

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA ELÉCTRICA Y ELECTRÓNICA



APLICACIÓN DE UN CONTROL PREDICTIVO TIPO MATRIZ DINÁMICA EN UNA REFINERÍA DE PETROLEO

INFORME DE SUFICIENCIA

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO ELECTRÓNICO

PRESENTADO POR:

GREGORIO GUSTAVO RAMOS AZPILCUETA

PROMOCIÓN

1978 – 2

LIMA – PERU

2004

*Al Supremo Creador,
a mi esposa Liria Iris
a mis hijas Jeziel, Joela y Joana*

**APLICACIÓN DE UN CONTROL PREDICTIVO
TIPO MATRIZ DINÁMICA EN UNA REFINERÍA DE
PETRÓLEO**

SUMARIO

El presente trabajo tiene el objetivo de informar los procedimientos de aplicación de un Sistema de Control Predictivo MPC (Model Predictive Control) con algoritmo DMC (Dynamic Matriz Control) que fue puesto en servicio en la Refinería de Petróleo La Pampilla, ubicada en la ciudad de Lima. El objetivo principal del sistema instalado es permitir un control de los procesos de producción de combustibles desarrollando procesos confiables, mejora de calidad de productos y una optimización económica de sus recursos y productos. El desarrollo de la aplicación fue efectuado a cargo de la actual administración Repsol YPF en el periodo 1997- 2001 dentro del plan de modernización de sus instalaciones e involucro la participación de personal técnico de distintas especialidades y nacionalidades

El Control Predictivo basado en modelos tipo DMC es utilizando con éxito en las principales Refinerías del mundo en forma especial las integrantes del Grupo REPSOL YPF.

ÍNDICE

PRÓLOGO

CAPÍTULO I

ENTORNO DEL DESARROLLO DEL CONTROL DE PROCESOS DE LA REFINERÍA LA PAMPILLA

1.1	Ubicación de la Refinería La Pampilla	2
1.2	Etapas de Desarrollo de la Refinería La Pampilla	2
1.2.1	Etapas Administrativas de la Refinería La Pampilla	4
1.2.2	Desarrollo del Control de Procesos en la Refinería La Pampilla	7
1.3	Evolución de los Sistemas de Control	9
1.3.1	Teoría Moderna de Control	9
1.3.2	Control Predictivo basado en Modelos (MPC)	11
1.4	Entorno para el Desarrollo del Control de Procesos de una Refinería	13

1.4.1	La Década del 60	13
1.4.2	La Década del 70	17
1.4.3	La Década del 80	21
1.4.4	La Década del 90	24
1.4.5	La Década del 2000	27

CAPÍTULO II

TEORIA DEL CONTROL PREDICTIVO BASADO EN MODELOS y ALGORITMO DMC

2.1	Desarrollo del Control Predictivo	31
2.1.1	Teoría de Control Predictivo basado en Modelos (MPC)	33
2.2	Terminología básica del control MPC	36
2.2.1	Procesos multivariables (MIMO)	36
2.2.2	Acoplamiento	36
2.2.3	Modelo matricial del proceso	37
2.2.4	Tipos de Variables del modelo del controlador	39
2.2.5	Grados de libertad de un Proceso	40
2.3	Constitución básica del Control Predictivo	42
2.3.1	Modelo de predicción	42
2.3.2	Función objetivo	46
2.3.3	Restricciones	47
2.3.4	Obtención de la ley de control	48

2.4 El Algoritmo DMC	49
2.4.1 Predicción	49
2.4.2 Perturbaciones medibles	51
2.4.3 Algoritmo de Control	52
CAPÍTULO III	
PROCESOS EN UNA REFINERÍA DE PETROLEO	56
3.1 Unidades de Destilación Primaria de Crudo	57
3.2 Unidad de Destilación al Vacío	60
3.2.1 Parámetros Termodinámicos de la Destilación Atmosférica y al Vacío	61
3.3 Unidad de Craqueo Catalítico (UFCC)	62
3.4 Unidad de Desulfurización y Reformación Catalítica	63
3.5 Unidad de Merox	64
3.6 Unidad de Asfaltos	65
3.7 Planta de Despacho de Combustibles	65
3.8 Terminal Marítimo La Pampilla,	65
3.9 Tanques de Almacenamiento de Crudo y Productos	66
3.10 Planta de Tratamiento de Aguas Residuales y Deslastre	66
3.11 Otras Instalaciones Auxiliares	66
3.12 Nuevas Unidades de Producción – En actual implementación	67
3.12.1 Nuevas Unidades de Vacío y Visbreaking	67
3.12.2 Unidad de Aguas Ácidas	68

CAPITULO IV

ARQUITECTURA DEL SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO	71
4.1 Etapas de desarrollo de un Control DMC /DMO	71
4.2 Desarrollo del Control DMC en la Refinería La Pampilla	75
4.2.1 Primera Etapa: Reinstrumentación - Sistema de Control Distribuido	75
4.2.2 Breve descripción del desarrollo del Proyecto de Primera Etapa	78
4.3 Segunda Etapa: Implantación Control Multivariable DMC	79
4.3.1 Breve descripción del desarrollo del Proyecto de Segunda Etapa	80
4.4 Arquitectura del Sistema del Control Distribuido (SCD)	82
4.4.1 Estructura del SCD Honeywell TDC 3000.	84
4.4.2 Configuración del SCD en la Refinería La Pampilla	88
4.4.3 Metodología de Configuración del SCD	90

CAPITULO V**DESARROLLO Y OPERACIÓN DEL CONTROL PREDICTIVO DMC EN LA REFINERÍA LA PAMPILLA**

5.1 El controlador comercial multivariable DMC	96
5.1.1 Lineamientos de Aplicación del Controlador DMC	98
5.2 Ciclo de ejecución del controlador DMC	100
5.3 Desarrollo del Control Predictivo DMC	104
5.3.1 Descripción de Variables del Controlador DMC	110
5.3.2 El desarrollo del Modelo del Proceso	111

5.3.3	Modelo Binario de una Columna de Destilación	117
5.3.4	Configuración del Modelo matricial	118
5.3.5	Modelo matricial final	121
5.3.6	Simulación de un plan de movimientos con el DMC Model	123
5.3.7	Comisionado de un controlador DMC basado en modelos identificados	125
5.3.8	Parámetros de sintonización del controlador DMC	128
5.4	Implementación del Control Predictivo–Fraccionadora 01C1	132
5.4.1	Diseño Inicial : Selección de variables	132
5.4.2	Diseño y Funcionamiento del Control DMC Fraccionadora (01C1)	134
5.4.3	Control DMC Fraccionadora - Acciones Variables manipuladas	136
5.4.4	Control DMC Fraccionadora - Acciones Variables Controladas	138
5.5	Esquemas de Operación DMC en Refinería La Pampilla	140
5.5.1	Acceso al Esquemático Operativo	140
5.5.2	Esquemático Operativo	141
5.5.3	Verificaciones previas para poner en operacion el DMC	143
5.5.4	Ejecución del Software	149
5.5.5	Cálculos Inferenciales	150
5.5.6	Ejecucion del Control DMC en Otros Procesos	152
5.5.7	DMC Estabilizadora (02C3)	155

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	156
ANEXOS	161
BIBLIOGRAFÍA	165

PROLOGO

El Control Predictivo basado en modelos tipo DMC (Dynamic Matriz Control) es utilizado con éxito en las principales refinerías de petróleo del mundo principalmente en las integrantes del Grupo Repsol YPF. La característica de estos centros de producción de derivados del petróleo es la existencia de distintos procesos multivariables, los cuales requieren un control adecuado de todas sus variables, este control se basa en el desarrollo de modelos que permiten procesos confiables, productos de mejor calidad y la optimización de costos de acuerdo a un manejo económico de insumos de apreciado valor.

La implementación del Control Predictivo tipo DMC en la Refinería La Pampilla fue realizado en el periodo 1997-2001, dentro del plan de modernización de sus instalaciones, que permitió el cambio de una antigua instrumentación de tipo neumática a la de tipo electrónica, el cambio del sistema de control, su centralización en una moderna Sala de Control y la instalación de procesadores que permiten desarrollar el paquete informático para un control multivariable tipo DMC.

El autor del presente trabajo ha sido participante del grupo de trabajo en el proyecto de Reinstrumentación y Control Avanzado de La Refinería La Pampilla, ha preparado el presente informe técnico con el deseo de contribuir al enriquecimiento tecnológico de nuestro país, el presente informe consta de los siguientes capítulos

En el capítulo Uno, se hace un enfoque de la Refinería a lo largo de tres décadas anteriores al desarrollo del Proyecto, se describe el entorno tecnológico, formas de control de proceso, operación y los factores que motivaron el desarrollo del proyecto.

En el capítulo Dos, se presenta la teoría del control predictivo desarrollado por modelos (MPC) y la del algoritmo DMC (Control de matriz dinámica)

En el capítulo Tres, se describe los distintos procesos que se efectúan en la producción de combustibles en la Refinería La Pampilla. El conocimiento de los procesos permite comprender la aplicación del control predictivo.

En el capítulo Cuatro se describe el desarrollo de la Arquitectura del Sistema de Control Distribuido, necesario para el desarrollo del Proyecto.

En el capítulo Cinco, se presenta la aplicación del algoritmo DMC, sus fases de instalación y su modo de operación.

CAPÍTULO I

ENTORNO DEL DESARROLLO DEL CONTROL DE PROCESOS DE LA REFINERÍA LA PAMPILLA

1.1 Ubicación de la Refinería La Pampilla

La Refinería la Pampilla es una planta industrial de refinación de petróleo, está ubicada en el Km. 25 de la Autopista a Ventanilla en el distrito de Ventanilla, provincia del Callao. Produce combustibles derivados del petróleo crudo tales como la gasolina, kerosene, gas licuado y otros. Por su ubicación e infraestructura la refinería está muy cerca al mar por lo que dispone de un terminal marítimo por donde se recibe el crudo y se embarcan productos hacia los mercados nacionales e internacionales, incluye zonas de procesos, tanques, terminal marítimo, playas y cerros aladaños, con un área aproximada de 522 hectáreas

La Refinería inició sus operaciones el año 1967, actualmente tiene una capacidad de producción de 115 mil barriles diarios atendiendo el 50% de la demanda de combustibles del país.

moderna Sala de Control y la instalación de procesadores que permiten desarrollar el paquete informático para un control multivariable tipo DMC.

El autor del presente trabajo ha sido participante del grupo de trabajo en el proyecto de Reinstrumentación y Control Avanzado de La Refinería La Pampilla, ha preparado el presente informe técnico con el deseo de contribuir al enriquecimiento tecnológico de nuestro país, el presente informe consta de los siguientes capítulos

En el capítulo Uno, se hace un enfoque de la Refinería a lo largo de tres décadas anteriores al desarrollo del Proyecto, se describe el entorno tecnológico, formas de control de proceso, operación y los factores que motivaron el desarrollo del proyecto.

En el capítulo Dos, se presenta la teoría del control predictivo desarrollado por modelos (MPC) y la del algoritmo DMC (Control de matriz dinámica)

En el capítulo Tres, se describe los distintos procesos que se efectúan en la producción de combustibles en la Refinería La Pampilla. El conocimiento de los procesos permite comprender la aplicación del control predictivo.

En el capítulo Cuatro se describe el desarrollo de la Arquitectura del Sistema de Control Distribuido, necesario para el desarrollo del Proyecto.

En el capítulo Cinco, se presenta la aplicación del algoritmo DMC, sus fases de instalación y su modo de operación.

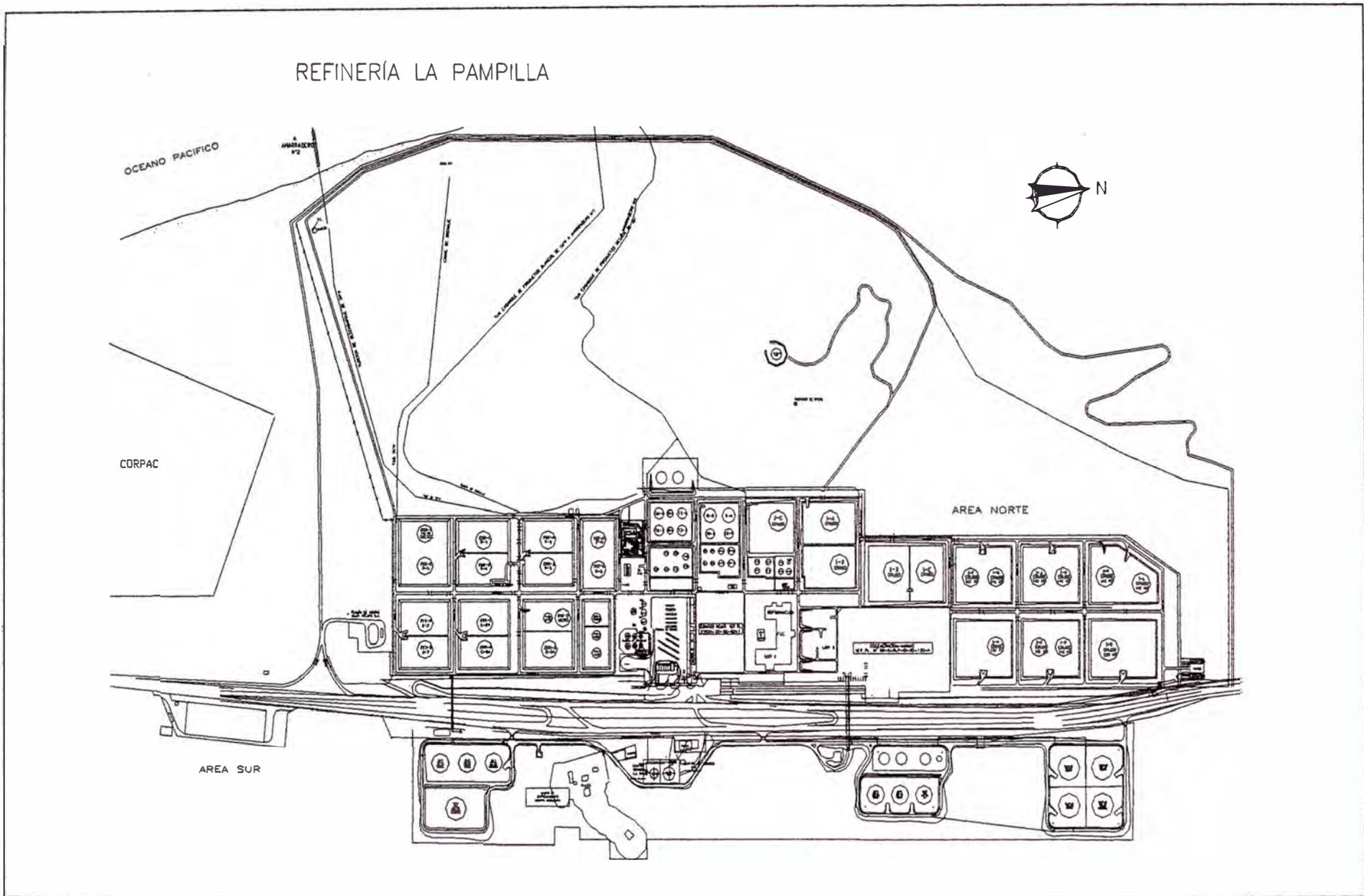


Fig. 1.1 Mapa Ubicación de la Refinería La Pampilla

1.2 Etapas de Desarrollo de la Refinería La Pampilla

1.2.1 Etapas Administrativas de la Refinería La Pampilla

La Refinería La Pampilla ha estado ligada a la producción de combustibles derivados del Petróleo, su desarrollo histórico esta relacionada con las distintas etapas de su administración:

A) Administración Empresa Petrolera Fiscal (EPF)

En el año 1948, fue constituida la Empresa Petrolera Fiscal (EPF) que participaba en la explotación de hidrocarburos en el norte del país. En el año 1964, la EPF decidió instalar una planta de refinación de petróleo en Lima para industrializar el crudo y comercializar los combustibles, para el efecto se convocó a una licitación internacional. Las empresas japonesas Marubeni y Japan Gasoline fueron las ganadoras, suministrando maquinaria, los equipos para la construcción y el montaje, así también se encargaron de la supervisión técnica y facilitaron la financiación requerida para el inicio de las operaciones

El 17 de diciembre de 1967, se inauguró la Refinería La Pampilla, con una capacidad instalada de refinación de 20 mil barriles diarios de petróleo crudo con la finalidad de abastecer el mercado nacional y competir con las empresas privadas existentes en el país, básicamente International Petroleum Company (IPC) con sede en Talara y Conchan Chevron al sur de Lima.

Las instalaciones iniciales de la Refinería contaban con unidades de craqueo catalítico y reformación catalítica, para la obtención de gasolinas de alto octanaje. En esta primera etapa se instalaron las siguientes unidades:

- Unidad Destilación Primaria (UDP I)
- Unidad Destilación al Vacío (UDV)
- Unidad Merox de Kerosene de UDP I
- Unidad Craqueo catalítico (FCC) y Merox de Gasolina de FCC
- Unidad Recuperación de Gases
- Unidad Reformación Catalítica
- Unidad Servicios Auxiliares (generación de vapor, compresores de aire para instrumentos, tratamiento de agua para calderas y para refrigeración de equipos, etc.)
- Tanques de almacenamiento de petróleo crudo y productos derivados

El sistema de control de los procesos se efectuaba desde tres salas de control distribuidas físicamente: Procesos, Servicios Auxiliares y Movimiento de Productos

B) Administración PETROPERU

El 24 de julio de 1969, por el D.L N° 17753 se crea la empresa Petróleos del Perú, PetroPerú S.A. donde la Empresa Petrolera Fiscal pasó a integrarla con sus instalaciones del Complejo Industrial de Talara y la Refinería La Pampilla en Lima.

En 1970, se realizó la primera ampliación de la capacidad de refinación a 30 mil barriles diarios. Hubo una segunda ampliación en 1974, que permitió a La Pampilla llegar a 37 mil barriles diarios de capacidad.

Por la gran demanda de combustibles se efectuó una ampliación a través de la construcción de una segunda planta de destilación primaria con una capacidad de refinación de 65 MBPD a cargo de la empresa francesa Technip, esta segunda Unidad se inauguró en Diciembre de 1977. La capacidad de refinación de la refinería la Pampilla se incremento hasta un total de 102 mil barriles diarios. Se convirtió así en la planta de refinación más grande e importante del país.

Para el control de la nueva planta fue construida una nueva sala de control adicional para el área de procesos UDP II y estaba integrada por las siguientes nuevas unidades:

- Unidad Destilación Primaria II
- Unidad Merox de Kerosene de UDP II
- Servicios Generales, equipos adicionales
- Tanques de almacenamiento de petróleo crudo y derivados

C) Administración Repsol YPF

En junio de 1996, en el proceso de privatización de empresas publicas se otorgó la buena pro de subasta pública del 60% de acciones de la Refinería La Pampilla a Repsol, que junto a un grupo de empresas con capital peruano constituyeron la compañía Refinadores del Perú S.A. (Refipesa). Donde el 40% de acciones pertenecía al estado Peruano representado por Petroperú. Con la adquisición de la participación mayoritaria (60%) de la Refinería, Repsol YPF asumía el compromiso de realizar inversiones no inferiores a 50 MUS\$ durante los primeros 5 años de funcionamiento de la misma. En Abril 2004 el estado Peruano puso en venta

en la Bolsa de Valores su participación del 40% de sus acciones siendo adquirida en su mayoría por la Administradoras de Fondos de Pensiones

Repsol comenzó a operar el día 1 de agosto de 1996, en su compromiso de inversiones ha instalado hasta la fecha las siguientes nuevas unidades:

- Unidad Asfaltos
- Cogeneración de 10 Mw. , Aminas
- Unidad Visbreaking y Vacío II
- Unidad de Aguas Ácidas
- Nuevos tanques de Almacenamiento

Actualmente la Refinería La Pampilla es la más grande refinería de petróleo del Perú con una capacidad de producción de 115 MBP es la principal suministradora de productos refinados al mercado de Lima metropolitana y la región central del país. Abastece el 65% del combustible en Lima y el 45% del mercado nacional. Además exporta combustibles formulados como petróleos industriales N° 6 y 500.

1.2.2 Desarrollo del Control de Procesos en la Refinería La Pampilla

El Control de Procesos en la Refinería desde el inicio de operaciones hasta la actualidad ha ido evolucionando desde la aplicación de señales de tipo neumáticas, técnicas de lazos de control regulatorio y de un interés escaso por el control de las Unidades de Proceso hacia una etapa del Control Avanzado y de Optimización con señales electrónicas, con aplicaciones de modernas técnicas de control con

importantes resultados tanto en las operaciones de todo el proceso como en el resultado económico de cada uno de los procesos.

El Control de Procesos en los últimos 30 años tiene la tendencia a controlar los Procesos mediante variables de cada vez de mayor nivel, entendiendo por tales las que son más representativas del estado real del proceso o del rendimiento económico que obtenemos de él.

Hace algunos años las únicas mediciones se manejaba eran de variables “simples” (fáciles de medir) como caudal, temperatura, presión, etc. y se controlaba el Proceso tratando que dichas variables se ajustaran lo mejor posible a unos valores de consigna predefinido.

Con el tiempo se observa un control de variables (ya sean medidas o mediante cálculos) tales como “Acercamiento a la especificación de calidad”, “Rendimiento de la Unidad”, “Minimización del consumo energético”, etc. Estas variables están mucho más cerca de los objetivos realmente perseguidos por la empresa, que son maximizar el rendimiento económico de las Unidades.

No se trata que las variables tales como temperatura, presión, etc. por sí solas no sirvan para maximizar el rendimiento; si no que es el manejo del conjunto de variables de un proceso lleva a un beneficio.

La tendencia actual de información es presentar a los diferentes niveles decisorios de la empresa, una información abundante sobre variables tales como nivel de existencias, rendimiento de las Unidades, volumen de producción, etc. tanto en valores actuales (lo cual puede ser un elemento importante para la toma de

decisión en oportunidades de negocio puntuales), como la evolución de estas variables en el tiempo.

1.3 Evolución de los Sistemas de Control

Hasta hace unos años, en la mayoría de las aplicaciones clásicas de control, el proceso se diseñaba de forma que su análisis resultase simple, los métodos se aplicaban en sistemas lineales o linealizables. Las principales técnicas de análisis de estabilidad para este tipo de sistemas eran el Diagrama de Nyquist, Lugar de las Raíces, Diagrama de Bode los cuales se desarrollaron hace más de medio siglo.

1.3.1 Teoría Moderna de Control

En la década de los 60, surgió la Teoría Moderna de Control, basada en el análisis de los sistemas en el dominio de las variables de estado, un conjunto mínimo de variables del proceso que permiten describir su dinámica. La Teoría de Control comenzó a especializarse, dando origen al Control Óptimo, Control Multivariable, Control de Sistemas Estocásticos, Control Adaptivo, Control No Lineal y Control Robusto. Estos métodos permiten abordar sistemas de mayor complejidad, que pueden tener múltiples entradas y salidas; variables estocásticas; estructura incierta, no lineal o variante en el tiempo.

Desde el punto de vista de las aplicaciones, se incorporan como sistemas de control los computadores y en general los sistemas digitales discretos y cuantizados, y se da mayor énfasis al estudio de los métodos de análisis para sistemas discretos y distribuidos, así como al desarrollo de algoritmos de control, optimización y simulación.

La influencia del computador ha sido decisiva en la evolución de esta disciplina a partir de los años ochenta. El análisis matemático tendió a ser complejo o imposible en sistemas no lineales, distribuidos, heterogéneos o de gran dimensión, fue apoyado por la simulación y por la emulación de habilidades humanas tales como la percepción, el aprendizaje y otras capacidades propias de la inteligencia. Surgen así los sistemas expertos, las redes neuronales, las redes de Petri, la lógica difusa. En el campo de los sistemas no lineales, se abordan los comportamientos complejos antes ignorados como subarmónicas, cuasi periodicidad y caos.

En los años noventa se comienza el estudio sistemático de los sistemas dinámicos híbridos, que permiten modelar sistemas de alta complejidad, con trayectorias simultáneas, discontinuidades en las trayectorias e interacciones entre subsistemas continuos y discretos. Se aplica la teoría moderna de control al control del caos, y se propone el camino inverso: la transición de la estabilidad al caos, llamada "anticontrol".

En nuestros días, es imprescindible la integración con otras disciplinas. La solución de un problema de ingeniería involucra múltiples aspectos de gestión, operación, informática, comunicaciones y de interacción con procesos de diferente índole: físicos, químicos, biológicos, electrónicos y mecánicos, entre otros. Esta interacción en múltiples niveles, entre sistemas cada vez más complejos, requiere tanto de productos tecnológicos de última generación, como de métodos de control y optimización, que permitan emplear la tecnología en todo su potencial. En particular, las tecnologías de información y comunicación (TICs) son fundamentales para lograr la integración vertical y horizontal de los diferentes sistemas y subsistemas.

1.3.2 Control Predictivo basado en Modelos (MPC)

En los últimos diez años el Control Predictivo Basado en Modelos (MPC) ha alcanzado un nivel muy significativo de aceptabilidad industrial en aplicaciones prácticas de control de procesos. Es una estrategia de control que se basa en la utilización de forma explícita de un modelo del proceso para predecir el valor de las variables controladas a lo largo de un horizonte temporal especificado por el usuario, calculándose el valor de las variables manipuladas para hacer que en ese horizonte las variables controladas estén en sus valores de referencia.

Existe un amplio abanico de metodologías y algoritmos para el control predictivo de procesos tales como: GPC (Generalized Predictive Control), IDCOM (Identification and Command) , DMC (Dynamic Matriz Control), APC (Advanced Process Control), UPC (Unified Predictive Control), EPSAC (Extended Prediction Self Adaptive Controller), MUSMAR (Multistep Multi-variable Adaptive Control), SCAP (Statistical Control for Autocorrelated Proceses), MAC (Model Algorithmic Control), PFC (Predictive Functional Control), Neuronal Process Control(NPC) etc. la diferencia entre las diversas técnicas radica básicamente en la formulación matemática de los criterios de funcionamiento y en la elección de la manera de representar el proceso. La representación matemática de muchos de estos criterios se lleva a cabo en la forma de funciones objetivo dinámicas y de restricciones mientras que el proceso se representa como un modelo dinámico con incertidumbres asociadas. La importancia de las incertidumbres está siendo cada vez más reconocida y por tanto incluida explícitamente en la formulación de los controladores.

Los resultados de un estudio realizado por Takatsu para la Society of Instrumentation and Control Engineering * muestra las expectativas y tendencia futura de las técnicas en el Control de Proceso tales como el PID avanzado, compensación de retardo, desacoplo y MPC. El control neuronal despierta grandes expectativas pero tiene ciertas dificultades de implementación, mientras que el Autoajuste se implementa con facilidad pero pierde expectativas. Las técnicas como LQR, filtro de Kalman o adaptativo se mantienen como "sin demasiadas expectativas y no fácilmente implementables". En el siguiente grafico se interpreta las expectativas y el desarrollo tecnológico actual.

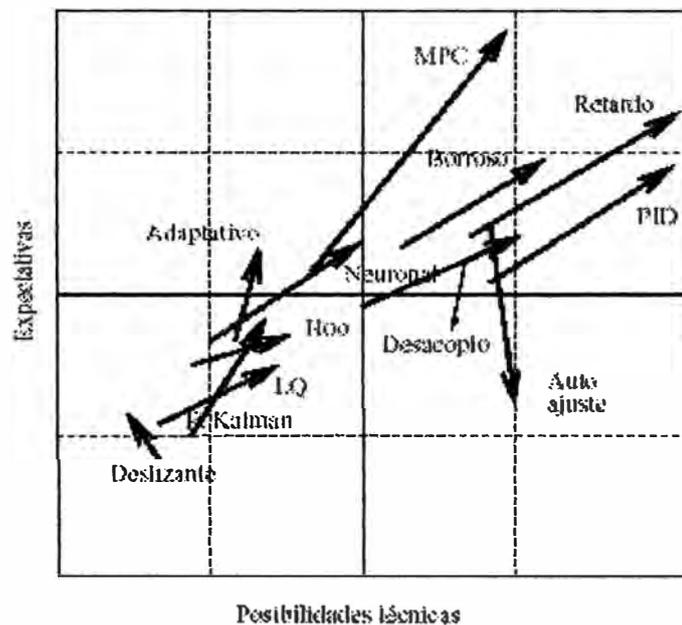


Fig. 1.2 Tendencias de Técnicas de Control

* H. Takatsu, T. Itoh y M. Araki. "Future needs for the control theory in industries. Report and topics of the control technology survey in japanese industry. *Journal of Process Control*, 8:369-374, 1998.

Las técnicas de Control Predictivo Basado en Modelo (Model Based Predictive Control, MPC o MBPC), en su forma más general, acepta cualquier tipo de modelos, funciones objetivo o restricciones, refleja los múltiples criterios de funcionamiento relevantes en la industria de procesos, unida a la forma general de formular el problema de control en el dominio del tiempo.

1.4 Entorno para el Desarrollo del Control de Procesos de una Refinería de Petróleo

1.4.1 La Década del 60

A) Tecnología - Años 60

El tipo de instrumentación empleada para la implementación de las Unidades de Procesos de la planta inaugurada el 19 de Diciembre de 1967 era de tipo analógico y fundamentalmente neumática. Los instrumentos de medición y control operaban con una señal de presión de aire en el rango de 3 a 15 psi, proporcional al valor de la variable que se medía.

Esta señal se enviaba, mediante tubos de cobre a la sala de control de la Unidad donde, una vez comparada con el valor de consigna al que se quiere llegar, se producía en el controlador una señal de retorno al elemento final del control (generalmente válvula de control) por el mismo procedimiento neumático.

Debido, a las limitaciones de distancia que imponían las señales neumáticas; las salas de control no podían estar muy lejos de las Unidades lo que obligaba con frecuencia a multiplicar el número de salas de control para el control de los distintos procesos como la Sala de Control de Servicios Auxiliares

Esta limitación de distancia se debía a que la presión disminuía con la distancia y por lo tanto se falseaba la medida, por otra parte existía relativa lentitud de las señales neumáticas, esto condicionaba tanto la exactitud de las medidas como las posibilidades de realizar un control afinado. Para evitar esta limitación de distancia se empleaban directamente controladores locales (instalados junto a los medidores) y se enviaban del panel central las señales de medida y salida a la válvula. Los paneles de control convencionales eran de tipo vertical con semigráficos y con instrumentos individuales para cada lazo de medición o control.

Las implantaciones del algoritmo de control PID (Proporcional-Integral-Derivativo), se encontraba con las limitaciones de la tecnología analógica la cual le restaban posibilidades de precisión.

A finales de esta década, el desarrollo tecnológico permitía que la instrumentación electrónica analógica se utilizara con señales electrónicas en el rango de 4 a 20 mA, a similitud de los 3-15 psi que se había impuesto en los sistemas neumáticos) tenían ventajas importantes con respecto a sus predecesoras: disminuía de forma acusada la limitación de distancia (sobre todo por el hecho de trabajar en lazo de corriente), aumentaba radicalmente la velocidad de transmisión, mayor exactitud de los instrumentos, mayor gama de elementos de cálculos, etc.

En la implementación de señales eléctricas de control, se observaron algunos problemas en la Instrumentación hasta entonces desconocidos tal como la necesidad de emplear Sistemas de Alimentación Ininterrumpida (para el caso de fallo en el suministro de la energía eléctrica) y la de emplear métodos de protección frente a atmósferas potencialmente explosivas.

En esta época estaban claramente diferenciados el Sistema de Control, el Sistema de Indicación de Temperatura, el Sistema de Alarmas y el Sistema de Enclavamientos o Bloqueos de la Unidad. La tecnología disponible obligaba a diseños muy diferentes para tratar cada una de estas necesidades.

Los computadores de la época eran raras veces empleados en el control de procesos, no ofrecían la fiabilidad y rapidez necesaria para controlar un proceso por lo que eran empleados primordialmente en funciones informativas.

B) Operación de Refinería - Años 60

El uso de escalas o reglas numéricas instalados en algunos controladores nos hace comprender que la precisión con la que se obtenían las medidas era escasa, especialmente en las medidas de caudal, debido a mediciones de presión diferencial que tiene una relación cuadrática con el caudal.

Por otra parte, no se podía esperar una gran precisión de los sensores de campo, asimismo no existía presión económica ni legislativa en el aspecto medioambiental como se observa hoy en día. Todo esto hacía que este tipo de medición fuera coherente con la época en la que se empleaba.

Según la práctica general, los rangos de los instrumentos y por lo tanto las escalas de medida se diseñan de forma que la mayor parte de los valores de operación quede en el tercio central de la escala, es decir entre el 33% y el 66% del fondo de escala. Este hecho tiene su importancia para la operación pues se acostumbraba que en un panel con muchos medidores, todos muestran, en condiciones normales, valores medios.

Es digno de mención el llamado “Factor”. En muchos casos las escalas tenían una calibración estándar (normalmente 0 a 10, ya sea lineal o cuadrática). La manera de convertir el valor leído en la escala al valor real de medida (en m³/h, °C, o lo que correspondiese) era multiplicarlo por un factor que venía indicado en la carátula

Estos dos aspectos mencionados se combinaban con el hecho de que la formación en procesos químicos y en control de muchos panelistas de aquella época era escasa, dando lugar a un modo de operar de aprendizaje repetitivo. Algunos operadores aprendían con el tiempo a qué altura de la escala debía estar la medida, sin profundizar en qué valor real tenía esa variable ni qué relación tenía con las otras variables del proceso (y mucho menos con el rendimiento de la planta). Hay que mencionar también el elevado número de operadores en panel como en campo y la instalación de diversos y extensos paneles de control que requería un sistema de control de la época.

C) Aplicaciones de Control en Refinería – Años 60

La tecnología analógica obligaba a disponer de elementos adicionales e independientes para cada función de cálculo que se quisiera realizar con las señales neumáticas o electrónicas. Es decir, cada vez que se quería poner un sumador, un multiplicador o cualquier otra función en un esquema de control, demandaba la compra de un nuevo elemento. Esto encarecía enormemente cualquier desarrollo y le daba una rigidez importante, no era fácil hacer cambios o intentar nuevas posibilidades en las estrategias de control.

La tecnología, por otra parte, no admitía tampoco muchas sofisticaciones (poco más que sumadores, comparadores y multiplicadores) y el grado de desarrollo de la Teoría de Control era todavía primario.

Debido a la falta de presiones económico ambientales no se le prestaba una debida importancia al control de procesos, el control se reducía a lo que hoy llamamos estrategias de control básico (lazos simples, cascadas a lo sumo).

1.4.2 La Década del 70

A) Tecnología – Años 70

Hay dos factores determinantes de esta época, un primer factor la crisis del petróleo que al incrementar de los precios de esta materia prima, hace que se planteen, tanto a nivel de gobiernos como de empresas, políticas de reducción de costos energéticos y de incremento de rendimientos en las unidades de Refino de petróleo, lo que permitió un creciente interés por la instrumentación y las técnicas de control como ayudas eficaces para mejorar nuestros resultados. Un segundo factor es el desarrollo del Microprocesador, que permitió la revolución de la microinformática y la expansión del uso de los computadores en casi todos los ámbitos.

A mediados de los 70 aparecen en el mercado nuevas tecnologías como el Sistema de Control Distribuido (SCD) los cuales son creados por los fabricantes clásicos de Instrumentación aprovechando las ventajas de los nuevos dispositivos como el microprocesador. Estas aplicaciones estaban formadas fundamentalmente por unas tarjetas de Entrada / salida conectadas a controladores que mediante el empleo de microprocesadores eran capaces de controlar varios lazos de control

(inicialmente 8 en algunas marcas). El conjunto de controladores (y otros dispositivos especializados de Entrada/Salida) se comunican, a través de unos cables de comunicación a unas pantallas desde donde el operador maneja la planta.

Las aplicaciones de Sistemas de Control Distribuido (SCD) permitía:

- El uso de una distribución de funciones, dado que unos dispositivos más capaces se especializan en el tratamiento de las señales de campo mientras que otros se ocupan de la interfaz de operador.
- Permiten una distribución física de estos dispositivos, de manera que los controladores pueden estar ubicadas cerca de las Unidades de Proceso, reduciendo así costes de cableado.
- Permiten la redundancia de los distintos elementos.
- Admiten tanto señales analógicas como lógicas (de tipo abierto-cerrado, marcha-paro) aunque están más especializados en el tratamiento y control de señales analógicas.
- Son sistemas configurables es decir por una parte no se necesita conocer lenguajes de programación para desarrollarlos (utilizan funciones pre-programadas), y por otra, cuando se quiere hacer un cambio en un esquema de control basta con reconfigurarlo, no se requiere normalmente recablear.
- Integran los Sistemas de Indicación de Temperaturas y los Sistemas de Alarma.

- Internamente funcionan en modo digital pero la presentación al operador es tanto analógica (imitando las carátulas o registradores que tenía en los paneles antiguos) como numérica.

Todas estas características permitió nuevas aplicaciones exitosas y que se popularizara rápidamente, dadas las ventajas que ofrecían frente a los sistemas analógicos y los ordenadores de proceso anteriores.

Las principales ventajas del Sistema de Control Distribuido (SCD) son :

- La fiabilidad y seguridad.
- La rapidez (comparada con los ordenadores convencionales).
- El ahorro de costes por reducción de cableado, por la posibilidad de cambiar esquemas de control sin extracoste y, con el tiempo, por menor coste comparativo de adquisición para un número suficiente de controladores.
- La simplicidad de manejo para los operadores que se encuentran un teclado de uso específico (con teclas para el punto de consigna y modo de operación por ejemplo) y presentaciones similares a las que estaba acostumbrado a emplear.
- La simplicidad de manejo para el técnico si la comparamos con los computadores convencionales. No obstante hay que advertir que requiere unos mayores conocimientos que la instrumentación anterior.
- La integración de información de temperatura y alarmas con el resto de datos.
- La mayor precisión de las medidas, al tener el dato numérico.

El uso de tecnología digital, abrió la puerta al desarrollo posterior de control que no habría sido posible de otra manera. Los primeros sistemas que se instalaron no disponían de representaciones gráficas del proceso. Sólo se tenían los grupos de operación (que imitaban las carátulas de los controladores analógicos), registros de tendencia y listados de alarmas.

De forma casi simultánea a la aparición del SCD salieron al mercado los Autómatas Programables o PLC que, también basados en la tecnología del microprocesador, podían sustituir a la lógica de relés y que por tanto estaban especializados en el tratamiento de señales lógicas.

B) Operación de Refinería – Años 70

El paso de la instrumentación analógica al SCD, desde el punto de vista de operación permitió un incremento de la seguridad de funcionamiento. A fin de evitar cambios bruscos los fabricantes permitieron un sistema parecido a la instrumentación analógica sin serlo o una combinación de ambos.

La adaptación de los operadores al nuevo sistema de control fue aceptable por la tendencia a la adaptación a través de la capacitación y tiempo de familiarización con los equipos. Quizá una de las dificultades que plantean los operadores con relación al paso de instrumentación analógica al SCD es que “antes, de ver al panel, ya sabían cómo operaba la planta y ahora tienen que ir solicitando a varias representaciones en pantalla para obtener la misma información”.

C) Aplicaciones de Control de Refinería – Años 70

Dentro de la política de ahorro energético y aumento de rendimientos que iniciaron las compañías de petróleo a mediados de la década, se crearon dentro de las grandes compañías grupos importantes de Control Avanzado y Optimización en donde se desarrollaron importantes adelantos en este campo. Se comienza a buscar para el control las variables que sean más representativas de la realidad que las variables simples empleadas hasta el momento (por ejemplo controlar la calidad del producto de cabeza de una columna mediante la temperatura en vez de hacerlo directamente con el reflujo, dado que la temperatura es más representativa de dicha calidad que el reflujo).



Fig. 1.3 Tableros de Control de Procesos – Decada 80 y Decada 70

1.4.3 La Década del 80

A) Entorno y Tecnología – Años 80

Se demanda una mayor presión tanto en los requisitos medioambientales como en la exigencia de maximizar el rendimiento de las Unidades.

El uso de Sistemas de Control Distribuido se generalizó en esta década. Durante esta década se empieza a disponer en el mercado de SCD con capacidad de contener información gráfica en la pantalla, es decir se puede representar un sinóptico de parte de la planta y visualizar los datos actuales de las variables de proceso.

También se empieza a disponer técnicas de programación en los SCD que pueden ser empleadas para desarrollo de aplicaciones de control.

B) Operación de Refinería – Años 80

El objetivo de mejorar el resultado operativo de las plantas hace que el diseño de las mismas se incorpore un número mayor de instrumentos y se preste una atención creciente a los aspectos de control.

Para la operación, resulta importante la nueva generación de SCD con capacidad gráfica, esto permite que el operador disponga en una pantalla una representación gráfica de una parte del proceso y de todas las variables (temperatura, caudal, presión; incluso cálculos como rendimientos o relaciones) que intervienen en esa sección del proceso. Con esto se facilita la mejor comprensión del proceso, la creación de un modelo mental del funcionamiento de la planta y una reacción más rápida y adecuada ante eventuales complicaciones operatorias. En estos diagramas además cuando se programa una condición de alarma, se pueden configurar para que la variable afectada aparezca de color rojo, lo que resalta inmediatamente al operador y le permite tomar acción directamente en la pantalla sobre los elementos a

modificar. El sistema de control le facilita al operador tener un conocimiento más profundo del proceso y más eficiente.

C) Aplicaciones de Control en Refinería – años 80

Las aplicaciones de Control Avanzado son tipo de “clásico” que tienen las siguientes características:

- Suponen un nuevo paso adelante en el empleo de variables más significativas: se controla calor, reacciones Líquido / vapor, relaciones de reflujo, etc., y a maximizar la carga.
- Las aplicaciones se diseñan de forma robusta; tienen protección frente a fallos de instrumentos individuales, Esto por una parte lo posibilitan las nuevas herramientas empleadas, los computadores, y por otra parte se hace necesario, dado que cada vez es mayor el número de variables que intervienen en una aplicación.
- Se emplean cada vez con más frecuencia los analizadores continuos de proceso como medida de calidad de producto a fin de mejorar los rendimientos de las Unidades. Por sus especiales características, un mayor número de analizadores conlleva unas dificultades particulares de diseño y mantenimiento, además de su coste.

1.4.4 La Década del 90

A) Entorno y Tecnología – Años 90

Los criterios medioambientales se hacen más estrictos y continúa la exigencia de una mayor rentabilidad debido, entre otros aspectos la reducción de márgenes y mayor competencia.

Las prestaciones de los sistemas van mejorando de manera muy significativa. Es de destacar la aparición en el mercado de los llamados sistemas abiertos que facilitan la conexión a otras aplicaciones. Es también de destacar el gran desarrollo de las comunicaciones digitales.

B) Aplicaciones de Control de Refinería – Años 90

A inicios de los 90 se observa una explosión de los proyectos de Control Avanzado. Las empresas invierten cantidades importantes en modernizar la instrumentación y el control de sus instalaciones.

En el diseño de control, se cambió la actitud de cómo controlar mejor las variables de los procesos, a cuestionamientos tales como:

- ¿Qué puntos de consigna existen en toda la Unidad y qué estrategias de control maximizan el beneficio?
- ¿Cómo se debe optimizar, manteniendo a la vez un plan de ventas prefijado?
- ¿Cómo se adapta a los cambios en el plan de ventas o en las materias primas?
- ¿Qué rendimientos se van obteniendo en las Unidades?

- ¿Qué existencias se tiene?
- ¿Cuánto se ha producido?

Esto implica hacer un uso cada vez más extensivo de las tecnologías de la información aplicadas a los procesos industriales.

Para responder a estas preguntas Repsol acomete a principios de los 90 el “Proyecto de Control Integrado”, que coloca a Repsol en primera línea a nivel internacional en Sistemas de Control de Procesos y en Gestión de Producción.

El proyecto que se desarrolla en las Refinerías, abarca varias áreas de trabajo que se informan e integran a fin de conseguir el objetivo de tener una visión más real de la empresa.

Estas áreas son la instalación de instrumentación electrónica y SCD, el desarrollo de Aplicaciones de Control Avanzado, el Sistema de Información de Planta, la Simulación y Optimización, el Sistema de Gestión de Laboratorio y el Sistema de Gestión de Producción.

Cabe destacar que el diseño del sistema de comunicaciones que permite conectar en línea y en tiempo real todos los sistemas entre sí de forma segura. La misma red se emplea además para las aplicaciones ofimáticas y permite a los PCs de escritorio acceder a los diferentes sistemas según los permisos de acceso definidos para cada usuario. Este sistema de comunicaciones permite también intercambiar información, incluso en tiempo real, entre los distintos centros de trabajo de la empresa.

El desarrollo del Control Avanzado presenta un cambio significativo por el uso generalizado de los Algoritmos de Control Multivariable Predictivo.

Estos algoritmos hacen un amplio uso de funciones matemáticas y su empleo generalizado ha sido posible debido a la potencia cada vez mas creciente de los computadores y al desarrollo de los algoritmos. Estos tienen las siguientes ventajas:

- Resuelven de forma simultánea varios problemas (entre ellos el desacoplo de variables).
- Resuelven de forma mucho más eficaz (en comparación con los algoritmos convencionales) problemas como procesos con tiempo muerto o con respuesta inversa.
- Disponen de herramientas de identificación del modelo del proceso que facilitan enormemente el trabajo de diseño.
- Se puede diseñar para adaptarse fácilmente a entornos operativos cambiantes.
- Permiten realizar una primera optimización del proceso.

Estos algoritmos están contribuyendo de manera muy eficaz a mejorar el rendimiento de nuestras Unidades.

C) Operación de Refinería – Años 90

La información y herramientas de análisis de que dispone son incomparablemente mejores, no sólo a nivel del operador panelista, sino también, y quizá especialmente, a nivel de los técnicos de Producción, Procesos, Planificación, etc.

Los Algoritmos de Control Multivariables Predictivo son una excelente ayuda para la operación y aumentan el grado de automatización, estos desarrollos no debe hacernos olvidar que el operador tiene que conocer cada día mejor los procesos y tener un buen criterio operatorio.

1.4.5 La Década del 2000

¿Cómo será el control de procesos en una Refinería al termino de la década del 2000?. Ser adivino no es fácil pero se observan algunas tendencias de entorno y tecnológicas.

A) Entorno y Tecnología – Años 2000

La nueva crisis del petróleo a nivel mundial tiende a optimizar nuevos procesos y aplicaciones de nuevas tecnologías

Se observa la aplicación de las Técnicas Estocásticas y Redes Neuronales como ayuda al Control Inferencial; Sistemas Expertos para ayuda al operador, Técnicas de Control Robusto para mitigar los problemas de las no linealidades, etc.

Se prevee desarrollar una interrelación entre Control Avanzado y Planificación; una mejora del Control del Modelo Optimizable (DMO) ¿todos los lazos PID están bien ajustados?; ¿las alarmas que le aparecen al operador son demasiadas?, ¿Se destacan realmente las más significativas?. Es importante disponer de suficientes recursos técnicos y humanos dedicados al diseño y mantenimiento de estas aplicaciones a fin de conseguir una mejora continua de resultados.

El final de esta década va a traer por otra parte el advenimiento de otro gran cambio en la Instrumentación y Control: la adopción general de una comunicación con los elementos de campo.

Entre los años 60 y los años 70 se generalizó la instrumentación electrónica analógica. A pesar que desde mediados en los años 70 se empleaba un Sistema de Control Digital en sala de control, la transmisión de señales desde los sensores de campo hacia los elementos finales de control seguía siendo analógica, una razón es que los fabricantes requirieron un cierto tiempo para ser capaces de integrar una tecnología digital con un elemento que tenía que instalarse en campo.

Pero la razón principal es que, mientras que en la señal analógica había sido aceptada a nivel internacional (la señal de 4 a 20 mA), las comunicaciones con señales digitales no han sido desarrolladas

En la presente década, ya se dispone en el mercado de líneas comerciales completas con un nuevo estándar de bus de campo o fieldbus. Esto va a permitir, no sólo una mayor precisión en las medidas sino que va a traer previsiblemente otras consecuencias como son:

- Ahorro en los cables (varios instrumentos podrán compartir el mismo cable).
- No sólo las mediciones, sino algunas funciones de control (controles PID, Sumadores,...) se van a ejecutar en los elementos de campo y no en el SCD.
- El papel del SCD va a cambiar: toda la parte destinada actualmente a tratamiento de señales de Entrada/Salida y Control Básico se va a reducir enormemente.

- Se van a abrir nuevas posibilidades de recogida y gestión de datos de los instrumentos, no sólo información del proceso (por ejemplo temperatura, presión y caudal en un solo medidor) sino también de mantenimiento.
- De otro lado, los SCD y los Autómatas Programables (PLC) se parecen cada vez más y es posible que acaben integrándose como un único sistema.
- Se ve una tendencia acusada a emplear Windows NT como sistema operativo en detrimento de los sistemas basados en Unix.

Los SCD se prevee que opten por la línea de los Sistemas Abiertos. Cada vez va a ser más fácil comunicar los sistemas unos con otros; visualizar y recoger datos de un sistema y emplearlo en otro para las necesidades que se tenga en cada momento.

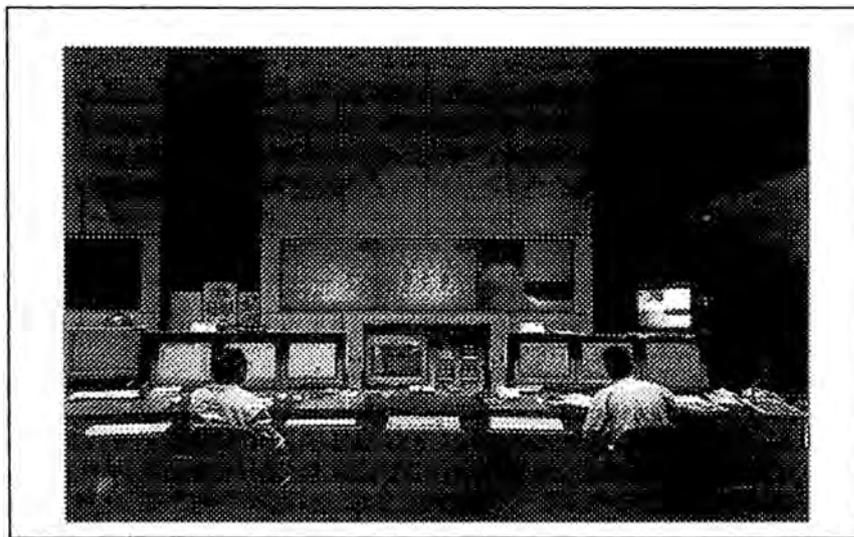


Fig. 1.4 **Tablero de Control de Procesos Moderno**

B) Operación de Refinería – Años 2000

¿Se han terminado de optimizar los procesos?. Todavía no, aun hay áreas donde se puede obtener un mayor beneficio (Aplicación de Control Avanzado y Optimización) en unidades donde no se haya realizado todavía, actualización y mejora de las aplicaciones existentes, etc.



Fig. 1.5 Sala de Control Refinería La Pampilla

CAPÍTULO II

TEORIA DEL CONTROL PREDICTIVO BASADO EN MODELOS Y ALGORITMO DMC

El MPC*, Control Predictivo basado en modelos, adquirió gran popularidad en las industrias de procesos químicos debido a la simplicidad del algoritmo y al uso del modelo de respuesta impulsional o en escalón, con más parámetros que las formulaciones en el espacio de estados o función de transferencia suele ser preferido por ser intuitivo y necesitar menos información *a priori* para identificar.

2.1. Desarrollo del Control Predictivo

El desarrollo del Control Predictivo en Procesos es el resultado de

- (a) El desarrollo de algoritmos, a finales de los años setenta se usaban modelos dinámicos de procesos para predecir el efecto de las acciones de control futuras en la salida, estas eran determinadas minimizando el error predicho sujeto a las restricciones de operación. La optimización se repetía en cada instante de muestreo
- (b) El creciente potencial de los computadores digitales desde los años setenta.

* MBPC o MPC :Model (Based) Predictive Control / DMC : Dynamic Matriz Control

Existen en la actualidad unas 2200 aplicaciones de MPC ó Control Predictivo basado en modelos aplicados en la industria petroquímica, papelera, alimentaria, plásticos, fertilizantes, destacándose la aplicación del algoritmo DMC en el sector petroquímico. La mayoría de las aplicaciones fueron desarrolladas en sistemas multivariables las cuales incluían restricciones.

Algunas razones que han contribuido que el MPC se haya convertido en un éxito comercial, es el hecho de que existen unos 20 suministradores a nivel mundial que instalan el producto llave en mano a precios alcanzables, asimismo los nuevos Sistemas de Control Distribuido son factibles de actualizarse a un Control Predictivo MPC básico, lo que permite al usuario un crecimiento y adaptación de un algoritmo sin depender de un producto cerrado.

Los distintos algoritmos de MPC difieren entre sí, en el modelo utilizado para representar el proceso, los ruidos y la función de coste a minimizar. Aunque las diferencias puedan parecer pequeñas, pueden provocar distintos comportamientos en el bucle cerrado en una determinada aplicación, los principales algoritmos utilizados son :

- DMC (Control con Matriz Dinámica, *Dynamic MatrixControl*).
- IDCOM (Identification-Command)

Paralelamente se han desarrollado estrategias para procesos monovariantes formuladas con modelos entrada/salida. Para este contexto se han extendido las aplicaciones del Controlador de Mínima Varianza y el Control Predictivo Generalizado (GPC) que también son métodos mas populares en la actualidad.

2.2. Teoría de Control Predictivo basado en Modelos (MPC)

Los sistemas de Control Predictivo no son una estrategia de control, sino son métodos de control desarrollados que conllevan a controladores lineales y presentan suficientes grados de libertad. En la familia de controladores predictivos se observa básicamente:

- **Uso explícito de un Modelo, para predecir la salida del proceso en futuros instantes de tiempo (horizonte). La incorporación de un Modelo del proceso en los cálculos, permite al controlador tratar con todas las características importantes de la dinámica del proceso.**
- **Calculo de las señales de control minimizando una cierta función objetivo. La consideración de Restricciones en la fase del diseño del controlador evita en lo posible su violación, resultando en un control más preciso en torno al punto óptimo de operación. La inclusión de restricciones es quizás la característica que más distingue al MPC respecto a otras metodologías.**
- **Estrategia deslizante, en cada instante de tiempo el horizonte se va desplazando hacia el futuro “k”, lo que implica aplicar la primera señal de control en cada instante y desechar el resto, repitiendo el calculo en cada instante de muestreo. La consideración del Comportamiento del proceso a lo largo de un horizonte futuro permite tener en cuenta el efecto de las perturbaciones en realimentación y pre-alimentación, permite al controlador conducir la salida a la trayectoria de referencia deseada.**

El Control Predictivo es de naturaleza abierta dentro del cual se han desarrollado muchas aplicaciones industriales como en el mundo académico. El buen funcionamiento de estas aplicaciones muestra la capacidad del MPC para conseguir sistemas de control de elevadas prestaciones capaces de operar sin apenas intervención durante largos periodos de tiempo.

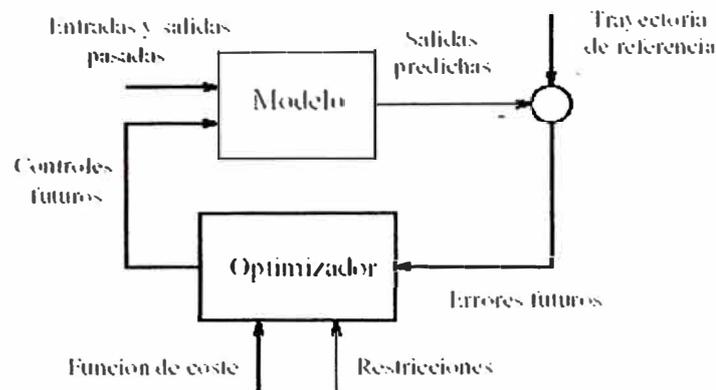


Fig..2.1. Esquema del Control Predictivo basado en modelo

El MPC presenta una serie de ventajas sobre otros métodos, entre las que destacan:

- Atractivo para personal sin un conocimiento profundo de control, puesto que los conceptos resultan muy intuitivos y la sintonización es relativamente fácil.
- Puede ser usado para controlar una gran variedad de procesos, desde aquellos con dinámica relativamente simple hasta otros más complejos incluyendo sistemas con grandes retardos, de fase no mínima o inestables.
- Permite tratar con facilidad el caso multivariable.
- Posee intrínsecamente compensación del retardo.

- El tratamiento de restricciones resulta conceptualmente simple, que pueden ser incluidas de forma sistemática durante el proceso de diseño.
- Introduce de una forma completamente natural la acción de control “feedforward” o de control en adelante para la compensación de perturbaciones medibles.
- Es muy útil cuando se conocen las futuras referencias (robótica o procesos en *batch*).
- Es una metodología completamente abierta basada en algunos principios básicos que permite futuras extensiones.
- Permite una optimización económica mediante el enriquecimiento del control MBPC con información económica en la Optimización en Línea, para que el proceso trabaje lo más cerca posible de su verdadero óptimo económico.
- Aunque computacionalmente resulta complejo, la potencia de cálculo disponible en la actualidad no representa un problema en el caso de aplicaciones en el campo del Control de Procesos donde las plantas suelen ser generalmente lentas.

También presenta inconvenientes, uno de ellos es la carga de cálculo necesaria para la resolución de algunos algoritmos, pero quizás el mayor inconveniente es la necesidad de disponer de un modelo apropiado del proceso. El algoritmo de diseño está basado en el conocimiento previo del modelo y es independiente de este, pero resulta evidente que las prestaciones obtenidas dependerían de las discrepancias existentes entre el proceso real y el modelo usado.

2.3. Terminología básica del control MPC

La terminología básica del control MBPC es común tanto para el control que usa modelos identificados como para el control que usa modelos rigurosos.

2.3.1 Procesos multivariables (MIMO)

Los Procesos multivariables son aquellos procesos con múltiples entradas y múltiples salidas entre las cuales se presenta una elevada interacción. En estos procesos, un movimiento o perturbación en una variable independiente de proceso (variable fijada por el operador de planta o por el controlador) afecta simultáneamente a muchas variables dependientes, a la vez, cada variable dependiente puede verse afectada por cambios producidos simultáneamente en varias variables independientes. En estos procesos existen varias variables de entrada y de salida que interactúan entre sí.

2.3.2 Acoplamiento

Acoplamiento es un fenómeno multivariable producido básicamente en el control simultáneo de las calidades de los productos de columnas de destilación binaria por el cual lazos sencillos de control encargados de ese control entran en competencia sin llegarse a los resultados de control deseados. La característica fundamental del control multivariable es que es capaz de ver el proceso en su conjunto y establecer una estrategia única donde no existen objetivos que entren en competencia. El control multivariable en columnas de destilación es un control simultáneo y coordinado de varias variables acopladas.

2.3.3 Modelo matricial del proceso

Es el modelo matemático que utiliza el controlador multivariable para el control del proceso. El modelo relaciona matemáticamente el efecto en cada variable dependiente causado por un cambio en cada variable independiente. A cada par variable dependiente-independiente se le denomina **subproceso**. El modelo que usa el controlador es una matriz de modelos de los subprocesos y el modelo del subproceso es una secuencia de números, llamados **parámetros**, que indican los incrementos en la variable dependiente a lo largo del tiempo debidos a un escalón unitario en la independiente cuando todas las demás independientes permanecen constantes. Las informaciones que entrega cada modelo de un subproceso son:

- **Ganancia en estado estacionario:** Es la variación ($\Delta CV/\Delta MV$) de la variable controlada en el estacionario por unidad de variación de la variable manipulada, el valor de estabilización de la variable dependiente del subproceso tras el escalón unitario en la independiente. En el diagrama 2.2, la ganancia 7, significa que al aumentar una unidad el caudal de combustible, la temperatura de salida va a aumentar 7 grados.

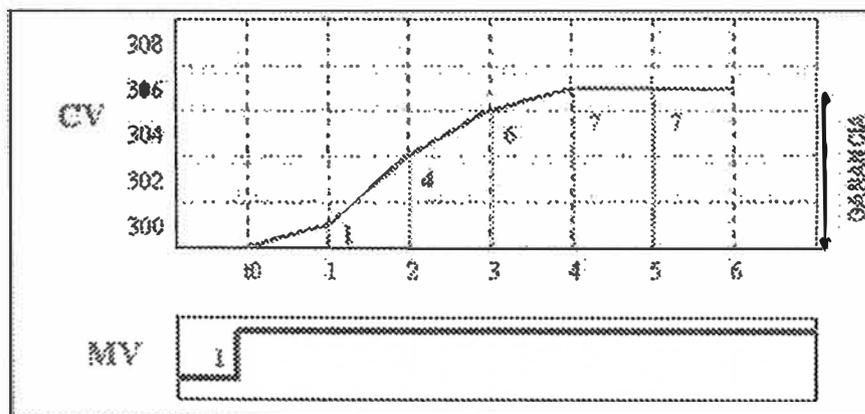


Fig..2.2. Representación de la Ganancia

- **Tiempo de estabilización:** es el tiempo que tarda la variable dependiente en alcanzar el estado estacionario. En el diagrama 2.3, el tiempo de estabilización es 4

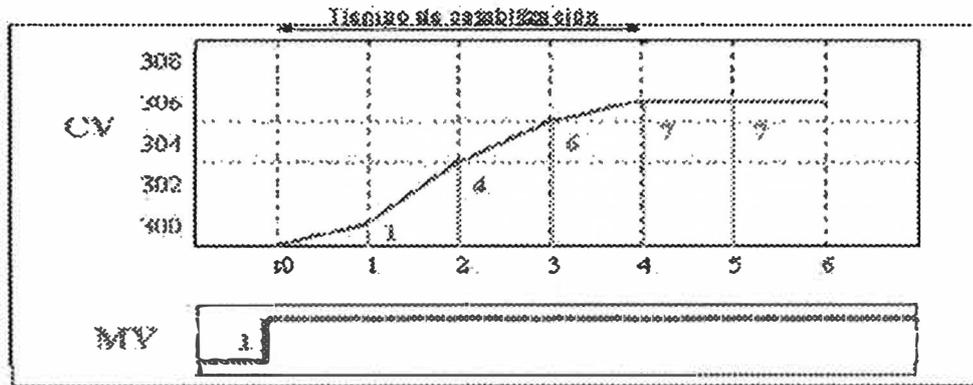


Fig.2.3. Representación Tiempo de Estabilización

- **Dinámica:** Representa la evolución transitoria hasta que la variable dependiente del subprocesso llega al estado estacionario. La secuencia de números del subprocesso puede ser graficada, todas las gráficas de evolución de las variables dependientes de un subprocesso a lo largo del tiempo frente a escalón unitario pueden ser ordenadas en una matriz de subprocessos donde las filas corresponden a las variables independientes y las columnas a las variables dependientes. A partir de ese modelo matricial del proceso, el controlador es capaz de predecir el comportamiento futuro de las variables dependientes. En el diagrama 2.4 se representa un subprocesso que tiene tiempo muerto (tiempo que transcurre desde que se ha variado la variable manipulada, hasta que empieza a variar la variable controlada), este aparecerá como ceros iniciales en la secuencia. En el subprocesso se represente por la

secuencia (0,0,0,0,1,3,5,6,7,8,8,8) tiene un tiempo muerto de cuatro minutos, una ganancia de ocho y un tiempo de estabilización de diez minutos.

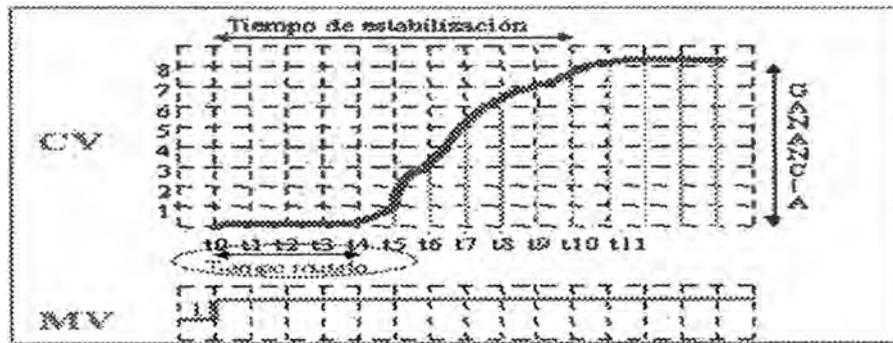


Fig.2.4. Representación de Dinámica de un Subproceso

2.3.4 Tipos de Variables del Modelo del controlador matricial

- A) **Variables controladas (CV's):** son las variables de proceso que deben mantenerse en un determinado valor o dentro de un determinado rango. Son las variables dependientes del modelo matemático del controlador puesto que constituyen la respuesta del proceso a los cambios en las variables que mueve el controlador.
- B) **Variables manipuladas (MV's):** son variables independientes del modelo que el controlador puede ajustar para mantener las variables dependientes o controladas en los valores deseados. En el control multivariable son manipuladas, todas aquellas variables a las que el controlador multivariable predictivo les fija o bien un punto de consigna o bien la salida a válvula de control. En un controlador multivariable existirán múltiples MV's y CV's de modo que el controlador es capaz de ver todas las variables conjuntamente como un solo sistema y considera el efecto simultáneo de todas las MV's en todas las CV's.

- C) **Variables de perturbación (DV's o FF's):** también son variables independientes del modelo y son aquellas que provocan variaciones en las CV's pero que no pueden ser manipuladas por el controlador. Por lo tanto son variables de adelanto y como las CV's serán variables de entrada al modelo. Las MV's son, sin embargo, dada su naturaleza, de salida.

2.3.5 Grados de libertad de un Proceso

Un proceso a regular a través de un controlador multivariable esta relacionado al **número de grados de libertad** del proceso, se puede dar tres situaciones:

- A) **Procesos cuadrados:** aquellos en los que no hay grados de libertad porque el número de MV's iguala al de CV's. El controlador no dispone de grados de libertad y el proceso tendrá un único punto de operación posible. En un proceso cuadrado el número de variables independientes disponibles es igual al número de variables dependientes a controlar de modo que el proceso tendría un único punto de operación
- B) **Procesos estrechos:** aquellos en los que el número de CV's a controlar estrechamente es superior al número de MV's disponibles de modo que el número de grados de libertad es negativo. Como el controlador no puede satisfacer todos los requerimientos de control, habrá que definirle una serie de prioridades de modo que ciertos objetivos de control serán sacrificados frente a otros considerados de mayor importancia.
- C) **Procesos amplios:** aquellos en los que existen más MV's disponibles que CV's a controlar en un punto de consigna. El número de grados de libertad disponibles para el controlador será positivo de modo que la ventana de

operación será amplia. Para que el controlador pueda decidir en que punto ha de operar el criterio económico que se seguirá, traducido como un máximo beneficio económico de operación de un modo coherente con las restricciones impuestas en las MV's y CV's en el proceso.

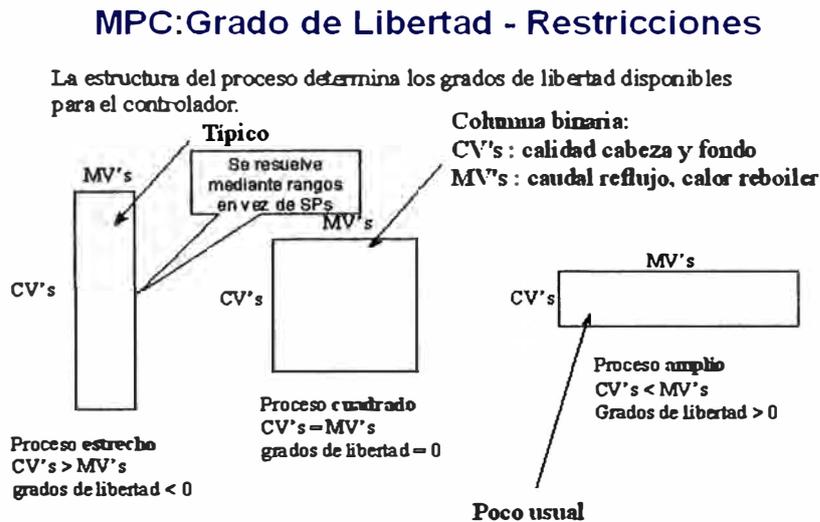


Fig..2.5. Representación de Grados de Libertad

El número de grados de libertad de un controlador no es algo inherente al proceso, sino que está unido a los requerimientos de control que se pretende llevar a cabo con el controlador multivariable implantado. En el control con restricciones en MBPC, si se quiere controlar una CV a un Set Point, esto le cuesta al controlador un grado de libertad. El controlador multivariable ganará libertad cuando se especifique que se requiere controlar esa CV en un determinado rango. Tanto mayor será la libertad ganada cuanto mayor sea ese rango. Las restricciones son aplicables también a las MV's, si el rango en que se permite variar una variable manipulada es muy estrecho, se está restringiendo la libertad del controlador.

2.4. Constitución básica del Control Predictivo

Los controladores predictivos poseen elementos comunes, para cada uno de estos elementos se pueden elegir diversas opciones, dando lugar a distintos algoritmos. Estos elementos son:

- Modelo de predicción (Módulo Predictivo)
- Función objetivo (Módulo de Programación Lineal)
- Obtención de la ley de control (Módulo de Control)

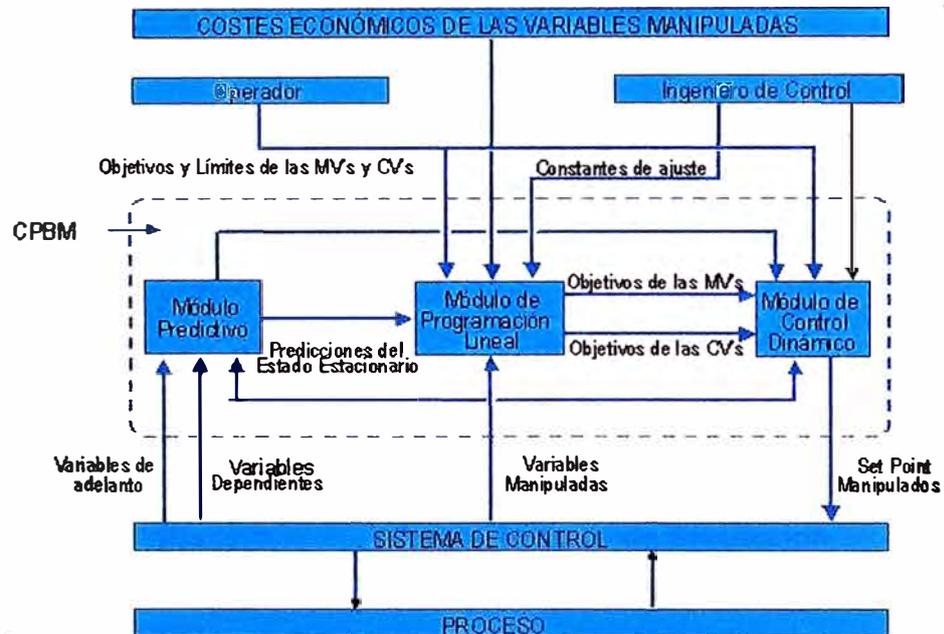


Fig..2.6. Modelo del Controlador Predictivo

2.4.1 Modelo de predicción

El uso del modelo del proceso viene determinado por la necesidad de cálculo de la salida $\hat{y}(t)$ predicha en instantes k futuros $\hat{y}(t+k)$. Las diferentes estrategias de MPC pueden usar distintos modelos para representar la relación de las salidas con las

entradas medibles, algunas consideran variables manipuladas, otras pueden considerar las perturbaciones medibles, que pueden ser compensadas por acción feedforward.

Un modelo de las perturbaciones puede contener el efecto de las entradas no medibles, el ruido y los errores de modelado, no aparecerá reflejado en el modelo del proceso.

Para el estudio se puede separar el modelo en dos partes: el modelo del proceso propiamente dicho y el modelo de las perturbaciones.

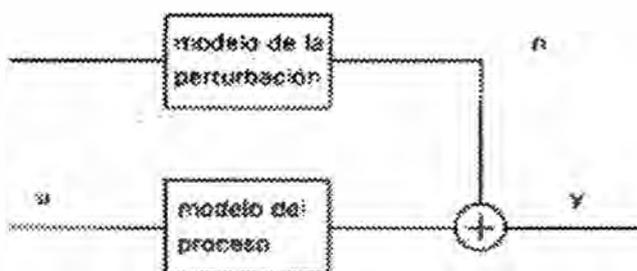


Fig..2.7. Modelo interno de Prediccion

A) Modelo del Proceso

Las formas posibles de modelar un proceso resultan del tipo de respuesta utilizado siendo las mas usadas las siguientes:

- Respuesta impulsional
- Respuesta ante escalón.

La respuesta en escalón en sistemas estables se tiene la respuesta truncada

$$y(t) = y_0 + \sum_{i=1}^N g_i \Delta u(t-i) = y_0 + G(z^{-1})(1-z^{-1})u(t) \quad (2.1)$$

donde g_i = son valores muestreados ante la entrada en escalón
 $\Delta u(t-i) = u(t) - u(t-1)$
 $y_0 = 0$

el predictor para instantes futuros k se expresa como :

$$\hat{y}(t+k) = \sum_{i=1}^N g_i \Delta u(t+k-i) \quad (2.2)$$

de la función de transferencia $G = B/A$, la salida se representa por:

$$A(z^{-1})y(t) = B(z^{-1})u(t) \quad (2.3)$$

siendo $A(z^{-1}) = 1 + a_1 z^{-1} + a_2 z^{-2} + \dots + a_{na} z^{-na}$
 $B(z^{-1}) = b_1 z^{-1} + b_2 z^{-2} + \dots + b_{nb} z^{-nb}$

Por tanto, la predicción en términos de la función de transferencia se expresa por:

$$\hat{y}(t+k) = \frac{B(z^{-1})}{A(z^{-1})} u(t+k) \quad (2.4)$$

Esta representación es válida también para procesos inestables y posee la ventaja de necesitar pocos parámetros, aunque se requiere un conocimiento *a priori* del proceso, sobre todo en cuanto al orden de los polinomios A y B. Los Espacios de estados tienen la siguiente representación

$$x(t) = Ax(t-1) + Bu(t-1) \quad (2.5)$$

$$y(t) = Cx(t) \quad (2.6)$$

Siendo x el estado, la matriz A representa el sistema, la matriz B representa la entrada y la matriz C representa la salida.

Reemplazando (2.5) en (2.6), para el modelo la predicción viene dada por

$$\hat{y}(t+k) = C \hat{x}(t+k) = C [A^k x(t) + \sum_{i=1}^k A^{i-1} B u(t+k-i)] \quad (2.7)$$

La ecuación anterior también se utiliza para sistemas multivariados a la vez que permite analizar la estructura interna del proceso

B) Modelo de las perturbaciones

Un modelo bastante extendido para representar las perturbaciones no medibles es el ARIMA, (Auto-Regressive and Integrated Moving Average), las diferencias entre la salida medida y la calculada por el modelo viene dado por :

$$n(t) = \frac{C(z^{-1})}{D(z^{-1})} \xi(t) = \frac{\xi(t)}{1 - z^{-1}} \quad (2.8)$$

donde $\xi(t)$ representa un ruido de media cero

C se considera igual a uno,

D incluye al integrador $\Delta = 1 - z^{-1}$

Este modelo considera apropiado dos tipos de perturbaciones: los cambios aleatorios ocurridos en instantes aleatorios (por ejemplo cambio en la calidad del material) y movimiento browniano (en procesos con balance de energía. Nótese que al incluir un integrador se consigue un control con error nulo en régimen permanente (*offset-free*). En el caso particular del ARMA se puede incluir la perturbación constante, cuya predicción resulta en: $n(t) = \check{n}(t+k)$

Respuestas libre y forzada

Una característica típica de la mayoría de los controladores MPC, es el empleo de los conceptos de respuesta *libre* y *forzada*. La idea es expresar la secuencia de

acciones de control como la suma de dos señales: $u(t) = u_f(t) + u_c(t)$ donde $u_f(t)$ corresponde a las entradas pasadas (anteriores al instante) que en el futuro se mantiene constante e igual al último valor de la variable manipulada y $u_c(t)$ vale cero en el pasado y corresponde a las señales de control en los instantes futuros

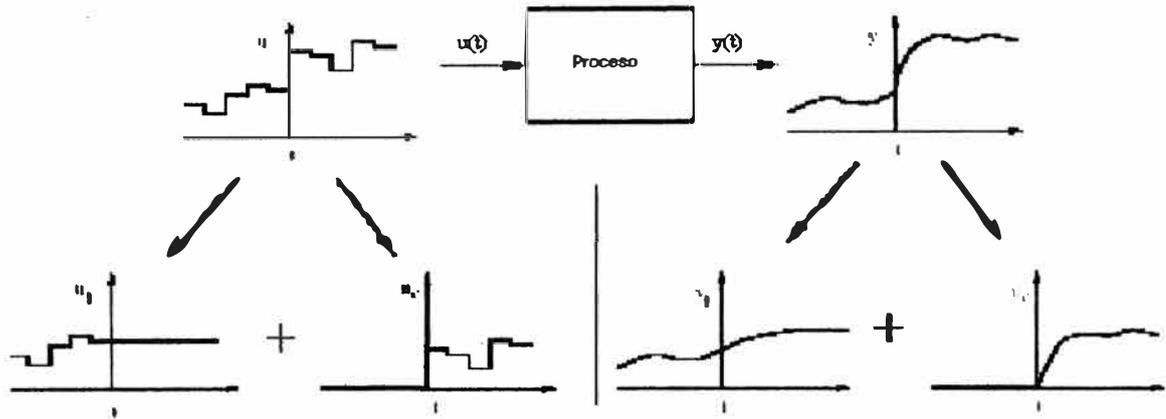


Fig..2.8. Composición de Señales de Control $u(t)$ y Salida $y(t)$

La predicción de la secuencia de salida se separa en dos partes, la respuesta libre que corresponde a la evolución del proceso debido a su estado actual y la respuesta forzada es la debida a las acciones de control futuras. La respuesta libre $y_f(t)$ corresponde a la predicción de la salida cuando la variable manipulada se hace igual a $u_f(t)$, la repuesta forzada $y_c(t)$ corresponde a la predicción de la salida cuando la señal de control es $u_c(t)$.

2.4.2 Función objetivo

Los diversos algoritmos de MPC proponen distintas funciones de coste para la obtención de la ley de control. En general se persigue que la salida futura en el horizonte siga a una determinada señal de referencia al mismo tiempo que se puede

penalizar el esfuerzo de control requerido para hacerlo. La expresión general de la función objetivo será:

$$J(N_1, N_2 \dots N, u) = \sum_{j=1}^{N_2} \delta(j) [\hat{y}(t+j) - u(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^{N_u} \lambda(j) [\Delta u(t+j-1)]^2 \quad (2.9)$$

En algunos métodos el segundo sumando, que considera el esfuerzo de control, no se tiene en cuenta, mientras que en otros también aparecen directamente los valores de la señal de control (no sus incrementos).

Los parámetros N_1 y N_2 son los horizontes mínimo y máximo de coste (o de predicción) y N_u es el horizonte de control, que no tiene por que coincidir con el horizonte máximo. Los coeficientes $\delta(j)$ y $\lambda(j)$ son secuencias que ponderan el comportamiento futuro.

2.4.3 Restricciones:

Todos los procesos están sujetos a restricciones, las condiciones de operación vienen definidas por la intersección de ciertas restricciones por motivos fundamentalmente económicos, con lo que el sistema de control operará cerca de los límites, se hace necesario la introducción de restricciones en la función a minimizar.

Muchos algoritmos predictivos tienen en cuenta las restricciones por esto han tenido gran éxito en la industria. Normalmente se consideraran límites en la amplitud, el *slew rate* de la señal de control y límites en las salidas:

$$\begin{aligned} u_{min} &\leq u(t) \leq u_{max}, & \forall t \\ du_{min} &\leq u(t) - u(t-1) \leq du_{max}, & \forall t \\ y_{min} &\leq y(t) \leq y_{max}, & \forall t \end{aligned}$$

Con la adición de estas restricciones a la función objetivo, la minimización resulta más compleja, no pudiendo obtenerse la solución analíticamente como en un caso sin restringir.

2.4.4 Obtención de la ley de control

Para obtener la salida de control $u(t+k)$ es necesario minimizar la función J , para ello se calculan los valores de las salidas predichas $\hat{y}(t+k)$ en función de valores pasados de entradas y salidas así como de las señales de control futuras, acorde al modelo elegido. Se sustituyen en la función de coste, obteniendo una expresión cuya minimización conduce a los valores buscados. Para el criterio cuadrático, si el modelo es lineal y no existen restricciones se puede obtener una solución analítica, en otro caso se debe usar un método iterativo de optimización. La obtención de la solución no resulta trivial dado que existirían $N_2 - N_1 + 1$ variables independientes, valor que puede ser elevado (del orden de 10 a 30). Para reducir estos grados de libertad se puede proponer cierta estructura a la ley de control que produce una mejora en la robustez y en el comportamiento general del sistema, de permitir la libre evolución de las variables manipuladas (sin estructurar) puede conducir a señales de control de alta frecuencia no deseables y que en el peor de los casos podrían conducir a la inestabilidad.

La estructura de la ley de control se plasma en el uso del concepto de horizonte de control N_u , que consiste en considerar que en un cierto intervalo $N_u < N_2$ no hay variación en las señales de control propuestas, es decir:

$$\Delta u(t+j-1) = 0 \quad j > N_u$$

lo cual es equivalente a dar pesos infinitos a los cambios en el control a partir de cierto instante. El caso limite seria considerar Nu igual a 1 con lo que todas las acciones futuras serian iguales a $u(t)$.

2.5. El Algoritmo DMC

El método DMC se desarrollo a finales de los setenta por Cutler and Ramaker* de Shell Oil Co. y ha sido aceptado ampliamente en el mundo industrial, principalmente por las industrias petroquímicas. Actualmente el DMC es algo mas que un algoritmo y parte de su éxito se debe al hecho de que el producto comercial resuelve otros temas como identificación u optimización global de la planta..

2.5.1 Predicción

El modelo de proceso que se emplea es el de respuesta temporal, se considera la perturbación como constante a lo largo del horizonte. El procedimiento para obtener la predicción se describe a continuación.

- Se emplea un modelo de respuesta ante escalón:

$$y(t) = \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(t-i) \quad (2.10)$$

- Los valores predichos a lo largo del horizonte son:

$$\hat{y}(t+k) = \sum_{i=1}^{\infty} g_i u(t+k-i) + n(t+k) u(t+k-i) + n(t+k) \quad (2.11)$$

$$\hat{y}(t+k) = \sum_{i=1}^k g_i \Delta u(t+k-i) + \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(t+k-i) + n(t+k) \quad (2.12)$$

* C.R. Cutler y B.C. Ramaker. Dynamic Matrix Control- A Computer Control Algorithm. *Automatic Control Conference, San Francisco*, 1980.

- Las perturbaciones se consideran constantes, e igual al existente en el instante actual durante todo el horizonte, es decir, igual al valor medido de la salida (y_m) menos el estimado por el modelo $\hat{y}(t)$

$$n(t+k) = n(t) = y_m(t) - \hat{y}(t) \quad (2.13)$$

- Definimos $f(t+k)$ como la respuesta libre del proceso, es decir, la parte de la respuesta que no depende de las acciones de control futuras, dada por:

$$f(t+k) = y_m(t) + \sum_{i=1}^{\infty} (g_{k+i} - g_i) \Delta u(t-i) \quad (2.14)$$

Si el proceso es estable, los coeficientes de la respuesta ante escalón tienden a un valor constante después de periodos de muestreo, por lo que se puede considerar que $(g_{k+i} - g_i) = 0$, $i > N$, y por tanto la respuesta libre se puede calcular como:

$$f(t+k) = y_m(t) + \sum_{i=1}^N (g_{k+N} - g_i) \Delta u(t-i) \quad (2.15)$$

Si el proceso no es estable, entonces no existe y no se puede calcular aunque existe una generalización en el caso de que la inestabilidad sea producida por integradores puros. Ahora las predicciones se pueden calcular a lo largo del horizonte de predicción $k=1, \dots, p$, considerando acciones de control.

$$\begin{aligned} \hat{y}(t+1) &= g_1 \Delta u(t-i) + f(t+1) \\ \hat{y}(t+2) &= g_2 \Delta u(t-i) + g_1 \Delta u(t-1) + f(t+2) \\ &\cdot \\ &\cdot \\ \hat{y}(t+p) &= \sum_{i=p-m+1}^p g_i \Delta u(t+p-i) + f(t+p) \end{aligned} \quad (2.16)$$

Si se define la matriz dinámica G como:

$$G = \begin{bmatrix} g_1 & 0 & \dots & 0 \\ g_2 & g_1 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_m & g_{m-1} & \dots & g_1 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ g_p & g_{p-1} & \dots & g_{p-m+1} \end{bmatrix} \quad (2.17)$$

se puede escribir que $\hat{y} = Gu + f$ (2.18)

Se observa que G está formada por m -columnas de la respuesta ante escalón (horizonte de control) apropiadamente desplazadas hacia abajo, \hat{y} es un vector de dimensión p que contiene las predicciones de la salida, u representa el vector de incrementos de control, f es el vector de respuestas libres. Esta es la expresión que relaciona las respuestas futuras con los incrementos en las señales de control, por lo que se usará para calcular las acciones necesarias para conseguir el comportamiento deseado del sistema.

2.5.2 Perturbaciones medibles

Las perturbaciones medibles se puede añadir a las anteriores ecuaciones de predicción, ya que estas se pueden tratar como entradas al sistema. De \hat{y} se puede usar para calcular la predicción del efecto de las perturbaciones en la salida de la siguiente forma: $\hat{y}_a = D_a + f_a$

donde

- \hat{y}_a : es la contribución de las perturbaciones medibles a la salida,

- D_d : es una matriz similar a G que contiene los coeficientes de la respuesta del sistema a un escalón en la perturbación, d : es el vector de incrementos en la perturbación
- f_d : es la parte de la respuesta que no depende de la perturbación.

En el caso más general de perturbaciones medibles y no medibles, la respuesta libre f_d del sistema (la fracción de la salida que no depende de la variable manipulada) se puede considerar como la suma de cuatro efectos: la respuesta a la entrada $u(t)$, la perturbación medible $d(t)$, la perturbación no medible y al estado actual del proceso por tanto la predicción se puede expresar en la forma general

$$\hat{y} = Gu + f \quad (2.19)$$

2.5.3 Algoritmo de Control

El éxito en la industria del DMC se ha debido a su aplicación a sistemas multivariables de gran dimensión con consideración de restricciones.

El objetivo del controlador DMC es llevar el proceso lo más cerca posible al set point en el sentido de mínimos cuadrados con la posibilidad de incluir una penalización en los movimientos de la señal de control. Por ello se seleccionan las variables manipuladas de forma que minimicen un objetivo cuadrático que puede incluir solo los errores futuros

$$J = \sum_{j=1}^p [\hat{y}(t+j) - u(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^m \lambda(j) [\Delta u(t+j-1)]^2 \quad (2.20)$$

Si no existen restricciones, la minimización de la función de coste es $J = ee^T + \lambda uu^T$ donde e es el vector de errores futuros a lo largo del horizonte de

predicción y u es el vector de futuros incrementos en la señal de control $\Delta u.. \Delta u(t+m)$ se puede hacer de forma analítica calculando la derivada de y haciéndola igual a 0, lo que proporciona el resultado general de la ley de control para el caso monovariante: $u = (G^T G + \lambda I)^{-1} G^T (w-f)$. Como en todas las estrategias predictivas, solo se envía al proceso el primer elemento del vector $u(\Delta u(t))$ no es aconsejable implementar la secuencia completa sobre los siguientes m intervalos, ya que al ser imposible estimar las perturbaciones, no es posible anticiparse a las perturbaciones inevitables que provocan que la salida real difiera de las predicciones que se emplean para calcular la secuencia futura de acciones de control. Además, el setpoint puede cambiar durante los próximos m intervalos.

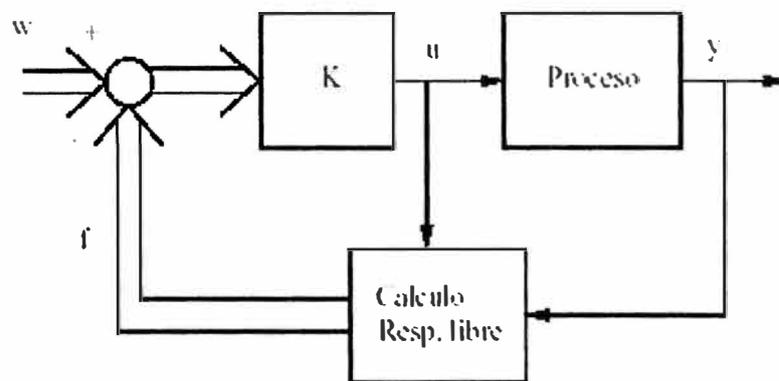


Fig..2.9. Ley de Control

- A) **Ley de control** del vector u , se observa que el primer elemento es la señal que se envía a la planta, es el producto de la primera fila de la matriz $(G^T G + \lambda I)^{-1} G^T$ llamado K por la diferencia entre la trayectoria de referencia y la respuesta libre, que es el error futuro si no hubiera incrementos en la señal de control. El incremento de la señal de control es proporcional (por medio de K) a los errores futuros y por tanto habría cambios en la señal de control

siempre que el controlador detecte que va a haber una discrepancia en el futuro entre el objetivo deseado y el comportamiento esperado del sistema.

- B) **Restricciones:** La capacidad de manejar restricciones que posee el método DMC (y MPC en general) lo hace muy atractivo para aplicaciones prácticas, ya que el punto de operación óptimo según criterios económicos se encuentra normalmente en la intersección de las restricciones.



Fig..2.10. Punto de operación óptimo de un proceso típico

Las restricciones tanto en entrada como en salida se pueden reducir a desigualdades de forma genérica que deben tenerse en cuenta para la minimización

$$\sum_{i=1}^N C_{yi}^j \hat{y}(t+k) + \sum_{j=1}^m C_{ui}^j u(t+k-i) + c^j \leq 0 \quad j=1 \dots N_c \quad (2.21)$$

Como se ha visto, las salidas se pueden expresar en función del vector de incrementos de control a través de la matriz dinámica, por que las restricciones tanto en la entrada como en la salida se pueden recoger en una desigualdad matricial de la forma $\mathbf{R}u \leq \mathbf{c}$. Ahora la minimización es un problema de Programación Cuadrática QP, cuya solución es numérica.

C) **Extensión al caso multivariable** : Lo explicado para el caso monovariable se puede extender fácilmente al caso de sistemas con varias entradas y varias salidas. Las ecuaciones básicas se mantienen igual a excepción de las matrices y vectores que cambian de dimensión para poder incluir todas las entradas y salidas. Al tratarse de modelos lineales, se puede aplicar el principio de superposición para obtener el valor de las salidas ante las diversas entradas.

Para ello se define el vector de salidas futuras como:

$$\hat{y}(t+k) = [y_1(t+1) \dots y_1(t+p_1) \dots y_{ny}(t+1) \dots y_{ny}(t+p_{ny})]^T \quad (2.21)$$

y el de señales de control de la forma:

$$u = [\Delta u_1(t) \dots \Delta u_1(t+m-1) \dots \Delta u_{nu}(t) \dots \Delta u_{nu}(t+m_{nu}-1)]^T \quad (2.22)$$

si como la respuesta libre: G_{11}

$$f = [f_1(t+1) \dots f_1(t+p_1) \dots f_{ny}(t+1) \dots f_{ny}(t+p_{ny})]^T \quad (2.23)$$

teniendo en cuenta que la respuesta libre de la salida depende tanto de valores pasados de y_i como de valores pasados de todas las señales de control.

Con estas definiciones, la ecuación de predicción es igual que en el caso monovariable simplemente considerando que la matriz G toma la forma:

$$G = \begin{vmatrix} G_{11} & G_{12} & \dots & G_{1nu} \\ G_{21} & G_{22} & \dots & G_{2nu} \\ \cdot & \cdot & & \\ \cdot & \cdot & & \\ G_{ny1} & G_{ny2} & \dots & G_{ny nu} \end{vmatrix} \quad (2.23)$$

Cada submatriz \cdot contiene los coeficientes de la respuesta ante escalón i -ésima correspondiente a la entrada j -ésima. El proceso de minimización es análogo solo que la ponderación tanto de los errores como de los esfuerzos de control se realiza con matrices de peso.

CAPÍTULO III

PROCESOS EN UNA REFINERÍA DE PETROLEO

Proceso es un conjunto de actividades mutuamente relacionadas o que interactúan, las cuales transforman elementos de entrada en resultados. Los elementos de entrada para un proceso son generalmente resultados de otros procesos. Los procesos de una organización son generalmente planificados y puestos en práctica bajo condiciones controladas para aportar un valor.

Una refinería moderna está diseñada de tal manera que su flujo, desde el bombeo inicial de petróleo crudo hasta la salida final de los productos terminados, constituya un proceso continuo. Cualquier interrupción en el mismo significará una considerable pérdida de tiempo, dinero y mano de obra.

El petróleo se encuentra en la naturaleza en estado líquido y en esa fase se conoce como crudo, cuando se le extrae del subsuelo, el primer paso es separar el gas y el agua del petróleo. El crudo en la refinería antes de ser procesado, debe ser acondicionado y preparado retirándole agua, sales, azufre y otros.

3.1 Unidades de Destilación Primaria de Crudo

La destilación o fraccionamiento, del crudo es una operación que permite separar cortes o combustibles de una mezcla compleja de hidrocarburos, como lo es el petróleo. La primera etapa de procesamiento que tiene el crudo procedente de los tanques de almacenamiento es el fraccionamiento por destilación Atmosférica donde la presión de trabajo es típicamente 1Kg/cm^2 , este proceso se realiza en una torre llamada fraccionadora, que en su interior poseen platos separadores. Para el fraccionamiento de crudo se requiere un precalentado en intercambiadores y un calentamiento en un horno hasta una temperatura de 370°C . Dentro de la torre fraccionadora ocurren un proceso de vaporización y condensación continua, donde se purifican los productos permitiendo su extracción en distintos productos que se diferencian por su punto de ebullición y que tienen características específicas: gas licuado (GLP), gasolina, nafta pesada, kerosene, diesel, gasóleo atmosférico y residuo atmosférico.

Para que se produzca la "separación o fraccionamiento" de los cortes, se debe alcanzar el equilibrio entre las fases líquido-vapor, ya que de esta manera los componentes más livianos o de menor peso molecular se concentran en la fase vapor y por el contrario los de mayor peso molecular predominan en la fase líquida. El equilibrio líquido-vapor, depende principalmente de los parámetros termodinámicos, presión y temperatura del sistema. Las unidades se diseñan para que se produzcan estos equilibrios en forma controlada durante el tiempo necesario para obtener los combustibles especificados.

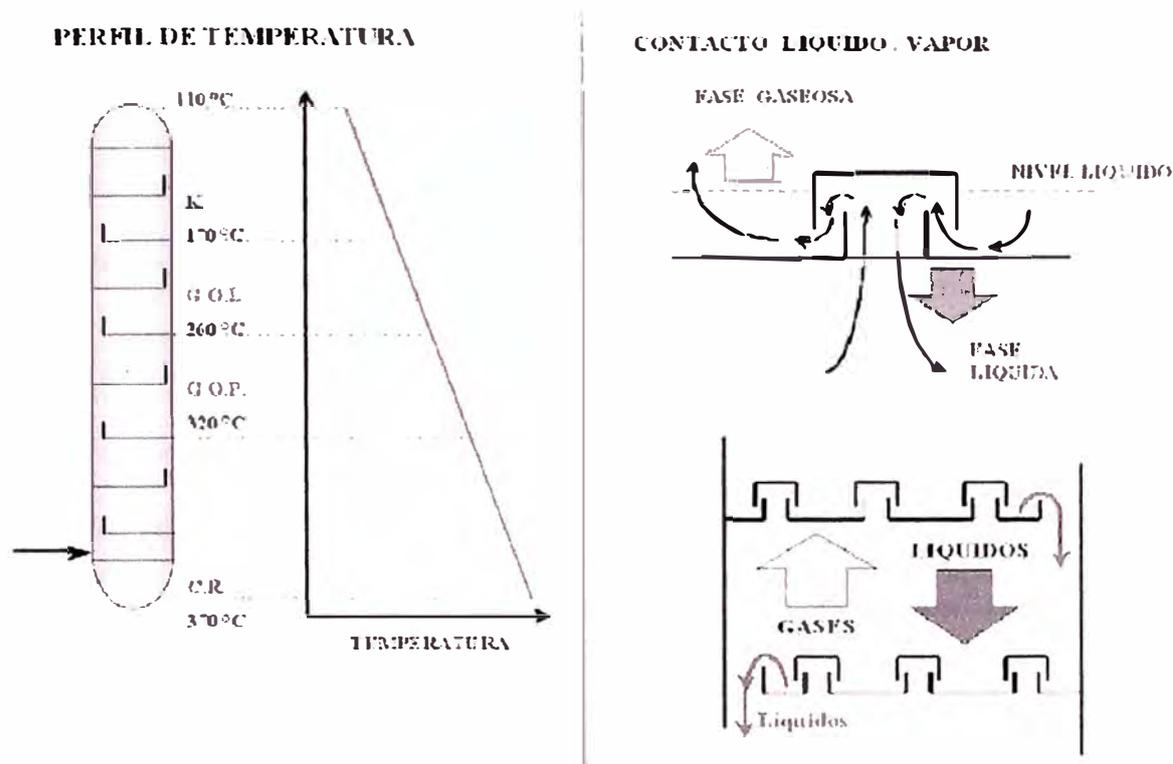


Fig.3.1 Proceso de Fraccionamiento Atmosférico

Básicamente el proceso consiste en vaporizar los hidrocarburos del crudo y luego condensarlos en cortes definidos, modificando fundamentalmente la temperatura a lo largo de la columna fraccionadora.

La vaporización o fase vapor se produce en el horno y en la zona de carga de la columna fraccionadora. En el Horno se transfiere la energía térmica necesaria para producir el cambio de fase y en la Zona de Carga se disminuye la presión del sistema, produciéndose el flash de la carga, obteniéndose la vaporización definitiva.

La fase líquida se logra con reflujos o reciclo de hidrocarburos retornados a la torre. Estos reflujos son corrientes líquidas de hidrocarburos que se enfrían por intercambio con crudo o fluidos refrigerantes.

Los vapores provenientes del crudo de petróleo calentado se elevan por el interior de la columna a través de los mencionados platos. Cuando estos vapores toman contacto con el plato cuya temperatura es inmediatamente inferior a su punto de ebullición, se condensan.

La columna posee bandejas o platos donde se produce el equilibrio entre los vapores que ascienden y los líquidos descendentes. En puntos o alturas exactamente calculadas existen platos colectores desde lo que se extraen los combustibles destilados. Para lograr una separación más exacta de las fracciones, las perforaciones de las bandejas se encuentran cubiertas por unas tapas especiales llamadas "campanas de burbujeo", cuya forma es la de una cubeta invertida cuyos bordes no alcanzan a tocar el fondo de la bandeja. Estas campanas obligan a los vapores a pasar burbujeando a través del líquido que se acumula en cada bandeja en los distintos niveles. Esto ayuda a condensar los vapores ascendentes, si pertenecen a la fracción que se está acumulando en esta determinada bandeja, mientras que el calor que asciende desde la parte inferior ayuda a los vapores que puedan haberse mezclado con el líquido a subir hasta la bandeja siguiente.

Las bandejas están asimismo dotadas de ductos por los cuales el exceso de líquido que se acumula fluye (o escurre) de la bandeja superior a la ubicada inmediatamente por debajo, donde vuelve a calentarse. Esta repetición del proceso se traduce en una separación más perfecta de las fracciones. Mediante este método de destilación, las distintas fracciones se separan gradualmente unas de otras repartiéndose en las bandejas de la torre de fraccionamiento.

La temperatura a lo largo de una de estas torres se gradúa en la parte superior haciendo recircular una parte del material que se condensa en esa sección de la columna: esta etapa se denomina "reflujo".

Algunos de los productos obtenidos en la Fraccionadora son tratados antes de almacenarlos y otros sirven de materia prima a las distintas Unidades de proceso. La Refinería tiene dos plantas de destilación primaria de crudo, con una capacidad total de destilación de 17 Km³ por día (108 KBl por día).

3.2 Unidad de Destilación al Vacío

En la Unidad de Destilación al Vacío (UDV) se aprovecha los residuales de la destilación atmosférica para producir principalmente gasóleos pesados como materia prima para la Unidad de Craqueo Catalítico. El residuo atmosférico procedente de la Unidad de Destilación I y de la Unidad de Destilación II es destilado nuevamente, pero a presión de vacío (30 mmHg abs), el Vacío es obtenido con eyectores de vapor.

En la fraccionadora de la Unidad de vacío se obtiene

- el gasóleo pesado de vacío que sirve como carga a la Unidad de FCC
- el gasóleo ligero de vacío que es derivado al Diesel 2
- el Residual de Vacío que puede ir a tanques de Residuales o a Tanques de Asfaltos, según el tipo de operación programada en dicha unidad.

La capacidad actual de la UDV es de 4.13 Km³ por día (26 KBl por día).

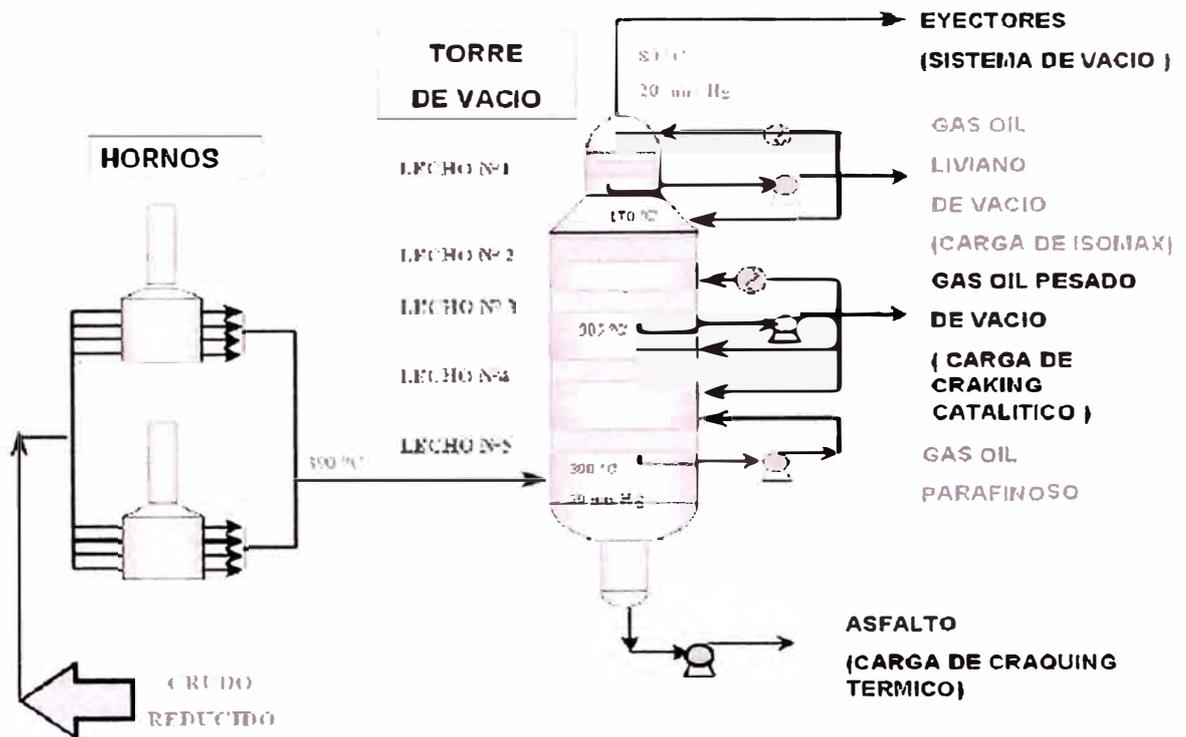


Fig.3.2 Proceso de Destilación al Vacío

3.2.1 Parámetros Termodinámicos de la Destilación Atmosférica y al Vacío

Los parámetros termodinámicos que gobiernan la destilación son la temperatura y presión del sistema. Por tal motivo consideramos como variables del proceso todas aquellas que puedan afectar el equilibrio entre las fases vapor-líquido.

- **Temperatura de transferencia:** Esta es la máxima temperatura a la que se eleva el crudo para vaporizarlo, el rendimiento en destilados depende de esta variable.
- **Presión de trabajo.** Es la presión a la cual se produce la operación. Si bien afecta directamente el equilibrio líquido-vapor, generalmente se trabaja a la menor presión posible, y por ende no se varía frecuentemente.

- **Temperatura de cabeza.** Es la temperatura en la zona superior de la columna fraccionadora, se controla con el reflujo de cabeza. Este reflujo es la fuente fría que genera la corriente de líquidos que se contactan con los vapores, produciéndose los equilibrios líquido vapor.
- **Temperatura del corte.** Es la temperatura a la cual se realiza la extracción lateral de un combustible. Esta temperatura es controlada con el reflujo de cabeza y reflujos circulantes.

Estos últimos tienen un efecto semejante que el reflujo de cabeza y además precalientan el crudo, recuperando energía.

- **Inyección de vapor.** El vapor o (incondensables) en las fraccionadoras disminuye la presión parcial de los hidrocarburos, estableciendo nuevos equilibrios vapor-líquidos, favoreciendo la vaporización de los componentes mas volátiles. Esto se aplica en la columna fraccionadora principal como en los strippers de los cortes laterales.

3.3 Unidad de Craqueo Catalítico (UFCC)

La refinería cuenta con una unidad de craqueo catalítico fluido. Esta unidad obtiene productos valiosos como el gas licuado y la gasolina de alto octanaje, a partir de residuales o gasóleos pesados procedentes de la Unidad de Vacío y de las Unidades de Destilación de crudo, este proceso se efectúa mediante el uso de un catalizador que a una temperatura de más de 500°C convierte los hidrocarburos pesados en productos livianos. También se producen con este proceso aceites pesados que se usan en la formulación de combustibles para hornos, calderas, etc.

En la unidad de Craquéo Catalítico en Lecho Fluidizado (FCC) se obtienen: GLP, gasolina, gasóleo cíclico ligero (LCO: enviado al diesel y/o residual) y gasoleo ciclico pesado HVGO que es enviado a residuales. La capacidad actual de la unidad de FCC es de 2.4 Km³ por día (15 KBls por día).

3.4 Unidad de Desulfurización y Reformación Catalítica

La Unidad de Desulfuración efectúa tratamiento a una parte de la gasolina de la unidad de destilación de crudo para eliminar la mayor parte del azufre que contiene para su posterior procesamiento en la unidad de Reformación Catalítica. También separa la parte liviana no reformable de la gasolina.

La Unidad de Reformación Catalítica: convierte el producto obtenido en la unidad de desulfurización en gasolinas de alto octanaje produciendo simultáneamente hidrógeno imprescindible para la desulfurización de la gasolina. Esto se consigue en presencia de un catalizador de platino a alta temperatura (más de 500 ° C)

Mediante un proceso de hidrogenación catalítica de lecho fijo se eliminan los compuestos de azufre de la gasolina, y con un posterior proceso catalítico de reformación en lecho fijo, esta gasolina se convierte en otra de alto número de octano, que se usa para producir por mezclas, las gasolinas comerciales de 97 RONC y 95 RONC sin plomo. Como subproductos de esta Unidad se obtienen el GLP y Pentanos. Este último se envía al pool de gasolinas.

Las capacidades de las plantas de desulfurización y reformación son: 0.51 Km³ por día (3.2 KBls por día) y 0.33 Km³ por día (2.1 KBls por día) respectivamente.

3.5 Unidad de Merox

La Unidad de Merox trata gasolinas y kerosenes, con el objeto de mejorar su calidad eliminando los compuestos de azufre, sustancias ácidas y otras impurezas convirtiéndolas en productos aptos para el consumo.

El objetivo de esta unidad es la remoción de H₂S (compuestos azufrados), de mercaptanos, de compuestos surfactantes solubles en agua y compuestos surfactantes solubles en hidrocarburo, de forma tal de alcanzar las especificaciones de Turbo A-1.

Para el tratamiento del Kerosene se efectúa un proceso de lavado cáustico, con agua, filtrados en sal y arcilla. La Unidad Merox comprende: una torre de lavado con soda, un cilindro de filtro de arena (opcional, existente sólo en Merox de UDP I), un reactor Merox, un sedimentador de soda, una torre de lavado con agua, y cilindros de filtros de sal y arcilla.

La remoción de H₂S se efectúa en la torre de lavado con soda, los mercaptanos se oxidan a disulfuros en el reactor Merox, los compuestos surfactantes solubles en agua se remueven en la torre de lavado con agua y los solubles en aceite en el filtro de arcilla. El filtro de sal sirve para deshidratar al hidrocarburo antes de su ingreso al filtro de arcilla

3.6 Unidad de Asfaltos

Los residuales de Vacío se mezclan en línea con la producción de HVGO (gasóleo pesado). En la Planta de Almacenamiento y Despacho de Asfaltos se realiza el enfriamiento de las corrientes enviadas durante la preparación de asfalto, la recepción del producto en el tanque correspondiente al tipo de asfalto preparado, la homogenización del producto previo a su certificación y el almacenamiento del producto luego de certificado, manteniéndolo a una temperatura apropiada a fin de facilitar su despacho y posterior transporte.

Esta Unidad de Asfaltos tiene una capacidad de almacenamiento de 9400 m³ y dispone de dos tanques para asfaltos líquidos y cuatro tanques para cementos asfálticos. Posee además sistemas de bombeo y una isleta de despacho independiente para el llenado de 2 camiones cisterna en paralelo.

3.7 Planta de Despacho de Combustibles

La refinería tiene una planta de despacho automatizada acorde a la legislación vigente, para el despacho de productos a camiones cisterna, mediante el cual se despachan todos los productos producidos en la Refinería tales como GLP, gasolinas, diesel, turbo, kerosene y petróleos industriales.

3.8 Terminal Marítimo La Pampilla

La Refinería La Pampilla cuenta con un Terminal Marítimo Petrolero, situado geográficamente a aproximadamente 8 millas náuticas al norte del puerto del Callao.

El Terminal Marítimo está constituido por dos terminales portuarios multiboyas para cargar y/o descargar petróleo crudo y productos petrolíferos de buques tanque.

3.9 Tanques de Almacenamiento de Crudo y Productos

El número de tanques y esferas, instalado en la refinería es de 72, con una capacidad total de almacenamiento de 444 Km³ de crudo, 510.4 Km³ de productos y 5.3 Km³ de productos en proceso.

3.10 Planta de Tratamiento de Aguas Residuales y Deslastre

Acorde a las normas internacionales y legislación vigente, la Refinería efectúa un tratamiento a los efluentes aceitosos procedentes de los procesos y de deslastre. Este tratamiento tiene un proceso de tratamiento de desaceitado por decantación física, coagulación, floculación y flotación para posteriormente descargar las aguas tratadas al mar con un contenido de hidrocarburos menor a 15 ppm. La capacidad de la planta es de 180 m³ / hora.

3.11 Otras Instalaciones Auxiliares

Las instalaciones auxiliares están relacionadas con el manejo de los recursos secundarios necesarios para los procesos que se efectúan en la Refinería

- Sistema de Combustible fuel oil, con almacenamiento, calefacción y distribución a los calderos y hornos de las Unidades.
- Tratamiento de agua de calderas en base a Osmosis Inversa e Intercambio Iónico.

- Generación de vapor de agua, el mismo que se utiliza para accionar turbinas, en “tracing” de tuberías de petróleos residuales, agotamiento con vapor, etc.
- Torres de refrigeración para enfriar el agua utilizada en eliminar calor de las Unidades de proceso.
- Sistemas de recuperación de condensado de la red de vapor de agua.
- Distribución de agua, para las redes de contraincendios y de planta.
- Distribución de aire comprimido para las redes de aire de planta e instrumentos.
- Unidades de Cogeneración, recepción de energía eléctrica y distribución

3.12 Nuevas Unidades de Producción – En actual implementación

En el marco del Plan de inversiones con la finalidad de dar mayor valor agregado a sus productos y mejorar la calidad de un recurso que utiliza en el proceso como el agua, la refinería viene ejecutando desde el año 2000 la implementación de las siguientes Unidades previstas a entrar en operación a inicios del año 2005.

3.12.1 Nuevas Unidades de Vacío y Visbreaking

A partir del crudo reducido proveniente de Destilación Primaria I y II, la nueva unidad de Vacío tiene propósito es incrementar la producción de gasóleos para uso como carga a la Unidad de Craqueo Catalítico y utilizar el excedente para exportación.

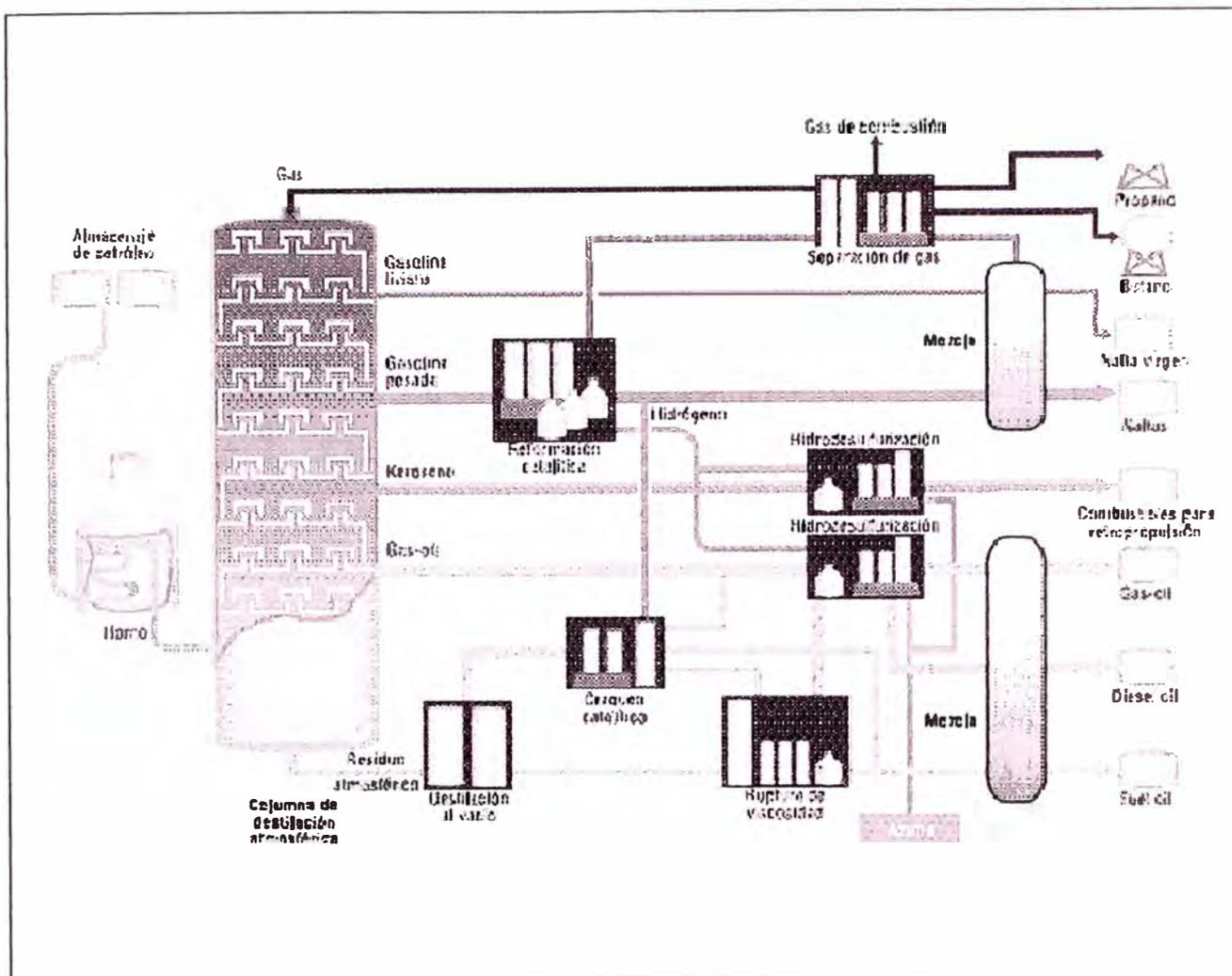


Fig.3.3 Diagrama general de Procesos en una Refinería de Petróleo

3.12.2 Unidad de Aguas Ácidas

La nueva unidad de tratamiento de Aguas Ácidas tiene el objetivo de efectuar el tratamiento de de aguas ácidas sin H_2S ni NH_3 , procedentes de todas las Unidades de Proceso de la Refinería con la finalidad de reutilizarlo en los procesos de la Refinería (66%) y su excedente enviarlo al sistema tratamiento efluentes

REFINERIA LA PAMPILLA S.A.
DIAGRAMA DE BLOQUES FUTURO

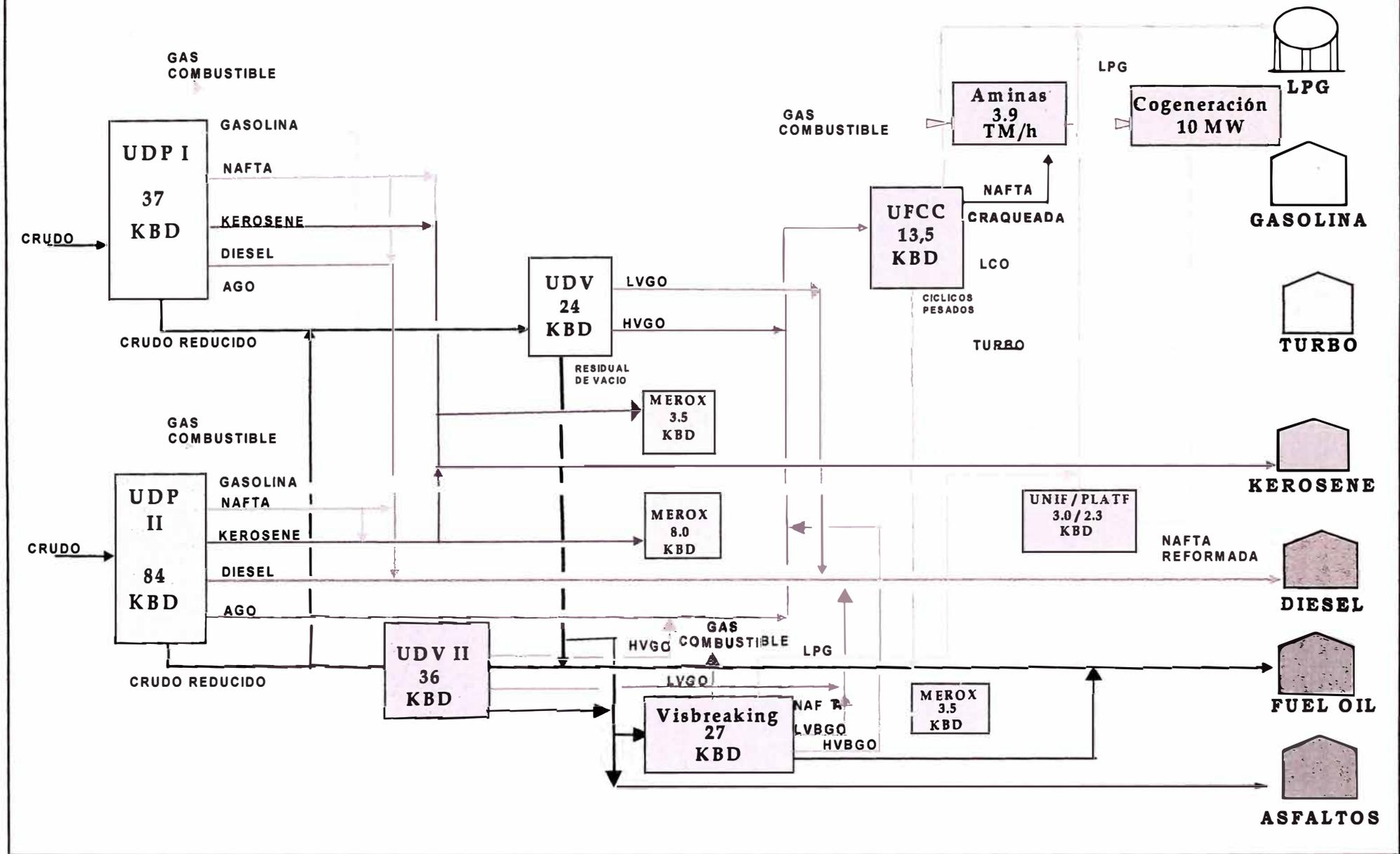


Fig.3.5 Diagrama de Procesos Refinería La Pampilla - 2007

REFINERIA LA PAMPILLA S.A.
DIAGRAMA DE BLOQUES FUTURO

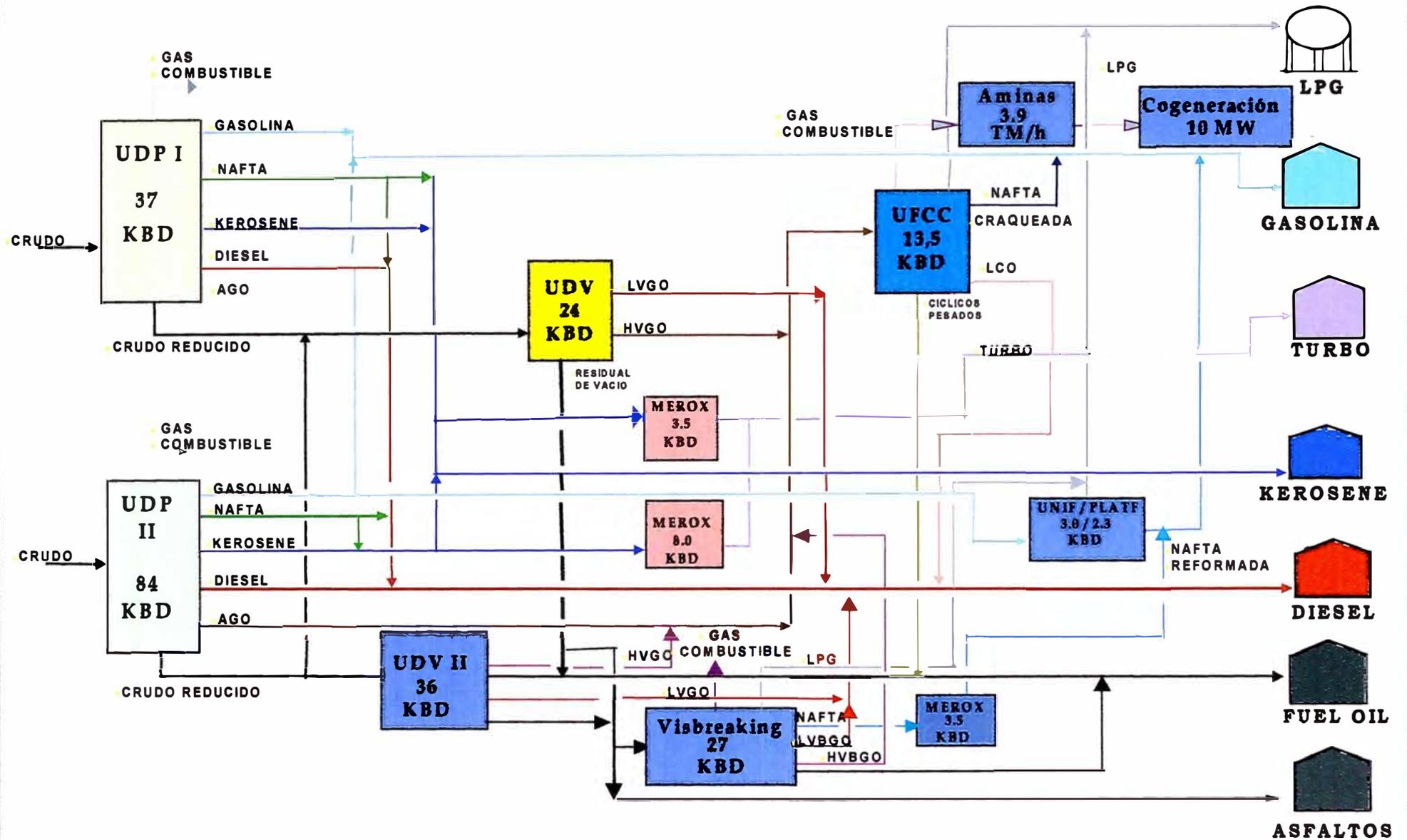


Fig.3.5

Diagrama de Procesos Refinería La Pampilla - 2007

CAPITULO IV

ARQUITECTURA DEL SISTEMA DE CONTROL DISTRIBUIDO

Un control predictivo tipo DMC como el instalado en la Refinería la Pampilla para la automatización de sus procesos ha requerido etapas previas de desarrollo tales como implementar la arquitectura física del sistema que ha involucrado cambio de la instrumentación inicial, cambio de la instrumentación utilizada, cambio a un Sistema de Control Distribuido (SCD) tipo Honeywell, adecuación de un control avanzado, la instalación y desarrollo de un control multivariable a base de modelos tipo DMC. El desarrollo final de un sistema multivariable optimizable tipo DMO en calidad de prueba el cual se efectúa en lazo de lazo abierto, su adecuación al lazo cerrado es un proceso que todavía requiere un tiempo de desarrollo, confiabilidad y observación del sistema total.

4.1 Etapas de desarrollo de un Control DMC /DMO

La aplicación de un Sistema de Control Predictivo tipo DMC para el Automatizado del Control de Procesos involucra un conjunto de actuaciones orientadas al mantenimiento de las condiciones estacionarias u estables de operación acorde a valores fijados previamente para las variables de proceso

involucradas. El sistema automatizado de Procesos tipo Control Predictivo DMC como el aplicado en la Refinería La Pampilla esta basado en etapas que mantienen una estructura jerarquizada conforme a las siguientes etapas tecnológicas de automatización:

- (1) Control Regulatorio Básico y Control Distribuido lo cual garantiza la seguridad de la planta
- (2) Control Avanzado: Mejora el Control Básico
- (3) Control Multivariable Predictivo: Controla un equipo de forma global e incorpora objetivos económicos
- (4) Optimización en Línea: Controla objetivos globales de la planta

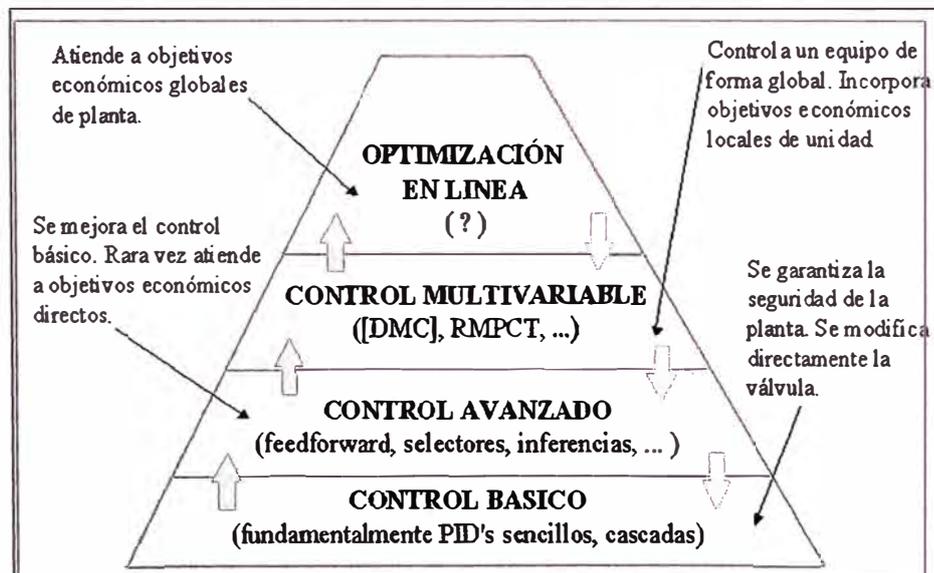


Fig. 4.1 Estructura Jerarquizada de aplicación DMC DMO

Las aplicaciones desarrolladas a lo largo de la década pasada a nivel mundial han mostrado que la mayoría de las empresas llevan a cabo la etapa de

instalación de Sistemas de Control Distribuido (SCD) y de Control Regulatorio Básico, la cual resulta la más costosa, detienen aquí su desarrollo, no progresan hacia las siguientes etapas en las cuales es posible obtener el mayor beneficio posible del hardware instalado, con una menor inversión que la realizada en la instalación original. Las etapas sucesivas de desarrollo de un Control DMC / DMO esta representado en la figura 4.2 donde se aprecia los beneficios de cada una de las cuatro etapas tecnológicas.

- Sistema de Control Distribuido (SCD), comprende la instalación de equipos e instrumentos que permiten el control distribuido, esta etapa consume alrededor del 70 % de la inversión en un proyecto de modernización, para recibir un beneficio de tan sólo el 15 % del total posible.

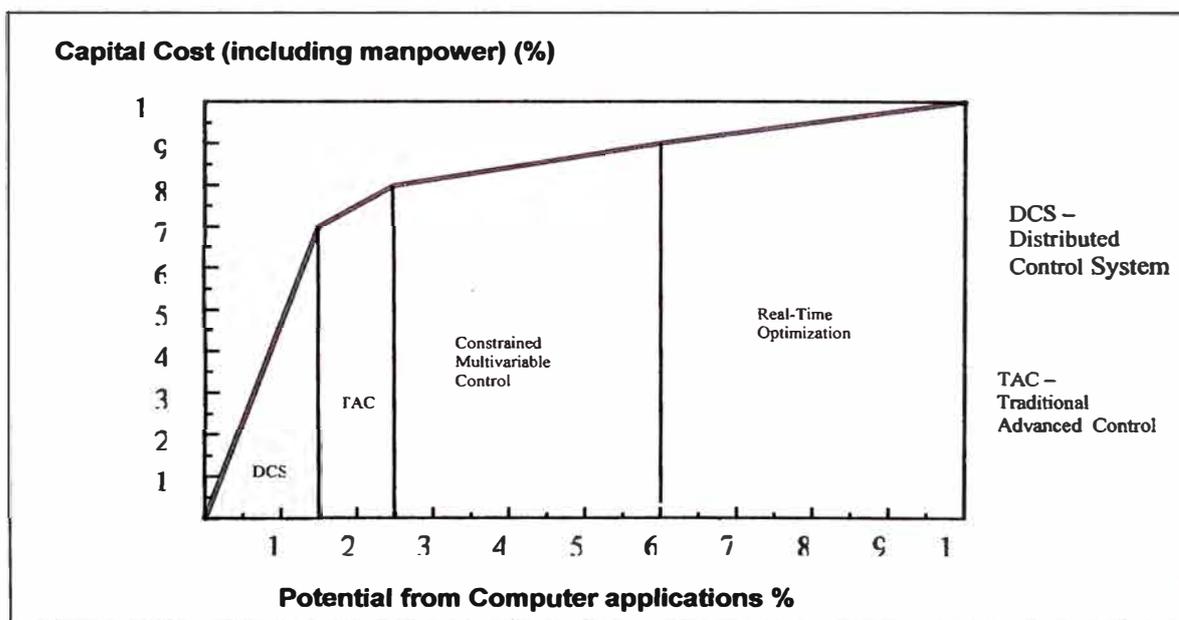


Fig. 4.2 Beneficios Esperados del MPC -Por Etapas de Desarrollo

- Control Avanzado Tradicional (TAC) comprende el desarrollo lazos de control con sus respectivos algoritmos, en esta etapa se hace un 10 % de inversión adicional y se obtiene un 10% de beneficio extra.
- Control Avanzado de Proceso (Multivariable), esta tercera etapa de desarrollo implica una inversión adicional de otro 10 % aproximadamente, con un beneficio extra del 35 %.

La tecnología en control avanzado de Proceso tipo multivariables requiere de controladores multivariables predictivos para el logro de sus objetivos.

- Optimización en Tiempo Real (DMO) es la etapa final de una inversión adicional equivalente a la anterior, con un retorno de beneficio extra del 40 %. Puede mencionarse que en la Optimización en Tiempo Real lo importante radica en operar un optimizador que incluya un modelo riguroso, no lineal, del proceso, en tiempo real y lazo cerrado, para obtener del mismo el máximo beneficio posible. Operar en lazo cerrado significa la recepción y envío de puntos de referencia, (set points), directamente al nivel más alto de controladores multivariables en plantas de proceso a gran escala. La complejidad de operación de un sistema de Optimización en Tiempo Real típicamente debe ser capaz de resolver aproximadamente 100.000 ecuaciones algebraico/diferenciales no lineales que describen el proceso completo, en el menor tiempo posible (usualmente en menos de media hora).

4.2 Desarrollo del Control DMC en la Refinería La Pampilla

La implantación del Control DMC para el control de procesos en la Refinería La Pampilla ha requerido el desarrollo de las etapas tecnológicas indicadas, la primera etapa de implementación contempla la instalación de una instrumentación acorde al Sistema de control distribuido, asimismo el desarrollo de un control avanzado tipo tradicional y el sistema de seguridad.

En la segunda etapa se contempló la instalación del sistema de control predictivo DMC, inferencias y la aplicación en lazo abierto del DMO

4.2.1 Primera Etapa: Reinstrumentación - Sistema de Control Distribuido

En 1996 durante el primer año de operación de Repsol, Refinería La Pampilla y la Central de Ingeniería de Repsol se dieron pasos para un estudio de detalle que permitió durante los años 1997-1999 la renovación de la instrumentación, la implantación de un Sistema de Control Distribuido Digital que permitió no solo la implantación de esquemas de Control Avanzado sino la integración del Área de Producción con los Sistemas de Información.

La inversión para la modernización y automatización de la Refinería en su Primera etapa comprometió a las unidades de proceso y al área de servicios auxiliares y movimientos de productos, y tuvo el siguiente alcance general:

- Renovación de la instrumentación de campo, el cual permitió el cambio de la instrumentación neumática de campo por instrumentación electrónica

- Instalación del Sistema de Control Distribuido (SCD) y de historización de datos.
- Implementación de sistema de enclavamientos y seguridades.
- Instalación de un sistema de alimentación interrumpida y grupo generador de emergencia.
- Implantación de esquemas de control avanzado básicos que puedan ser soportados por el SCD.
- Mejora de los sistemas de registro de la información de producción mediante el aprovechamiento de las capacidades del SCD.

Con este proyecto se considero alcanzar para determinadas unidades del proceso de producción los siguientes objetivos

- Mejorar la flexibilidad y fiabilidad operativa de las unidades de proceso
- Mejorar el rendimiento de los productos más valiosos reduciendo la variabilidad de las condiciones de operación.
- Maximizar la carga a las unidades.
- Disminuir consumos específicos y por tanto, costes variables operativos.
- Disponer de datos históricos de operación.

Asimismo se consideró para el sistema de almacenamiento y despacho

- La automatización del sistema de mezclas de Gasolina y Residuales.

- El control remoto del área de movimiento de productos mediante válvulas motorizadas.
- La medición centralizada de los niveles y la temperatura de los tanques de almacenamiento.
- La remodelación de una de las Salas de Control, se efectuó con la finalidad de centralizar en ella, una vez ampliada, la Sala de Control única de la Refinería, desde la cual se controla la operación de toda la Refinería. En dicha remodelación se consideró también la construcción de una Sala de Racks que alberga los armarios de control para las áreas de proceso (destilación y conversión) y la habilitación de la sala de control existente de Movimiento de Productos como Sala de Racks para las unidades de servicios auxiliares y movimiento de crudo y productos

En esta etapa se implantó la infraestructura necesaria para poder continuar con las etapas siguientes similar a las llevadas a cabo en todas las refinerías del grupo Repsol, es decir, la implantación del Control Avanzado y la conexión de los Sistemas de Control a los Sistemas de Información y Gestión.

Para una refinería de conversión limitada como La Pampilla, la mejora en rendimientos de productos más valiosos, pueden suponer beneficios que típicamente representa los 0.1925 US\$/Bbl de crudo procesado. Para el cálculo de rentabilidad se tomó el valor de ahorro equivalente a un 80% de esta cifra, es decir, de 0.154 US\$/Bbl. Esto para un funcionamiento al 85% de la capacidad máxima, supone unos beneficios anuales de 4.89 MMUS\$.

No se cuantifican otros beneficios intangibles derivadas de la mejora de productividad del personal de producción ni los posibles ahorros en mantenimiento derivado de la renovación de la instrumentación actual.

4.2.2 Breve descripción del desarrollo del Proyecto de Primera Etapa

A) Ingeniería básica

La etapa de Ingeniería Básica consistió en una definición del alcance del proyecto y la toma de datos de planta, siendo una de las dificultades el trabajo sobre equipos que llevan operando muchos años y que no siempre es fácil conseguir la información técnica actualizada de los mismos. Esto, unido a la necesidad de definir la nueva instrumentación requerida por las modificaciones de proceso, aún en desarrollo, y la automatización de las operaciones de movimientos de productos, tanques y sistemas de mezclas. Lo anterior, hizo que esta etapa se prolongará por seis meses. Una importante definición fue el cambio de los instrumentos de medición de señales a tipo electrónica y la adecuación de las válvulas de control de tipo neumático con traductores electro-neumáticos

B) Ingeniería de detalle

En la segunda mitad de 1997 se evaluaron alternativas de implementación y se decidió que la fase de Ingeniería de Detalle y Construcción, se efectuara mediante la modalidad de contrato “llave en mano”, con la participación de empresas españolas con experiencia en este tipo de proyectos asociadas con empresas peruanas. Como resultado del concurso efectuado, se asignó el

Proyecto al Consorcio formado por SEI - Sistemas e Instrumentación S.A.(España) y COSAPI (Perú).

La adjudicación del contrato en febrero de 1998 dio inicio de la Ingeniería de Detalle, finalizando junto con la Gestión de Materiales, a finales del mismo año. La fase de Construcción comenzó en Agosto de 1998, finalizando el montaje de instrumentos y modificaciones de tuberías en el segundo trimestre de 1999.

C) Migración de Instrumentos

En forma paralela a las modificaciones de tuberías y montaje de instrumentos, se efectuó la etapa de cambio de lazos de control desde los paneles de control neumáticos antiguos al nuevo sistema digital de control distribuido.

En general, el proyecto se realizó sin necesidad de paradas de planta, razón por la cual los trabajos se efectuaron bajo coordinación estrecha con Operaciones, tomando todas las medidas necesarias para evitar interrupciones de servicio. Para la fase de cambio de lazos se formó un equipo de trabajo con personal de la planta, el consorcio SEI-COSAPI, el suministrador del Sistema de Control Distribuido y la Central de Ingeniería de Repsol. Esta etapa, se prolongó hasta el tercer trimestre de 1999.

4.3 Segunda Etapa: Implantación Control Multivariable DMC

La siguiente etapa “Proyecto de Implantación de Control Multivariable e Inferencias y gestión” fue realizada por un equipo de trabajo formado por Refinería La Pampilla y la Central de Ingeniería de Repsol cuyo alcance incluyo

el desarrollo, comisionamiento, documentación, operación de un controlador predictivo multivariable y la implementación del Software DMC Plus para el horno de crudo, columna Fraccionadora y estabilizadora de gasolina para las Unidades de Destilación I y II respectivamente así como el desarrollo de inferencia.

El DMO, optimizable de la refinería se mantiene en lazo abierto, debido al poco tiempo histórico de implementación del DMC por lo que resulta prematuro que el sistema genere puntos de consigna globales, su implantación definitiva requerirá un tiempo apreciable de estudio de data histórica de los puntos de consigna generados y la aplicación de puntos de consigna de prueba.

4.3.1 Breve descripción del desarrollo del Proyecto de Segunda Etapa

El desarrollo del Proyecto contempló los siguientes aspectos:

A) Actividades Previas

El desarrollo de las Actividades previas permitió una evaluación del correcto funcionamiento de la instrumentación así como la evaluación de la operación de Sistema de Control Distribuido instalados en la Primera fase.

Algunas de estas actividades fueron:

- Revisión de la Instrumentación instalada, que comprendió a los transmisores y válvulas de control a fin de verificar su operación dentro de los rangos normales.

- Adquisición de nueva instrumentación y Analizadores, en esta etapa se evaluó los requerimientos de nueva instrumentación y uso de analizadores de oxígeno, densímetros, cromatógrafos.
- Optimización del DCS lo cual comprendió el ajuste y revisión del control Básico, la implementación del APC (Advanced Process Controller), la aplicación de la gestión de alarmas, aplicación de seguimientos de lazos de control.

B) Implantación del Control Multivariable

La Implantación del Control Multivariable, se desarrolló a partir de un modelo de identificación y análisis de la respuesta de la Unidad de proceso a respuestas de escalón o cambios de las variables más importantes. Se implantó el Control multivariable en las unidades de producción UDP2, UDP1 y FCC-RG en base a la implementación del hardware en la arquitectura del SCD el cual comprendió la adquisición del módulo procesador APP (Application Processing Platform) de Honeywell) y el software del Controlador DMC Plus de Aspen de uso mayoritario en el Grupo Repsol.

C) Implantación de inferencias

La implantación de inferencia se desarrolla en base a correlaciones que permitan estimar la calidad de productos a partir de propiedades intensivas (temperatura, presión etc) para utilizar estos valores como variables controladas para efectuar ajustes automáticos en los sistemas de control, el cual comprendió la adquisición del software Aspen IQ. El proceso de inferencia resulta en un ajuste

del controlador derivado de la comparación de datos obtenidos al control de calidad de los productos en el Laboratorio con relación a los datos de calidad seleccionados para determinadas condiciones de operación.

4.4 Arquitectura del Sistema del Control Distribuido (SCD)

El Sistema de Control Distribuido (SCD) de última generación fue implementado en la Refinería La Pampilla con la tecnología TPS-Honeywell TDC 3000 (Total Plan Solution) el cual centraliza las funciones del Sistema de Monitoreo y Control regulatorio de operación de las Unidades de Proceso, recepción y almacenamiento de productos, este sistema fue puesto en servicio en Refinería La Pampilla en Julio de 1999 en la primera etapa del Proyecto.

El objetivo de la automatización de los sistemas de control es lograr economías para una mejor y más segura operación instalaciones de la Refinería. El SCD realiza el control Automático del Proceso e integra un Sistema de Seguridad y enclavamiento de la Planta el cual permite una máxima fiabilidad y garantiza la parada automática de las Unidades de proceso en caso de emergencia. También sirve de Plataforma para poder comunicar la información a otros Sistemas que permitan una mejor optimización del funcionamiento de la Planta, la gestión de producción u otros mediante el uso de Servidores

A través del Sistema de Control Distributivo el operador puede manejar directamente mediante las estaciones de trabajo con un simple toque de pantalla del monitor las variables claves del proceso, que le son presentadas en forma de hojas de flujo electrónicas y gráficos. Para lograr un mejor monitoreo de cada una

de las unidades de proceso, las consolas de los operadores se diseñaron como estaciones de trabajo de múltiples pantallas.

El Sistema de Control Distributivo también reporta el estado del Sistema de Salvaguarda o Parada de Emergencia, valiéndose de la filosofía de "una sola ventana" para el acceso de la información.

El Sistema de Control Avanzado de Procesos y Optimización está instalado en un computador u servidor independiente que utiliza la base de datos del Sistema de Control Distributivo a fin de realizar los cálculos de control avanzado de procesos y optimización.

Las principales características del SCD son:

- Está formado por varios procesadores cada uno especializado en una misión concreta (control, visualización, interfaz, historia, etc.)
- Utiliza una base de datos única para control e interfaz con el operador.
- Dispone de funciones de autodiagnóstico de cualquiera de las partes que lo integran, a través de la misma interfaz del operador.
- Cuenta con un sistema de alarmas integrado.

El SCD de tecnología TPS-Honeywell TDC 3000, es completamente redundante para asegurar la normal operación del proceso en caso de falla de equipos, conexiones, sistemas o suministro eléctrico.

Se entiende por redundancia a una estructura de hardware y/o software que emplea dos o más equipos, similares, para ejecutar las mismas acciones en

paralelo; con lo que se asegura que si uno de ellos falla, el otro sigue realizando las mismas funciones sin afectar la operatividad del sistema

4.4.1 Estructura del SCD Honeywell TDC 3000.*

El sistema de Control Distribuido Honeywell TPS comprende tres sistemas: Control del Proceso, Control de Falla Segura y Historización de Datos

A) El Sistema de Control de Proceso

Es el sistema de monitoreo y control de la planta en operación normal, está constituido por las siguientes partes algunas de ellas redundantes:

Sistema de Redes

- **LCN (Local Control Network)** - Es la red de control encargada de interconectar e intercambiar la información de todas las unidades de proceso y las estaciones de operador GUS.
- **UCN. (Universal Control Network)**- Es la red de proceso que interconecta los módulos HPMs y FSC-SM con la red superior de control LCN, a través del módulo NIM.

Presentación de Datos

- **GUS. (Global User Station)**.- Estación de Operación GUS, es la Interfaz de operación Hombre-Máquina. Estos son potentes ordenadores con capacidad de comunicación que permiten al operador de Sala de Control monitorear y enviar ordenes de control a las variables de proceso.

* El sistema de Control Distribuido TPS (Total Plant Solution) comprende el espectro completo de Honeywell para el equipamiento TDC 3000

Sistema de Procesadores

- **NIM.-** (Network Interface Module) es el módulo de Interfaz con la red de control y comunicación entre la red UCN y la red superior de control LCN. Permite "asomarnos" y/o intervenir en el proceso vía las Estaciones de Operación (GUS).
- **HPM** (High Process Manager) - Es el procesador que se encarga de recibir, procesar y enviar información a y de la planta; y tomar las acciones de control, a este módulo están conectados los transmisores de campo y los elementos finales de control. También en este módulo residen los controladores e indicaciones de proceso, y se comunica a través de la red UCN con las estaciones de operación (GUS) para enviar información del valor de las variables de proceso y recibir ordenes dadas por el operador de Sala de Control.
- **HM.**(History Module).- Es el disco duro del sistema LCN es el módulo histórico.. Contiene los datos que permiten cargar fácilmente el Sistema En él se almacena toda la información de configuración, programas, eventos y valores de las variables de proceso.
- **AM.-** (Application Module).- Es un módulo de aplicaciones donde se desarrollan y ejecutan programas y secuencias de control. Puede leer o escribir cualquier dato cuya naturaleza lo permita y sea accesible desde cualquier NIM, EPLCG, CLM o AM. Permite la programación de estrategias de control avanzado

- **CLM (Control Link Module)** .- Es un AM modificado al que se le añadió una tarjeta similar a la del EPLCG para comunicar con sistemas de medida y gestión de tanques. Este es el módulo de comunicación entre el SCD y el Sistema de monitoreo de nivel y temperatura de tanques.
- **EPLCG (Enhanced PLC Gateway)**.- Interfaz con equipos digitales de otras marcas. Permite la integración de "unidades paquete Es una interfase de comunicación entre el SCD y las estaciones maestras de control de las válvulas del área de tanques (válvulas motorizadas). Este módulo también permite la comunicación con los PLCs de la planta de ventas y procesadores de datos de equipos paquete como el Compresor 02G2. Para monitorear y gobernar algunos parámetros necesarios para la operación desde Sala de Control.
- **SM**.- Es el módulo de comunicación entre el FSC y la red UCN para llevar y recibir información desde el FSC y las estaciones de operación GUS.
- **FTA**.- Bornera de interconexión de Instrumentos de campo en Sala de Racks.

B) El Control de Falla Segura (FSC)

El Control de falla Segura Sistema es el encargado de realizar secuencias y acciones automáticas y paro de equipos de proceso de manera segura, en caso de fallas, emergencias y que no puedan ser superadas por el sistema de control. Este equipo procesa los programas de control de seguridades y emergencias de la planta y se conecta con la instrumentación de campo empleada para el manejo de estos eventos.

Comprende de los siguientes equipos

- **Controlador de Falla Segura (FSC).**- PLC donde residen los programas (Lógicos). Es el equipo que procesa las señales de campo y envía las órdenes de paro correspondientes.
- **PC-FSC.**- Es la PC de mantenimiento y monitoreo del FSC. En este equipo se realiza la configuración y carga al FSC de los Lógicos
- **Controlador de Seguridad SM (Safety Manager).** El FSC se comunica con las otras partes del SCD a través de este controlador.

C) El Sistema de Historización de Datos (PHD : Process History Database)

El sistema de historización PHD es la base de datos de información de planta en tiempo real y de datos históricos, en el cual se recolecta información de condiciones de operación desde el SCD a través de un módulo conectado a la red LCN (PHD Preces Server) y de análisis de laboratorio, que son introducidas manualmente por el analista, y la pone a disposición de aplicaciones a nivel de usuario de la red de oficinas (Plant Intranet - Ofimática) y a nivel de operadores de Sala de Control (GUS) a través de la red TPN.

Este sistema cuenta con tres partes:

- **PHD Process Server.**- Nodo de recolección de datos de proceso.
- **PHD Main Server.**- PC de almacenamiento y administración de información de proceso y entradas manuales. Cumple también la función de servidor de Windows NT de la red interna TPN/Windows NT del SCD.

Cada una de estas tres áreas de control de procesos de la Refinería está conformada por:

- Una consola de operación constituida por cinco estaciones de operación (GUS),
- Una red UCN,
- Dos procesadores HPM
- Módulos de comunicación SM y NIM,
- Controlador de falla segura FSC.

Todos ellos redundantes e intercomunicados con las otras áreas a través de la red LCN, con lo que hace uso de los módulos compartidos como son el HM, AM, etc.

Los operadores disponen en las pantallas del sistema de control, toda la información relativa a las medidas y lazos de control existentes, así como al control de las recetas de las mezclas de productos para obtener diferentes tipos de gasolina y residuales y además se accede a la información del sistema de medida de tanques y al mando de las válvulas motorizadas.

4.4.3 Metodología de Configuración del SCD

Cada Área de Control esta conformada por un conjunto de unidades

AREA 1: Unidades de Destilacion	AREA 2: Unidades de Conversion	AREA 3: Unidades de Servicios Auxiliares
01 Destilacion Primaria I	17 Merox FCC	31 Almacenamiento Productos
03 Destilación al Vacío 1	21 Craqueo Catalitico FCC	32 Mezcla de Productos
02 Destilacion Primaria II	22 Unifining-Platforming	34 Recepcion y Entrega de Crudo
15 Merox Gasolina UDP1	23 Recuperación de Gases	35 Embarque
16 Merox Kerosene UDP1	Visbreaking	37 Efluentes
18 Merox Kerosene UDP2		32 Mezcla de Productos
		41 Aceite Combustible
		43 Aire Comprimido
		45 Tratamiento Agua - Osmosis
		46 Agua Enfriamiento
		48 Aminas
		50 Cogeneración

Cada Unidad esta compuesta por Grupos de Procesos y en cada grupo se asocian los instrumentos necesarios para el proceso a controlar, esta asociación permite direccionar digitalmente cada equipo o instrumento. Como ejemplo para el Área 1 tenemos los siguientes grupos e instrumentos:

Grupo 1 - CARGA CRUDO		Grupo 2 - PRECALENTAMIENTO	
01 FC212	DESEMULSIFIC. DE 01P82	01 FC096	ENTR.CRUDO A 0102 X CIRC
01 FC214	CRUDO DE 01 P54A1B	01 FC097	ENTRADA CRUDO CIRCUITO 2
01 FI215	GASOLINA DE UNIDAD 2	01 FC098	ENTRADA CRUDO CIRCUITO 3
01AI001	DENS.CRUDO LINEA CARGA	01 FC099	ENTRADA DE CRUDO A 01080
01II001A	AMPERAJE MOTOR 11 PM 1 A	01 LC001	FONDOS DE 01D2
01II001B	AMPERAJE MOTOR 11 PM 1 B	01 PC002	TOPE DE 01D2
01II001C	AMPERAJE MOTOR 11 PM1 C	01TI006	FONDOS DE 01D2

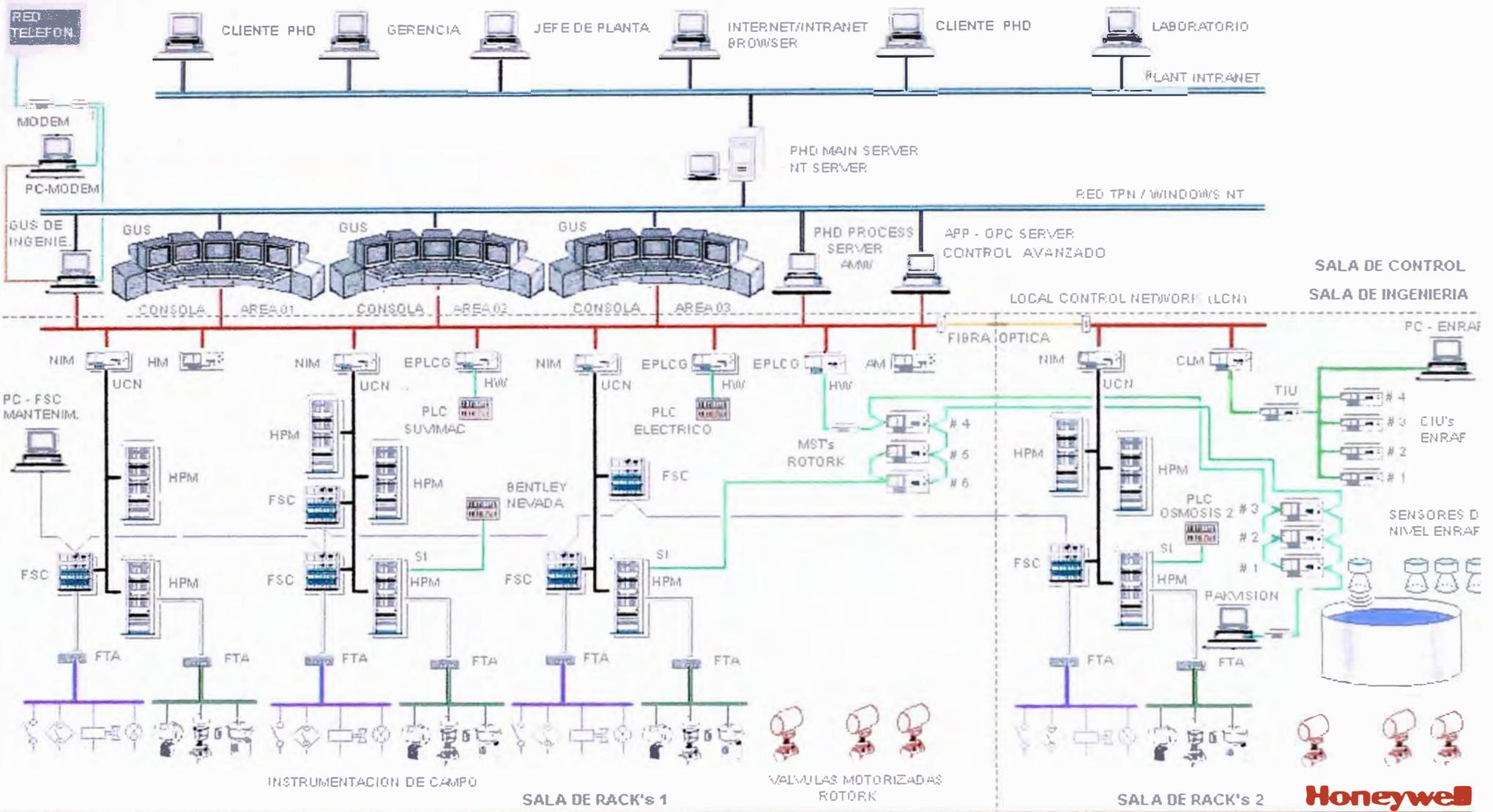
Grupo 3 – DESALADORA		Grupo 4 - HORNO H1A	
01PC131	SALIDA DE CRUDO DE 01D1	01 FC023	ENT. SUR CRUDO A 01H1A
01LC129	NIVEL DE AGUA EN 01D1	01 FC024	ENT. NORTE CRUDO A 01H1A
01PDC124	MEZCL.AGUAI CRUDO A 01D1	01 TC032	SALIDA DE CRUDO DE 01H1A
01FC130	ENTRADA DE AGUA A 01D1	01 PC038	ENTRACEITE COMB.A 01H1A
01 PC300	SALIDA DE CRUDO DE 01D80	01 PDC037	VAPOR ATOMIZACION 01H1A
01LC301	NIVEL DE AGUA EN 01D80	01 PC033	ENTRGAS COMB.A 01H1A
01PDC301	MEZCL.AGUAI CRUDO 01D80	01AC706	OXIGEN.EN HUMOS DE 01H1A
01 FC200	ENTRADA DE AGUA A 01D80	01 TC022	VAPOR SOBRECALENT. 01H1A
Grupo 5 - HORNO H 1 B		Grupo 6 - FONDOS C1	
01FC010	ENT. NORTE CRUDO A 01H1B	01 LC051	FONDOS DE 01C1
01 FC208	ENT. SUR CRUDO A 01H1B	03FC137	CRUDO REDUCIDO A 03H2A
01TC019	SALIDA DE CRUDO DE 01H1B	01 FC306	SAL.CRUDO REDUC.01E80
01 PC014	ENTRACEITE COMB.A 01H1B	01 FC047	ENTRCRUDO RED.A 01E55
01PDC013	VAPOR ATOMIZACION 01H1B	01 FC059	ENTRVAP.A FONDOS 01C1
01 PC016	ENTR.GAS COMB.A 01H1B	01 LC040	NIVEL DE AGUA EN 01E55
01AC707	OXIGEN.EN HUMOS DE 01H1 B	01TI506	ZONA FLASH DE 01C1
		01TI050	FONDOS DE 01C1
Grupo 7 - AGO		Grupo 8 - FONDOS C1	
01 LC067	FONDOS DE 01C5	01 LC066	FONDOS 01C4
01 FC151	AGO AL DIESEL	01 FC138	DIESEL A BLENDING
01FC069	ENTVAPOR DE AGOT.A 01C5	01 FC068	ENT.VAP.AGOT A 01C4
01TI058	PLATO 35 DE AGO EN 01C1	01TI057	PLATO27 DIESELEN 01C1
01TI150	SALIDA AGO DE 01E70	01TI218	SAL.DIESEL 01E16C/D
		01TI219	SAL.DIESEL 01E16A/B
Grupo 9 - REFLUJO DIESEL		Grupo 10 - KEROSENE	
01TC078	SALIDA NAFTA DE 01E20	01 LC075	FONDOS DE 01C3
01 FC082	SALIDA DIESEL DE 01E20	01FC120	KEROSENE A MEROX
01TC184	SAL.GASOL.ESTAB.DE 01E59	01 FC077	ENT.VAPOR A AGOT 01C3
01 FC190	SAL.GASOL.ESTAB.DE 01E59	01TI056	PLATO 18 KEROSENE
01 FC081	REFLUJO DE DIESEL A 01C1	01TI220	SAL.KEROSENE DE 01E25A/B
01TI066	RFL.DIESEL A 01C1 P25		
Grupo 11 - NAFTA		Grupo 12 - REFLUJO NAFTA	
01 LC076	FONDOS DE 01C2	01 FC052	REFLUJO NAFTA A 01C1
01 FC207	NAFTA A TANQUES	01 FC216	NAFTA UNID 2 A UNID 1
01 FC209	NAFTA AL DIESEL	01TC216	REFLUJO DE NAFTA 01C1
01FC210	NAFTA AL KEROSENE		
01TC078	SALIDA NAFTA DEL 01E20		
01 FC082	SALIDA DIESEL DE 01 E20		
01 TI055	PLATO 13 NAFTA EN 01C1		
01TI092	NAFTA A TANQUES		

Grupo 13 - TOPE C1		Grupo 14 - ESTABILIZADOR	
01PC155	SAL.GAS DE 01D3 AL FLARE	01LC180	FONDOS DE 01C51
01TC054	TOPE DE 01C1	01FI171	ENTRADA GASOLINA A 01C51
01FC168	REFLUJO GASOLINA A 01C1	01TC184	SAL.GASOL.ESTAB.DE 01E59
01FC156	ENTRADA DE AGUA A 01E12	01FC190	SAL.GASOL.ESTAB.DE 01E59
01 FC750	ENT.AMONIACO A TOPE 01C1	01 FI125	GASOLINA A TANQUES
01LC165	NIVEL GASOLINA EN 01D3	01TI176	FONDOS DE 01C51
01LC159	NIVEL DE AGUA EN 01D3		
01AC158	PH EN AGUA DE 01D3		
Grupo 15 - TOPE DE ESTABILIZADORA			
01 PC192	GAS DE 01D51 A 01C51		
01TI178	TOPE DE 01C51		
01 FC188	REFLUJO DE GLP A 01C51		
01LC196	NIVEL DE GLP EN 01C51		
01 FI185	GLP A UNIDAD 23		
01TI189	REFLUJO A ESTABIL.01C51		
01FI161	SAL.GAS COMBUST.DE 01D51		
Grupo 51 - FILTROS DE CRUDO		Grupo 52 - CARGA DE CRUDO	
02PI010	ENT.CRUDO X LINEA PPAL.	02FC001	CRUDODE.02P2-(MEZCLA)
02PI009	ENTR.CRUDO POR LIN.MEZ.	02FC063	DESEMULSIFIC.DE 02P21
02PDI001	PRESION DIFERENCIAL 02K1	02FC065	SPILLBACK DE 02P2A/B
02PDI002	PRESION DIFERENCIAL 02K2	02AI003	DENSIMETRO CARGA
02PDI003	PRESION DIFERENCIAL 02K3	02II002A	AMPERAJE MOTOR 02PM2A
		0211002B	AMPERAJE MOTOR 02PM2B
Grupo 53 - DESALADORA		Grupo 54 - DESALADORA 2	
02PC001	CRUDO DE 02D1	02LC001	NIVEL DE AGUA EN 02D11
02FC066	SPILLBACK DE 02P3A/B	02TI020	ENTRADA DE CRUDO A 02E5C
02PDC41	MEZCLA AGUA/CRUDO A 02D1	02TI029	SALIDA DE CRUDO DE 02E9
02LC004	NIVEL DE AGUA EN 02D1		
02TI015	ENT.AGUA/CRUDO A 02D1		
02FC034	ENTRADA DE AGUA A 02E14		
0211003A	AMPERAJE MOTOR 02PM3A		
0211003B	AMPERAJE MOTOR 02PM3B		
Grupo 55 - CARGA CRUDO A 02H1		Grupo 54 - DESALADORA 2	
02FC004	ENT.CRUDO A 02H1 PASO 1	02LC001	NIVEL DE AGUA EN 02D11
02FC005	ENT.CRUDO A 02H1 PASO 1	02TI020	ENTRADA DE CRUDO A 02E5C
02FC006	ENT.CRUDO A 02H1 PASO 1	02TI029	SALIDA DE CRUDO DE 02E9
02FC007	ENT.CRUDO A 02H1 PASO 1		
02TC045	ZONA RAD.DE 02H1 PASO 1		
02TC046	ZONA RAD.DE 02H1 PASO 2		
02TC047	ZONA RAD.DE 02H1 PASO 3		
02TC048	ZONA RAD.DE 02H1 PASO 4		

Grupo 55 - CARGA CRUDO A 02H1	Grupo 56 - COMBUSTIBLES AL 02H1
02FC004 ENT.CRUDO A 02H1 PASO 1	02FC062 ENT.GENERAL CRUDO A 02H1
02FC005 ENT.CRUDO A 02H1 PASO 1	02TC005 SAL.OESTE ZONA RAD.02H1
02FC006 ENT.CRUDO A 02H1 PASO 1	02FC010 ACEITE QUEMADORES OESTE
02FC007 ENT.CRUDO A 02H1 PASO 1	02PC016 GAS A QUEMADORES OESTE
02TC045 ZONA RAD.DE 02H1 PASO 1	02TC006 SAL.ESTE ZONA RAD.02H1
02TC046 ZONA RAD.DE 02H1 PASO 2	02FC023 FUEL OIL A QUEMAD. ESTE
02TC047 ZONA RAD.DE 02H1 PASO 3	02PC006 GAS A QUEMADORES ESTE
02TC048 ZONA RAD.DE 02H1 PASO 4	02PC017 GAS A PILOTO 02H1
Grupo 57 - CHIMENEA 1	Grupo 58 - CHIMENEA 2
02AC001 OXIGENO EN HUMOS DE 02H1	02PI709 CHIMENEA H1 TIRO
02PI704 ZONA CONVECTIVA DE 02H1	02PI708 CHIMENEA H1 TIRO
02TI051 ACEITE QUEMADORES 02H1	02PI704 ZONA CONVECTIV A DE 02H 1
02PC012 VAPOR DE MEDIA 02H 1	02PI706 ZONA RADIANTE H1 (ESTE)
02TC007 VAPOR SOBREC.DE 02H1	02PI707 ZONA RADIANTE H1 (OESTE)
02FI011 SAL.VAPOR SOBREC.02H1	02FI041 ACEITE A 02H 1
02PC011 RETORNO ACEITE 02H1	02FI042 RETORNO ACEITE 02H1
Grupo 59 - ENCLAVAMIENTOS DEL 02H1	Grupo 60 - TOPE FRACCIONADORA 1 .
02XSV010 CORTE DE GAS OESTE 02H1	02TC008 SALIDA DE CRUDO DE 02C1
02XSV015 CORTE ACEITE OESTE 02H1	02FC025 REFLUJO GASOLINA A 02C1
02XSV013 CORTE DE GAS ESTE 02H1	02PC003 TOPE DE FRACCIONADORA
02XSV016 CORTE ACEITE ESTE 02H1	02FI725 GASOLINA FRIA A 02C1
02XSV009 CORTE DE GAS PILOTO 02H1	02PDI009 PRES.DIF.EN 02K4A/B
	02LCO11 GASOLINA EN 02012
	02FC026 ENTRADA GASOLINA A 02D3
Grupo 61 - TOPE FRACCIONADORA 2	Grupo 62 - ESTABILIZADORA 1
02LC012 AGUA EN 02012	02PC004 TOPE ESTABILIZADORA 02C3
02FC024 INYECCION DE AGUA A TOPE	02TC076 TOPE DE 02C3
02AC002 PH DE AGUA DE 02D12	02FC028 GLP A RECUPERACION GASES
02TI089 REFLUJO GASOLINA A 02C1	02LC014 GLP EN 02D3
02FI045 GAS COMBUSTIBLE DE 02G1	02FC027 REFLUJO DE GLP A 02C3
02FI160 GAS COMB. 02D12 AL FLARE	02LC013 FONDOS DE 02C3
02PI032 PRESION DE SUCCION 02G1	
Grupo 63 - ESTABILIZADORA 2	Grupo 64 - LAVADO CAUSTICO
02TC009 SALIDA GASOLINA DE 02E11	02LC015 SODA EN 02C4A
02FI029 GAS.COMB.DE 02D3 A FLARE	02LC016 AGUA EN 02C4B
02FI725 GASOLINA FRIA A 02C1	02FC040 REPOSICION SODA A 02C4A
02FI030 GASOLINA A TANQUES	02FC033 REPOSICION AGUA A 02C4B
02TI081 SAL.GASOL.ESTAB.DE 01E17	02FI031 RECIRCULACION SODA 02C4A
02TI077 REFLUJO DE GLP A 02C3	02FI032 RECIRCULACION SODA 02C4B
2PDC05 P.DIFERENCIAL EN 02E52	02FI030 GASOLINA A TANQUES
02FT026 ENTRADA GASOLINA A 02C3	

Grupo 65 NAFTA		Grupo 66 – KEROSENE	
02TI065	PLATO DE NAFTA DE 02C1	02TI056	ENTRADA KEROSENE A 02C2A
02LC018	FONDOS DE 02C2D	02LC007	FONDOS DE 02C2A
02FC050	VAPOR DE AGOTAM.02C2D	02FC013	VAPOR DE AGOTAM.A 02C2A
02FC060	ENTRADA DIESEL A 02E19	02TC001	KEROSENE A MEROX
02TI090	SALIDA DE NAFTA DE 02E19	02FC022	KERO.A BLENDING-SAL.02D7
02FC054	PRODUC.TOTAL DE NAFTA	02FC016	REFLUJO KEROSENE A 02C1
02FC053	NAFTA A MEROX	02TC003	REFLUJO KEROSENE DE 02E5
02FC052	NAFTA AL DIESEL	02PDI010	PRES.DIF.EN 02K5A/B
Grupo 67 - MEROX DE KEROSENE		Grupo 68 – DIESEL	
18FC002	ENTRADA KEROSENE A 18C1	02TI057	ENTRADA DIESEL A 02C2B
18FC005	AIRE NORMAL A 18C1	02LC008	FONDOS DE 02C2B
18LC003	NIVEL DE SODA DEL 18D1	02FC014	VAPOR DE AGOTAM. A 02C2B
18FC001	ENTRADA DE SODA A 18D1	02FC017	REFLUJO DE DIESEL A 02C1
18PC002	SALIDA KEROSENE DE 18D4	02TC004	SALIDA DIESEL DE 02E8
18LC002	AGUA EN 18D7	02PDI0081	PRESION DIFERENCIAL 02D8
18FI003	ENTRADA METANOL A 18D5	02FC021	SALIDA DE DIESEL DE 02D8
18FI004	ENTRADA METANOL A 18C1	02TI116	ENTRADA KEROSENE A 02D8
Grupo 69 – AGO		Grupo 70 - CRUDO REDUCIDO	
02TI058	ENTRADA DE AGO A 02C2C	02PI705	ZONA FLASH DE 02C1
02LC009	FONDOS DE 02C2C	02TI059	ZONA FLASH DE 02C1
02FC015	VAPOR DE AGOTAM. A 02C2C	02LC006	FONDOS DE 02C1
02FC018	AGO A BLENDING	02FC012	VAPOR A FONDOS DE 02C1
02TI024	SALIDA DE AGO DE 02E54	02TI060	FONDOS DE 02C1
		0211004A	AMPERAJE MOTOR 02PM4A
		02TC002	RESIDUAL A BLENDING
		02FI020	CRUDO REDUCIDO A TANQUES
Grupo 71 - CALDERETA		Grupo 72 - TANQUE DE BALANCE	
02TI030	ENTR.CRUDO RED.A 02E10	02PC015	PRESION EN 020101
02TI031	SAL.CRUDO RED. DE 02E10	02TI055	SALIDA FONDOS 210D2
02LC005	NIVEL DE AGUA EN 02E10	02TI088	ENT.PROD.02D102
02FI019	SALIDA DE VAPOR DE 02E10	02TI052	SALIDA INTERCAMB.210E1
02PI030	AGUA A CALDERETA		
02LC003	NIV.AGUA TEMPERADA 02D9		
02FI035	AGUA TEMPERADA DE 02P13		
02TI012	SALIDA DE AGUA DE 02 E53		

Arquitectura del Sistema TPS - RELAPASA



CAPITULO V

DESARROLLO Y OPERACIÓN DEL CONTROL PREDICTIVO DMC EN LA REFINERÍA LA PAMPILLA

Un controlador multivariable puede implantarse en cualquier tipo de proceso que tenga varias variables que manipular y varias variables a controlar, ya sea con un punto fijo o en un rango. El Control Tradicional con aplicaciones de Control Avanzado puede ser suficiente para cumplir con todos los objetivos de operación (estabilidad, seguridad, calidad) y económicos.

- Existen procesos donde la implantación del control MPC está especialmente recomendada en caso de aplicarse un control convencional
- Procesos interactivos con objetivos de control y restricciones que entran en conflicto.
- Procesos con un comportamiento dinámico poco usual: grandes retardos, respuesta inversa.
- Procesos cuyas restricciones son distintas en las distintas épocas del año o donde los precios de materias primas y productos varían regularmente.

- Procesos que generen altos beneficios en sus límites operativos o que generen alto valor añadido.

Una diferencia esencial del modo de trabajar del controlador multivariable respecto a los reguladores convencionales PID, es que los controladores multivariables no responde a errores entre el valor deseado (SP) y el valor real de proceso (PV), sino a diferencias entre el valor deseado y el valor que predice el modelo.

Un controlador multivariable DMC con una variable manipulada y una variable controlada puede tener, al menos, el mismo rendimiento que un controlador PID tradicional. La implementación de un controlador DMC está justificada en procesos industriales a gran escala donde existan problemas de control multivariable difícilmente abordables para un control regulatorio basado en lazos simples de control con algoritmo PID.

El Control Multivariable Predictivo (MPC) cubre otras lagunas del Control Tradicional, los problemas de elevada interactividad entre las variables de entrada y de salida que derivan en situaciones tales como el acoplamiento en el control simultáneo, como el caso de una fraccionadora de petróleo, las calidades de cabeza y de fondos de muchas destilaciones no pueden ser resueltos con el Control Básico. Un proceso es considerado interactivo cuando cada variable de salida de proceso se ve afectada simultáneamente por varias variables de entrada y viceversa.

5.1 El controlador comercial multivariable DMC

El controlador comercial DMC de Aspen Tech. también denominado DMC Plus, es un paquete informático desarrollado por la empresa DMC Corp, actualmente es distribuido comercialmente por Aspen Tech; Es un controlador multivariable predictivo utilizado actualmente en procesos industriales con el objeto de conseguir la implementación de un control multivariable óptimo con restricciones. El controlador DMC es capaz de maximizar el beneficio económico del proceso que regula, garantizando un control no agresivo, reduciendo el impacto de perturbaciones y proporcionando una operación de proceso consistente en la que no se violan las restricciones del sistema.

El paquete comercial DMC Plus, de Aspen Tech., contiene herramientas para el desarrollo del controlador en línea y fuera de línea. Con este paquete se puede determinar la matriz del controlador, simular su comportamiento fuera de línea, obtener las sintonías del controlador para su funcionamiento en línea.

Algunas herramientas del DMC Plus contienen software diseñado para:

- Evaluar gráficamente los datos de respuesta de planta capturados durante la fase de “step-tests” de planta del proyecto DMC. Estos datos son importantes para desarrollar, fuera de línea, un modelo matemático de entradas-salidas MIMO del proceso empleando la herramienta DMC Model.
- Desarrollar un modelo de representación dinámica, numérica y multivariable de la respuesta del proceso ante cambios en las condiciones de entrada. Se

emplean técnicas de identificación dentro de DMC Model para desarrollar el modelo matemático para encontrar todas las relaciones de interdependencia que se producen simultáneamente entre las entradas y las salidas del modelo.

- Evaluar gráficamente los resultados de la identificación del modelo obtenido, también con DMC Model. En caso se dispusiese de datos de “step-tests” de planta, se podría usar esta utilidad con el objeto de comparar las respuestas que proporciona el modelo matemático riguroso desarrollado con los resultados de las pruebas de “step-tests” reales de planta.
- Simular el comportamiento del controlador fuera de línea (*off-line*) y ajustar sus parámetros (sintonización) empleando DMC Simulate y DMC Build.
- Generar el archivo de sintonización en línea (*on-line*) del controlador, lo que es necesario para llevar a cabo la predicción, la optimización local y los cálculos de movimiento del controlador multivariable DMC.
- Implementar el controlador multivariable en línea. El DMC Plus ha sido desarrollado para ayudar a incrementar la rentabilidad de plantas en operación a gran escala, permitiendo a los usuarios identificar el comportamiento dinámico del proceso matemáticamente y controlándolo lo más cercanamente posible al óptimo económico. Tal aspecto permite modos de operación en las condiciones más favorables: máximos rendimientos, máximas conversiones o mínimos costes de operación de planta.
- Identificar e incorporar las restricciones de proceso, de equipamiento, de seguridad y medio ambiente.

- Desarrollar unos objetivos de control del proceso (beneficio máximo) empleando información económica del proceso recogida para tal propósito.

Las principales características de DMC Plus pueden ser resumidas de la siguiente forma:

- Control multivariable de procesos con variables a regular mediante la manipulación simultánea de variables manipuladas.
- Alta interactividad entre las variables de entrada y de salida del proceso.
- Identificación del modelo matricial dinámico del proceso.
- Incorporación del control en adelanto. Consideración de las perturbaciones medibles que afecten apreciablemente al control como variables de entrada.
- Manejo de restricciones sobre las variables de entrada y salida del modelo, e incluso sobre la velocidad de variación de las variables manipuladas.
- Optimización económica empleando algoritmos de programación lineal.

5.1.1 Lineamientos de Aplicación del Controlador DMC

En la definición del proyecto convencional de un Control Predictivo con algoritmo DMC debe considerarse algunos criterios tales como:

- a) Definición de los alcances de la aplicación DMC en el proceso :** El análisis del proyecto en las etapas preliminares del proyecto puede proporcionar información muy valiosa para la definición del proyecto, así como para una evaluación económica previa del mismo.

- b) Conocimiento del esquema del sistema regularizador básico:** Resulta fundamental el conocimiento preexistente del sistema regulatorio del proceso:, aunque no este subordinado al controlador DMC, esto permitirá un desarrollo mas racional del modelo dinámico del proceso. La modelización del proceso tiene que absorber el sistema regulatorio básico, teniendo en cuenta que para que funcione adecuadamente el control multivariable, previamente han de funcionar bien los lazos de control básico. La importancia del buen funcionamiento del control básico no solo disminuye al implantar el control multivariable sino que aumenta puesto que las variables independientes sobre las que actúa el controlador DMC no son directamente las aperturas de válvula sino que son los puntos de consigna del control regulatorio básico. El funcionamiento del controlador multivariable DMC resuelve el problema de acoplamiento y aspira a alcanzar objetivos de control superiores tales como la minimización de perturbaciones en el proceso y la maximización de beneficios. El esquema regulatorio básico subordinado al DMC no necesita de la existencia de estas cascadas. Por ello se han roto las cascadas de control en el esquema regulatorio en los procesos de simulación con el Aspen Custom Modeler de modo que los puntos de consigna de los controladores secundarios en el nuevo esquema regulatorio no vienen fijados por los controladores primarios de las cascadas sino por el controlador multivariable.
- c) Análisis de variables:** Esta etapa puede realizarse con modelos simulados tipo estacionario. Permite verificar la importancia de las variables manipuladas y controladas, así como determinar las variables de perturbación en las etapas

posteriores del proyecto de controlador basado en modelos identificados, pues esto no se puede determinar experimentalmente. También se determinan todos los comportamientos no lineales que puedan afectar al sistema de control.

d) Determinación del número de grados de libertad del proceso : El número de grados de libertad es la diferencia entre el número de variables independientes y dependientes en el proceso. Si se desea controlar una variable dependiente en un valor fijo entonces el controlador pierde un grado de libertad, pero si se quiere controlar en un determinado rango entonces el controlador gana libertad, tanto más cuanto más amplio sea dicho rango. Exactamente lo mismo pasa con las variables independientes del proceso; cuanto más estrecho sea el rango en el que está permitido el movimiento de una variable manipulada menor será la libertad que tenga el controlador.

El controlador multivariable predictivo DMC puede manejar procesos donde el número de grados de libertad resulte positivo, negativo o nulo. En la terminología del control multivariable un proceso se considera **cuadrado** cuando en él no hay grados de libertad.

Un proceso se considera **estrecho** cuando, de modo que el número de grados de libertad del proceso resulta negativo. En este caso, el controlador multivariable no puede ser capaz de satisfacer todas las peticiones de control que se le están efectuando de modo que es preciso definir en el controlador una serie de prioridades con el objeto de que pueda llevar a cabo su cometido de control. Para abrir una ventana de operación para el controlador, hay que indicarle qué

objetivos de control son los de mayor importancia, cuales pueden ser menos importante y hasta que punto pueden serlo.

De hecho, el controlador multivariable predictivo DMC tiene en cuenta la importancia relativa de cada una de las variables controladas a través de factores “**equal concern error factors**”, los cuales son parámetros de configuración y sintonía de DMC. Para cada variable controlada existe un “**equal concern error factor**” que determina el peso de esa variable de salida del modelo en el esquema de prioridades del controlador cuando se produzcan grandes perturbaciones externas que amenacen con causar violaciones en el control del sistema.

En un proceso **ancho** existe un mayor número de variables independientes que de controladas de modo que la ventana de operación es amplia. Hay muchos modos de operación y todos son perfectamente válidos.

- e) **Consideración de criterios de optimización:** Es necesario indicar al controlador multivariable un criterio para que pueda discriminar entre los distintos puntos de operación y así elegir el mejor. Este criterio es el económico, a partir de los Costos asociados a cada variable, el algoritmo de programación lineal (LP) entrando en operación, el controlador deberá operar en el punto que garantice un beneficio máximo o un coste mínimo. La situación es reconocida por el controlador multivariable DMC como un problema de optimización

Para resolver el algoritmo es preciso introducir en el módulo de Programación Lineal LP del controlador la información económica necesaria. Esta información

viene expresada en forma de costes unitarios de movimiento de cada una de las variables manipuladas. Estos costes unitarios son otros parámetros del controlador DMC que se denominan LPCOSTS. La solución que proporcionará el algoritmo de programación lineal será el óptimo económico aunque esta solución debe satisfacer todas las restricciones establecidas.

- f) Identificación de correlaciones inferenciales**, en el controlador DMC basado en modelos identificados con variables no medibles, a veces, es necesario de terminar correlaciones inferenciales que puedan resultar de interés para el control del proceso. Estas correlaciones habitualmente se determinan por análisis estadístico de datos históricos de planta. También se pueden usar modelos estacionarios obtenidos por simulación en diferentes condiciones de operación o modelos dinámicos , para contrastar los resultados obtenidos a partir del análisis estadístico de datos históricos.

5.2 Ciclo de ejecución del controlador DMC

Aunque el controlador emplee un tipo de modelo riguroso desarrollado mediante simulación, su funcionamiento en línea durante cada ciclo de ejecución será el mismo que si la matriz dinámica del controlador hubiese sido un modelo de identificación. En cada ciclo de ejecución, el controlador DMC conectado desempeñan las siguientes tareas:

- **Predice:** Empleando el modelo dinámico del proceso e información actual de las condiciones de planta, el controlador pronosticará los valores futuros que

van a tomar las variables controladas en el caso de que no se tomase acción de control alguna. Esta respuesta se denomina predicción en lazo abierto o respuesta libre del sistema.

En la predicción en lazo abierto, el controlador empleará toda la información pasada para predecir el comportamiento de las variables controladas en el futuro hasta que se alcance el estado estacionario. Al periodo de tiempo hasta que se alcance la estabilidad en el proceso se le conoce como horizonte de tiempo hacia el estado estacionario. El horizonte de tiempo hacia el estado estacionario varía de unos procesos a otros oscilando entre 30 minutos y varias horas.

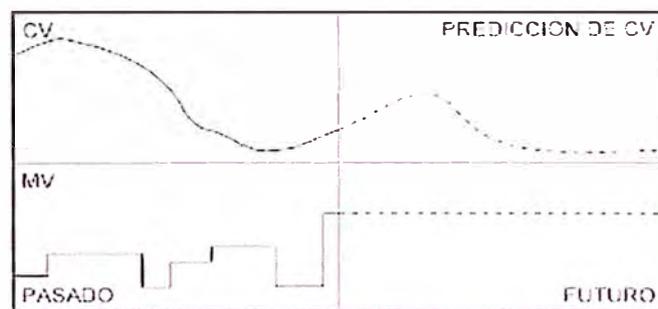


Fig.5.1 Horizonte de tiempo al estado estacionario

- **Determina los objetivos óptimos de control:** En el controlador se ha implementado un algoritmo de programación lineal (LP) estándar que, empleando la predicción en lazo abierto y los costes unitarios (*LPCOSTS*) de las variables manipuladas, determinará las condiciones de estado estacionario futuras que cumplen todas las restricciones. El cálculo LP será realizado por parte del controlador en cada instante del ciclo de ejecución.

La función objetivo LP puede ser actualizada en cada bucle de control con nuevos valores de los costes unitarios y de los productos. Asimismo, cualquier no-linealidad en la función de coste implementada puede ser actualizada con la frecuencia deseada.

- **Calcula los movimientos de control:** Para conseguir esos objetivos de control. Basándose en la predicción del controlador en lazo abierto y en los resultados conseguidos por programación lineal, el controlador encontrará el mejor conjunto de movimientos futuros en las variables manipuladas que lleven al proceso, a lo largo de una trayectoria denominada de respuesta forzada del sistema, a la región de operación deseada.

La respuesta forzada del sistema se adecuará a los factores de supresión de movimiento impuestos en las variables manipuladas y ha de evitar siempre la violación de las restricciones establecidas para estas variables. Si las circunstancias lo exigen, la respuesta forzada del sistema puede violar eventualmente las restricciones puestas en las controladas para conseguir los objetivos de control de acuerdo con la importancia que se haya asignado a cada variable dependiente a través de los “*equal concern error factors*”.

Entre 8 y 14 movimientos futuros serán calculados para cada variable manipulada en cada ciclo de ejecución lo que mejora enormemente el control del proceso especialmente en aquellos procesos con largos tiempos muertos o con comportamientos dinámicos anómalos tales como respuesta inversa.

Usando un algoritmo de mínimos cuadrados, se determinará la mejor serie de movimientos futuros que minimice la desviación de los objetivos obtenidos mediante programación lineal para cada una de las variables controladas a lo largo del horizonte de tiempo hacia el estado estacionario.

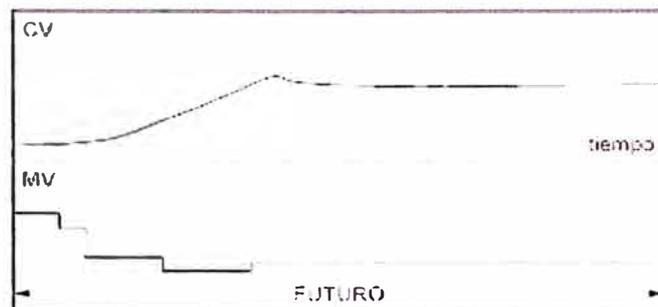


Fig.5.2 Respuesta forzada del sistema.

- **Implementación:** El controlador ejecutará el primer conjunto de movimientos futuros en las variables manipuladas que haya calculado. En cada ciclo de ejecución, las predicciones de las variables controladas son actualizadas con las medidas actuales de planta para asegurar la consistencia entre el controlador DMC y la situación actual de planta de modo que, de todos los movimientos calculados, el controlador solamente envía al sistema regulatorio básico el primero de ellos y, en la ejecución siguiente, toda la secuencia anterior vuelve a repetirse dentro de lo que se conoce como política o estrategia de horizonte móvil.

Para llevar a cabo todas estas actividades, la información de entrada que requiere el controlador multivariable predictivo DMC incluye los siguientes puntos:

- a) Valores actuales e históricos de las variables de proceso.
- b) Límites superiores e inferiores en las variables manipuladas y controladas.
- c) Costes unitarios en los movimientos de las variables manipuladas.
- d) El estado del control regulatorio básico que se encuentra bajo DMC.
- e) Restricciones en el magnitud de los movimientos en las manipuladas.
- f) Estatus de validez de los valores de las variables de proceso.

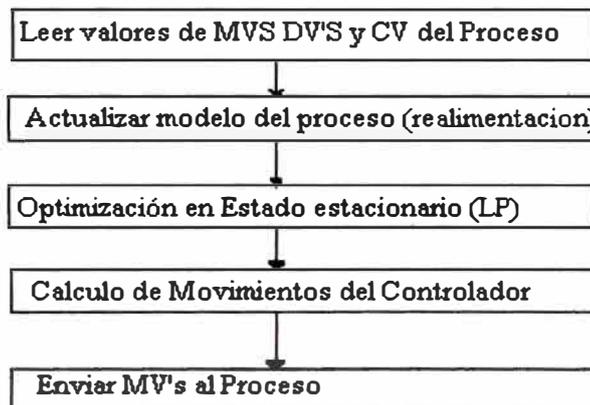


Fig.5.3 Secuencia de Control DMC

La información de salida del controlador multivariable transferida al sistema de control regulatorio subordinado incluye:

- a) Valores en los puntos de consigna de las variables manipuladas.
- b) Predicciones en lazo abierto de las variables controladas.
- c) Movimientos futuros de las variables manipuladas.

d) Respuesta forzada del sistema para ese plan de movimientos futuros.

e) Objetivos de control optimizados bajo el algoritmo de programación lineal.

En la figura 5.4, mostrada a continuación, se trata de representar gráficamente todas las actividades que realiza el controlador durante el ciclo de ejecución.

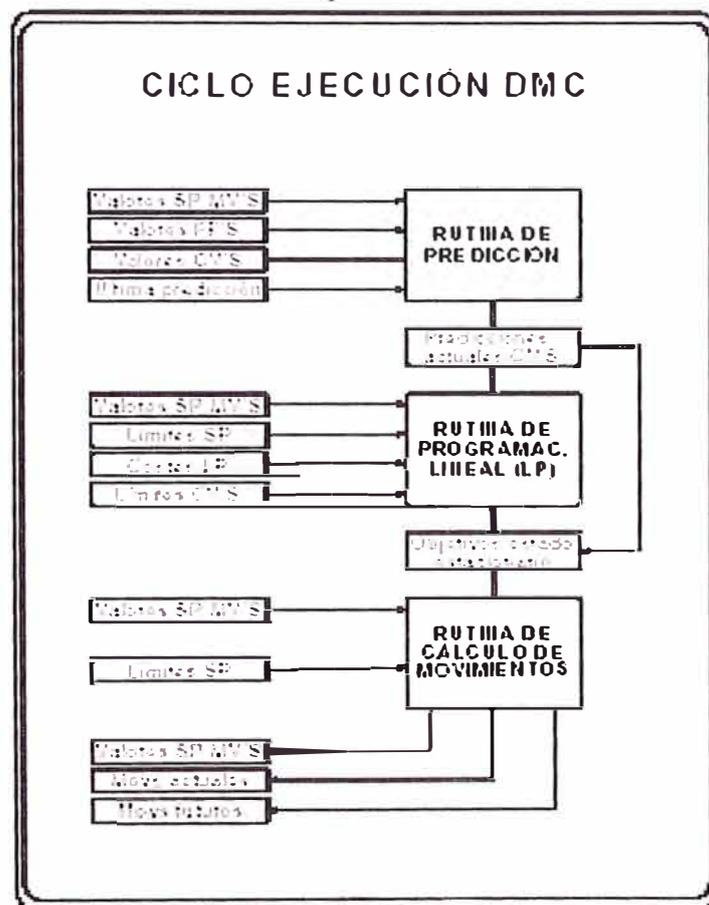


Fig.5.4 Esquema de tareas en un ciclo de ejecución del controlador DMC.

5.3 Desarrollo del Control Predictivo DMC

5.3.1 Descripción de Variables del Controlador DMC

En la figura 5.5 se representa el esquema elemental de funcionamiento del controlador DMC actuando sobre el proceso a controlar, en la interacción del proceso a controlar y el controlador que incluye el modelo debe definirse las variables que intervienen:

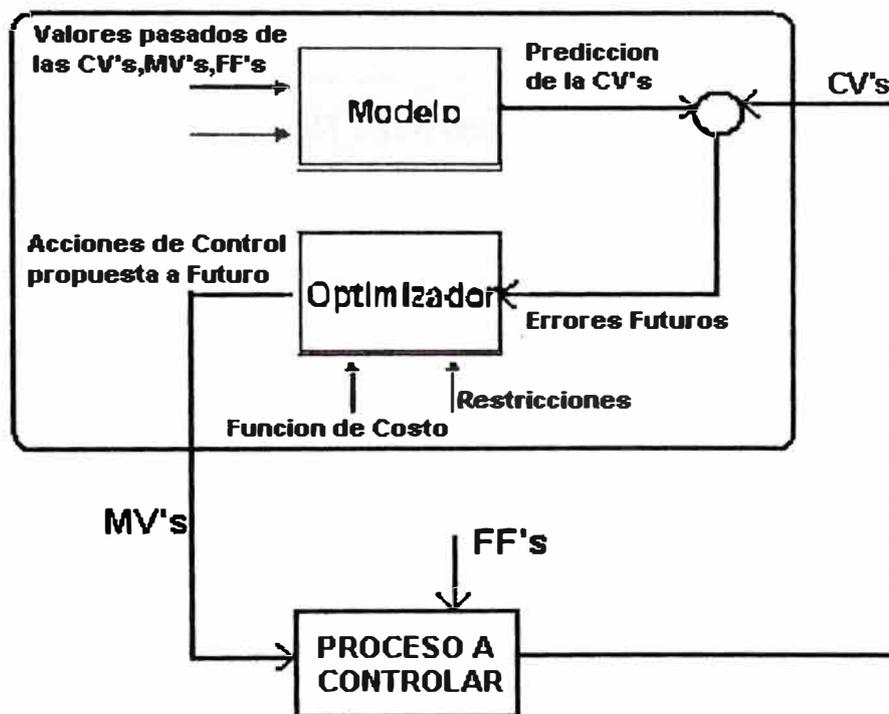


Fig.5.5 Esquema de Variables del Controlador DMC

Donde :

- MV : Variables Manipuladas
- FF : Variables de Perturbación
- CV : Variables de Control

En el proceso, las variables independientes son las variables manipuladas (MV's) provenientes del controlador y las variables de perturbación (FF's), las variables de control (CV's) son las variables de salida al controlador. El modelo matemático es un modelo matricial del controlador DMC (Dynamic Matriz Controller). En el modelo, las variables dependientes conforman un vector de variables a controlar que se expresa como el producto de una matriz de coeficientes multiplicada por el vector de variables independientes (manipuladas y de perturbación).

El modelo matricial está representado por la matriz dinámica de coeficientes que son los valores numéricos minuto a minuto de los cambios en las variables dependientes a lo largo del tiempo resultantes de la aplicación de un escalón unitario en unidades de ingeniería en cada una de las variables independientes. Además, el modelo matricial cumple los principios de linealidad y superposición.

5.3.2 El desarrollo del Modelo del Proceso

El controlador multivariable predictivo en general y el controlador DMC, en particular, trabajan “mirando” al futuro y basan sus acciones de control en la predicción de su modelo matemático interno de modo que sus estrategias de control sólo serán aceptables si se dispone de un buen modelo del proceso a controlar.

En el control MPC convencional, el modelo matemático del proceso se obtiene mediante la aplicación de técnicas de identificación, sin embargo existen los desarrollos de modelos rigurosos a partir de un modelo fisicoquímico sometido a

simulación estacionaria y dinámica Las dos posibilidades son factibles y pueden ser llevadas a cabo sin quebrantar la filosofía del control MPC

A) Modelos identificados

La identificación dinámica consiste en encontrar las secuencias numéricas o parámetros del modelo que sean capaces de explicar las respuestas de las variables controladas en función de las variaciones de las variables manipuladas y de las variables de perturbación. Uno de los factores claves en el desarrollo rápido y aceptación del control multivariable radica en la madurez a la que ha llegado la tecnología de identificación dinámica, muy especialmente en el caso del controlador DMC; de ahí, el gran éxito que ha tenido este controlador comercial dentro del área del control MPC de procesos.

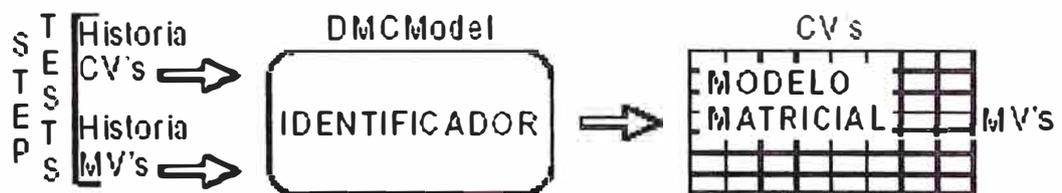


Fig.5.6 Generación de un Modelo Identificado

El software específico de identificación dinámica es el programa DMC Model. En este programa, bajo la óptica de los modelos identificados, se introduce la evolución real en planta de las variables controladas y manipuladas para obtener el modelo matricial del proceso.

Para la identificación dinámica del modelo será necesario la excitación de la planta de manera que se pueda obtener la relación entre las variables independientes

y las dependientes o controladas. Esta fase es la fase de “step-tests” de un proyecto DMC convencional y por su duración, su complicada planificación y por la gran cantidad de recursos que consume es la fase más crítica. Es práctica habitual realizar una serie de pruebas preliminares llamadas “pre-steps” en las que sólo se mueve una vez las variables manipuladas y que sirven para tener una idea de los tiempos de respuesta de las variables controladas y para conocer cualquier anomalía en la planta antes de la realización de los “step-tests”.

El análisis estadístico de los datos de los “step-tests” y la aplicación de las técnicas de identificación permite obtener un modelo que se carga al controlador. Este modelo no sólo hereda el carácter identificado sino que, también, hereda, en cierto modo, la naturaleza estadística del análisis de datos de los “step-tests”.

Si la identificación se ha llevado a cabo correctamente, alimentando al modelo con los datos correspondientes a las variables manipuladas en los “step-tests” se puede obtener predicciones de las variables controladas que deben ser bastante aproximadas a los valores reales de dichas variables. La determinación de las predicciones puede ser realizada con DMC Model y es útil como elemento de juicio para determinar la validez de la matriz dinámica obtenida.

La identificación dinámica se realiza fuera de línea (“off-line”) y permite conseguir un modelo del proceso con validez en un determinado rango de condiciones de proceso. Si el proceso se encuentra fuera de ese rango es necesario cargar al controlador otro modelo matricial distinto. Por ello, los controladores que usan modelos identificados, en realidad, trabajan con un juego de modelos usando

aquel modelo válido para las condiciones en las que se encuentre el proceso en ese momento.

Solamente cuando el proceso cambie de manera importante, por ejemplo, que se hayan hecho modificaciones importantes entonces se impondrá la necesidad de realizar una reidentificación para la obtención de un nuevo juego de modelos.

En el caso de la refinería La Pampilla, el desarrollo del modelo aplicado ha sido este modelo identificado considerándose que la planta estaba en operación y resultaba mas factible el análisis de respuesta de las variables ante una señal de entrada tipo escalón.

B) Modelo riguroso

Los modelos rigurosos parten de ecuaciones que representan balances de materia, balances de energía, ecuaciones de estado y otras ecuaciones fisicoquímicas y termodinámicas del sistema formado por los compuestos químicos involucrados. Los programas de simulación están preparados para resolver simultáneamente las ecuaciones de ese modelo matemático, ya sea con dependencia del tiempo (simulación dinámica) o sin que intervenga el tiempo (simulación estática).

La obtención del modelo matricial dinámico involucra la simulación estacionaria y dinámica del proceso a controlar. La simulación es una herramienta informática muy específica pero a la vez potente con la que se pueden desarrollar los modelos matemáticos de los procesos que se tratan de controlar.. Por lo tanto, los modelos desarrollados por simulación heredan de ésta su naturaleza fisicoquímica y

matemática. A estos modelos también se les llama de primer principio. Cuanto mayor sea el rigor con el que se han elaborado los modelos simulados más fielmente reproducirán la realidad de planta.

El desarrollo del modelo comienza en el simulador Aspen Plus con objeto de:

1. Alcanzar a determinar cual es la opción termodinámica más adecuada para la aplicación estudiada.
2. Lograr un modelo ajustado en régimen estacionario.

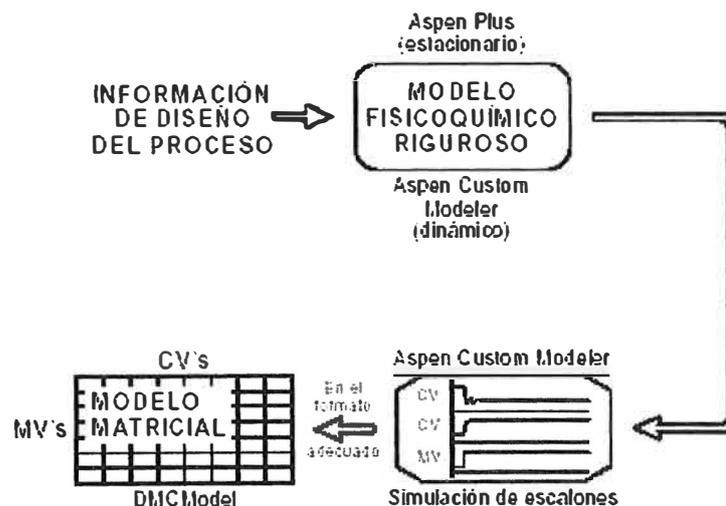


Fig.5.7 Generación de un Modelo Riguroso

El modelo estacionario se elabora con la información necesaria de las bases de diseño del proceso y a partir de unas condiciones particulares del proceso. A partir de este modelo estacionario, enriquecido con la necesaria información en cuanto a las acumulaciones de líquido y al esquema regulatorio subordinado al controlador DMC, se podrá desarrollar el modelo dinámico del proceso en Aspen Custom Modeler.

A continuación, el modelo dinámico conseguido puede ser sometido, dentro del mismo programa de simulación dinámica, a escalones unitarios en las variables independientes seleccionadas para el controlador DMC. El objetivo de esta simulación de escalones es análogo al de la realización de unos “step-tests” en planta para la obtención de los modelos identificados.

C) Diferencias básicas ente los modelos

Los modelos rigurosos pueden elaborarse antes de que el proceso se haya puesto en marcha mientras que los modelos identificados no sólo requieren que la planta esté operativa sino que además exigen que se realicen unas pruebas sobre el proceso, las pruebas “step-tests”, que involucran un gran gasto de recursos materiales y humanos. El desarrollo de modelos rigurosos por simulación significa, por lo tanto, un ahorro considerable de recursos materiales y humanos y puede completarse en un tiempo razonablemente pequeño en comparación con la obtención de modelos identificados.

Las técnicas de identificación del modelo dinámico conciben el proceso como si fuese una caja negra de la que sólo se conoce sus entradas y salidas a partir de las cuales en unas determinadas condiciones reales de proceso (“step-tests”) se va a elaborar el modelo matricial. Por otro lado, en el desarrollo del modelo por simulación, el proceso se ve como una caja transparente cuyo contenido son los balances de materia y energía y las diversas ecuaciones termodinámicas que representan el comportamiento del sistema.

5.3.3 Modelo Binario de una Columna de Destilación

Las entradas del sistema son el flujo de alimentación F (Feed Flow Rate), la composición del flujo de alimentación Z_F (feed composition), el flujo de vapor V (vapor flow rate) y el factor de reflujo L (reflux ratio). Típicamente, las variables manipuladas son el factor de reflujo y el flujo de vapor, en tanto que las otras entradas se mantienen constantes, y sus variaciones alrededor del valor nominal son consideradas como perturbaciones.

Las salidas del sistema son el flujo en el tope de la columna D , la composición en el tope de la columna x_D , el flujo en la base de la columna B , y la composición en la base de la columna x_B . Las salidas de interés (i.e., las variables controladas) son las composiciones en el tope y en la base de la columna, y típicamente el objetivo de control es lograr un determinado porcentaje de pureza en la composición en el tope de la columna y en la base de la columna. Este problema se conoce como problema de control de composición L-V, de acuerdo al siguiente diagrama.

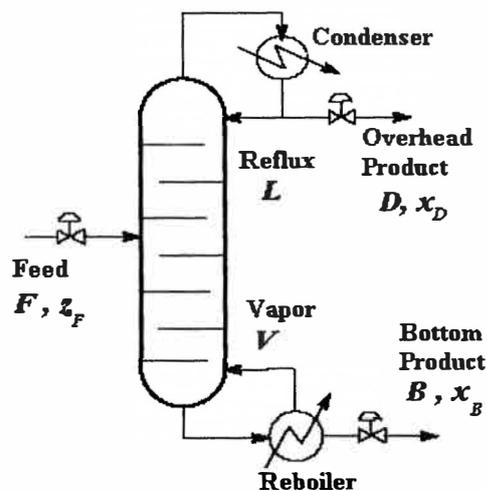


Fig.5.8 Esquema de Modelo Binario L V de una Fraccionadora

5.3.4 Configuración del Modelo matricial

Para generar el modelo matricial del controlador es necesario la adecuación de los resultados de simulación de escalones a un formato vectorial que pueda ser importado por el programa DMC Model. A partir de estos vectores, dentro de DMC Model, se podrán generar una a una las filas de la matriz dinámica mediante la ejecución de casos sobre los vectores y a partir de estos casos se podrán rellenar las celdas de la matriz dinámica del proceso que utilizará el controlador DMC.

Los valores de los parámetros que hay que definir en DMC Model para generar la matriz dinámica son:

- 1. Horizonte de tiempo hacia el estado estacionario:** Es el rango temporal donde las variables controladas que no se hayan fijado como de tipo rampa se encuentran estabilizadas después de aplicado un escalón unitario. Este tiempo es independiente de la magnitud del escalón y de la variable manipulada o de perturbación donde se haya aplicado el escalón. Este tiempo es un valor común a todas las variables dependientes. Este valor debe ser un múltiplo entero del número de coeficientes del modelo multiplicado por el periodo de muestreo. En el caso de la Refinería para la ejecución de casos y la confección de los modelos fila y el modelo matricial final se ha usado un valor de tiempo de establecimiento de 90 minutos
- 2. Periodo de muestreo:** coherentemente con las simulaciones realizadas el periodo de muestreo establecido es de 1 minuto

3. Número de coeficientes del modelo: es el número de elementos que tienen los vectores que representan la respuesta de las variables controladas frente a escalón, también puede decirse que es el número de elementos de cada una de las secuencias numéricas que representan cada subproceso

Para todas las gráficas que configuran la matriz dinámica se tiene que definir el mismo número de coeficientes del modelo. El funcionamiento del controlador en línea sólo aceptará:

- Número de coeficientes: 30 45 60 75 90 105 120
- Movimientos a predecir en cada ciclo de control: 8 9 10 11 12 13 14

o cualquier múltiplo entero de los números de coeficientes expuestos, sin cambios en el número de movimientos.

Número de coeficientes:	30	45	60	75	90	105	120
Movimientos a predecir en cada ciclo de control:	8	9	10	11	12	13	14

En la Refinería se ha seleccionado para todos los casos y modelos un valor de número de coeficientes de 90. Como el modelo usa 7 variables independientes y 8 variables controladas entonces el número total de coeficientes será $7 \times 8 \times 90 = 5.040$ coeficientes. Esta elección entra dentro de lo que permite DMC Model y se basa en que los resultados de simulación han sido graficados con un periodo de muestreo de un minuto lo que se puede extender al propio modelo matricial.

4. Variables de tipo rampa y pseudorampa: son variables controladas que no

alcanzan nunca la estabilización frente a escalón aplicado en cualquiera de las variables independientes. Son variables relacionadas con el concepto de acumulación. Son variables que se comportan como acumuladores y, por ello, también se las denomina variables “integradoras”.

5. Factores de alisamiento: en la generación del modelo se emplean estos factores de alisamiento para suavizar las gráficas de respuesta obtenidas en el simulador y para adecuar las respuestas frente a escalón unitario al tiempo de estabilización fijado, especialmente en la variable más lenta,

Estos valores de alisamiento son suficientes para eliminar el ruido de los resultados de simulación y para garantizar que todas las CV's que no son rampa alcancen el estado estacionario dentro de los 90 min. sin desvirtuar las ganancias relativas obtenidas en las simulaciones de escalones dentro de Aspen Custom Modeler. Una vez que los resultados de simulación de escalones han sido adecuados a un formato vectorial que pueda ser reconocido por DMC Model, los vectores fueron importados dentro del programa. Para cada simulación de escalón, 7 simulaciones en total, se han obtenido 8 vectores de respuesta en las variables controladas más un vector adicional que hay que añadir, el escalón en la variable manipulada o de perturbación correspondientes. En total se han conseguido $7 \times 9 = 63$ vectores.

El trasvase de información a DMC Model se ha realizado ordenadamente en el sentido de que se van a desarrollar tantos modelos fila como escalones simulados de modo que los 9 vectores correspondientes a una misma simulación serán

importados en DMC Model para conseguir el modelo fila correspondiente a esa variable independiente. Se desarrollarán siete modelos fila, tantos como variables independientes, mediante la ejecución de casos para cada fila de la matriz final, la cual se ensamblará a partir de los resultados conseguidos en la ejecución de casos.

Los resultados de ganancias relativas obtenidos frente a escalón unitario son los presentados en la Figura 5.8. Notar que todos los modelos fila ya han sido uniformizados a escalón unitario.

	MV₁	MV₂	MV₃	MV₄	FF₁	FF₂	FF₃
CV₁	-0.9655	-0.0651	+0.0122	-0.3373	+0.2448	+1.5884	+60.0010
CV₂	+0.7925	+0.0542	-0.0125	+0.5748	+0.2675	-3.3595	-63.1800
CV₃	+0.3417	-0.3145	-0.001	+0.0063	+0.226	-0.8409	-28.7050
CV₄	+0.8422	0	0	0	0	0	0
CV₅	0	+0.8889	0	0	0	0	0
CV₆	0	0	+0.0132	0	0	0	0
CV₇	-0.1586	-0.0998	+0.0165	+0.9356	+0.4417	+3.7470	+127.3600
CV₈	+0.0038	-0.0002	+0.0003	-0.0048	+0.0009	+0.0019	+0.1297

Fig.5.9 Tabla de ganancias relativas conseguidas frente al escalón

5.3.5 Modelo matricial final

Los modelos fila obtenidos son las filas del modelo matricial final del proceso que utilizará el controlador multivariable DMC. Para confeccionar este modelo matricial de 8 columnas CV's \times 7 filas MV's & FF's no hay más que ensamblar una

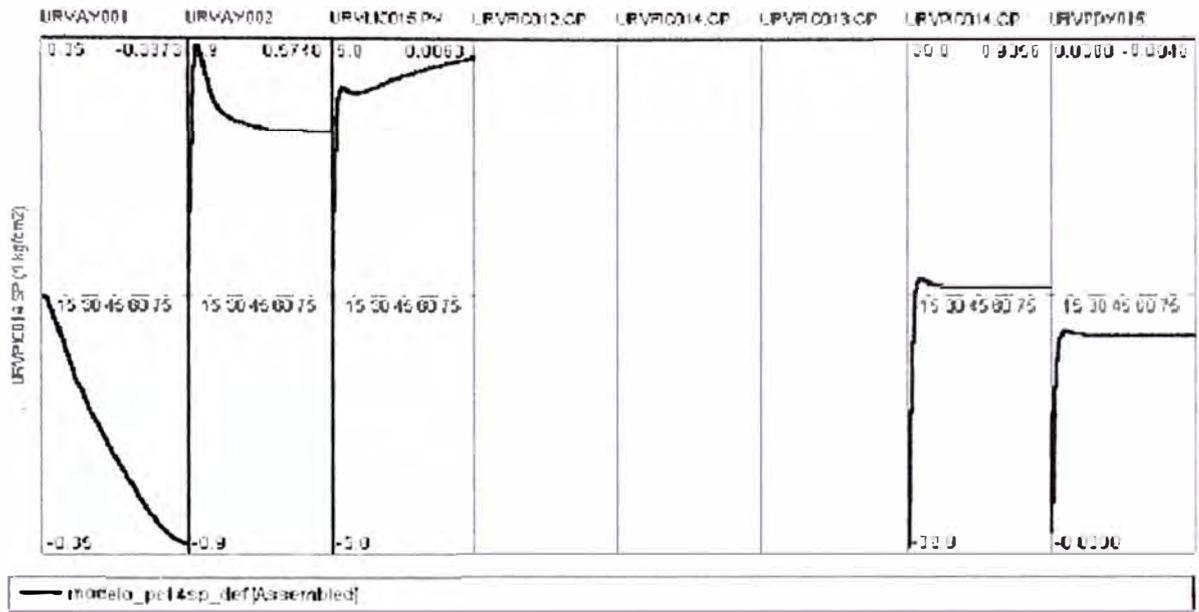


Fig.5.10 Modelo matricial Fila para Instrumento PIC-014-SP con escalon unitario +1 Kg/cm2 manometricos

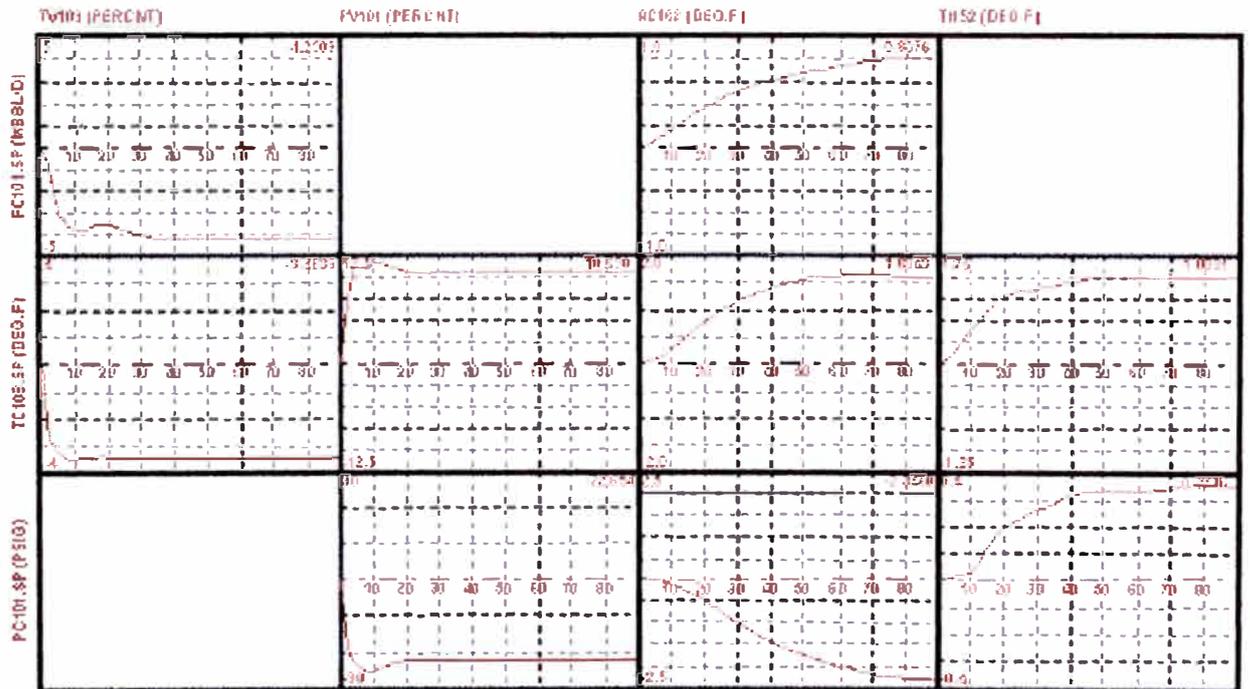


Fig.5.11 Ejemplo de Modelo Matricial Final

matriz de ese rango dimensional a partir de las siete filas disponibles. El modelo conseguido es la matriz dinámica presentada en la siguiente página. En cada celda se representa la dinámica dentro de ese horizonte de tiempo de 90 minutos. Como el modelo se ha elaborado con 90 coeficientes, cada gráfica tendrá 90 puntos y un periodo de muestreo de 1 minuto. A partir de los 90 minutos todas las respuestas estarían estabilizadas salvo las respuestas de la variable controlada nivel de fondos que ha sido considerada de tipo rampa. Los valores numéricos representados en la esquina superior derecha de cada celda se corresponden con la ganancia relativa correspondiente a ese subproceso.

5.3.6 Simulación de un plan de movimientos con el DMC Model

Una vez que ya ha sido elaborada la matriz dinámica del controlador, se ha simulado en Aspen Custom Modeler un plan de movimientos combinados en las variables independientes, tanto manipuladas como de perturbación. Los resultados de esta simulación serán exportados a DMC Model en un formato vectorial del mismo modo que fueron trasladados los resultados de la simulación de escalones para confeccionar la matriz dinámica del controlador.

Ese mismo plan de movimientos combinados será ejecutado dentro de DMC Model para conseguir las previsiones dinámicas en las CV's que facilita la matriz dinámica del controlador fuera de línea. Se podrá, así, comparar las respuestas de simulación facilitadas por el modelo dinámico riguroso con las predicciones que ofrece la matriz dinámica. La contrastación de ambas respuestas será útil para decidir

la validez del modelo dinámico obtenido mediante simulación con respecto a la matriz dinámica desarrollada con DMC Model.

La ejecución del plan de movimientos para la determinación de las previsiones dinámicas que ofrece la matriz, así como, la determinación de los errores en los resultados de simulación vectorizados con respecto de esas previsiones ha sido realizada con la herramienta de predicción (“Predictions”) que facilita el programa DMC Model.

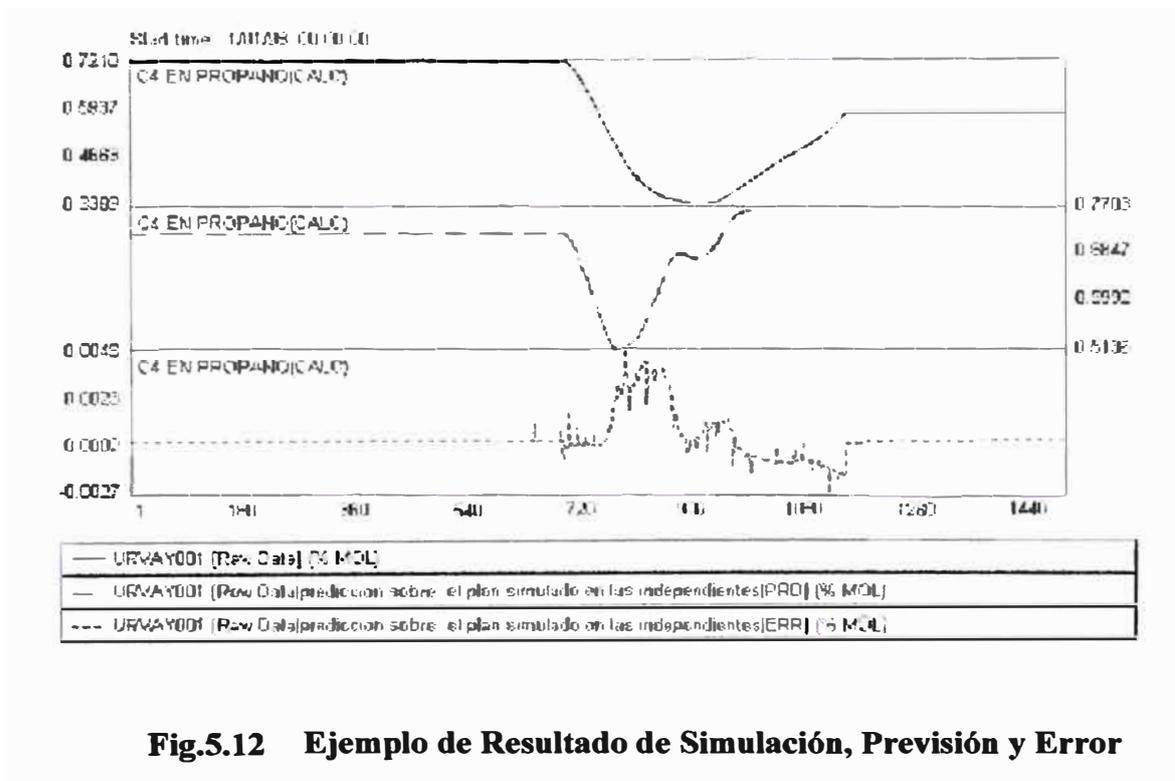


Fig.5.12 Ejemplo de Resultado de Simulación, Previsión y Error

5.3.7 Comisionado de un controlador DMC basado en modelos identificados

Los pasos requeridos para el comisionado de un controlador DMC son:

- 1. Instalación previa de un sistema de captura y recogida de datos :** Se requiere un sistema de captura y recogida de datos la de planta por SCD y la modificación del sistema regulatorio básico para que acepte las ordenes del controlador multivariable.
- 2. Revisión del sistema regulatorio básico y sus sintonías.** Previamente a la realización de pruebas en planta, hay que comprobar que toda la instrumentación se haya en perfectas condiciones y hay que revisar y, en su caso, refinar la sintonización de los controladores que configuran el esquema regulatorio básico. Incluso, a veces, es preciso replantear todo este esquema. Esta etapa es vital pues el buen comportamiento del controlador DMC depende considerablemente del funcionamiento del esquema de control regulatorio básico subordinado. Esta fase durará a lo sumo dos días.
- 3. Realización de los “pre-tests” en planta,** previos a las verdaderas pruebas de “step-tests”. Como en los “step-tests”, pero a modo de estudio preliminar, se aplicarán escalones sobre cada una de las variables manipuladas y se monitorizará la respuesta en las controladas. Con ello se adquirirá información preliminar sobre el comportamiento dinámico del proceso, los tiempos de establecimiento (horizontes de tiempo hacia el estado estacionario), la sintonización del controlador, la amplitud que hay que imprimir a los

movimientos en las variables manipuladas en la fase de “step-tests” y la calidad de las señales procedentes del sistema DCS.

Durante esta fase de “pre-tests”, el proceso debe operar con la estructura de control que requiere el controlador multivariable para verificar aún más la fiabilidad de la instrumentación de planta. Tal estructura de control fue establecida en las dos fases anteriores del diseño y comisionado del controlador. Se estima una duración aproximada de tres días para la realización de estas pruebas “pre-tests” en planta.

- 4. Realización sistemática de “step-tests” en planta** variando el mayor número de variables manipuladas con el objeto de determinar los efectos en las principales variables a controlar junto con la captura y almacenamiento de los resultados de las pruebas en tiempo real.

Esta fase es clave y el éxito en el diseño del controlador DMC depende en gran medida de lo bien o mal que se hagan estas pruebas en planta. Durante la realización de los “step-tests”, el proceso puede operar con normalidad, no siendo ni siquiera necesario que se encuentre en estado estacionario. Únicamente, se debe mantener la configuración y sintonización final del esquema regulatorio básico siendo preciso además de que los movimientos de compensación en las variables manipuladas para el mantenimiento de la producción normal no sean realizados con una sincronización perfecta.

Durante la fase de “step-tests” se han de tomar datos minuto a minuto durante las 24 horas del día. Por ejemplo, para una unidad de crudo, la fase de “step-tests” puede durar entre 10 y 14 días.

Cada variable manipulada se mueve una media de 10 veces en los “step-tests” sin que se mueva a la vez ninguna otra variable manipulada y generalmente se espera un tiempo del orden del horizonte de tiempo hacia el estado estacionario (hora y media en el caso de este Proyecto). En virtud de ello, para la realización de los “step-tests” de un proyecto DMC para la Fraccionadora, pero basado en la identificación, se requeriría como mínimo $4 \times 10 \times 1,5$ horas = 2,5 días pero se podría estimar, de una forma conservadora, una duración de una semana.

- 5. Desarrollo de un modelo dinámico del proceso a partir del análisis de los datos de “step-tests” y el uso de las herramientas de identificación.** Antes del desarrollo del modelo matricial dependiente del tiempo es preciso efectuar, en algunos casos, la transformación de algunas variables controladas, el filtrado de los datos y su adecuación al formato de DMC Model, así como la eliminación de porciones de datos malos producidos por un funcionamiento deficiente en algún controlador, por errores de medida en algún indicador o por cualquier otra circunstancia que haga pensar que esa porción de datos no es válida para la determinación de la matriz dinámica del controlador.
- 6. Adquisición de la necesaria información económica** sobre el coste o beneficio que involucra el movimiento de cada una de las variables manipuladas, así como el establecimiento de la función objetivo para el algoritmo de programación lineal

con todas sus restricciones.

7. **Establecimiento de factores de supresión de movimiento** en las variables manipuladas y de “*equal concern error factors*” en las controladas.
8. **Ensayo del controlador multivariable DMC fuera de línea**, sin conexión al proceso en tiempo real, usando el *software* proporcionado para tal propósito.
9. **Carga del archivo de sintonías del controlador** en la computadora de control de proceso cuando se encuentre en línea de proceso.
10. **Sintonización del controlador DMC** en modo lazo abierto.
11. **Comisionado y seguimiento del funcionamiento** del controlador en línea y el refinado de su sintonización si se hiciese necesaria.

5.3.8 Parámetros de sintonización del controlador DMC

Los parámetros de sintonización primaria del controlador comercial DMC son los factores de supresión de movimiento (“*move suppression factors*”), los factores “*equal concern error factors*” y el factor *LPCOST*. Tales parámetros determinan el comportamiento del controlador. Son parámetros que no se encuentran, accesibles o disponibles para el operador del sistema de control. Solamente puede ser el técnico de control quien determine cuales son los valores que deben tener estos parámetros.

1. **Move Suppression Factors:** Los factores de supresión de movimiento penalizan la amplitud de los movimientos a realizar en las variables manipuladas durante

cualquier acción de control que realice el DMC. Para cada variable manipulada existirá un factor, mientras que para cada variable controlada existirá un “equal concern error factor”. De este modo, se evitarán acciones de control excesivamente agresivas.

2. **“Equal Concern Error Factors”** permiten al usuario especificar que variables controladas son prioritarias y cuales no lo son, tanto cuantitativa y como cualitativamente. Esto tiene especial interés en procesos en los que no se dispone de grados de libertad y en los que es imposible satisfacer todos los requerimientos de control sin salirse de las restricciones de proceso.

Las últimas versiones del controlador comercial DMC permiten especificar para cada variable controlada valores del “*equal concern error factor*” menores para cuando tal variable controlada se encuentre próxima a sus límites superior e inferior de modo que el controlador pondrá una mayor atención automáticamente sobre aquellas variables controladas que se aproximen a sus límites.

3. **LPCOSTS** Los costes **LPCOSTS** son los costes asociados al movimiento de cada variable manipulada dentro de un controlador comercial DMC

Cuando el controlador puede satisfacer todos los requerimientos que se le han hecho y aún dispone de grados de libertad adicionales, es posible mover el punto de operación del proceso hacia otro punto de operación cuyo beneficio asociado sea mayor.

Para que el controlador sea capaz de moverse hacia el punto óptimo, tiene que tener información sobre los costes del proceso, el precio de los productos, el coste de la carga y de los consumos energéticos. Toda esta información puede quedar condensada en un coste asociado a un movimiento en escalón unitario en cada variable manipulada. Tal coste unitario es el *LPCOST* de la correspondiente variable manipulada. Con los *LPCOSTS* y el algoritmo LP, se podría encontrar entonces aquel punto de operación económicamente óptimo.

Cuando el controlador DMC esté conectado y dirigiendo el esquema regulatorio básico de control de proceso, el operador de control puede establecer otros parámetros de funcionamiento del controlador: El tipo y número de variables controladas no críticas disponibles para el controlador, los rangos en los que estas variables controladas deben permanecer, el número y tipo de variables manipuladas no críticas disponibles para el controlador y los rangos en los que estas variables manipuladas deben permanecer.

En todo diseño de un controlador comercial DMC, se debe elegir un determinado número de variables como potenciales variables a controlar y un determinado número de variables como potenciales variables manipuladas. Dentro de todo este conjunto de variables, las variables controladas críticas son aquellas que por su importancia determinan la desconexión del controlador DMC si no están disponibles y las variables manipuladas críticas son aquellas que no permiten la reconexión del controlador DMC si tampoco estuviesen disponibles.

El resto de variables manipuladas y controladas no son críticas y es el operador quien normalmente decide cuales pueden estar disponibles para el controlador DMC.

Por otro lado, el controlador siempre respetará los rangos impuestos en las variables manipuladas sean críticas o no. Sin embargo, en el caso de las variables controladas, el controlador intentará mantener todas las CV's dentro de los límites que especifique el operador, pero cuando no exista una solución que permita cumplir todas las restricciones, el controlador relajará aquellas que considere de menor importancia.

5.4 Implementación del Control Predictivo tipo DMC – Caso Fraccionadora

5.4.1 Diseño Inicial : Selección de variables

Un aspecto fundamental en el diseño inicial del Control Predictivo DMC es la selección de las variables manipuladas (MV's), de perturbación (DV's) y controladas (CV's). Para el desarrollo del modelo matricial para el controlador DMC.

En una columna de destilación un diseño inicial DMC se consideraría lo siguiente:

- Variables manipuladas:
 - ✓ Reflujo interno
 - ✓ Entrada fluido calefactor reboiler
- Variables de perturbación:
 - ✓ Caudal de carga a la columna
 - ✓ Temperatura caudal de alimentación
- Variables controladas
 - ✓ Composición de cabeza
 - ✓ Composición de fondo
 - ✓ Presión diferencia de la torre

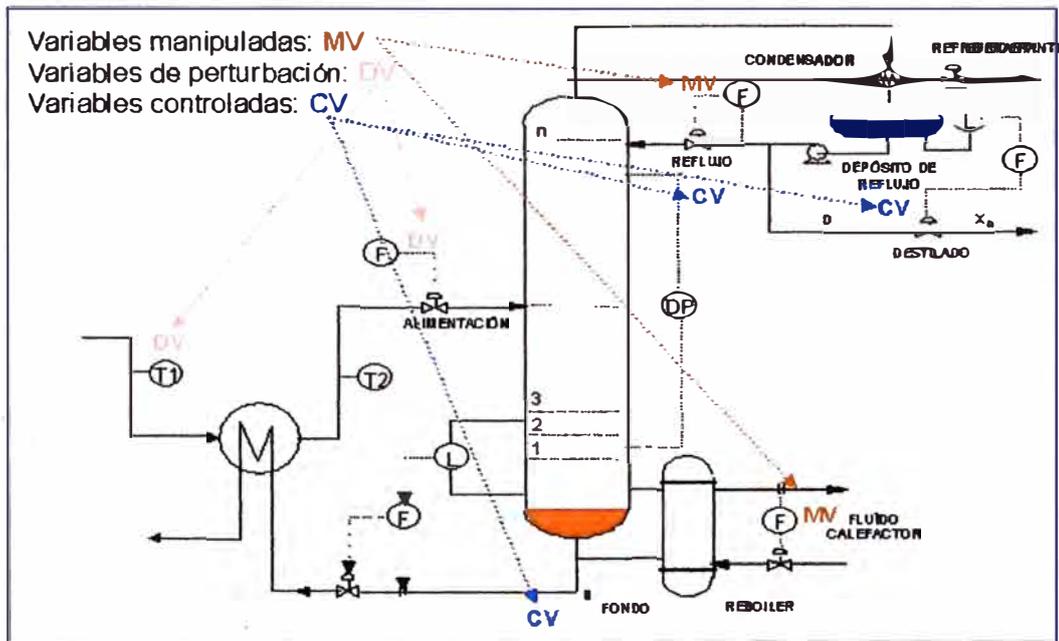


Fig.5.13 Selección de Variables en una Fraccionadora

La columna de destilación binaria es un ejemplo de un proceso multivariable, cuando aumenta el reflujo se observa que

- La cantidad del producto de cabeza mejora (hay mayor pureza)
- La calidad del producto de fondo empeora (mayor impureza)
- La presión a la que trabaja la columna disminuye
- La pérdida de carga a través de la columna aumenta
- El nivel del fondo aumenta

De otra forma, si queremos mejorar la calidad de producto de cabeza

- Hay que aumentar el reflujo.

- Disminuir el aporte de calor al reboiler.
- Aumentar la presión de trabajo.

Es decir cada MV afecta a varias CV's y cada CV se ve afectada por varias MV's

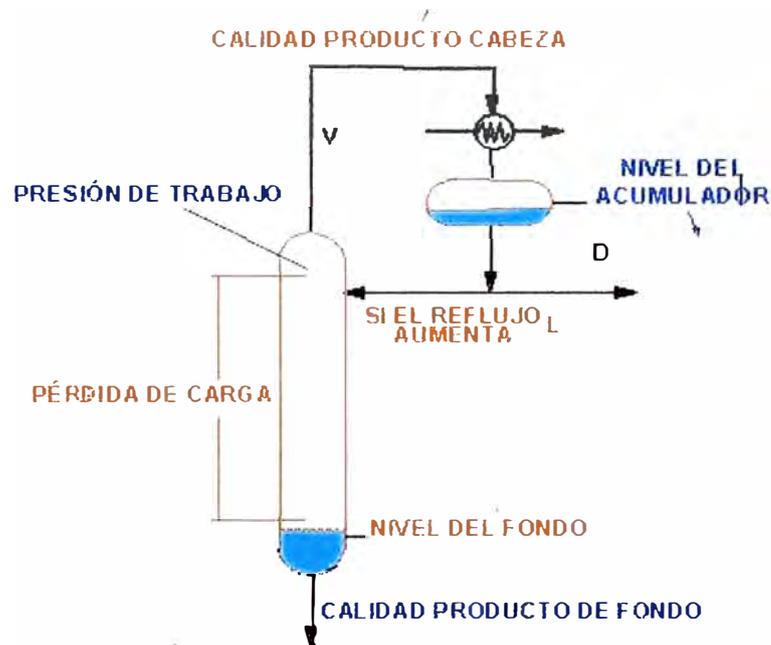


Fig.5.14 Efecto de un Proceso Multivariable en una Fraccionadora

5.4.2 Diseño y Funcionamiento del Control DMC Fraccionadora (01C1)

Objetivo de Control

- Maximizar el rendimiento en destilados medios. (Maximizar Producción de diesel y de Kerosene)
- Mejorar el Fraccionamiento de los productos.
- Reducir las perturbaciones ante los cambios de carga.

Acciones del controlador:

- Maximizar el rendimiento en destilados medios. (Maximizar Producción de diesel y de kerosene :
 - DMC dirige sus esfuerzos a llevar al kero al límite establecido para el 95% y al Diesel hacia el límite 90%.
 - La producción de Gasolina y la temperatura de Tope, son minimizadas sujetas a cumplir la especificación del Flash para el kerosene.
- Mejorar el Fraccionamiento
 - DMC, dirige sus esfuerzos a maximizar los reflujos de nafta y Diesel para minimizar la presión de tope y mejorar el fraccionamiento
- Reducir las perturbaciones ante los cambios de carga.
 - DMC actúa con información Feedforward de la calidad de la carga y de los cálculos inferenciales para responder rápidamente ante cambios de calidad y minimiza el tiempo de estabilización de la columna.

Limites cambiados con frecuencia

- El operador cambiara los limites de las siguientes variables según el plan establecido:
 - 01AX016 KERO FLASH Bajo Limite.
 - 01AX018 KERO 95% Limite adecuado.
 - 01AX023 DIESEL 90% Limite adecuado.

5.4.3 Control DMC Fraccionadora (01C1)- Acciones Variables manipuladas

Las principales acciones de las variables manipuladas del controlador son:

1. **Temperatura de tope 01TC054.SP.** Esta variable se moverá para poder cumplir con las especificaciones del 95% de la Gasolina y para cumplir el Flash del Kero.
2. **Extracción de Nafta 01FC207A.** Esta variable estará como FFW para el 01C1, siempre y cuando el DMC del Diesel Mezcla este ON.
3. **Extracción total de Kero 01FC120A.** Esta variable se moverá para ajustar el 95% del Kero y llevarlo al limite máximo.
4. **Extracción de Diesel.** En caso de estar el filtro de sal 01D6 procesando Diesel, la variable 01FC138 estará en servicio en el controlador. Cuando el filtro 01D6 procese LCO, el 01FC139 estará fuera del Controlador. El operador debe pulsar el selector correspondiente en el esquemático 01 Diesel para que el DMC ejecute esta acción, pero quedará la variable en FFW. Si se desea que el DMC la controle se tendrá que ponerla en ON.
5. **Ratio de Vapor Kero:01RX004.** Esta variable se mueve principalmente para controlar el Flash del kerosene y llevarlo a su valor mínimo. Tiene como restricción la 01DP001, que mide la diferencia de presión entre el tope del stripper de Kero y el tope de la columna, que es la indicación de la sobrecarga de vapores en esta zona.

6. **Movimiento de los reflujos de la Nafta y del Diesel para poder mantener la mínima presión en la columna y beneficiar al fraccionamiento.** Las variables manipuladas mencionadas se moverán fundamentalmente para cumplir con las especificaciones de los productos siempre y cuando no se encuentren con alguna restricción que se lo impida.

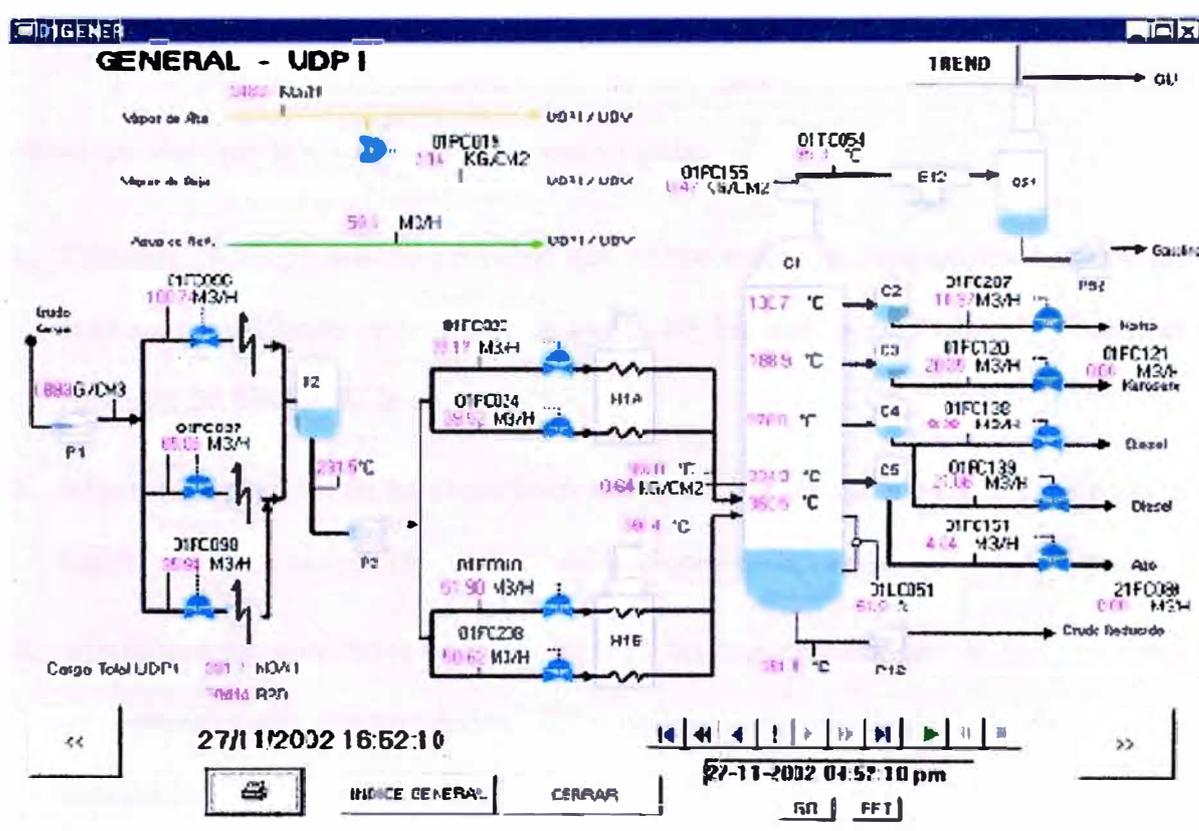


Fig.5.15 Fraccionadora 01C1 -Principales Variables Manipuladas

5.4.4 Control DMC Fraccionadora (01C1)- Acciones Variables Controladas

Las variables controladas seleccionadas atienden a los objetivos de control que se quieren cubrir con el controlador multivariable DMC.

Estos objetivos de control engloban a los que eran cumplidos con el esquema básico preexistente: aseguramiento del cumplimiento de balances y satisfacción de los límites dimensionales de equipos para garantizar una operación estable y segura.

El controlador multivariable DMC no sólo garantiza el cumplimiento de esos objetivos sino que también amplía el control para:

1. Eliminar el acoplamiento probable que existe entre los reguladores básicos del sistema preexistente encargados de controlar las calidades de los productos de cabeza y de fondos de la columna.
2. Minimizar el efecto de las perturbaciones medibles; de ahí que en su desarrollo se hayan tenido en cuenta estas tres perturbaciones en la carga.
3. Minimizar los consumos energéticos para las especificaciones de los productos de cabeza y de fondos dados. Este objetivo es principalmente de carácter económico.

Los escalones de simulación se aplican en las variables independientes y los resultados obtenidos en las variables controladas son los que determinan el modelo matricial del controlador. Los resultados de simulación reflejan la lenta estabilización de ciertas variables controladas.

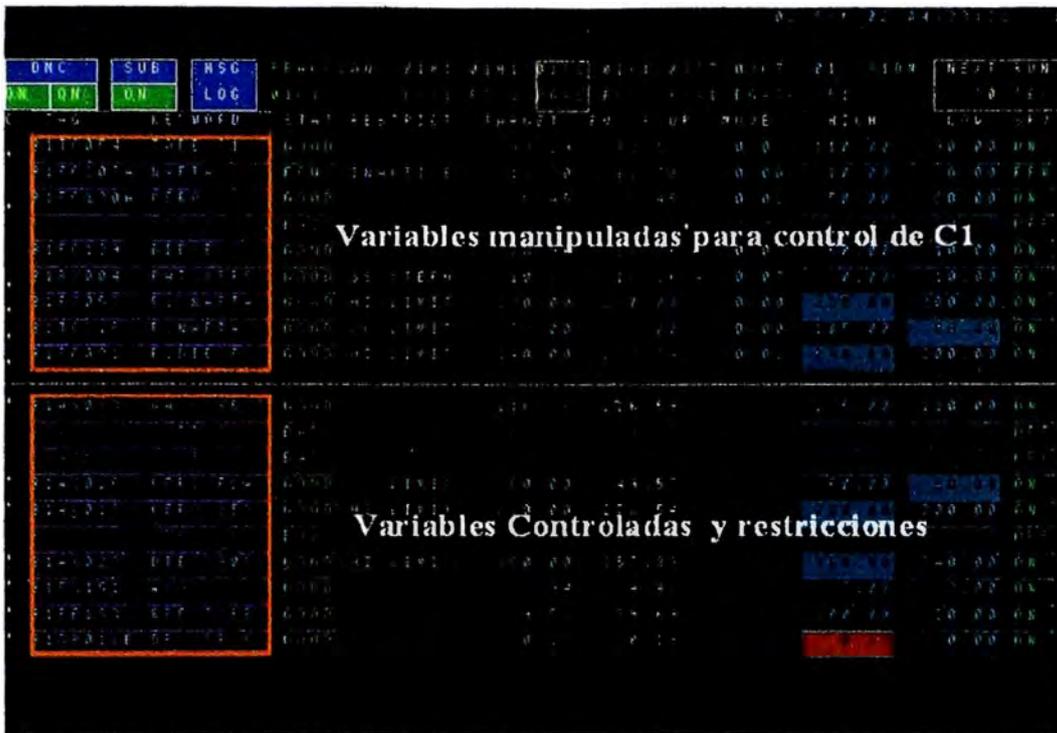


Fig.5.16 Fraccionadora 01C1 – Variables DMC

5.5 Descripción Esquemas de Operación DMC en Refinería La Pampilla

5.5.1 Acceso al Esquemático Operativo

El acceso diseñado para el Monitoreo y Control de los procesos de la Refinería La Pampilla para el Área 1- Destilación se efectúa a través de la pantalla AREA1GEN, el cual se puede acceder de diversas formas:

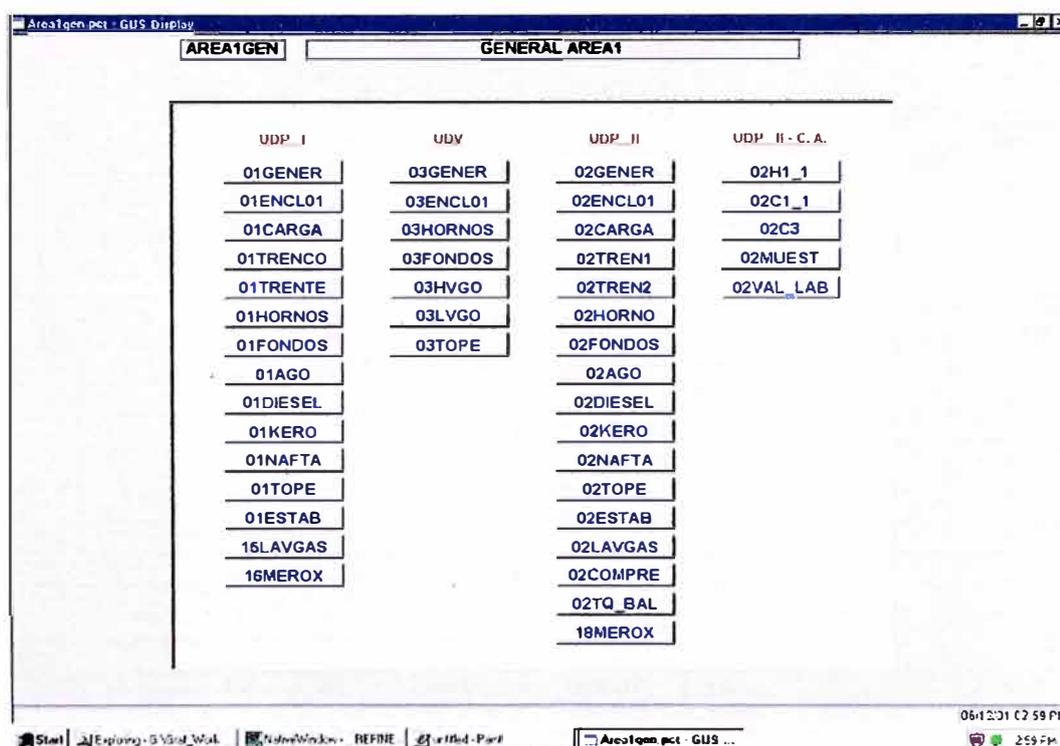


Fig.5.17 Pantalla de acceso AREA1GEN

- Desde la pantalla AREA1GEN, seleccionando el botón correspondiente
- Desde otras pantallas operativas, seleccionando el botón que se encuentra a la izquierda de la descripción del controlador en la barra de desplazamientos inferior.
- Desde cualquiera de los controladores (Ventana Nativa)

5.5.2 Esquemático Operativo

Seleccionado el acceso al esquemático operativo se presenta la pantalla del proceso operativo. La Fig.5.14 presenta el esquemático operativo del Horno 02H1. Desde esta pantalla se opera el DMC y se reciben los diagnósticos primarios acerca de su operación.

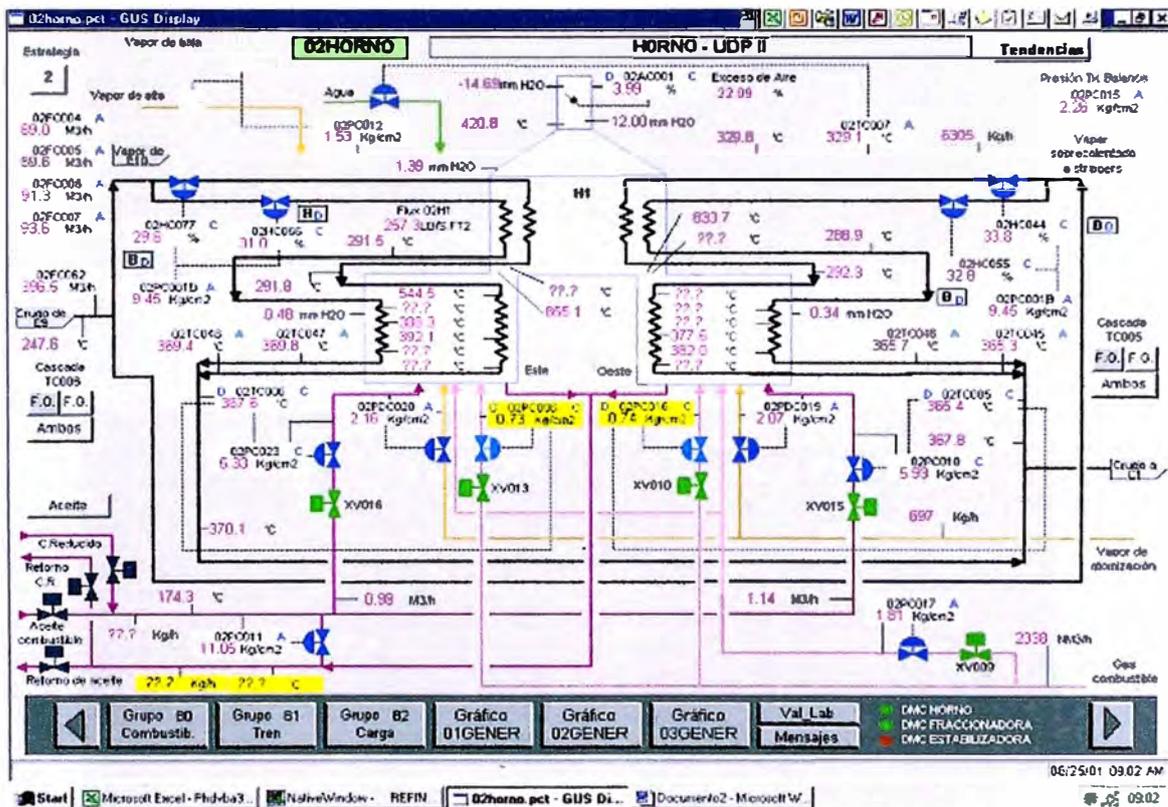


Fig.5.18 Esquemático Operativo del Horno 02H1

- Puede arrancarse o pararse el controlador y cambiarse los límites operativos.
- Se accede a las pantallas de detalle de las Variables Manipuladas y Controladas.
- Se accede a visualizar las Variables FeedForward
- Se accede a los Mensajes del controlador DMC.
- Todos los DMCs pueden operarse independientemente uno del otro.

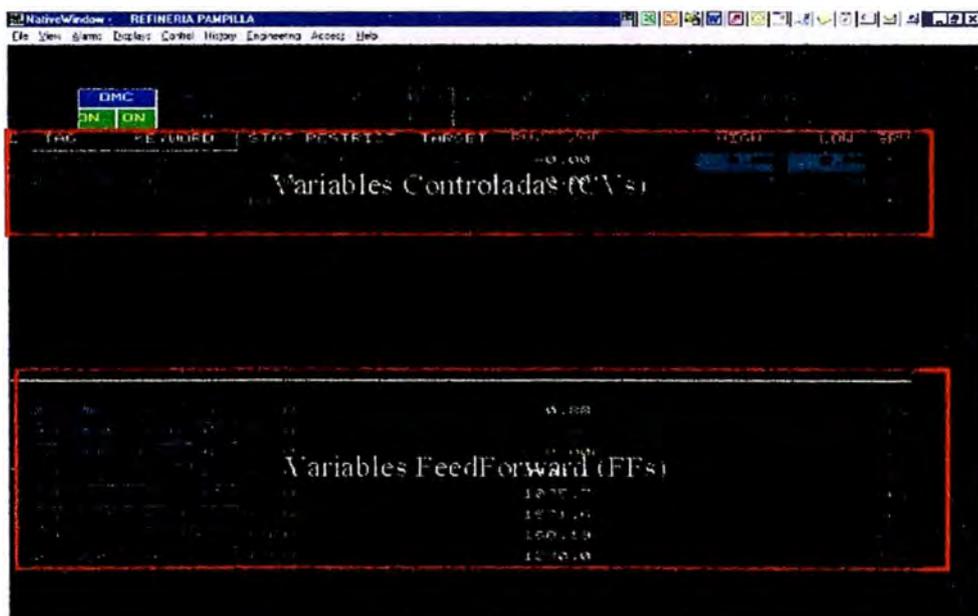
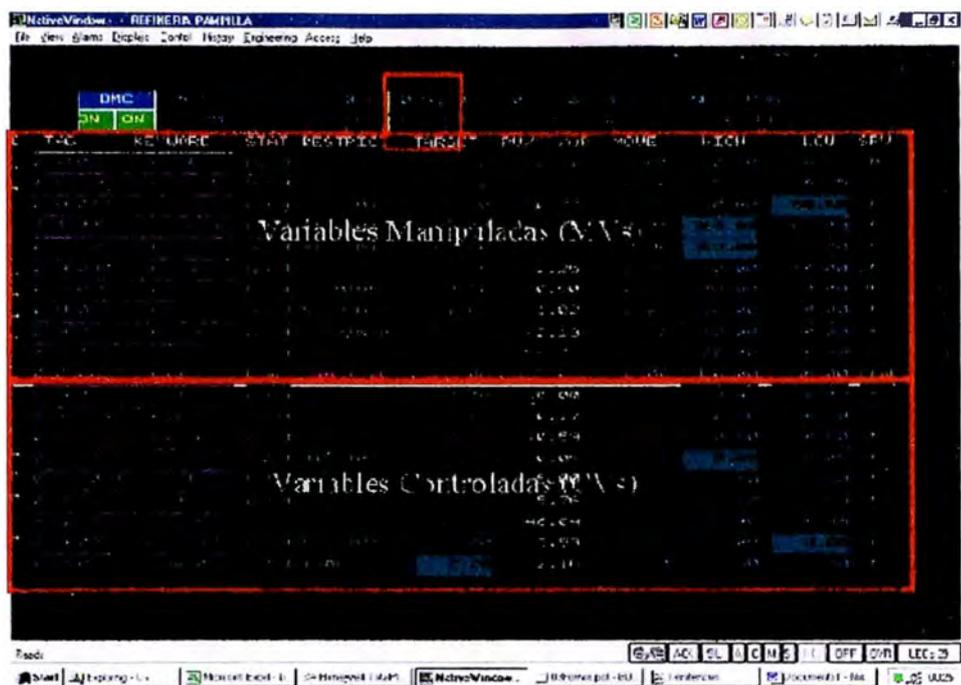


Fig.5.19 Pantalla DMC Horno 02H1 – Estado de Variables

5.5.3 Verificaciones previas para poner en operacion el DMC

- Los límites operativos de cada variable manipulada y controlada deben ser los correctos.
- La región operativa definida por los campos HIGH y LOW debe mantenerse lo más abierta posible para cada variable, respetando las reales restricciones del proceso.
- Antes de encender el DMC (ponerlo ON) hay que verificar que
 - Todas las Variables Manipuladas deberían tener el STATUS **RDY** (o, al menos, las declaradas como críticas).
 - Todas las Variables Controladas deberían tener STATUS **GOOD** (o, al menos, las declaradas como críticas).
- Deben inspeccionarse rutinariamente los mensajes que aparezcan en las columnas de RESTRICT y el color del sombreado que aparezca bajo los campos HIGH y LOW de cada variable manipulada o controlada. Esto nos dará información para ver si el controlador ha alcanzado algún límite y tiene problemas de control debido a ello.
- Como regla general, las restricciones deberían aparecer principalmente en las variables controladas, no en las manipuladas.
- Si ocurriese a la inversa (o sea, que las variables manipuladas fuesen las que alcancen sus límites), nos estaría indicando que no tenemos capacidad de control (es el equivalente a una válvula saturada).

- Para los casos de operación de Fraccionadoras de las Unidades de Destilación, antes de poner en servicio los DMC del Horno y Fraccionadora, se debe escoger la estrategia o modo de operación respectivo la cual puede ser:
 - Operación Nafta Especial o Solvente
 - Operación Turbo
 - Operación Asfaltos

Como ejemplo se toma el caso del Controlador 01C1

CASO 1. Operación Nafta Especial o Solvente:

- Parar el controlador 01C1.
- Seleccionar el Flag del esquemático con Operación Solvente. (El controlador del 31DM se pondrá a OFF, pondrá en servicio las siguientes variables automáticamente:

Nafta 01FC207 en servicio (MV)

01AX014 (5% Nafta) en Servicio (CV)

01AX015 (95% Nafta) en Servicio (CV)

Sacará de servicio automáticamente las siguientes variables:

01AX013 (95% Gasolina)

01AX016 (Flash del Kero)

- Volver a conectar el controlador 01C1

CASO 2. Operación Turbo:

- Parar el controlador 01C1.
- La CV 01AX019 (Punto de Congelación del Kerosene) se deberá poner en

servicio cuando se trabaje en operación TURBO.

- Cuando se trabaje en operación KERO deberá sacarse de servicio 01AX019 (SRV = OFF).
- Cuando dicha CV está en servicio (operación TURBO), toma prioridad por sobre la 01AX018 (95 % de Kerosene) por ser mas restrictiva. Esta última podría ponerse fuera de servicio

CASO 3. Operación Asfalto:

- Parar el controlador 01C1.
- Durante esta operación, si se quiere que el DMC este funcionando correctamente, habría que tener en cuenta en la columna que el control del nivel del stripper de AGO tiene que estar en cascada con la carga a FCC.
- También es necesario desconectar el DMC del Diesel Mezcla para evitar mover Tope cuando movemos extracción de Nafta.

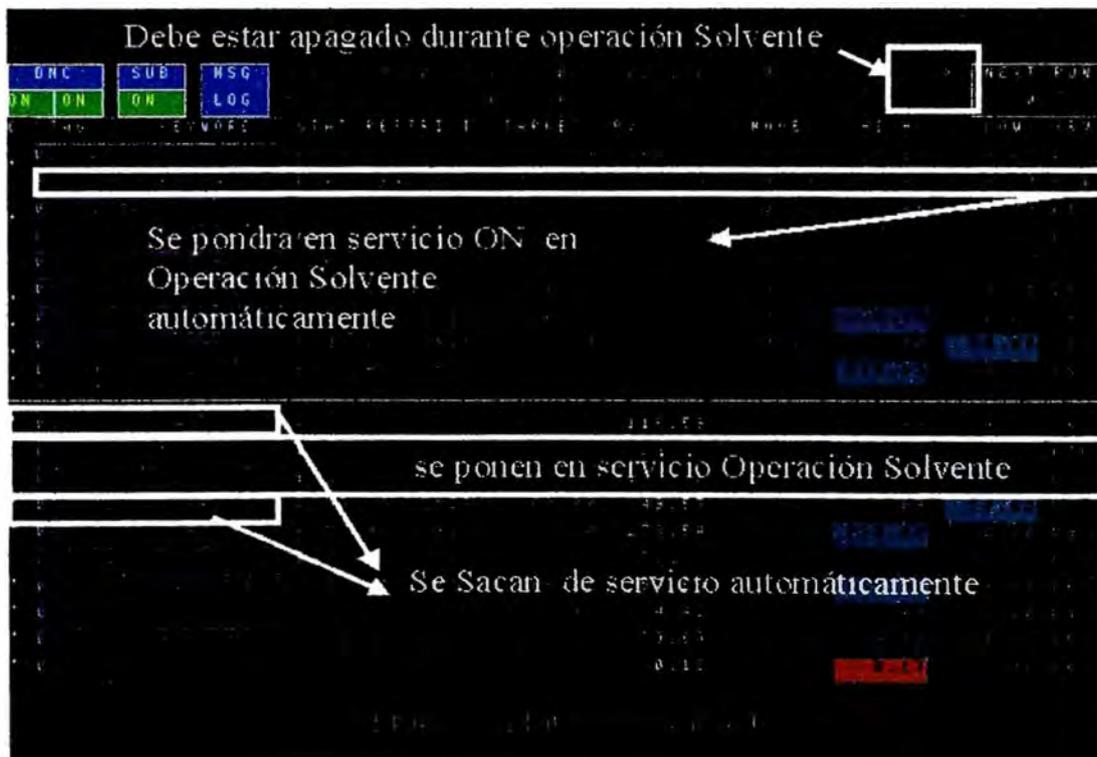
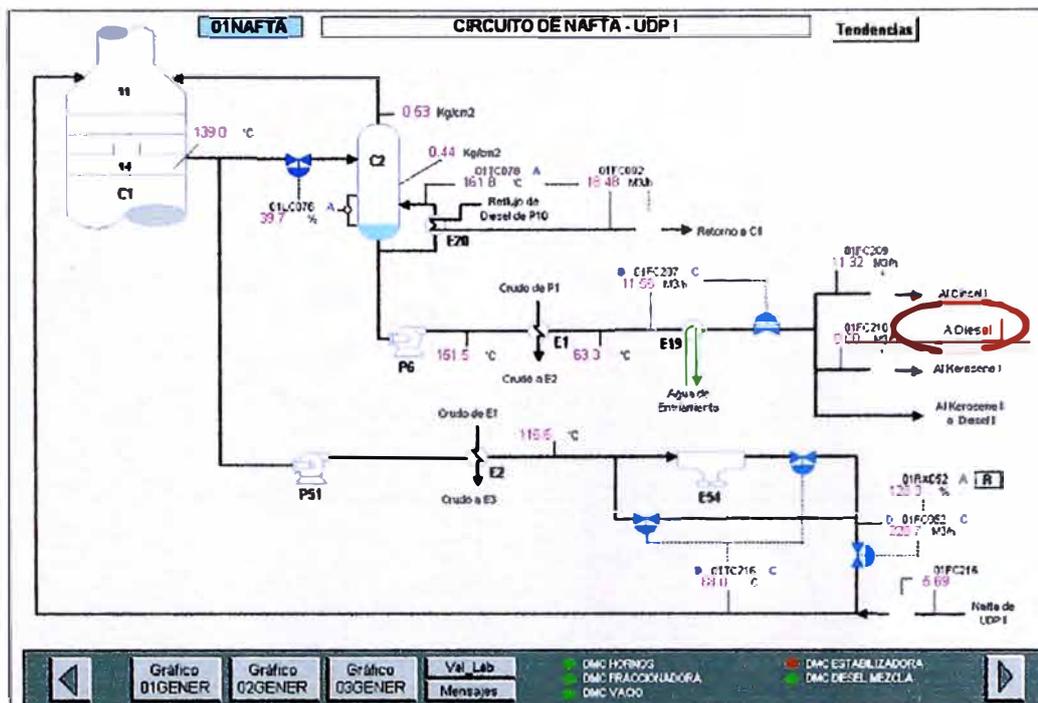


Fig.5.20 Esquemático DMC – 01C1- Operación Solvente

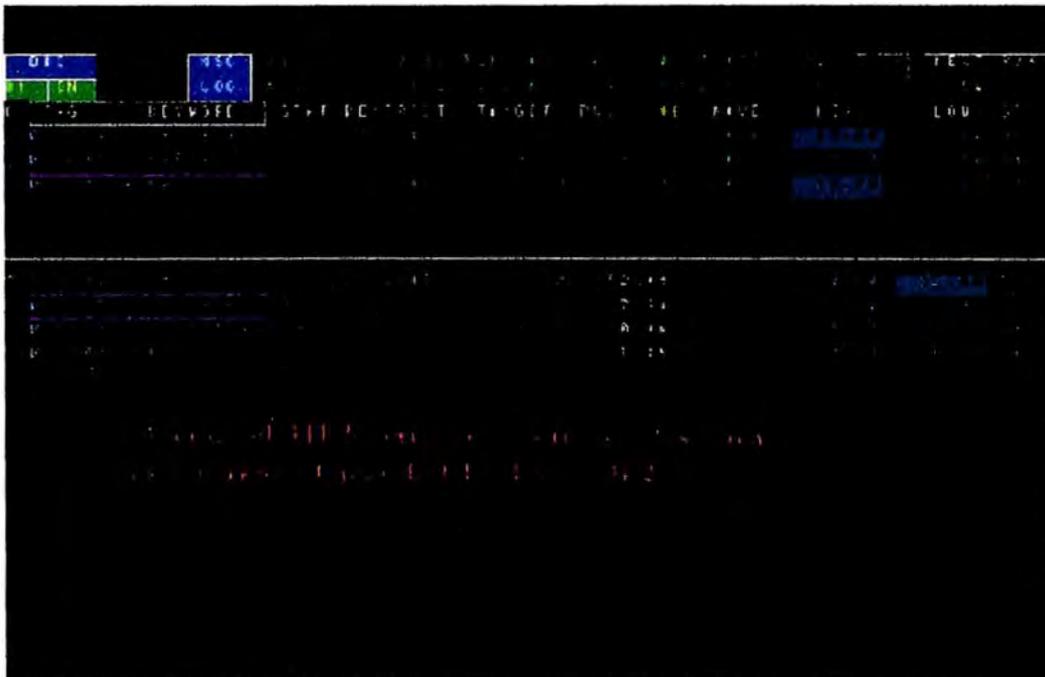
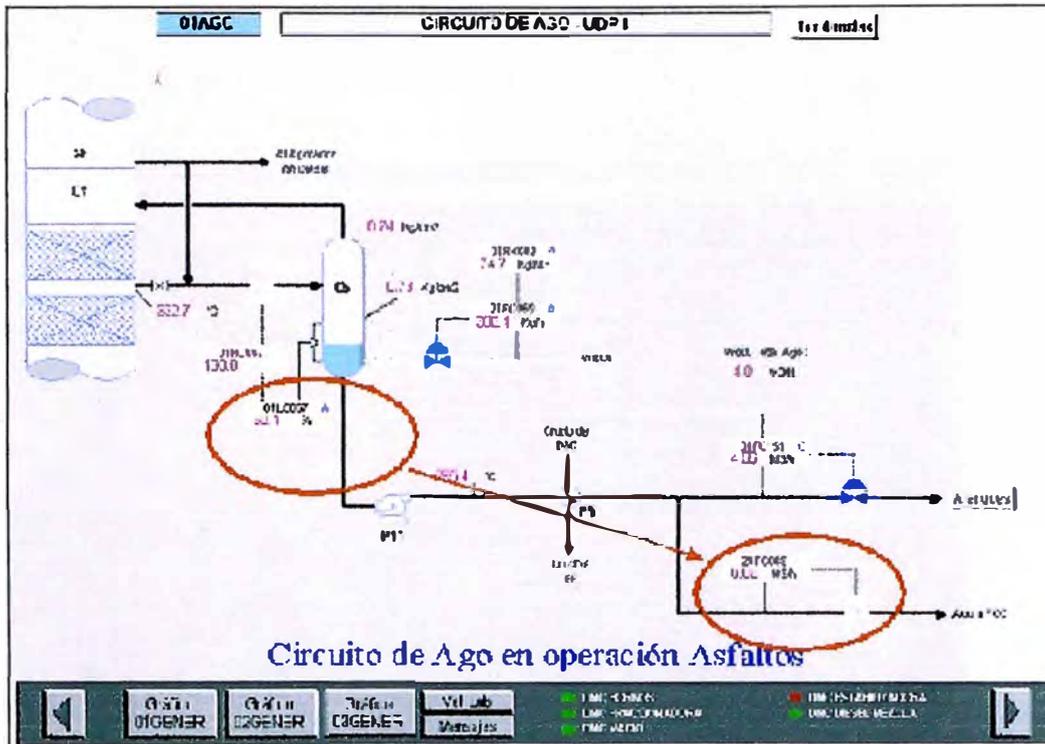


Fig.5.21 Esquemático DMC – 01C1- Operación Asfalto

NativeWindow - REFINERIA PAMPILLA

File View Alarms Displays Control History Engineering Access Help

20 Jun 01 00:25:38 1

DMC		MSG	02H1		02H1	02C1	02C1	02C3	NEXT RUN		
DN	ON	SUMM	PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1	PG 1	10 SEC		
TAG	KEYWORD	STAT	RESTRICT	TARGET	PU/SP/OP	MOVE	HIGH	LOW	SRV		
02PC016	GAS OEST	GOOD		0.60	0.61	-	0.00	0.70	0.25	DN	
02PC006	GAS ESTE	GOOD		0.60	0.61	-	0.00	0.70	0.25	DN	
02HC004	GAS D3	GOOD	LO LIMIT	50.50	50.77	0.02	50.00	50.50	DN		
02TC005	CAB.OEST	GOOD	HI LIMIT	369.00	368.97	0.00	369.00	363.00	DN		
02TC006	CAB.ESTE	GOOD	HI LIMIT	369.00	368.97	0.00	369.00	363.00	DN		
02HL044	PASU 1	GOOD		2.25	2.25	-	0.00	10.00	-10.00	DN	
02HC055	PASO 2	GOOD	SS MINMOV	0.90	0.90	0.00	10.00	-10.00	DN		
02HC066	PASO 3	GOOD	SS MINMOV	-1.02	-1.02	0.00	10.00	-10.00	DN		
02HC077	PASO 4	GOOD	SS MINMOV	-2.13	-2.13	-	0.00	10.00	-10.00	DN	
02AC001	OXIG. H1	GOOD		54.74	54.72	0.00	100.00	50.00	DN		
02FC002	CARGA	FF J	INACTIVE	385.08	385.08	0.00	420.00	250.00	FFU		
02DP0616	GAS E-0	GOOD		-0.00	-0.00		0.02	-0.02	DN		
02DT4645	PASO 2-1	GOOD		0.07	0.17		0.50	-0.50	DN		
02DT4847	PASO 4-3	GOOD		-0.44	-0.59		0.50	-0.50	DN		
02DP1023	ACE. 0-E	GOOD	HI LIMIT	0.05	0.05		0.05	-0.05	DN		
02PSF010	ACE.OEST	GOOD		5.88	5.80		8.50	4.50	DN		
02PSF023	ACE.ESTE	GOOD		5.83	5.76		8.50	4.50	DN		
02OX001	DUTY H1	GOOD		47.71	48.04		55.00	20.00	DN		
02AF001	OXIG. H1	GOOD	LO LIMIT	4.00	3.93		8.00	4.00	DN		
02PC015	T.BALANC	GOOD	RAMP	2.20	2.16	2.20	2.50	1.90	DN		

Ready

Start Exploring - CV Microsoft Excel - LI Honeywell TotalP... NativeWindow... 03horas.pct - GU... Tendencias Documento1 - Mic... 00:25

NativeWindow - REFINERIA PAMPILLA

File View Alarms Displays Control History Engineering Access Help

20 Jun 01 00:25:38 1

DMC		MSG	02H1		02H1	02C1	02C1	02C3	NEXT RUN		
DN	ON	SUMM	PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1	PG 1	10 SEC		
TAG	KEYWORD	STAT	RESTRICT	TARGET	PU/SP/OP	MOVE	HIGH	LOW	SRV		
02PC016	GAS OEST	GOOD		0.60	0.61	-	0.00	0.70	0.25	DN	
02PC006	GAS ESTE	GOOD		0.60	0.61	-	0.00	0.70	0.25	DN	
02HC004	GAS D3	GOOD	LO LIMIT	50.50	50.77	0.02	50.00	50.50	DN		
02TC005	CAB.OEST	GOOD	HI LIMIT	369.00	368.97	0.00	369.00	363.00	DN		
02TC006	CAB.ESTE	GOOD	HI LIMIT	369.00	368.97	0.00	369.00	363.00	DN		
02HL044	PASU 1	GOOD		2.25	2.25	-	0.00	10.00	-10.00	DN	
02HC055	PASO 2	GOOD	SS MINMOV	0.90	0.90	0.00	10.00	-10.00	DN		
02HC066	PASO 3	GOOD	SS MINMOV	-1.02	-1.02	0.00	10.00	-10.00	DN		
02HC077	PASO 4	GOOD	SS MINMOV	-2.13	-2.13	-	0.00	10.00	-10.00	DN	
02AC001	OXIG. H1	GOOD		54.74	54.72	0.00	100.00	50.00	DN		
02FC002	CARGA	FFW	INACTIVE	385.08	385.08	0.00	420.00	250.00	FFU		
02DP0616	GAS E-0	GOOD		-0.00	-0.00		0.02	-0.02	DN		
02DT4645	PASO 2-1	GOOD		0.07	0.17		0.50	-0.50	DN		
02DT4847	PASO 4-3	GOOD		-0.44	-0.59		0.50	-0.50	DN		
02DP1023	ACE. 0-E	GOOD	HI LIMIT	0.05	0.05		0.05	-0.05	DN		
02PSF010	ACE.OEST	GOOD		5.88	5.80		8.50	4.50	DN		
02PSF023	ACE.ESTE	GOOD		5.83	5.76		8.50	4.50	DN		
02OX001	DUTY H1	GOOD		47.71	48.04		55.00	20.00	DN		
02AF001	OXIG. H1	GOOD	LO LIMIT	4.00	3.93		8.00	4.00	DN		
02PC015	T.BALANC	GOOD	RAMP	2.20	2.16	2.20	2.50	1.90	DN		

Ready

Start Exploring - CV Microsoft Excel - LI Honeywell TotalP... NativeWindow... 03horas.pct - GU... Tendencias Documento1 - Mic... 00:25

Al controlar la presión del Tanque Balance, el DMC verá que tampoco se violen las restricciones sobre las válvulas de Aceite.

NativeWindow - REFINERIA PAMPILLA

20 Jun 01 00:25:38 1

DMC		MSG	02H1 02H1 02C1 02C1 02C3					NEXT RUN		
DN	ON	SUMM	PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1	10 SEC		
TAG	KEYWORD	STAT	RESTRICT	TARGET	PV/SP/OP	MOVE	HIGH	LOW	SRV	
02PC016	GAS OEST	GOOD		0.60	0.61	0.00	0.70	0.25	DN	
02PC006	GAS ESTE	GOOD		0.60	0.61	0.00	0.70	0.25	DN	
02HC004	GAS O3	GOOD	LO LIMIT	50.50	50.77	0.02	60.00	50.50	DN	
02TC005	CAB.OEST	GOOD	HI LIMIT	369.00	368.97	0.00	369.00	363.00	DN	
02TC006	CAB.ESTE	GOOD	HI LIMIT	369.00	368.97	0.00	369.00	363.00	DN	
02HC044	PASO 1	GOOD		2.25	2.25	0.00	10.00	-10.00	DN	
02HC065	PASO 2	GOOD	SS MINMOV	0.90	0.90	0.00	10.00	-10.00	DN	
02HC066	PASO 3	GOOD	SS MINMOV	-1.02	-1.02	0.00	10.00	-10.00	DN	
02HC077	PASO 4	GOOD	SS MINMOV	-2.13	-2.13	0.00	10.00	-10.00	DN	
02AC001	OXIG. H1	GOOD		54.74	54.72	0.00	100.00	50.00	DN	
02FC002	CARGA	FFW	INACTIVE	385.08	385.08	0.00	420.00	250.00	FFW	
02DP0616	GAS E-0	GOOD		-0.00	-0.00		0.02	-0.02	DN	
02DT4645	PASO 2-1	GOOD		0.07	0.17		0.50	-0.50	DN	
02DT4847	PASO 4-3	GOOD		-0.44	-0.59		0.50	-0.50	DN	
02DP1023	ACE. O-E	GOOD	HI LIMIT	0.05	0.05		0.05	-0.05	DN	
02PSF010	ACE.OEST	GOOD		5.88	5.80		8.50	4.50	DN	
02PSF023	ACE.ESTE	GOOD		5.83	5.76		8.50	4.50	DN	
02OX001	DUTY H1	GOOD		47.71	48.04		55.00	20.00	DN	
02AF001	OXIG. H1	GOOD	LO LIMIT	4.00	3.93		8.00	0.00	DN	
02PC015	T.BALANC	GOOD	RAMP	2.20	2.16	2.20	2.50	1.90	DN	

Ready

Start Exploing - CV Microsoft Excel - LI Honeywell TotalPL NativeWindow... 03horas.pct - GU... Tendencias Documento1 - Mic... 00:25

NativeWindow - REFINERIA PAMPILLA

20 Jun 01 00:25:38 1

DMC		MSG	02H1 02H1 02C1 02C1 02C3					NEXT RUN		
DN	ON	SUMM	PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1	10 SEC		
TAG	KEYWORD	STAT	RESTRICT	TARGET	PV/SP/OP	MOVE	HIGH	LOW	SRV	
02PC016	GAS OEST	GOOD		0.60	0.61	0.00	0.70	0.25	DN	
02PC006	GAS ESTE	GOOD		0.60	0.61	0.00	0.70	0.25	DN	
02HC004	GAS O3	GOOD	LO LIMIT	50.50	50.77	0.02	60.00	50.50	DN	
02TC005	CAB.OEST	GOOD	HI LIMIT	369.00	368.97	0.00	369.00	363.00	DN	
02TC006	CAB.ESTE	GOOD	HI LIMIT	369.00	368.97	0.00	369.00	363.00	DN	
02HC044	PASO 1	GOOD		2.25	2.25	0.00	10.00	-10.00	DN	
02HC055	PASO 2	GOOD	SS MINMOV	0.90	0.90	0.00	10.00	-10.00	DN	
02HC066	PASO 3	GOOD	SS MINMOV	-1.02	-1.02	0.00	10.00	-10.00	DN	
02HC077	PASO 4	GOOD	SS MINMOV	-2.13	-2.13	0.00	10.00	-10.00	DN	
02AC001	OXIG. H1	GOOD		54.74	54.72	0.00	100.00	50.00	DN	
02FL002	LINKH	FFW	INACTIVE	385.08	385.08	0.00	420.00	250.00	FFW	
02DP0616	GAS E-0	GOOD		-0.00	-0.00		0.02	-0.02	DN	
02DT4645	PASO 2-1	GOOD		0.07	0.17		0.50	-0.50	DN	
02DT4847	PASO 4-3	GOOD		-0.44	-0.59		0.50	-0.50	DN	
02DP1023	ACE. O-E	GOOD	HI LIMIT	0.05	0.05		0.05	-0.05	DN	
02PSF010	ACE.OEST	GOOD		5.88	5.80		8.50	4.50	DN	
02PSF023	ACE.ESTE	GOOD		5.83	5.76		8.50	4.50	DN	
02OX001	DUTY H1	GOOD		47.71	48.04		55.00	20.00	DN	
02AF001	OXIG. H1	GOOD	LO LIMIT	4.00	3.93		8.00	0.00	DN	
02PC015	T.BALANC	GOOD	RAMP	2.20	2.16	2.20	2.50	1.90	DN	

Ready

Start Exploing - CV Microsoft Excel - LI Honeywell TotalPL NativeWindow... 03horas.pct - GU... Tendencias Documento1 - Mic... 00:25

NativeWindow - REFINERIA PAMPILLA

20 Jun 01 00:25:56 1

DMC MSG 02H1 02H1 02C1 02C1 02C3 NEXT RUN
 DN ON SUMM PG 1 PG 2 PG 1 PG 2 PG 1 20 SEC

TAG	KEYWORD	STAT	RESTRICT	TARGET	PV/SP/OP	HIGH	LOW	SRV
02BIPROM	BIAS PRO	GOOD	SETPOINT	0.00	-0.00	0.00	0.00	DN
02DT0506	OEST-EST	GOOD		0.00	0.00	0.00	0.00	DN
02FC002	CARGA	BAD		326.36	365.08	-100.00	250.00	OFF

02AI003	DENS.CAR	GOOD			0.88			FFW
02FC020	CRUD.REO	GOOD			74.00			FFW
22PC008	T.BALANC	GOOD			0.00L			FFW
23FI042	GAS FCC	GOOD			2936.1			FFW
42FTOGAS	GAS CALD	GOOD			1075.7			FFW
22FI130	GAS PT 1	GOOD			1571.6			FFW
22FI161	GAS PT 2	GOOD			168.19			FFW
02FI045	GAS G1	GOOD			1230.0			FFW

Ready

Start Exploring - CV Microsoft Excel - LI Honeywell TotalPL NativeWindow... 03homo.pct - GU... Tendencias Documento1 - Mic... 00:25

NativeWindow - REFINERIA PAMPILLA

20 Jun 01 00:25:56 1

DMC MSG 02H1 02H1 02C1 02C1 02C3 NEXT RUN
 DN ON SUMM PG 1 PG 2 PG 1 PG 2 PG 1 20 SEC

TAG	KEYWORD	STAT	RESTRICT	TARGET	PV/SP/OP	HIGH	LOW	SRV
02BIPROM	BIAS PRO	GOOD	SETPOINT	0.00	-0.00	0.00	0.00	DN
02DT0506	OEST-EST	GOOD		0.00	0.00	0.00	0.00	DN
02FC002	CARGA	BAD		326.36	365.08	-100.00	250.00	OFF

02AI003	DENS.CAR	GOOD			0.88			FFW
02FC020	CRUD.REO	GOOD			74.00			FFW
22PLW08	T.BALANC	GOOD			0.00L			FFW
23FI042	GAS FCC	GOOD			2936.1			FFW
42FTOGAS	GAS CALD	GOOD			1075.7			FFW
22FI130	GAS PT 1	GOOD			1571.6			FFW
22FI161	GAS PT 2	GOOD			168.19			FFW
02FI045	GAS G1	GOOD			1230.0			FFW

Ready

Start Exploring - CV Microsoft Excel - LI Honeywell TotalPL NativeWindow... 03homo.pct - GU... Tendencias Documento1 - Mic... 00:25

REFINERIA PAMPILLA

21 Jun 01 21:44:19 1

C	DMC		MSG	SUMM	STAT	RESTRICT	02H1	02H1	02C1	02C1	02C3	NEXT RUN	HIGH	LOW	SRV
	DN	ON					PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1				
TAG	KEYWORD						TARGET	PV/SP/OP	MOVE						
02FC002	CARGA			GOOD			385.00	385.03 -	0.00			500.00	100.00	DN	
02FC026	GASO.D12			GOOD			63.10	63.16 -	0.01			80.00	5.00	DN	
02TC008	TOPE C1			GOOD			121.11	121.33 -	0.01			125.00	90.00	DN	
02FC054	NAFTA			GOOD	LO LIMIT		5.00	5.00	0.00			18.00	5.00	DN	
02FC022K	KER/TURB			GOOD			95.25	95.08	0.01			120.00	40.00	DN	
02FC021	DIESEL			GOOD			105.45	105.43	0.00			120.00	60.00	DN	
02FC020	CRUD.RED			GOOD			47.36	45.43	0.10			200.00	20.00	DN	
03FC192	C.R. UDV			GOOD			55.41	55.89 -	0.03			80.00	20.00	DN	
02FC068	C.R. E15			GOOD	HI LIMIT		40.00	39.89	0.00			40.00	5.00	DN	
02FC002	CARGA			GOOD	HI LIMIT		385.00	385.03				385.00	300.00	DN	
02AX013	95% GASO			GOOD			122.01	123.42				126.00	110.00	DN	
02AX016	FLAS.KER			GOOD			42.21	43.24				60.00	39.00	DN	
02AX018	95% KERO			GOOD			260.30	260.23				265.00	200.00	DN	
02AX019	CONG.KER			GOOD	HI LIMIT		-49.00	-48.95				49.00	-60.00	DN	
02AX023	90% DIES			GOOD	HI LIMIT		360.00	360.17				360.00	250.00	DN	
02FC025	R.GASOL			GOOD	HI LIMIT		128.00	127.43				128.00	30.00	DN	
02PI705	FLASH C1			GOOD			1.58	1.57				1.90	0.40	DN	
02LF011	ACUM.D12			GOOD	RAMP		50.42	50.00				70.00	30.00	DN	
02LF006	FONDO C1			GOOD	RAMP		56.77	60.00				70.00	50.00	DN	
01LF051	UDPI C1			GOOD	RAMP		50.47	50.00				70.00	30.00	DN	

REFINERIA PAMPILLA

21 Jun 01 21:44:19 1

C	DMC		MSG	SUMM	STAT	RESTRICT	02H1	02H1	02C1	02C1	02C3	NEXT RUN	HIGH	LOW	SRV
	DN	ON					PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1				
TAG	KEYWORD						TARGET	PV/SP/OP	MOVE						
02FC002	CARGA			GOOD			385.00	385.03 -	0.00			500.00	100.00	DN	
02FC026	GASO.D12			GOOD			63.10	63.16 -	0.01			80.00	5.00	DN	
02TC008	TOPE C1			GOOD			121.11	121.33 -	0.01			125.00	90.00	DN	
02FC054	NAFTA			GOOD	LO LIMIT		5.00	5.00	0.00			18.00	5.00	DN	
02FC022K	KER/TURB			GOOD			95.25	95.08	0.01			120.00	40.00	DN	
02FC021	DIESEL			GOOD			105.45	105.43	0.00			120.00	60.00	DN	
02FC020	CRUD.RED			GOOD			47.36	45.43	0.10			200.00	20.00	DN	
03FC192	C.R. UDV			GOOD			55.41	55.89 -	0.03			80.00	20.00	DN	
02FC068	C.R. E15			GOOD	HI LIMIT		40.00	39.89	0.00			40.00	5.00	DN	
02FC002	CARGA			GOOD	HI LIMIT		385.00	385.03				385.00	300.00	DN	
02AX013	95% GASO			GOOD			122.01	123.42				126.00	110.00	DN	
02AX016	FLAS.KER			GOOD			42.21	43.24				60.00	39.00	DN	
02AX018	95% KERO			GOOD			260.30	260.23				265.00	200.00	DN	
02AX019	CONG.KER			GOOD	HI LIMIT		-49.00	-48.95				49.00	-60.00	DN	
02AX023	90% DIES			GOOD	HI LIMIT		360.00	360.17				360.00	250.00	DN	
02FC025	R.GASOL			GOOD	HI LIMIT		128.00	127.43				128.00	30.00	DN	
02PI705	FLASH C1			GOOD			1.58	1.57				1.90	0.40	DN	
02LF011	ACUM.D12			GOOD	RAMP		50.42	50.00				70.00	30.00	DN	
02LF006	FONDO C1			GOOD	RAMP		56.77	60.00				70.00	50.00	DN	
01LF051	UDPI C1			GOOD	RAMP		50.47	50.00				70.00	30.00	DN	

REFINERIA PAMPILLA
 View Alarms Displays Control History Engineering Access Help

21 Jun 01 21:44:50 1

DMC		MSG	02H1	02H1	02C1	02C1	02C3	NEXT RUN		
DN	ON	SUMM	PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1	30 SEC		
TAG	KEYWORD	STAT	RESTRICT	TARGET	PU/SP/OP	HIGH	LOW	SRU		
02FC020	CRUD.RED	GOOD		7.27	6.76	90.00	1.00	DN		
02FC068	C.R. E15	GOOD		2.34	2.39	5.00	1.00	DN		
02LOF007	STR.KERO	GOOD		86.04	85.88	90.00	5.00	DN		
02LOF008	STR.DIES	GOOD		58.74	58.57	100.00	5.00	DN		
02TI065	NAFTA	GOOD		155.05	155.59	160.00	120.00	DN		
02IF002	AMP.02P2	GOOD		54.22	54.26	65.00	20.00	DN		
02IF003	AMP.02P3	GOOD		56.65	56.68	65.00	20.00	DN		
02AX014	5% NAFTA	GOOD		130.51	131.40	150.00	100.00	DN		
02AX015	95% NAFTA	GOOD		160.18	162.68	250.00	150.00	DN		
02TC005	CAB.OEST	GOOD			368.00			FFW		
02TC006	CAB.ESTE	GOOD			368.00			FFW		
02AI003	DENS.CAR	GOOD			0.07			FFW		
02PC301	GAS 02G2	GOOD			2.36			FFW		
21TI157	AIRE T/S	GOOD			17.33			FFW		
02FC725	REF.FRIO	GOOD			20.25			FFW		
03FC137	CARG.H2A	GOOD			68.50			FFW		

Ready

Start Exploring - C:\WIN... area\gen.PCT - G... NativeWindow... Microsoft Excel - P... Microsoft Visual B... Honeywell TotalP... Document1 - Microsoft Word

REFINERIA PAMPILLA
 View Alarms Displays Control History Engineering Access Help

21 Jun 01 21:44:19 1

DMC		MSG	02H1	02H1	02C1	02C1	02C3	NEXT RUN			
DN	ON	SUMM	PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1	0 SEC			
TAG	KEYWORD	STAT	RESTRICT	TARGET	PU/SP/OP	MOVE	HIGH	LOW	SRU		
02FC002	CARGA	GOOD		385.00	385.03	0.00	500.00	100.00	DN		
02FC026	GASO.D12	GOOD		63.10	63.16	0.01	80.00	5.00	DN		
02TC008	TOPE C1	GOOD		121.11	121.33	0.01	125.00	90.00	DN		
02FC054	NAFTA	GOOD	LO LIMIT	5.00	5.00	0.00	18.00	5.00	DN		
02FC022K	KER/TURB	GOOD		95.25	95.08	0.01	120.00	-10.00	DN		
02FC021	DIESEL	GOOD		105.45	105.43	0.00	120.00	60.00	DN		
02FC020	CRUD.RED	GOOD		47.36	45.43	0.10	200.00	20.00	DN		
03FC192	C.R. UDV	GOOD		55.41	55.89	0.03	80.00	20.00	DN		
02FC068	C.R. E15	GOOD	HI LIMIT	40.00	39.89	0.00	40.00	5.00	DN		
02FC002	CARGA	GOOD	HI LIMIT	385.00	385.03		385.00	300.00	DN		
02AX013	95% GASO	GOOD		122.01	123.42		126.00	110.00	DN		
02AX016	FLAS.KER	GOOD		42.21	43.24		60.00	39.00	DN		
02AX018	95% KERO	GOOD		260.30	260.23		265.00	200.00	DN		
02AX019	CONG.KER	GOOD	HI LIMIT	-49.00	-48.95		45.00	-60.00	DN		
02AX023	90% DIES	GOOD	HI LIMIT	360.00	360.17		350.00	250.00	DN		
02FC025	R.GASOL	GOOD	HI LIMIT	128.00	127.43		128.00	30.00	DN		
02PI705	FLASH C1	GOOD		1.58	1.57		1.90	0.40	DN		
02LF011	ACUM.D12	GOOD	RAMP		50.42	50.00	70.00	30.00	DN		
02LF006	FONDO C1	GOOD	RAMP		56.77	60.00	70.00	50.00	DN		
01LF051	UDPI C1	GOOD	RAMP		50.47	50.00	70.00	30.00	DN		

Ready

Start Exploring - C:\WIN... area\gen.PCT - G... NativeWindow... Microsoft Excel - P... Microsoft Visual B... Honeywell TotalP... 21:44

NativeWindow - REFINERIA PAMPILLA

File View Alarms Displays Control History Engineering Access Help

21 Jun 01 21:44:50 1

DMC		MSG	02H1	02H1	02C1	02C1	02C3	NEXT RUN			
ON	ON	SUMM	PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1	30 SEC			
TAG	KEYWORD	STAT	RESTRICT	TARGET	PU/SP/OP	HIGH	LOW	SRV			
02FC020	CRUD.RED	GOOD		7.27	6.76	90.00	1.00	DN			
02FC068	C.R. E15	GOOD		2.34	2.39	5.00	1.00	DN			
02LOF007	STR.KERO	GOOD		86.04	85.88	90.00	5.00	DN			
02LOF008	STR.DIES	GOOD		58.74	58.57	100.00	5.00	DN			
02TI065	NAFTA	GOOD		155.05	155.59	160.00	120.00	DN			
02IF002	AMP.02P2	GOOD		54.22	54.26	65.00	20.00	DN			
02IF003	AMP.02P3	GOOD		56.65	56.68	65.00	20.00	DN			
<hr/>											
02AX014	5% NAFTA	GOOD		130.51	131.40	150.00	100.00	DN			
02AX015	95% NAFT	GOOD		160.18	162.68	250.00	150.00	DN			
<hr/>											
02TC005	CAB.OEST	GOOD			368.00			FFU			
02TC006	CAB.ESTE	GOOD			368.00			FFU			
02AI003	DENS.CHR	GOOD			0.87			FFU			
02PC301	GAS.02G2	GOOD			2.36			FFU			
21TI157	AIRE T/S	GOOD			17.33			FFU			
02FC725	REF.FRIO	GOOD			20.25			FFU			
03FC137	CARG.H2A	GOOD			68.50			FFU			

Ready

Start | Exploring - C:\WIN... | ana1gen.PCT - G... | NativeWindow... | Microsoft Excel - P... | Microsoft Visual B... | Honeywell TotalPL... | Document1 - Microsoft Word

NativeWindow - REFINERIA PAMPILLA

File View Alarms Displays Control History Engineering Access Help

21 Jun 01 21:44:50 1

DMC		MSG	02H1	02H1	02C1	02C1	02C3	NEXT RUN			
ON	ON	SUMM	PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1	30 SEC			
TAG	KEYWORD	STAT	RESTRICT	TARGET	PU/SP/OP	HIGH	LOW	SRV			
02FC020	CRUD.RED	GOOD		7.27	6.76	90.00	1.00	DN			
02FC068	C.R. E15	GOOD		2.34	2.39	5.00	1.00	DN			
02LOF007	STR.KERO	GOOD		86.04	85.88	90.00	5.00	DN			
02LOF008	STR.DIES	GOOD		58.74	58.57	100.00	5.00	DN			
02TI065	NAFTA	GOOD		155.05	155.59	160.00	120.00	DN			
02IF002	AMP.02P2	GOOD		54.22	54.26	65.00	20.00	DN			
02IF003	AMP.02P3	GOOD		56.65	56.68	65.00	20.00	DN			
<hr/>											
02AX014	5% NAFTA	GOOD		130.51	131.40	150.00	100.00	DN			
02AX015	95% NAFT	GOOD		160.18	162.68	250.00	150.00	DN			
<hr/>											
02TC005	CAB.OEST	GOOD			368.00			FFU			
02TC006	CAB.ESTE	GOOD			368.00			FFU			
02AI003	DENS.CHR	GOOD			0.87			FFU			
02PC301	GAS.02G2	GOOD			2.36			FFU			
21TI157	AIRE T/S	GOOD			17.33			FFU			
02FC725	REF.FRIO	GOOD			20.25			FFU			
03FC137	CARG.H2A	GOOD			68.50			FFU			

Ready

Start | Exploring - C:\WIN... | ana1gen.PCT - G... | NativeWindow... | Microsoft Excel - P... | Microsoft Visual B... | Honeywell TotalPL... | Document1 - Microsoft Word

NativeWindow - REFINERIA PAMPILLA

20 Jun 01 00:26:13 1

C	DMC		MSG	STAT	RESTRICT	02H1	02H1	02C1	02C1	02C3	NEXT RUN	HIGH	LOW	SRU
	DN	ON				PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1				
TAG	KEYWORD					TARGET	PV/SP/OP	MOVE						
02PC004	TOPE C3	GOOD	HI LIMIT			9.50	9.50	- 0.00		35.50		6.80	DN	
02FC027	REFL. C3	GOOD	HI LIMIT			35.00	35.00	- 0.00		35.00		12.00	DN	
02TC074	FONDO C3	GOOD	LO LIMIT			171.00	171.00	0.00		190.00		171.00	DN	
02TC009	CARGA C3	GOOD				157.34	157.44	- 0.02		170.00		154.00	DN	
02LC014	ACUM. D3	GOOD				30.10	32.57	- 0.36		105.00		-5.00	DN	
02AX010	10% GASO	GOOD				67.21	67.30			90.00		65.00	DN	
02AX011	PUR GASO	GOOD				5.06	5.07			7.00		0.00	DN	
02POF004	TOPE C3	GOOD				23.39	22.91			40.00		5.00	DN	
02TOF009	CARGA C3	GOOD	LO LIMIT			5.00	4.91			38.00		5.00	DN	
02FC027	REFL. C3	GOOD				18.69	18.76			30.00		5.00	DN	
02TC074	FONDO C3	GOOD				5.45	5.42			25.00		5.00	DN	
02LC014	ACUM. D3	GOOD	RAMP			49.32	49.93	50.00		70.00		30.00	DN	
02FC028	GLP D3	GOOD				2.04	2.42			11.00		0.00	DN	
02FC026	GASO.D12	GOOD					52.58						FFW	
02HC004	GAS D3	GOOD					50.77						FFW	
21TI157	AIRE T/S	GOOD					17.40						FFW	

Ready

Start | Exploring - CA | Microsoft Excel - U... | Honeywell TotalP... | NativeWindow... | 03horos.pct - GU... | Tendencias | Documentos1 - Mic... | 00:26

NativeWindow - REFINERIA PAMPILLA

20 Jun 01 00:26:13 1

C	DMC		MSG	STAT	RESTRICT	02H1	02H1	02C1	02C1	02C3	NEXT RUN	HIGH	LOW	SRU
	DN	ON				PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1				
TAG	KEYWORD					TARGET	PV/SP/OP	MOVE						
02PC004	TOPE C3	GOOD	HI LIMIT			9.50	9.50	- 0.00		35.50		6.80	DN	
02FC027	REFL. C3	GOOD	HI LIMIT			35.00	35.00	- 0.00		35.00		12.00	DN	
02TC074	FONDO C3	GOOD	LO LIMIT			171.00	171.00	0.00		190.00		171.00	DN	
02TC009	CARGA C3	GOOD				157.34	157.44	- 0.02		170.00		154.00	DN	
02LC014	ACUM. D3	GOOD				30.10	32.57	- 0.36		105.00		-5.00	DN	
02AX010	10% GASO	GOOD				67.21	67.30			90.00		65.00	DN	
02AX011	PUR GASO	GOOD				5.06	5.07			7.00		0.00	DN	
02POF004	TOPE C3	GOOD				23.39	22.91			40.00		5.00	DN	
02TOF009	CARGA C3	GOOD	LO LIMIT			5.00	4.91			38.00		5.00	DN	
02FC027	REFL. C3	GOOD				18.69	18.76			30.00		5.00	DN	
02TC074	FONDO C3	GOOD				5.45	5.42			25.00		5.00	DN	
02LC014	ACUM. D3	GOOD	RAMP			49.32	49.93	50.00		70.00		30.00	DN	
02LC028	GLP D3	GOOD				2.04	2.42			11.00		0.00	DN	
02FC026	GASO.D12	GOOD					52.58						FFW	
02HC004	GAS D3	GOOD					50.77						FFW	
21TI157	AIRE T/S	GOOD					17.40						FFW	

Ready

Start | Exploring - CA | Microsoft Excel - U... | Honeywell TotalP... | NativeWindow... | 03horos.pct - GU... | Tendencias | Documentos1 - Mic... | 00:26

NativeWindow - REFINERIA PAMPILLA

[File View Status Operator Control History Engineering Access] Help

20 Jun 01 00:26:13 1

DMC		MSG	02H1	02H1	02C1	02C1	02C3	NEXT RUN		
DN	ON	SUMM	PG 1	PG 2	PG 1	PG 2	PG 1	40 SEC		
TAG	KEYWORD	STAT	RESTRICT	TARGET	PV/SP/OP	MOVE	HIGH	LOW	SRU	
02PC004	TOPE C3	GOOD	HI LIMIT	9.50	9.50	- 0.00	9.50	6.80	DN	
02FC027	REFL. C3	GOOD	HI LIMIT	35.00	35.00	- 0.00	35.00	12.00	DN	
02TC074	FONDO C3	GOOD	LO LIMIT	171.00	171.00	0.00	190.00	317.00	DN	
02TC009	CARGA C3	GOOD		157.34	157.44	- 0.02	170.00	154.00	DN	
02LC014	ACUM. D3	GOOD		30.10	32.57	- 0.36	105.00	-5.00	DN	
02AX010	10% GASO	GOOD		67.21	67.30		90.00	65.00	DN	
02AX011	PVR GASO	GOOD		5.06	5.07		7.00	0.00	DN	
02POF004	TOPE C3	GOOD		23.39	22.91		40.00	5.00	DN	
02TOE009	CARGA C3	GOOD	LO LIMIT	5.00	4.91		38.00	5.00	DN	
02FC027	REFL. C3	GOOD		18.69	18.76		30.00	5.00	DN	
02TC074	FONDO C3	GOOD		5.45	5.42		25.00	5.00	DN	
02LC014	ACUM. D3	GOOD	RAMP	49.93	49.93	50.00	70.00	30.00	DN	
02FC028	GLP D3	GOOD		2.04	2.42		11.00	0.00	DN	
02FC026	GASO.012	GOOD			52.58				FFW	
02HC004	GAS D3	GOOD			50.77				FFW	
21TI157	AIRE T/S	GOOD			17.40				FFW	

Ready

Start Exploring - CA Microsoft Excel - LI Honeywell TotalPL NativeWindow... Otrosos pct - GU... Tendencias Documento1 - Mic... 00:26

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

1. El MPC, Control Predictivo basado en modelos, adquirió gran popularidad en las industrias de procesos químicos debido a la simplicidad del algoritmo y al uso del modelo de respuesta impulsional o en escalón.
2. El MPC, es una estrategia de control que se basa en la utilización de forma explícita de un modelo del proceso para predecir el valor de las variables controladas a lo largo de un horizonte temporal especificado por el usuario, considerándose que en dicho periodo tendrá el mismo efecto que un tiempo infinito, se calcula el valor de las variables manipuladas para hacer que en ese horizonte las variables controladas estén en sus valores de referencia.
3. Las técnicas de MPC en su forma más general, acepta cualquier tipo de modelos, funciones objetivo o restricciones y refleja los múltiples criterios de funcionamiento permitiendo formular el problema de control en el dominio del tiempo.

4. Las aplicaciones de Control Jerarquizado con algoritmo DMC tienen un criterio económico para el cálculo de los objetivos operativos, para lo cual realiza:
 - El calculo de los movimientos futuros para operar la Unidad hacia los objetivos propuestos.
 - La minimización del impacto de perturbaciones externas.
5. La aplicación del MPC con algoritmo DMC en la Refinería La Pampilla tuvo el objetivo principal de permitir un control de los procesos de producción de combustibles desarrollando procesos confiables, mejora de calidad de productos y una optimización económica de sus recursos y productos, considerando que facilite la integración de las ampliaciones y nuevas unidades sin modificar la distribución del sistema de control, de tal modo que dicha integración se realice en forma rápida y adecuada.
6. La aplicación del control de procesos de forma predictiva y con algoritmo DMC en la Refinería tuvo el siguiente alcance en su primera fase:
 - Renovación de la instrumentación de campo
 - Instalación del Sistema de Control Distribuido (SCD)
 - Implementación de sistema de enclavamientos y seguridades.
 - Instalación de un sistema de alimentación ininterrumpida y grupo generador de emergencia.
 - Implantación de esquemas de control avanzado básicos que puedan ser soportados por el SCD.

- Mejora de los sistemas de registro de la información de producción mediante el aprovechamiento de las capacidades del SCD.
7. La aplicación del Control predictivo en su segunda fase en la Refinería tuvo el siguiente alcance :
- Optimización del SCD, lo cual comprendió el ajuste y revisión del control Básico, la aplicación de la gestión de alarmas, aplicación de seguimientos de lazos de control.
 - Operación de un controlador predictivo multivariable APC (Advanced Process Controller).
 - Implementación del Software DMC Plus para el horno de crudo, columna Fraccionadora y estabilizadora de gasolina para las Unidades de Destilación I y II respectivamente así como el desarrollo de inferencia.
 - Adquisición de nueva instrumentación y Analizadores.

RECOMENDACIONES

1. **Cambio automático de distintas estrategias de control en un proceso industrial.** Las estrategias de control no siempre son únicas y están basadas en la minimización de una función de coste de un objetivo único o relacionado. Sin embargo en muchas situaciones el comportamiento del proceso no se puede medir con una sola función objetivo sino que existen diversos objetivos de control o estos pueden variar por lo que los procesos deben operar en forma diferente en distintos momentos. Actualmente el cambio de estrategia es forma

manual tal como lo efectuado en la Fraccionadora de Petróleo, donde se observan cambios de estrategia de operación solvente, operación turbo y operación asfaltos según las necesidades de la demanda.

2. **Aplicaciones futuras de modernos Analizadores en Línea.** Existen variables de calidad de producto que no son directamente medibles tales como Punto Flash de inflamación, el PVR (Relacion de Presion de Vapor), octanaje u otras las cuales son actualmente cuantificadas en el laboratorio y correlacionadas posteriormente en el proceso. Se espera a futuro un desarrollo de analizadores de calidad en línea así como el aumento de la confiabilidad actual de distintos analizadores en línea en la medición de variables de los distintos productos.

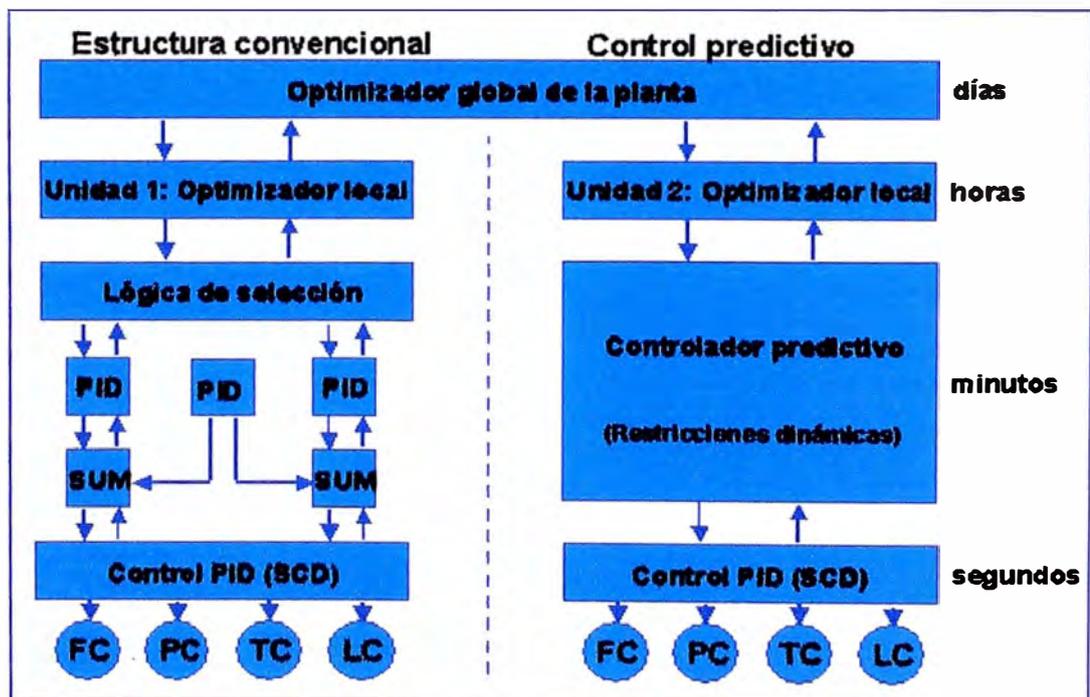


Fig.1 Conclusion - Estructura DMO

- 3. Mejora de la aplicación del DMO (Optimizador de Matriz Dinamica).** Actualmente se aplica en el proceso el DMC (Controlador de Matriz Dinamica), sin embargo existe cierta desconfianza con la aplicación de un DMO que controle un grupo de DMC debido a que dicha implementación requiere un mayor desarrollo histórico del comportamiento de los distintos procesos y la sintonización con procesos fuera de línea.

- 4. Aplicaciones futuras de Control Predictivo tipo No Lineal.** Los esquemas de MPC lineal del proceso esta basado en un modelo lineal del proceso. Las no linealidades del proceso y el desarrollo de un control predictivo no lineal esta en fase de estudio y existen pocas aplicaciones debido a la dificultad de técnicas de identificación para procesos lineales.

ANEXO I

COSTOS Y BENEFICIOS

Para el desarrollo del Proyecto, se realizaron los estimados de costos por los rubros involucrados que a continuación se detalla:

1.1 COSTOS

Inversión Estimada

CONCEPTOS	COSTO (MUS\$)
Unidades de Procesos – Adquisición Equipos	12,500.00
SAI y Generador de Emergencia	123.00
Sistema de Enclavamiento	100.00
Implantación Control Multivariable – Primera Fase	65.00
Implantación Control Multivariable – Segunda Fase	250.00
Contingencias (15%)	1,956.00
TOTAL INVERSIÓN ESTIMADA	14,994.00

Inversión con cargo a otros proyectos adjuntos:

RUBRO	COSTO (MUS\$)
Sala de Control	950.00
Sistema de Mezclas de Gasolina y Residuales	693.00
Medición de Nivel de Tanques	827.00
Contingencias (15%)	370.00
TOTAL CARGO A OTROS PROYECTOS	2,840.00
TOTAL INVERSIÓN (MUS\$)	17,834.00

1.2 BENEFICIOS

Los principales beneficios que se estimaron obtener a mediano plazo son:

- Reducción de la varianza en la calidad de los cortes que permite una mayor recuperación de los productos. Se considera beneficio típico de 15,4 ctvos de US\$/barril de crudo procesado. Para 87 Mbls/día o 576,6 m3/hr-carga promedio, el beneficio resulta en 4,89 MMUS\$/año.

- Se estima la reducción de mermas típicas de 0,75% a 0,30% en peso, con una varianza de 0,1% respecto a la carga de crudo. El beneficio resultante atribuible al Proyecto es 770 MUS\$/año.

Otros beneficios intangibles esperados, resultado de la instalación del sistema de control distribuido en áreas de proceso y servicios auxiliares son:

- Disponibilidad de información consistente, confiable y oportuna.
- Operación mas estable y segura de las unidades de proceso.
- Reducción de tiempo de respuesta frente a cambios en el mercado.

1.3 RENTABILIDAD

La rentabilidad del proyecto asumiendo amortización lineal, vida útil de 10 años, valor residual cero, gastos de mantenimiento de 2% e impuestos de 30% es:

TIR: 26% PRI: 4 años

Sensibilidad:

- 15% Ingresos	TIR: 21%
+ 10% Inversión	TIR: 23%

BIBLIOGRAFÍA

- [1] José Acedo Sánchez “Control Avanzado de Procesos” Editorial Díaz de Santos-Madrid, 2003
- [2] José Luis Abanades García “Aplicación de un Modelo Físicoquímico Riguroso obtenido por Simulación Estacionaria y Dinámica al Control Multivariable Predictivo de una Depropanizadora, Universidad Politécnica de Madrid, 1999
- [3] Carlos Bordóns Alba “Control Predictivo, Metodología, Tecnología y Nuevas Perspectivas” I Curso de Especialización en Automática, Universidad de Sevilla, 2000
- [4] Raúl Benítez S. “Estrategias de Control Moderno y Aplicaciones” Universidad Nacional de Ingeniería, 2004
- [5] Walter Noe Ch. “Sistema de Control y Enclavamientos de la Unidad de Aminas” Refinería La Pampilla, 2002.
- [6] Doris Sáez, “Tópicos en Control Avanzado” Universidad de Quilmes, 2002

- [7] Marcelo Ruiz, Carlos Ramírez “Controladores por Matriz Dinámica [DMC] Aplicados a Procesos de Refinación, Refinería La Plata, 1995

- [8] Marcelo Ruiz “Operación de Controladores DMC” Refinería La Pampilla, 2001

- [9] Cesar de Prada “Instrumentación y Control de Procesos” Universidad de Valladolid, 1997

- [10] Cesar de Prada “MPC Multivariable” Universidad de Valladolid, 2000

- [11] Honeywell “Advanced Process Manager Implementation” AP12-500, 1995

- [12] H. Takatsu, T. Itoh y M. Araki. “Future needs for the control theory in industries. Report and topics of the control technology survey in japanese industry. Journal of Process Control, 8:369–374, 1998.

- [13] Jose Luis Ramos Vercelli “ Manual de Operaciones UDP 1 y Vacio “ Refinería La Pampilla, 1993

- [14] Refinería La Pampilla “ Memoria Anual”, 2000