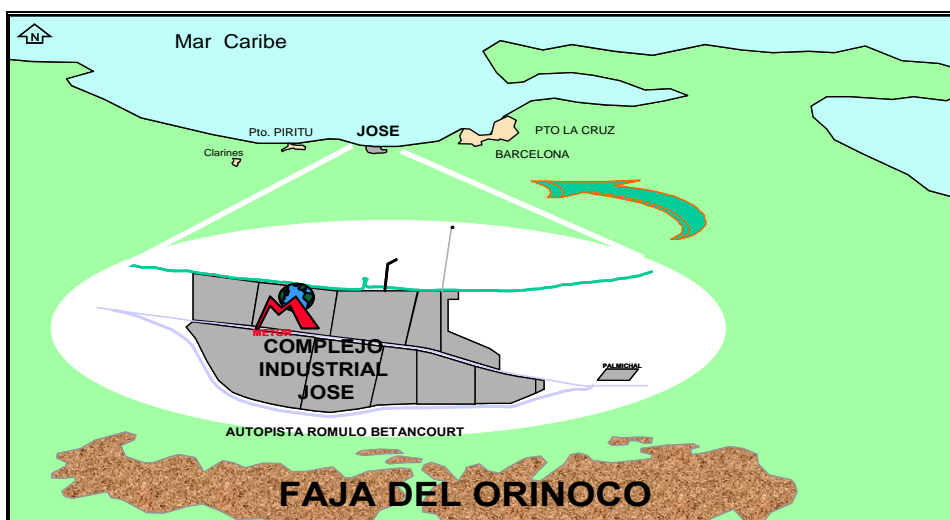


Figura 1.1. Ubicación geográfica de la planta Metor.

Metor representa una significativa contribución para la producción y comercialización del producto químico metanol (CH_3OH). Cuenta con un área de extensión de 177.320 m^2 , con una capacidad instalada para producir 750 mil toneladas métricas anuales de metanol que cumplen con las especificaciones federales de Grado AA (superior a 99,85%). La mayor parte de la producción de Metor es destinada al mercado internacional, mientras que solo una pequeña porción es demandada localmente. Su misión es mantener una posición competitiva en el mercado mundial de metanol.

El proceso de producción utilizado por la planta es licencia de la empresa *Mitsubishi Gas Chemical*, que consiste básicamente en la reformación catalítica del gas natural (proveniente de PDVSA GAS), seguida de la síntesis y purificación del metanol, utilizándose vapor de agua y gas natural como materias primas. El proceso

de producción usado por Metor esta estructurado por secciones, desde la 100 a la 500: sección de hidrodesulfuración (100), reformación del gas natural con vapor (200), compresión de gas de síntesis (300), síntesis de metanol a partir de gas reformado (400) y destilación para la remoción de impurezas contenidas en el metanol crudo (500), siendo las secciones 600, 700 y 800 destinadas a servicios, tratamiento de efluentes, y almacenamiento y despacho respectivamente. La planta está diseñada para operar con una tasa de flujo de 115.000 Nm³/h.

El metanol es un producto petroquímico de gran importancia en el desarrollo mundial puesto que constituye la base para la elaboración de una gran variedad de productos entre los que se destacan, insumo para la manufactura de productos oxigenados MTBE (metil-ter-butil-eter) y TAME (ter-amil-metil-eter) y como materia prima para realizar productos terminados, como: solventes, plásticos, resinas, desinfectantes, entre otros.

1.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La planta Metor esta sometida a evaluaciones continuas que permiten mantener estable la operación de los equipos y mejorar el proceso. También es protegida por un sistema que garantiza la integridad tanto de los equipos (en especial los equipos críticos como compresores de proceso, reformador, etc.), como del personal de operaciones ante variaciones inesperadas. Al momento de alguna irregularidad que pueda afectar el proceso, la planta debe ser inmediatamente parada para prevenir o minimizar daños respondiendo adecuadamente a las diferentes situaciones de emergencia planteadas por diseño. Este sistema se llama “*interlock*”, siendo básicamente sistemas de parada, distribuidos en equipos y puntos clave de todo el proceso. Actualmente no todos los *interlocks* están habilitados o poseen plena confiabilidad, unos ocasionando falsas paradas y otros por el contrario permanecen en

silencio cuando la variable que se supone deben monitorear excede peligrosamente sus rangos de operación.

En particular hay un *interlock* en el horno reformador (F-201) que se ha deshabilitado y otro que no se ha establecido, lo que constituye una constante preocupación para la Gerencia Técnica dado lo irregular de esta situación. Uno de ellos vigila el flujo de aire suministrado al horno para la combustión. El otro supervisa la adecuada relación vapor/carbono en el gas de procesos que se va a reformar.

Para mantener la combustión del gas combustible dentro del horno reformador en rangos seguros, se consideraron dos *interlocks* en el diseño, activándose cada uno de ellos por:

1. Desviación del flujo de aire medido con el requerido por el control de combustión (deshabilitado).
2. Bajo contenido de oxígeno en los gases de combustión.

Si bien el monitoreo del oxígeno en los gases de chimenea es un buen indicativo de la combustión, no es lo suficientemente rápido como para parar el horno en caso de una desviación del flujo de aire de entrada, que es lo que justamente vigila el *interlock* que esta deshabilitado.

En el mismo horno reformador otra variable de suma importancia es la **relación vapor/carbono (V/C)** de la corriente de gas natural de proceso (PNG), cuya desviación de su rango normal de operación provoca la formación e incrustación de coque dentro de los tubos con catalizador, además de cambios importantes en la composición del gas reformado y consumo innecesario de energía a partir del vapor de agua generado. Actualmente el *interlock* para vigilar la relación V/C no existe.

En cuanto a los **compresores de proceso (K-101, K-301 Y K-302)**, estos son movidos por turbinas que expanden vapor de agua de alta presión para generar un trabajo de eje. Estos compresores tienen varios tipos de protecciones con *interlocks* que previenen un deterioro severo o catastrófico del equipo en caso de mal funcionamiento o fatiga de la máquina por trabajar a altas condiciones de presión, temperatura y velocidad de rotación. Las protecciones a evaluar para cada compresor de proceso son: *interlock* por alta vibración, *interlock* por alto desplazamiento axial e *interlock* por alta temperatura de cojinete. La primera se basa en señales recibidas por sensores de medición de vibraciones para indicar las condiciones del soporte y defectos de la máquina en grietas en el eje, desbalance del rotor y desalineamiento. La segunda se basa en la medición de desplazamiento axial para determinar el empuje del soporte usado o falla del soporte. El tercero sería la temperatura alcanzada por el cojinete debido a fricción por las altas revoluciones o elevadas temperaturas en el aceite de lubricación.

Por último, la turbina K-301T que es movida por vapor de alta (elevadas condiciones de presión y temperatura) presentó en junio de 2006 una serie de eventos que desembocaron en la presencia de condensado en el cabezal de vapor de alta presión, situación que provocó daños severos en la mencionada turbina por la entrada de agua líquida junto con el vapor de agua. Desde ese entonces se han elaborado ciertas hipótesis para explicar la presencia de agua líquida en dicho cabezal, las cuales serán profundizadas en este trabajo con el objetivo de tratar de definir uno o varios *interlocks* para prevenir la ocurrencia de este evento.

El sistema *interlock* impide que hechos inesperados fuera de la condición de diseño provoquen grandes pérdidas a la empresa. Para habilitar los sistemas *interlocks* previamente descritos, se realizaron balances de masa y energía necesarios para conocer las cantidades requeridas de oxígeno para la combustión y vapor de

agua en el gas de proceso entrando al horno reformador, así como evaluación de eventos en dichos puntos. También se investigaron los rangos de vibración y desplazamiento axial de los compresores de proceso y se analizaron en profundidad el sistema que suministra vapor a la turbina K-301T.

El alcance de este trabajo es proponer condiciones de proceso en la relación vapor/carbono a la entrada del horno reformador lado proceso y la cantidad de aire en exceso en el lado combustión, por medio de evaluaciones actuales comparándolas con las proporcionadas por el diseño y sucesos acaecidos durante su operación. Se realizaron balances de masa y energía que arrojaron valores máximos y mínimos en cada variable. Para los compresores de proceso, se determinaron valores de desplazamiento, vibración y temperatura de cojinetes comparándolos con los sugeridos por el fabricante. Este estudio busca evitar daños severos a equipos por desviaciones de proceso.

1.3. Objetivos

1.3.1. Objetivo general

Evaluar los sistemas de protección del horno reformador (F-201), compresores de proceso (K-101, K-301 y K-302) y turbina de compresor de gas de síntesis (K-301T) de la planta de Metanol de Oriente, METOR S.A., proponiendo rangos de operación que eviten daños severos a equipos ante condiciones anormales del proceso.

1.3.2. Objetivos específicos

1. Determinar los valores de activación de los *interlocks* del horno reformador correspondientes al nivel mínimo de aire para combustión y a la relación vapor/carbono.
2. Revisar, en los compresores de proceso, los valores de activación de los *interlocks* asociados a vibración, desplazamiento axial y temperatura de cojinete.
3. Recomendar la configuración de *interlock* en el sistema de alimentación de vapor de alta a la turbina K-301T, a fin de que no se repitan las condiciones que derivaron a la aparición de agua líquida a la entrada de dicha turbina.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes

- Fajardo, en 2006 [1], teniendo Metor la necesidad de reformular y actualizar las metodologías de evaluación de equipos, desarrolló y ajustó programas en Visual Basic a la realidad de la planta, con la ayuda del “sistema de adquisición de datos de proceso *Exaquantum*”, que suministra información sobre parámetros operacionales de la planta. Esta evaluación involucró al reformador F-201, desde su aspecto catalítico hasta el pirométrico, analizando las variables que afecten la conversión del metano.
- Franco, en 2005 [2], realizó la automatización de los balances de masa y energía mediante la elaboración de una herramienta computarizada utilizando datos de procesos en línea con el DCS de las secciones de hidrosulfuración, reformación del gas natural, recuperación de calor, compresión del gas reformado, síntesis del metanol y destilación. Esto se realizó con el fin de evaluar las condiciones operacionales de las principales corrientes del proceso de producción de metanol en el momento y comparándolo así con las condiciones de diseño, dando como resultado que la planta Metanol de Oriente opera satisfactoriamente y con una carga superior al 100%.
- Veliz, en 2004 [3], realizó una evaluación del sistema de control de combustión del horno reformador de una planta de producción de metanol, con el fin de lograr una distribución uniforme de calor y por ende un uso adecuado del gas combustible en el horno reformador. Además se tomaron criterios basados en el análisis del control automatizado de combustión para mejorar el desequilibrio que produce en la operación de la planta un aumento en la composición del gas,

determinándose que ante aumentos en la composición del gas, las principales variables afectadas son las temperaturas de los colectores, fuga de metano, temperatura del gas y el calor efectivo.

- Malavé, en 1996 [4], trabajó en una evaluación técnica y funcional de las estrategias de control avanzado en las secciones de reformación y síntesis de la planta Metor. Se analizó la respuesta de las estrategias de control ante perturbaciones debidas a la composición del gas natural, presión del gas natural y flujo de aire de combustión. Se concluyó que no todas las estrategias de control que se encontraban implantadas en la planta eran capaces de absorber y responder satisfactoriamente a estas variaciones como la estrategia de control de la relación vapor/carbono. Adicionalmente se logró mejorar la estabilidad del control de combustión mediante la inclusión de un cálculo del flujo de aire, basándose en el oxígeno en exceso de los gases de efluentes.

Los trabajos citados realizaron evaluaciones y estrategias mediante análisis de cálculos e historiales de funcionamiento de diversos equipos y unidades críticas de la planta de producción de metanol Metor, bajo las condiciones y requerimiento al momento en que fueron efectuados. En la actualidad esta planta tiene otros requerimientos de evaluación, que deberán ajustarse a la realidad operativa de la misma. Por esta razón se desarrolló una nueva evaluación y desde otra perspectiva, teniendo como objetivo principal reestablecer los valores de activación del sistema de protección de los equipos en estudio, esto mediante aplicación de cálculos, investigación bibliográfica, estudio de eventos y comparación con procesos similares. Su finalidad es optimizar el funcionamiento de los equipos críticos evitando que el proceso entre en riesgo y proponiendo nuevas configuraciones en algunas variables críticas.

2.2. Descripción del proceso de producción de metanol

El metanol o conocido también como alcohol metílico o alcohol de madera, es el compuesto orgánico más simple perteneciente a la familia de alcoholes, su fórmula química es CH_3OH , y su peso molecular es 32 g/gmol. Anteriormente este compuesto era obtenido por calentamiento de la madera en un recipiente cerrado (destilación seca). Actualmente se produce mediante la reacción de síntesis del monóxido de carbono (CO) y dióxido de carbono (CO_2), con hidrógeno (H_2) en presencia de un catalizador bajo la acción del calor.

El proceso de producción de Metor es licenciado por *Mitsubishi Gas Chemical* y consiste, básicamente, de la reformación catalítica del gas natural, seguida por la síntesis y purificación del metanol. Inicialmente el gas natural, despojado del contenido de azufre en la **sección de hidrosulfuración** (sección 100), se sobresatura con vapor de agua y se alimenta a la **sección de reformación** (sección 200), obteniéndose gas reformado, del cual se recupera calor antes de pasar a la **sección de compresión** (sección 300). Una vez comprimido, se alimenta a la **sección de síntesis de metanol** (sección 400) en donde, en presencia de un catalizador, se produce metanol crudo, mediante la reacción de H_2 con CO_2 y CO.

Posteriormente, el metanol crudo es procesado en la **sección de destilación** (sección 500), de donde se obtienen 91.667 kilogramos por hora de metanol de 99,85% de pureza, equivalentes a una capacidad de planta de 750 mil TMA. Con tecnología avanzada y utilizando Sistemas de Control Distribuido (DCS), la planta es totalmente supervisada desde una sala de control computarizado. La instalación también dispone de dos laboratorios para controlar la calidad de las materias primas, el producto y otros insumos [5].

Los equipos críticos son aquellos que se consideran fundamentales para la continuidad del proceso y los que garantizan la calidad del producto final. Sin embargo existen también otros equipos que aunque no son considerados como críticos, por la naturaleza del trabajo realizado por ellos dentro de las operaciones de

las planta, es importante llevarles un continuo seguimiento a sus operaciones. En la figura 2.1 se muestran las etapas del proceso de producción de metanol en la planta Meteor. A continuación se hará una descripción por secciones de los equipos críticos y otros equipos principales existentes en cada una de estas etapas. Los equipos resaltados son de mayor importancia para el estudio y desarrollo de este trabajo.

2.2.1. Recepción y distribución del gas natural e hidrodesulfuración (sección 100)

El gas natural es suministrado por Pequiven, entra a $17,5 \text{ kgf/cm}^2$ de presión y 34°C de temperatura, y con una composición constituida principalmente por: metano (CH_4), etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}), dióxido de carbono (CO_2), y pequeñas cantidades de azufre bajo la forma de sulfuro de hidrógeno (H_2S), sulfuro de carbonilo (COS) y mercaptanos (RSH), representados en la tabla 2.1.

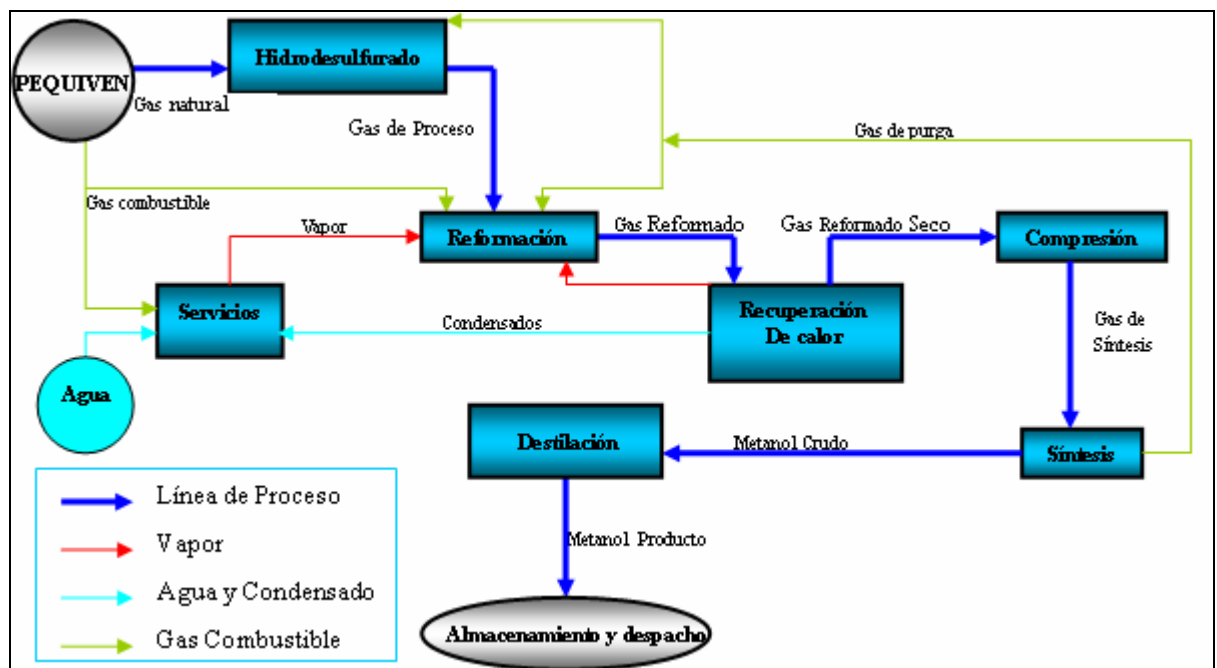


Figura 2.1. Diagrama de proceso de producción de metanol.

Tabla 2.1. Composiciones del gas de entrada [6].

Presión	Nor. 17,5 kg/cm ² _g Máx. 21,1 kg/cm ² _g
Temperatura	Nor. 34 °C
Composición de diseño	% Mol
CH ₄	82,31
C ₂ H ₆	10,56
C ₃ H ₈	0,47
C ₄ H ₁₀	0,01
CO ₂	6,65
Azufre como:	
H ₂ S	10 ppm wt
COS	10 ppm wt
RSH	5 ppm wt

El gas natural es pasado a un tambor separador de condensados V-651 (figura 2.2), en el cual se separan los componentes pesados; la corriente de tope se divide en dos partes, una servirá como gas combustible para las calderas auxiliares (B-620 A/B), incinerador (F-740) y para suplir la energía necesaria al horno reformador (F-201), mientras que la otra parte de la corriente de tope pasa a través del tambor de succión del compresor de gas para separar los condensados que han sido arrastrados hasta el momento y de allí pasa al compresor (K-101) para aumentar la presión del gas hasta el valor requerido en la sección de reformación, y de esta forma el gas natural queda acondicionado como gas natural de proceso (PNG).

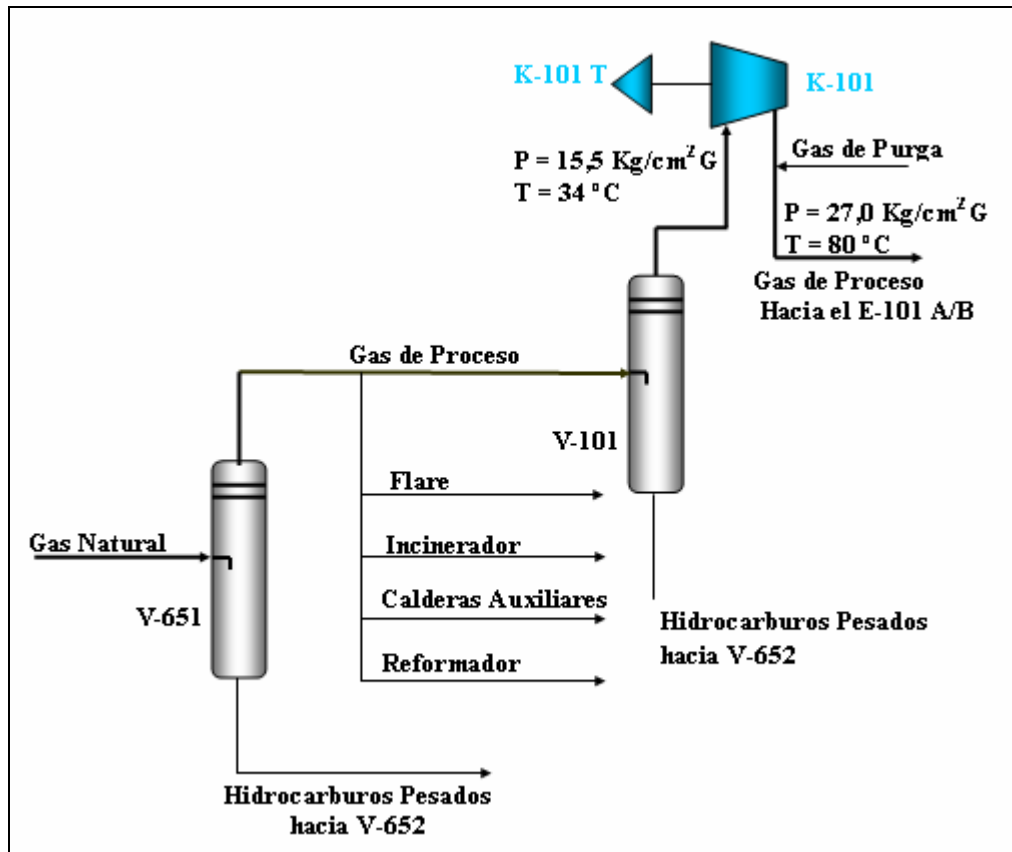


Figura 2.2. Recepción y distribución del gas natural.

Los compuestos azufrados son muy venenosos para los catalizadores de síntesis de metanol y de reformación, por ello son removidos del PNG hasta un nivel menor de 0,01 ppm antes de entrar al reformador por un proceso de hidrodesulfuración. Durante la desulfuración sólo se remueve el azufre en forma de sulfuro de hidrógeno (H_2S) por lo que se deben convertir los mercaptanos y los sulfuros de carbonilos en sulfuro de hidrógeno, por ello es mezclada con anterioridad con gas de purga proveniente del lazo de la síntesis (figura 2.2). Esta corriente es precalentada hasta $380^{\circ}C$ en los precalentadores HDS (E-101 A/B), luego es pasada a través del lecho catalítico de óxido de níquel-molibdeno (Ni-Mo) del hidrogenador R-101 donde los compuestos que contienen azufre se convierten en H_2S (figura 2.3), a través de las siguientes reacciones:



Posteriormente la corriente hidrogenada pasa por los desulfuradores (R-102 A/B), los cuales son reactores de adsorción química conectados en serie y que se encuentran cargados con óxido de zinc (ZnO) para remover H₂S formado en la hidrogenación, a través de la siguiente reacción:

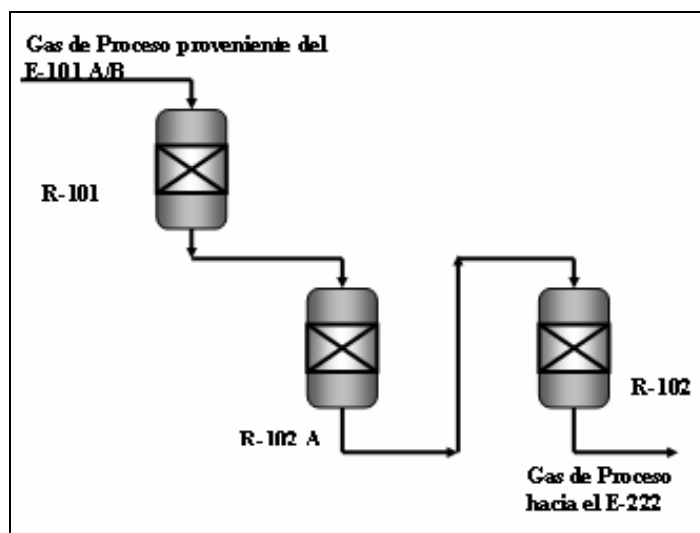
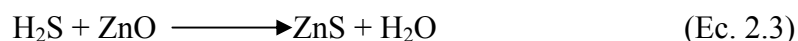
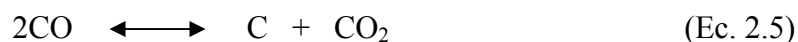


Figura 2.3. Hidrodesulfuración del gas natural.

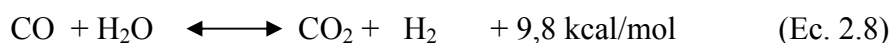
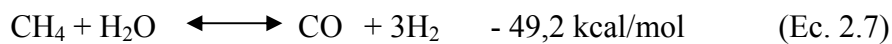
2.2.2. Reformación (Sección 200)

La corriente desulfurada pasa a través de los tubos del saturador E-222 (figura 2.4), el cual es un intercambiador de calor que tiene como función humidificar el gas proveniente de la sección 100 hasta su punto de saturación, donde se pone en contacto con el condensado de vapor de agua proveniente del proceso (resultante del

enfriamiento al cual es sometido el gas reformado en la zona de recuperación de calor). Este condensado es evaporado por el gas natural de proceso que pasa a través de los tubos del saturador. La mezcla de gas saturado y vapor sale del saturador a 172°C y 23,6 kg/cm² con un 20% del vapor requerido en la reformación, y el 80% restante es suministrado al adicionar vapor de media presión (25,5 kg/cm²) obteniéndose así una relación vapor/carbono de 3:1. El exceso de vapor es necesario para maximizar la conversión de metano en CO y evitar la deposición de carbono sobre el catalizador de reformación, tal como lo muestran las siguientes reacciones:



La mezcla de gas de proceso más vapor es calentada hasta 530°C cuando pasa a través del intercambiador E-201 de la sección de convección, para luego entrar a los tubos catalíticos del reformador F-201. El horno de reformación F-201 es una estructura cuadrada aislada térmicamente que contiene 700 tubos llenos de catalizador de óxido de níquel (NiO) donde ocurren las siguientes reacciones de reformación a elevadas temperaturas:



La reacción global es endotérmica lo que es favorecida por altas temperaturas y el calor necesario para la reacción es suministrado por la combustión de una mezcla de gas natural, gas de purga y aire en exceso en 195 quemadores ubicados en la parte superior de la sección de radiación del reformador, obteniéndose como gas reformado una mezcla de monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂), hidrógeno (H₂) y metano (CH₄) que no reaccionó. Las condiciones del gas a la salida del reformador

son de 19 kg/cm^2 y 873°C . En la figura 2.4 se observan las corrientes que intervienen en el funcionamiento del reformador F-201.

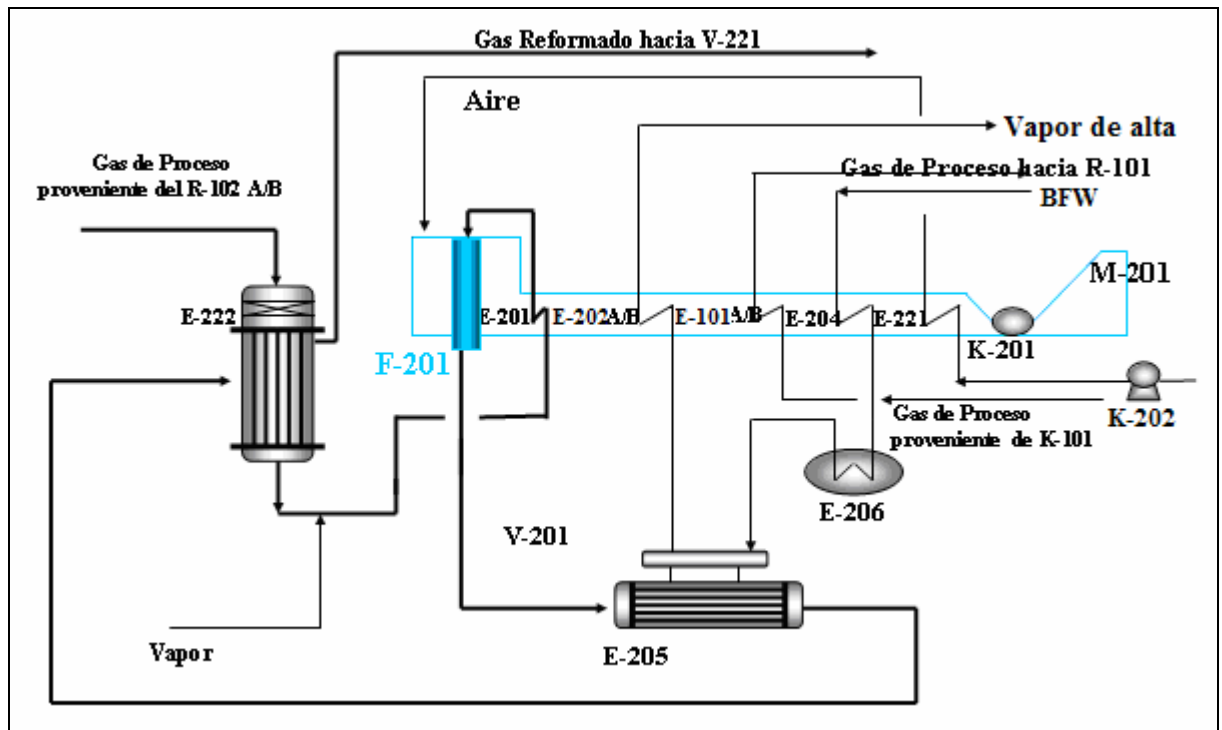


Figura 2.4. Reformación del gas natural.

Hay dos maneras de recuperar el calor de la corriente de salida del reformador:

1. El gas reformado pasa a través de la caldera de alta presión en donde se genera vapor de alta presión (105 kg/cm^2 y 515°C). Posteriormente, la corriente se divide en dos: una pasa a través del precalentador E-206, en donde es enfriado por intercambio de calor con agua desmineralizada proveniente de las calderas; mientras que la otra parte pasa a través del saturador de gas natural E-222 donde el gas es enfriado por intercambio de calor con el condensado de proceso. El calor del gas reformado es recuperado adicionalmente al pasar a través del rehervidor de la columna de refinación E-505 A/B y el rehervidor de la columna

estabilizadora E-517 en la sección de destilación, además del precalentador de agua de desmineralizada E-207.

2. El calor que trae consigo la corriente de los gases de combustión que abandona la sección de radiación del reformador es recuperado a lo largo de la sección de convección, en los diferentes intercambiadores que se encuentran ubicados en dicha zona. El primer intercambiador (E-201), precalienta la alimentación al reformador hasta 530°C y enfría los gases de combustión hasta 782°C . Posteriormente pasa por el E-202 A/B, donde se sobrecalienta el vapor de alta presión hasta 515°C y enfría los gases de combustión hasta 529°C . Seguido se ubica el E-101 (A/B) (precalentador de HDS) que precalienta la mezcla de gas natural y gas de purga hasta 380°C y enfría los gases de combustión a 452°C . Continuando con su enfriamiento los gases de combustión abandonan el (E-204) a una temperatura de 353°C , provocando el precalentamiento del agua de alimentación de calderas hasta 195°C . Finalmente el calor residual contenido en los gases de combustión es recobrado mediante el precalentamiento del aire de combustión en el (E-221) hasta una temperatura de 275°C . Los gases de combustión son succionados por el soplador de tiro inducido (K-201) y enviados a la chimenea del reformador (M-201) a una temperatura de 150°C .

2.2.3. Compresión del gas de síntesis (sección 300)

El gas reformado, luego de ser enfriado en las distintas etapas, tiene una temperatura de 39°C y $15,5 \text{ kgf/cm}^2$ de presión. Debido a la alta presión requerida en el reactor de síntesis, el gas reformado es comprimido hasta una presión de 102 kg/cm^2 en el compresor de gas de síntesis K-301 (figura 2.5), el cual es un compresor centrífugo que consta de tres etapas, cada una de las cuales presenta enfriamiento, de donde se obtiene el gas de síntesis a la presión deseada y a una temperatura de 96°C , condiciones a las cuales entra el lazo de síntesis como gas de alimentación. Los gases

de descarga de este compresor son mezclados con los gases de descarga del compresor de recirculación (K-302), de donde el gas de reciclo sale a una presión de 102 kg/cm^2 y a una temperatura de 53°C . Este compresor mantiene una recirculación de gas residual en el lazo de síntesis.

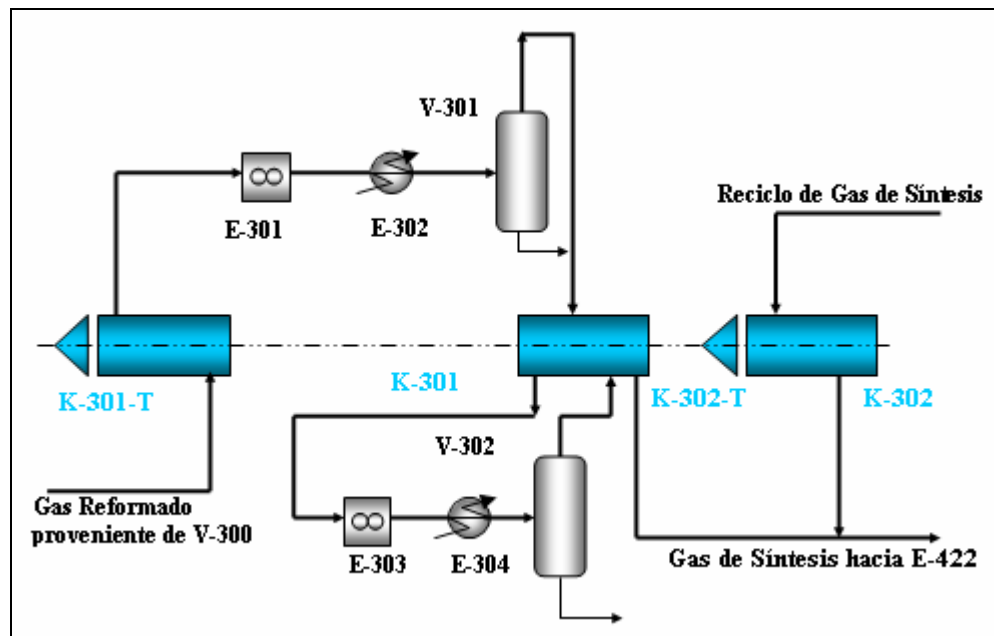
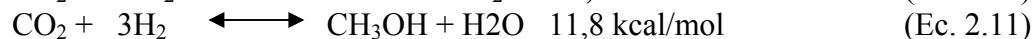


Figura 2.5. Compresión del gas reformado.

2.2.4. Síntesis del metanol (sección 400)

La mezcla de gas de alimentación (descarga del K-301) y del gas de reciclo (descarga del K-302), es precalentada en el intercambiador E-422 (figura 2.6), y luego dividida en dos corrientes: una corriente es la alimentación de gas fresco al reactor y la otra se usa como gas de enfriamiento rápido (“*Quench*”) para controlar la temperatura de los lechos catalíticos ya que la reacción es altamente exotérmica. La alimentación de gas fresco es nuevamente precalentada en el precalentador E-402, por intercambio de calor con el gas que sale del reactor. Luego entra al reactor convertidor de metanol R-401. El catalizador usado en esta reacción es cobre-zinc, de

Mitsubishi Gas Chemical. La reacción principal y secundarias para la síntesis del metanol son:



El gas de reacción que sale del reactor R-401, es enfriado mediante su paso por el precalentador E-402, la caldera de vapor de baja presión E-421, y del precalentador del reactor E-422, de donde sale a 108°C. Finalmente el gas fluye al enfriador por aire de metanol E-403, saliendo a 70°C y al enfriador por agua de metanol E-404 A/B/C, de donde el metanol y el agua formados en el reactor de síntesis son condensados y enfriados hasta 45°C aproximadamente. Parte del gas que no reaccionó debe ser purgado para evitar acumulación de metano e hidrógeno y es usado como combustible en los quemadores del horno reformador F-201 y como reactante en el reactor de hidrogenación. La otra parte es recirculada a través del compresor de recirculación, K-302 como gas de reciclo elevando ligeramente su presión. El metanol crudo es enviado al tanque TK-802 A/B, pasando primeramente por el separador V-402 y lavado en el V-404 para luego ser purificados en la sección de destilación.

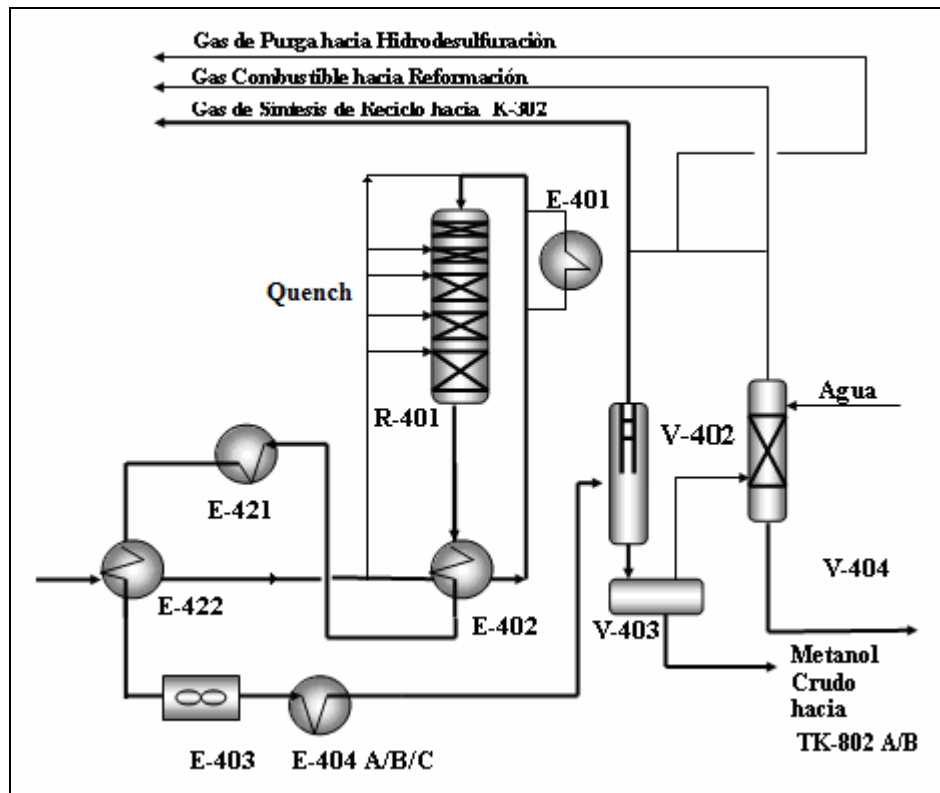


Figura 2.6. Síntesis del metanol.

2.2.5. Destilación (sección 500)

El metanol crudo proveniente de los tanques de almacenamiento TK-802A/B contiene aproximadamente 80% de metanol, 18 % de agua y el resto impurezas tales como alcoholes pesados, parafinas, dimetil éter, acetona, cetonas, formiato de metilo y ácido acético, producidos simultáneamente en la síntesis de metanol. El metanol crudo es purificado en un sistema de tres columnas de destilación atmosférica (figura 2.7).

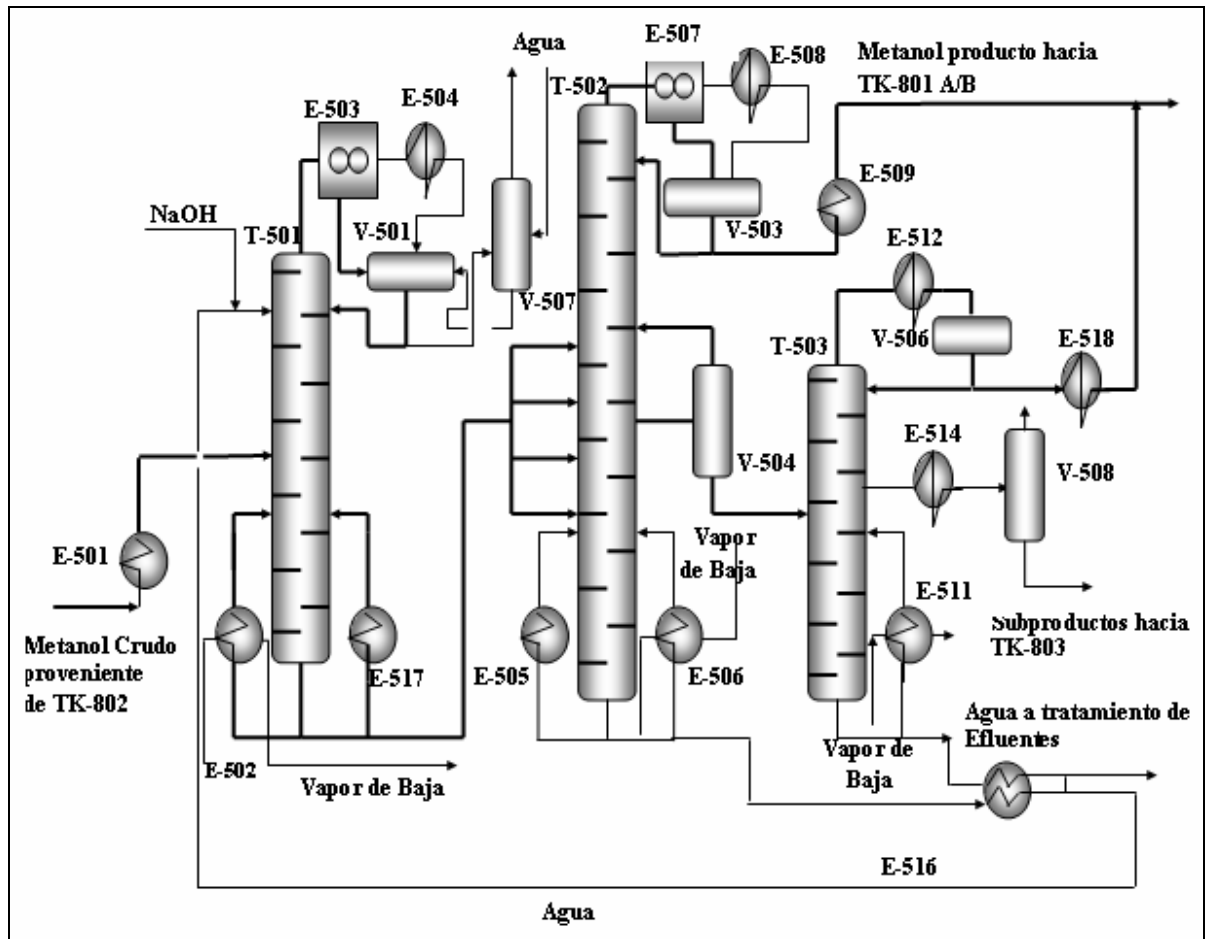


Figura 2.7. Sección de destilación.

La columna estabilizadora T-501 es una columna en la cual se separan impurezas tales como: dimetil éter, formato de metilo, acetona, cetonas e hidrocarburos livianos. En esta columna se lleva a cabo la neutralización del ácido acético, formado en la sección de síntesis, mediante la adición de soda cáustica. El metanol crudo proveniente de los tanques TK-802 A/B es precalentado en el precalentador E-501 de donde sale a 68°C y alimenta la columna estabilizadora en el plato 15. El vapor que sale por el tope de la columna que contiene las impurezas livianas mezcladas con metanol, pasa a través de los condensadores de tope E-503 y los vapores que no condensaron pasan al condensador E-504, de donde el metanol y

los compuestos pesados se enfrían y van al tambor de reflujo V-501, mientras que las impurezas livianas y gases disueltos son venteados a la atmósfera. El líquido contenido en el tambor de reflujo V-501, es bombeado, una parte como reflujo al tope de la columna estabilizadora y otra al decantador de parafinas V-507 donde las parafinas son separadas mediante la adición de agua desmineralizada. La función primordial de esta columna es la eliminación de compuestos livianos contenidos en el metanol crudo, la regulación del pH mediante la adición de soda cáustica y eliminación de azeotrópicos presentes en la mezcla de metanol crudo, mediante la inyección de agua como agente de extracción, por el plato 5.

El producto de fondo de la columna estabilizadora se usa como alimentación a la columna de refinación T-502. La columna de refinación T-502 es una columna de 100 platos perforados, en la cual se obtiene un 95 % aproximadamente del metanol como destilado. Los vapores de metanol purificado que salen por el tope de la columna son condensados en los condensadores E-507 y E-508. El metanol líquido a 60°C es recibido en el tambor de reflujo V-503 donde una porción es bombeado al tope de la columna como reflujo a 65°C y el resto es retirado como metanol producto, enfriado hasta 40°C en el enfriador E-509 para finalmente almacenarse en los tanques TK-801 A/B o C como metanol producto. Las impurezas pesadas contenidas en el metanol crudo, se concentran en el área que se encuentra por debajo de los platos de alimentación y son retirados como corte lateral en las cercanías al plato 88, a 86°C hacia el tambor de alimentación (V-504) de la columna de recuperación, T-503.

La columna de recuperación T-503 consta de 70 platos, usada para recuperar gran cantidad de metanol contenido en el corte lateral de la columna de refinación.

2.2.6. Servicios (sección 600)

En esta sección se agrupan los servicios básicos requeridos en la producción de metanol que son generados en la planta Metor, tales como: agua desmineralizada, gas

combustible, vapor de agua, etc. Solo algunos servicios son recibidos de Pequiven, estos son: agua filtrada, agua contra incendio, agua potable y electricidad.

2.2.7. Almacenamiento y despacho (sección 800)

El sistema de almacenamiento consta de tanques cilíndricos para almacenar producto intermedio (metanol crudo), producto terminado (producto metanol) y subproductos. Los productos intermedios que provienen de la sección de síntesis, son almacenados en los tanques TK-802 A/B (metanol crudo), de donde son bombeados a la sección de destilación. Los productos que se obtienen por el tope de la columna de refinación y recuperación, son almacenados en los tanques TK-801 A/B/C (metanol producto), de 45 MTM de capacidad cada uno. Los subproductos provenientes del corte lateral de la columna recuperadora (Metorsol), son almacenados en el TK-803.

El metanol producto se despacha a través de barcos y cisternas. La operación de carga de barcos se realiza por el terminal marino de Pequiven. En la figura A.1 del anexo A se muestra el diagrama de flujo del proceso de producción de metanol llevado a cabo en Metor.

2.3. Hornos de reformación

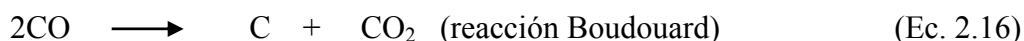
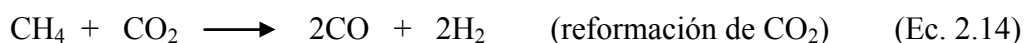
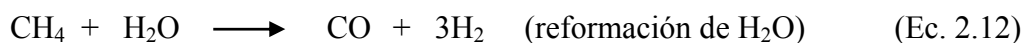
La reformación es la reacción de un hidrocarburo (tal como gas natural, metano, propano, etc.) con H_2O y/o CO_2 para producir CO y H_2 . Las reacciones de reformación son endotérmicas (necesitan una carga de calor para seguir el sentido de la reacción en dirección de producir CO y H_2) y requiere un catalizador para acelerarlas.

Existen hornos de proceso y hornos de pirólisis (**hornos de reformación**). Los hornos de reformación proveen el calor necesario para que se lleven a cabo una serie de reacciones químicas dentro de los tubos catalíticos del mismo, por tanto normalmente operan a altas temperaturas. Los hornos de proceso por su parte,

trabajan a temperaturas más bajas y son utilizados como hornos de columna de destilación, precalentadores, etc. Dentro de los hornos de reformación convencionales existen tres tipos: calentados en el tope, calentados lateralmente y calentados en el fondo. Estos hornos son estructuras cerradas y aisladas térmicamente, en las que se quema generalmente gas natural como combustible con la finalidad de producir calor.

Antes de que el gas natural sea usado como materia prima para ser reformado, se deben remover los condensados para asegurar una composición constante del gas, así como cualquier sólido suspendido por filtración. Los compuestos sulfurados dañan al catalizador del reformador y son removidos por un proceso de hidrodesulfuración. Si se presenta cloro en cantidades mayores a 1 ppm también debe ser removido con un absorbedor alcalino.

Las reacciones más importantes a considerar en el reformador son [7]:



2.3.1. Combustión

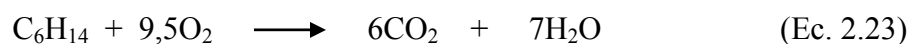
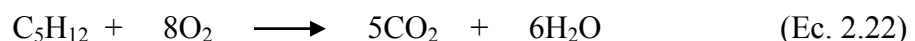
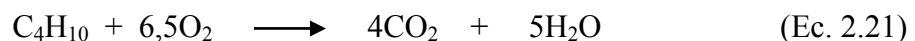
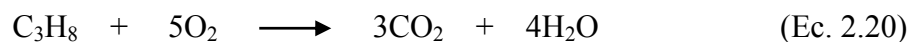
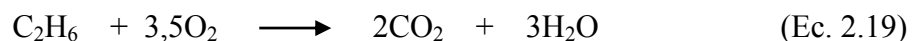
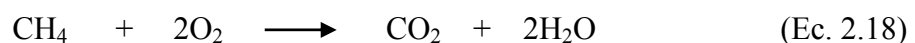
La reacción de combustión se basa en la reacción química exotérmica de una sustancia o mezcla de sustancias llamada combustible con el oxígeno. Es característica de esta reacción la formación de una llama, que es la masa gaseosa incandescente que emite luz y calor, que esta en contacto con la sustancia combustible. La reacción de combustión puede llevarse a cabo directamente con el oxígeno o bien con una mezcla de sustancias que contengan oxígeno, llamada comburente, siendo el aire atmosférico el comburente más habitual.

La reacción del combustible con el oxígeno origina sustancias gaseosas entre las cuales las más comunes son CO_2 y H_2O . Se denominan en forma genérica productos, humos o gases de combustión. Es importante destacar que el combustible solo reacciona con el oxígeno y no con el nitrógeno, el otro componente del aire. Por lo tanto el nitrógeno del aire pasará íntegramente a los productos de combustión sin reaccionar. Entre las sustancias más comunes que se pueden encontrar en los productos o humos de la reacción se encuentran: CO_2 , H_2O como vapor de agua, N_2 , O_2 , CO , H_2 , carbono en forma de hollín y SO_2 .

Las reacciones químicas deben satisfacer las siguientes premisas para que tengan lugar en el proceso de combustión [7]:

1. Es necesaria una adecuada proporción entre combustible y oxígeno (o aire) con los elementos combustibles, como se demuestra en las ecuaciones químicas.
2. La mezcla de combustible y oxígeno (o aire) debe llevarse a cabo de modo que una mezcla uniforme este presente en la zona de combustión y así cada partícula de combustible tenga aire alrededor para ayudar en la combustión.
3. La temperatura de ignición se establecerá y será monitorizada de forma que el combustible continúe su ignición sin calor externo cuando la combustión arranque.

Las ecuaciones químicas que intervienen en el proceso de combustión del gas natural son las siguientes:

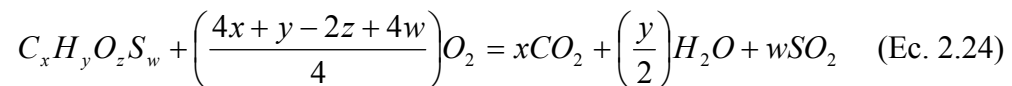


De acuerdo a como se produzcan las reacciones de combustión, estas pueden ser de distintos tipos:

- Combustión completa.

Ocurre cuando las sustancias combustibles reaccionan hasta el máximo grado posible de oxidación. En este caso no habrá presencia de sustancias combustibles en los productos o humos de la reacción.

La reacción química para la combustión completa de un combustible es:



Siendo x , y , z y w el número de átomos de carbono, hidrógeno, oxígeno y azufre, respectivamente en el combustible [8].

- Combustión incompleta.

Se produce cuando no se alcanza el grado máximo de oxidación y hay presencia de sustancias combustibles en los gases o humos de la reacción.

- Combustión estequiométrica o teórica.

Es la combustión que se lleva a cabo con la cantidad mínima de aire para que no existan sustancias combustibles en los gases de reacción. En este tipo de combustión no hay presencia de oxígeno en los humos, debido a que este se ha empleado íntegramente en la reacción.

- Combustión con exceso de aire.

Es la reacción que se produce con una cantidad de aire superior al mínimo necesario. Cuando se utiliza un exceso de aire, la combustión tiende a no producir sustancias combustibles en los gases de reacción. En este tipo de combustión es típica la presencia de oxígeno en los gases de combustión. La razón por la cual se utiliza

normalmente un exceso de aire es hacer reaccionar completamente el combustible disponible en el proceso.

- Combustión con defecto de aire.

Es la reacción que se produce con una menor cantidad de aire que el mínimo necesario. En este tipo de reacción es característica la presencia de sustancias combustibles en los gases o humos de reacción.

La combustión incompleta da como resultado humos y un menor rendimiento de la operación. Para obtener una combustión completa, el volumen del hogar deberá ser adecuado para permitir la combustión completa de las partículas del combustible antes de que pasen a las superficies calefactoras y sean enfriadas por debajo de su temperatura de ignición.

Si no se suministra suficiente aire y oxígeno, la mezcla es rica en combustible; así que la llama se reduce, con una llama resultante que tiende a ser larga y con humo. La combustión tampoco es completa, y los gases (producto de la combustión) tendrán combustible no quemado, como partículas de carbono o monóxido de carbono en vez de dióxido de carbono. Se desarrollará menos calor en el proceso de combustión. Si se suministra demasiado oxígeno o aire, la mezcla y la combustión son pobres, dando lugar a una llama más corta y más limpia o clara. El exceso de aire se lleva algo de calor desprendido en el hogar y lo traslada al exterior por la chimenea. La combustión debería efectuarse siempre con exceso de aire para asegurar que todo el combustible se queme correctamente y así obtener el mejor rendimiento del desprendimiento de calor. Esto también reduce la formación de humo y depósitos de hollín.

Cuando los gases de combustión salen por la chimenea como humo negro, es indicio de insuficiencia de aire. Demasiado aire, normalmente produce un denso humo blanco. Un humo transparente, ligeramente gris, saliendo de una chimenea es signo de una relación razonablemente buena aire/combustible.

2.3.2. Horno reformador (F-201)

En el caso de Metor, el diseño del horno reformador codificado como F-201, es calentado en el tope y constituye un equipo crítico de proceso conformado por varias secciones menores (señalados en la figura 2.8) que cuentan con equipos y elementos menores.

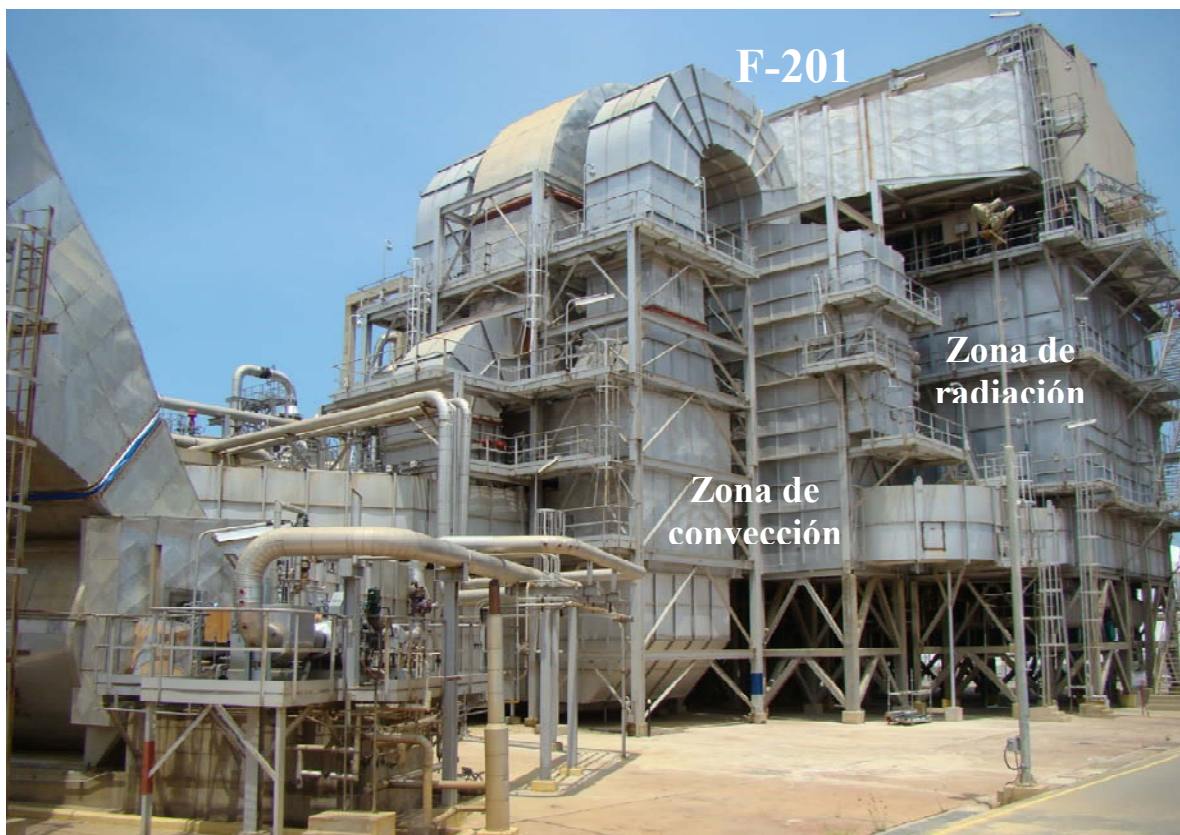


Figura 2.8. Horno reformador F-201.

- **Sección radiante**

Es una cámara de combustión consistente de una sola celda con ignición superior, constituida por 14 hileras de tubos catalíticos donde se lleva a cabo la

reformación del gas natural, con 50 tubos por hileras haciendo un total de 700 tubos, en cuyo interior se encuentra el catalizador de reformación.

- **Sección de convección**

En ella, los gases de combustión que salen de la sección radiante pasan a través de 5 intercambiadores en forma de banco de tubos, por el interior de los cuales se acondicionan diferentes corrientes que serán utilizadas luego en diversas áreas del proceso.

2.3.2.1. Estrategia de control de la relación vapor/carbono

La mezcla de gas natural y vapor se introducen al reformador F-201, donde el gas es reformado para la síntesis del gas. Los objetivos fundamentales del control de la relación vapor/carbono son:

- La reacción catalítica de reformación conlleve a la formación de un gas de síntesis con la composición requerida haciendo reaccionar la mayor cantidad de metano posible.
 - Se evite la formación de coque en los tubos del reformador por baja proporción de vapor en la mezcla de gas-vapor (coquización).
 - Se optimice el consumo de energía en el proceso por emplear exceso de vapor en la mezcla gas-vapor.
 - Facilitar la operación de la unidad de reformación, manteniendo el proceso estable ante variaciones razonables de variables de proceso principales (flujos, composición de gas, etc.).
 - Facilitar la manipulación de la carga a la planta, garantizando una tasa de variación adecuada para las variables manipuladas (flujo de gas natural y flujo de vapor).

La composición del gas analizada por el cromatógrafo (QT-201) es tomada para calcular el número de carbonos en el PNG, así que cualquier fluctuación en la composición del gas natural, el control responderá a estos cambios. La figura 2.9 muestra la estrategia de control de la relación vapor/carbono.

A. Filosofía de operación

Los controles maestros en el proceso de saturación del gas natural de proceso son los instrumentos HCS204, flujo de vapor requerido para el proceso, y el HCS201 que controla la relación vapor/carbono (V/C) en la alimentación del reformador. Esto se obtiene por medio de los controladores de flujo de vapor externo FC204 y el flujo de gas natural de proceso FC201.

B. Operación del esquema de control

La estrategia de control de la relación vapor/carbono en condiciones estacionarias de la planta, controla la relación vapor/carbono y el flujo total de vapor de proceso (figura 2.9). Existen controles cuyo cálculos son hechos con más de una fórmula o medición, a estos se le selecciona el de mayor valor (selector de alta) o el de menor valor (selector de baja) dependiendo de cual proteja u optimice el proceso. La salida de HCS204 cuando es seleccionada en el selector de alta, le fija el *set value* (SV), variable que controla el flujo o punto de ajuste, al controlador de flujo de vapor externo a inyectar en el PNG FC204 que sería el valor óptimo, y cuando es seleccionada por el selector de vapor de baja se utiliza como base para el cálculo de SV del controlador de flujo de PNG FC201, de la siguiente forma: ante un aumento en el flujo total de vapor de proceso requerido el controlador HCS204 de acción directa aumenta su salida obligando a que aumente primero el flujo de vapor de proceso externo y luego el de PNG permitido para la saturación, para que la relación V/C alcance el valor deseado por el SV. Mientras, un aumento en la relación V/C el controlador HCS201 disminuye su salida obligando a que disminuya el flujo de PNG permitido, para que la relación V/C alcance el valor deseado por el SV.

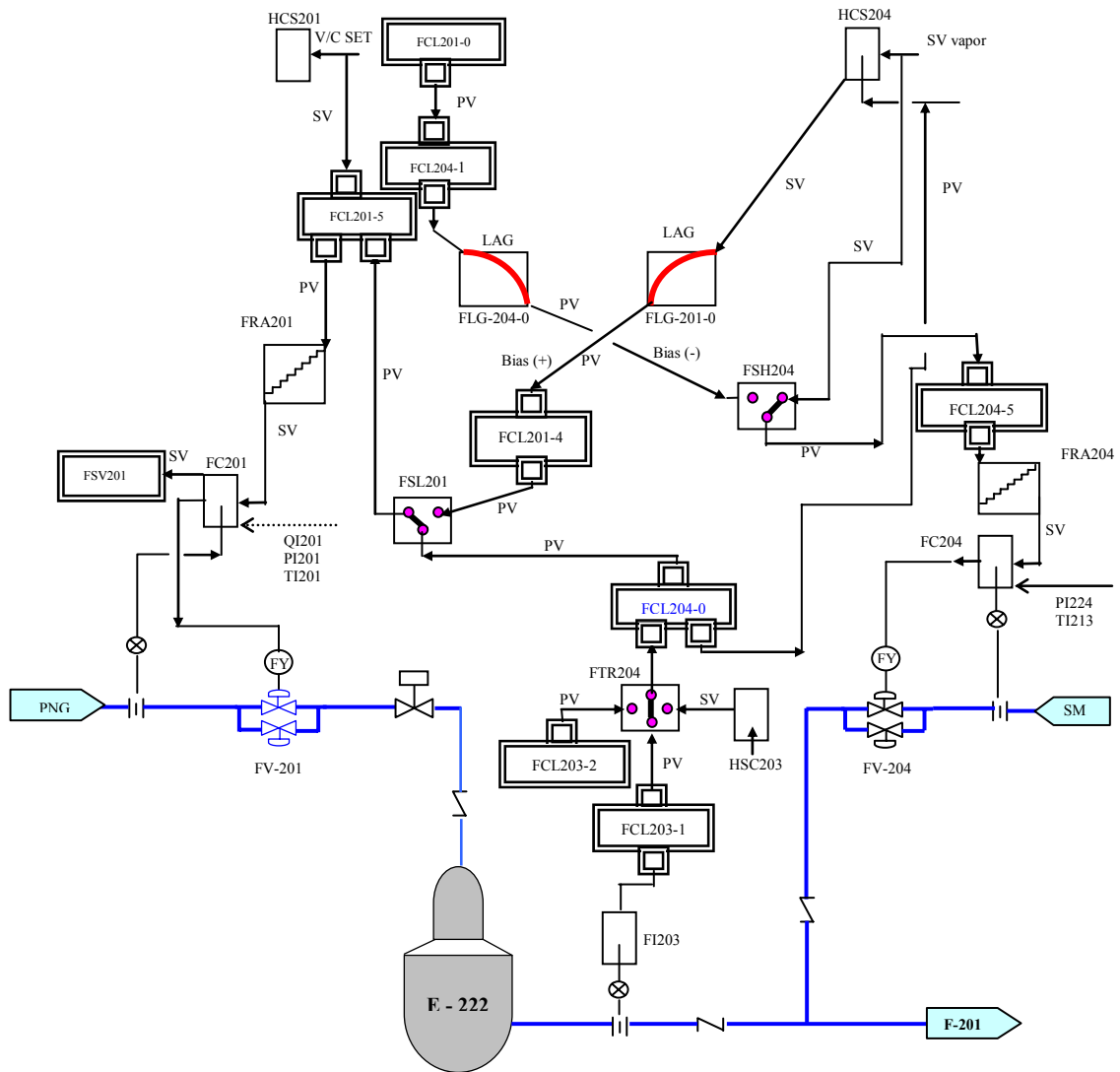


Figura 2.9. Estrategia de control relación vapor/carbono [6].

El instrumento configurado en el DCS para colocar manualmente el SV de la relación vapor/carbono es el HCS201. La PV (variable de proceso) de este se calcula por medio de la ecuación implantada en el DCS (ec. 2.25).

$$ASCRT = \frac{\left(\frac{ATPSTM}{18,02} 22,41 \right)}{(F1.TNC)} \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Donde:

ASCRT: relación V/C actual

ATPSTM: flujo de vapor actual

F1: flujo de PNG (FC201)

TNC: carbón total.

o *Flujo total de vapor (HCS204)*

En condiciones estables, la salida del HCS204 es seleccionada por un selector de alta (FSH204), quien compara esta señal con el flujo de vapor total calculado (FCL204-2) y selecciona la señal mas alta de las dos y la envía como PV al instrumento FCL204-5, donde se realiza el cálculo del flujo de vapor requerido a inyectar en el PNG. Luego, a través de una función rampa (FRA204) la señal del FCL204-5 se envía como *set point* al controlador de flujo de vapor (FC204). El controlador FC204, compara la señal recibida del transmisor de flujo de vapor (FT204) con el *set point* y la comanda a abrir o a cerrar la válvula FV204 dependiendo del caso.

Por otro lado, la señal del flujo de vapor actual (FCL204-0) es enviada a un selector de baja, quien compara esta señal con el flujo de vapor total (FCL201-4), y selecciona la menor de las dos señales y la envía como PV al instrumento FCL201-5 (relación de flujo de PNG permitido). La señal de salida del FCL201-5 se envía como PV a una función rampa (FRA201) en la cual la salida de esta va como *set point* al controlador de flujo de PNG (FC201).

Cuando el *set point* del flujo de vapor es incrementado (*load-up*), el selector de alta (FSH204) selecciona la salida del HCS204 como *set point* del flujo de vapor (FC204), y la salida del selector de baja (FSL201) no es cambiada. Esto garantiza que

el flujo de vapor se incremente primero, y luego se incremente el flujo de PNG (gas natural de proceso). La salida del selector de alta incrementa el *set point* del flujo de vapor al F-201 (FC204) gradualmente a través de la función rampa (FRA204), por lo tanto el valor del cálculo del flujo de vapor total actual (FCL204-0) se incrementa también. El controlador del flujo de vapor (FC204) compara la señal de la variable de proceso (PV), proveniente del transmisor FT204 con el *set point* y al detectar que el *set point* esta por encima de la PV envía una señal a la FV204 para que abra y de esta manera aumentar la señal de la variable de proceso. El aumento de la variable de proceso del FC204 incrementa los valores de las señales que intervienen en el cálculo para el *set point* del flujo de PNG. Como resultado de esto, el flujo de PNG es incrementado gradualmente a través de la función rampa (FRA201).

Cuando el *set point* del flujo de vapor disminuye (*load-down*), la salida del selector de alta (FSH204) se mantiene en su valor previo y el selector de baja (FSL201) selecciona la salida del HCS204. Esto garantiza que el flujo de NG disminuya primero, y luego disminuya el flujo de vapor. La salida del selector de baja disminuye el *set point* del flujo de PNG gradualmente a través de la función rampa (FRA201). El controlador FC201 detecta esta disminución del *set point* y la compara con el valor de la variable de proceso (PV) y comanda a cerrar la válvula FV201, por lo tanto el flujo de PNG disminuye.

○ *Relación vapor/carbono (HCS201)*

Cuando el *set point* del HCS201 se incrementa, el flujo de PNG (FC201) disminuye y el flujo de vapor se mantiene básicamente constante.

Cuando la composición del gas natural cambia, el flujo de vapor se mantiene constante y el flujo de PNG es ajustado para mantener la relación V/C constante al *set point* fijado.

Cuando el flujo de agua evaporada en el E-222 cambia, el flujo de PNG se mantiene constante, y el flujo de vapor (FC204) es ajustado para mantener la relación V/C constante al *set point* fijado.

○ *Interlock*

En caso de existir bajo flujo de PNG o vapor de media presión (SM) al reformador, se activa el disparo del mismo. Este disparo se da en caso de activarse:

- FA-201: se activa en caso de que el flujo de PNG al reformador baje a 50 kNm³/h.
- FA-204: se activa en el caso de que el flujo de SM al reformador baje a 70 t/h.

2.3.2.2. Estrategia de control de combustión del reformador (F-201)

El control de combustión del F-201, tiene como objetivo fundamental, mantener la temperatura del gas reformado (RG) a la salida del reformador en un valor tal que la conversión de la reacción catalítica de reformación del gas de proceso sea óptima y obtener una composición adecuada de acuerdo a las condiciones de diseño del reactor de síntesis (R-401). La temperatura de salida del gas reformado se ajusta de acuerdo a la conversión requerida, medida por la cantidad de metano no convertido (fuga de metano). El valor óptimo, según diseño, de este parámetro es de 3,4% de CH₄.

A. *Filosofía de operación*

El control maestro en el proceso de combustión del reformador F-201 es el TC207 que controla la temperatura del gas reformado a la salida del reformador (figura 2.10). Está diseñado para mantener la misma en un valor óptimo para la conversión del flujo de gas natural de proceso a gas reformado, manipulando los flujos de gas natural de combustión (FNG) y aire de combustión. También se cuenta con un control por adelanto de alimentación de gas de purga de combustión (FPG) al F-201, que mediante un balance de energía entre los calores cedidos por el FNG, el FPG proveniente del reactor de síntesis, y los contenidos calóricos del aire de combustión y del suministro del aire en exceso, se obtiene el calor efectivo total de combustión. Manteniendo este esquema al flujo de alimentación FPG, flujo de aire y

de FNG de combustión, y exceso de aire como variable de perturbación, por cualquier cambio de estas la estrategia manipula la temperatura de salida del gas reformado a la salida del reformador para mantener el balance de energía.

B. Operación del esquema de control

En la estrategia de control en condiciones estacionarias los selectores de alta y baja eligen la señal maestra del FHC200 (calorías totales). Ante una variación de temperatura del gas reformado, el controlador de temperatura TC207 (temperatura de RG) de acción inversa disminuye o aumenta su salida, dependiendo de la variación de temperatura que se produce en el RG. Considerando un aumento de temperatura del RG, el TC207 reduce su salida disminuyendo el punto de ajuste (SV) de la señal maestra (FHC200) y éste de acción directa reduce su salida obligando a que disminuya primero el flujo de FNG y luego el de aire de combustión, para que la temperatura alcance el valor deseado por el SV.

Por otra parte el tener un aumento en el flujo del PNG al F-201, el controlador FC201 de acción directa incrementa su salida produciendo un aumento en el SV del controlador de la señal maestra FHC200 de acción directa disminuyendo su salida, manteniendo de esta forma el balance de energía del F-201 y evitando la variación en la TI207 del controlador TC207. En caso contrario, si disminuye la temperatura en el gas reformado, aumenta primero el flujo de aire de combustión y luego el de gas de combustión.

Además el exceso de O_2 a la salida del reformador en los gases efluentes (FG), se controla por el controlador QC207 de acción inversa fijándole su SV requerido para su control y el HCS207 (factor de multiplicación con respecto al aire requerido para la combustión completa) fija el valor de exceso de aire que se usa en los cálculos de dicho exceso. Una disminución de oxígeno a la salida del F-201 en el FG produce un aumento en la MV (variable manipulada) del controlador QC207, obligando esto a un aumento en el factor de exceso de aire por el requerido de O_2 y por ende en el flujo de

aire. El esquema de control de combustión y el esquema de compensación de oxígeno están reflejados en las figura 2.10 y 2.11 respectivamente.

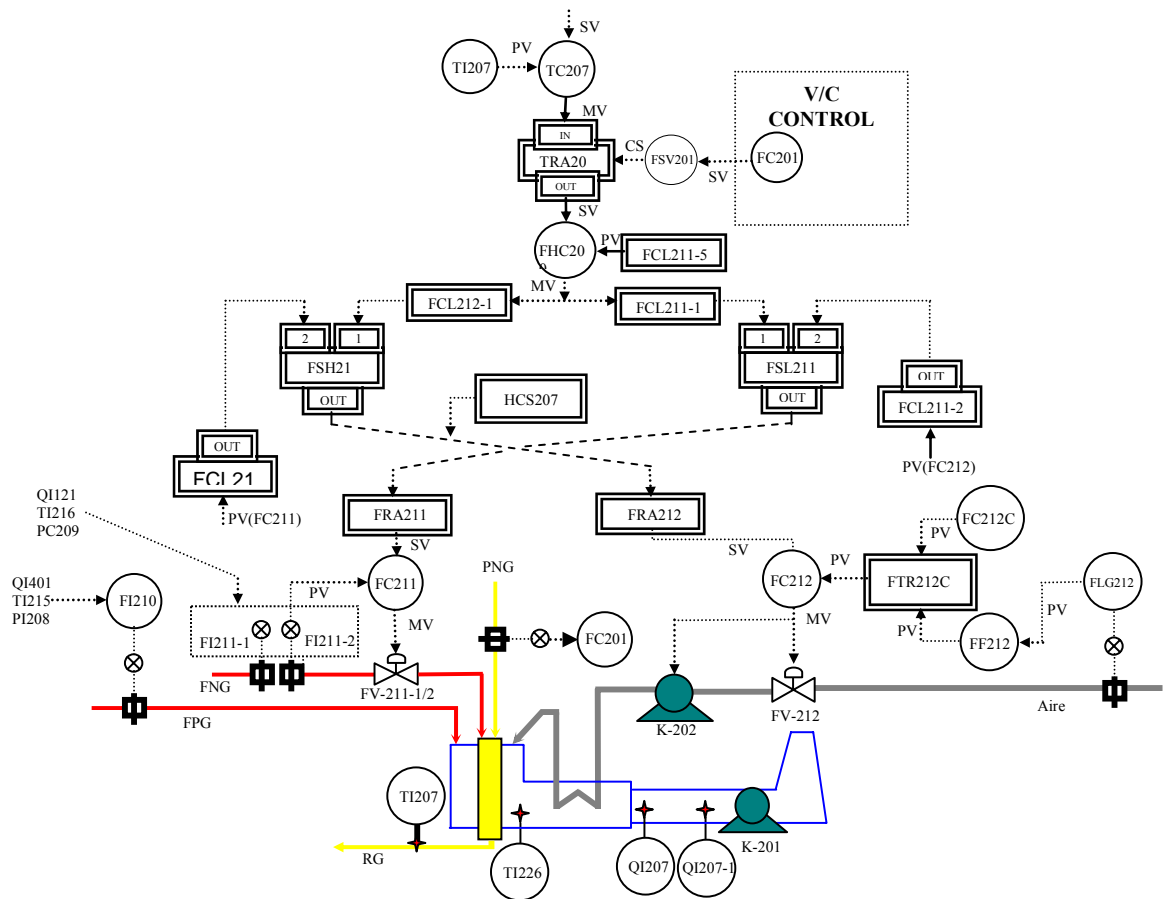


Figura 2.10. Estrategia de control de combustión [6].

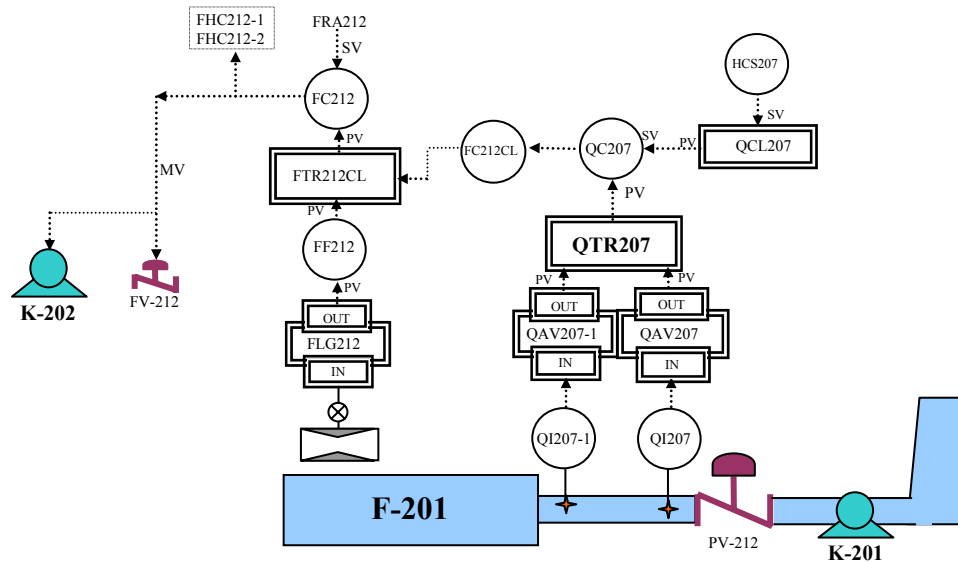


Figura 2.11. Compensación de oxígeno [6].

2.3.2.3. Efectos de la temperatura, presión y relación vapor/carbono en las reacciones de reformación

Una mala operación del horno afectará directamente la calidad del gas de proceso; esto se puede notar casi de inmediato por el cambio en la fuga de metano en el gas reformado. Mientras más alto sea el contenido de metano, más bajo será el contenido de H_2 en el gas de proceso. Las variables que afectan la reformación son las siguientes:

- *Presión*

La presión a la cual se efectúe la reformación afecta también el proceso de conversión. Para una determinada temperatura, el incrementar la presión disminuirá la conversión. No obstante, la presión a la salida del reformador debe ser suficientemente alta como para impulsar todo el volumen de gas de proceso a través de todo el equipo subsiguiente y finalmente llegar al tambor de succión del compresor de síntesis.

- *Temperatura*

La temperatura en la reacción de reformación del gas de proceso es una variable que debe ser cuidadosamente controlada por el operador. Para una determinada cantidad de alimentación y presión del gas natural, cuanto más alta sea la temperatura, más completa será la reacción de reformación y más baja la concentración de metano en el proceso. También es cierto que al reducir la temperatura se alarga la vida del catalizador al igual que la de los tubos del horno.

La parte más crítica en la operación del horno de reformación es el control de las temperaturas de piel de tubos y de las paredes del refractario. Para operar a una máxima eficiencia, estas temperaturas deben mantenerse lo más uniforme posible. Los quemadores deben ajustarse de forma tal que las temperaturas de los tubos se mantengan en el mínimo deseado sin afectar la pureza de diseño en el gas de proceso.

- *Relación vapor-carbono*

Una relación vapor/carbono por debajo de su límite establecido (3/1) podría producir acumulación de carbón en los tubos del reformador con el consecuente daño del catalizador y de los tubos. El exceso de vapor en la mezcla a la entrada del reformador muy por encima del diseño no es deseable debido a que produce altas temperaturas en el horno.

- *Caída de presión*

La caída de presión a través del horno reformador es una variable que el operador debe fijar siempre; la caída de presión de diseño es de 3 kg/cm^2 .

Existen varios factores que influyen sobre esta variable, entre los cuales se pueden citar:

- Velocidad del gas de proceso
- Temperatura de operación
- Diseño y largo del tubo

- Forma y tamaño del catalizador

2.4. Compresores

Un compresor es una máquina de fluido que está construida para aumentar la presión y desplazar cierto tipo de fluidos llamados compresibles, tal como lo son los gases y los vapores. Esto se realiza a través de un intercambio de energía entre la máquina y el fluido en el cual el trabajo ejercido por el compresor es transferido a la sustancia que pasa por él convirtiéndose en energía de flujo, aumentando su presión y energía cinética impulsándola a fluir, a diferencia de los ventiladores y los sopladores, los cuales impulsan fluidos compresibles, pero no aumentan su presión, densidad o temperatura de manera considerable [10].

Los compresores se utilizan para manejar volúmenes grandes de gas con aumento de presión desde 10,32 kPa (1,5 psig) hasta varios cientos de kPa. Estas unidades se pueden clasificar en dos grandes categorías [8]:

- 1) Compresores de flujo continuo.
 - i) Compresores centrífugos.
 - ii) Compresores de flujo axial.
- 2) Compresores de desplazamiento positivo.
 - i) Compresores rotativos.
 - ii) Compresores alternativos.

2.4.1. Compresores centrífugos

Está conformado por tres partes principales conocidas como rodete, difusor y múltiple de distribución, cada uno con una función específica en el proceso de compresión.

En un compresor centrífugo, el flujo entra al impulsor en dirección axial y sale del mismo en dirección radial; en su interior se fuerza al fluido a pasar a través de un impulsor de paletas que giran a alta velocidad. La velocidad comunicada al fluido se convierte en energía de presión, parcialmente en el propio impulsor y parcialmente en difusores estacionarios, como los que se muestran en la figura 2.12, en los que la mayor parte de la energía de velocidad que proviene del impulsor se convierte en energía de presión.

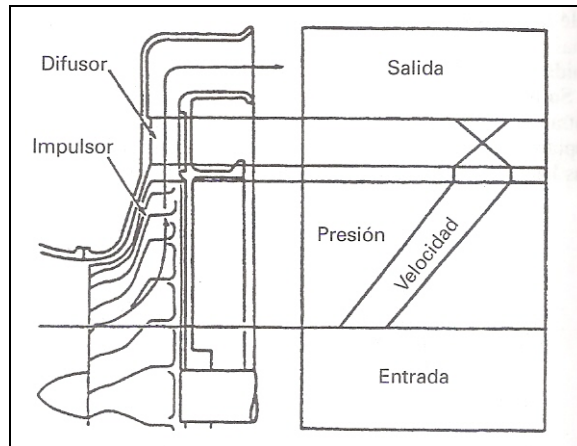


Figura 2.12. Evolución de presión y velocidad a través de un compresor centrífugo [8].

En general, los compresores centrífugos se emplean para conseguir relaciones de compresión más elevadas y caudales más bajos, en comparación con los compresores axiales, que producen relaciones de compresión más pequeñas y mayores caudales de descarga. La relación de compresión de un compresor centrífugo de un solo efecto varía, dependiendo de su ámbito industrial y de su aplicación; así, en la industria petroquímica la relación de compresión con un solo efecto es del orden de 1,2:1.

En la industria petroquímica los compresores centrífugos están constituidos, principalmente, por carcasas que encierran múltiples efectos de compresión como el

mostrado en la figura 2.13. En muchos casos se emplean carcasas independientes que albergan uno o más efectos, conectadas entre sí con intercambiadores de calor para un enfriamiento intermedio. Normalmente, estos compresores están accionados por turbinas de gas, turbinas de vapor y motores eléctricos. La mayoría de estas unidades operan entre 9.000-15.000 rpm. Existe una tendencia definida en la industria química a utilizar compresores de alta presión con presiones de descarga que van de 34,5 a 172 MPa (5.000 a 25.000 psig) y con capacidades de $8,5 \times 10^3$ a $42,5 \times 10^3$ m³/h (5.000 a 25.000 ft³/min). Este tipo de compresores requiere un diseño específico, así como un completo conocimiento de las características del gas. En la mayoría de los casos, para este tipo de aplicaciones se utilizan compresores centrífugos de tipo cilíndricos cuya construcción es sencilla y libre de mantenimiento lo que permite el funcionamiento continuo por largos períodos [8].

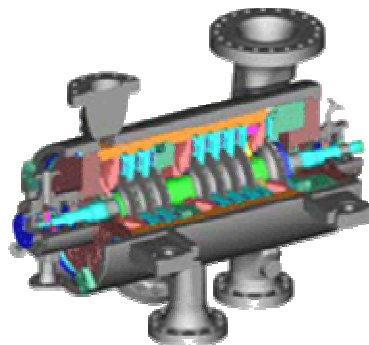


Figura 2.13. Corte transversal de un compresor centrífugo.

Entre las ventajas se pueden señalar [10]:

1. En el intervalo de 2.000 a 200.000 pie³/min., y según sea la relación de presión, este compresor es económico porque se puede instalar en una sola unidad.
2. Ofrece una variación bastante amplia en el flujo con un cambio pequeño en la carga.

3. La ausencia de piezas rozantes en la corriente de compresión permite trabajar un largo tiempo entre intervalos de mantenimiento, siempre y cuando los sistemas auxiliares de aceites lubricantes y aceites de sellos estén correctos.
4. Se pueden obtener grandes volúmenes en un lugar de tamaño pequeño. Esto puede ser una ventaja cuando el terreno es muy costoso.
5. Su característica es un flujo suave y libre de pulsaciones.

De todos los posibles problemas en los compresores centrífugos se puede deducir que la vibración es una manifestación evidente de que algo funciona mal. Por eso muchas unidades se equipan con instrumentación que monitorea de forma continua la posible vibración. Las frecuencias arrojadas pueden medirse y compararse con la que se obtiene de forma computarizada.

2.4.1.1. Compresores centrífugos de múltiples etapas

Cuando la carga requerida es muy grande para un solo impulsor, la solución lógica son dos o más impulsores en serie, que forman los compresores de etapas múltiples, que tienen muchas aplicaciones. El más común es el de carcasa dividida horizontalmente con impulsores en serie. En la figura siguiente se muestran los compresores de proceso.



Figura 2.14. Compresores de proceso de la planta Metor.

Los compresores centrífugos para altas velocidades tienen limitaciones mecánicas, debidas a la rigidez del eje y cojinetes, flexión del eje, velocidad crítica y problemas dinámicos con el rotor. Antes de seleccionar un compresor de etapas múltiples, hay que tener muy en cuenta el aumento de temperatura durante la compresión. Si las temperaturas de descarga son superiores a 350°F, se debe incluir algún sistema para enfriar el gas, con el fin de evitar el riesgo con los gases calientes de descarga o problemas con los materiales de construcción a altas temperaturas. Por lo general, se necesitan interenfriadores para los gases después de cada etapa, antes de que haya compresión adicional o después de cada cierto número de etapas. A

continuación se ofrece una breve descripción de los tres compresores de proceso centrífugos de Metor:

A. Compresor de gas de síntesis K-301

Este compresor se encarga de elevar la presión de $15,5 \text{ kg/cm}^2$ hasta 102 kg/cm^2 que es la necesaria para que ocurra la reacción de síntesis de metanol.

El compresor K-301 es un compresor centrífugo de tres etapas con enfriamiento a la salida de cada etapa y la potencia requerida es suministrada por una turbina de vapor (K-301T) como lo indica la figura 2.15.

Este equipo en particular posee una etapa de baja presión que succiona gas reformado, seguido de una turbina de vapor alimentada con vapor de alta presión que, transformando la energía térmica del vapor en energía cinética, proporciona el movimiento rotacional del eje. Le siguen después dos etapas de alta presión que llevan al gas reformado las condiciones deseadas de 102 kg/cm^2 .

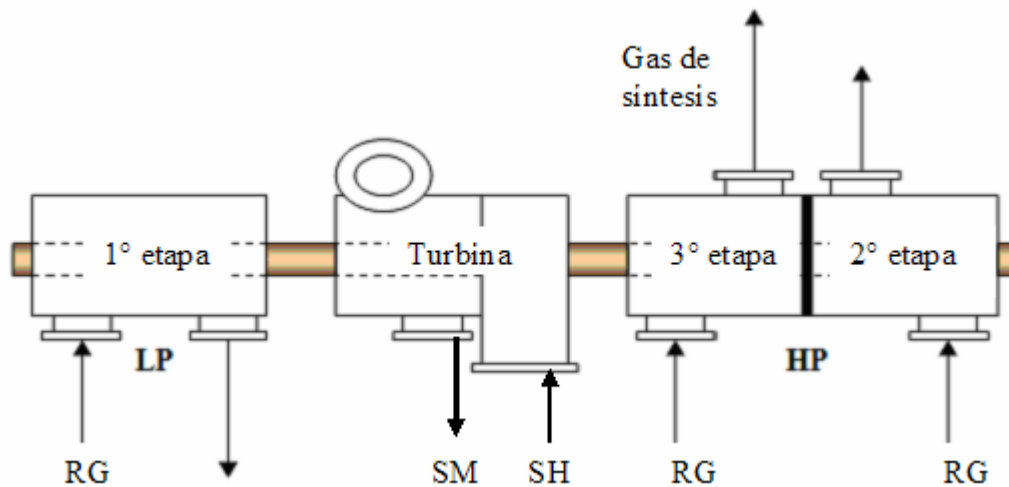


Figura 2.15. Esquema del compresor de síntesis K-301 y turbina K-301T.

Todos los compresores de proceso envían indicaciones de las variables más importantes de operación al DCS a través de sensores distribuidos estratégicamente. La figura 2.16 muestra la posición de cada uno de los sensores a estudiar.

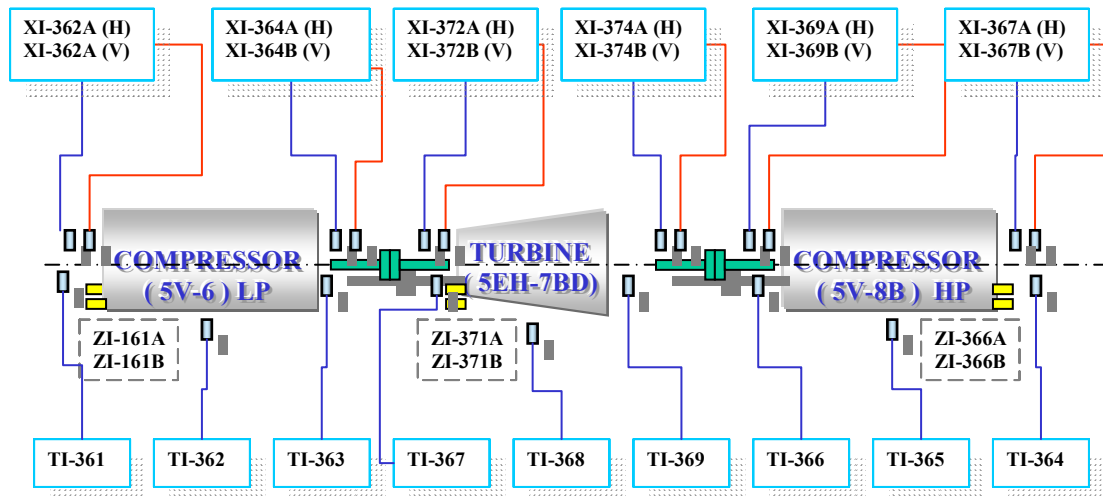


Figura 2.16. Esquema de ubicación de sensores de temperatura de cojinetes, desplazamiento axial y radial del compresor K-301 y turbina K-301T.

B. Compresor de gas natural K-101

El gas natural (NG) proveniente de Pequiven entra al proceso a $15,5 \text{ kg/cm}^2$, siendo esta presión insuficiente para garantizar el flujo de gas a través de los equipos en las secciones 100 y 200. Para acondicionarlo y ser llevada a gas natural de proceso (PNG), primero se pasa por un separador para retirar los condensados y componentes pesados. Luego se aumenta a la presión requerida por el proceso de reformación de 27 kg/cm^2 en el **compresor de gas natural K-101**, el cual posee un control de presión de descarga para mantener constante el valor de referencia. Este compresor centrífugo de una etapa es movido por una turbina a vapor de agua alimentado por un cabezal de vapor de media. La figura 2.17 muestra la posición de cada sensor de

temperatura de cojinetes (TI), desplazamiento axial (ZI) y radial (XI) del compresor K-101 y turbina K-101T.

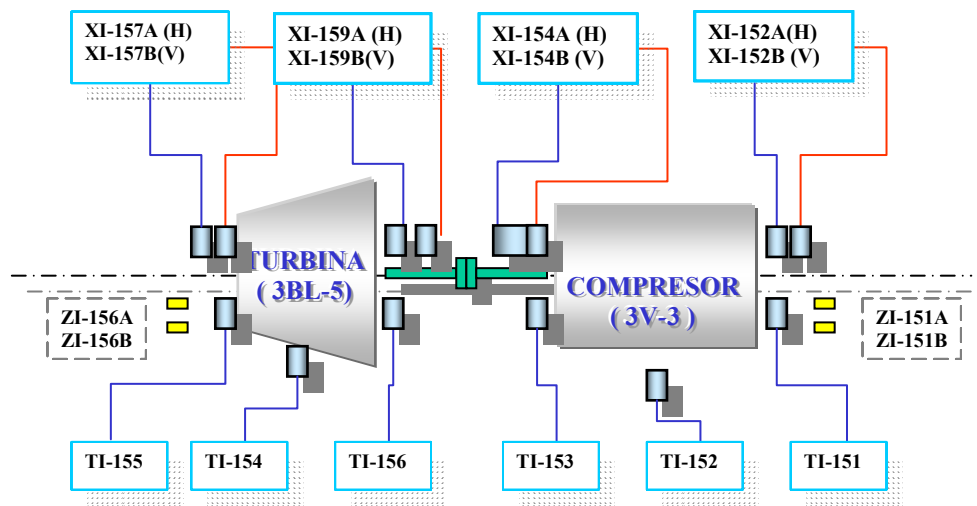


Figura 2.17. Esquema de ubicación de sensores de temperatura de cojinetes, desplazamiento axial y radial del compresor K-101 y turbina K-101T.

C. Compresor de recirculación K-302

El K-302 es un compresor centrífugo de una etapa donde se eleva la presión del gas de reciclaje desde $94,4 \text{ kg/cm}^2$ hasta $101,4 \text{ kg/cm}^2$ manteniendo una recirculación del gas residual en el lazo de síntesis. Este compresor es movido por una turbina que expande vapor de media presión. La figura 2.18 muestra la posición de cada uno de los sensores a estudiar.

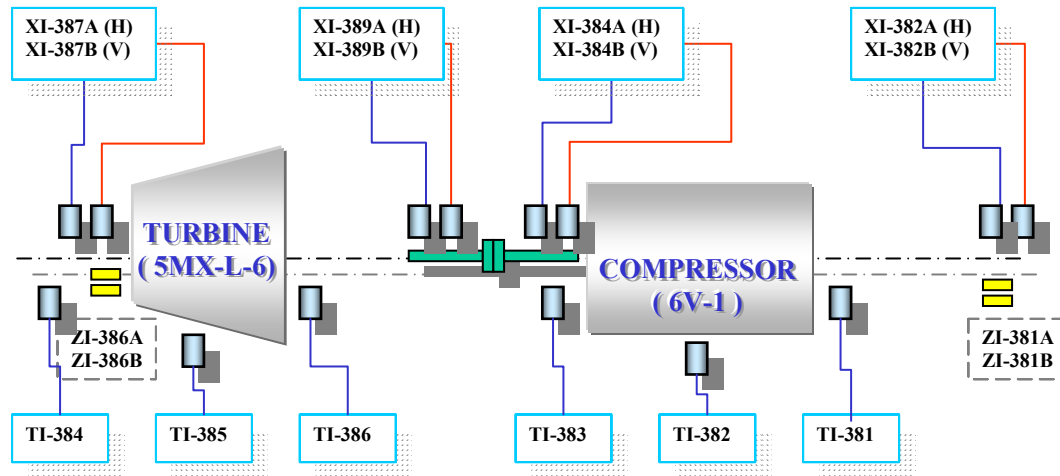


Figura 2.18. Esquema de ubicación de sensores de temperatura de cojinetes, desplazamiento axial y radial del compresor K-302 y turbina K-302T.

2.5. Generación de vapor

Las calderas se diseñan para producir vapor de agua, el cual a su vez es empleado en la planta Metor como materia prima en el proceso, como medio de calentamiento y como fluido para impulsar las turbinas de vapor. En cada caso, el objetivo está en conseguir el diseño más eficiente y fiable con un costo mínimo. Las calderas del mercado industrial se han planeado para quemar una amplia variedad de combustibles y operar a presiones hasta de 12,4 MPa (1.800 psi) y velocidades de vaporización hasta 455.000 kg/h (1.000.000 lb/h).

Se han ensamblado calderas de alta capacidad para operar en el intervalo de 4.500 kg/h (10.000 lb/h) hasta aproximadamente 250.000 kg/h (550.000 lb/h). Estas unidades se diseñan para trabajar a presiones hasta de 11,1 MPa (1.650 psig) y temperaturas de 783 K (950°F). Aunque las calderas se diseñan para trabajar con combustible gaseoso o líquido se tienen diseños para quemar carbón pulverizado. Los ingenieros prefieren utilizar el término generador de vapor en vez de caldera de vapor, porque el término caldera se refiere al cambio físico del fluido contenido,

mientras que generador de vapor cubre la totalidad del aparato en el que el cambio físico está teniendo lugar, pero en situación normal, ambos términos son básicamente lo mismo [8].

2.5.1 Clasificación de las calderas

Las calderas hoy en día se pueden clasificar basándose en varias características [9]:

A. Uso

Las calderas se clasifican normalmente por el servicio en particular que van a realizar. Habitualmente las calderas se clasifican en estacionarias, portátiles, de locomotora y marinas. Las calderas fijas se instalan permanentemente en un lugar en una posición fija. Las calderas móviles están ubicadas sobre un camión, barco y otro aparato móvil. La de locomotora es diseñada especialmente para vehículos de tracción autopropulsada. Y la caldera marina es una de tipo especial de cabezal bajo destinada para barcos de carga y pasajeros con una capacidad de vaporización inherente rápida.

B. Presión

- Caldera de alta presión o de potencia. Es aquella que genera vapor a una presión mayor a 15 psig (1,05 kg/cm²).
- Caldera de baja presión. Es una caldera de vapor que trabaja por debajo de 15 psig (1,05 kg/cm²) de presión o una caldera de agua caliente que funciona por debajo de 160 psig (11 kg/cm²) o 250 °F (121,1 °C).
- Caldera supercrítica o hipercrítica. Funciona por encima de la presión crítica absoluta de 3.206,2 psi (224,43 kg/cm²) y 705,4°F (374°C) de temperatura de saturación. A esta presión el vapor y el líquido tienen la misma densidad, lo que significa que el vapor está comprimido tan intensamente como el líquido, y al calentar esta mezcla por encima de la temperatura de saturación correspondiente, se

produce vapor seco sobrecalentado capaz de producir trabajo útil por su elevada presión. Las calderas supercríticas son de dos tipos: de paso directo y de recirculación.

C. Tipo de construcción

- Calderas de fundición. Son unidades de calefacción de baja presión construidas por sección de fundición a presión de acero, bronce o latón. Los tipos normales fabricados son clasificados por el modo en que se disponen o ensamblan las secciones de fundición por medio de conectores, determinando la existencia de tres tipos de calderas de fundición: calderas verticales de fundición, calderas horizontales de fundición y calderas pequeñas de fundición.
- Calderas de acero. Pueden ser de alta o de baja presión, y hoy en día son normalmente de construcción soldada y se dividen en dos clases:
 - Calderas de tubos de fuego o de humo. Los productos de la combustión pasa a través del interior de los tubos con el agua rodeándolos por el exterior.
 - Calderas de tubos de agua. El agua circula a través del interior de los tubos y los productos de combustión rodean los tubos por el exterior.

D. Fuentes de calor

El calor para calentar el agua y generar vapor puede derivarse de las siguientes fuentes:

- Combustión de combustibles sólidos, líquidos o gaseosos.
- Gases recuperables calientes de otras reacciones químicas.
- Energía eléctrica
- Energía nuclear.

E. Circulación

Las calderas se clasifican por su circulación, según sea natural, positiva (o forzada) o de un solo paso.

2.5.2 Sistema de generación de vapor utilizado en la planta Metor

El sistema de vapor ubicado en el área de servicios industriales de la planta Metanol de Oriente, representa uno de las utilidades más importantes para el funcionamiento óptimo del proceso de operación de la planta. El sistema consta de tres cabezales a diferentes condiciones (figura 2.19) y son las siguientes:

Presión

- Cabezal de vapor a alta presión 105 kg/cm²
- Cabezal de vapor a media presión 26 kg/cm²
- Cabezal de vapor a baja presión 3 kg/cm²

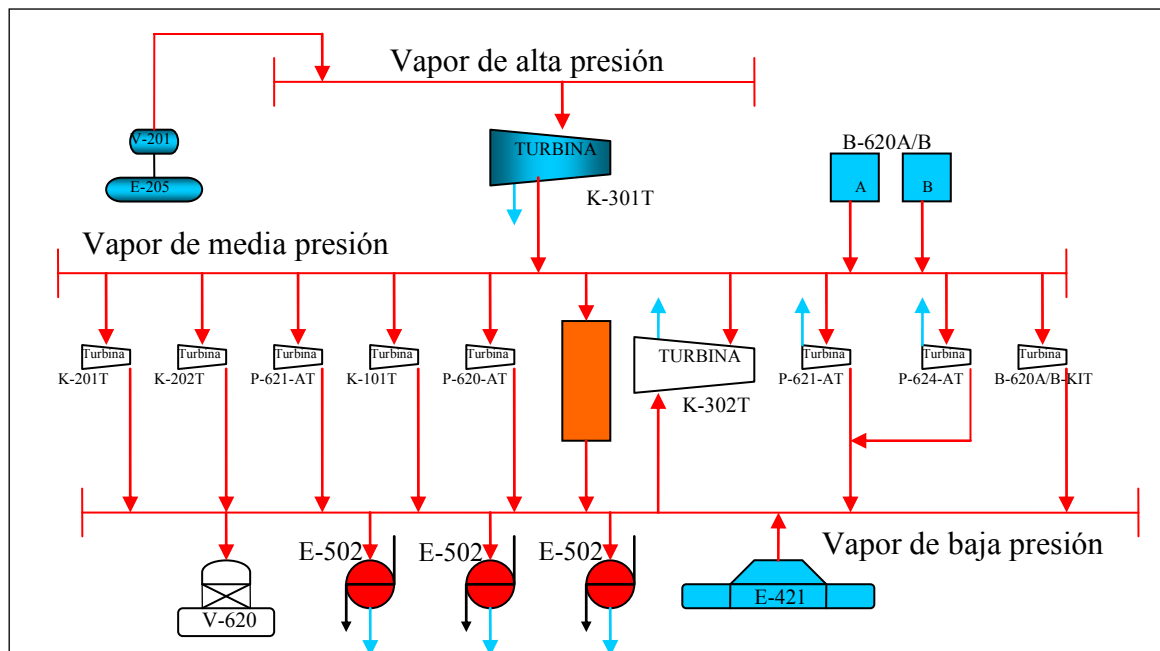


Figura 2.19. Diagrama de flujo del sistema de vapor, de la planta Metor [6].

El vapor de alta presión es generado por la caldera de recuperación de calor E-205 (figura 2.20) y su principal consumidor es la turbina de accionamiento al compresor de síntesis (K-301T), la cual suministra vapor al cabezal de media como vapor de extracción.

El vapor de media presión es suministrado principalmente desde las calderas auxiliares (B-620 A/B), las cuales permiten regular la presión en el cabezal de media presión. Una parte esencial de este vapor es usada como vapor de proceso para reformación y el resto es distribuido a turbinas y eyectores.

Los principales proveedores de vapor al cabezal de baja presión son la caldera de recuperación de calor E-421 y el vapor exhausto proveniente de las turbinas mencionadas anteriormente; dicho vapor es distribuido a través del desaireador (V-620), eyectores y los rehervidores de las columnas de destilación.

El sistema de vapor requiere del servicio del sistema de agua de alimentación a las calderas (BFW), la cual se distribuye desde el tanque de retención de agua desmineralizada (TK-620) al desaireador (V-620), posteriormente a través de la bomba P-620 y P-624 se provee de agua a las calderas para la generación de vapor. Es importante destacar que el condensado producido en el sistema es recuperado y reutilizado como BFW, a través de condensadores de superficie.



Figura 2.20. Caldera de vapor de alta presión E-205 y V-201 (domo superior).

En operación normal, la caldera de alta presión obedece a los controladores FC-214 (esclavo) que manipula el flujo de BFW al V-201 con 210 t/h a partir del controlador de nivel del V-201 LC-209 (maestro) con un valor de 35% y el indicador de flujo de vapor a la salida del domo superior FI-213 con un valor de 210 t/h aproximadamente. El LC-209 es el controlador maestro trabajando en cascada con el FC-214 le da apertura o cierre a la válvula FV-214 para aumentar o disminuir el nivel de líquido en el V-201 según sea el requerimiento, mientras que el indicador FI-213 solo es utilizado para compensación en los cálculos de cantidad de flujo necesario.

El vapor de alta presión proveniente del V-201 (domo superior de la caldera de alta) entra al intercambiador E-202A, donde se incrementa su temperatura para evitar la entrada de condensados al cabezal de alta presión (SH). El flujo de SH a la salida del E-202A pasa por el desobrecalentador D-201 el cual posee, un flujo de entrada de

agua de caldera (BFW), de menor temperatura que la del SH, a fin de que, en caso de incremento exagerado de temperatura a la salida del E-202B se pueda tomar acción de disminuirla. Este sistema es controlado por el TC-214 el cual, luego de medir la temperatura de salida de vapor de alta del E-202B manipula la válvula TV-214 ubicada en el desobrecalentador D-201 para inyectarle o no BFW al vapor y así regular su temperatura a la salida del intercambiador.

Una vez producido el vapor de alta presión por la caldera de alta presión E-205 y V-201 y los intercambiadores de calor E-202A/B, llega hasta el cabezal de vapor de alta presión. Este cabezal posee un controlador PC-207 el cual se utiliza para despresurizar la línea de vapor de alta. El transmisor de presión PT-207 se encuentra a la salida del E-202B y como elemento final de control tiene la válvula PV-207 ubicada en la línea de vapor hacia el silenciador SL-201. El controlador PC207 posee un punto de ajuste (SV) de 110 kg/cm^2 ; si la presión en la línea aumenta, éste envía una señal de apertura a la válvula PV-207 para ventear vapor por el SL-201. La estrategia de control para la producción de vapor de alta presión se observa en la figura 2.21.

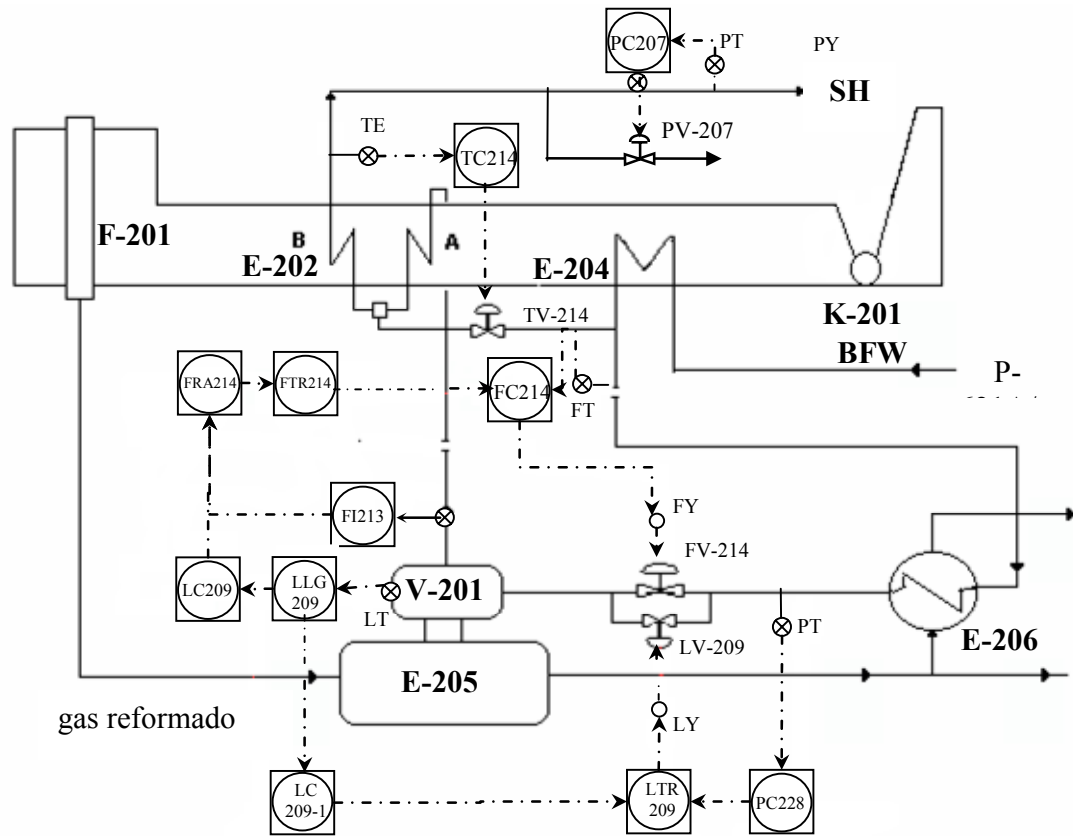


Figura 2.21. Estrategia de control de generación de vapor de alta presión.

2.6. Turbina de vapor

Una turbina de vapor es una turbomáquina que transforma la energía de un flujo de vapor en energía mecánica. Este vapor se genera en una caldera, de las que sale en unas condiciones de elevada temperatura y presión.

Las turbinas de vapor son un tipo específico de turbinas de expansión. El fluido siempre es vapor, lo cual permite diseñar la turbina con mucha exactitud, pues las propiedades del vapor a todas las presiones y temperaturas prácticas, son de sobra conocidas. Ofrecen la característica de velocidad variable, que es muy útil para

ahorrar energía al ser aprovechada en las unidades motrices de bombas, ventiladores y compresores. Si se instalan de modo que se pueda aprovechar su capacidad de velocidad variable, las turbinas de vapor permiten concordar los requisitos de energía con las cargas reales, y pueden ahorrar gran cantidad de energía en ciertas aplicaciones para procesos. Otra ventaja de las turbinas de vapor es su confiabilidad.

En una planta en que se genera vapor como una función del proceso, se considera que el suministro es muy confiable, pues no está sujeto a interrupciones, fallas o problemas de transmisión de la energía eléctrica y similares. De hecho, muchas veces se seleccionan turbinas de vapor para impulsar el equipo más crítico de la planta, que debe seguir funcionando en caso de interrupción o falla de la energía eléctrica. Al comparar el vapor con la electricidad, estos beneficios se deben tener en cuenta, además de los costos netos. De cualquier manera, las turbinas muchas veces son la opción más económica, pues los requisitos de balance del vapor para el proceso pueden indicar ahorros de energía desde su instalación.

En una turbina se observa el tamaño creciente de la trayectoria del vapor desde la entrada hasta la descarga. En este caso, la energía potencial del vapor se convierte en un chorro de alta velocidad en toberas estacionarias; el chorro se dirige hacia una hilera de paletas movibles que convierten la energía cinética del chorro en energía mecánica. Se utilizan dos tipos de etapas para esa conversión: etapas de impulsión o acción y etapas de reacción.

En las etapas de impulsión, la expansión del vapor sólo ocurre en las toberas estacionarias, y la energía cinética creada por esa expansión hace girar una hilera de álabes rotatorios. La presión del vapor permanece constante y su velocidad, con relación a los álabes, se reduce conforme avanza a lo largo de la hilera de paletas rotatorias. En las etapas de reacción, la expansión del vapor ocurre tanto en las hileras de paletas estacionarias, como en las hileras de las rotatorias. La presión del vapor se reduce y su velocidad con relación a las paletas, aumenta a medida que avanza por la

hilera rotatoria. Estos alabes son movidos por vapor de alta presión y temperatura ya que posee demasiada energía térmica, y si ésta se convierte en energía cinética en un número muy reducido de etapas, la velocidad periférica o tangencial de los discos puede llegar a producir fuerzas centrífugas muy grandes causando fallas en la unidad.

Las turbinas de una etapa tienen una sola tobera o un grupo de ellas, con una sola expansión del vapor. Son adecuadas para las aplicaciones más pequeñas, y su potencia puede ser desde unos cuantos HP hasta 2.500 HP aproximadamente en diseño estándar; se pueden lograr mayores potencias mediante diseños especiales para las condiciones del vapor. Las turbinas de etapas múltiples tienen dos o más expansiones por medio de grupos de toberas y, por lo general, se utilizan cuando se requiere mayor caballaje o más economía de vapor. Cuando el vapor de descarga o escape de cualquier turbina está a la presión atmosférica o a una presión mayor, la turbina se llama sin condensación. Cuando el vapor escapa a presión inferior a la atmosférica, se la llama de condensación [11].

2.6.1. Rendimiento mecánico y problemas de operación en turbinas de vapor

El rendimiento mecánico se comprueba generalmente mediante una prueba de funcionamiento en fábrica antes de su envío y posteriormente otra vez cuando ya está instalada en su lugar correspondiente. Lo siguiente es una enumeración de los diferentes apartados que consiguen un funcionamiento más suave y libre de vibraciones. El rotor debe ser equilibrado dinámicamente. Los cojinetes deben estar en línea y el juego de los sellos debe ser correcto. Una perturbación en la alineación puede originar un calentamiento desigual, y por tanto, una expansión en los soportes o tuberías. Una expansión excesiva en las tuberías o conductos o grandes esfuerzos sobre la turbina pueden originar graves problemas de vibración. Esto podría crear un par de abrazo o descargar los cojinetes, de tal forma que el accionamiento y la máquina arrastrada pueden quedar desalineados.

Aunque la mayoría de las turbinas tienen un registro de disponibilidad de 90 a 95% en 10 años, los problemas pueden aparecer en cualquier lugar; los mas comunes son las vibraciones, variaciones cíclicas en el regulador, vástago de válvulas que se agarrotan, fugas en las juntas, deformaciones por temperatura, erosión de los alabes, pérdida de potencia y problemas en los engranajes.

Un incremento en la vibración durante un determinado período de tiempo puede ser causado por la pérdida de alineamiento, la colocación de la bancada o el deterioro de la capacidad de expansión de algún elemento, como por ejemplo, una tubería o el pedestal. Otras causas pueden ser el desgaste de los dientes de un acoplamiento flexible, el rozamiento interno en la unidad o la pérdida de aceite o desgaste en los cojinetes. Las vibraciones en el arranque pueden ser ocasionadas por deformación debido a cambios bruscos de temperatura [11].

2.6.2. Turbinas de proceso en Metor

Los tipos de turbinas aplicados dependen primeramente del balance de vapor del proceso de la planta y en segundo término, se considera su fácil operación. Las figuras 2.22, 2.23 y 2.24 muestran el modelo de turbinas utilizadas por Metor para la producción de metanol cuyo fabricante es *Mitsubishi Centrifugal Compressors*.

- A. *K-101T* (figura 2.22). Este tipo de turbina es aplicada cuando es mucha la cantidad de vapor (presión simple) que es requerida para el proceso. Las siglas del modelo 3BL-5, indican que es una turbina en contrapresión y se leen de la siguiente manera:

3	B	L	5
Modelo de carcasa	Tipo de turbina de contrapresión	Presión de trabajo convencional	Número de etapas

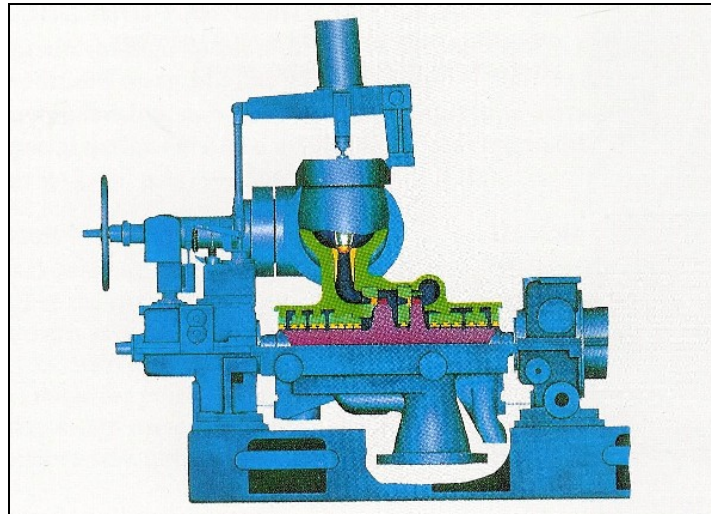


Figura 2.22. Turbina K-101T, modelo 3BL-5.

B. *K-302T* (figura 2.23). Este tipo de turbina es aplicada cuando existe suficiente vapor remanente del proceso y que puede ser usado en la turbina. Las siglas del modelo 5MXL-6 indican turbina mixta de condensación con admisión, se leen así:

5	MX	L	6
Modelo de carcasa	Tipo de turbina mixta	Presión de trabajo convencional	Número de etapas

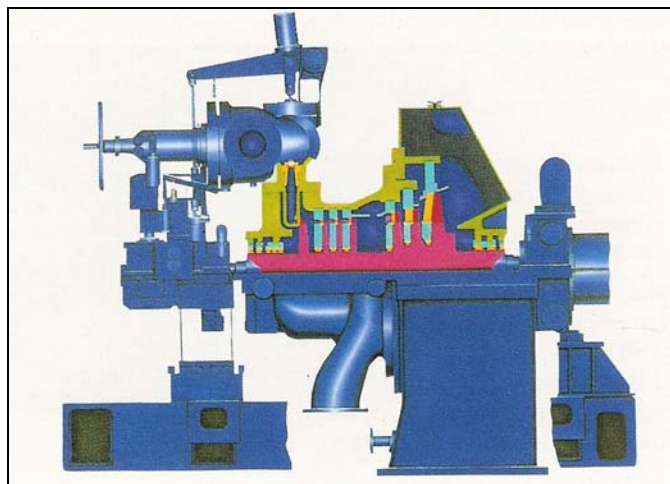


Figura 2.23. Turbina K-302T, modelo 5MXL-6.

C. *K-301T* (figura 2.24). Es aplicada cuando el vapor de presión convencional es requerido para el proceso. El vapor remanente en el proceso puede ser admitido de retorno por la turbina de admisión y condensación. Son diseñadas para mantener simultáneamente la presión de extracción y la velocidad de la máquina movida (compresor). Este equipo es responsable del manejo del compresor de gas de síntesis. Este usa vapor de alta como suministro de potencia y genera vapor de media y vapor exhausto (hacia el condensador). Las siglas del modelo 5EH-7BD indican que es una turbina de condensación con extracción y se interpretan de la siguiente manera:

5	E	H	7	BD
Modelo de carcasa	Tipo de turbina de extracción	Presión de trabajo alta	Número de etapas	En los dos extremos de su eje están acoplados compresores

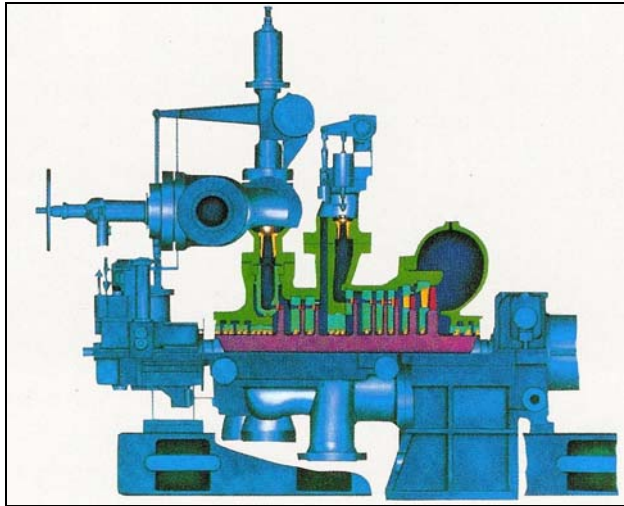


Figura 2.24. Turbina K-301T, modelo 5EH-7BD.

2.7. Vibraciones y su caracterización

La vibración se refiere a los movimientos oscilatorios de estructuras, sistemas mecánicos o componentes de estos. Por lo general, una vibración se caracteriza por el desplazamiento, velocidad o aceleración medida en uno o varios puntos del objeto de interés en dirección del interés específico. Un equipo rotativo es un sistema el cual esta formado por la masa del equipo, el anclaje, la base del montaje, el acople, etc.

La variación en el tiempo de una vibración puede comportarse de distintas maneras como lo señala la figura 2.25.

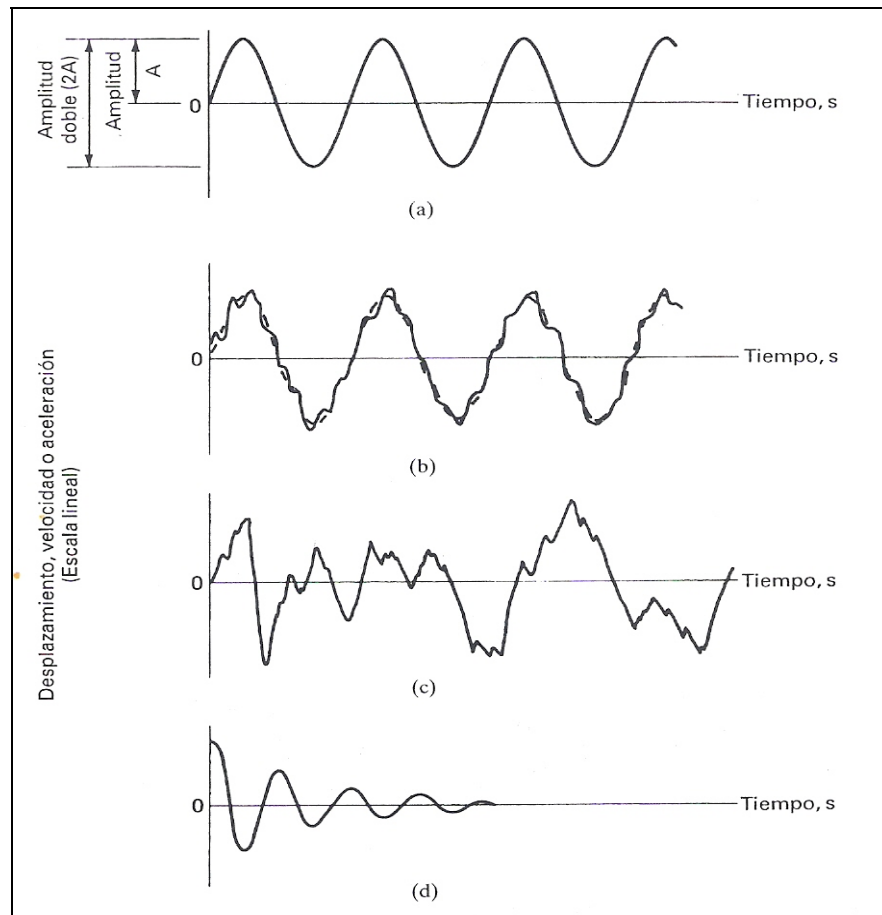


Figura 2.25. Registros característicos de vibraciones. (a) Vibración sinusoidal constante o armónica simple; (b) vibración constante de frecuencias múltiples; (c) vibración irregular (no periódica); (d) vibración transitoria amortiguada de una frecuencia única [11].

La forma más común es la aproximación a la curva sinusoidal o armónica simple. Las vibraciones forman curvas graficables desde la posición central hasta una desviación máxima llamadas amplitud. Las amplitudes pueden darse en unidades de desplazamiento, velocidades o aceleración, de acuerdo con el método en como se mida la vibración. El intervalo de tiempo T entre los picos sucesivos se llama período. El número de ciclos de vibración que ocurre en un segundo se llama

frecuencia, y por lo general se mide en hertz (Hz). A continuación se describen tres conceptos básicos de vibración:

- El desplazamiento de la vibración es la distancia total recorrida por la pieza vibrante de uno a otro límite extremo del recorrido y se mide en milésimas de pulgadas.
- La velocidad de la vibración es la velocidad máxima/pico que ocurre en los ciclos de los movimientos oscilatorios que tiene una pieza vibrante y se mide en pulg/s o mm/s.
- La aceleración de la vibración es el coeficiente de cambio de la velocidad y se hace más representativo cuando la pieza vibrante cambia de sentido a los extremos del recorrido, se mide en G'S.

En la práctica, es más probable que se obtenga una señal de frecuencia múltiple o vibración compleja lo que conlleva a sinusoidales más cortos (periodos más cortos) y, por lo general, amplitudes menores.

Las vibraciones son causadas siempre por fuerzas no estables, es decir, fuerzas que pueden ser oscilatorias en magnitud o dirección, o fuerzas que se aplican o se liberan en forma repentina. No siempre estas fuerzas se deben a causas mecánicas; en la práctica, muchas veces se encuentran también fuerzas electromagnéticas, aerodinámicas o relacionadas con los fluidos. Los ventiladores, sopladores, bombas y compresores tienden a generar vibraciones constantes, debido tanto al desbalanceo como a los pulsos repetitivos del fluido.

La vibración de una máquina puede reducir la vida de sus componentes, sobre todo de aquellos que están muy cargados. Los esfuerzos oscilatorios inducidos en las piezas de las máquinas, en los soportes, en la estructura de construcción, así como

también en la conexiones (tornillos de sujeción, tuberías, cables) tienden a producir fallas en ellos debido a la fatiga estructural. La necesidad de controlar la vibración surge donde quiera que existan efectos adversos debidos a las vibraciones. La cantidad de reducción necesaria depende de la vibración existente y del nivel en que esta es aceptable. En la mayor parte de los equipos sensibles, los fabricantes indican la cantidad de vibraciones que no deben excederse [11].

2.8. Balances de masa y energía para un volumen de control

La ley de la conservación de la masa para fluidos en procesos de flujo se expresa mediante la ecuación de continuidad. Esta ley permite determinar los flujos de los componentes de una corriente específica del sistema estudiado, a través de la relación con otras corrientes de entrada o salida del mismo con características ya conocidas. En sistemas donde ocurre reacción química la forma de la ecuación del balance de masa se escribe:

$$\textit{Entrada} + \textit{Generación} - \textit{Salida} - \textit{Consumo} = \textit{Acumulación} \quad (\text{Ec. 2.26})$$

donde los términos de generación y consumo se refieren a ganancias o pérdidas por reacciones químicas.

Para calcular las variaciones de energía que experimenta un volumen de control se aplica el primer principio de la termodinámica, que expresa lo siguiente: aunque la energía tome muchas formas, la cantidad total de energía es constante, y cuando la energía desaparece en una forma, aparece simultáneamente en otras formas. La ecuación general de energía para un volumen de control es:

$$\frac{dE_{vc}}{dt} = Q - W_s + \sum_e m_e \left(h_e + \frac{1}{2g_c} u_e^2 + \frac{g}{g_c} z_e \right) - \sum_s m_s \left(h_s + \frac{1}{2g_c} u_s^2 + \frac{g}{g_c} z_s \right)$$

(Ec. 2.27)

donde:

dE_{vc}/dt : variación de energía con respecto al tiempo

h : variación de entalpía (J/kg)

u : velocidad (m/s)

g : aceleración de gravedad (m/s^2)

g_c : factor de conversión ($kg \cdot m / kgf \cdot s^2$)

Z : altura

Q : calor transferido entre los límites del sistema y su medio (J/kg)

W_s : trabajo de eje o de flecha (J/kg)

La condición de régimen estacionario indica que no existen variaciones con respecto al tiempo, por tanto las ecuaciones 2.26 y 2.27 se pueden expresar de la siguiente manera:

$$\text{Entrada} + \text{Generación} = \text{Salida} + \text{Consumo} \quad (\text{Ec. 2.28})$$

$$Q - W_s + \sum_e m_e \left(h_e + \frac{1}{2g_c} u_e^2 + \frac{g}{g_c} z_e \right) - \sum_s m_s \left(h_s + \frac{1}{2g_c} u_s^2 + \frac{g}{g_c} z_s \right) = 0$$

(Ec. 2.29)

Para cualquier sistema o equipo específico se puede escribir:

- Un balance total de materia que incluya todo el sistema.
- Un balance de materia para cada componente químico (o para cada especie atómica si se requiere).

A través de un balance de energía se puede añadir a la información disponible otra ecuación general independiente.

2.9. Aplicación de las ecuaciones de conservación de masa y energía a dispositivos de interés industrial

A continuación se presentan las ecuaciones de conservación de masa y energía para diferentes unidades de proceso, siendo en este estudio el del horno reformador. Estas se obtienen a partir de las ecuaciones 2.28 y 2.29, introduciendo las simplificaciones que se indican en cada caso.

Consideraciones:

- Régimen estacionario, no existen variaciones con respecto al tiempo.
- No se realiza trabajo al eje ($W_{eje} = 0$)

Las ecuaciones generales de balance de masa y energía para este dispositivo son:

Ecuación de conservación de la masa:

$$\sum_e m_e = \sum_s m_s \quad (\text{Ec. 2.30})$$

Ecuación de conservación de la energía:

$$Q = -\sum_e m_e \left(h_e + \frac{1}{2g_c} u_e^2 + \frac{g}{g_c} z_e \right) + \sum_s m_s \left(h_s + \frac{1}{2g_c} u_s^2 + \frac{g}{g_c} z_s \right) \quad (\text{Ec. 2.31})$$

En aquellos sistemas donde los reactantes se transforman en producto y se transfiere calor al exterior, como es el caso de aquellos volúmenes de control donde

ocurren procesos de combustión, las ecuaciones de masa y energía se pueden expresar de la siguiente manera:

$$\text{Masa:} \quad m_p = m_a + m_b \quad (\text{Ec. 2.32})$$

$$\text{Energía:} \quad Q = m_a h_a + m_b h_b - m_p h_p \quad (\text{Ec. 2.33})$$

donde los subíndices a y b se refieren a los reactantes de la reacción, y el subíndice p a los productos.

La ecuación de energía puede representarse de la siguiente manera:

$$Q - W = \Delta E = \Delta U + \Delta C + \Delta EP \quad (\text{Ec. 2.34})$$

donde: Q : transferencia de calor a través del sistema.

W : trabajo neto realizado entre el sistema y su entorno, igual a cero.

$\Delta U, \Delta C, \Delta EP$: energía interna, cinética y potencial, respectivamente.

En los problemas prácticos de gran importancia a nivel industrial, algunos de los términos de la ecuación 2.34 pueden ser cero o tan pequeños que resultan insignificantes. La mayoría son sistemas cerrados estacionarios, es decir, no implican ningún cambio en su velocidad o en la elevación de su centro de gravedad durante el proceso, de modo que los cambios en la energía cinética y potencial son despreciables ($\Delta C = \Delta EP = 0$), quedando:

$$Q = \Delta E = \Delta U \quad (\text{Ec. 2.35})$$

Para sistemas cerrados sometidos a un proceso de presión constante y con acumulación igual a cero, la primera ley se expresa en función del cambio de entalpías a la entrada y salida del mismo.

$$Q = H_2 - H_1 \quad (\text{Ec. 2.36})$$

$$Q = \Delta H \quad (\text{Ec. 2.37})$$

Si ocurre reacción química, la ecuación 2.37 se expresa de la siguiente manera:

$$\sum H_{\text{salida}} - \sum H_{\text{entrada}} + \Delta H_{\text{reaccion}} = Q \quad (\text{Ec. 2.38})$$

en donde el calor de reacción, que se define como la cantidad de energía absorbida o desprendida en una reacción química, viene expresado como la diferencia entre la entalpía de los productos y los reactantes:

$$\Delta H_{\text{reaccion}} = \sum H^{\circ}_{\text{productos}} - \sum H^{\circ}_{\text{reactantes}} \quad (\text{Ec. 2.39})$$

En las reacciones de combustión, el calor de reacción estándar puede calcularse a partir de los calores de combustión estándar.

2.10. Control automático de procesos

En los inicios de la era industrial el control de los procesos se llevó a cabo mediante tanteos basados en la intuición y en la experiencia acumulada. Un caso típico fue el control de acabado de un producto en el horno; el operario era realmente el “instrumento de control” que juzgaba la marcha del proceso. Más tarde, el mercado exigió mayor calidad en las piezas fabricadas lo que condujo al desarrollo de teorías para explicar el funcionamiento del proceso, de las que derivaron estudios analíticos que a su vez permitieron realizar el control de la mayor parte de las variables de interés en los procesos.

Los procesos se controlan con mayor precisión para dar productos más uniformes y de alta calidad, mediante la aplicación del control automático, lo cual representa con frecuencia mayores ganancias. Además los procesos que responden con mucha rapidez al control realizado por operadores humanos se pueden regular de manera automática. El control automático tiene también ventajas en ciertas operaciones remotas, peligrosas o rutinarias. Puesto que el beneficio del proceso es por lo común la ventaja más importante que se busca al aplicar el control automático, la calidad del control y su costo se deben comparar con los beneficios económicos esperados y los objetivos técnicos del proceso. Los beneficios económicos incluyen la reducción de los costos de operación, mantenimiento y producto fuera de especificaciones, junto con el mejoramiento de la funcionalidad del proceso y una mayor producción [5].

2.10.1. Sistema *Interlock*

La planta debe ser inmediatamente parada para prevenir o minimizar daños si algún problema puede incurrir en afectación a personal o equipos. Esta sección describe el sistema “*Interlock*” distribuido en la planta y operado por medio del DCS a fin de evitar variaciones desfavorables y que acciones deben tomar los operadores para proceder de manera segura con la parada del equipo, sección o planta.

El sistema de *interlock* es básicamente sistemas de parada, que están designados para salvaguardar toda la planta o cada sistema (unidad) de problemas mayores. Los operadores deben entender las funciones envueltas en este sistema, para que puedan responder adecuadamente a situaciones de emergencia diferentes a las planteadas por diseño.

2.10.1.1. Filosofía básica del sistema *interlock* de una planta de metanol

Las emergencias en una planta de metanol están divididas en los siguientes grupos:

- Condiciones anormales de proceso.
- Fallas de servicios.
- Accidentes causados por desastres tales como terremoto, fuego o explosión.

Cuando en una planta de metanol se presenta una parada de emergencia, el personal de operaciones debe prestar atención especial a los siguientes puntos:

- Evitar el sobrecalentamiento y rápido enfriamiento de las partes de los equipos que operan a alta temperatura tal como los tubos del reformador, los *pig tail* y los colectores del mismo equipo.
- Evitar la oxidación de los catalizadores de desulfuración, reformación y síntesis de metanol.
- Parar el compresor de gas de síntesis, despresurizar la carcasa del compresor y enfriar los cojinetes.
- Detener la reacción de síntesis de metanol.
- Cortar el calor suministrado a la sección de destilación.

Para alcanzar los objetivos antes mencionados se toman las siguientes acciones:

- Suministro continuo de vapor al reformador, manteniendo en servicio las calderas auxiliares para suplir el vapor a la planta.
- Se debe reducir la presión de los equipos que contiene catalizadores manteniendo esta sobre la presión atmosférica con gas de proceso o gas inerte.
- Reducir urgentemente la presión de la carcasa de gas de síntesis y suministrar en forma continua aceite de lubricación.
- Reducir rápidamente la presión de la sección de síntesis para parar la reacción de síntesis de metanol.

- Parar suministro de calor en destilación.

El sistema *interlock* esta diseñado para que ejecute estas acciones de forma segura y controlada.

Las señales de las válvulas en el sistema *interlock* están divididas en dos grupos que permiten la opción de manipulación o automatización de la válvula hasta tanto sea reestablecida la condición que ocasiono la parada. A estas válvulas se les nombra en dicho sistema como válvulas de reset A o válvulas de reset B. Las primeras no pueden ser manipuladas por el operador en la sala de control mientras permanezca la situación que activó la secuencia, mientras que el segundo grupo de válvulas se pueden modificar aun cuando dicha situación no esté reestablecida. Esto se hace por motivos de seguridad.

2.10.1.2. Tipos de parada de planta

Las paradas de planta se clasifican en programada y no programada. La parada programada es aquella parada de planta que se realiza de manera planificada (mantenimiento general, deterioro gradual de equipos mayores, indisponibilidad de servicio y fuerzas mayores), tomando en cuenta la magnitud del trabajo, tiempo de ejecución del trabajo, recursos, repuestos entre otros. La parada no programada es aquella parada que ocurre de manera inesperada, en las cuales actúa el sistema de protección de la planta (*interlock*) para garantizar la parada segura de los equipos, y evitar daños en los mismos.

Si la planta presenta irregularidades o desviaciones a su operación habitual, generando así situación de inestabilidad y peligro en el proceso, la planta debe ser inmediatamente parada para prevenir o minimizar daños tanto al personal como a los equipos y calidad de producción. Las paradas ocasionadas mediante el sistema de *interlock*, se clasifican en parada de planta total y parada de planta de proceso.

○ *Parada de planta total*

Es debida a perturbaciones serias tales como fuga riesgosa de gas, fuego u otro incidente catastrófico. La secuencia se activa por el operador desde la sala de control ocasionando la caída de todas las unidades de proceso y servicio exceptuando el sistema de mechurrio, incluso, el generador de emergencia puede ser sacado de servicio si es necesario.

○ *Parada de planta de proceso*

Se origina por la salida del control de operación de la planta, tal como una falla del Sistema de Control Distribuido (DCS). También se acciona cuando alguna de las fuentes de servicio de operación de la planta falla: caída de las calderas auxiliares (vapor), falla de energía eléctrica o de aire de instrumentos.

La secuencia se activa automáticamente cuando se dan las causas antes mencionadas o en forma manual por el operador en la sala de control. Cuando esta es activada se acciona la caída de la mayoría de las unidades [5]:

- El suministro de gas natural (NG), que luego será gas natural de proceso (PNG), es cortado a la planta, y el que queda en las líneas es venteado al mechurrio.
- El compresor de gas natural sale de servicio.
- Se corta el suministro de PNG al reformador y se alimenta vapor de media presión al mismo proveniente de las calderas auxiliares con el fin de proteger el catalizador y los tubos del reformador del sobrecalentamiento.
- Se corta el suministro de combustible al reformador, manteniendo en operación continua los ventiladores de tiro forzado e inducido.
- La caldera de recuperación de calor de gas reformado se mantiene en operación aunque ésta disminuya la cantidad de vapor generado.

- Se corta la alimentación de gas reformado a los rehervidores que operan con dicho gas en la sección de destilación.
- Se cae el compresor de gas de síntesis, aislándose la sección de reformación y la de síntesis.
- Se ventea hacia el mechurrio el gas de lazo de síntesis con el fin de parar la reacción de síntesis de metanol.
- Se detiene el suministro de calor a la sección de destilación y se cierran todas las válvulas de control mediante la señal de parada.

En la figura 2.26 se muestra un esquema de secuencia de las secciones afectadas en la planta cuando se activa la parada de planta total y la parada de planta de proceso.

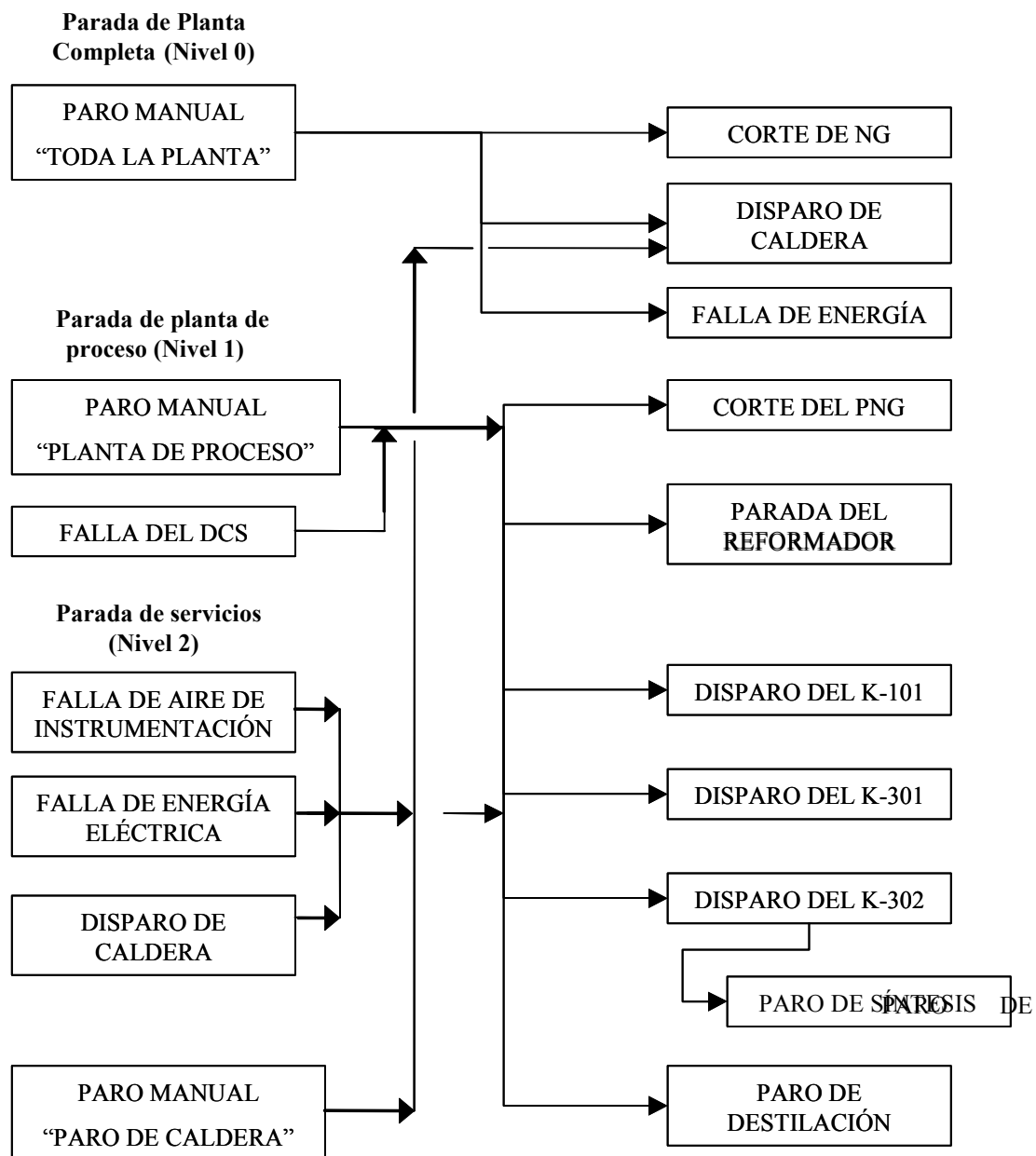


Figura 2.26. Diagrama de flujo del sistema de parada de planta.

2.10.1.3. Parada de sistemas o unidades

Se debe a la superación de los límites de operación o fallas mecánicas. La secuencia de cada unidad o sistema se activa automáticamente si se presenta una anomalía especificada en el sistema *interlock* o la puede accionar el operador en la sala de control. Si una unidad se cae puede que se active la parada de otras unidades para minimizar o prevenir que se afecte severamente o dañe la planta.

El sistema en Metor está clasificado en 4 niveles según la severidad de la causa anormal, y están interconectadas unas a otras:

- Nivel 0. Parada completa de la planta debido a serios problemas como fuga peligrosa de gas, fuego o algún otro incidente catastrófico.
- Nivel 1. Parada de la planta de proceso debido a pérdida de control de operaciones de la planta tales como falla en el DCS.
- Nivel 2. Parada del área de servicios debido a pérdida de fuentes de servicio para la operación de la planta, tales como falla en la unidad de aire de instrumentos, disparo de la caldera o falla eléctrica.
- Nivel 3. Parada de unidad por colapso operacional o falla mecánica.

Los niveles 0, 1 y 2 deben ser controlados desde sala de control por los operadores, situación que no es necesaria en el nivel 3, ya que esta puede ser activada automáticamente por el sistema *interlock*.

○ *Secuencia del sistema de parada (nivel 3)*

La secuencia de cada sistema (unidad) puede ser activada en la sala de control por el operador, o activada automáticamente. Si una de las anomalías definidas anteriormente ocurre, entonces la unidad es disparada. Adicionalmente, si una unidad es disparada, otras unidades también lo harán dependiendo de la lógica a la cual fueron programadas para minimizar o proteger la planta de influencias severas o

daños. Para los equipos estudiados, las secuencias de parada se representan en las figuras 2.27, 2.28, 2.29 y 2.30.

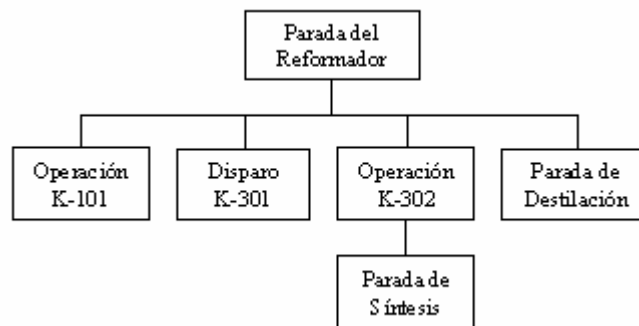


Figura 2.27. Secuencia de parada del reformador.

Nota: El venteo de emergencia no actúa en la sección de síntesis.

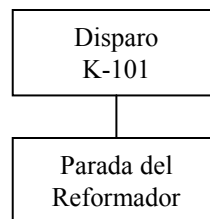


Figura 2.28. Secuencia de paro del K-101 (booster de NG).

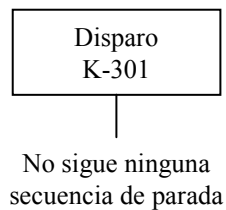


Figura 2.29. Secuencia de paro del K-301 (compresor de gas de síntesis).

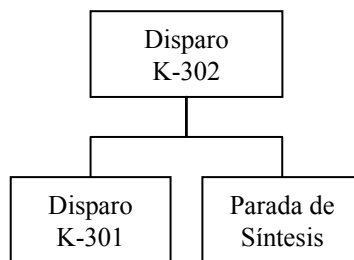


Figura 2.30. Secuencia de disparo del K-302 (recirculador).

2.11. Otros términos relacionados a metor

Absorbedores de azufre. Equipo capaz de remover azufre de corriente gaseosa mediante la adsorción sobre un relleno catalítico específico, en este caso el ZnO.

Agua desmineralizada. Agua libre de materia orgánica e iones utilizada para generar vapor.

Columnas de destilación. Equipos cilíndricos en los cuales, mediante una fuente de energía externa, se logra la separación de 2 compuestos de puntos de ebullición diferentes, obteniéndose por el tope el de menor punto de ebullición y por el fondo el otro componente.

DCS. Sistema de control distribuido (*Distributed Control System*). Se refiere al sistema computarizado que recibe y procesa la información enviada por la instrumentación de campo, y ejerce acciones automáticas de control del proceso de producción de metanol.

Desgasificador. Equipo diseñado para la eliminación de gases, como dióxido de carbono, disuelto en el agua de alimentación a los trenes de desmineralización.

Exaquantum. Sistema automático de adquisición de datos de proceso que trabaja bajo formulas de programación en Excel. Para la realización de las evaluaciones es necesaria la obtención de datos de proceso, los cuales son suministrados principalmente por este sistema.

Gas natural (NG). Mezcla formada por hidrocarburos tales como: metano, etano, propano, butano, pentano, hexano, además contiene cierta cantidad de dióxido de carbono y azufre en pequeñas cantidades.

Gas natural combustible (FNG). Gas natural destinado como combustible para el horno reformador, calderas auxiliares e incinerador.

Gas de purga (PG). Mezcla formada por hidrocarburos livianos (mayormente metano) e hidrógeno que no reaccionaron en el proceso de reformación y síntesis del metanol. Parte de ello es purgado del lazo de síntesis para evitar su aumento de concentración.

Gas de purga combustible (FPG). Gas de purga destinado como combustible principal para el horno reformador.

Gas natural de proceso (PNG). Mezcla formada por hidrocarburos, óxidos de carbono e hidrógeno. Este gas se encuentra libre de azufre.

Gas reformado (RG). Mezcla obtenida de la descomposición del gas natural. Básicamente el gas reformado esta formado por óxidos de carbono e hidrógeno.

Horno reformador. Equipo en el cual se transforma el gas natural en hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono.

Interlock. Secuencia lógica que se ejecuta de forma automática en el DCS ante cualquier evento, previamente establecido (secuencia o *interlock* de arranque o de parada de equipos, de planta, etc.).

Metanol crudo. Mezcla compuesta básicamente de metanol y agua, producto de la reacción de síntesis de metanol a partir de CO, CO₂, e H₂. Además contiene impurezas como etanol, propanol, acetona, etc., en pequeñas cantidades.

Metanol producto. El metanol es un compuesto orgánico, perteneciente a la familia de los alcoholes y es el más simple de ellos, su formula química es CH₃OH y se le conoce también como alcohol metílico.

Reactor de síntesis. Equipo en el cual se obtiene un producto deseado a partir de ciertos reactantes y bajo ciertas condiciones operacionales. En este caso el CO, CO₂ e H₂ a ciertas condiciones de presión y temperatura, y en presencia de un catalizador específico se transforma en metanol.

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL TRABAJO

3.1 Determinación de los valores de activación de los interlocks del horno reformador

Para la evaluación del sistema de protección del horno reformador (F-201) de la planta Metanol de Oriente, Metor S.A., se hicieron revisiones bibliográficas e inducción teórico-práctica así como inspecciones de campo de las unidades de proceso de la planta y se consolidaron en forma de tablas las condiciones operacionales del horno reformador necesarias para el desarrollo de los balances de masa y energía del reformador, tomando en cuenta las condiciones de diseño y de operación de los equipos. Los resultados de los balances de masa proporcionaron información relevante para la determinación de los valores de activación de los *interlocks*.

Para llevar a cabo la evaluación en el horno reformador (F-201) se caracterizaron las principales corrientes de entrada y salida y sus condiciones de presión y temperatura. Las variables utilizadas para realizar dicha caracterización se muestran en la tabla 3.1.

Tabla 3.1. Variables y sus indicadores utilizados para el desarrollo de los balances de materia y energía en el horno reformador.

Descripción	Identificación en DCS	Unidad
Temperatura a la entrada PNG del F-201	TI-205	°C
Temperatura a la salida RG del F-201	TC-207	°C
Temperatura a la entrada FNG del F-201	TI-216	°C
Temperatura a la entrada FPG del F-201	TI-215	°C
Temperatura a la entrada aire del F-201	TI-228	°C
Temperatura a la salida gases de combustión	TI-226	°C
Temperatura a la salida del E-222	TI-203	°C
Flujo de gas natural de procesos (PNG)	FC-201	kNm ³ /h
Flujo de gas natural de proceso saturado	FI-203	kNm ³ /h
Composición del gas natural de proceso (PNG)	QI-201	%molar
Composición del gas reformado (RG)	QI-206	%molar
Flujo de gas de purga combustible (FPG)	FI-210	kNm ³ /h
Flujo de gas natural para combustible (FNG)	FC-211	kNm ³ /h
Composición del gas natural combustible	QI-121	%molar
Flujo de aire combustible	FC-212	kNm ³ /h

Tabla 3.1. Variables y sus indicadores utilizados para el desarrollo de los balances de materia y energía en el horno reformador (continuación).

Descripción	Identificación en DCS	Unidad
Flujo de vapor al F-201	FC-204	t/h
Composición de oxígeno en gas de combustión	QI-207	v/v
Composición gas de purga combustible (FPG)	QI-401	% molar
Presión a la entrada PNG del F-201	PI-204	kg/cm ²
Presión a la salida RG del F-201	PI-205	kg/cm ²
Presión a la entrada FNG del f-201	PT-209	kg/cm ²
Presión a la entrada FPG del F-201	PT-208	kg/cm ²
Presión a la entrada aire del F-201	PT-215	kg/cm ²
Presión a la salida gases de combustión	PC-212	kg/cm ²
Presión a la salida del E-222	PT-202	kg/cm ²

El horno reformador tiene en su lado proceso una entrada de PNG, el cual va a ser reformado. Antes de entrar al saturador (E-222) la corriente de PNG es analizada (QI-201), luego a la salida del intercambiador E-201 su temperatura es medida (TI-205) y finalmente se le inyecta el vapor de agua requerido (FC-204) buscando una óptima relación vapor/carbono para ser introducido dentro del reformador previa medición de temperatura (TI-205). A la salida, ya como RG, se vuelve a medir tanto la temperatura (TC-207) como su composición (QI-206), (donde es evaluada la eficiencia del proceso de reformación por la fuga de metano que posea esta corriente de salida).

En el lado combustión es muy importante controlar la cantidad de calor que se esta generando, para lo cual se miden: los flujos de entradas de FNG (FC-211), FPG (FI-210) y aire (FV-212), las temperaturas de entrada de los gases combustibles FNG (TI-216) y FPG (TI-215), y sus composiciones (QI-201 y QI-401), la temperatura del

aire de combustión (TI-228) y la temperatura a la salida de los gases de combustión (TI-226) junto con la composición de oxígeno en dicho gas (QI-207).

Los flujos de todas las corrientes que intervienen en el horno reformador fueron determinados en momentos operacionales regulares, libres de perturbación, así como los requerimientos energéticos para la reformación. Esta parte del estudio se fundamenta en generar un resumen de las condiciones actuales de operación del horno reformador para compararlas con las condiciones de diseño y así establecer las desviaciones existentes. Para ello se realizaron todos los cálculos basados en un mismo esquema de balance (figura 3.1).

El espacio de tiempo tomado para la evaluación actual del F-201 fue de un día, viendo que sus valores son comparables con respecto al mes de operación, y para hacerlos más significativos se tomo un promedio de las 24 horas para efectuar los cálculos pertinentes, ésto por no tener variaciones apreciables. Se tomó ventaja que 3 semanas antes hubo una parada de planta por problemas con un compresor de proceso (K-301) lo que no afectó de ninguna manera el funcionamiento del horno al momento del arranque, y para aprovechar este tiempo se hizo mantenimiento a varios equipos como el E-205, R-101, R-102 A y B, etc., lo cual mejora la eficiencia del proceso.

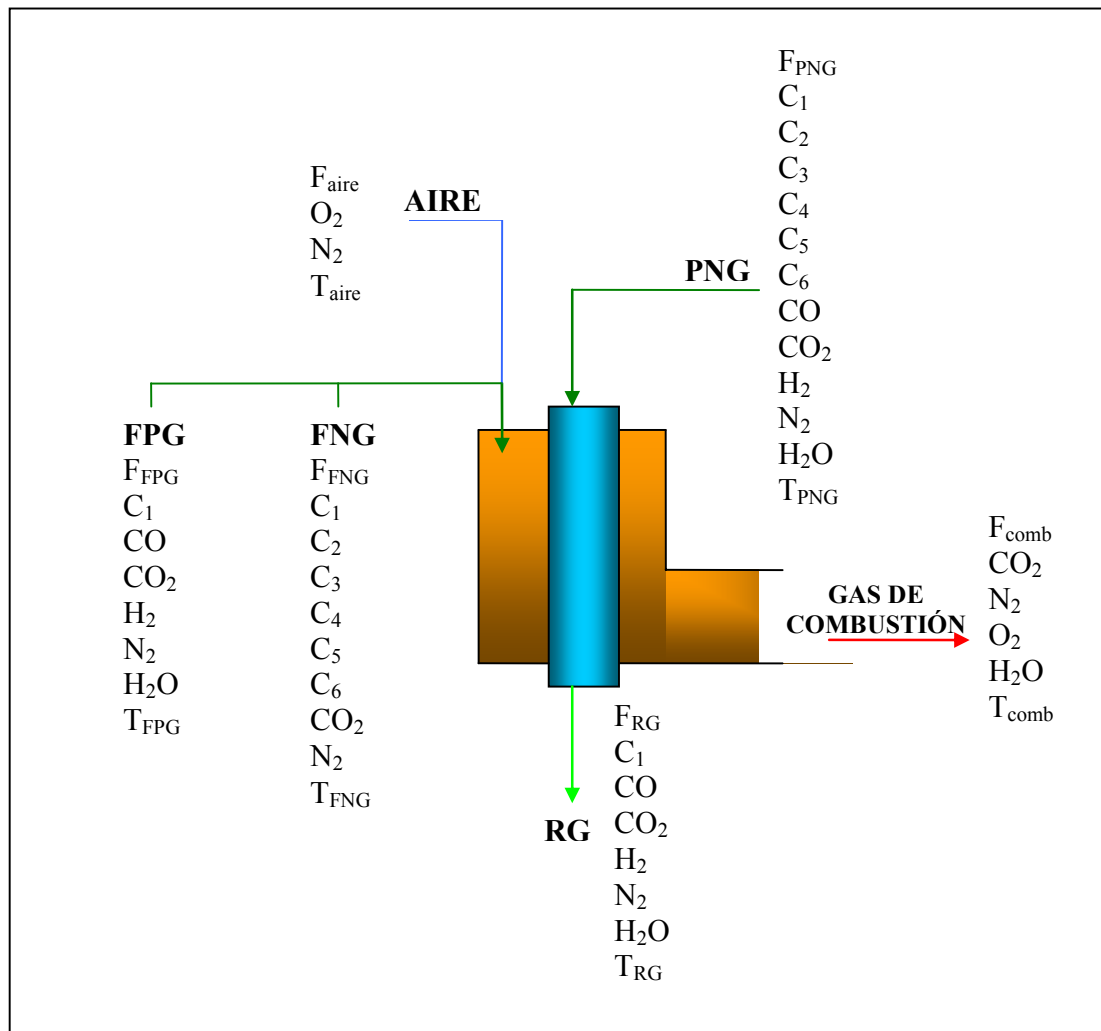


Figura 3.1. Esquema de las corrientes que intervienen en el horno reformador (F-201) en el lado proceso y en el lado combustión.

En la tabla 3.2 se presentan los flujos de entrada y salida del F-201. En las tablas 3.4 y 3.9 están caracterizadas las corrientes principales en base seca que intervienen en el horno reformador para el día 10 de marzo de 2008, leídas por los analizadores de composiciones correspondientes para cada una de estas corrientes. Los valores arrojados por estos analizadores se utilizaron para realizar los balances de materia e identificar que cantidad de oxígeno es requerido en el lado combustión,

cuales serian sus puntos máximos y mínimos de disparo y la óptima relación vapor/carbono en el lado proceso.

Tabla 3.2. Flujos de entrada y salida e identificación de las corrientes que intervienen en el F-201 para el día 10 de marzo de 2008.

Corrientes	Identificación en DCS	Flujo	Flujo (kgmol/h)
PNG	FC-201	73,577 kNm ³ /h	3.282,64
PNG saturado	FI-203	114,736 kNm ³ /h	5.125,28

Tabla 3.2. Flujos de entrada y salida e identificación de las corrientes que intervienen en el F-201 para el día 10 de marzo de 2008 (continuación).

Corrientes	Identificación en DCS	Flujo	Flujo (kgmol/h)
Vapor de agua	FC-204	132,977 t/h	7.381,050
Aire de combustión	FC-212	360,071 kNm ³ /h	16.064,56
FPG	FI-210	50,624 kNm ³ /h	2.258,59
FNG	FC-211	14,838 kNm ³ /h	661,997

En la tabla 3.3 se muestran todas las reacciones involucradas dentro del horno reformador, tanto en el lado proceso como en el lado combustión.

Tabla 3.3. Reacciones llevadas a cabo dentro del horno reformador en el lado proceso y el lado combustión.

	Reactivos	↔	Productos
Lado proceso	$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$	↔	$\text{CO} + 3\text{H}_2$
	$\text{CO} + \text{H}_2\text{O}$	↔	$\text{CO}_2 + \text{H}_2$
	$\text{C}_2\text{H}_6 + 2\text{H}_2\text{O}$	↔	$2\text{CO} + 5\text{H}_2$
	$\text{C}_3\text{H}_8 + 3\text{H}_2\text{O}$	↔	$3\text{CO} + 7\text{H}_2$
	$\text{C}_4\text{H}_{10} + 4\text{H}_2\text{O}$	↔	$4\text{CO} + 9\text{H}_2$
	$\text{C}_5\text{H}_{12} + 5\text{H}_2\text{O}$	↔	$5\text{CO} + 11\text{H}_2$
	$\text{C}_6\text{H}_{14} + 6\text{H}_2\text{O}$	↔	$6\text{CO} + 13\text{H}_2$
Lado combustión	$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2$	↔	$\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$
	$\text{C}_2\text{H}_6 + 7/2\text{O}_2$	↔	$2\text{CO}_2 + 3\text{H}_2\text{O}$
	$\text{C}_3\text{H}_8 + 5\text{O}_2$	↔	$3\text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O}$
	$\text{C}_4\text{H}_{10} + 13/2\text{O}_2$	↔	$4\text{CO}_2 + 5\text{H}_2\text{O}$
	$\text{C}_5\text{H}_{12} + 8\text{O}_2$	↔	$5\text{CO}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$
	$\text{C}_6\text{H}_{14} + 19/2\text{O}_2$	↔	$6\text{CO}_2 + 7\text{H}_2\text{O}$
	$\text{CO} + 1/2\text{O}_2$	↔	CO_2
	$\text{H}_2 + 1/2\text{O}_2$	↔	H_2O
	$\text{CH}_3\text{OH} + 3/2\text{O}_2$	↔	$\text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$

3.1.1. Balances de masa en el reformador, lado de proceso

La resolución del balance de masa en el reformador, lado proceso, permitió conocer la composición del gas reformado. Se conoce el flujo y la composición de gas natural de proceso (PNG), observado en las tablas 3.2 y 3.4 respectivamente.

Tabla 3.4. Composición molar promedio base seca e identificación de las corrientes PNG y RG del F-201 lado proceso para el día 10 de marzo de 2008.

Componentes	PNG		RG	
	Identificación en DCS	%mol	Identificación en DCS	%mol
CH ₄	QI201-1	80,8263	QI206-1	3,4813
C ₂ H ₆	QI201-2	7,0831	-	-
C ₃ H ₈	QI201-3	0,2773	-	-
C ₄ H ₁₀	QI201-4	0,0000	-	-
C ₅ H ₁₂	QI201-5	0,0000	-	-
C ₆ H ₁₂	QI201-6	0,0000	-	-
CO	QI201-7	1,1793	QI206-2	14,6568
CO ₂	QI201-8	6,7354	QI206-3	8,5789
H ₂	QI201-9	3,8985	QI206-4	73,2385
N ₂	QI201-10	0,0000	QI206-5	0,0441

El vapor de agua en el PNG se divide en dos partes. Primero el gas seco (PNG) es introducido en el saturador (E-222), donde es puesto en contacto directo en contracorriente con un flujo de agua, donde va a ser humedecido arrastrando parte del agua en forma de vapor. Este método solo contribuye con aproximadamente un 20% del vapor de agua necesario en el horno reformador. Existen tres métodos para calcular el agua que se evapora en el E-222.

- I: Método de la ecuación de flujo
- II: Método de la ecuación de nivel
- III: Entrada manual del flujo de agua evaporada en el E-222.

Normalmente es utilizado el método II, que consiste en un balance de agua en el fondo del E-222. El valor del agua evaporada por este método, es almacenado en el instrumento FCL203-2.

Para simplificar los cálculos, se procedió de la siguiente manera: el medidor de placa de orificio FI-203 se encarga de determinar la cantidad de flujo que sale del E-222, cuya composición es PNG y vapor de agua evaporado dentro del saturador; por otro lado el medidor de placa de orificio FC-201 registra la cantidad de flujo de PNG (gas seco) que entra al saturador, como se observa en la figura 3.2. Al calcular la diferencia de estas dos corrientes (Ec. 3.1) se conoce la cantidad de agua evaporada y arrastrada por el PNG dentro del saturador, siendo esta de 1.842,64 kgmol/h.

Para calcular la cantidad de agua evaporada se hace un balance de fondo en el E-222

$$H_2O_{\text{evaporada}} \text{ en } E - 222 = \text{Flujo PNG saturado}(FI203) - \text{Flujo PNG}(FI201) \quad (\text{Ec. 3.1})$$

$$\text{Agua evaporada en } E - 222 = 5.125,28 \text{ kgmol/h} - 3.282,64 \text{ kgmol/h}$$

$$\text{Agua evaporada en } E - 222 = 1.842,64 \text{ kgmol/h}$$

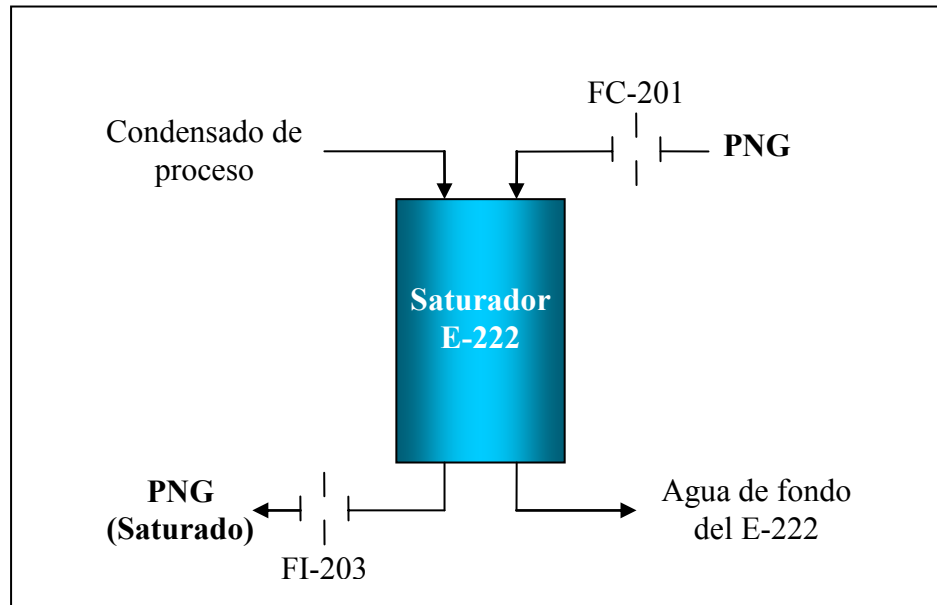


Figura 3.2. Esquema de las corrientes que intervienen en el E-222 lado saturación del PNG.

El resto del agua requerido en la corriente de PNG es inyectado bajo forma de vapor de agua de media presión (siendo esta la mayor cantidad aportada), controlado por el controlador FC-204, siendo esta de 132,977 t/h (tabla 3.2).

Los flujos volumétricos reportados en la tabla 3.2 fueron convertidos a flujos molares usando la ecuación de gases ideales, $P.V=n R T$, ya que se adaptan a las condiciones operacionales del gas natural de proceso. Despejando el número de moles:

$$n = \frac{P.V}{R.T} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Sustituyendo los valores para el caso de PNG y teniendo en cuenta que las condiciones normales se refieren a 0°C y 1atm, se tiene:

$$n = \frac{1 \text{ atm} \times 73.577.000 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1.000 \text{ L}}{0,0082 \frac{\text{L} \times \text{atm}}{\text{K} \times \text{gmol}} \times 1.000 \frac{\text{gmol}}{\text{kgmol}} \times 1\text{m}^3 \times 273\text{K}} = 3.282,64 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

De igual forma se convirtieron el resto de los valores en la tabla 3.2 que venían expresadas como kNm^3/h .

Para aquellos flujos que venían en t/h se calcularon los números de moles usando la siguiente expresión:

$$\text{kgmol} = \frac{\text{kg}}{\text{PM}} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Para el caso del vapor de agua inyectado

$$\text{kgmol de vapor de agua} = 132,977 \frac{\text{t}}{\text{h}} \times 1.000 \frac{\text{kg}}{\text{t}} \times \frac{\text{kgmol}}{18 \text{ kg}}$$

$$\text{kgmol de vapor de agua} = 7.381,050 \frac{\text{kgmol}}{\text{h}}$$

Sumando el agua evaporada en el E-222 y la inyección de vapor de H_2O se tiene:

$$\text{H}_2\text{O de entrada al reformador} = (7.381,050 + 1.842,64) \text{kgmol/h} = 9.223,69 \text{kgmol/h}$$

Como la corriente de PNG solo se le conoce su composición en base seca, es necesario calcular la composición en base húmeda. Para ello se calcularon los flujos molares de cada uno de los componentes y luego se determinaron sus flujos másicos.

$$\text{Flujo molar } i = Y_{iBS} \times \text{Flujo molar de la corriente} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Para el caso del metano:

$$\text{Flujo } CH_4 \text{ en PNG} = 0,8083 \times 3.282,64 \text{ kgmol/h} = 2.655,08 \text{ kgmol/h}$$

A partir del flujo molar se obtiene el flujo másico, multiplicándolo por el peso molecular

$$\text{Flujo másico del metano} = 2.655,08 \text{ kgmol/h} \times 16,043 \text{ kg/kgmol} = 42.595,42 \text{ kg/h}$$

Estos cálculos se repiten para el resto de los componentes, se presentan en la tabla 3.5.

Tabla 3.5. Flujos molares y másicos y composición de gas PNG entrando al reformador.

Componente	Moles (kgmol/h)	Masa (kg/h)	%molar
CH ₄	2.655,08	42.595,42	21,21
C ₂ H ₆	232,67	6.996,51	1,86
C ₃ H ₈	9,11	401,68	0,07
CO	38,74	1.085,08	0,31
CO ₂	221,75	9.737,32	1,7
H ₂	128,06	258,16	1,02
H ₂ O	9.223,69	166.362,54	73,76
Total	12.519,43	227.436,71	100

Del gas reformado, solo se conoce su composición en base seca y que su flujo másico es igual al del gas entrando al reformador (227.436,71 kg/h).

Para encontrar la composición del gas reformado se pudiera hacer uso de las reacciones que ocurren dentro de los tubos del reformador: sin embargo este enfoque implica conocer el grado de avance de cada una de las reacciones que ocurren (tabla 3.3) y esto no es exactamente conocido.

Otra manera es plantear un balance atómico en carbono, hidrógeno y oxígeno, los únicos elementos presentes en el gas entrando al reformador.

$$\text{átomos de carbono} = n\text{CH}_3 + 2x n\text{C}_2\text{H}_6 + 3x n\text{C}_3\text{H}_8 + n\text{CO} + n\text{CO}_2 \quad (\text{Ec. 3.5})$$

$$\text{átomos de hidrógeno} = 4x n\text{CH}_3 + 6x n\text{C}_2\text{H}_6 + 8x n\text{C}_3\text{H}_8 + 2x n\text{H}_2 + 2x n\text{H}_2\text{O} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

$$\text{átomos de oxígeno} = n\text{CO} + 2x n\text{CO}_2 + n\text{H}_2\text{O} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

Tomando los datos de la tabla 3.5 y sustituyendo en las ecuaciones 3.5, 3.6 y 3.7 se obtuvieron los moles de carbono, hidrógeno y oxígeno.

$$\text{Átomos de carbono} = 2.655,08 + 2x 232,67 + 3x 9,11 + 38,7 + 221,75 = 3.408,27$$

De igual manera para el hidrógeno y el oxígeno:

$$\text{átomos de hidrógeno} = 30.814,38$$

$$\text{átomos de oxígeno} = 9.715,76$$

En el gas reformado las únicas sustancias que tienen carbono son el metano, monóxido de carbono y dióxido de carbono. Además es conocida la proporción relativa de cada uno de ellos en el gas reformado (tabla 3.4).

$$\text{Metano: } 3,4813 \text{ \%molar}$$

Monóxido de carbono: 14,6568 %molar

Dióxido de carbono: 8,5789 %molar

Total: 26,7170 %molar

Normalizando esta composición a 100% se tiene

$$\text{Metano} : \left(\frac{3,4813}{26,717} \right) 100 = 13,03\%$$

$$\text{Monoxido de carbono} : \left(\frac{14,6568}{26,717} \right) 100 = 56,86\%$$

$$\text{Dioxido de carbono} : \left(\frac{8,5789}{26,717} \right) 100 = 32,11\%$$

Entonces los moles de metano en el gas reformado son:

$$n_{CH_4} = \text{átomos de carbono} \times \% \text{normalizado } CH_4 \quad (\text{Ec. 3.8})$$

$$n_{CH_4} = 3.408,27 \left(\frac{13,03}{100} \right) = 444,04 \text{ kgmol/h}$$

Los moles de monóxido de carbono en el gas reformado son:

$$n_{CO} = \text{átomos de carbono} \times \% \text{normalizado } CO \quad (\text{Ec. 3.9})$$

$$n_{CO} = 3.408,27 \left(\frac{54,86}{100} \right) = 1.869,4 \text{ kgmol/h}$$

Los moles de dióxido de carbono en el gas reformado son:

$$nCO_2 = \text{átomos de carbono} \times \% \text{normalizado } CO_2 \quad (\text{Ec. 3.10})$$

$$nCO_2 = 3.408,27 \left(\frac{32,11}{100} \right) = 1.094,24 \text{ kgmol/h}$$

Conocidos los moles de CH₄, CO y CO₂ en el gas reformado, solo basta conocer los moles de H₂ y H₂O. Estos últimos se calculan con el balance atómico de O₂.

Las únicas sustancias que aportan oxígeno en el gas reformado son el CO, CO₂ y H₂O. Como se conoce la cantidad de átomos de oxígeno en el PNG (que están igualmente en el gas reformado) y también son conocidos los moles de CO y CO₂, entonces los moles de H₂O en el gas reformado se pueden hallar por diferencia.

Átomos de oxígeno: 9.715,76

Moles de CO: 1.869,4

Moles de CO₂: 1.094,24

$$\text{Moles de H}_2\text{O} = \text{átomos totales de oxígeno} - (\text{moles de CO} + 2 \times \text{moles de CO}_2) \quad (\text{Ec. 3.11})$$

$$\text{Moles de H}_2\text{O} = 9.715,76 - (1.869,4 + 2 \times 1.094,24)$$

$$\text{Moles de H}_2\text{O} = 5.657,82 \text{ kgmol/h}$$

Por último, para conocer la cantidad de hidrógeno (el único que todavía se desconoce), se convierten todos los flujos molares hallados en el gas reformado a flujo másico (tabla 3.6) y se le resta el flujo másico total del gas reformado, que es igual al del gas entrando al reformador.

$$\text{Flujo másico de H}_2 = 227.436,71 - (7.123,74 + 52.363,86 + 48.157,33 + 101.927,24) = 17.864,57$$

Tabla 3.6. Flujos molares y másicos y composición de gas reformado.

Componente	Moles (kgmol/h)	Masa (kg/h)	%molar
CH ₄	444,04	7.123,71	2,48
CO	1.869,04	52.363,86	10,43
CO ₂	1.094,24	48.157,33	6,10
H ₂	8.861,83	17.864,57	49,43
H ₂ O	5.657,82	101.927,24	31,56
Total	17.926,97	227.436,71	100

Conocidos los flujos molares de cada uno de los componentes del gas reformado y del gas PNG entrando al reformador se formula el balance de masa en el lado proceso del reformador.

Tomando en cuenta los balances de las ecuaciones desde la 3.12 a la 3.19 para la corriente, se pueden determinar las cantidades de componentes que entran, se generan, salen como RG y se consumen por las reacciones químicas dentro del horno reformador. Los compuestos C₄⁺ presentes en el PNG no son tomados en cuenta para los balances por presentar cantidades muy pequeñas que tienden a cero. Estos valores se observan en la tabla 3.7.

$$\text{Balance de } C_1: C_1 \text{ entra} = C_1 \text{ sale} + C_1 \text{ consume} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

$$\text{Balance de } C_2: C_2 \text{ entra} = C_2 \text{ consume} \quad (\text{Ec. 3.13})$$

$$\text{Balance de } C_3: C_3 \text{ entra} = C_3 \text{ consume} \quad (\text{Ec. 3.14})$$

Balance de CO:

$$\text{CO entra} + \text{CO genera} = \text{CO sale} + \text{CO consume} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

Balance de CO₂:

$$\text{CO}_2 \text{ entra} + \text{CO}_2 \text{ genera} = \text{CO}_2 \text{ sale} \quad (\text{Ec. 3.16})$$

Balance de H₂:

$$\text{H}_2 \text{ entra} + \text{H}_2 \text{ genera} = \text{H}_2 \text{ sale} + \text{H}_2 \text{ consume} \quad (\text{Ec. 3.17})$$

Balance de N₂:

$$N_2 \text{ entra} = N_2 \text{ sale} \quad (\text{Ec. 3.18})$$

Balance de H₂O:

$$H_2O \text{ entra} + H_2O \text{ genera} = H_2O \text{ sale} + H_2O \text{ consume} \quad (\text{Ec. 3.19})$$

Tabla 3.7. Balance de masa lado proceso del F-201 el día 10 de marzo de 2008 en kgmol/h.

Componente	Entra	Genera	Consume	Sale
CH ₄	2.653,08	0	2.211,04	444,04
C ₂ H ₆	232,67	0	232,67	0
C ₃ H ₈	9,11	0	9,11	0
CO	38,74	1.830,13	0	1.869,47
CO ₂	221,25	872,98	0	1.094,24
H ₂	128,03	8.990,55	0	9.118,58
H ₂ O	9.223,69	0	3.479,75	5.743,94

Finalmente, los valores en moles y fracciones de las composiciones en las corrientes de base seca a base humedad de PNG y RG se encuentran reflejados en la tabla 3.8.

Tabla 3.8. Composición molar promedio base húmeda de las corrientes PNG y RG del F-201 lado proceso para el día 10 de marzo de 2008.

Componente	PNG		RG	
	kgmol/h	%mol	kgmol/h	%mol
CH ₄	2.653,08	21,21	444,04	2,48
C ₂ H ₆	232,67	1,86	-	-
C ₃ H ₈	9,11	0,07	-	-
C ₄ H ₁₀	0,00	0	-	-
C ₅ H ₁₂	0,00	0	-	-
C ₆ H ₁₄	0,00	0	-	-
CO	38,74	0,31	1869,47	10,43
CO ₂	221,25	1,7	1094,24	6,10
H ₂	128,03	1,02	9118,58	49,43
H ₂ O	9.223,69	73,76	5743,94	31,56
Total	12.506,57	100	17.926,97	100
PM _{prom}	18,08		12,67	

3.1.2. Balances de masa en el reformador, lado combustión

La resolución del balance de masa en el reformador, lado combustión, permitió conocer la composición del gas de combustión y el porcentaje en exceso de oxígeno empleado. También define las bases para el posterior balance de energía en el horno reformador.

En el reformador, el calor necesario para que ocurran las reacciones de reformación, es proporcionado por la combustión de una corriente de gas combustible (FNG) y otra corriente combustible que proviene de la purga continua del lazo de síntesis de metanol (FPG). El oxígeno necesario para la combustión es proporcionado por el aire (figura 3.1). En la tabla 3.2 se encuentran los flujos de las corrientes FNG,

FPG y aire. En la tabla 3.9 se muestran las composiciones de las corrientes combustibles.

Tabla 3.9. Composición molar promedio base seca e identificación de las corrientes FNG y FPG del F-201 lado combustión para el día 10 de marzo de 2008.

Componentes	FNG		FPG	
	Identificación en DCS	%mol	Identificación en DCS	%mol
CH ₄	QI121-1	83,97	QI401-1	17,57
C ₂ H ₆	QI121-2	7,58	-	-
C ₃ H ₈	QI121-3	0,30	-	-
C ₄ H ₁₀	QI121-4	0,00	-	-
C ₅ H ₁₂	QI121-5	0,00	-	-

Tabla 3.9. Composición molar promedio base seca e identificación de las corrientes FNG y FPG del F-201 lado combustión para el día 10 de marzo de 2008
(continuación).

Componentes	FNG		FPG	
	Identificación en DCS	%mol	Identificación en DCS	%mol
C ₆ H ₁₂	QI121-6	0,00	-	-
CO	-	-	QI401-2	0,64
CO ₂	QI121-8	8,15	QI401-3	0,82
H ₂	-	-	QI401-4	80,85
N ₂	QI121-10	0,00	QI401-5	0,12

Como primer paso para la resolución del balance de masa, se determinan los flujos molares de los componentes en cada una de las corrientes de entrada: FNG, FPG y aire. Por ejemplo, para el FPG:

Flujo molar de FPG: 2.258,59 kgmol/h (tabla 3.2)

$$\begin{aligned}
 \text{Flujo molar de } CH_4 &= 2.258,59 \times 0,175 = 396,83 \text{ kgmol/h} \\
 \text{Flujo molar de } CO &= 2.258,59 \times 0,0064 = 14,46 \text{ kgmol/h} \\
 \text{Flujo molar de } CO_2 &= 2.258,59 \times 0,0082 = 18,52 \text{ kgmol/h} \\
 \text{Flujo molar de } H_2 &= 2.258,59 \times 0,8085 = 1.826,07 \text{ kgmol/h} \\
 \text{Flujo molar de } N_2 &= 2.258,59 \times 0,0012 = \underline{2,71 \text{ kgmol/h}} \\
 &2.258,59 \text{ kgmol/h}
 \end{aligned}$$

De igual manera se estiman los flujos molares para las corrientes de FNG y aire.

Seguidamente, haciendo uso de las reacciones de combustión (tabla 3.3), las cuales se supone alcanzan una conversión total, se determinan los moles de CO_2 y H_2O formados, así como el oxígeno necesario.

Por ejemplo, el oxígeno consumido por ambas corrientes (FNG y FPG) en el horno reformador se calcula de la siguiente manera:

$$nO_2 = 2x nCH_4 + 3,5x nC_2H_6 + 5x nC_3H_8 + 0,5x nCO + 0,5x nH_2 \quad (\text{Ec. 3.20})$$

$$nCH_4 = nCH_4 \text{ en (FNG + FPG)} = (555,88 + 396,83) \text{ kgmol/h} = 952,71 \text{ kgmol/h}$$

$$nC_2H_6 = nC_2H_6 \text{ en FNG} = 50,18 \text{ kgmol/h}$$

$$nC_3H_8 = nC_3H_8 \text{ en FNG} = 1,99 \text{ kgmol/h}$$

$$nCO = nCO \text{ en FPG} = 14,46 \text{ kgmol/h}$$

$$nH_2 = nH_2 \text{ en FPG} = 1.826,07 \text{ kgmol/h}$$

$$nO_2 = (2 \times 952,71 + 3,5 \times 50,18 + 5 \times 1,99 + 0,5 \times 14,46 + 0,5 \times 1.826,07) \text{ kgmol/h}$$

$$nO_2 = (1.905,42 + 175,63 + 9,95 + 7,23 + 913,035) \text{ kgmol/h} = 3.011,27 \text{ kgmol/h}$$

De igual manera se hizo para el resto de los componentes y los resultados se muestran en la tabla 3.10. La columna “sale” fue calculada sumando todas las corrientes de entrada, más lo que se genera menos lo que se consume.

Tabla 3.10. Balance de masa promedio del lado combustión de las corrientes FNG, PG y aire en el F-201 el día 10 de marzo de 2008 en kgmol/h.

Componente	FNG (entra)	FPG (entra)	%molar (FNG+FPG)	Aire (entra)	Consumo	Genera	Sale	%molar
CH ₄	555,88	396,83	32,62	0	952,71	0	0	0
C ₂ H ₆	50,18	0	1,72	0	50,18	0	0	0
C ₃ H ₈	1,99	0	0,07	0	1,99	0	0	0
CO	0	14,46	0,49	0	14,46	0	0	0
CO ₂	53,99	18,52	2,48	0	0	1.074,23	1.146,75	6,34
H ₂	0	1.826,07	62,52	0	1.826,07	0	0	0
N ₂	0	2,71	0,09	12.699,83	0	0	12.702,54	70,18
O ₂	0	0	0	3.373,56	3.011,27	0	361,86	2,00
H ₂ O	0	0	0	0	0	3.889,99	3.889,99	21,49
Total							18.101,14	100,00

El porcentaje molar de la corriente de los gases de combustión fue calculada dividiendo el flujo molar de cada componente entre el flujo total. Así, para el CO₂

$$\%CO_2 \text{ en los gases de combustión} = \left(\frac{1.146,75}{18.101,14} \right) 100 = 6,34\%$$

En el horno reformador existe una gran transferencia de calor por las altas temperaturas generadas a partir de las reacciones de combustión de la mezcla de combustibles y las reacciones de reformación del gas natural. Se elaboró una hoja de cálculo en Microsoft Excel para desarrollar un balance de energía y determinar las entalpías de cada corriente que interviene en la combustión y el diferencial de entalpía de reacción de combustión (tabla 3.11), a partir de las tablas 3.10 y los datos de capacidades caloríficas de la tabla C.2 del anexo C.

Tabla 3.11. Balance de energía promedio del lado combustión de las corrientes FNG, FPG y aire en el F-201 el día 10 de marzo de 2008 en kcal/h.

Composición	H _{FNG}	H _{FPG}	H _{aire}	$\Delta H_{\text{reacción}}$	H _{FG}
CH ₄	71.099	-22.757	0	202.656.434	0
C ₂ H ₆	9.572	0	0	18.697.346	0
C ₃ H ₈	529	0	0	1.053.754	0
CO	0	-678	0	977.677	0
CO ₂	7.162	-1.107	0	0	11.845.116
H ₂	0	-85.095	0	124.751.612	0

Tabla 3.11. Balance de energía promedio del lado combustión de las corrientes FNG, FPG y aire en el F-201 el día 10 de marzo de 2008 en kcal/h (continuación).

Composición	H _{FNG}	H _{FPG}	H _{aire}	$\Delta H_{\text{reacción}}$	H _{FG}
N ₂	0	-127	20.811.794	0	83.038.464
O ₂	0	0	5.749.849	0	2.518.557
H ₂ O	0	0	0	0	31.201.336
Total	88.362	-109.765	26.561.644	348.136.822	128.603.472
Duty	246.073.591				

La figura 3.3 muestra el esquema del horno reformador lado combustión con los resultados obtenidos del balance de energía elaborado en la tabla 3.11, obteniéndose el calor absorbido por el proceso de reformación (duty) de 246.073.591 kcal/h.

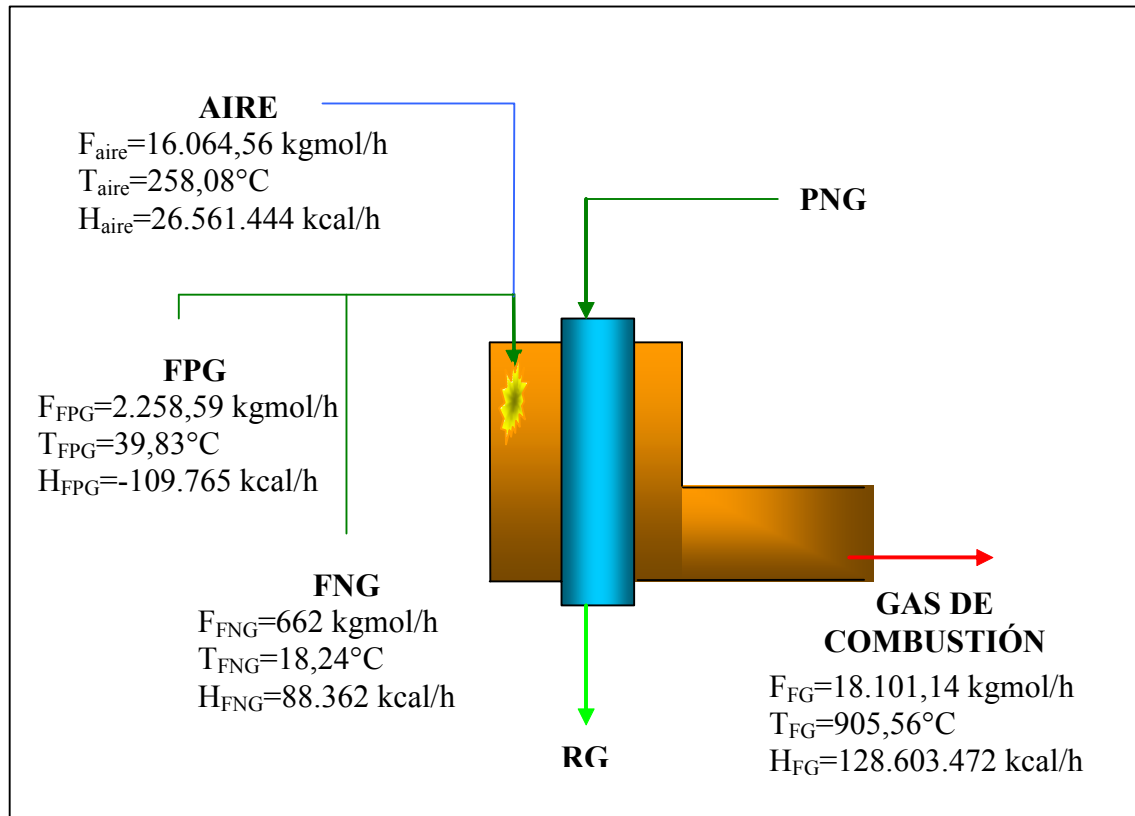


Figura 3.3. Esquema de balance de energía en el horno reformador (F-201) en el lado combustión.

Todos los valores expuestos anteriormente, resultado de balances de masa y energía a condiciones actuales de operación, fueron comparados con los valores de diseño mostrados en las tablas 4.9 y 4.10 del capítulo 4, con el propósito de conocer el rango de desviación que pueda presentar el sistema de cálculo y validar ciertas corrientes que intervienen en el horno reformador.

3.1.3. Relación vapor/carbono

La relación vapor/carbono se define por la siguiente ecuación:

$$\text{Relación } V/C = \frac{\text{moles de vapor en el PNG al reformador}}{\text{moles de carbono}} \quad (\text{Ec. 3.21})$$

○ *Número total de carbonos en el PNG:*

El número de carbono se define como el carbono total en los compuestos hidrocarburos presentes en el PNG. Esta variable se calcula con la data que proviene del analizador QI-201 cuyos *tag* medidos son desde el QI-201-1 hasta el QI-201-10, dependiendo del compuesto (tabla 3.4). La ecuación 3.22 es utilizada para determinar el número total de carbonos en el PNG.

$$\text{Número de carbonos} = \text{Flujomolar de PNG} (Y_{C_1} + 2Y_{C_2} + 3Y_{C_3} + 4Y_{C_4} + 5Y_{C_5} + 6Y_{C_6}) \quad (\text{Ec. 3.22})$$

Donde:

$Y_{C_1-C_6}$: fracciones molares de los componentes del PNG desde el metano (C_1) hasta el hexano (C_6).

$$\text{Número de carbonos} = 3.282,64(0,80826 + 2 \times 0,07083 + 3 \times 0,0027) = 3.144,83$$

Los moles de vapor de agua ya fueron calculados durante la resolución del balance de masa, lado de proceso, en el reformador.

$$\text{Moles de vapor de agua evaporada en E-222} = 1.842,64 \text{ kgmol/h}$$

$$\text{Moles de vapor de agua inyectada} = \underline{7.381,05 \text{ kgmol/h}}$$

$$\text{Moles de vapor de agua en PNG} = 9.223,69 \text{ kgmol/h}$$

Aplicando la ecuación 3.21

$$\text{Relación V/C} = \frac{9.223,69 \text{ kgmol}}{3.144,83 \text{ kgmol/h}} = 2,93$$

El valor calculado de la relación V/C se comparó con el valor suministrado por el DCS (HCS201.PV= 2,998) en el capítulo 4. Para efectos de la evaluación se tomo el valor de la relación V/C del DCS.

3.1.4. Valores mínimos y máximos teóricos de temperatura y relación vapor/carbono en el reformador

La relación vapor/carbono (V/C) a la entrada del horno reformador se ubica en un rango por encima del valor mínimo teórico aceptable.

United Catalystics sugiere una mínima relación V/C de 2 y mantener un valor de operación en 3. Estos valores de operación tienen poco rango de variación con respecto al tiempo, debido a que estas están manipuladas por controladores de distintas variables por medio del DCS lo cual hace que el horno reformador trabaje de forma segura ante cualquier desviación.

Para establecer estos valores se deben tener las siguientes consideraciones [13]:

- Prevención de la formación de carbono. La formación de carbono en el horno reformador es un grave problema el cual tiene que ser evitado debido a que ataca directamente al catalizador envenenándolo y reduciendo así la eficiencia del equipo.
- Estado de reducción del catalizador. Para mantener el óxido de níquel a altas temperaturas en un correcto estado de reducción, se necesita un mínimo de 2 en la relación vapor/carbono en el flujo de entrada del horno reformador como requerimiento para la conversión del gas natural. Mantener una relación

menor a la señalada podría dar como resultado elevadas temperaturas, metanación de los óxidos de carbono y formación de carbono que llevarían deterioro del catalizador.

o *Formación de carbón*

El carbón puede ser formado teóricamente dentro del horno lado proceso por cualquiera de las reacciones entre la ecuación 2.15, 2.16 y la 2.17. Si el análisis del gas es tal que las tres reacciones predicen formación de carbón para alcanzar el equilibrio y teniendo suficiente tiempo de residencia, se depositará carbón en el catalizador. Las dos fuentes más probables de formación de carbón son el monóxido de carbono y los hidrocarburos más pesados que el metano en el gas natural. Los factores que inhiben la formación de carbón a partir del monóxido de carbono tienden a estimular la formación de carbón por hidro-craqueo. Por tal motivo se evalúan las condiciones más seguras dentro del reformador que evite la deposición de carbón por medio de rangos de temperatura relacionados directamente con las reacciones que lo forman.

A bajas concentraciones de hidrocarburos pesados menor sería el riesgo de hidro-craqueo, lo que permitiría al personal de operaciones concentrarse en la inhibición de la reacción de Boudouard. La formación de carbón por craqueo de hidrocarburos pesados causa aumento en la caída de presión por llenar los espacios vacíos entre las partículas del catalizador. Este carbón puede ser removido por procesos de descoquización, inyectando grandes cantidades de vapor de agua. La reacción de Boudouard puede degradar el catalizador a tal forma de pulverizarlo en pocas horas, lo que conlleva a un aumento en la caída de presión y una significativa pérdida de capacidad. Esto representa un grave problema para la planta debido a que la única manera de solventarlo sería parar la operación del equipo y cambiar el catalizador.

De cualquier manera, la formación de carbón debe ser evitada a todo momento en el proceso debido a que causaría pérdida de tiempo para su restauración y variaciones negativas en la producción.

o *Temperaturas de operación en el reformador*

La formación de carbón a partir del monóxido de carbono ocurre cuando el flujo de gas de entrada inicia el contacto con el catalizador a temperaturas muy bajas con respecto a la temperatura de diseño. Para tal estudio se tomaron gráficas del manual de operaciones de una planta formadora de briquetas [15], que posee un horno reformador con una composición en la alimentación de gas natural de proceso similar a la del reformador F-201. En las figuras 3.4 y 3.5 se pueden apreciar los valores mínimos de temperatura operacional en función de la constante de equilibrio para la reacción agua-carbono y reacción de Boudouard respectivamente, para evitar la formación de carbón dentro de los tubos catalíticos tomando como referencia las condiciones de operación del F-201 necesarias para los cálculos respectivos.

Al operar a altas temperaturas en comparación con la temperatura de diseño las tendencias de deposición de carbón a partir de hidrocarburos aumentan. Estas temperaturas alcanzadas pueden ser suficientes para originar craqueos en presencia de baja actividad catalítica lo que quiere decir que trabajar a altas temperaturas, fuera de un rango seguro, no es recomendado. La figura 3.6 muestra un punto máximo de temperatura a la cual se sugiere operar en el horno reformador F-201 evitando la deposición de carbón dentro de los tubos de catalizador, a partir del craqueo de metano.

A partir de las presiones parciales se puede conocer la constante de equilibrio, esta última permite identificar las temperaturas máximas y mínimas seguras de operación para evitar una inminente formación de carbón dentro de los tubos

catalíticos. Dependiendo de la composición de salida del flujo de gas reformado, se calcula de la siguiente manera:

$$P^{\circ}i = Y_i \times P_t \quad (\text{Ec. 3.23})$$

donde:

$P^{\circ}i$: presión parcial del compuesto

Y_i : fracción molar del compuesto

P_t : presión total promedio del flujo de entrada y flujo de salida.

Se calcula la constante de equilibrio para cada una de las reacciones involucradas a partir de la ecuación 3.24.

$$K = \frac{(pC)^c (pD)^d}{(pA)^a (pB)^b} \quad (\text{Ec. 3.24})$$

donde:

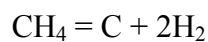
K : constante de equilibrio

pA, pB : presiones parciales de los reactivos A y B respectivamente

pC, pD : presiones parciales de los productos C y D respectivamente

a, b, c, d : coeficientes estequiométricos de cada compuesto.

Para determinar la constante de equilibrio de la reacción de craqueo del metano (ec. 2.17), se procedió de la siguiente manera tomando como datos de composición los reflejados en la tabla 3.6 del gas reformado:



$$P_{\text{CH}_4} = Y_{\text{CH}_4} \times P_t$$

Se calcula el promedio de presión total entre la presión de entrada y salida del flujo de gas en el F-201 a partir de las presiones emitidas para el día 10 de marzo de 2008.

$$P_{t_{entrada}} = 20,5705 \text{ kg/cm}^2 = 20,1728 \text{ bar}$$

$$P_{t_{salida}} = 18,32514 \text{ kg/cm}^2 = 17,9708 \text{ bar}$$

$$P_{t_{promedio}} = 19,44783 \text{ kg/cm}^2 = 19,0718 \text{ bar}$$

$$p_{H_2} = 0,4943 \times 19,4478 = 9,6130 \text{ kg / cm}^2$$

$$p_{CH_4} = 0,0248 \times 19,4478 = 0,4823 \text{ kg / cm}^2$$

Estas presiones son sustituidas en la ecuación 3.24 para obtener la constante de equilibrio para el craqueo de metano a las condiciones específicas de operación señaladas:

$$K = \frac{(9,6130)^2}{(0,4823)} = 191,6023$$

Para determinar las constantes de equilibrio de la reacción agua-carbono y la reacción de Boudouard, se efectuaron los mismos pasos observados anteriormente, a condiciones particulares de cada reacción. Estos resultados se encuentran reflejados en la tabla 3.12.

Tabla 3.12. Constantes de equilibrio de las reacciones de formación de carbón con datos operacionales del día 10 de marzo de 2008.

Reacciones		Constantes de equilibrio (K)
Nombre	Estequiometría	
Reacción agua-carbono	$\text{CO} + \text{H}_2 = \text{C} + \text{H}_2\text{O}$	0,3229
Reacción Boudouard	$2\text{CO} = \text{C} + \text{CO}_2$	0,3
Reacción craqueo de metano	$\text{CH}_4 = \text{C} + 2\text{H}_2$	191,6023

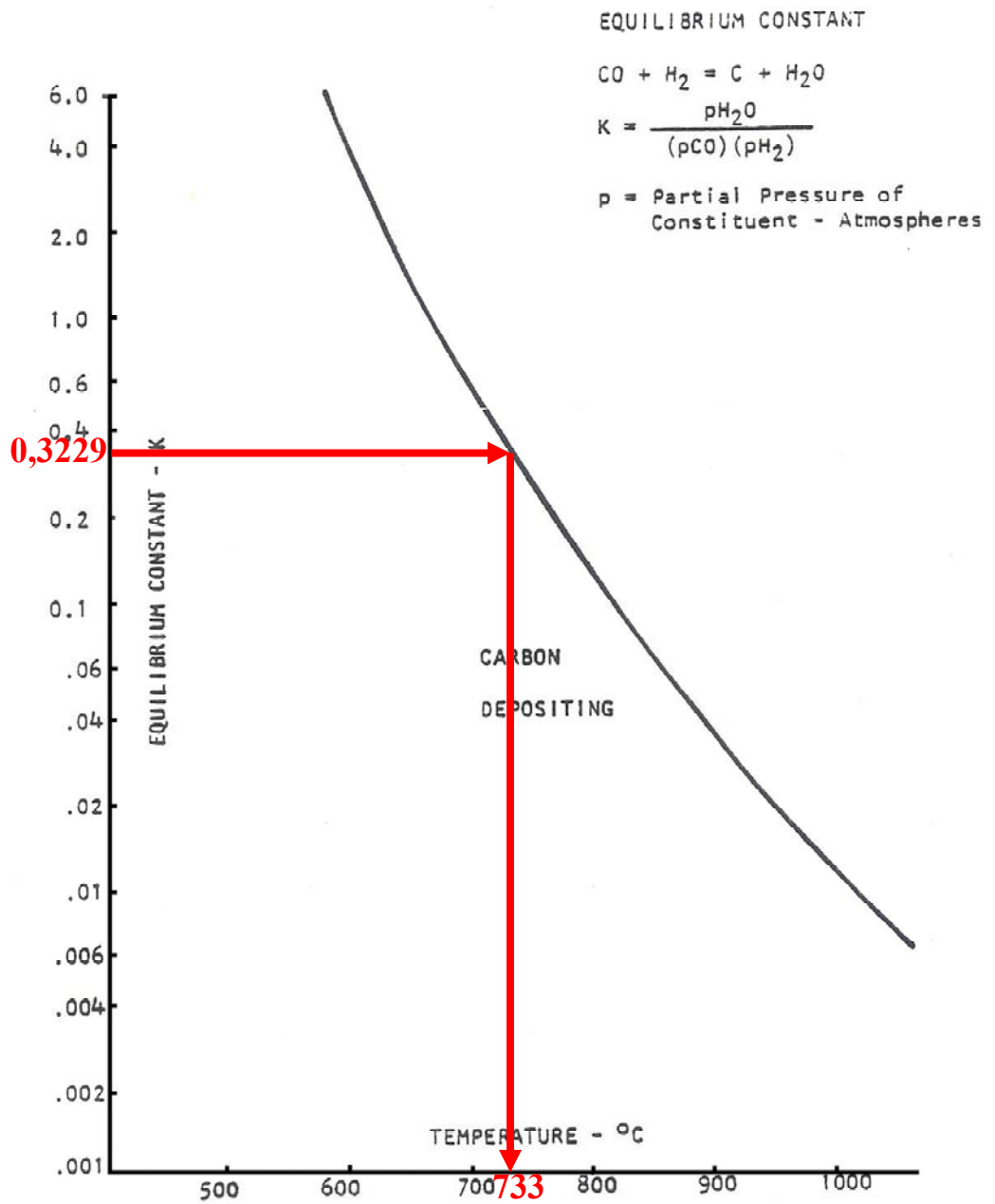


Figura 3.4. Gráfica de constante de equilibrio en función de la temperatura con zonas de deposición de carbón para la reacción agua-carbono [15].

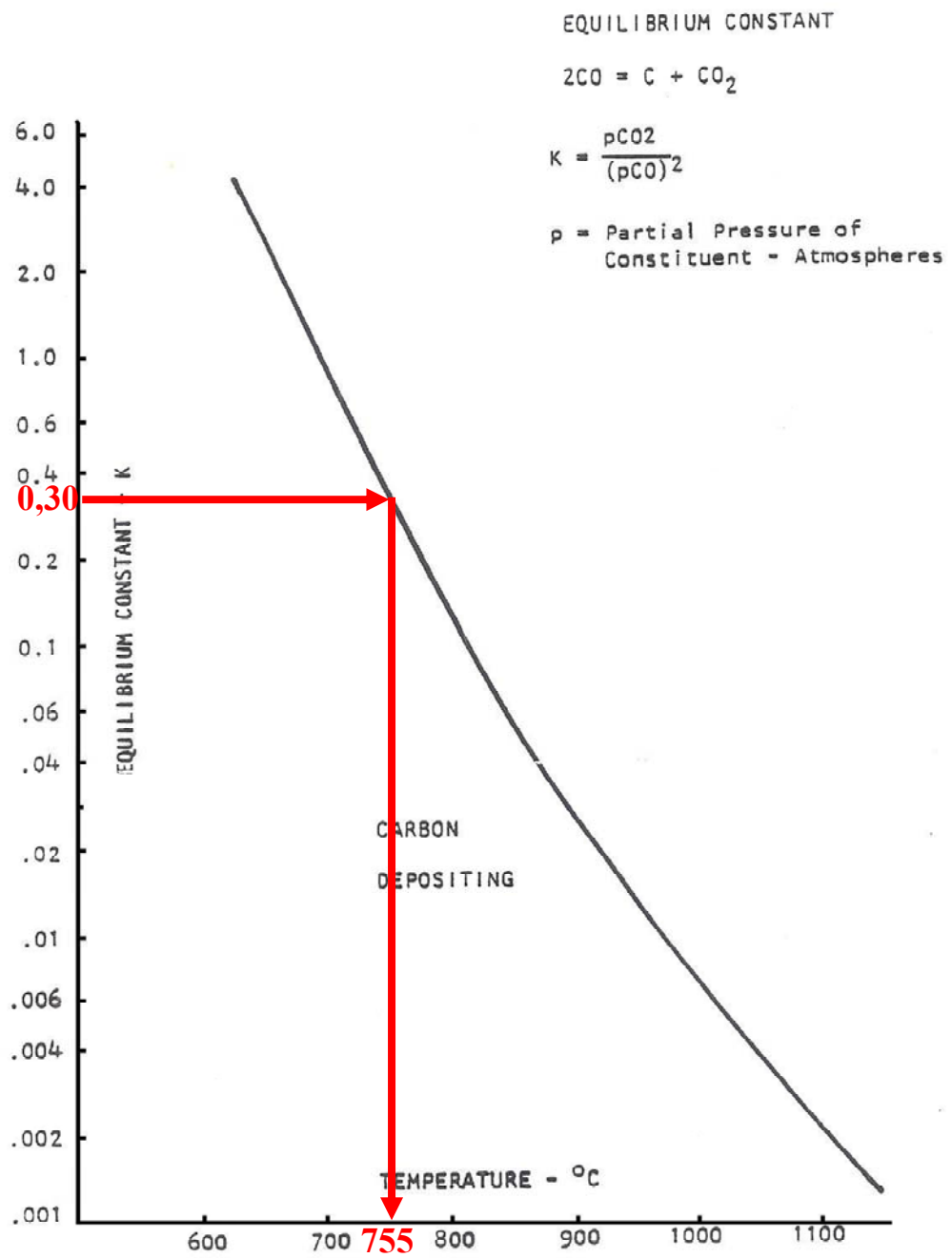


Figura 3.5. Gráfica de constante de equilibrio en función de la temperatura con zonas de deposición de carbón para la reacción de Boudouard [15].

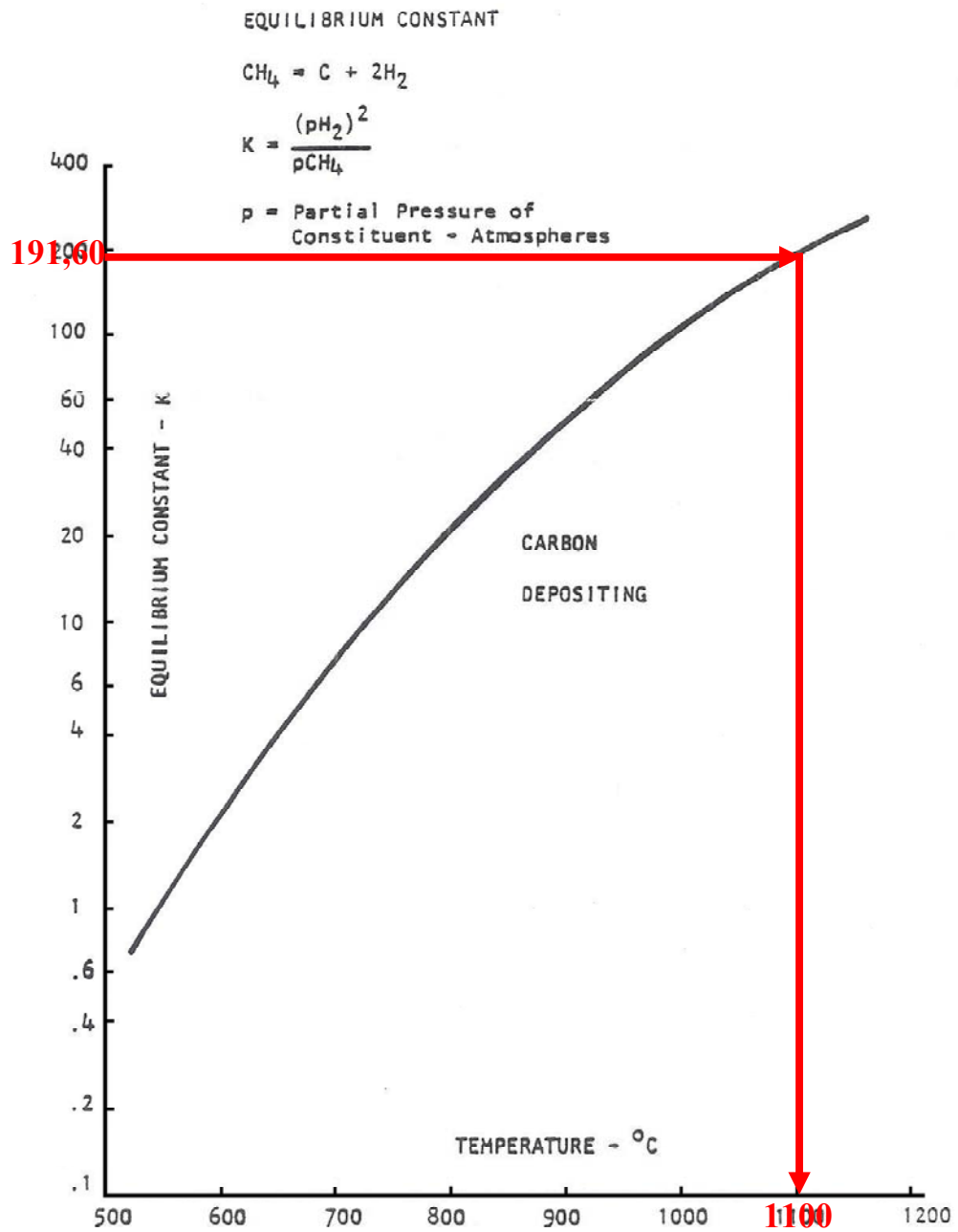


Figura 3.6. Gráfica de constante de equilibrio en función de la temperatura con zonas de deposición de carbón para la reacción de craqueo de metano [15].

La tabla 3.13 muestra las temperaturas de las corrientes que intervienen en el horno reformador durante la operación del día 10 de marzo de 2008.

Tabla 3.13. Temperaturas promedio de las principales corrientes que intervienen en el horno reformador F-201 para el día 10 de marzo de 2008.

Corriente	Identificación en DCS	Temperatura (°C)
PNG salida E-222	TI-203	169,94
PNG +H ₂ O entrada F-201	TI-205	521,87
RG salida F-201	TC-207	845,89
FPG	TI-215	39,83
FNG	TI-216	18,24
Aire	TI-228	258,08
Gases de combustión	TI-226	905,56

○ *Síntomas de formación de carbón*

Aunque existan pequeñas variaciones en la caída de presión dentro de los tubos del reformador, se puede deducir una posible formación de carbón al aumentar un 10 por ciento o más del valor operacional. También se puede concluir la presencia de carbón en los tubos debido a la no uniformidad o mala distribución de rata de flujo, viéndose reflejado en la diferencia de temperatura en cada tubo donde aumenta el tiempo de residencia del flujo por obstrucción. Estos cambios de temperatura pueden ser evidenciados por los operadores mediante pirómetros o visiblemente con la aparición de puntos rojos en la pared de los tubos.

Los síntomas de formación de carbón por CO son:

1. La caída de presión no puede ser restaurada a normal o ser minimizada con el procedimiento de descoquificación.

2. Catalizador débil o polvo de catalizador en la interfaz o por debajo del 20 % del largo del tubo.
3. La degradación del catalizador se da primeramente de manera centro axial en el tubo.
4. Poco o no visible carbón.

Los síntomas de formación de carbón por hidrocarburos pesados son:

1. La caída de presión puede ser restaurada o reducida por el procedimiento de descoquificación.
2. No se observa degradación significativa cuando el tubo es vaciado.
3. La formación de carbón ocurre en las adyacencias de las paredes del tubo.
4. Se observan trozos sólidos parecidos a coque. Estos trozos se encuentran normalmente cerca de las paredes del tubo.
5. Puntos calientes son visibles en pequeña proporción sobre los tubos.

o *Termodinámica de la reformación*

La reacción principal de reformación es altamente endotérmica, favorecida por elevadas temperaturas y bajas presiones, mientras que la reacción agua-gas es exotérmica y es favorecida por bajas temperaturas pero no la afecta los cambios de presión. Para maximizar la eficiencia de la conversión de carbono a dióxido de carbono, los reformadores son operados a altas temperaturas y presión y un catalizador que aumenta el nivel de producción a condiciones manejables. Se puede observar estequiométricamente que por cada molécula de metano se necesita una de agua. Sin embargo, se ha demostrado que esta condición no es óptima debido a que hasta ahora los catalizadores utilizados tienden a promover las reacciones de formación de carbón. Estas reacciones pueden ser evitadas utilizando excesos de vapor, además de que este exceso promueve la reacción de reformación.

El conocimiento de datos termodinámicos permite construir gráficas para observar que concentración en equilibrio de gases reactantes esta saliendo del

reformador a partir de la carga de gas mixto (gas natural de proceso y vapor de agua) a la entrada y las condiciones del reformador. En las figuras 3.7, 3.8 y 3.9 se puede observar el comportamiento de las variables más importantes de operación en el proceso de reformación en función de la fuga de metano, cantidad de CO y cantidad de CO₂ a la salida del reformador respectivamente para el día 10 de marzo de 2008.

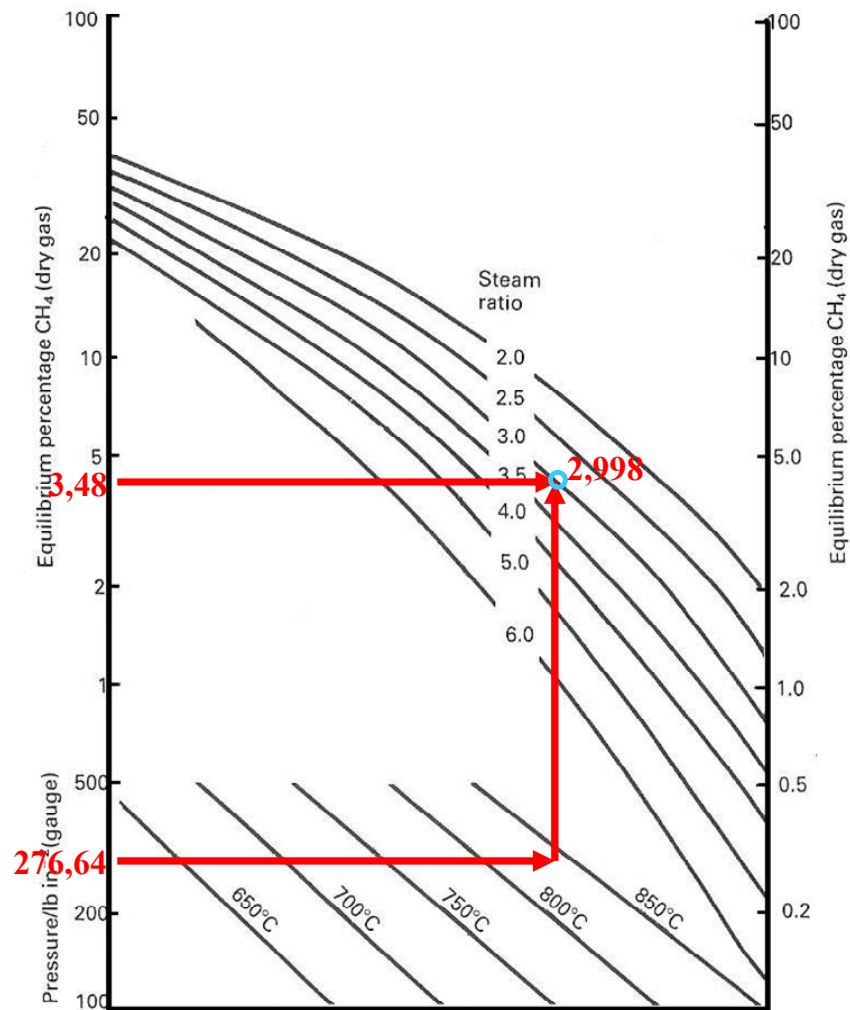


Figura 3.7. Concentración de equilibrio del metano en función de la temperatura, presión y relación vapor/carbono para el vapor de metano reformado [7].

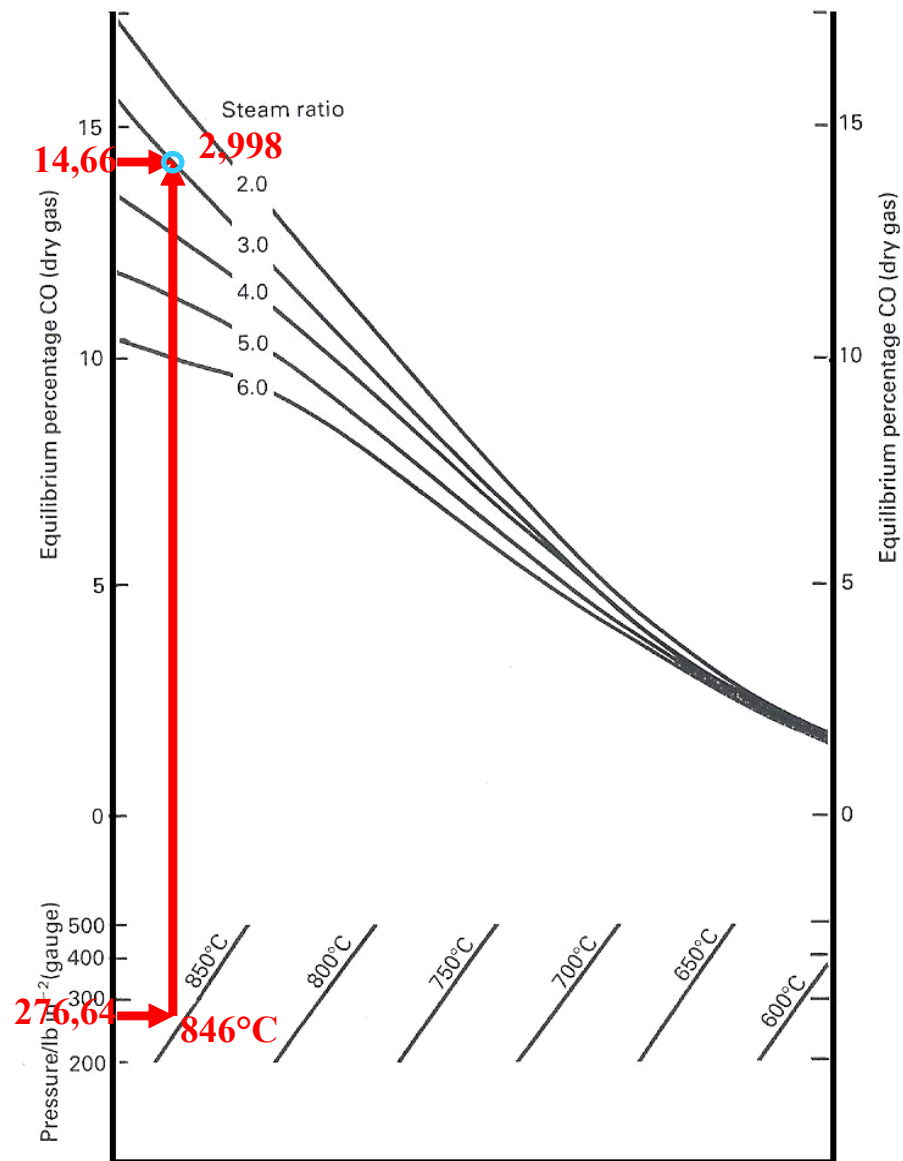


Figura 3.8. Concentración de equilibrio del monóxido de carbono en función de la temperatura, presión y relación vapor/carbono para el vapor de metano reformado [7].

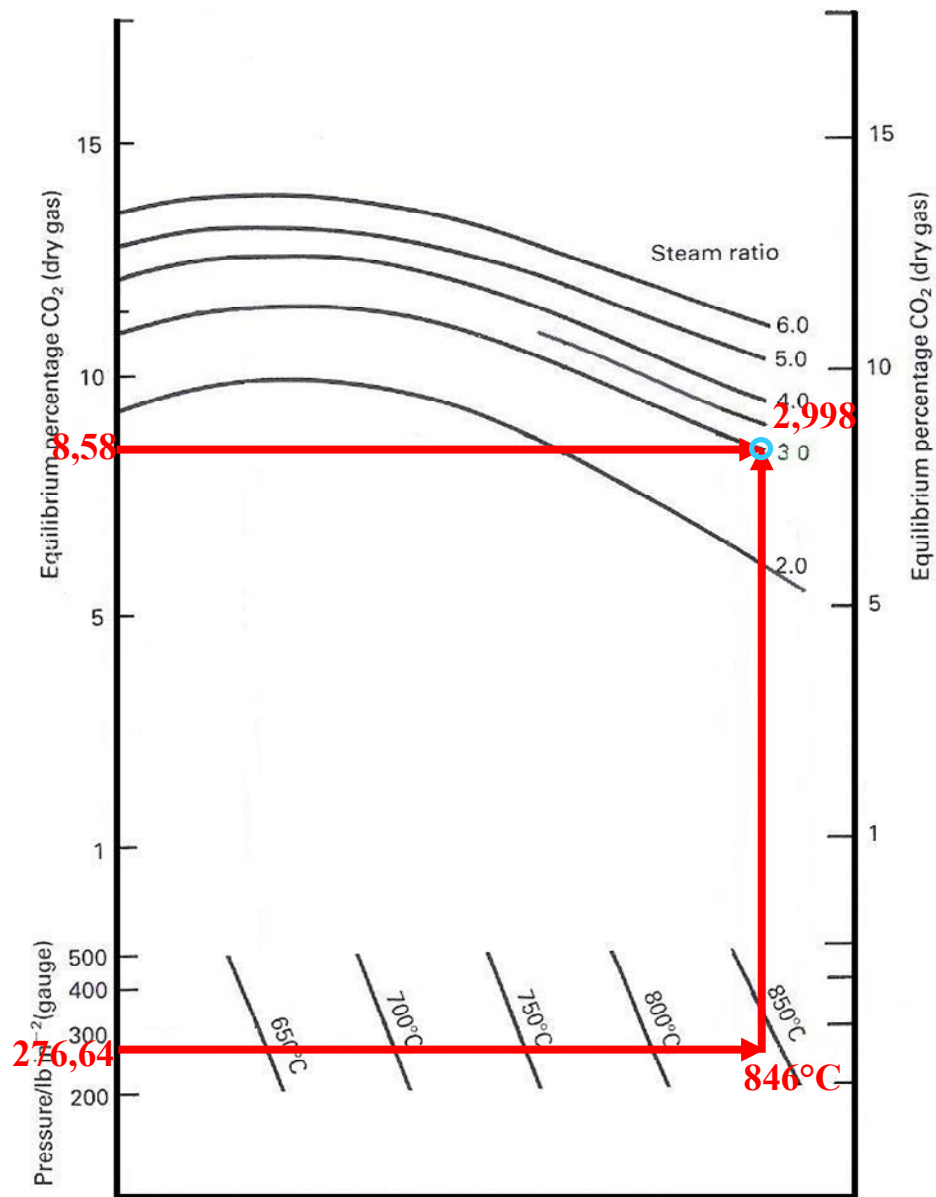


Figura 3.9. Concentración de equilibrio del dióxido de carbono en función de la temperatura, presión y relación vapor/carbono para el vapor de metano reformado [7].

○ *Antecedentes de reformación en distintas plantas*

Se han hecho estudios en diferentes plantas a 80, 100 y 120% de producción con respecto al valor de diseño, donde se ha llegado a condiciones límites de operación, según la literatura seleccionada [13].

- *80% de producción con respecto al valor de diseño.* Las condiciones óptimas de operación a este valor se puede considerar con una relación V/C cercano a 3 y las temperaturas en la pared de los tubos dentro del horno de 885-893 °C mostrados en la tabla B.1. Un incremento de temperatura en la pared de los tubos mayor a estos podría exceder los límites en las condiciones de operación perturbando los valores requeridos de transferencia de calor en la zona de convección del reformador y aumentaría el riesgo de formación de carbono dentro de los tubos. La cantidad de PNG necesaria disminuye con una relación V/C de 3 comparándola con una de 2,5, así como la fuga de metano. Al aumentar esta relación a 4 o 4,5, aumentaría el requerimiento de gas combustible utilizando así mayor cantidad de FNG ya que el FPG estaría reducido. Con estas condiciones se puede apreciar que no sería la mejor manera de operar.
- *100% de producción con respecto al valor de diseño.* Las mismas tendencias apreciadas con el 80% de producción pueden observarse en este caso. La cantidad de PNG disminuye y la demanda de gas combustible crece al aumentar la relación V/C a la entrada del reformador. La data mostrada en la tabla B.2 con algunas extrapolaciones indica las condiciones óptimas correspondientes a la relación V/C en el rango de 3,0 a 3,3 con temperaturas de 899-910°C. Los valores menores a 3 en la relación V/C podrían resultar una sobrecarga en el sistema de recuperación de purga. Mantener la temperatura en la pared de los tubos a 910°C de forma permanente conllevaría

a dos efectos importantes, el aumento en la demanda de gas natural para ser utilizado como combustible acrecentaría los costos de operación y el peligro latente de posible formación de carbono dentro de los tubos, este último como antecedente de el horno reformador F-201 de Metor en particular.

- *120% de producción con respecto al valor de diseño.* Los resultados operando al 120% se encuentran registrados en la tabla B.3. La relación V/C óptima en términos de consumo de PNG, recuperación de purga y cantidad de calor requerido para la caldera auxiliar y los quemadores dentro del horno aumentaron al rango de 3,5-4,0 con un rango de temperatura en la pared de los tubos de 910-927°C. Mientras que la cantidad de gas consumido es menor en la relación V/C inferior a la señalada, la cantidad de purga es mayor y podría sobrecargar el sistema de recuperación de purga y así el sistema de FPG. Aumentando la temperatura en la pared de los tubos de 910°C a 927°C disminuiría el combustible requerido en las calderas auxiliares en unos 31,3 kgmol/h con la entrada de V/C de 3,5.

Como fue señalado anteriormente, esta condición no sería factible para el horno reformador F-201 en particular debido a las altas temperaturas que presentaría dentro del mismo, teniendo como consecuencia posibles apariciones de puntos calientes y envenenamiento del catalizador por formación de carbono.

Para una producción estable, observando los datos obtenidos por las variaciones en los distintos valores de operación mostrados anteriormente, incrementar la relación vapor/carbono conllevaría a los siguientes cambios:

1. La cantidad de gas natural de proceso (gas natural seco) disminuiría.

2. Se requiere mayor cantidad de gas combustible.
3. Disminuiría la cantidad de purga proveniente del reactor de síntesis por una menor cantidad de metano que no reacciona en el reformador.
4. Se debe generar mayor cantidad de vapor en las calderas para ser inyectado a la corriente de entrada del reformador.
5. Aumentaría la demanda de calor en la sección de convección del reformador.
6. Por disminuir la cantidad de PNG a la entrada, disminuiría también la cantidad de dióxido de carbono convertido.

Las tres condiciones de operación indican que una elevada relación de vapor/carbono da como resultado una disminución en el consumo de PNG para cierta cantidad de producción. Esta variación se ve afectada por el aumento en la demanda de gas combustible requerido. Cantidades altas de producción requieren altos valores en la relación V/C para aumentar la corriente de purga y mantener la temperatura de pared de los tubos en un valor óptimo. Para aumentar la cantidad de producción manteniendo la misma relación V/C sería aumentando las dos corrientes de entradas, vapor de agua y PNG, de manera proporcionada, elevando el nivel de carga, a tal punto que la relación se mantenga constante, siempre tomando en cuenta que la caída de presión y la temperatura de la pared de los tubos van a aumentar. Esta condición conservaría la cantidad de gas natural combustible y aumentaría la cantidad de gas de purga combustible disponible.

Al variar la relación V/C de entrada también varía la carga de combustible hacia los quemadores del horno reformador y las calderas auxiliares. Un ajuste en la caldera auxiliar es imprescindible debido a que requerimiento de vapor cambia en las distintas áreas o equipos como la inyección de vapor de media presión a la corriente

de entrada del reformador y el suministrado a las turbinas de los compresores de proceso.

El aumento de temperatura en los tubos tiende a mejorar la eficiencia, también es determinante para la vida de los tubos, por tal razón el operador debe hacer un balance entre la cantidad necesaria que se debe producir y la eficiencia del proceso. Las distintas situaciones dadas anteriormente así como el estudio del comportamiento de las variables más importantes ante un cambio provocado o imprevisto son necesarias para determinar las condiciones límite dentro del horno reformador.

3.1.5. Valores de activación del *interlock* correspondiente al nivel mínimo de aire para combustión

La evaluación de los valores del sistema de protección y punto de ajuste del horno ha recibido una creciente atención como medio de aumentar y asegurar el rendimiento de la combustión. El objetivo primario de esta evaluación es alcanzar la mayor eficiencia de combustión controlando el exceso de aire utilizado para quemar el combustible del horno y reducir las pérdidas de calor que van a la chimenea. También es posible alguna reducción en la potencia requerida por el ventilador K-202 (tiro forzado) y K-201 (tiro inducido) para el ahorro de energía ya que los mismos son movidos por turbinas de vapor de agua a mediana presión.

Se precisa mucho cuidado al operar con una relación de aire/combustible muy baja porque:

1. Puede tener lugar una combustión incompleta, que también puede producir pérdidas de calor por los hidrocarburos no quemados que van a la chimenea.
2. Puede producirse humo, que puede violar las leyes y normativas medioambientales.
3. Una mezcla demasiado rica supone el riesgo de ignición del combustible no quemado en los pasajes de gases, lo que puede producir una explosión.

4. Los depósitos de hollín de la combustión incompleta interfieren en el lado del fuego de la transferencia de calor, reduciendo así el rendimiento.
5. La temperatura elevada de la llama (propias de una baja relación aire/combustible) y también mucho aire en exceso incrementan las emisiones de NO_x .

En la tabla 3.14 se muestran las necesidades mínimas de oxígeno, dependiendo de la composición de los combustibles FPG y FNG de acuerdo con las reacciones involucradas en cada corriente para que ocurra la combustión completa mencionadas en el capítulo 2.

Tabla 3.14. Oxígeno teórico para todas las corrientes del lado combustión para el día 10 de marzo de 2008 según las reacciones.

Componente	$\text{O}_{2\text{teorico}}$ FNG (kgmol/h)	$\text{O}_{2\text{teorico}}$ FPG (kgmol/h)
CH_4	1.111,76	793,66
C_2H_4	175,63	0,00
C_3H_6	9,95	0,00
C_4H_8	0,00	0,00
C_5H_{10}	0,00	0,00
C_6H_{12}	0,00	0,00
CO	0,00	7,23
H_2	0,00	913,04
Total c/corriente	1.297,34	1.713,93
Total (kgmol/h)	3.011,27	

Para determinar el porcentaje de exceso de aire actual en el horno reformador se utilizó el flujo real del aire de combustión (tabla 3.2) y el aire teórico necesario para la combustión completa.

$$\% \text{ exceso de aire} = \left(\frac{\text{Aire}_{real}}{\text{Aire}_{minimo}} - 1 \right) 100 \quad (\text{Ec. 3.28})$$

donde:

Aire_{real} : cantidad de aire real que entra al horno reformador lado combustión

Aire_{minimo} : cantidad de aire necesario o teórico para que se de una combustión completa

A partir del oxígeno teórico reflejado en la tabla 3.14 se determina el aire teórico o mínimo necesario para una combustión completa:

$$\text{Aire}_{minimo} = \frac{3.011,27 \text{ kgmol } O_2/h}{0,21 \text{ kgmol } O_2 / \text{kgmol aire}}$$

$$\text{Aire}_{minimo} = 14.339,38 \text{ kgmol/h}$$

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.28 a partir del flujo de aire real mostrado en la tabla 3.2 se obtiene:

$$\% \text{ exceso de aire} = \left(\frac{16.064,56 \text{ kgmol/h}}{14.339,38 \text{ kgmol/h}} - 1 \right) 100$$

$$\% \text{ exceso de aire} = 12,03\%$$

Para determinar un valor óptimo de cantidad de aire en exceso que asegure una combustión completa en el horno reformador, se calculó el poder calorífico superior (HHV) y el poder calorífico inferior (LHV), lo cual viene a ser el ΔH de reacción a 15°C , mediante las composiciones de FNG y FPG de la tabla 3.9 y de la tabla C.3 del anexo C para los calores de combustión. Estos valores fueron utilizados para

establecer que gráfica se iba a tomar con el rango de LHV y HHV al cual pertenece de acuerdo al manual de diseño de procesos de hornos de PDVSA. En la gráfica citada, mostrada en la figura 3.11 y 3.12, se obtiene el porcentaje de exceso de aire sugerido a partir de la temperatura de los gases de combustión y la cantidad de calor disponible. El manual se adapta al diseño y operación de hornos de reformación catalítica con vapor, verticales con quemadores verticales que trabajan en vacío dentro de la cámara de radiación a altas temperaturas.

El calor disponible es igual al calor total generado durante la combustión, menos las pérdidas de calor desde los gases de combustión (incluyendo el calor de vaporización de cualquier agua que se haya formado en los productos de combustión).

Para una mezcla de gases combustibles se calcula el poder calorífico superior (HHV) y el poder calorífico inferior (LHV) de la siguiente manera:

$$HHV = \sum Y_i \times \Delta H_{CHi} \quad (\text{Ec. 3.29})$$

$$LHV = \sum Y_i \times \Delta H_{CLi} \quad (\text{Ec. 3.30})$$

donde:

Y_i : fracción molar de cada componente en la mezcla

ΔH_{CHi} : calor de combustión con vapor de agua condensado del componente i

ΔH_{CLi} : calor de combustión con vapor de agua del componente i

Uniendo las corrientes de gas natural combustible y el gas de purga combustible, y calculando su composición como lo refleja la tabla 3.10, se determinó el poder calorífico neto de la mezcla.

$$HHV = (0,3262 \times 212,798) + (0,0172 \times 372,820) + (0,0007 \times 530,605) \\ + (0,0049 \times 67,6361) + (0,6252 \times 68,3174)$$

$$HHV = 119,242 \text{ kcal/gmol}$$

$$\begin{aligned} LHV &= (0,3262 \times 191,759) + (0,0172 \times 341,261) + (0,0007 \times 488,527) \\ &\quad + (0,0049 \times 0) + (0,6252 \times 57,7979) \\ LHV &= 104,8987 \text{ kcal/gmol} \end{aligned}$$

La figura 3.10 muestra los calores disponibles de algunos combustibles, identificados mediante el poder calorífico superior de cada uno de ellos. Todas las cifras de calor disponible se basan en una combustión completa. Aplicando la conversión de unidades para el poder calorífico superior para ser utilizado en la figura 3.10, se tiene:

$$119,242 \frac{\text{kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{4,184 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}} \times \frac{1.000 \text{ gmol}}{1 \text{ kgmol}} \times \frac{1 \text{ kmol}}{22,414 \text{ Nm}^3} \times \frac{1 \text{ MJ}}{1.000 \text{ kJ}} = 22,259 \frac{\text{MJ}}{\text{Nm}^3}$$

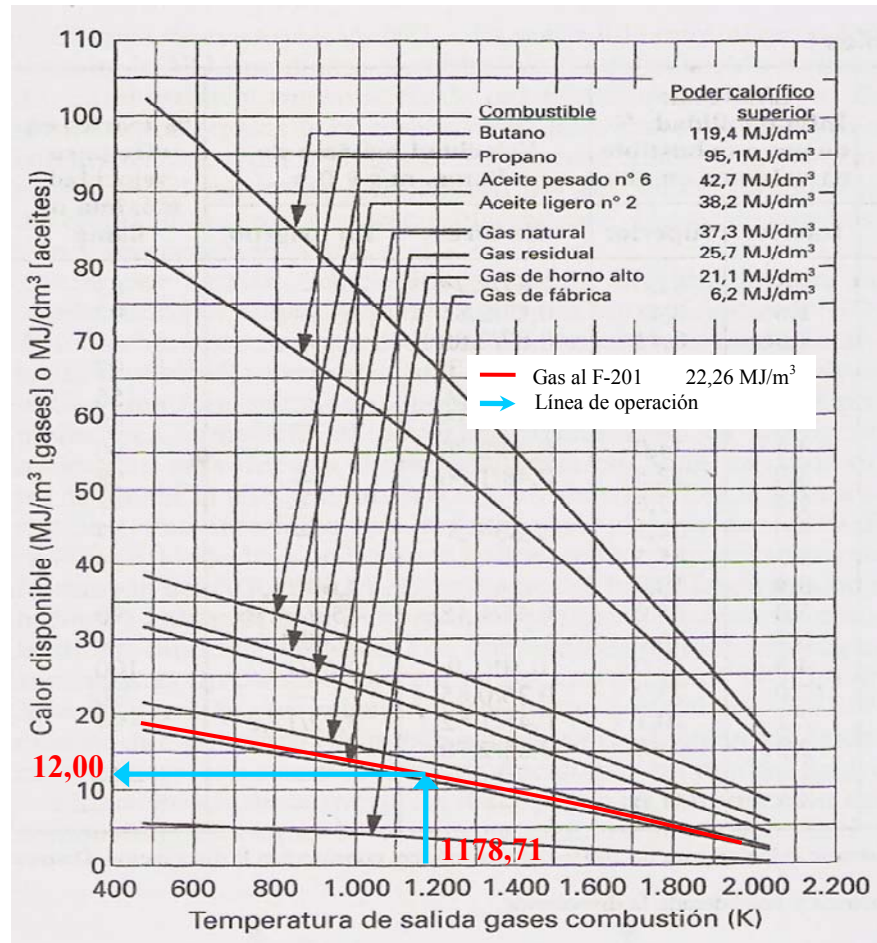


Figura 3.10. Calores disponibles de algunos combustibles típicos y el obtenido en la evaluación actual de combustibles utilizados en el horno reformador [8].

En la gráfica de la figura 3.10, se trazó la línea correspondiente al poder calorífico superior de la mezcla del combustible consumido en el reformador y la línea de operación en función de la temperatura de los gases de combustión a 905,56°C (1.178,71K), resultando el calor disponible de 12,00 MJ/Nm³. Aplicando la conversión correspondiente se obtiene:

$$12,00 \frac{MJ}{Nm^3} \times \frac{22,414 Nm^3}{1 kgmol} \times \frac{1 kgmol}{8,29 kg} = 32,45 \frac{MJ}{kg}$$

Para efectos de las figuras 3.11 y 3.12 se convierten los poderes caloríficos superior e inferior a las siguientes unidades:

$$HHV = 119,242 \text{ kcal/mol} \times \frac{1.000 \text{ moles}}{1 \text{ kgmol}} \times \frac{1 \text{ kgmol}}{8,29 \text{ kg}} \times \frac{4,1868 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}} \times \frac{1 \text{ MJ}}{1.000 \text{ kJ}}$$

$$HHV = 60.222 \text{ MJ/kg}$$

$$LHV = 104,8987 \text{ kcal/mol} \times \frac{1.000 \text{ moles}}{1 \text{ kgmol}} \times \frac{1 \text{ kgmol}}{8,29 \text{ kg}} \times \frac{4,1868 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}} \times \frac{1 \text{ MJ}}{1.000 \text{ kJ}}$$

$$LHV = 52,9783 \text{ MJ/kg}$$

Basado en las figuras 3.11 y 3.12 obtenidas del manual de diseño de procesos de PDVSA, los valores de temperatura de gases de combustión tomados para el estudio correspondiente y el calor disponible determinado, se obtuvieron los porcentajes óptimos de exceso de aire para garantizar una combustión completa y segura dentro del horno reformador.

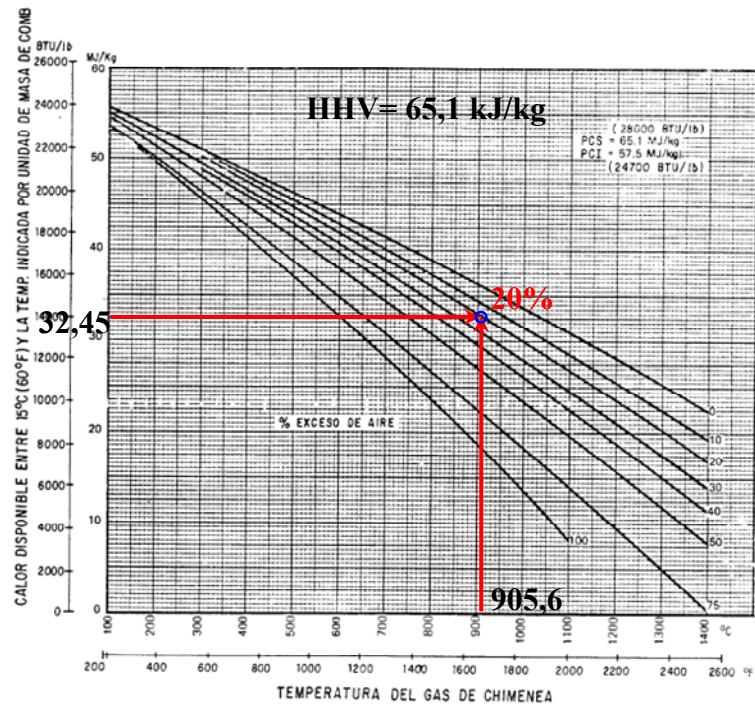


Figura 3.11. Porcentaje de exceso de aire en gases de combustión a partir del calor disponible (HHV=65,1 MJ/kg) [14].

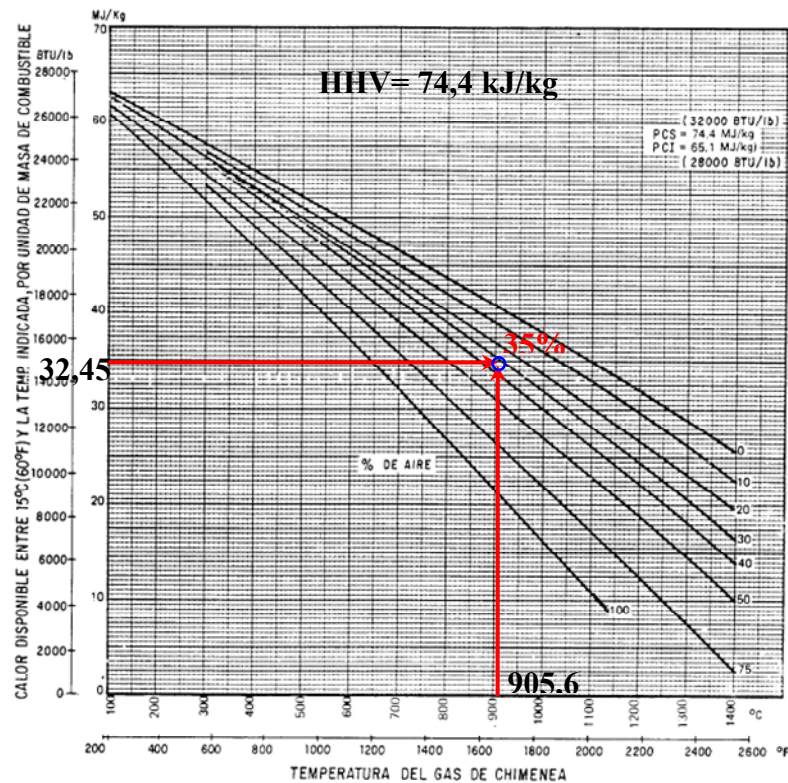


Figura 3.12. Porcentaje de exceso de aire en gases de combustión a partir del calor disponible (HHV=74,4 MJ/kg) [14].

o *Estrategia de medición del aire de combustión*

Al aire que proporciona la suficiente cantidad de oxígeno para que ocurra la reacción de combustión (aire combustible) se mide el flujo a la entrada del horno. La composición no es medida por ser estándar (21% de oxígeno y 79% de nitrógeno). En los gases de combustión a la salida del F-201 sólo se analiza el oxígeno en exceso en %v/v, donde por medio de cálculos preestablecidos por especialistas de procesos en el DCS se controla la cantidad de aire que va a entrar al horno. Estos cálculos deben ser comparados con una señal originada por un medidor de flujo marca *Kurz*, instalado en el ducto de entrada de aire al F-201 lado combustión. Para los gases de combustión, estos son analizados cada mes para certificar que sus efluentes están dentro de los límites impuestos por el Ministerio del Ambiente.

El medidor de flujo de aire *Kurz* se instaló durante la parada de planta programada de 2004, reemplazando a un medidor tipo vénturi que presentaba mediciones poco confiables, para proteger al reformador de bajo contenido de oxígeno en el flujo de gas de combustión. Este se mantuvo a modo de prueba para verificar su comportamiento. En esta oportunidad como protección de la estrategia de control avanzada (control de combustión), algunas funciones fueron deshabilitadas en DCS.

Luego de comprobar el funcionamiento del dispositivo (*Kurz*), se debe habilitar la estrategia de control de combustión para operar con flujo calculado y flujo medido a través del selector FTR212CL. El selector FTR212CL permite la selección del menor valor entre el flujo de aire calculado (FC212CL), obtenido a través de la medición del contenido de oxígeno en los gases de combustión y el flujo de aire medido (FT212-1) por el instrumento *Kurz* a la entrada del horno reformador.

Cuando el FTR212CL está en modo $SV=1$, que significa trabajar con un solo elemento, se seleccionará el flujo de aire calculado y cuando está en modo $SV=2$, trabajando con dos elementos, el flujo seccionado será el medido por el *Kurz*.

El medidor de flujo *Kurz* fue elegido para reemplazar el vénturi debido a que presenta características favorables y acordes con las condiciones del sistema. Entre las principales características se tiene:

- Puede trabajar a una presión de 10,2 kg/cm² y rangos de temperatura elevados de -40°C a 260°C y de -40°C 500°C. Para el primer rango tiene un tiempo de vida útil de 10 años, para el rango más alto, de 5 años.
- Indica lecturas confiables de flujo de 0 a 12.000 pies³/min captando señales a través de sensores de temperatura y velocidad.
- Trabaja con flujos sucios, corrosivos y a altas temperaturas.

- Posee una configuración para compensación por grandes variaciones de temperatura y velocidad.
- Posee un sistema de limpieza de sensores.



Figura 3.13. Medidor de flujo *Kurz*.

Actualmente este *interlock* se encuentra deshabilitado debido a que presenta lecturas incoherentes comparándolas con las calculadas a partir del analizador de oxígeno en los gases de combustión. Se presume que esta variación se deba a una descalibración en el medidor, incrustación en los sensores y/o mala ubicación del dispositivo. Otra razón válida de este estado (deshabilitado) se dio debido a una reconsideración en la selección y ajuste de los parámetros adecuados a raíz de una parada automática del reformador F-201 el 11 de noviembre de 2004 mientras se llevaba a cabo un cambio de turbina a motor del ventilador K-201 disminuyendo el

contenido de oxígeno en los gases de combustión por debajo de 0,5%. Este antecedente se describe en la sección 3.2.1.

Existen varias propuestas para evitar o contrarrestar el problema presentado con el medidor *Kurz*, discutidas en la sección 4.1.3 del capítulo 4.

En sustitución de este controlador de aire de combustión, se mantiene actualmente conectado al sistema de protección relacionado con el exceso de aire a la salida del horno reformador los analizadores de oxígeno QI-207 y Q-207-1 que garantizan la combustión completa. Las mediciones de contenido de oxígeno a la salida van a un cálculo en el DCS para determinar la cantidad de flujo de aire que entra al horno (FC212CL). Aun cuando este cálculo sea muy próximo al real, no es óptimo debido a que deduce el flujo a partir de la composición del aire de combustión a la salida (luego de la zona convectiva), lo que significa que para detectar una desviación en la entrada de aire necesita de varios segundos para que esta escasez de oxígeno sea considerada por el sistema *interlock* al ser analizada por el QI-207.

La figura 3.14 muestra la configuración lógica de estos analizadores de oxígeno y sus puntos de disparo, proveniente del tablero de control del DCS.

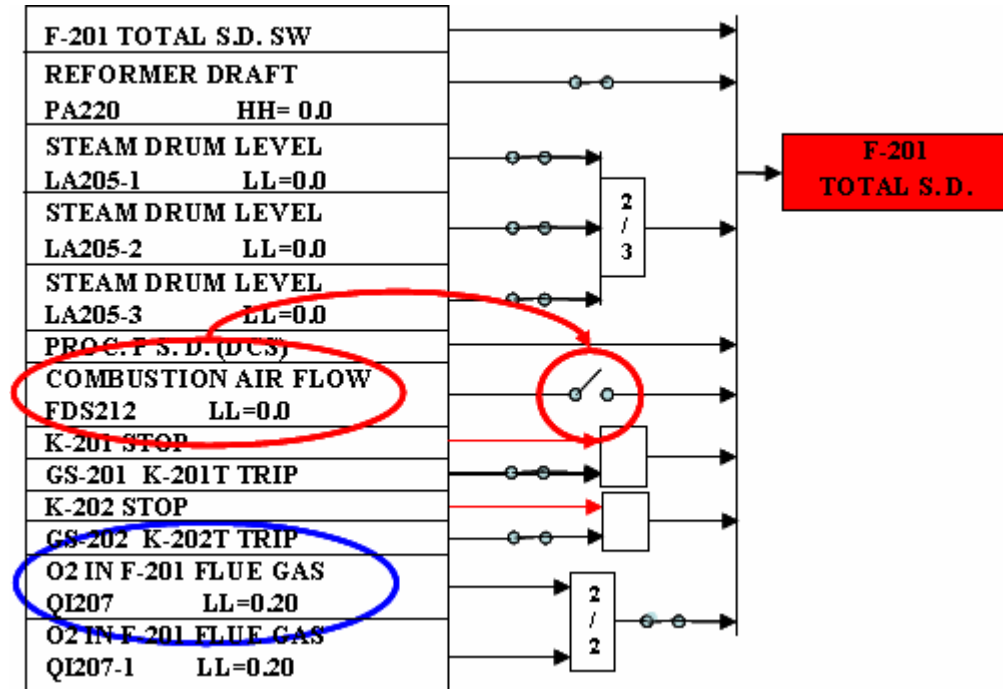


Figura 3.14. Configuración en el sistema *interlock* del F-201.

La activación del interlock por bajo flujo de aire actualmente se encuentra deshabilitada (figura 3.14). La activación por baja composición de oxígeno a la salida del horno reformador es la única variable relacionada para mantener la combustión completa en el reformador.

Los parámetros para la activación del *interlock* por baja composición de oxígeno en el flujo de gases de combustión fueron los siguientes:

- Tiempo de activación: 5 segundos.
- Punto de activación: 0,20% en los dos analizadores de oxígeno.

3.1.6. Antecedentes de problemas operacionales en el reformador F-201

Para la evaluación de los sistemas de protección del horno reformador se investigaron los problemas acontecidos sobre este equipo crítico, buscando en el manual “problemas de planta”, “no conformidades” y entrevista con personal de

gerencia de operaciones relacionadas a cada uno de estos eventos; analizando sus causas, variaciones y acciones tomadas para resolver estos inconvenientes.

○ *Fractura del tubo de catalizador F-201*

El día 31 de mayo de 1995, a las 2:30 pm, se observó en el F-201 un incremento brusco de temperatura en el colector TI-218-6 y un incremento gradual dentro del reformador (TI-226), observándose un tubo expandido y de color negro, tiempo después los tubos continuos adquirieron un brillo rojo. Se veía en el fondo del reformador una coloración anaranjada. El TC-207 se pasó de auto a manual para ajustar temperaturas por debajo de 880 y 900 °C respectivamente. Luego se chequeó dentro del F-201 y se encontró que el tubo negro estaba dentro de la fila 3. Se consideró que el F-201 tenía una fuga en el tubo negro, por lo que se tomó la decisión de parar la planta por medio del botón “*process plant shut down*”, después de disminuir la carga del F-201 a 75%. Al ser inspeccionado el interior del F-201 se notó que el tubo roto era el número 43 de la fila 3, y se comprobó que la fisura tenía 21 cm de largo por 2 cm de ancho y era longitudinalmente. En el fondo del tubo otras pequeñas fisuras también eran visibles, y el tubo mostró un abultamiento considerable (16%) alrededor de la fisura.

• Causas:

1. Debido a la alta temperatura y variación térmica cíclicas de operación.
2. Fatiga térmica por disminución brusca de temperatura por las frecuentes paradas de planta.
3. La causa de alta temperatura dentro del horno:
 - Alto ΔP del tubo, debido a pulverización del catalizador causando bajo flujo de gas.
 - No uniforme distribución de calor en ductos de flujo de aire hacia los quemadores.

4. La causa de pulverización del catalizador:
 - El catalizador se pulverizó debido a la condensación de vapor que entro en los poros del catalizador, producido durante las paradas y arranques del catalizador.
 - El agua resultante se vaporizó durante el calentamiento y continuación del arranque, desintegrando el catalizador.
 - El efecto de la rotura del catalizador causó el incremento del ΔP a través de los tubos permitiendo la desproporción del flujo de gas en algunos tubos. Para los tubos con menor flujo aumento considerablemente su temperatura.
 - Los aumentos temporales de temperatura de los colectores es más de 100°C por períodos menores a una hora.
 - La transferencia de calor con los gases de combustión fue afectada debido a la absorción no uniforme de calor por los tubos.
 - Acciones:
 1. Los tubos del catalizador fueron modificados cambiando y reparando aquellos que presentaron problemas, se reubicaron e instalaron nuevos tubos dentro del reformador.
 2. Los ductos de salida fueron modificados.
 3. Los pig tail fueron chequeados.
 4. El catalizador fue analizado por *Haldor Topsøe*, encontrándolo en excelentes condiciones.
 5. En la parada de planta programada de 1995 se reemplazaron 316 tubos.
 - *Coquización del catalizador del F-201*

El día 8 de septiembre de 2001 se observaron altas temperaturas entre 900 y 1.000°C en la parte superior del horno reformador en forma de banda roja. Desde ese

preciso momento se tomaron acciones para minimizar estas temperaturas y llevarlas a menos de 900°C.

Las causas no fueron encontradas en el informe analizado, pero se supuso coquización del catalizador debido a que luego de las primeras acciones tomadas aun se observaban temperaturas máximas de 955°C en los tubos del horno, por lo que se sugirió la descoquización del catalizador.

- Acciones:

1. Aumento del flujo de vapor y la relación vapor/carbono.
2. Corte del envío de gas de purga hacia la Operadora Cerro Negro (OCN).
3. Disminución de temperatura de operación (TC-207).
4. Aumento del vacío en la caja radiante del horno.
5. Disminución de la carga de la planta.

Con las acciones tomadas se alcanzaron las siguientes condiciones de operación: una carga de reformación de 86% (original 102,5%), temperatura de operación de 815°C (original 845°C), relación vapor/carbono de 3,80 (original 3,04) y una presión de vacío de -6 mmH₂O (original -4 mmH₂O). Al observar que estas variaciones no resolvían el problema, se ordenó efectuar el procedimiento de descoquización, establecido por la *United Catalysts Inc.*, inyectando grandes cantidades de vapor de agua y aire a condiciones específicas para este procedimiento.

○ *Parada imprevista de planta por disparo del reformador (activación de interlock por bajo contenido de oxígeno en gases de combustión)*

Durante la operación estable de planta el día 11 de noviembre de 2004 se registraron valores fuera de los límites preestablecidos para el oxígeno a la salida de los gases de combustión, lo que originó la activación del *interlock* por bajo contenido

de oxígeno y por consiguiente una parada imprevista de planta. Esta situación se debió al procedimiento de cambio de motor a turbina en el ventilador K-201.

- Causas:

1. Disminución momentánea de flujo de gas de combustión durante el procedimiento de cambio de turbina a motor en ventilador K-201.
2. Al implantar el interlock por bajo flujo de gas de combustión, no se consideró la acción preventiva de inhabilitación temporal de dicho interlock.
3. Subestimación de la actividad por parte de todos los involucrados.
4. Deficiente mantenimiento al piloto del actuador del damper (falla mecánica).

- Acciones:

1. Reconsideración de parámetros de configuración del interlock (*set point* y *delay time*).
2. Evaluación de inhabilitación del nuevo interlock durante cambios en procedimientos.
3. Refuerzo de análisis de riesgos operacionales y hábito de verificación inmediata en campo de las acciones tomadas en DCS.
4. Evaluación del mantenimiento en el damper.

Las acciones tomadas para cada uno de los problemas operacionales tienen un mismo fin, disminuir el riesgo de daño a equipos de proceso por desviaciones durante la operación de la planta. Al momento de tomar estas decisiones o programar el sistema de protección se debe tomar en cuenta que estas acciones podrían traer pérdidas aun mayores como por ejemplo, parar el proceso cuando una variable sale del rango permitido por el sistema pero que aún esta en el rango real de operación, lo que indicaría que este valor no afecta, o por lo menos no considerablemente el proceso como para ser parado.

Para el último antecedente mencionado, se concluyó que fueron situaciones no previstas y evitables. El impacto que produjo tal evento fue el siguiente:

- Seguridad: riesgo de daño a equipos por parada repentina.
- Ambiente: quema de gas en el flare.
- Producción: pérdida de metanol (1.839 TM).
- Planificación: ajuste en la programación de las actividades regulares en planta.

3.2. Evaluación de los valores de activación del interlock por vibración, desplazamiento axial y temperatura de cojinete de turbinas y compresores de proceso

Los compresores de proceso K-101, K-301 y K-302 son movidos por turbinas mecánicas a altas velocidades de rotación oscilando entre 80% y 105% con respecto a su velocidad de diseño. Estas velocidades son requeridas para aumentar y mantener el torque en el compresor.

3.2.1. Tipos de turbinas de vapor utilizadas en el proceso de producción de metanol

Las turbinas son clasificadas según su tipo [16]:

A. *Turbina de contrapresión (K-101T).* Es operado en contrapresión cuya presión es mayor a la atmosférica cambiando la energía térmica en energía cinética. En la alimentación de vapor posee una válvula manual para bloquear la línea entre la turbina y el cabezal de vapor, una válvula TTV (*trip and throttle valve*) utilizada para darle parada de emergencia a la turbina, y la válvula del gobernador la cual regula la entrada de vapor para controlar la velocidad del equipo. Este tipo de turbinas absorbe la energía del vapor para llevarlo de media presión a baja presión para luego ser

usado por otros equipos y así convertirlos en condensados retornables a las calderas como lo muestra la figura 3.15.

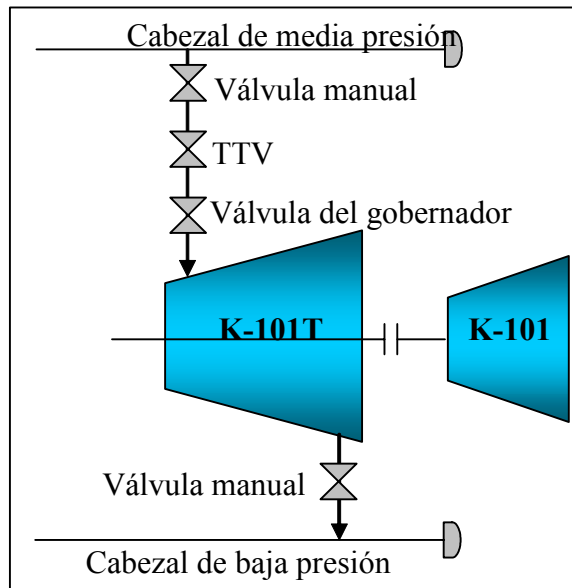


Figura 3.15. Diagrama de la turbina K-101T (contrapresión).

B. *Turbina mixta (K-302T).* Posee dos secciones; la entrada es alimentada primeramente con vapor de media controlada por la válvula del gobernador, y en un punto específico es reforzada con vapor de baja para luego pasar a la sección de condensado por medio de una válvula de control de flujo mixto extrayendo la mayor cantidad de energía posible del vapor llevándolo a exhausto y salir al condensador. En ambas entradas de vapor posee una válvula de disparo en caso de que se tenga que parar el equipo por emergencia (figura 3.16).

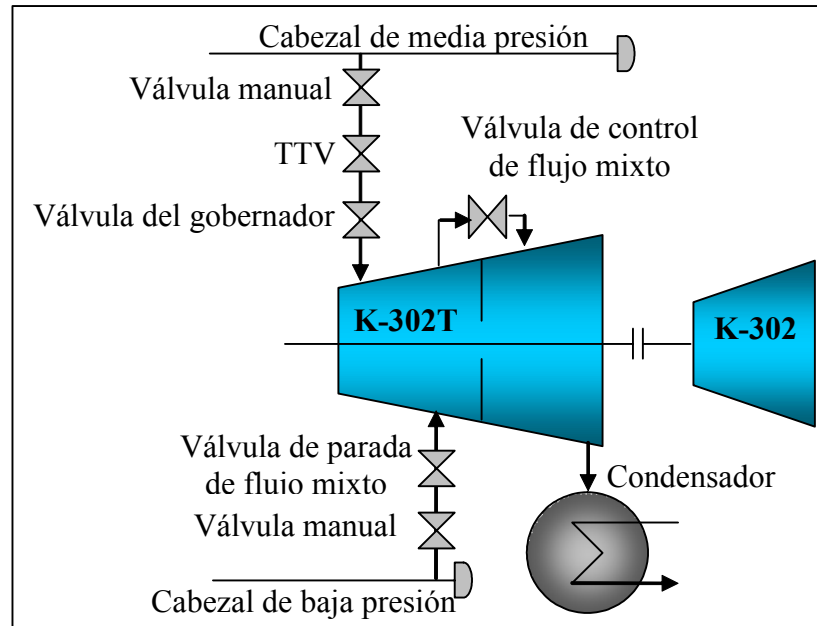


Figura 3.16. Diagrama de la turbina K-302T (mixta).

C. *Turbina de extracción y condensado (K-301T).* Una parte de la alimentación del vapor de alta presión, controlado por la válvula del gobernador, es extraído hacia el cabezal de media presión y otra parte es llevado a la sección de condensado a través de la válvula de control de extracción para ser enviado luego al condensador señalado en la figura 3.17. A la salida del vapor de media presión se encuentra una válvula check que evita en contraflujo durante alguna desviación.

La válvula del gobernador utilizada en estos casos es de baja presión (por manejar presiones menores a 120 kg/cm^2) y consta de una barra interna de varias válvulas dentro de una carcasa de la válvula. Estas válvulas son abiertas total o parcialmente en secuencia, dependiendo del requerimiento, por un sistema de servomotor hidráulico accionado desde un cilindro con aceite que mueve la palanca conectada a la barra de válvulas que permite la entrada de vapor a la turbina, mostrado en las figuras 2.22, 2.23 y 2.24 para cada turbina de los compresores de proceso.

La válvula TTV (trip throttle valve) es accionada por un pistón hidráulico diseñada para que cierre completamente entre uno y tres décimas de segundos después de ser activado el disparo de la turbina. Las válvulas de accionamiento manual se utilizan para aislar a la turbina de los cabezales de vapor.

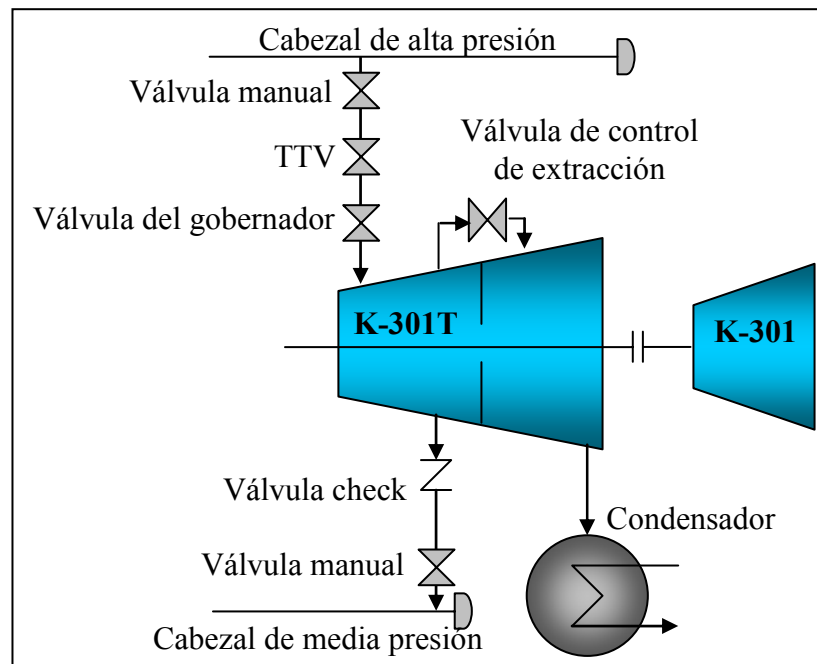


Figura 3.17. Diagrama de la turbina K-301T (extracción y condensado).

La válvula ECV (válvula de control de extracción) es usada para controlar la velocidad de la turbina por medio de la regulación del flujo de vapor hacia el lado de condensación, esta operación afecta el flujo de vapor de extracción del K-301T hacia el cabezal de media presión. Por otro lado, el GVC (válvula de control del gobernador) controla la presión del cabezal de alta presión por medio de la regulación del flujo de vapor de alta presión hacia la turbina, esta operación afecta la velocidad de la turbina por lo cual el ECV controlará, permitiendo el paso de vapor hacia el lado de condensación y con ello se logra que la velocidad permanezca sin

variaciones. Este sistema de gobernador es una interfase entre el DCS y la turbina. La válvula check localizada en la línea de extracción previene el flujo en retroceso del vapor desde el cabezal de media presión cuando es sometida a una parada de emergencia. Mientras que el condensador contribuye para que la turbina obtenga un máximo desempeño (utilización al máximo de la energía de vapor).

Todos los compresores y turbinas de proceso poseen un sistema de lubricación para evitar la fricción y contribuye al enfriamiento de los cojinetes. Por esa razón es muy importante el control de temperatura del aceite de lubricación.

3.2.2. Análisis de vibraciones, desplazamiento axial y temperatura de cojinete en compresores de proceso

Para mantener un proceso de compresión óptimo, las variables más importantes de los compresores de proceso (K-101, K-301 y K-302) son monitoreados constantemente para asegurar que se mantengan dentro de sus rangos de operación según sea el caso. Los sensores en línea, localizados dentro de los compresores (sensores de vibración, desplazamiento axial y temperatura de cojinete), en pares o tríos (temperaturas) de sensores para mayor confiabilidad, emiten señales (variables de proceso) al DCS y este se encarga de compararlas con los valores fijados tanto de alarma como de disparo para ejecutar la acción que le corresponde.

En el caso de las vibraciones, la figura 3.18 muestra la secuencia de alarmas que se emiten a raíz de un aumento en la señal de vibración del eje de los compresores. Los compresores deben trabajar dentro de rangos de vibración operacionales seguros que garanticen la eficiencia de la máquina. En las tablas 3.15 y 3.16 se observan las alarmas de las turbinas y compresores K-101 y K-302 respectivamente.

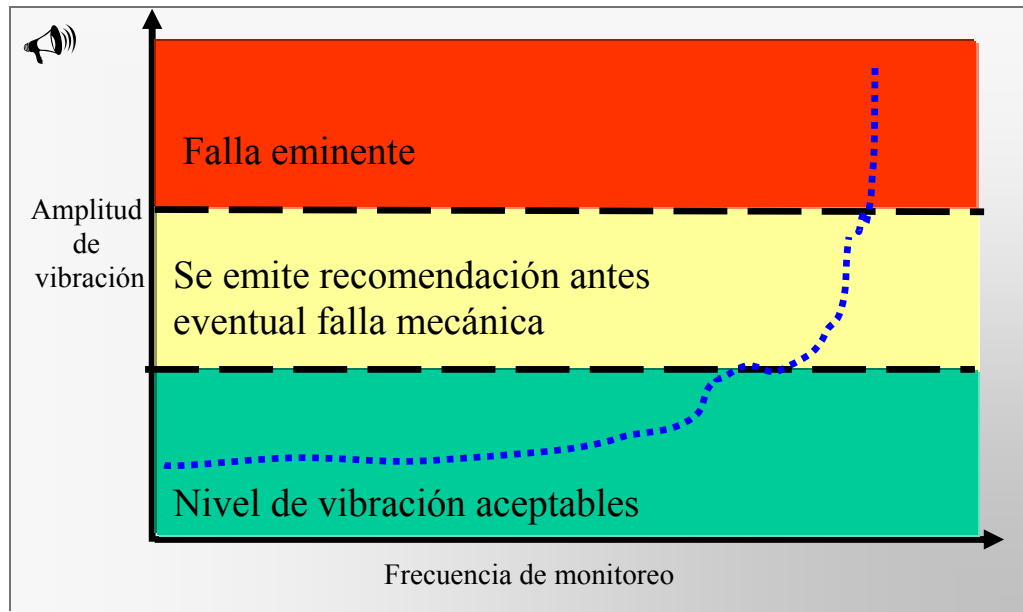


Figura 3.18. Niveles de alarma de vibración [16].

Tabla 3.15. Puntos de alarma y disparo de la turbina y compresor de proceso K-101 para cada variable de diseño [16] y en operación.

K-101					
Equipo	Tag	Diseño		Operación	
		Operación normal	Disparo	Alarma	Disparo
Compresor	XI152A/B	<30μm	34μm	40μm	60μm
	XI154A/B	<30μm	34μm	40μm	60μm
	ZI156A/B	±0mm	0,53mm	±0,50mm	±0,60mm
	TI151	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI152	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI153	90-105°C	120°C	100°C	120°C
Turbina	XI157A/B	<30μm	34μm	40μm	60μm
	XI159A/B	<30μm	34μm	40μm	60μm
	ZI151A/B	±0mm	0,53mm	±0,50mm	±0,60mm
	TI154	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI155	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI156	90-105°C	120°C	100°C	120°C

Tabla 3.16. Puntos de alarma y disparo de la turbina y compresor de proceso K-302 para cada variable de diseño [16] y en operación.

K-302					
Equipo	Tag	Diseño		Operación	
		Operación normal	Disparo	Alarma	Disparo
Compresor	XI382A/B	<34μm	40μm	40μm	65μm
	XI384A/B	<34μm	40μm	40μm	65μm
	ZI381A/B	±0mm	0,53mm	±0,50mm	±0,60mm
	TI381	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI382	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI383	90-105°C	120°C	100°C	120°C
Turbina	XI387A/B	<34μm	40μm	40μm	65μm
	XI389A/B	<34μm	40μm	40μm	65μm
	ZI386A/B	±0mm	0,65mm	±0,50mm	±0,60mm
	TI384	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI385	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI386	90-105°C	120°C	100°C	120°C

La turbina y el compresor K-301, por ser de tres etapas, esta dividida en un lado de baja presión (LP), la turbina y un lado de alta presión (HP) como se observa en la tabla 3.17.

Tabla 3.17. Puntos de alarma y disparo de la turbina y compresor de proceso K-301 para cada variable de diseño [16] y en operación.

K-301					
Equipo	Tag	Diseño		Operación	
		Operación normal	Disparo	Alarma	Disparo
Compresor LP	XI362A/B	<33µm	39µm	40µm	65µm
	XI364A/B	<33µm	39µm	40µm	65µm
	ZI361A/B	±0mm	0,53mm	±0,50mm	±0,60mm
	TI361	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI362	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI363	90-105°C	120°C	100°C	120°C
Turbina	XI372A/B	<33µm	39µm	40µm	65µm
	XI374A/B	<33µm	39µm	40µm	65µm
	ZI371A/B	±0mm	0,65mm	±0,50mm	±0,60mm
	TI367	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI368	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI369	90-105°C	120°C	100°C	120°C
Compresor HP	XI367A/B	<33µm	39µm	40µm	65µm
	XI369A/B	<33µm	39µm	40µm	65µm
	ZI366A/B	±0mm	0,53mm	±0,50mm	±0,70mm
	TI364	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI365	90-105°C	120°C	100°C	120°C
	TI366	90-105°C	120°C	100°C	120°C

Si por alguna razón se presentan desviaciones por encima del rango operacional, los sistemas de protección emitirán señales para alertar a los operarios sobre la situación partiendo de una alarma de alta vibración (H). En este punto se investigan las posibles causas y soluciones al evento para contrarrestar el problema.

Ante un continuo incremento en las señales de vibración del equipo, el sistema de protección continúa alertando a los operarios lo cual significa que la falla es eminente y el equipo esta trabajando a condiciones extremas hasta llegar al disparo (*alarm trip*) y salida de servicio del equipo. El tipo de esquema de la figura 3.16 es implementado de igual manera para los sistemas de seguridad de desplazamiento axial y temperatura de cojinetes de los compresores y turbinas.

Al momento de presentarse condiciones inusuales en las variables estudiadas, se emiten a continuación algunas recomendaciones de acción rápida para parar o disminuir el incremento de riesgo en el equipo.

- **Vibración.** Cuando se observe una alta vibración durante el arranque, deje de aumentar la velocidad y verifique la causa. En caso de que la causa parezca ser distinta que una mala operación tal como calentamiento insuficiente, pare la unidad y verifique cada una de las variables del equipo. Cuando el nivel de vibración aumenta repentinamente durante la operación normal, reduzca la carga y/o pare la unidad. En caso de que la amplitud de la vibración aumente gradualmente, investigue el fenómeno, cambie las condiciones de operación o realice un análisis tal como el análisis del espectro de la vibración.
- **Ruido anormal.** El chequeo debe ser realizado cuidadosamente en operación a baja velocidad. Después de elevar la velocidad, el ruido se mezcla con la rotación y el ruido de la admisión de vapor, y será difícil encontrar la causa. La existencia de ruido anormal generalmente esta acompañada con vibración. Chequee ambas y encuentre la causa real.
- **Elevación de la temperatura de cojinete.** La temperatura del cojinete aumenta por daños al metal del cojinete, disminución del flujo de aceite de lubricación, presión del aceite de lubricación, alta temperatura del suministro de aceite de lubricación,

alta vibración del rotor, empuje anormal, etc. En caso de que la temperatura del metal se eleve repentinamente o exceda los 120°C, pare la unidad y chequee el cojinete.

- Fluctuación de la temperatura del cojinete. En caso de que fluctúe la temperatura del cojinete, chequee las variables mencionadas en la condición anterior. Pare la unidad y chequee el cojinete cuando la fluctuación de la temperatura continúe aun después del chequeo.

Las turbinas y compresores de procesos, al igual que muchos equipos y variables importantes dentro de la planta, poseen configuraciones lógicas en el sistema de protección del DCS que accionan el sistema *interlock* en caso de que una de estas variables medidas y conectadas se salga del rango de operación segura lo que ocasionaría el disparo del equipo y, dependiendo de la variable, parada de emergencia de planta.

Las lógicas configuradas en las turbinas y compresores manejan un alto grado de confiabilidad por tener actuadores que inician al tener dos o más medidas de una misma variable sobre su punto de ajuste (punto de disparo) como son:

- Votación 2/3: dos de las tres variables medidas deben sobrepasar el punto de ajuste.
- OR: una de las variables medidas deben sobrepasar el punto de ajuste.
- AND: todas las variables medidas deben sobrepasar el punto de ajuste.

En la figura 3.19 se observa la configuración lógica del sistema de protección de la turbina y compresor K-101. Las señales llegan al panel Bently Nevada (sistema de protección de turbinas y compresores de proceso), ubicado en sala de control la cual tiene indicadores de vibración y desplazamiento de cada turbina y compresor de proceso que emiten alarmas y pueden activar el disparo de un equipo a partir del

cumplimiento de un orden lógico que de acuerdo a los permisos activados, mandan la señal final al DCS para activar la parada respectiva. Para las turbinas y compresores K-301 y K-302, se pueden observar sus configuraciones en las figuras A.2 y A.3 del anexo A respectivamente.

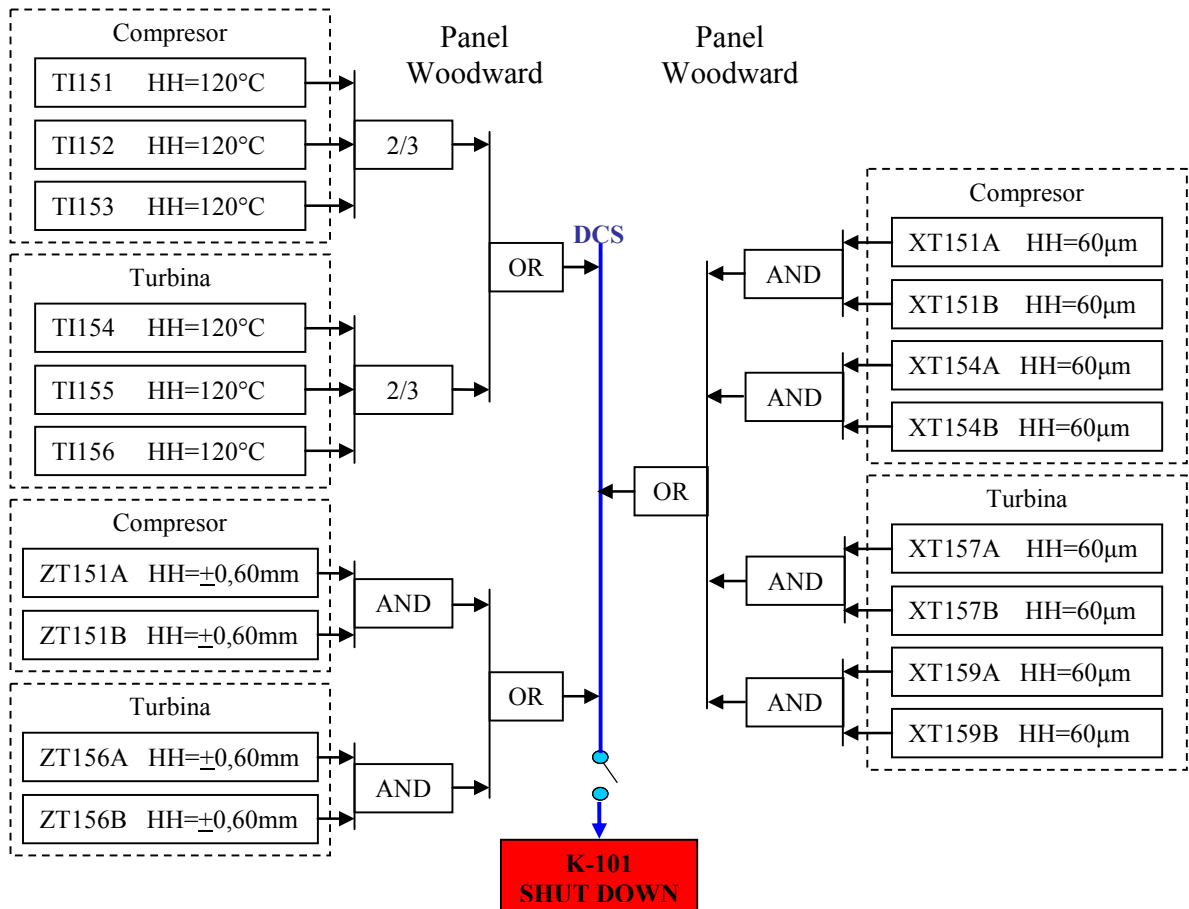


Figura 3.19. Configuración lógica del sistema de protección de la turbina y compresor K-101 en el panel *Bently Nevada* para vibración, desplazamiento axial y temperatura del cojinete.

3.3. Evaluación del sistema de alimentación de vapor de alta a la turbina K-301T

La caldera de vapor de alta presión E-205 en conjunto con el domo superior V-201 son los equipos encargados de producir vapor de alta presión (SH) de 105 kg/cm^2 y una temperatura de 315°C a partir de una corriente de agua de alimentación para calderas (BFW) a condiciones especiales para evitar corrosión e incrustaciones en éste y en las tuberías y equipos aguas abajo como la turbina K-301T. Los equipos involucrados se observan en la figura 3.20.

El domo superior de la caldera de alta presión V-201 se alimenta con 210 t/h de BFW a 240°C y 120 kg/cm^2 provenientes del desaireador V-620 pasando por los intercambiadores E-204 ubicado en la sección de convección del reformador y E-206 que intercambia calor con el gas reformado. Esta agua a condiciones especiales desciende desde el domo superior V-201 en estado líquido hasta la caldera E-205 donde absorbe el calor del gas reformado saliente del reformador F-201 de 850°C a 330°C . Posee una corriente de purga para eliminar las impurezas depositadas en el fondo del domo la cual es aprovechada al extraerle vapor de baja presión. El agua dentro del E-205 aumenta su temperatura cambiando de fase a vapor saturado retornando nuevamente al domo superior por distintas vías y saliendo por el tope hacia los intercambiadores de calor E-202A/B para ser sobrecalentado hasta 510°C y alimentar al cabezal de vapor de alta presión.

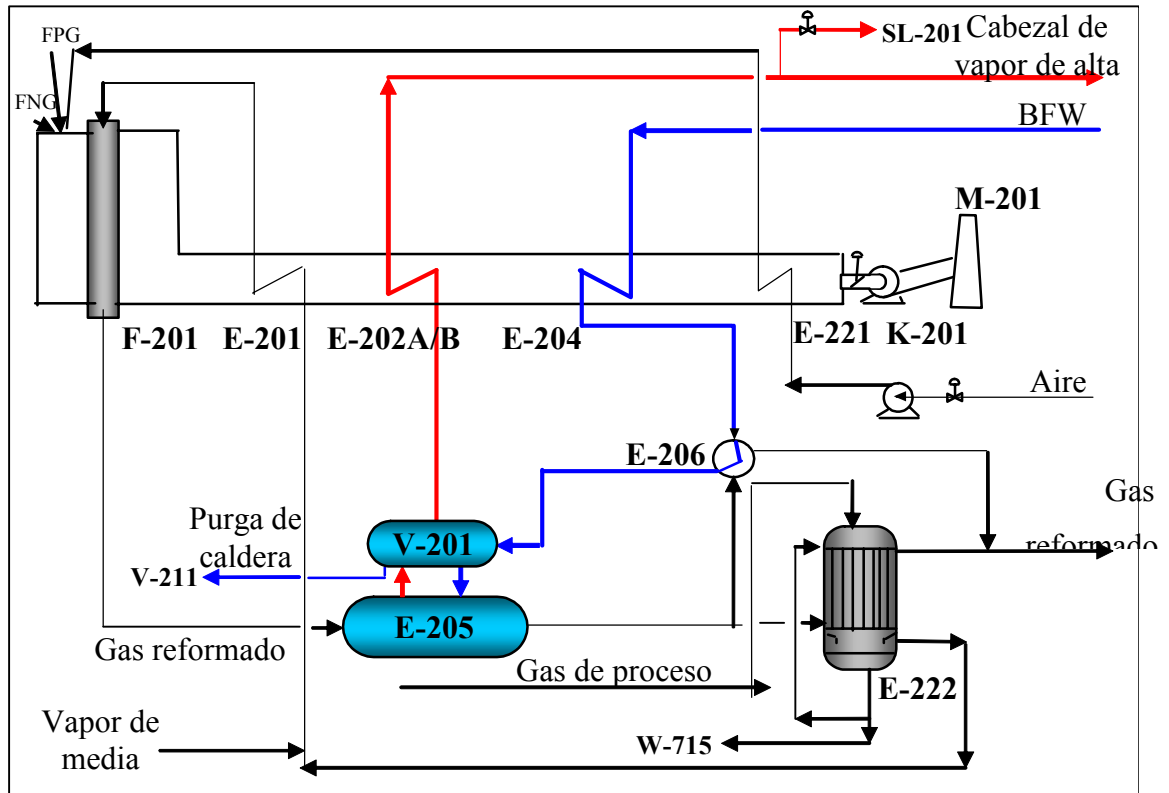


Figura 3.20. Diagrama de producción de vapor de alta presión (SH).

Para el proceso de producción de vapor de alta presión (figura 3.21) y su consumo son necesarias condiciones de variables específicas durante su operación para mantener una máxima eficiencia, como lo son los indicados en la tabla 3.18.

Tabla 3.18. Variables y sus indicadores utilizados para el desarrollo de los balances de materia y energía en la producción y consumo del vapor de alta presión.

Descripción	Identificación en DCS	Unidad
Flujo de BFW al V-201	FC-214	t/h
Presión de BFW al V-201	PC-228	kg/cm ²
Nivel de líquido en el V-201	LC-209	% nivel
Flujo de vapor a la salida del V-201	FI-213	t/h
Temperatura de vapor a la salida del E-202B	TC-214	°C
Temperatura de vapor a la entrada del K-301T	TI-6205	°C
Presión de vapor a la salida del E-202B	PC-207	kg/cm ²
Presión de vapor en el cabezal de SH	PC-6209	kg/cm ²
Presión de vapor a la entrada del K-301T	PC-6210	kg/cm ²
Flujo de entrada al K-301T	FI-6208	t/h
Descripción	Identificación en DCS	Unidad
Velocidad del eje del K-301T	SI-351	RPM
Vibración de eje K-301T lado gobernador	XI-372B	µm
Vibración de eje K-301T lado exhausto	XI-374A	µm
Temperatura del cojinete del K-301T	TI-367	°C
Temperatura del eje K-301T lado gobernador	TI-368	°C
Temperatura del eje K-301T lado exhausto	TI-369	°C

El agua de alimentación para calderas (BFW) a condiciones especiales para evitar corrosión e incrustaciones en el sistema, con valores de flujo y presión necesarios medidos y controlados por el FC-214 (esclavo) y PC-228 respectivamente, alimenta al domo superior de la cadera V-201 para mantener un nivel operacional

(35% de nivel) medido por el LC-209 (maestro) el cual le da la señal al FC-214 para que comande a abrir o cerrar su válvula controlada FV-214. Mientras que la válvula LV-209 es utilizada para despresurizar la alimentación de BFW cuando este por encima del valor máximo (128 kg/cm^2), medido por el PC-228. El indicador de flujo de vapor a la salida FI-213 es utilizado para cálculos de compensación con el valor del nivel en el V-201.

La temperatura del vapor sobrecalentado a la salida del E-202B es controlada por el TC-214 el cual comanda a inyectar o no BFW con menor temperatura a la corriente de vapor entre los intercambiadores E-202 A y B por la válvula TV-214; a este dispositivo se le conoce como desobrecalentador.

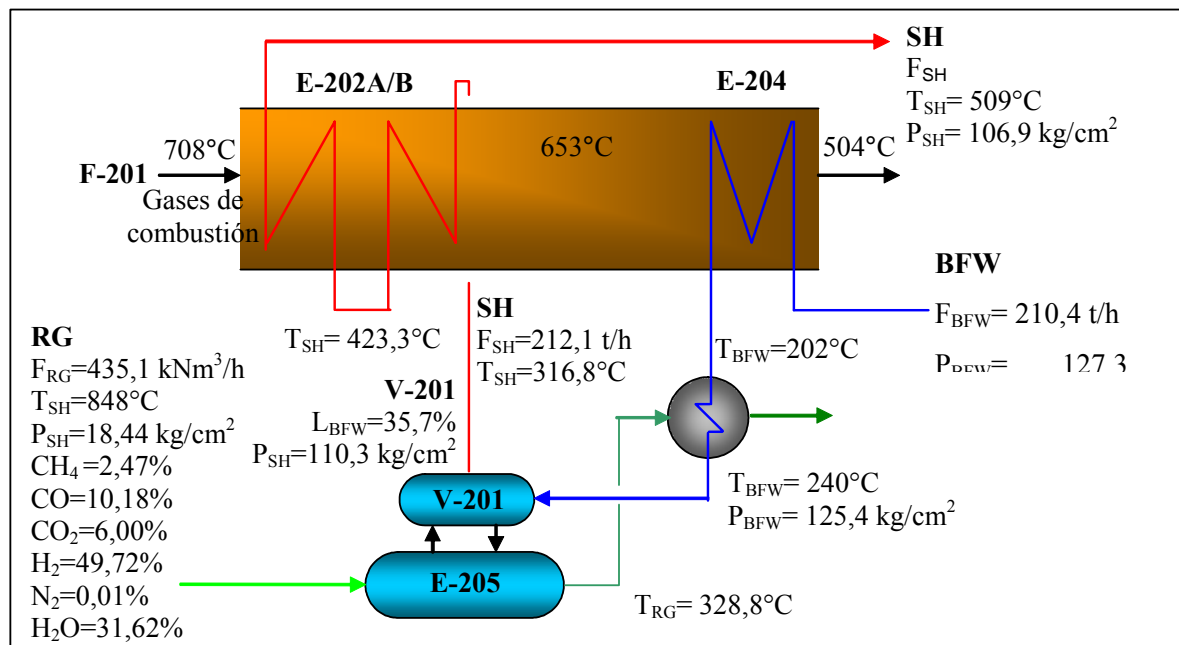


Figura 3.21. Esquema de las corrientes y variables que intervienen en el proceso de producción de vapor de alta presión en operación normal.

Finalmente, el vapor de alta presión producido a 510°C y 105 kg/cm^2 es llevado hacia el cabezal de alta y medido por el PC6210, PC-6209 y PC-207 donde, por

medio de estos controladores se va a mantener una presión óptima para ser utilizada por la turbina K-301T. A medida que esta presión sobrepase los valores requeridos (105 kg/cm^2), el PC-6209 abrirá en 107 kg/cm^2 hacia el cabezal de media presión, y si sigue aumentando, el PC-207 dará apertura a la válvula a partir de los 110 kg/cm^2 para que libere vapor a través del silenciador SL-201.

Las corrientes involucradas en la producción de vapor de alta presión y sus condiciones operacionales, reflejados en la figura 3.21, fueron obtenidas a partir de los datos manejados por el DCS en operación normal para ser estudiados y comparados con los valores derivados de la falla en el cabezal de vapor de alta ocurrida el día 24 de junio de 2006.

Durante la operación normal de producción de metanol se tomaron lecturas de los sensores de desplazamiento axial (ZI-371A/B), vibración (XI-372A/B y XI-374A/B) y temperatura de cojinetes (TI-367, TI-368 y TI-369) y velocidad de rotación del eje (SI-371) de la turbina K-301T mostradas en la figura 3.22 para poder comparar estos valores estables y dentro del rango de operación con los arrojados durante la falla del 24 de junio de 2006.

Vale resaltar que en operación normal este es el único equipo que utiliza vapor de alta presión para transformar la energía térmica en energía cinética y poder comprimir los gases de reformación a condiciones preestablecidas (102 kg/cm^2).

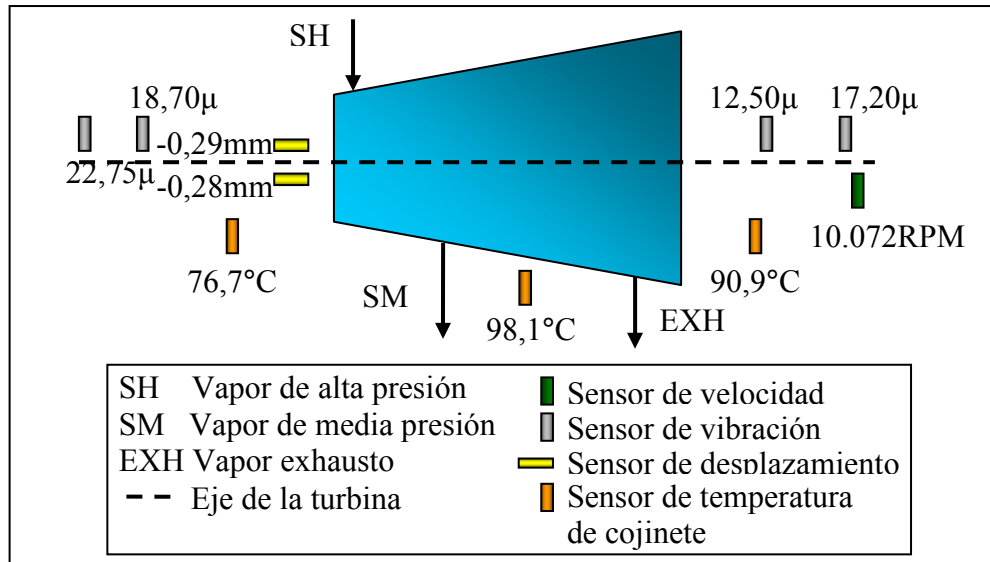


Figura 3.22. Esquema de variables de velocidad, desplazamiento axial, vibraciones y temperatura de cojinetes de la turbina de vapor de alta presión K-301T en operación normal.

3.3.1. Antecedentes de problemas operacionales en el sistema de producción de vapor de alta presión

Durante la tarde del 24 de junio de 2006 se presentaron una serie de desviaciones de proceso en la planta, que finalizaron con la parada total de la misma, primero con el disparo de la turbina K-301T (turbina de vapor de alta presión del compresor de proceso) en forma manual por el personal de operaciones, y posteriormente del disparo automático de reformador F-201, por presurización en la sección de descarga de gases de combustión (sección de convección).

De la descripción de los eventos presentada por el personal a cargo en ese momento, se presumió en un principio que la secuencia fue la siguiente:

- Despresurización del cabezal de vapor de alta presión (SH) de 105 kg/cm² a 77,2 kg/cm². Esta despresurización se generó probablemente por la aparición de una fuga en la válvula check en la línea de SH ubicada aguas abajo de los sobrecalentadores de vapor de alta presión, E-202 A/B.
- Incremento de las indicaciones de flujo de vapor de extracción y admisión a la turbina K-301T.
- Presurización del cabezal de media presión, generado por el flujo de vapor adicional proveniente de la extracción del K-301T.
- Arranque de la bomba auxiliar P-621B de alimentación de agua a la caldera de vapor de alta presión E-205, en forma automática, por disminución de la presión en este circuito lo cual llevo el flujo de 218 t/h a más de 300 t/h.
- Incremento de nivel en el tambor de vapor de la caldera de vapor de alta presión V-201 sobrepasando el 40,2% dando alarma por alto nivel (HH) llegando a tener un 80 % de nivel.
- Continúa fluctuando súbitamente la presión en el cabezal de vapor (de 77,2 kg/cm² a 92,8 kg/cm²) y el flujo a la entrada de la turbina K-301T (entre 250 t/h y 300 t/h).
- Descenso de la temperatura del vapor de alta presión, por posible arrastre de líquido desde el tambor de vapor de la caldera de vapor de alta presión, V-201.
- Se decide darle parada (*TRIP*) al K-301T, ya que estas desviaciones afectaban las condiciones del reactor de síntesis R-401 y no permitían mantener control del lazo de síntesis y la carga del F-201 se encontraba en aproximadamente 79% en ese momento.

El personal de operaciones realizó una serie de maniobras para estabilizar el proceso a raíz de las múltiples desviaciones que se presentaron simultáneamente: fluctuación en el flujo de vapor al F-201, variación de velocidad en el K-301T,

incremento en la temperatura y posición axial de la K-301T, disminución de las temperaturas en los lechos del reactor de síntesis R-401, etc. Motivado a la intensidad de la lluvia que se presentó en ese momento en la planta y a la rapidez de los cambios operacionales y múltiples alarmas, se ejecutaron finalmente los disparos indicados al inicio de esta sección. La descripción de este evento de manera más detallada con el comportamiento de todas las variables involucradas en tiempo real y las alarmas reportadas se observan en la tabla A.8. Los daños ocasionados durante la falla se muestran en la figura 3.23.

Primeramente, se estableció como hipótesis que las causas más probables del incidente fueron:

1. Mal funcionamiento del sistema de regulación de vapor de la turbina K-301T (válvula gobernador GV o válvula de control de extracción ECV).
2. Fuga masiva de vapor de SH a través de válvula check aguas abajo del E-202B.
3. Problemas en el controlador LC-209 encargado de la producción del vapor de alta presión en la caldera V-201.

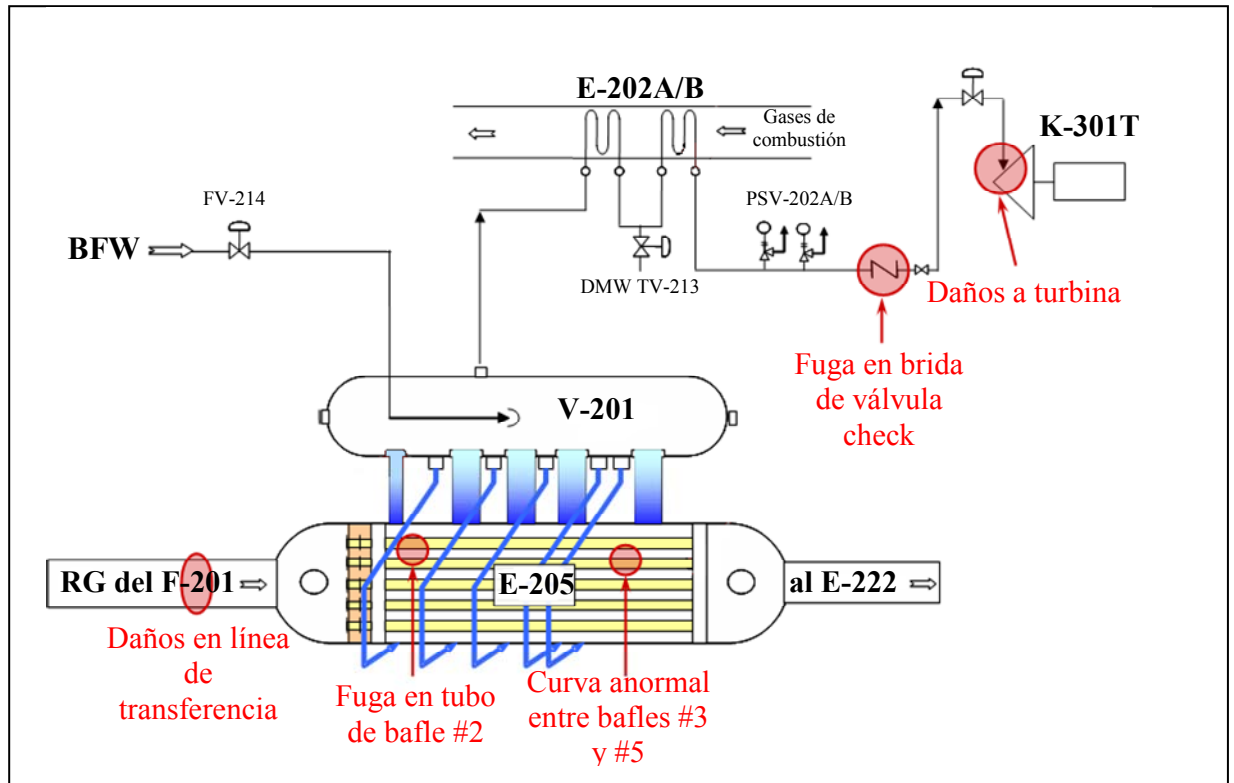


Figura 3.23. Daños ocasionados durante el evento de falla de turbina K-301T para el día 24 de junio de 2006.

○ *Otros eventos relacionados*

1. El 10 de marzo de 1994 se realizó una parada de planta debido a fluctuaciones de nivel en el domo superior de la caldera de SH V-201. Mientras se incrementaba la velocidad de compresor K-301 comenzaron fluctuaciones en el nivel del V-201 ocasionando también fluctuaciones en la presión del cabezal de vapor de alta y media. Para este momento, el nivel del V-201 se manejaba en 50%. Se presume que la causa del problema fue por alto nivel en el V-201 (por encima de 70%) no permitiendo la separación de vapor-liquido adecuada, en consecuencia se originaron variaciones imprevistas fuera de los rangos de operación.

2. Para el 16 de agosto de 1999 se observaron variaciones en el nivel del V-201, presurización en el cabezal de SH y posteriormente en el cabezal de media presión dando como resultado perturbaciones en el reformador y sección de síntesis. La causa fue por apertura repentina de la válvula desobrecalentador del cabezal SH TV-214 (en dos oportunidades) por entrada de agua al venteo del posicionador de la válvula ocasionando que esta abriera de modo incorrecto.

3. El día 01 de agosto de 2005 se observó pérdida de presión en el cabezal de vapor de alta presión e incremento de flujo a la entrada de la turbina K-301T por apertura repentina del gobernador de la turbina y la válvula de control de extracción (*ECV*) que se encuentra dentro del mismo y que divide a la turbina en dos etapas. El controlador PC-6210 que manipula el gobernador de la turbina se paso de automático a manual para contrarrestar la situación y estabilizar las condiciones en el cabezal de SH pero no se observó respuesta de estas válvulas. Las acciones tomadas fueron aumentar la variable controlada del PC-301 de la succión del compresor K-301 (lado proceso) para disminuir el requerimiento de alta velocidad de la turbina y así el controlador pueda empezar a cerrar. La causa aparente de este evento fue la desconexión del gobernador del K-301T del control PC-6210, lo que originó la apertura progresiva del gobernador y la despresurización del cabezal de vapor de alta presión.

CAPÍTULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. Valores del sistema interlock en el horno reformador

Las variables críticas del horno reformador deben poseer rangos en los cuales se mantenga una operación segura ante desviaciones inesperadas que puedan ocasionar graves daños a materiales y equipos utilizados en el proceso. Para tal fin es de vital importancia ajustar valores confiables en el sistema *interlock* que garanticen que el proceso productivo se detenga cuando no existan las condiciones necesarias para obtener el producto en la cantidad y/o calidad requerida y manteniendo la vida útil de los equipos.

El rango de operación de la relación vapor/carbono, relacionado directamente al rango de temperatura en el gas reformado a la salida del horno, y el requerimiento mínimo de exceso de aire de combustión fueron establecidos en los siguientes tópicos, conjuntamente con los valores óptimos para cada una de estas variables.

4.1.1. Valores mínimos y máximos teóricos de temperatura en el horno reformador

La formación de carbón en el reformador depende directamente de la temperatura de operación y la relación vapor/carbono, por esto se estudió primeramente los rangos de temperatura seguros para evitar la deposición del carbón dentro de los tubos catalíticos, utilizando las figuras 3.4, 3.5 y 3.6, mostrando gráficas de constantes de equilibrio de cada reacción de formación de carbón en función de la

temperatura operacional con zonas de deposición de carbón, tomando en cuenta principalmente la composición del gas natural de proceso a la entrada del reformador.

La temperatura del flujo de gas dentro de los tubos del reformador esta íntimamente relacionada con el funcionamiento óptimo del reformador debido a que su valor puede indicar si existe o no peligro de formación de carbón en los catalizadores. Las gráficas presentadas, sacadas del manual de operaciones de una planta formadora de briquetas [15], ha permitido analizar por método gráfico si existe formación de carbón a partir de las reacciones que la originan, dando como resultado los siguientes valores: para la reacción agua-carbono se obtuvo un mínimo valor de temperatura de 733°C que garantiza la no formación de carbón dentro de los tubos catalíticos; para la reacción de Boudouard se determinó como valor mínimo 755°C ; mientras que para la reacción de craqueo de metano se obtuvo una temperatura máxima de 1.100°C que no debe ser alcanzada para evitar formación y deposición de carbón.

Los valores de temperatura mostrados en la tabla 4.1 fueron utilizados para establecer un rango de temperatura de operación que garantice un comportamiento óptimo y uniforme de todos los tubos catalíticos evitando así variaciones indeseables que afecten el proceso.

Tabla 4.1. Temperaturas máximas y mínimas que activan las reacciones de formación de carbón en los catalizadores del reformador a partir de datos operacionales del día 10 de marzo de 2008.

Reacciones		Temperaturas mínimas (°C)	Temperaturas máximas (°C)
Nombre	Estequiometría		
Reacción agua-carbono	$\text{CO} + \text{H}_2 = \text{C} + \text{H}_2\text{O}$	733	-
Reacción Boudouard	$2\text{CO} = \text{C} + \text{CO}_2$	755	-
Reacción craqueo de metano	$\text{CH}_4 = \text{C} + 2\text{H}_2$	-	1100

Para el rango de temperatura determinado se tomó en cuenta que, por utilizar el método gráfico, se implantó un porcentaje de desviación de 1% para dar mayor confianza a los resultados obtenidos. Este rango de temperatura fue de 762,55-1.089°C, la cual se puede ajustar al rango de 770-1.090°C. Tomando en cuenta que la temperatura máxima de diseño en la pared de los tubos del horno es de 945°C, llevando la temperatura del gas reformado en este punto a 900°C por transferencia de calor[6], este rango se reduce a 770-900°C

Mediante esta evaluación se puede asegurar que la temperatura de operación dentro de los tubos catalíticos del horno reformador (845,89°C) se encuentra dentro del rango preestablecido (770-900°C), resultado de los cálculos de las constantes de equilibrio y la lectura de las gráficas, evitando así la formación de carbón a partir de las reacciones agua-carbono, Boudouard y craqueo del metano. Se debe prestar especial atención al momento del arranque o parada del reformador, para evitar que las temperaturas dentro de los tubos no se mantengan por debajo de 770°C por mucho tiempo, lo que estimularía las reacciones de formación de carbono.

4.1.2. Valores mínimos y máximos teóricos de la relación vapor/carbono en el horno reformador

Como parte de la evaluación se calculó la relación vapor/carbono a partir de la ecuación 3.21, tomando valores de flujos de vapor de agua inyectado de la tabla 3.2, vapor de agua evaporado en el E-222 de la ecuación 3.1 y el número de carbonos totales de la ecuación 3.22, resultando en un valor V/C de 2,932. Se determinó que la desviación entre la relación V/C calculada y la proporcionada por el DCS fue de 2,25%, ambas para el día 10 de marzo de 2008 y mostradas en la tabla 4.2, confirmando la validez del procedimiento de cálculo.

Tabla 4.2. Porcentaje de desviación entre la relación vapor/carbono calculada y la relación vapor/carbono proporcionada por el DCS para el día 10 de marzo de 2008.

Relación V/C calculada	Relación V/C en DCS	Desviación
2,932	2,998	2,25%

Para la determinación de los valores mínimos y máximos teóricos de la relación vapor/carbono primero se revisaron unas tablas compiladas con condiciones de operación en reformadores bajo distintas capacidades, procedimiento discutido en detalle en el último tópico del punto 3.1.4.

Evaluando las tres condiciones de carga se puede concluir que operando a un valor cercano de 100% de producción sería la más óptima y segura para la planta, cumpliéndose durante el tiempo de la evaluación con un 102,3% de carga. Manteniendo un rango de **relación v/c de 3 a 3,3** puede mantenerse una recuperación de purga aguas abajo del reformador suficiente para ser utilizado como gas combustible (52,09 kNm³/h) y mantener la temperatura óptima en la pared de los tubos (aproximadamente 900 °C) sin perturbaciones considerables en la zona de

convección con respecto al diseño de los intercambiadores alojados en ella, hidrógeno a la sección de Hidrodesulfuración ($3,39 \text{ kNm}^3/\text{h}$) y un exceso llevado Petromonagas ($6.078,16 \text{ kNm}^3$). Si disminuye la relación V/C aumentaría la carga de PNG que conlleva al aumento de temperatura en los tubos para tratar de mantener la fuga de metano a un valor óptimo, esto como consecuencia aumenta el requerimiento de gases combustibles al horno reformador, también aumentaría el riesgo de daños en el catalizador por elevadas temperaturas. Aumentando la relación V/C mayor al rango estimado anteriormente disminuiría la cantidad de gas combustible de purga, lo que conlleva a utilizar más gas natural para producir calor en el horno, siendo desfavorable por aumentar los costos de operación a la empresa.

Comparando los valores de temperatura entre el rango observado en la tabla B.2 ($899-910^\circ\text{C}$) y los de operación del F-201 ($905,56^\circ\text{C}$) de gases de combustión a la salida del horno reformador zona de radiación, a una relación V/C de 2,998 (con un valor ajustado de 3), se puede afirmar que esta temperatura esta dentro del rango óptimo de operación, aunque se puede acotar que una temperatura de 910°C debe hacerse seguimiento ya que puede presentar problemas como se ha visto en los antecedentes del F-201. Los demás valores observados en la tabla B.2 como la carga al horno de gas de proceso y combustibles al horno y calderas auxiliares no pueden ser comparados con los operacionales del horno reformador F-201, ya que las capacidades de producción y/o tamaño de los hornos son distintos por ser para la producción de amoníaco mientras que nuestro caso es para producción de metanol.

Como segundo paso se utilizaron las figuras 3.7, 3.8 y 3.9 para garantizar que las condiciones de operación se encuentran dentro de los rangos permitidos, tomando en consideración los promedios de presión de entrada y salida del flujo dentro de los tubos, la temperatura del gas reformado a la salida del horno, la relación vapor/carbono y la fuga de metano, fuga de monóxido de carbono y fuga de dióxido de carbono presentadas en cada gráfica respectivamente. La presión dentro de los tubos y las fugas de cada compuesto se tomaron constantes para cada una de las

gráficas debido a que son valores operacionales estables soportados por ser aproximados al valor de diseño del horno reformador.

En la figura 3.8 se encontró que para una temperatura de salida del gas reformado de 846°C (tabla 3.15), una presión promedio de 19,45 kg/cm² (276,64 psig) y una concentración de CO en el gas reformado de 14,66% (tabla 3.4), la relación vapor/carbono es muy próxima a 3, lo cual se encuentra en el límite inferior del rango recomendado de operación que es de 3 a 3,3, según razonamiento planteado al final del capítulo 3. De igual manera se puede evidenciar en la figura 3.9, donde la fuga de dióxido de carbono es 8,58% molar, que el punto de corte entre las variables señaladas está dentro del rango de 3 a 3,3 de relación V/C óptimo para una operación segura de reformación del gas natural.

Debido a que la variable de fuga de metano es la más importante, tomada en cuenta por los controladores para mantener una composición óptima de gas reformado a la salida del horno, se construyó a partir de la gráfica de la figura 3.7 la zona óptima y zona límite de operación a la cual debe permanecer el punto de corte entre las variables involucradas, demostrando de esta forma que tanto la relación V/C como la temperatura de operación del flujo actuales son aceptables, como se observa en la figura 4.1. Para el nuevo tren de producción de metanol, se implementará un sistema *interlock* activándose por baja relación vapor/carbono, cuyo valor mínimo es 2,3 y valor de operación con punto de ajuste en 3.

Los resultados derivados de la evaluación permitieron obtener las **temperaturas máximas y mínimas** de flujo para evitar la formación de carbón dentro de los catalizadores calculados tomando como base las figuras 3.4, 3.5 y 3.6 y los valores de diseño de los tubos, los cuales son **770°C y 900°C** respectivamente, y la **relación V/C mínima de 2,3**.

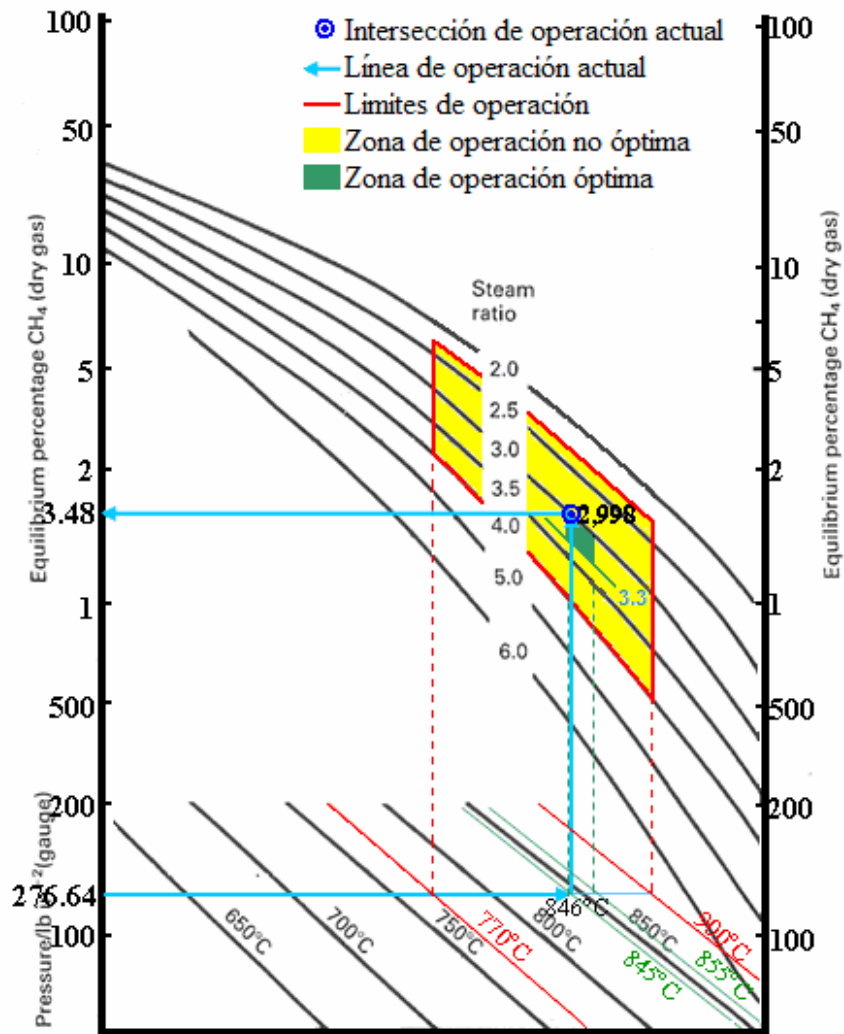


Figura 4.1. Zona óptima y límites máximos y mínimos de operación del reformador F-201 [12].

Una **relación V/C máxima de 4** se toma como permitida aunque un valor superior a este solo conllevaría a mayor consumo de vapor (gastos operacionales) o menor cantidad de PNG (menor producción), siempre repercutiendo en el ámbito económico mas no en la vida útil de los equipos. Vale mencionar que una relación mayor a 4 y vapor de agua total en la alimentación al reformador es utilizado durante

los procedimientos de descoquización, arranque y parada del equipo, siempre que este sea sobrecalentado para evitar la evaporación o condensación dentro del catalizador evitando daños irreversibles por fracturas del mismo. A partir de estos valores límites de las variables estudiadas se construyó la zona límite no óptima a la cual puede operar el horno reformador fuera de peligro en cuanto a daños a los tubos y/o formación de carbón en el catalizador.

Se sugiere mantener un **rango en la relación V/C de 3,0-3,3** debido a que es la más usada en distintas plantas cuyo valor de **3** ha dado óptimos resultados incluyendo al reformador F-201, aunque un valor menor a este es favorable en aspectos económicos (cantidad de vapor de agua suministrado). Igualmente se sugiere mantener las **temperaturas en rangos de 845-855°C** dentro de los tubos del horno reformador F-201 por ser valores preestablecidos por los fabricantes, avalado por los ingenieros de proceso en conjunto con los operarios, dando resultados positivos y manteniendo las demás variables involucradas dentro de una operación óptima en el proceso de reformación.

Se debe tener presente que lo más importante es mantener una operación estable conservando siempre un balance entre cantidad máxima de producción permitida, una mayor vida útil para los materiales que componen el equipo y una tasa mínima aceptable en costos de operación obteniendo así una mayor eficiencia del proceso.

4.1.3. Aire en exceso en el horno reformador F-201

Para establecer un valor óptimo de porcentaje de exceso de aire se determinó el oxígeno teórico (3.011,27 kgmol/h, 67,495 kNm³/h) y el aire teórico necesario para quemar la mezcla de combustible de entrada (14.339,38 kgmol/h, 321,403 kNm³/h), la relación de flujo de gas de combustión por gas combustible quemado, la entalpía de combustión de los gases a la salida del horno (128.603.472 kcal/h) y el calor

disponible (32,45 MJ/kg) aportado por la mezcla de combustibles, todos estos valores reportados en el Capítulo 3. Para tal fin se desarrollaron hojas de cálculo en Microsoft Excel para los balances de masa y balance de energía en el horno reformador lado combustión a partir de la data arrojada por los analizadores e indicadores de flujo y temperatura para el día 10 de marzo de 2008.

El exceso de aire requerido varía con el combustible quemado y tipo de quemador. El fabricante de calderas, *B&W (Babcock & Wilcox)* [9], proporciona una guía sobre los excesos de aire que se pueden esperar según el tipo de combustible y sistemas de combustión. Para este estudio, tomando las características del combustible (gas natural) y el sistema de combustión (quemador tipo de registros) se sugiere que un porcentaje de exceso de aire real óptimo debe estar en el rango de 5 a 10%, cuyo valor típico es 9%.

Por otra parte, *Woodward* advierte que no se debe tener un exceso tan bajo de oxígeno en un horno tal que pueda aparecer combustible en los gases de combustión. Esto puede hacer que se pierda con rapidez la eficiencia que se estaba intentando ganar, además de plantear un riesgo de seguridad. Cuando se quema gas se puede tener una pérdida apreciable de combustibles no quemados antes de que se vea humo [11]. *Woodward* sugiere que por debajo de 3% de oxígeno en exceso, debe de monitorearse el porcentaje de combustibles en los gases de la combustión; el reformador F-201 tiene un 2% de oxígeno en los gases de combustión. Se dice que cuando las plantas tienen suministros de combustibles fuertemente variables, se debe trabajar con un exceso de más de 10%; este no es caso del combustible usado en el F-201.

Los diseños de hornos con tiro forzado y/o natural, que quemen gas combustible deben basarse en 20% de exceso de aire según *Catalysts & Chemical, Inc* [12].

Ante esta variedad de sugerencias en cuanto al porcentaje de exceso de aire, se tomó con mayor relevancia la obtenida por el manual de diseños de PDVSA, procedimiento discutido en el punto 3.1.5, debido a que posee características

similares en cuanto a diseño y condiciones de operación con el reformador F-201. En este manual se consigue que, para trabajar de acuerdo a las figuras establecidas, se debe tener como combustible una mezcla de hidrógeno, gases hidrocarburos e inertes llamados gases combustibles de refinería existiendo gráficas específicas de acuerdo al poder calorífico superior y poder calorífico inferior.

Mediante estudios de exceso de aire de diseño en hornos por parte de PDVSA se determinó a partir de las figuras 3.11 y 3.12 que para garantizar una combustión completa del combustible con un poder calorífico superior de 60,22 MJ/kg se requiere un porcentaje de exceso de aire aproximado de 12,13%, equivalente a un flujo de aire en exceso de 38,99 kNm³/h para un flujo de aire total de 360,39 kNm³/h, cantidad de aire de combustión mayor que el requerido teóricamente para una combustión completa (321,40 kNm³/h). Este exceso es necesario por variaciones en la distribución de aire y combustible a cada quemador, y la mezcla imperfecta del aire y combustible en el quemador y en la llama. No se debe suministrar más aire en exceso que el necesario, ya que implica pérdidas de combustible por absorción de calor del aire adicional. El instrumento HCS207 ajusta el porcentaje de aire en exceso hacia el reformador.

Se debe mantener el valor mínimo de oxígeno de 0,20% en los gases de combustión en el *interlock*, sugerido por el fabricante por poseer buena distribución de aire en la caja radiante del horno, confirmando este valor en el sistema *interlock* del reformador F-1201 de planta II. Este valor mínimo de oxígeno en los gases de combustión, relacionado directamente con el aire en exceso a la entrada, resulta un valor mínimo de aire de combustión de 325,27 kNm³/h. El valor de porcentaje molar de oxígeno en los gases de combustión se debe mantener en 2,00% debido a que corresponde al exceso de aire ajustado en el aire de combustión a la entrada del horno reformador.

La tabla 4.3 muestra el análisis experimental elaborado por los especialistas de laboratorio para el control de calidad en la composición de oxígeno y compuestos

orgánicos volátiles (VOC's) de los gases de combustión a la salida de la chimenea del horno reformador.

Tabla 4.3. Análisis experimental del porcentaje de oxígeno y compuestos orgánicos volátiles en los gases de combustión.

Fecha	% Oxígeno	VOC's (kg/h)
31/01/2008	3,4	<0,03
26/03/2008	3,40	<0,03
31/03/2008	3,60	<0,03
01/07/2008	4,05	ND
15/08/2008	3,40	ND
01/04/2009	4,05	<0,02

Los análisis en los gases de combustión muestran una pequeña desviación en cuanto a la composición de oxígeno por ser ensayos experimentales, distintos al método de análisis de los indicadores en línea. Se observan resultados satisfactorios en los análisis de los compuestos orgánicos volátiles por tener niveles menores al parámetro permitido por el Ministerio de Ambiente en Venezuela (1,3 kg/h).

El medidor de flujo de aire *Kurz* (FDS-212) presenta indicaciones poco confiables por posible obstrucción e incrustación en la zona de contacto directo con el flujo de aire, a su vez por estar posicionado en una zona de alta turbulencia, cercana al ventilador de tiro inducido K-202. Después de un equipo como el ventilador que genera una turbulencia considerable en el flujo de aire, debe mantenerse una distancia de al menos 5 veces el diámetro, para el caso diámetro equivalente del ducto, garantizando mayor estabilidad del flujo y por ende la lectura confiable del instrumento de medición.

Ante la existencia de problemas en la medición de flujo de un instrumento, una de las posibles alternativas es reubicar el medidor de flujo de aire *Kurz* próximo a la

alimentación de aire a la zona de radiación del horno reformador para evitar que una mayor turbulencia afecte la medición del instrumento. La figura 4.2 muestra la ubicación actual de los sensores de medición y la recomendada según los resultados de la evaluación.

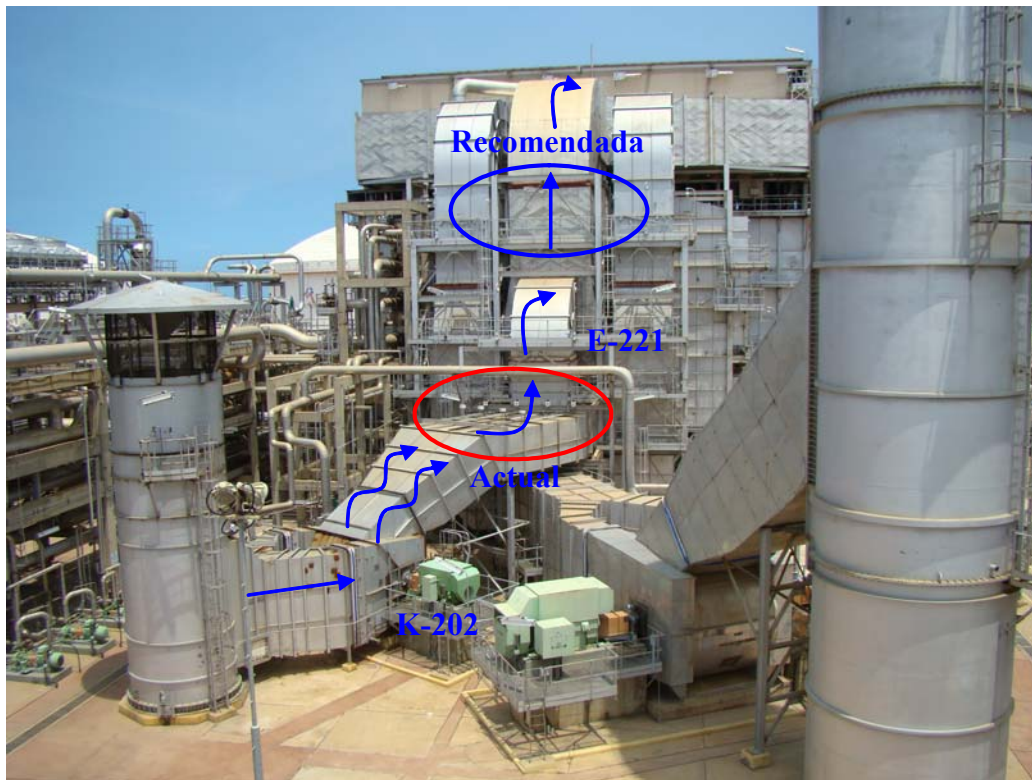


Figura 4.2. Ubicación de los sensores de medición de flujo de aire *Kurz*.

Esta ubicación disminuye la turbulencia y no afecta la alta temperatura generada por el intercambiador previo (E-221). En el nuevo tren de producción de metanol (en construcción) los fabricantes sugieren colocar el medidor de flujo próximo a la entrada de aire de la caja radiante del reformador.

Otra alternativa viable es agregar un enderezador de flujo al sistema, previo al flujómetro para corregir el caudal de flujo y reducir los errores de medición. El enderezador de flujo es una tubería especial cuyo objetivo es redirigir el caudal de

forma uniforme. Por lo general está ubicado corriente arriba del sensor, de forma que la uniformidad del caudal permita que el sensor tome mediciones de forma exacta. Existen variedades de enderezadores de flujo, encontrándose el más común el acondicionador de tubo Bundle (figura 4.3).

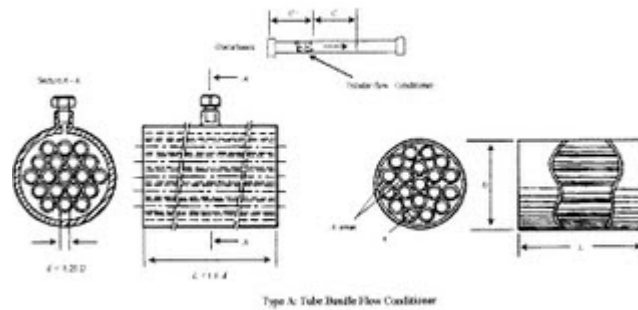


Figura 4.3. Acondicionador de flujo Bundle.

El tubo Bundle esta estructurado por una serie de tubos pequeños circulares dispuestos de forma paralela y alineada al eje de la tubería, o a través del área de un ducto rectangular. Esto ayudaría a obtener una medición más confiable que permita, luego de pruebas, introducir su señal nuevamente en el sistema de protección *interlock* habilitando la lógica preestablecida.

4.2. Condiciones de operación actuales de las turbinas y compresores de proceso

Mantener una operación continua sin problemas es lo más importante para el proceso, haciendo seguimiento constante a las condiciones de operación. Una parada de emergencia puede ser requerida, en el peor de los casos, por problemas graves. Las condiciones inusuales deben ser investigadas durante la operación para contrarrestarlas y evitar la parada de emergencia, o minimizar el tiempo de duración y daños al equipo.

A partir de los puntos de disparo de cada variable medida para cada compresor y turbina de proceso reflejados en las tablas 3.17, 3.18 y 3.19, se determinaron las desviaciones entre los valores de diseño y actuales de operación (tabla 4.4 y tabla 4.5).

Tabla 4.4. Porcentajes de desviación de los puntos de disparo por vibración, desplazamiento axial y temperatura de cojinetes entre valores de diseño y operación actual de K-101 y K-302.

K-101			K-302		
Equipo	Tag	Desviación	Equipo	Tag	Desviación
Compresor	XI152A/B	76,47%	Compresor	XI382A/B	62,50%
	XI154A/B	76,47%		XI384A/B	62,50%
	ZI156A/B	13,21%		ZI381A/B	13,21%
	TI151	0%		TI381	0%
	TI152	0%		TI382	0%
	TI153	0%		TI383	0%

Tabla 4.4. Porcentajes de desviación de los puntos de disparo por vibración, desplazamiento axial y temperatura de cojinetes entre valores de diseño y operación actual de K-101 y K-302 (continuación).

K-101			K-302		
Equipo	Tag	Desviación	Equipo	Tag	Desviación
Turbina	XI157A/B	76,47%	Turbina	XI387A/B	62,50%
	XI159A/B	76,47%		XI389A/B	62,50%
	ZI151A/B	13,21%		ZI386A/B	-7,69%
	TI154	0%		TI384	0%
	TI155	0%		TI385	0%
	TI156	0%		TI386	0%

Las desviaciones observadas en los puntos de disparo entre el diseño y operación actual de los compresores de proceso se deben al aumento del rango de operación óptimo de vibración y desplazamiento axial sugeridos por el fabricante, soportados por el desempeño de estos equipos en esta y otras plantas similares.

Tabla 4.5. Porcentajes de desviación de los puntos de disparo por vibración, desplazamiento axial y temperatura de cojinetes entre valores de diseño y operación actual del K-301.

K-301		
Equipo	Tag	Desviación
Compresor LP	XI362A/B	66,67%
	XI364A/B	66,67%
	ZI361A/B	13,21%
	TI361	0%
	TI362	0%
	TI363	0%
Turbina	XI372A/B	66,67%
	XI374A/B	66,67%
	ZI371A/B	-7,69%
	TI367	0%
	TI368	0%
	TI369	0%
Compresor HP	XI367A/B	66,67%
	XI369A/B	66,67%
	ZI366A/B	32,08%
	TI364	0%
	TI365	0%
	TI366	0%

Los ajustes efectuados a los puntos de disparo proporcionan mayor holgura a las turbinas y compresores de trabajar ante variaciones, asegurando siempre una óptima operación y manteniendo el tiempo de vida útil del equipo. Para las temperaturas en los cojinetes, se mantienen con un 0% de desviación debido a que están directamente relacionadas con el tipo de material que las componen (evitando desgaste y fundición) y conservando las propiedades del aceite de lubricación.

Los sistemas de protección de compresores de proceso señalan, mediante los puntos de alarmas, los rangos seguros de operación para cada una de las variables seleccionadas. Tales valores de alarma son fijados por el fabricante, en este caso *MHI*, ya sea desde el diseño del equipo (vibraciones y temperaturas de cojinete) y pruebas de arranque inicial de operación (desplazamiento axial). La figura 4.4 muestra los rangos de vibración óptimos, puntos de alarma y disparo para cada compresor y turbina fabricado por *MHI*, en función de la velocidad del eje.

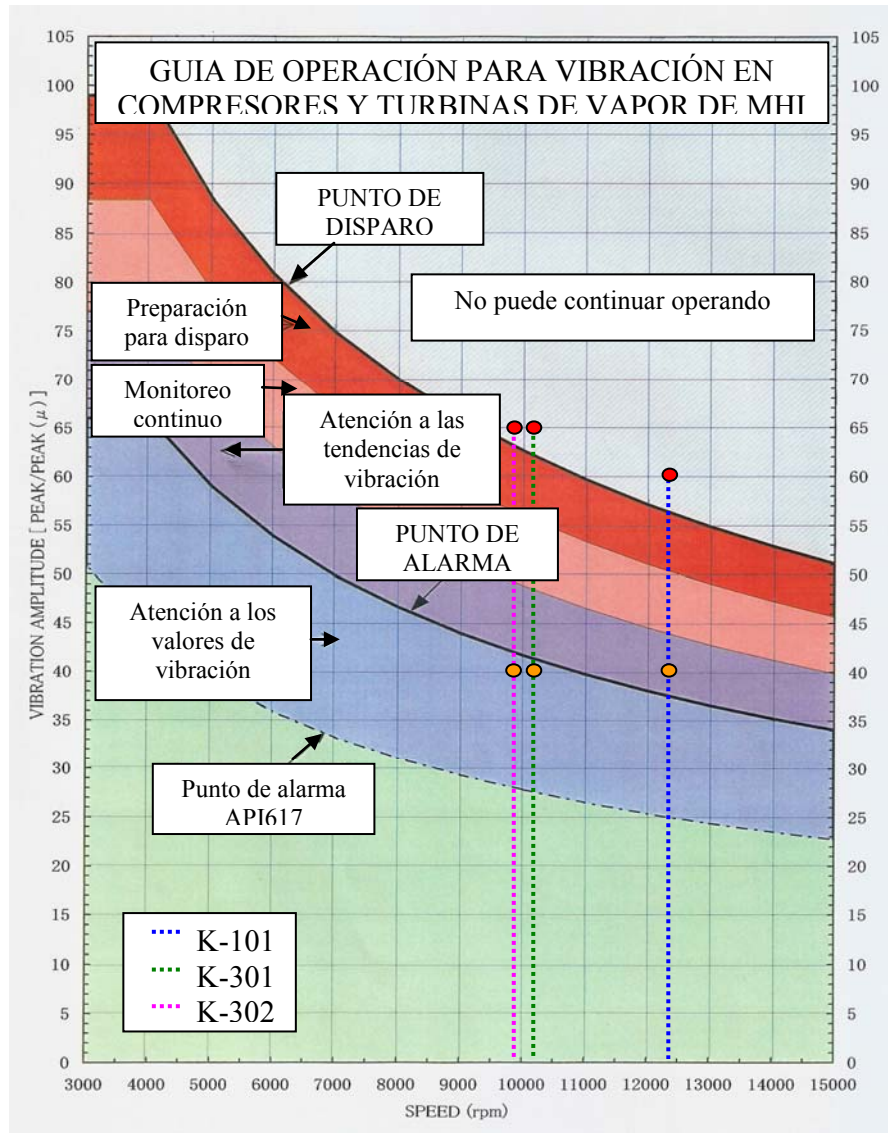


Figura 4.4. Guía de operación para vibración en compresores y turbinas de *MHI* [16].

Las velocidades de operación de los ejes de los compresores de proceso dan referencia de los rangos óptimos y puntos de alarma y vibración. Para el compresor K-302, los valores sugeridos por el fabricante de alarma (40 μm actualmente y 42 μm sugerido) y disparo (65 μm actualmente y 63 μm sugerido) son aproximados con una pequeña desviación, lo que comprueba que están dentro y muy cerca de los valores sugeridos por *MHI*, respectivamente. De forma similar se pueden apreciar los valores

de vibración fijados para el compresor K-301, con 40 μm actualmente y 41 μm sugerido para los puntos de alarma, y 65 μm actualmente y 62 μm sugerido para el punto de disparo, según la gráfica de la figura 4.4. El compresor K-101 tiene una condición actual de 40 μm y 38 μm sugerido para sus puntos de alarma y, por operar a una mayor velocidad del eje que los otros compresores, su valor sugerido para el disparo del equipo es 57 μm , operando en la actualidad con 60 μm para su activación, manteniendo un mínimo margen de diferencia entre ambos valores.

El mantenimiento y seguimiento de las condiciones de operación de las turbinas y compresores de proceso tienen un papel muy importante en la estabilidad de la planta por ser equipos críticos. Los cambios bruscos y sobrepaso del punto de alarma de las variables son de gran relevancia para los operarios y personal rotativo especializado. Desde la figura B.1 a la B.10 del anexo B se observa el seguimiento de las condiciones operacionales de los compresores de proceso en operación normal desde el 1 de noviembre de 2008 al 1 de julio de 2009. Estas tendencias fueron evaluadas y se determinó que, a excepción de dos variables, están operando dentro de los rangos permitidos de operación, según el equipo y tipo de variable evaluada.

Actualmente existen dos variables que operan fuera de su rango óptimo de operación según los impuestos en el sistema; vibración en lado descarga (XI-154B) del compresor K-101 y temperatura de cojinete de empuje en lado alimentación (TI-384) de la turbina K-302T, mostrados en las figuras 4.5 y 4.6 respectivamente.

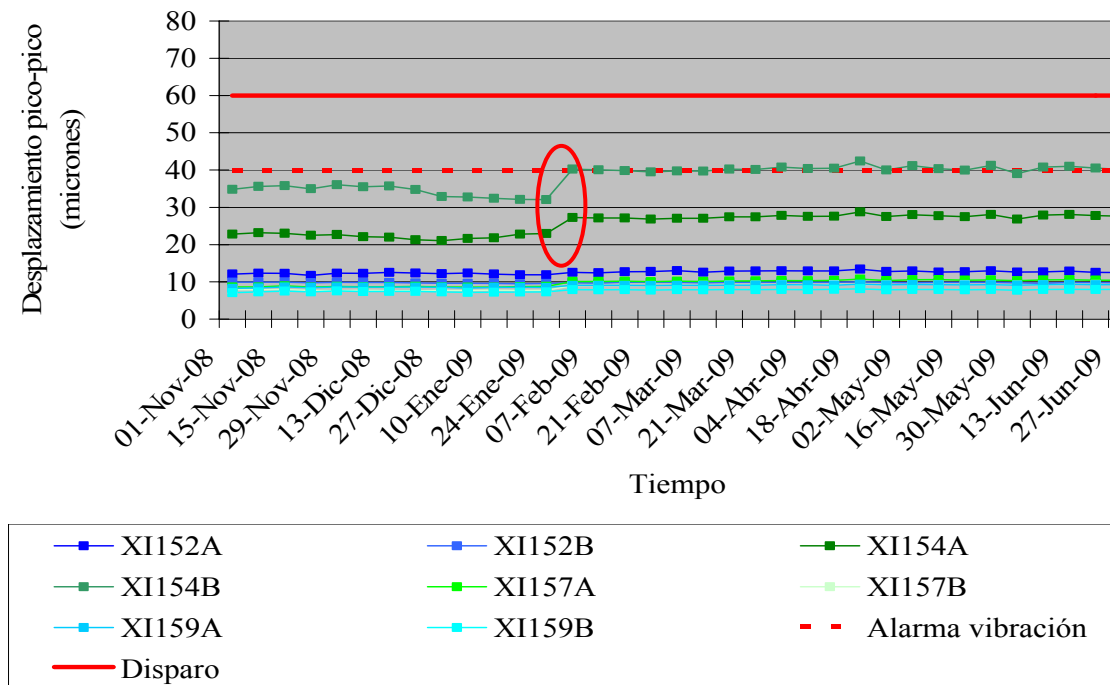


Figura 4.5. Condiciones actuales de vibración en el K-101.

En operación normal, las vibraciones situadas en el lado descarga del compresor K-101 son mayores a los demás puntos debido a su acercamiento con el acople turbina-compresor, verificado en tendencias de otros momentos de operación normal, manteniéndose en un rango de 20 μm a 30 μm . Sin embargo, al aumentar las vibraciones por encima del punto de alarma ($>40 \mu\text{m}$) se considera un problema en la operación del equipo. La tendencia mostrada indica que esta desviación se produjo en un momento específico, entre el 24 y 31 de enero de 2009, coincidiendo con una parada de emergencia de planta por falla eléctrica y su respectivo arranque, como lo señala la figura 4.5. La principal hipótesis manejada por los especialistas en equipos rotativos es la variación inusual y repentina de las variables de operación por la salida de servicio del equipo durante la parada imprevista de planta que conllevó al posible desbalance del eje por desplazamiento mínimo en el acople turbina-compresor por inflexión y/o pérdida de material del acople. Estos problemas, por más mínimos que

se presenten, repercuten notablemente en el funcionamiento del compresor y turbina por operar a grandes velocidades (>12.000 RPM) y manejar altas presiones y cantidades de flujo.

Luego de esta desviación imprevista, la vibración situada a la descarga del compresor K-101 se mantuvo constante en el tiempo con un valor promedio de 40 μm . Tal condición da criterio al personal especializado de sugerir la continuación de operación normal del compresor K-101, manteniendo un seguimiento a esta variable, hasta la próxima parada segura de planta que abarque suficientes días para intervenir el equipo.

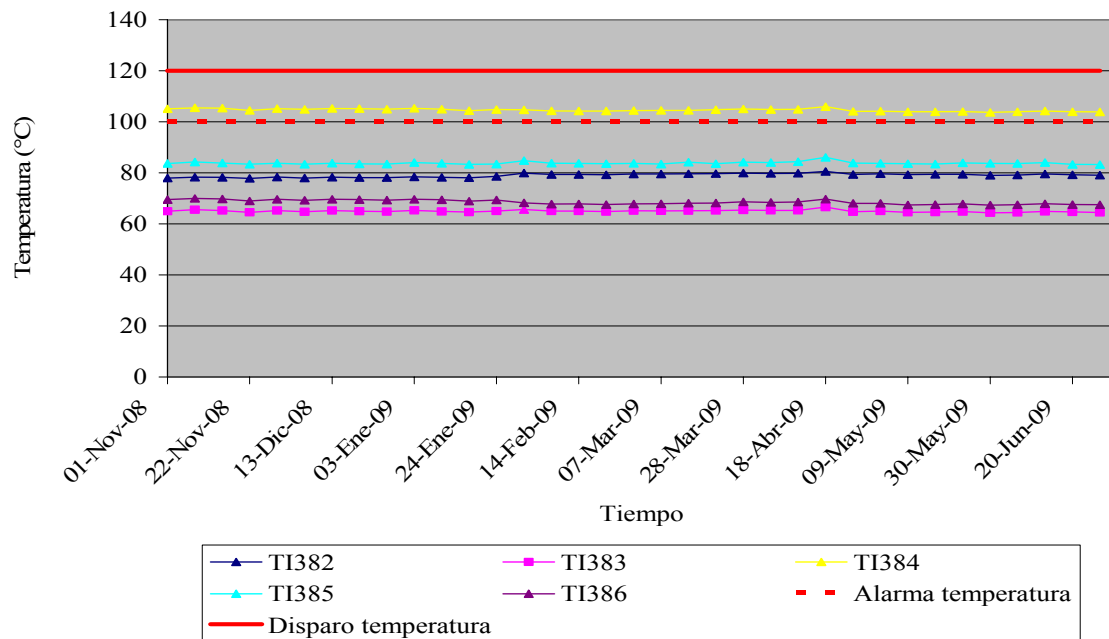


Figura 4.6. Condiciones actuales de temperatura de cojinetes en el K-302.

La temperatura del cojinete de empuje cercano a la alimentación de vapor de las turbinas, regularmente es más alta en comparación con las temperaturas de los demás cojinetes por las condiciones térmicas dadas en el vapor de entrada. Estos cojinetes poseen rangos de operación de 90°C a 105°C , aun cuando este valor sobrepase el

punto de alarma (100°C), como es el caso del TI-384. De igual forma se evalúan todas las condiciones relacionadas para descartar posibles desviaciones; la temperatura, presión y flujo del aceite de lubricación y el desplazamiento axial del cojinete son las variables más importantes a tomar en cuenta en este caso, lo cual no dió novedad alguna. De igual manera se hace seguimiento a esta variable para detectar cualquier aumento de temperatura a tiempo y tomar acciones que contrarresten la desviación, aun más cuando la temperatura del cojinete de empuje se encuentra en el límite superior del rango de operación normal sugerido (105°C).

Usualmente, un problema conlleva a otro que podría dañar el equipo seriamente, esto puede evitarse desarrollando una investigación al momento para tomar acciones, Por tal razón es de vital importancia encontrar el origen de la desviación. En la tabla B.9 del anexo B se encuentran los problemas más comunes que ocasionan fallas en los compresores y turbinas de proceso, sus posibles causas y acciones a tomar para contrarrestar o minimizar la falla, sugeridas por el fabricante.

4.3. Condiciones del sistema de generacion de vapor de alta presiÓN y alimentación de la turbina K-301T

La vibración, desplazamiento axial excesivo y/o temperaturas elevadas en los cojinetes de una turbina de vapor son síntomas de problemas existentes que pueden derivar graves consecuencias. Por tal razón, las turbinas de vapor deben estar protegidas para detectar cualquier desviación de sus parámetros de operación y provocar la parada del equipo antes de que llegue a producirse graves daños.

La presencia de pequeñas cantidades de agua líquida en el vapor a la entrada de la turbina conllevaría a un choque entre gotas y los alabes provocando vibraciones y desequilibrios. El condensado se origina por fallos en el sobrecalentamiento por distintas razones como menor transferencia de calor al vapor, despresurización con

bajas de temperatura por fugas en las líneas, aumento repentino de flujo de agua hacia el sistema de sobrecalentamiento, mala acción de los controladores entre otros.

Luego de los análisis concernientes a la parada total de planta del día 24 de junio de 2006 a causa de falla catastrófica en la turbina K-301T por la despresurización del cabezal de vapor de alta, fluctuaciones en el cabezal de vapor de media y pérdida de presión de vacío en el horno reformador por disminución de velocidad de la turbina K-201T (alimentada con vapor de media presión) que mueve el eje del ventilador de tiro forzado, se determinó la siguiente secuencia del evento junto con las condiciones en cada uno de los equipos involucrados:

1. *Aumento en la presión de succión del K-301.* La presión de descarga del compresor K-101 aumentó por presencia de gas natural más denso (por llevar mayor cantidad de componentes pesados) y mayor flujo de entrada a la planta, presurizando toda la línea de gas de proceso hasta la succión de compresor K-301. El controlador PC-301 que mantiene la presión de succión del K-301 en $16,5 \text{ kg/cm}^2$ al ver el incremento mayor a $16,60 \text{ kg/cm}^2$ comando a la válvula de control de extracción (ECV) en el interior de la turbina K-301T a abrir para aumentar la velocidad del eje de tal manera que la presión de succión disminuyera a su valor ajustado. Al no obtener el descenso de la presión de succión del compresor, el panel *Woodward*, que controla la operación de los compresores, posee un sistema de seguridad (desconocido por el personal de planta hasta el momento del incidente) que ordena la apertura tanto la válvula ECV como la válvula de gobernador GV del K-301T a un valor máximo desconociendo al controlador PC-6210 que controla la presión de entrada de la turbina. Las tendencias mostradas en la gráfica de la figura 4.7 indican el comportamiento de las variables más importantes del proceso relacionadas al compresor K-301 y turbina K-301T. La figura 4.8 muestra los controladores que intervienen en el compresor K-301 y turbina K-301T.

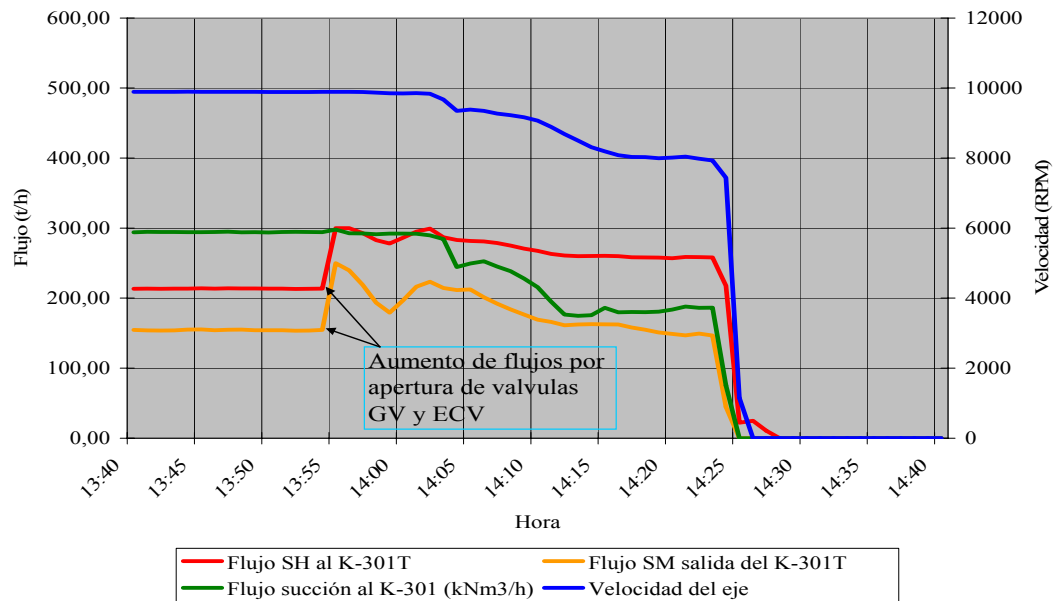


Figura 4.7. Gráfico de flujos de vapor de entrada y salida del K-301T, presión de succión y velocidad del eje del compresor K-301 durante el evento del 24 de junio de 2006.

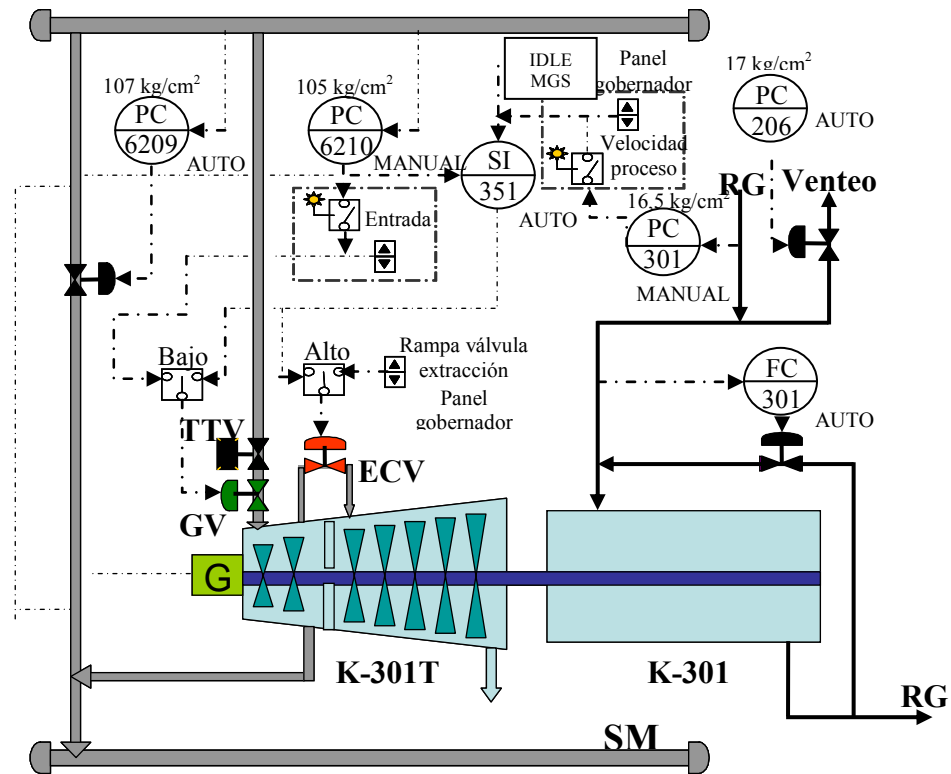


Figura 4.8. Controladores del cabezal de vapor de alta presión, gobernador de la turbina K-301T y compresión del K-301.

El aumento en la alimentación de vapor de alta presión a la turbina mas de 300 t/h a las 13:55 por la apertura repentina de la válvula de control de extracción (ECV) y aumento del flujo de vapor SM hacia el cabezal de media presión de más de 250 t/h por apertura de la válvula del gobernador (GV) fueron las acciones tomadas por el panel *Woodward* para estabilizar la condición de succión del compresor K-301 que, aunque la alimentación de vapor era mayor, se dificultaba más el trabajo del compresor a través del tiempo por la densidad del gas reformado evitando el aumento en la velocidad del eje por tal acción.

2. *Despresurización en el cabezal de vapor de alta presión y presurización en el cabezal de media presión.* Como consecuencia del aumento de flujo de vapor de alimentación a la turbina de 213,5 t/h a una rata mayor a 300 t/h por la apertura repentina de la válvula del gobernador de la turbina K-301T, se despresuriza el cabezal desde 105 kg/cm² a 77 kg/cm² y disminuye su temperatura de 510 °C a 285 °C en un tiempo de 20 minutos. Conjuntamente con la despresurización del cabezal de alta presión, el cabezal de media varió sus condiciones de 26,5 kg/cm² a 29,3 kg/cm² como lo muestra la figura 4.9 debido a la sobrealimentación de vapor excesivo proveniente de la extracción de la turbina K-301T.

Hasta este momento los operarios de tablero desconocían las causas que llevaron a las condiciones desviadas de los cabezales de vapor investigando al instante cada una de las múltiples alarmas que se presentaban.

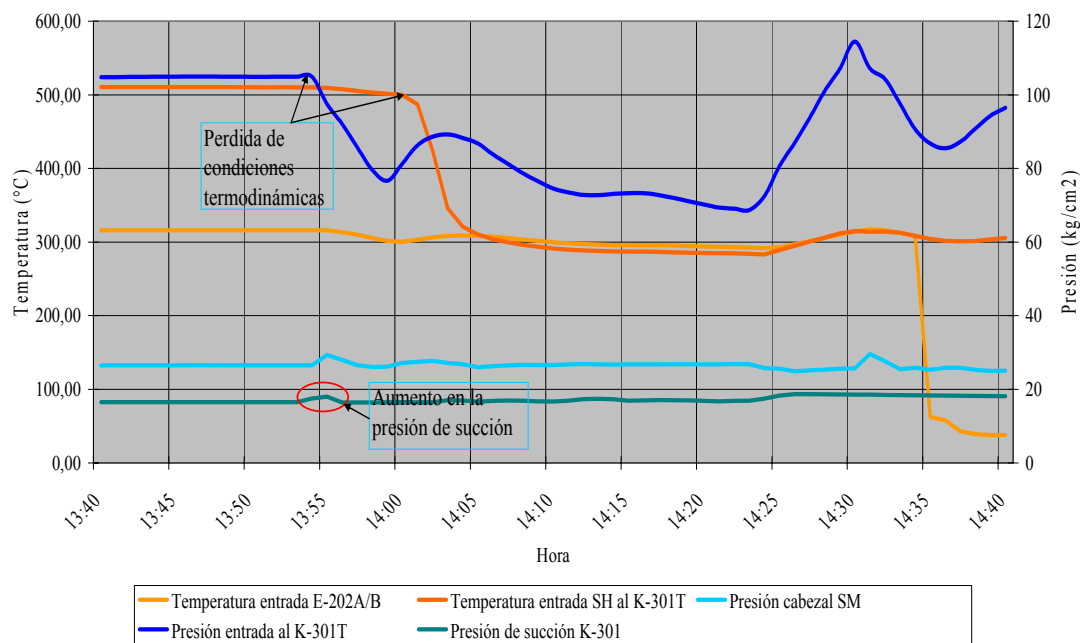


Figura 4.9. Gráfico de presiones y temperatura de vapor de entrada y salida del K-301T, presión de succión del compresor K-301 durante el evento del 24 de junio de 2006.

El aumento de flujo de vapor de alimentación a la turbina de 213,5 t/h a más de 300 t/h entre las 13:54 y 13:55 como consecuencia del aumento en la succión del compresor despresurizó súbitamente el cabezal de vapor de alta presión desde 105 kg/cm² a 77 kg/cm² llevando la temperatura del vapor de 510°C, a razón de 2°C/min en los primeros 5 minutos, a 500°C y luego a 285°C en un tiempo de 5 minutos. El cabezal de media varió sus condiciones de 26,5 kg/cm² a 29,3 kg/cm² por la sobrealimentación de vapor excesivo proveniente de la extracción de la turbina K-301T, lo que causó una inestabilidad en el cabezal de vapor de media que conllevó a serios problemas en otros equipos.

El cambio en la presión de succión repentina en el compresor, la pérdida de condiciones termodinámicas del vapor de alta presión hacia la turbina y la oscilación en el cabezal de vapor de media presión fueron los motivos principales del desequilibrio del sistema de generación de vapor. Aun cuando los controladores trataron de regular la presión de succión en el compresor, éste mantenía un ligero incremento que no permitía la estabilidad operacional.

3. *Aumento de nivel en el domo superior de la caldera de vapor de alta V-201.* Debido a la demanda de vapor de alta presión causada por la despresurización del cabezal, los controladores del cabezal comandaron a abrir la válvula de alimentación de agua (BFW) y la bomba auxiliar de suministro de BFW puesta en servicio por baja presión en la línea como acción inmediata produciendo un aumento en el nivel del V-201 (figura 4.10).

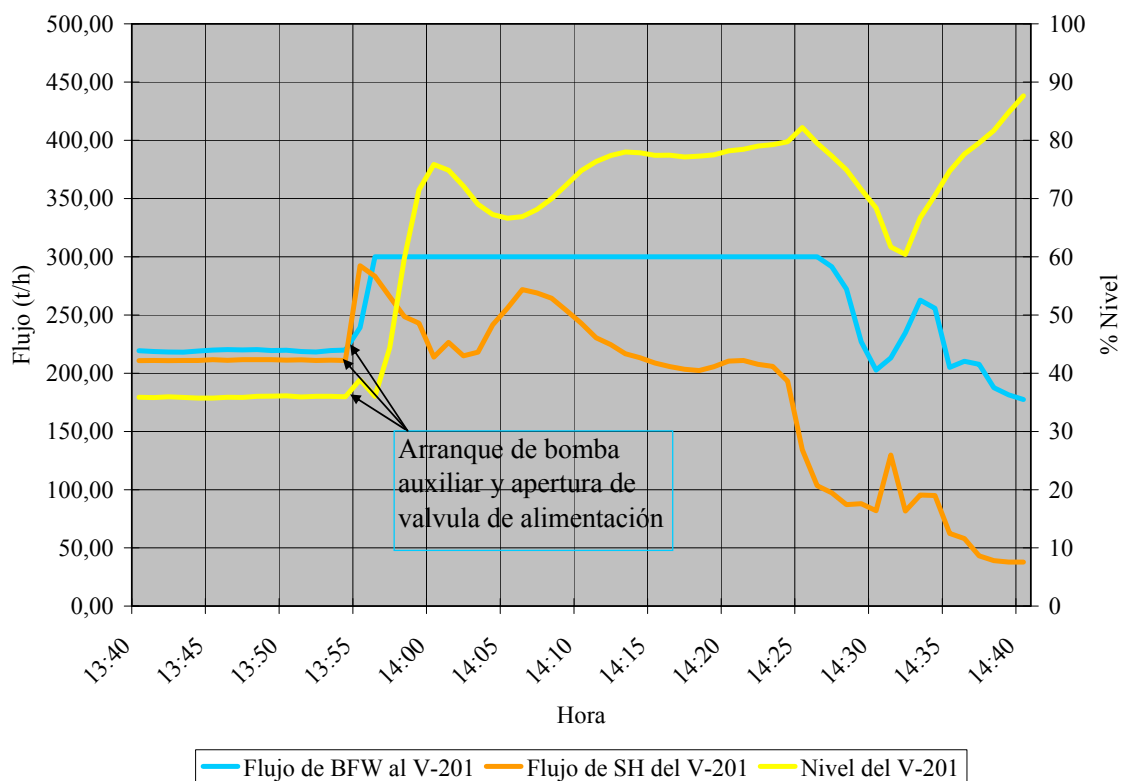


Figura 4.10. Gráfico de flujos y nivel del V-201 durante el evento del 24 de junio de 2006.

El arranque de la bomba auxiliar por despresurización en la alimentación de la caldera a las 13:55 llevo el flujo de 218 t/h a más de 300 t/h produciendo un aumento repentino en el nivel del V-201 de 35% (operación normal) a 75% para mantenerse fluctuando y llegar a 90%. Esta acción aumentó la producción de vapor saturado hacia el cabezal de vapor de alta presión a tal forma que luego de pasar por los intercambiadores sobrecalentadores E-202A/B el vapor llevo a pobres condiciones de sobrecalentamiento (284°C y 69 kg/cm^2) con respecto al operacional (510°C y 105 kg/cm^2) por su poco tiempo de residencia en cada equipo.

Por las indicaciones observadas en tiempo real se decidió bajar la carga del horno reformador de 105% a 75% como preparativo para darle parada al K-301 en caso de que las variaciones en el cabezal se mantuvieran.

4. *Fuga de vapor en válvula check.* Ante las fluctuaciones dadas en las condiciones del vapor de alta presión para tratar de contrarrestar la inestabilidad del sistema y las severas condiciones ambientales (fuerte lluvia), se observó una fuga de vapor en la válvula check a la salida de los sobrecalentadores. Las principales razones de esta fuga fueron las oscilaciones de presión y flujo que formaban un régimen altamente turbulento en la válvula y el choque térmico entre el material de la misma y las bajas temperaturas del ambiente en ese momento lo que produjo una variación mínima en las dimensiones del cuerpo de la válvula suficiente para causar elongación en los espárragos por pérdida de propiedades mecánicas, según la evaluación metalúrgica posterior al evento.



Figura 4.11. Válvula check del cabezal de vapor de alta presión luego de la parada de planta de 2006.

La camisa que envuelve la válvula check del cabezal de alta presión fue armada luego del incidente del 24 de junio de 2006.

5. *Falla catastrófica de la turbina K-301T.* El aumento de flujo de alimentación a la turbina produjo un excesivo desplazamiento axial forzando al rotor contra el material de sacrificio del cojinete consumiéndolo y aumentando así la temperatura del mismo por la fuerte fricción a tal punto que el disco de empuje fue desgastado. El vapor a condiciones de saturación contribuyó al desplazamiento axial por llevar condensado que chocaba con los alabes produciendo un estrés mecánico. Este escenario se dió durante 20 minutos aproximadamente indicado en la figura 4.12.

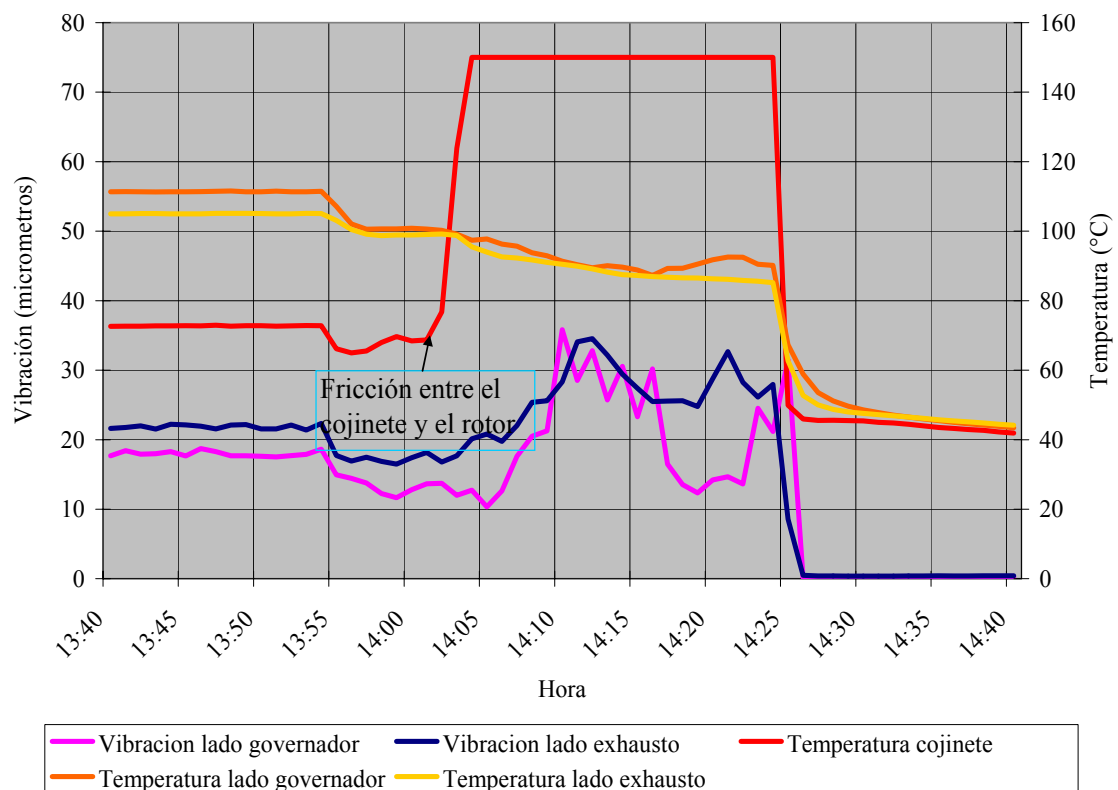


Figura 4.12. Gráfico de vibraciones del eje y temperatura de rotores y cojinete de empuje del K-301T durante el evento del 24 de junio de 2006.

La variación indicada por los sensores de vibración del eje de la turbina fueron consecuencia de las alteraciones en la alimentación de la turbina a las 13:55, y las temperaturas de los rotores y cojinete de empuje que, aunque no fue registrado el desplazamiento axial por la configuración del DCS, se puede observar el principio del desplazamiento máximo a las 14:02 que llevo al rotor a ejercer una fuerte fricción sobre el material de sacrificio del cojinete axial elevando su temperatura sobre los 150 °C (72,6 °C en operación normal).

Se decide darle parada al K-301T, ya que las condiciones del reactor de síntesis R-401 no permitían mantener control del lazo de síntesis y la carga del reformador F-201 se encontraba en aprox. 79% en ese momento.

6. *Parada total del reformador F-201.* El mal funcionamiento en la operación de la turbina K-201T (turbina del ventilador de tiro inducido a la salida del reformador alimentado con vapor de media presión) fue debido a la pérdida de condiciones del vapor de media presión lo que disminuyó la fuerza del ventilador, activando el sistema interlock por muy alta presión de vacío en la sección de convección del F-201 observado en la figura 4.13.

Luego de las oscilaciones prolongadas por más de 20 minutos del cabezal de media presión, la baja eficiencia del ventilador de tiro inducido causó la pérdida de vacío del horno durante 13 minutos sobrepasando los 10 mmH₂O, trayendo como consecuencia la disminución del oxígeno en exceso por la deficiente cantidad de flujo de aire de combustión que circula dentro del horno aumentando los riesgos operacionales. Estas condiciones llevaron al sistema *interlock* a activar la parada del F-201 a las 14:31 por disminución de oxígeno a la salida del horno reformador.

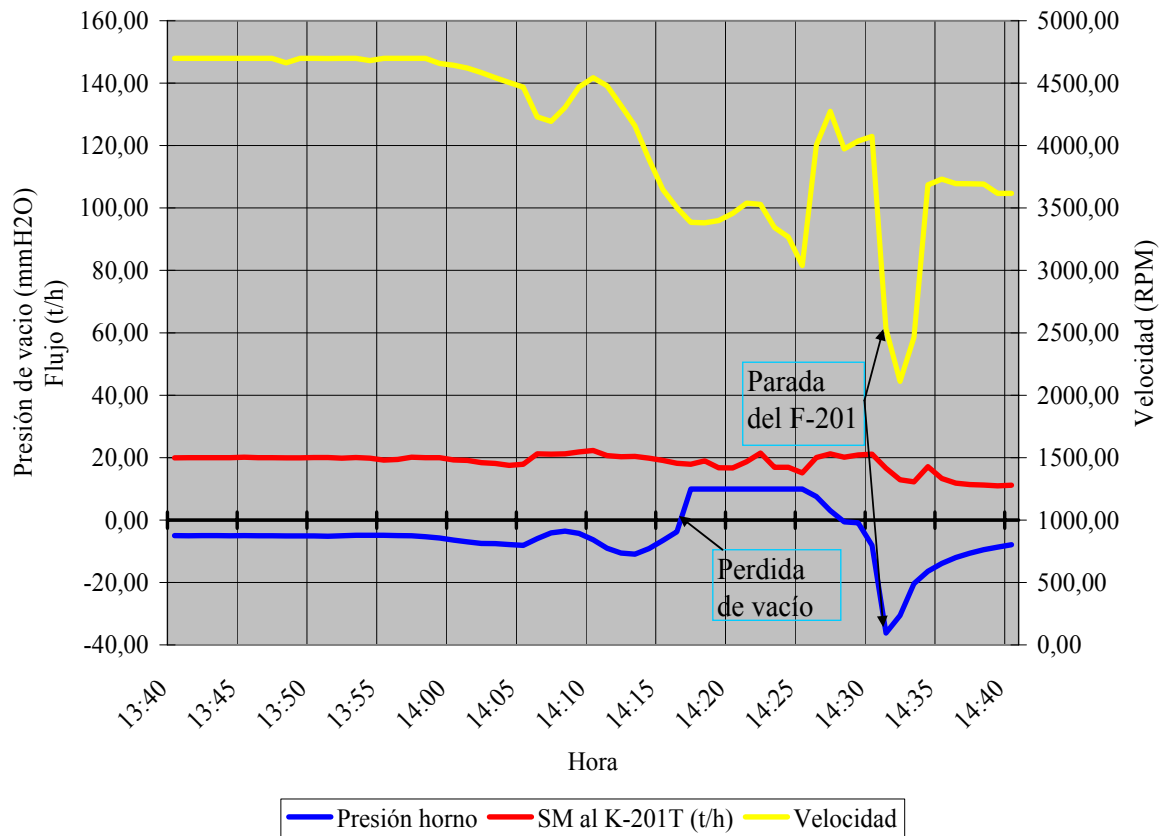


Figura 4.13. Gráfico de presión de vacío dentro del F-201, flujo de SM y velocidad de la turbina K-201T durante el evento del 24 de junio de 2006.

La secuencia del evento descrita previamente fue derivada de investigaciones hechas a partir de los datos de las condiciones operacionales obtenidas durante el incidente por el historial del DCS, mostrados en las tablas B.4 al B.7 del anexo B, y las anécdotas de los operarios presentes en conjunto con los estudios complejos hechos por los especialistas del proceso para cada equipo y condición dada. En la figura 4.14 se observa todo el sistema de generación y consumo de vapor describiendo numéricamente la secuencia de los hechos acaecidos que llevaron a la parada de planta el día 24 de junio de 2006, haciendo énfasis en los equipos involucrados.

Señalado anteriormente, la despresurización del cabezal de alta presión llevó al vapor a condiciones de sobrecalentamiento pobres (68 kg/cm^2 y 284°C), señalados en la figura 4.15.

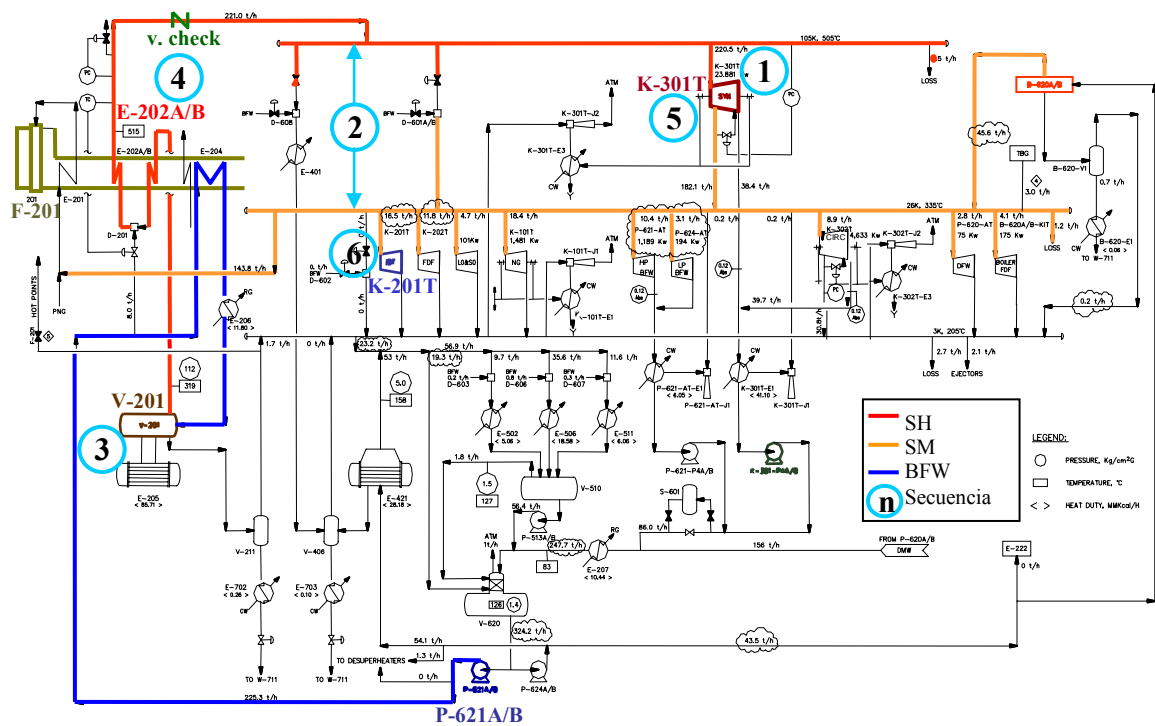


Figura 4.14. Secuencia de hechos que llevaron a la parada de planta.

Estas variaciones en el flujo de alimentación de la turbina produjeron un comportamiento negativo en las condiciones del vapor.

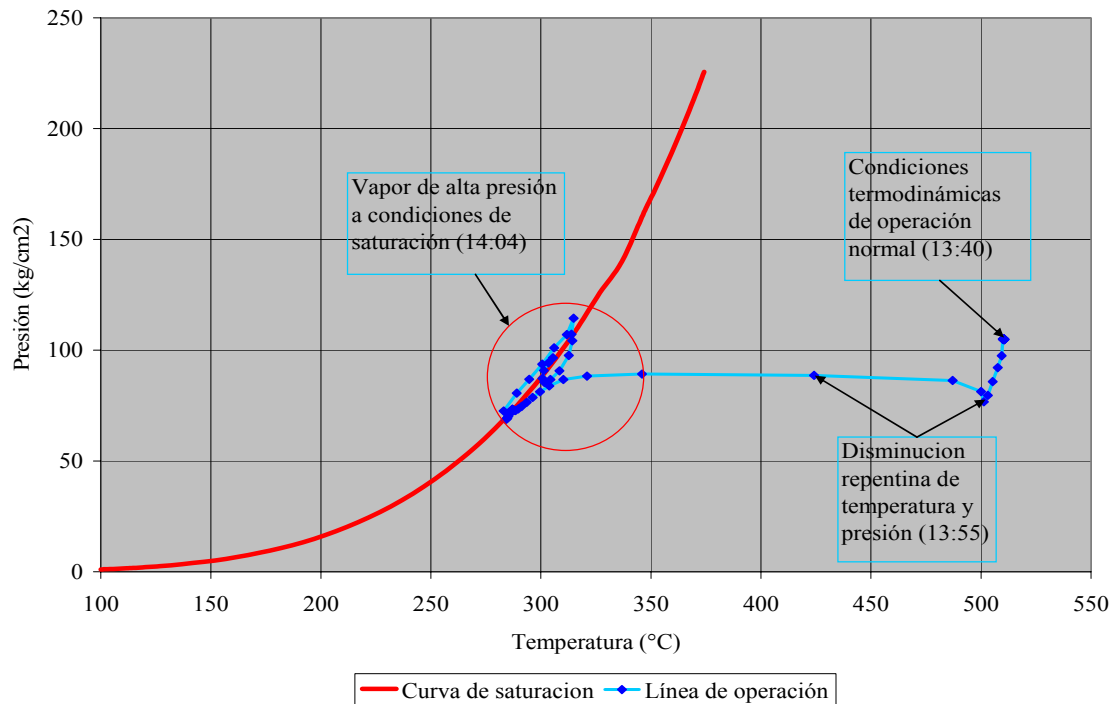


Figura 4.15. Gráfico de condiciones de vapor de alimentación a la turbina K-301T durante el evento del 24 de junio de 2006.

Para una sustancia pura como el agua existe una relación definida entre la presión de saturación y la temperatura de saturación; la gráfica mostrada en la figura 4.15 es llamada curva de presión de vapor señalando que, si las condiciones del vapor se localizan sobre la curva de presión de saturación, existe condensación. Cuando la temperatura del vapor es mayor a la de saturación, se dice que se encuentra sobrecalentado. Estas sustancias llamadas gases son vapores sobrecalentados.

Tomando como referencia de operación normal las condiciones del vapor a las 13:40 de 104,91 kg/cm² y 510,55°C, las variaciones se observan a partir de las 13:55 donde luego de 5 minutos pasan a 81,33 kg/cm² y 500°C para bajar súbitamente hasta convertirse en vapor saturado a las 14:23 y llegar a 68,69 kg/cm² y 283,98°C. Como causa de la variación en las condiciones del vapor, la densidad se vió afectada

aumentando de $29,15 \text{ kg/m}^3$ a $37,17 \text{ kg/m}^3$ aportando mayor fuerza de impacto entre el vapor y los alabes de la turbina produciendo un mayor desplazamiento axial hasta entrar en contacto el disco de empuje y el cojinete de empuje, lo que elevó su temperatura mayor a 150°C . Es importante resaltar que la temperatura de deformación del cojinete, por diseño, es de 130°C y la temperatura donde se funde el babbitt (material de sacrificio para primer impacto en el cojinete) es de 150°C .

La pérdida de presión y temperatura produjeron un vapor saturado dentro del cabezal y la turbina que, a partir de la condensación y el aumento súbito de flujo de alimentación de un vapor más denso por sus condiciones, se acentuó el desplazamiento axial de la turbina a tal razón de posarse y ejercer fuerza sobre el cojinete de empuje. Las gotas provenientes de la condensación del vapor saturado al chocar contra los alabes de la turbina, produjeron daños a la misma por su gran velocidad. Como resultado del análisis de la figura 4.15 se puede confirmar la aparición de condensados a la entrada de la turbina K-301T ocasionando daños al cojinete de empuje axial reflejados en la figura 4.16.

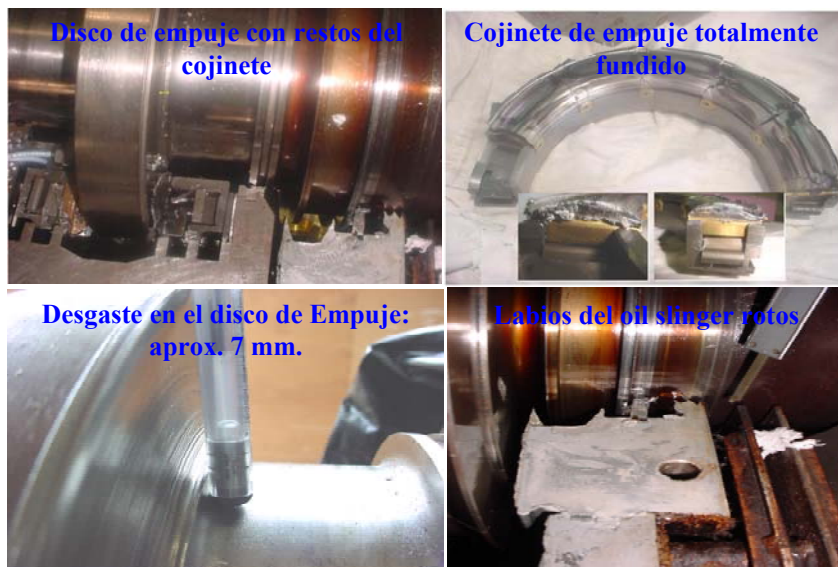


Figura 4.16. Daños ocasionados a la turbina K-301T en el evento del 24 de junio de 2006.

Según lo descrito anteriormente, todos los controladores asociados al evento actuaron de forma correcta como fueron configurados. *Woodward Japón* estableció como poco factible el malfuncionamiento del gobernador de la turbina K-301T. En la práctica, este continúa operando luego de la falla. Una vez que la ECV (válvula de control de extracción en el compresor) abre completamente, la GV (válvula de gobernador) abre para retomar el control de la turbina, obviando las condiciones de proceso, enfocado solo en mantener la velocidad sin tomar en cuenta como sean las condiciones del vapor, de acuerdo a la filosofía de diseño. Los análisis hechos descartan que la fuga en la válvula check fue la causa origen del evento, sino una consecuencia de la acción tomada por el sistema de seguridad del panel *Woodward* de los compresores de proceso. Descartando las hipótesis mencionadas en la sección 3.3.1, se asegura que la causa principal del evento fue la variación en la composición y peso molecular y flujo del gas natural a la entrada de planta. Esta condición, dependiendo del tipo de variabilidad, conlleva a los siguientes comportamientos [16]:

- *Disminución del peso molecular del gas natural*

Cambios en la composición del gas, y por ende en el peso molecular (PM), son bastante comunes. Un PM bajo conlleva a una presión de descarga más baja del mismo compresor a la misma velocidad. En este caso el compresor aumenta su velocidad automáticamente, a través del controlador de presión de succión/descarga, para desarrollar la misma presión de operación. Si el compresor se encuentra en la velocidad máxima sostenible (por ejemplo, al 105% de la velocidad indicada según API), el flujo del compresor cae a un valor menor. Esta reducción en el flujo puede eventualmente incrementar la presión de succión, cuando el compresor no puede hacer frente a todo el gas entrante. El gas en exceso debe entonces empezar a escapar hacia el venteo o mechurrio, aún cuando todas las condiciones de operación luzcan sin cambios. Este fenómeno de venteo a mechurrio sucede con frecuencia en plantas de proceso.

Si el gas proveniente del tambor de succión está normalmente a su máxima velocidad, la primera sospecha es reducción del PM. Este problema también se presenta cuando un compresor diseñado para manejar un gas altamente saturado en componentes pesados en modo de reciclaje por un período largo, pasando posteriormente a través de un enfriador, el gas se vuelve cada vez más liviano debido a la cíclica compresión y enfriamiento, resultando en una presión de descarga más baja. En este punto, si el compresor tiene que aportar el gas, no podrá suministrar la presión de descarga requerida.

o *Aumento del peso molecular del gas natural*

Por el contrario, un incremento en el PM resulta en una mayor presión de descarga como el ocurrido en el evento, donde ante este tipo de variación, el aumento de la presión de descarga del compresor K-101 presurizó toda la línea de proceso desde la sección de recepción, sección de reformación y sección de recuperación de calor, hasta la succión del compresor de gas de síntesis (K-301). El resultado neto es un incremento en el flujo del compresor, por supuesto, si hay disponibilidad de gas adicional, si no es así, el compresor baja la presión por el controlador de presión de succión / descarga.

Las variaciones en el peso molecular del gas tienen un importante impacto sobre la estabilidad del compresor. A diferencia de las variaciones de temperatura y presión de succión, los cambios en el peso molecular tienen un efecto mucho mayor en el desempeño y, en consecuencia, en la estabilidad del compresor, este efecto es más visible en un compresor de múltiples etapas.

Se puede concluir que la reducción del PM no tiene el efecto contrario; es decir, no promueve la estabilidad del compresor.

Los sistemas de control de compresores y de protección de ondeo convencionales no detectan esta inestabilidad. El mapa del compresor suministrado en el sistema de control se mantiene bien mientras la relación flujo-presión-velocidad se altera por el cambio de PM. Esto, sin embargo, no debe dar la impresión de que los compresores

solo pueden operar con un PM fijo. El diseño de los compresores normalmente permite operar dentro de cierto rango sin entrar en ondeo en ninguna etapa (con frecuencia, hay suficiente distancia entre los puntos de ondeo y operación). Un punto negativo para este tipo de situaciones es que los analizadores en línea de composición del gas natural y gases de proceso mantienen un tiempo de 15 minutos aproximadamente para enviar la información al DCS y poder tomar acciones preventivas. En caso de cambios sustanciales en el PM, el desempeño y estabilidad del compresor debe ser reevaluado, preferiblemente con la asistencia del proveedor del compresor.

En condiciones inusuales de operación, cuando el sistema de control del regulador de presión de succión, descarga del compresor y/o velocidad de la turbina se tornan incontrolables u oscilan, *Mitsubishi Heavy Industries* recomienda una investigación y medidas correctivas durante la operación de la unidad excepto en el caso en que la medida correctiva durante la operación parezca peligrosa.

Las mayores causas de arrastres de gotas desde la caldera son el aumento de las impurezas del agua o cambio brusco de la presión del cabezal de vapor. Cuando se observen los siguientes ítems, rápidamente se debe disminuir la carga y abrir la válvula de drenaje:

1. En caso de que el nivel del colector de vapor de la caldera cambie bruscamente, o que el medidor de purzas indique alta conductividad.
2. En caso de que fluctúe la presión de vapor principal.
3. En caso de que la temperatura del vapor principal disminuya bruscamente.

Si gotas de agua pasan a la turbina, pueden causar daños al cojinete de empuje o a los álabes. En algunos casos, es necesaria la parada de la unidad. Una gran cantidad de depósito será arrastrado a la turbina por el arrastre de gotas, y se acumulará en los

alabes. El material corrosivo (especialmente NaOH y NaCl) en el vapor causa la disminución de la resistencia a la fatiga del material del álabe. Por lo tanto debe mucha atención en el arrastre de gotas. El agua de la caldera y el vapor debe ser controlado de acuerdo con el límite de la calidad del agua y del vapor mostrado en el manual de instrucciones de planta.

A partir de este problema operacional que llevó a una parada de emergencia, se estableció en el sistema *interlock* una protección en el cabezal de vapor de alta que evita la presencia de condensados a partir de una disminución de temperatura en el vapor, observado en la figura 4.17.

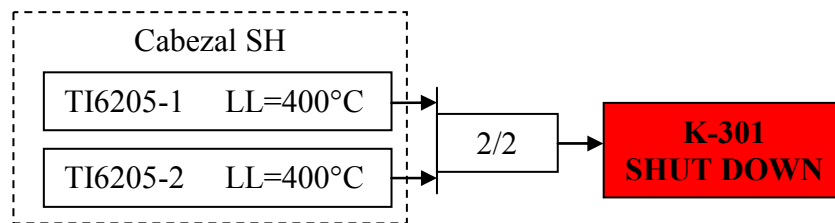


Figura 4.17. Configuración lógica en el sistema *interlock* de protección de la turbina y compresor K-301 por bajas temperaturas en el cabezal de vapor de alta presión.

En operación normal, el cabezal de vapor de alta presión maneja 105 kg/cm^2 y una máxima de 110 kg/cm^2 permitida por el controlador PC-207, que manda a abrir la válvula de seguridad PV-207 para despresurización. Tomando en cuenta como presión máxima a la que puede llegar el vapor en el cabezal 110 kg/cm^2 , la temperatura de saturación es $316,54^\circ\text{C}$. Esto significa que, aun cuando el vapor baje a una temperatura de 400°C , se mantiene una holgura de más de 80°C para que este comience a condensar lo cual es muy útil para asegurar la condición de sobrecalentado en el proceso de parada del compresor K-301.

4.4 Definir el desempeño del reformador

El recalentamiento de los tubos del horno reformador de vapor-hidrocarburo y su disminución de vida útil ha sido el tópico de muchas discusiones y estudios a lo largo de los años. La aparición de altas presiones dentro de los tubos del reformador ha magnificado el problema debido a que estas variaciones tienen un efecto muy importante sobre la economía de producción. Varios enfoques han sido usados por la industria para predecir contrariedades y extender la vida útil de los tubos evitando así un reemplazo prematuro o una interrupción inesperada en la producción. Dentro del horno reformador, los tubos deben operar a la temperatura más baja posible para cumplir su máximo tiempo de vida.

El procedimiento usado para describir el mejor desempeño en el reformador ha sido el de definir los valores de las variables más importantes para la operación óptima del equipo y sus rangos máximos y mínimos tolerables para ser implementados en el sistema *interlock*.

Para caracterizar el reformador, es necesario un estudio de las variables más importantes de operación [12]:

- Fugas de metano (metano no convertido). La cantidad de metano en el gas reformado (RG) tiene un efecto directo con la temperatura dentro del reformador. En general, una reducción del 1% del metano en el RG podría ser el resultado de un incremento de 14°C dentro del reformador.
- Tasa de flujo al reformador. Un incremento en la tasa de flujo a la entrada del reformador de 1% podría aumentar en 1°C la temperatura en los tubos dentro del horno, manteniendo controlada a la misma temperatura la corriente de salida de gas reformado. Para reducir en 1% la fuga de metano a la salida del reformador, el flujo de entrada debe ser incrementado en un 12% relacionando proporcionalmente el aumento de temperatura en los tubos del reformador.

- Relación vapor/carbono. Un incremento en la relación vapor/carbono a la entrada del reformador de 3,5 a 4,0 podría reducir la temperatura de los tubos en aproximadamente 14°C si se mantiene la fuga de metano en un mismo valor. La temperatura de salida de gas reformado a estas condiciones puede bajar unos 18°C. Otro caso sería si se aumenta la relación vapor/carbono manteniendo la temperatura de salida del gas reformado, la temperatura del horno se incrementaría como resultado del aumento de flujo, y la fuga de metano reduciría. Para esta variación en la relación, la temperatura en la pared de los tubos puede aumentar 8°C y la fuga de metano por el gas reformado se reduciría alrededor de 1,6%.
- Temperatura de gas natural de proceso (PNG). Para mantener la misma temperatura de operación de gas reformado a la salida del reformador, incrementando en 30°C la temperatura del PNG a la entrada, se debe reducir aproximadamente 5°C la pared de los tubos dentro del horno.

La desviación de una variable por efecto de otra puede verse evidenciado en la tabla 4.6, siendo este el resultado del seguimiento de numerosos reformadores y su consecutiva aplicación de corrección a las diferentes variables. Esta tabla es muy útil tanto en el momento de rectificar una falla en el funcionamiento del reformador, como una simple modificación de las variables debido a que se podría saber anticipadamente la tendencia de cambio de las variables involucradas o el origen de alguna variación.

Tabla 4.6. Efecto de las variables más importantes del reformador en la temperatura de la pared de los tubos [12].

Variables	1	2	3	4	5	6
	Valores de operación	Aumento de flujo de 10%	Aumento de V/C de 3,5 a 4,0	Aumento de temperatura de PNG de 28°C	Aumento de fuga de CH ₄ de 1%	Aumento flujo 10%, V/C 3,5 a 4,0, reducir fuga CH ₄ 0,5%,mantener temp. PNG
Rata de operación % de diseño	100	110	100	100	100	110
Temperatura PNG (°C)	454	454	454	482	454	454
Relación V/C	3,5	3,5	4	3,5	3,5	4
Fuga de CH ₄ %mol	9,5	9,5	9,5	3,5	10,5	9
Temperatura estimada tubos (°C)	T _{oper}	T _{oper} + 11°C	T _{oper} - 14°C	T _{oper} - 4°C	T _{oper} - 14°C	T _{oper} + 11 - 14 + 7 T _{diseño} + 4

Para una determinación algebraica aproximada sobre el efecto de las variables en las paredes de los tubos, la ecuación 4.1 expresa el cambio de temperatura en °C debido al desvío de las variables tomando como base la tendencia demostrada en la tabla 4.6.

$$\Delta T_{WT} \cong \frac{C(-14^\circ)}{1\%} + \frac{R(1^\circ)}{1\%} + \frac{S(-14^\circ)}{0,5} + \frac{T(-4^\circ)}{28^\circ} \quad (\text{Ec. 4.1})$$

donde:

ΔT_{WT} : cambio de temperatura en la pared de los tubos ($^\circ\text{C}$)

C : aumento de fuga de metano con respecto al de operación, % mol

R : aumento de la rata de flujo con respecto al operacional, porcentaje de diseño

S : aumento de la relación V/C con respecto al de operación

T : Aumento de la temperatura de PNG con respecto a la de operación

Nota: si las variables disminuyen con respecto a la de operación, esta se expresara con su correspondiente signo negativo.

Para comprobar la efectividad de esta forma de predecir los posibles cambios de las variables más importantes involucradas en el horno reformador se obtuvieron datos de una baja de carga de gas natural a la planta para el día 23 de junio de 2009, siendo comparadas con los valores arrojados por la operación normal del día 22 de junio de 2009 encontrados en la tabla 4.7.

Tabla 4.7. Data de las variables más importantes de operación del reformador F-201 en operación normal y en baja de carga de gas natural a la planta.

Fecha	Fuga CH ₄ (%)	PNG (%)	Relación V/C	Temp. PNG ($^\circ\text{C}$)
22/06/2009 (promedio)	3,4336	101,743	3	532,655
23/06/2009 (16:00)	3,3904	96,318	3	529,433
Variaciones	-0,0432	-5,425	0	-3,222
ΔT_{WT} ($^\circ\text{C}$)	-4,3598			

Estas variaciones, producto de la baja de carga del día 23 de junio de 2009, al ser sustituidas en la ecuación 4.1, determinaron el diferencial de temperatura en la pared de los tubos entre ambos escenarios resultando una disminución de 4,36 °C.

La *Catalysts and Chemicals, Inc. (CCI)* ha estudiado el procedimiento que se les ha aplicado a varios reformadores para definir su desempeño en un mismo rango de tiempo. Se estableció un resumen sobre los promedios en cada una de las plantas en periodos de 12, 17 y 21 meses, manteniendo inicialmente una concentración de sulfuros en la corriente de entrada de 0,1 ppm. La máxima temperatura en la pared de los tubos predicha por *CCI Kinetic System* para estas plantas, operando a un 100% en base al diseño y libre de sulfuros es de 890°C. En este resumen se puede apreciar que el promedio de temperatura en puntos calientes en los tubos fue de 910°C.

Esta información previa recolectada podría definir básicamente el desempeño en el cambio de las variables operacionales más importantes dentro del reformador. Esto ayudaría también a determinar con precisión, si se lleva un seguimiento individual, que tubos trabajan sobre el límite máximo de temperatura y cuales deberían ser reemplazados para la próxima parada de planta como medida preventiva.

Ante un aumento en la caída de presión dentro de los tubos del reformador debido a una posible deposición de carbón, falla del catalizador o fractura de los mismos, se pueden predecir los cambios en la caída de presión al variar el flujo de alimentación al reformador mediante la ecuación 4.2 [12] para evaluar anticipadamente si esta condición puede afectar la operación del reformador.

$$\Delta P_2 = \Delta P_1 \left(\frac{\text{Flujo total de alimentación en masa 2}}{\text{Flujo total de alimentación en masa 1}} \right)^{1,8} \quad (\text{Ec. 4.2})$$

donde:

ΔP_1 : caída de presión en condición actual

ΔP_2 : caída de presión a la próxima condición

Flujo total de alimentación 1 y 2: flujo total de alimentación al reformador actual y a variar respectivamente.

Para comprobar la predicción mediante la ecuación 4.2 se tomaron nuevamente datos de la variación de las condiciones de planta para el día 23 de junio de 2009 mostrados en la tabla 4.8.

Tabla 4.8. Data de las variaciones del flujo de alimentación y diferencial de presión del reformador F-201 en operación normal y en baja de carga de gas natural a la planta.

	Flujo de alimentación (kg/h)	ΔP
22/06/2009	243.122,4005	1,9841
23/06/2009	230.159,8417	1,8283
ΔP calculado	1,7978	
Desviación	-1,67%	

A través de esta tabla se puede observar que la ecuación 4.3 no esta muy lejos de la realidad en cuanto a la predicción en la variación del diferencial de presión ante un cambio en el flujo de alimentación, resultando una mínima desviación del -1,67% la cual puede dar una apreciación confiable de su comportamiento antes o durante la alteración de la carga.

4.4.1 Variación en las corrientes que intervienen en el horno reformador con respecto al diseño

A partir de los datos de diseño de las corrientes que entran y salen de reformado lado proceso y lado combustión [6], se realizaron las tablas 4.9 y 4.10 para establecer una comparación y determinar la desviación con respecto a los valores actuales de cantidad de flujo, composición y peso molar.

Tabla 4.9. Valores de diseño y actuales de composición molar, flujo y peso molar de entrada y salida del horno reformador lado proceso.

Componente	PNG			RG		
	Diseño kgmol/h	Actual kgmol/h	% Desviación	Diseño kgmol/h	Actual kgmol/h	% Desviación
CH ₄	2.586,6	2.653,08	2,57	436,2	444,04	1,8
C ₂ H ₆	328,1	232,67	-29,08	-	-	-
C ₃ H ₈	14,6	9,11	-37,6	-	-	-
C ₄ H ₁₀	0,3	0	-	-	-	-
C ₅ H ₁₂	0	0	0	-	-	-
C ₆ H ₁₄	0	0	0	-	-	-
CO	3,8	38,74	919,47	1.991,4	1.869,47	-6,12
CO ₂	211,7	221,25	4,51	1.075,8	1.094,24	1,71
H ₂	166,3	128,03	-23,01	9.226,9	9.118,58	-1,17
H ₂ O	9.863,5	9.223,69	-6,49	6.147,7	5.743,94	-6,57
Total	13.174,90	12.506,57	-5,07	18.878,00	17.926,97	-5,04
PM _{prom}	18,18	18,08	-0,56	12,69	12,67	-0,16

Para las corrientes del lado proceso en el horno reformador, el aumento en el flujo y composición de metano, con respecto al de diseño, beneficia a la reacción de reformación y una pequeña disminución de la cantidad de gas natural de proceso a la entrada (5,07%) da holgura a los equipos involucrados para una mejor operación, siempre que la producción este dentro del rango esperado. Los valores obtenidos para el gas reformado tienen relación directa con el gas natural de proceso, aunque la composición de este flujo posee una mínima desviación con respecto al de diseño, siendo esto favorable para el proceso.

Tabla 4.10. Valores de diseño y actuales de composición molar, flujo y peso molar de entrada y salida del horno reformador lado combustión.

Componente	FNG			FPG		
	Diseño kgmol/h	Actual kgmol/h	% Desviación	Diseño kgmol/h	Actual kgmol/h	% Desviación
CH ₄	469,9	555,88	18,3	405,3	396,83	-2,09
C ₂ H ₆	60,3	50,18	-16,78	-	0	-
C ₃ H ₈	2,7	1,99	-26,3	-	0	-
C ₄ H ₁₀	0,1	0	-	-	0	-
C ₅ H ₁₂	0	0	0	-	0	-
C ₆ H ₁₄	0	0	0	-	0	-
CO	-	0	-	51,9	14,46	-72,14

Tabla 4.10. Valores de diseño y actuales de composición molar, flujo y peso molar de entrada y salida del horno reformador lado combustión (continuación).

Componente	FNG			FPG		
	Diseño kgmol/h	Actual kgmol/h	% Desviación	Diseño kgmol/h	Actual kgmol/h	% Desviación
CO ₂	37,9	53,99	42,45	79,9	18,52	-76,82
H ₂	-	0	-	2.242,20	1.826,07	-18,56
N ₂	0	0	0	0	2,71	-
H ₂ O	-	0	-	1,3	0	-
Total	570,9	662	15,96	2.780,40	2.258,59	-18,77
PM _{prom}	19,52	19,47	-0,26	5,76	5,02	-12,85

En el lado combustión los componentes predominantes en cada gas combustible (FNG y FPG) conservan una mínima desviación, lo que mantiene el peso molar en cada uno de estos flujos con respecto a los de diseño siendo muy importante al

momento de ceder calorías mediante la combustión. Las variaciones más importantes son las cantidades de flujos de gas es combustible hacia el reformador que, teniendo un mayor consumo de gas natural y menor consumo de gas de purga hacia los quemadores del horno con respecto a los valores de diseño, aumentan el costo de operación por consumo de materia prima (gas natural).

4.5 Conclusiones

- El valor mínimo de oxígeno en los gases de combustión es 0,20%, y un flujo de aire de combustión mínimo de 325,27 kNm³/h garantizando la combustión completa y manteniendo una holgura aceptable con respecto al valor requerido.
- Se determinó el exceso de aire actual en el horno reformador de 12,03% con un flujo total de 360,071 kNm³/h, y el óptimo resultado de la evaluación de 12,13% con flujo de 360,39 kNm³/h presentando una desviación del 0,83%.
- La ubicación del medidor de flujo de aire *Kurz* no es la apropiada por estar en una zona altamente turbulenta, arrojando indicaciones erradas, razón por la cual esta deshabilitado el *interlock* por bajo flujo de aire a la entrada del reformador.
- El valor mínimo de la relación vapor/carbono determinada es de 2,3. El valor máximo es de 4, aunque no se necesita para ser implementado en el sistema de protección por alta relación vapor/carbono.
- Se determinó la relación vapor/carbono con un valor de 2,932, arrojando una desviación de 2,25% con respecto al obtenido por el DCS.
- El rango de temperatura límite para evitar la formación de carbono a partir de las reacciones que la originan (reacción agua-carbono, Boudouard y craqueo del metano) es 770°C-900°C dentro de los tubos del reformador.
- El rango de temperatura óptimo de operación dentro de los tubos del reformador en 845°C-855°C.

- El rango óptimo de operación en la relación vapor/carbono es 3-3,3.
- Los valores actuales de relación vapor/carbono (2,998), temperatura dentro de los tubos (845,89°C) y fuga de metano en el gas reformado (3,48) se encuentran dentro de los rangos óptimos de operación.
- El sensor de vibración ubicado en el lado descarga del compresor K-101 (XI-154B) indica valores promedio de 40 μm , siendo este por encima del punto de alarma, desde la parada inesperada de planta en febrero de 2009.
- La temperatura del cojinete de empuje cercano a la alimentación de vapor de la turbina K-302 (indicado por el sensor TI-384) se encuentra por encima del punto de alarma manteniéndose en 105,4°C aproximadamente.
- El valor de disparo en la lógica del *interlock* por baja temperatura en el cabezal de alta presión de vapor de 400°C (TI-6205-1/2) es la apropiada para evitar entrada de condensado a la turbina K-301T.
- Durante el evento de 24 de junio de 2006, hubo presencia de condensados dentro de la turbina K-301T por condiciones pobres en el cabezal del vapor de alta presión. Los controladores de la caldera de alta presión (V-201) actuaron como esta preestablecido en su lógica.

4.6 Recomendaciones

- Mantener en el *interlock* del reformador F-201 el valor mínimo de oxígeno en los gases de combustión en 0,20% y colocar como flujo mínimo de aire de combustión para la parada del reformador 325,27 kNm^3/h .

- Mantener el exceso de aire de combustión a la entrada del reformador en operación normal de 12,00% (HCS-201 ajustado en 1,12 actualmente) verificando constantemente el valor de composición de oxígeno (2,00%), evaluando constantemente los componentes orgánicos volátiles y composición en los gases de combustión de forma experimental.
- Evaluar la mejora de la lógica en el sistema *interlock* del horno reformador por bajo flujo de aire de combustión que garantice el flujo mínimo requerido a partir del porcentaje de oxígeno molar en los gases de combustión y no un valor fijo como el actual.
- Evaluar las propuesta elegida (reubicación del medidor) para mejorar las indicaciones de flujo de aire del instrumento *Kurz*.
- Proponer la implementación de una lógica en el sistema *interlock* que permita proteger al reformador F-201 de baja relación vapor/carbono (valor mínimo recomendado de 2,3) utilizando como variable de proceso la señal del HCS201.
- Mantener los valores de relación vapor/carbono, temperatura dentro de los tubos y fuga de metano en el gas reformado ajustados dentro de los rangos óptimos de operación para asegurar la eficiencia del proceso en el horno reformador.
- Hacerle seguimiento a las condiciones de vibración del K-101 hasta la próxima parada programada para intervenirlo y erradicar el origen del problema. Si esta condición empeora, disminuir la velocidad del eje y seguir los consejos aportados por MHI para el caso en particular, observados en la tabla B.9 del anexo B.

- Hacerle seguimiento a la temperatura del cojinete cercano a la alimentación de vapor del K-302 (TI-384) para detectar cualquier aumento de temperatura a tiempo y tomar acciones que contrarresten la desviación (sugeridos por el fabricante en la tabla B.9). Disminuir la temperatura del aceite de lubricación hacia el cojinete a un valor medio de su rango de operación (90°C-105°C) mediante paliativos (inyecciones de aire o agua sobre la tubería del aceite de lubricación) mientras continúe la irregularidad hasta la próxima parada programada de planta.
- Mantener el valor de disparo por baja temperatura en el cabezal de alta presión de vapor en 400°C (TI-6205-1/2), incluido luego del evento del 24 de junio de 2006.
- Evaluar acciones que permitan determinar la composición del gas natural a la entrada de planta en un menor tiempo al actual (15 minutos aproximadamente) para evitar desestabilización en las condiciones de operación de los compresores de proceso.
- Elaborar una hoja de cálculo que permita al operador confirmar los posibles cambios en las condiciones de operación del horno reformador ante variaciones inducidas o inesperadas a partir de las ecuaciones 4.1 y 4.2.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO**

TITULO	Evaluación del sistema de protecciones para el horno reformador y compresores de procesos de una planta de producción de metanol
SUBTITULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CDIGO CULAC / E MAIL
Diaz Viganoni Axel Omar	CVLAC: 15.543.108 E_MAIL: axelxpress@hotmail.com

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Evaluación

Interlock

Alarma

Disparo

Planta

Metanol

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	INGENIERIA QUÍMICA

RESUMEN (ABSTRACT):

Se realizaron evaluaciones de los valores de activación del sistema interlock en el horno reformador, compresores de proceso y el sistema de generación de vapor de alta presión y alimentación de la turbina K-301T. Para el reformador se evaluó el valor de activación del interlock por baja relación vapor/carbono resultando 2,3, y el flujo de aire mínimo para la combustión con 325,27 kNm³/h. Adicionalmente se sugirió el rango de temperatura del gas reformado a la salida de 770-900°C. Se desarrollaron balances de masa para determinar los valores actuales de operación, confirmando que se mantienen dentro de los rangos sugeridos. Para los compresores de proceso se evaluaron los puntos de disparo por temperatura de cojinetes, la vibración y desplazamiento axial, resultando dos variables fuera del rango de operación: vibración en lado descarga del K-101 y temperatura de cojinete de empuje en lado alimentación del K-302T. Tomando como referencia la parada total de planta del 24 de junio de 2006, se realizó un análisis de la secuencia del evento dando como resultado que la causa fue el aumento del peso molar del gas natural a la entrada de planta. Como consecuencia se confirmó entrada de condensado a la turbina K-301T.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**CONTRIBUIDORES:**

APELLIDOS Y NOMRES	ROL/CÓDIGO CVLAC/ E_MAIL				
Arturo Rodulfo	ROL	CA	AS	TU X	JU
	CVLAC	8.300.709			
	E_MAIL	rodulfo99@hotmail.com			
	E_MAIL				
Yraima Salas	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	8.478.649			
	E_MAIL	yrasal57@yahoo.com			
	E_MAIL				
Henry Espenoza	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	4.363.950			
	E_MAIL	hespinoza@cantv.net			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

AÑO	MES	DIA
2009	12	04

LENGUAJE: SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**ARCHIVO (S):**

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Sistema de protecciones.doc	Application / msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H
 I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x
 y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pre – Grado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente – Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**DERECHOS:**

De acuerdo con el artículo 44 del reglamento de Trabajos de Grado: “Los Trabajos de Grado son exclusiva propiedad de la universidad y sólo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Núcleo respectivo, quien lo participará al consejo universitario”.

Axel Omar Diaz Viganoni

AUTOR

Arturo Rodulfo

TUTOR

Yraima Salas

JURADO

Henry Espinoza

JURADO

POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS