

# **CONTROL MULTIVARIABLE PREDICTIVO**

## **(Campos de Aplicación y Problemática Práctica a Resolver)**

Rafael González Martín

Control Avanzado y Sistemas de Producción  
PETRONOR



# Contenido

- Introducción breve de la tecnología MPC
- Consideraciones de diseño y metodología de proyectos
- Caso práctico (Superfraccionadora)
- Cosas prácticas
- Beneficios reales del MPC
- Puntos débiles de la tecnología
- Criterios de Selección del Producto
- Ruegos y Preguntas



# Introducción MPC (1/7)

- ◆ Tecnología desarrollada a finales de los 70 para dar solución a control de procesos reales con características multivariables
- ◆ Permite la solución a problemas de control con dinámicas complejas
- ◆ Fácil de entender
- ◆ Maneja fácilmente problemas de control multivariable



## Introducción MPC (2/7)

- Compensa de forma inherentemente los retardos del sistema
- Se adapta muy bien al control con restricciones
- Posee una característica interesante de "*mirar hacia adelante* "
- La desventaja fundamental es que necesita un modelo del proceso. Sin embargo, siempre se necesita un tipo de modelo cuando se trata de controlar procesos '*difíciles*'.



# Introducción MPC (3/7)

? ¿Qué significa MPC en la industria?



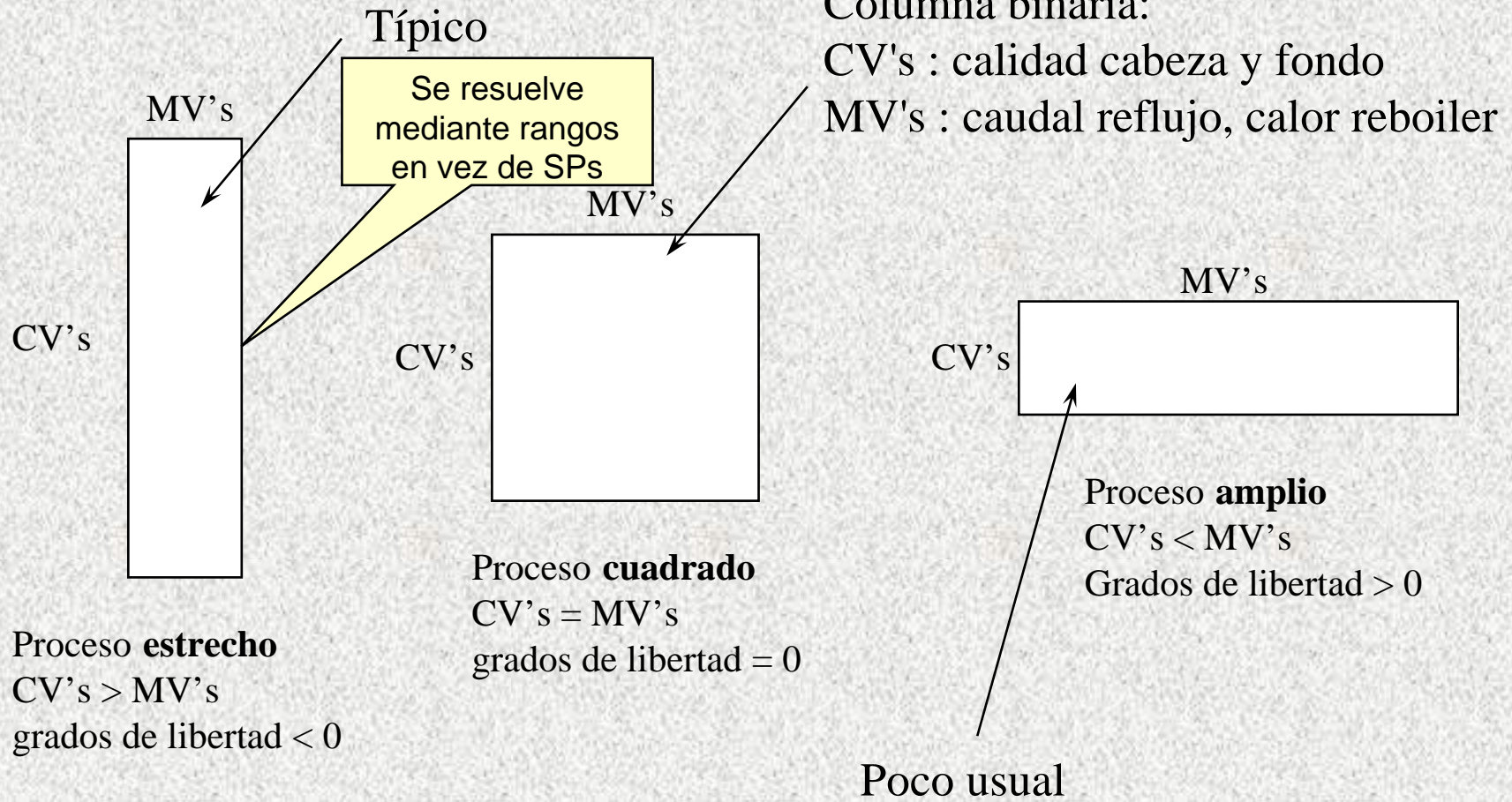
- ◆ Multivariable
  - Capaz de controlar un proceso multivariable en el que las variables interactúan unas con otras
- ◆ Predictivo
  - Uso de modelos dinámicos para predicción y usar acción feed-forward
- ◆ Manejo de restricciones
  - En las MV's y CV's
- ◆ Control Optimo





# Introducción MPC: Restricciones (4/7)

La estructura del proceso determina los grados de libertad disponibles para el controlador.





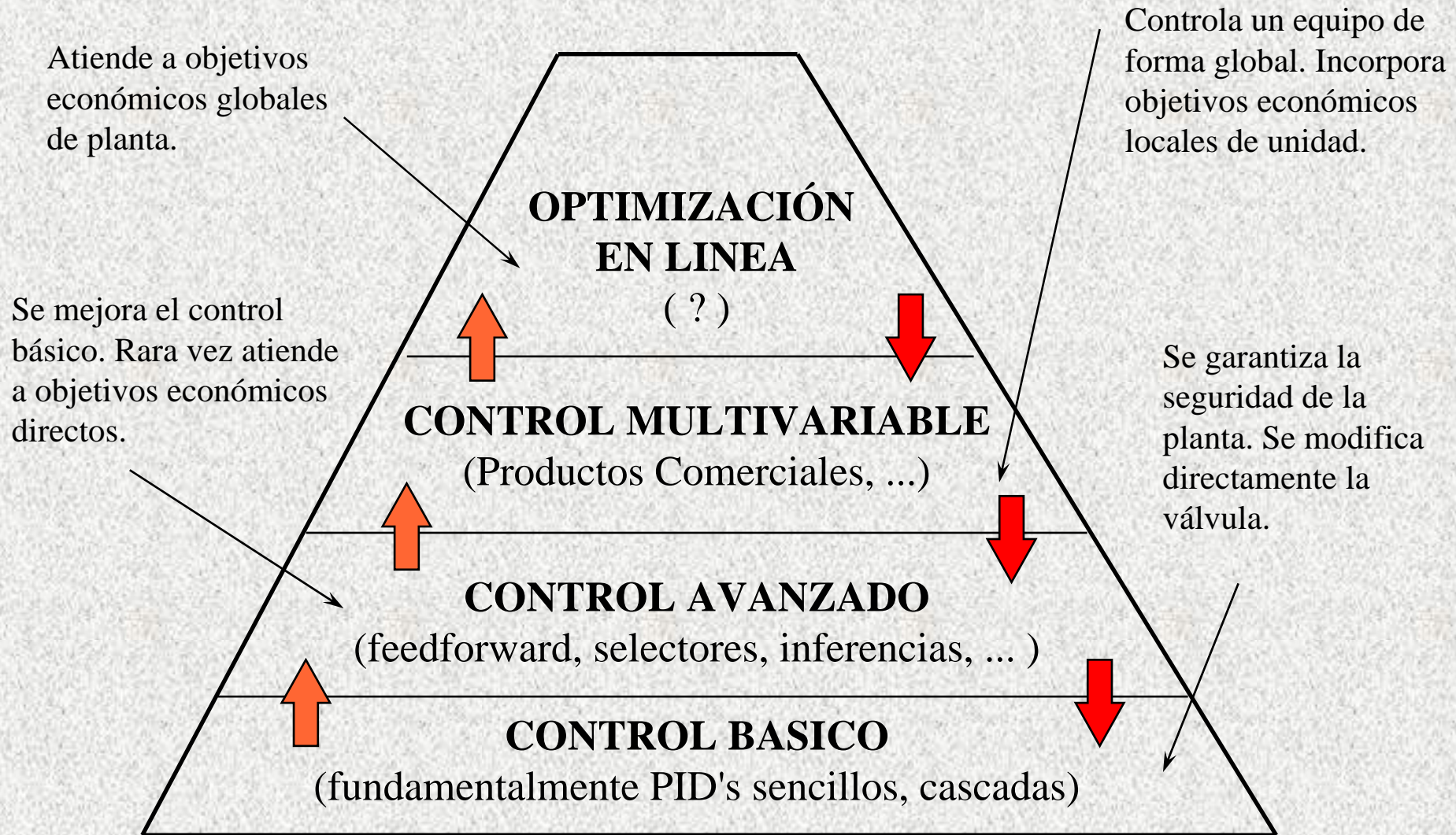
# Introducción MPC: Restricciones (5/7)

## Optimización

- ◆ Si existen grados de libertad, se desea operar contra las restricciones del proceso “óptimas”
- ◆ Se utiliza un optimizador local (LP) para determinar el punto óptimo de operación
- ◆ La programación Lineal (LP) permite minimizar una función objetivo lineal con restricciones lineales
- ◆ El optimizador LP “empuja” hacia las esquinas de la región de operación

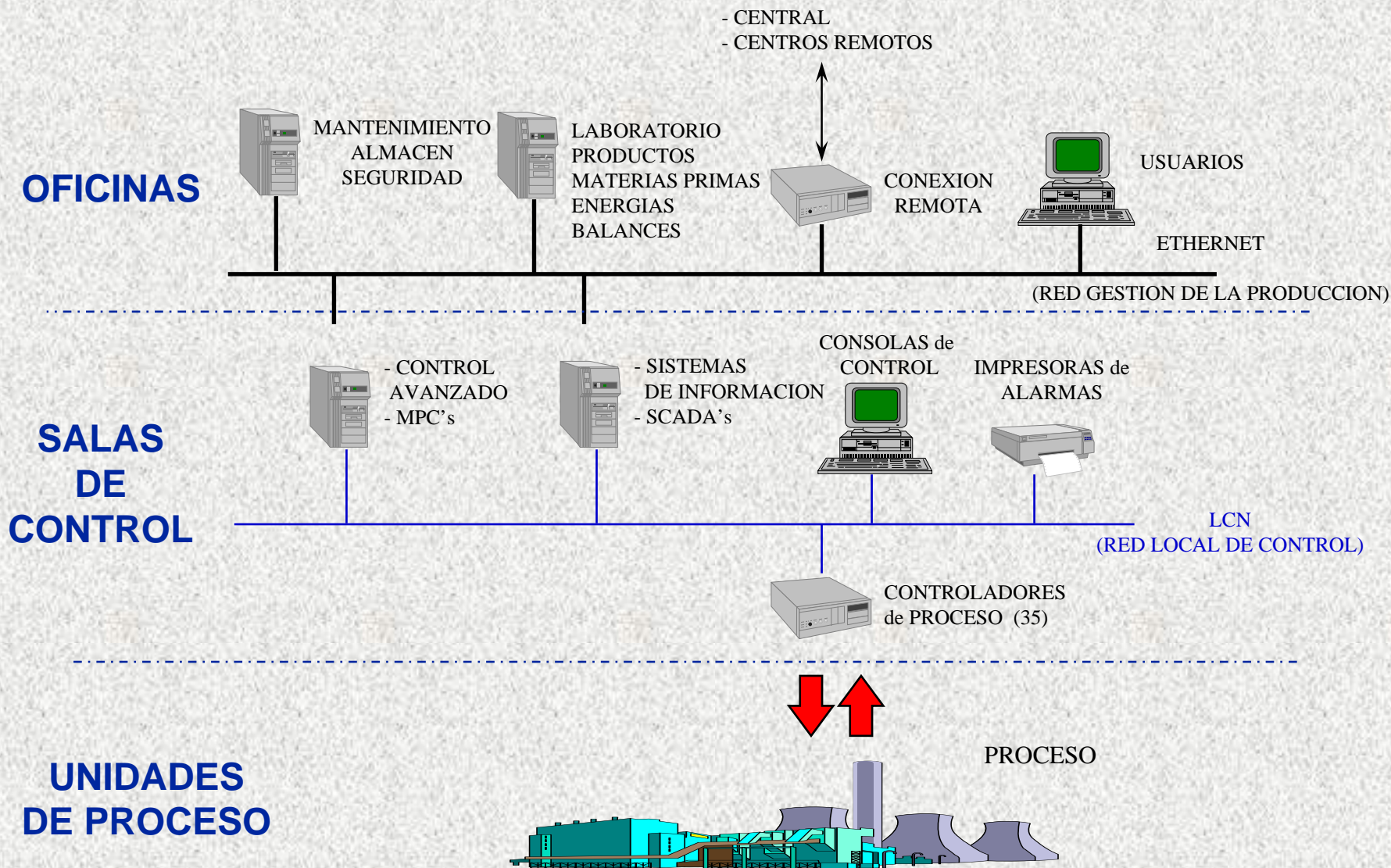


# Introducción MPC: Jerarquía de Control (6/7)





# Introducción MPC: Layout (7/7)





# Diseño y Metodología de Proyectos

- 1 Estudio de viabilidad
- 2 Diseño funcional
- 3 Diseño de detalle
- 4 Integración y comisionado







# 1.- Estudio de viabilidad

- ◆ Identificar la aplicación
- ◆ Análisis de potenciales beneficios
- ◆ Estimación del coste
- ◆ Problemas de control
- ◆ Oportunidad
- ◆ Recursos disponibles





## 2 Diseño Funcional

- ◆ Definir los Objetivos Económicos
  - ¿Qué beneficio debe conseguir el controlador?
- ◆ Definir los Objetivos de Control
  - Variabilidad del Proceso, rechazo de perturbaciones
  - Límites de Operación y Especificaciones de Productos
- ◆ Limitación de Recursos
  - Energía, Capacidad de los equipos, Cargas







## 2.1 Diseño del controlador

- ◆ Alcance
  - Qué parte del proceso va a incluir
- ◆ Objetivos del controlador
  - Para qué vamos a construir el controlador
- ◆ Selección de Variables
  - Cómo vamos a conseguir los objetivos
- ◆ Control Básico
  - Qué cambios vamos a realizar







## 2.2 Alcance

- ◆ Incluir la parte de proceso que sea necesaria para cubrir todas las restricciones que afecten a los objetivos definidos
- ◆ Separar en “unidades de operación” similares a las que utilizan los operadores
- ◆ Todas las partes del controlador deben estar “conectadas”. Si no hay interacciones es mejor crear varios controladores más pequeños







## 2.3 Selección de Variables (1/3)

### ◆ Variables Manipuladas (MVs)

- ⇒ Normalmente se utilizarán puntos de consigna de los controladores básicos
- ⇒ Si el proceso básico es muy lento entonces se debe utilizar la salida a válvula como MV
- ⇒ Atención a las discontinuidades generadas por el sistema de control básico (rangos partidos)
- ⇒ **Asegurarse de la independencia de las MV's entre si.**







## 2.3 Selección de Variables (2/3)

### ◆ Variables Controladas (CVs)

- ⇒ Asegurarse de que todas las restricciones del proceso están incluidas
- ⇒ Incluir la salida a válvula de los controladores básicos que se utilicen como manipuladas en vez de fiarse del anti-windup en el DCS
- ⇒ Considerar transformaciones si existen no linealidades
- ⇒ Considerar estimadores inferenciales
- ⇒ No repetir variables con el mismo significado físico





## 2.3 Selección de Variables (3/3)

- ◆ Variables de Perturbación (FFs, DVs)
  - ⇒ Asegurarse de que todas las posibles perturbaciones medidas están incluidas directamente aunque estén en otra unidad
  - ⇒ Evitar variables de perturbación que no sean completamente independientes







## 2.4 Control básico

(1/3)

- ◆ Abrir las cascadas que operan con oscilaciones
- ◆ Cerrar las cascadas que rechazan las perturbaciones de alta frecuencia
- ◆ Eliminar las aplicaciones de Control Avanzado que tengan un periodo de ejecución similar al controlador MPC  
⇒ incluirlas en el controlador







## 2.4 Control básico

(2/3)

- ◆ Eliminar los sistemas de control que provocan discontinuidades o no linealidades
  - ⇒ Controladores de rango partido
  - ⇒ Controladores no lineales de Nivel
  - ⇒ Override
- ◆ Añadir medidas de la perturbación donde sea posible un mejor rechazo de la perturbación







## 2.4 Control Básico (3/3)

### Ajuste de PIDs

- ◆ Reducir oscilaciones al mínimo
- ◆ Mejor es una respuesta suave
- ◆ El óptimo es un ligero sobrepasamiento
- ◆ Considerar todo el rango de operación
- ◆ Atención a los problemas mecánicos de las válvulas. ¡No intentar solucionarlos mediante el ajuste!
- ◆ Mirar los filtros utilizados





## 2.5 Pruebas preliminares (1/4)

### Objetivos de los “Pre-test” ...

- ⇒ 1. Comprobar los objetivos de operación
- ⇒ 2. Confirmar el alcance del controlador
- ⇒ 3. Reducir al mínimo el nivel de ruido
- ⇒ 4. Comprobar el funcionamiento del sistema de recogida de datos





## 2.5 Pruebas preliminares

(2/4)

- ◆ Instalar el software en línea
  - ⇒ Necesario para la recogida de datos
- ◆ Preparar la lista de variables a recoger
  - ⇒ SP, PV y OP de los controladores básicos
  - ⇒ Cualquier perturbación potencial al proceso
  - ⇒ Medida de todas las restricciones
  - ⇒ Medidas redundantes
  - ⇒ Indicadores económicos (si existen)





## 2.5 Pruebas preliminares (3/4)

- ◆ Identificar los fallos de Instrumentación
  - ⇒ Todo lo que interfiera con la operación
  - ⇒ Válvulas agarrotadas, rangos incorrectos, instrumentos que fallan, ...etc.
  - ⇒ Modificar los ajustes del control básico
- ◆ Anotar las constantes de ajuste y los factores de filtro
  - ⇒ Iniciar un cuaderno de bitácora que documente problemas y resultados







## 2.5 Pruebas preliminares

(4/4)

- ◆ Anticipar las condiciones de los step-test
  - ⇒ Comprobar que la planta se puede operar en las condiciones del test
  - ⇒ Estimar el tiempo de asentamiento y la magnitud de los movimientos
- ◆ Identificar restricciones adicionales
  - ⇒ Añadir medidas a la lista de variables a recoger
- ◆ Determinar los modos de los reguladores durante los test







## 3.1 Pruebas en planta

(1 de 6)

- ◆ Soporte técnico durante las pruebas
  - ⇒ Siempre que se estén tomando datos de planta
  - ⇒ Las pruebas se monitorizan desde la consola de Operación
  - ⇒ Normalmente 24 horas al día
- ◆ Los movimientos debe hacerlos el operador
  - ⇒ Así participa activamente en las pruebas
  - ⇒ Él es el responsable y tiene poder de “veto”
  - ⇒ Discutir los movimientos antes de hacerlos







## 3.1 Pruebas en planta

(2 de 6)

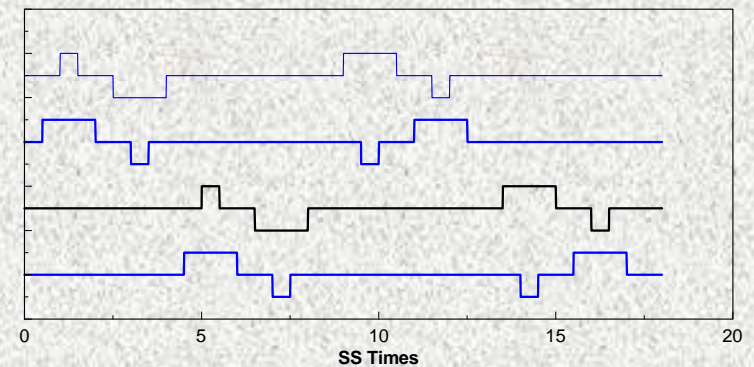
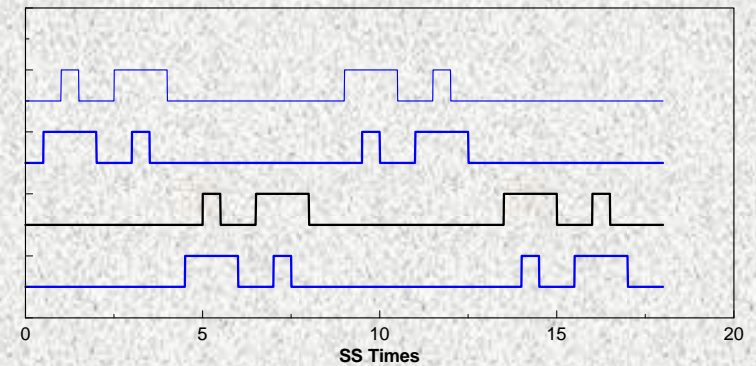
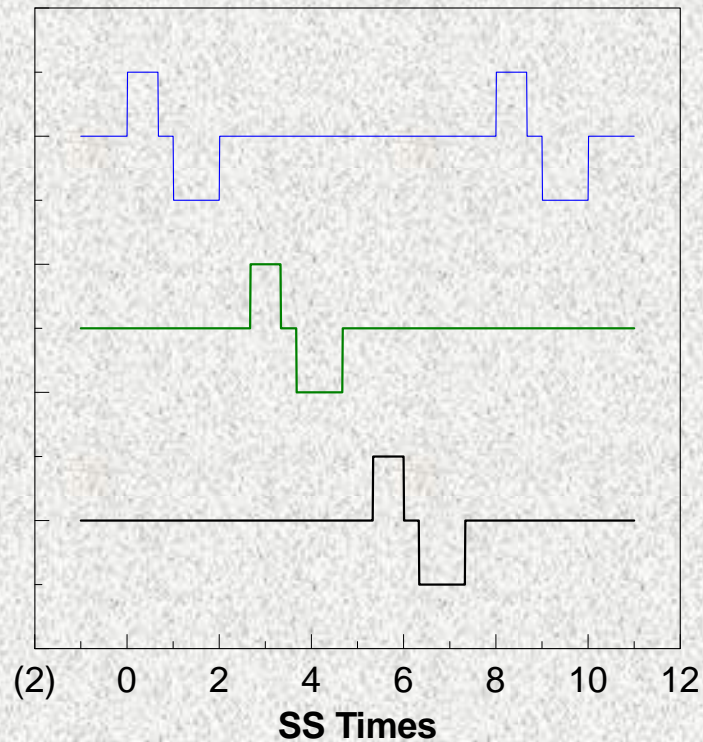
- ◆ Distribuir los movimientos en distintas series a lo largo de los test
- ◆ Variar la duración de los movimientos
  - ⇒ Algunos movimientos de duración mayor o igual que el estacionario
  - ⇒ Tiempo medio alrededor de  $\frac{1}{2}$  del estacionario
- ◆ En variables críticas los movimientos deben ser lo suficientemente grandes como para asegurar un relación señal ruido de 6:1







## 3.1 Patrones de movimientos típicos







## 3.1 Pruebas en planta

(4 de 6)

- ◆ La configuración del control básico no debe alterarse durante las pruebas
  - ⇒ Los controladores regulatorios son parte del proceso
- ◆ Evitar saturación o wind-up en los controladores básicos durante las pruebas
  - ⇒ Sería como poner el controlador en MANUAL
  - ⇒ Se modifica la dinámica del proceso





## 3.1 Pruebas en planta

(5 de 6)

- ◆ Iniciar la identificación de modelos durante las pruebas
  - ⇒ Comenzar en cuanto tengamos datos suficientes disponibles
  - ⇒ Utilizar los resultados para modificar el tamaño o la duración de los movimientos
  - ⇒ Hacer más movimientos donde peores salgan los modelos
  - ⇒ Seguir con las pruebas hasta que los modelos fundamentales sean buenos







## 3.1 Prueba en planta

(6 de 6)

- ◆ Duración esperada de las pruebas:
  - ⇒  $8..10 * (\# \text{ Independientes}) * (T_{ss})$
- ◆ Realizar 15-20 movimientos en cada variable independiente
- ◆ Concentrarse en un movimiento cada vez
  - ⇒ Pueden hacerse otros movimientos si es necesario
  - ⇒ Evitar movimientos correlacionados







# Identificación Dinámica

(1 de 2)

- ◆ Analizar distintos casos
- ◆ Identificar los datos válidos para la obtención de modelos
- ◆ Seleccionar número de coeficientes y tiempos de estabilización
- ◆ Construir el modelo final







## Identificación Dinámica (2 de 2)

- ◆ Los primeros análisis durante las pruebas
  - ⇒ Indican cómo van los test
  - ⇒ Primera idea de la bondad de los modelos
  - ⇒ No valen para comisionar
- ◆ Análisis detallados tras las pruebas
  - ⇒ Revisión a fondo de las condiciones de planta durante las pruebas
  - ⇒ Eliminar los datos “sospechosos”
  - ⇒ Análisis exhaustivo de la calidad del modelo







# Simulación del controlador

- ◆ Parámetros de ajuste del controlador:
  - ⇒ Optimización Económica
    - » Costes para la Programación Lineal
  - ⇒ Tratamiento de restricciones en estacionario
    - » Depende del Producto comercial
  - ⇒ Minimización dinámica del error
    - » Depende del Producto comercial





# Optimización económica

- ◆ Cada MV tiene un “coste” asociado
  - ⇒ Representa el incremento de beneficio asociado a un incremento de +1.0 en esa MV
  - ⇒ Considerar la variable en sí y el efecto económico de los cambios que produce en el resto del proceso
  - ⇒ Normalmente se obtienen a partir de los precios de los productos y de las ganancias en estacionario del modelo





## Restricciones en estado estacionario

- ◆ Hay que indicarle al controlador qué debe hacer cuando no hay solución factible
- ◆ Existen dos posibilidades:
  - ⇒ Jerarquización de las restricciones por orden de rango
    - » se satisfacen las restricciones más importantes sin importan cuánto se violan las demás
  - ⇒ Minimizar la suma ponderada de violaciones
    - » optimiza el nivel de “importancia” global de las violaciones de todas las restricciones







# Ajuste Off-line

- ◆ Definir distintos escenarios
  - ⇒ Perturbaciones típicas
  - ⇒ Cambios de SP típicos
- ◆ Definir que entendemos por “buen” control
  - ⇒ Objetivos Óptimos en el estacionario
  - ⇒ Objetivos no factibles
  - ⇒ Comportamiento Dinámico
  - ⇒ Esfuerzo de control





## Comisionado

- ◆ Formación informal a operadores
- ◆ Conectar el controlador con rangos estrechos en las variables manipuladas
- ◆ Modificar ajustes si es necesario
- ◆ Ampliar los rangos de las variables manipuladas
- ◆ Modificar los límites de las variables controladas







## Finalización del proyecto

- ◆ Formación rigurosa a los operadores
- ◆ Documentación detallada de todas las fases del proyecto
- ◆ Evaluación de beneficios
- ◆ Plan de seguimiento





# Caso Práctico

- ◆ Para ilustrar la utilización de un control multivariable predictivo (MPC) se va a estudiar su utilización en el control de una columna superfraccionadora.
- ◆ Se trata de un Splitter de Propano-Propileno que se encuentra en la sección de ligeros de la unidad FCC.



# INTRODUCCIÓN

- ◆ Se denominan superfraccionadoras las columnas de destilación con un gran número de platos (80, 100, 120, incluso más).
- ◆ Separan componentes que tienen muy baja volatilidad relativa.
- ◆ El punto de ebullición de los productos suele estar muy próximo. Se pueden encontrar diferencias de temperatura entre cabeza y fondo de 10 °C, 5 °C o incluso menos.
- ◆ La pureza en el producto destilado puede estar comprendida entre 99 y 99.9 % del componente a recuperar.
- ◆ En muchas ocasiones la pérdida por fondo no debe ser superior a 0.5% del producto de cabeza.

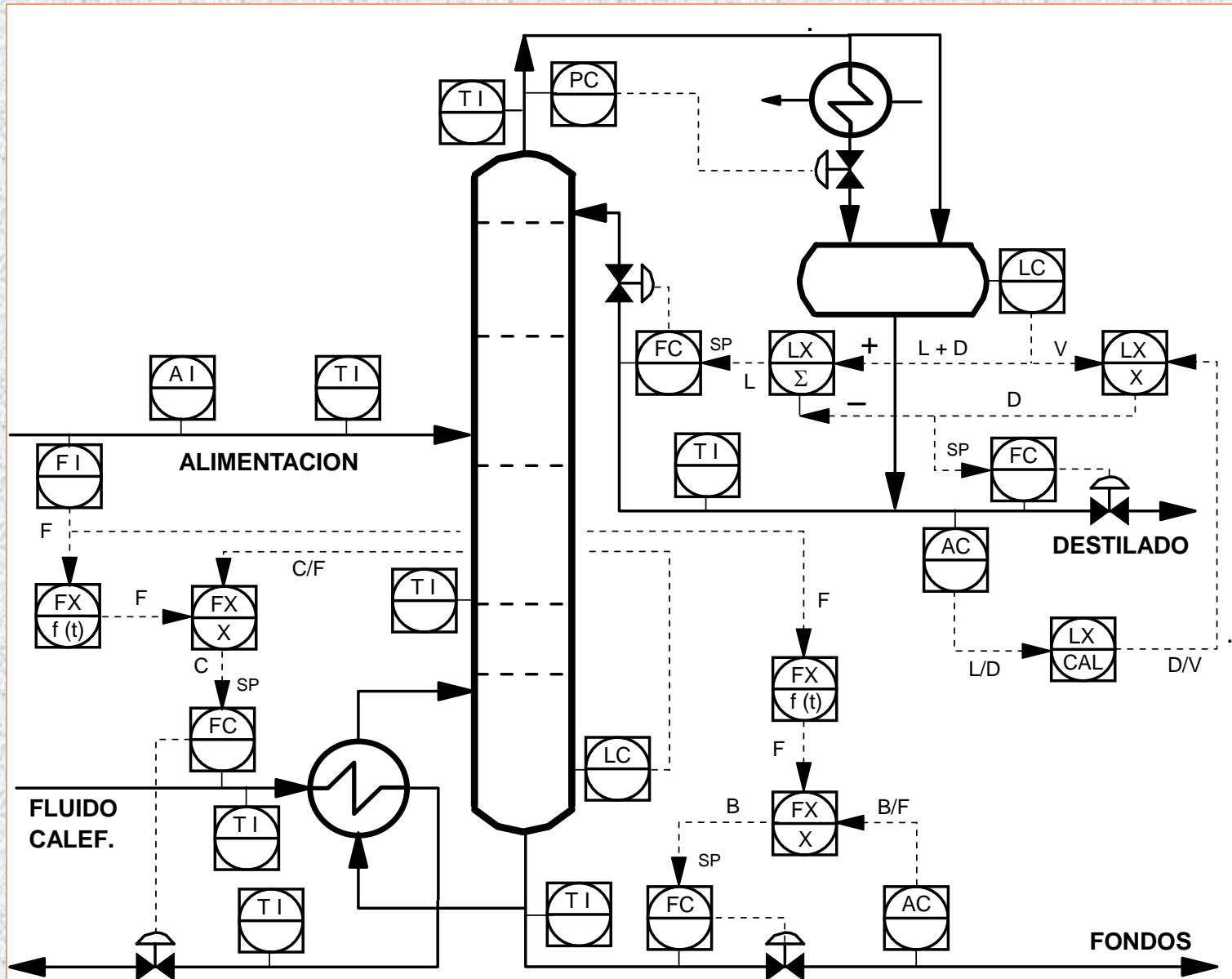


# CARACTERÍSTICAS

- ◆ La relación  $L/D$  es muy alta, alcanzando valores de 15, 20 ó 25 (P.e.  $100 \text{ m}^3/\text{h}$  en el reflujo y  $5 \text{ m}^3/\text{h}$  en el destilado).
- ◆ El tráfico interno líquido-vapor ( $L/V$ ) es muy elevado. En el ejemplo anterior  $L/V = 100 / 105 = 0.95$ .
- ◆ También es muy elevada la energía necesaria en el reboiler para efectuar la separación.
- ◆ La variación de composición es muy lenta. Ante una perturbación puede ocurrir que se alcance un nuevo estado estacionario en la columna en 6, 8, 10 o más horas.
- ◆ Para mantener la especificación de los productos de cabeza y fondo, fundamentalmente el de más valor añadido, es necesario disponer de un sistema de control que mantenga la columna totalmente **ESTABLE**. Es la columna de destilación binaria más difícil de controlar.



# SISTEMA de CONTROL AVANZADO





# Splitter C3/C3= : Objetivos de operación

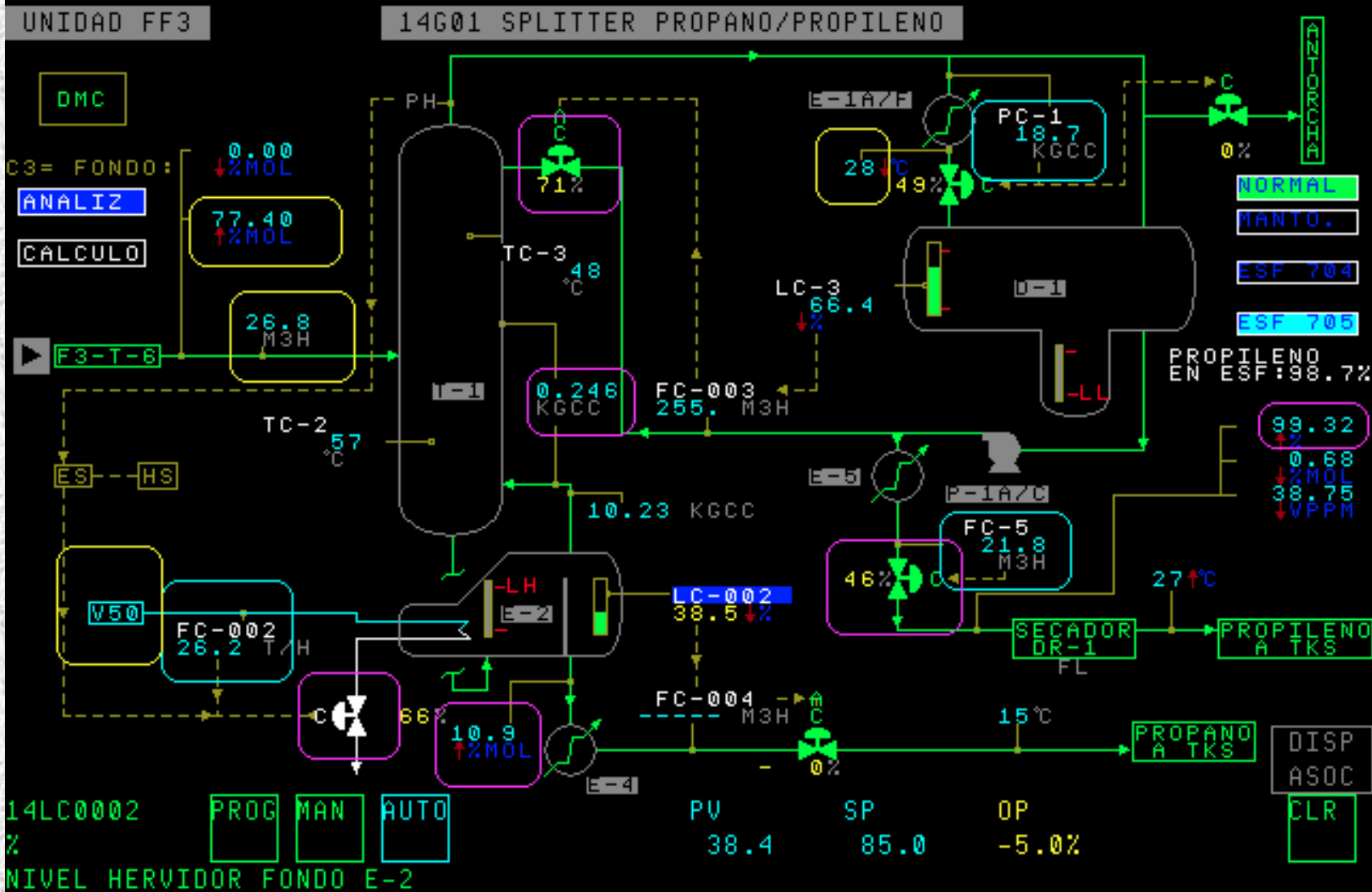
- ◆ Por orden de importancia (menor a mayor) los objetivos son:
  1. Mínima pérdida de fracción C3= en fondo.
  2. Concentración de C3= ajustada a mínimo requerido.
  3. Presión diferencial dentro de límites.
  4. Válvulas de control dentro de límites de operación



# Splitter C3/C3= : Configuración del Controlador



26 Sep 03 12:53:34 1



- MVs
- CVs
- DVs





# Cosas Prácticas

- ◆ El ejemplo anterior parece “inocente” y sencillo, los modelos obtenidos en la identificación parecen correctos y las simulaciones previas a la puesta en marcha pronostican un buen comportamiento del controlador.
- ◆ Sin embargo, hay cuestiones de orden práctico que suelen hacer que el MPC fracase.
- ◆ No tiene nada que ver con la tecnología empleada, son problemas inherentes al proceso que si no se tienen en cuenta es muy probable que el proyecto termine siendo un fracaso.
- ◆ Cuanto más grande sea el contexto del controlador, más beneficios potenciales pero más probabilidades de fracasar.



# Cosas Prácticas : Cambio Punto Operación

- ◆ Al poner en marcha el Controlador se produce un cambio en el punto de operación que puede dar sorpresas

Predicción modelo

Analizador

En el nuevo punto de operación se reduce el  $C_3$  en el fondo hasta agotarlo. La dinámica del proceso cambia y el controlador se vuelve inestable



Nuevo modelo

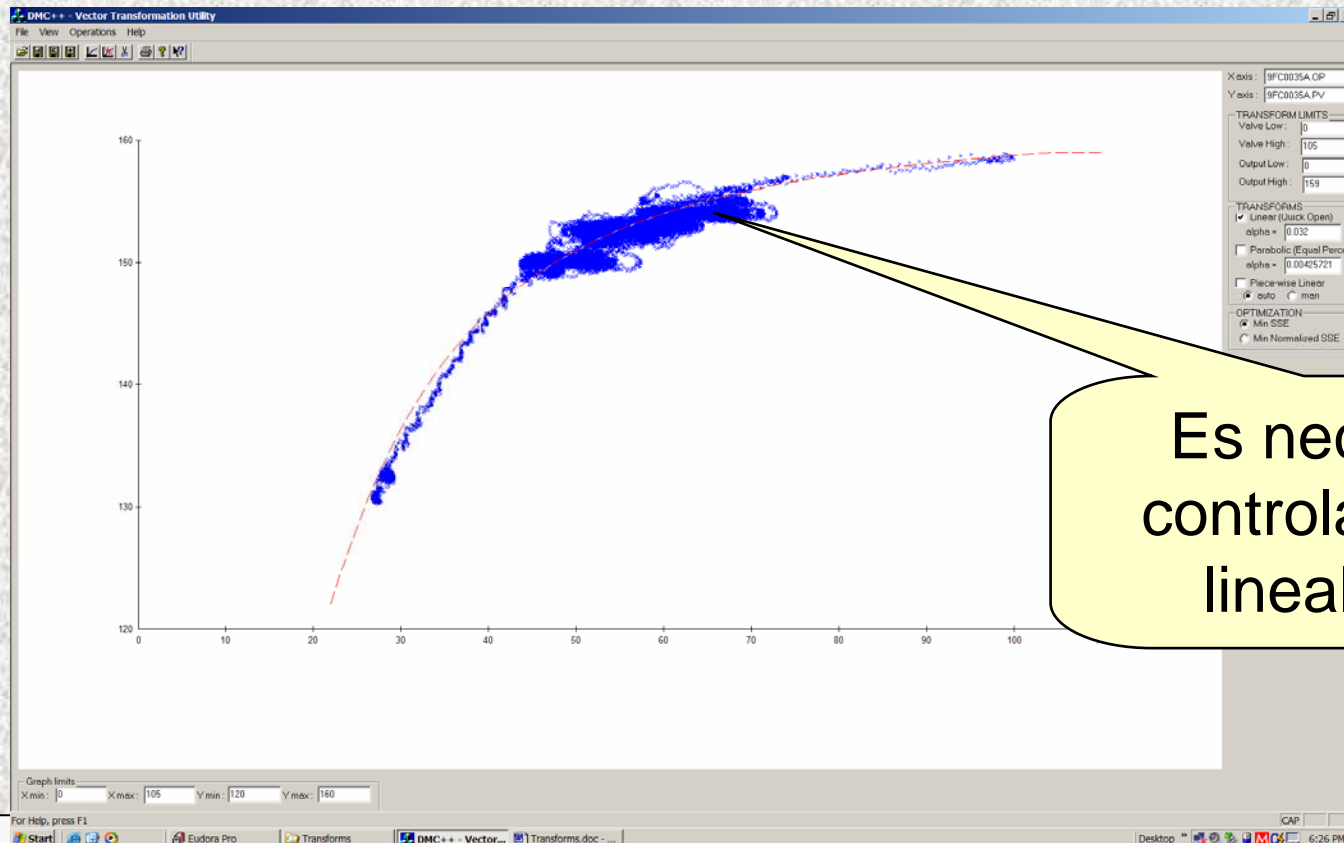
Evento agotamiento, incorpora nueva DV





# Cosas Prácticas : Saturación actuadores

- ◆ Imprescindible controlar todas las posibles saturaciones del proceso, concretamente las aperturas de las válvulas que en su mayoría incluyen no linealidades. En el splitter la válvula de reflujo se comporta de la siguiente forma :



Es necesario  
controlar la OP  
linealizada



# Cosas Prácticas : Saturación actuadores (1/2)

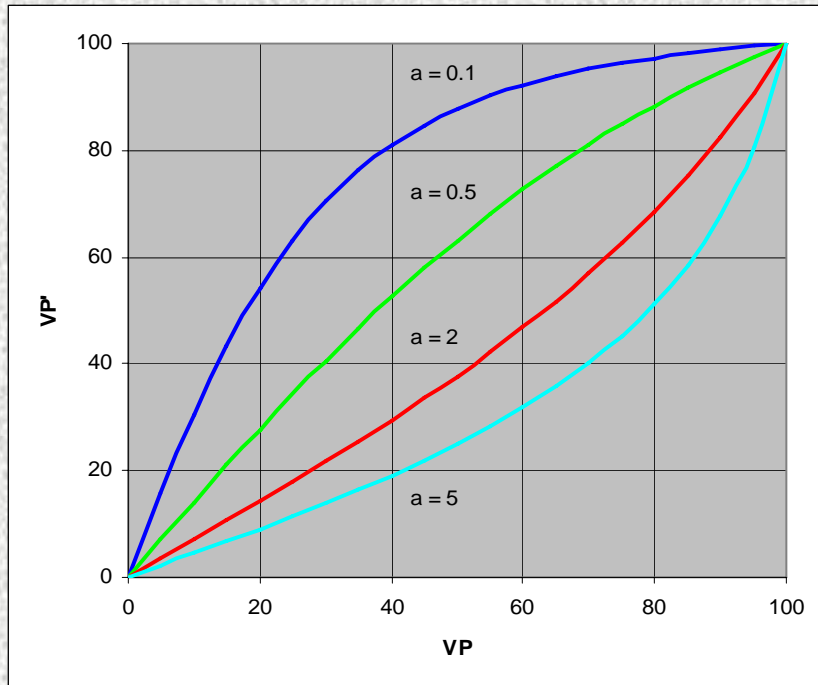
La mayoría de las válvulas de líquidos se pueden linealizar usando la expresión:

$$VP' = 100 * (VP/100) / \text{SQRT}(a + (1-a)*(VP/100)^2)$$

donde **VP'** apertura transformada de la válvula en %

**VP** apertura original de la válvula en %

**a** es la constante característica



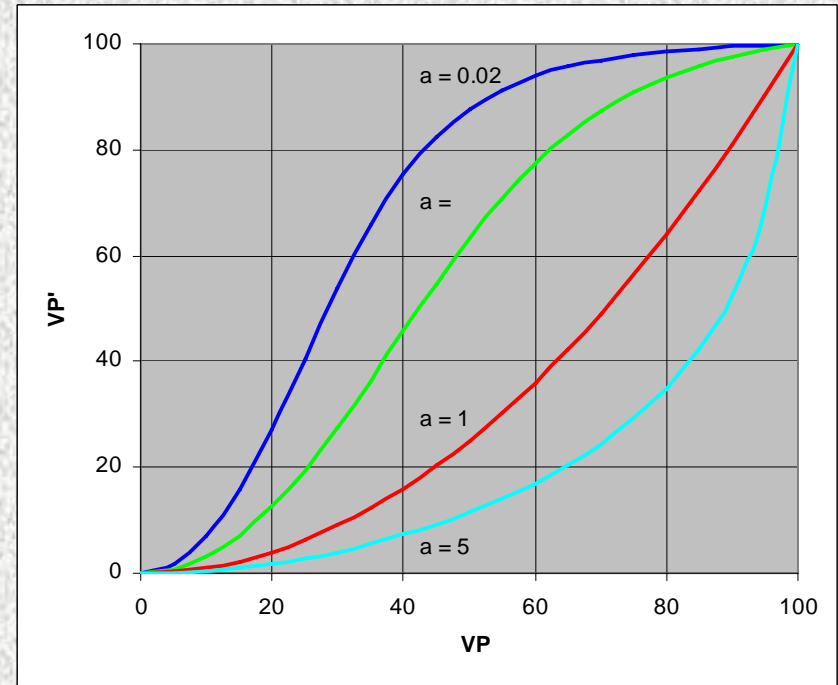
La mayoría de las válvulas de gases se pueden linealizar usando la expresión:

$$VP' = 100 * (VP/100)^2 / \text{SQRT}(a + (1-a)*(VP/100)^4)$$

donde **VP'** apertura transformada de la válvula en %

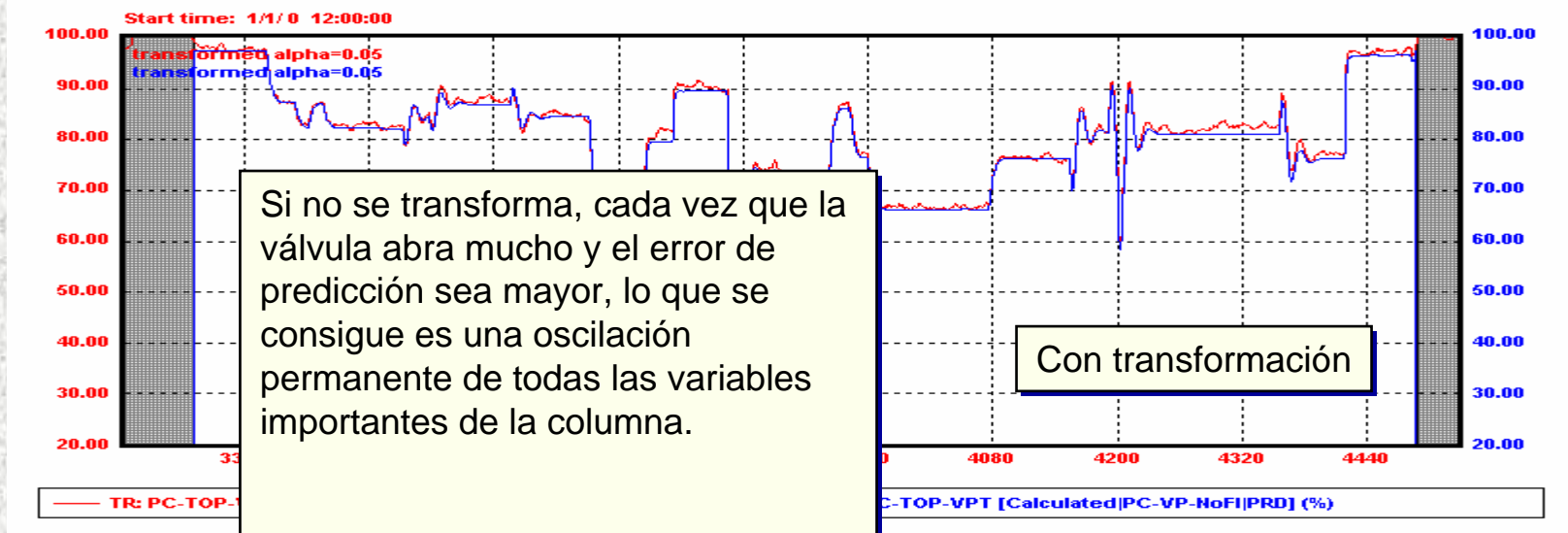
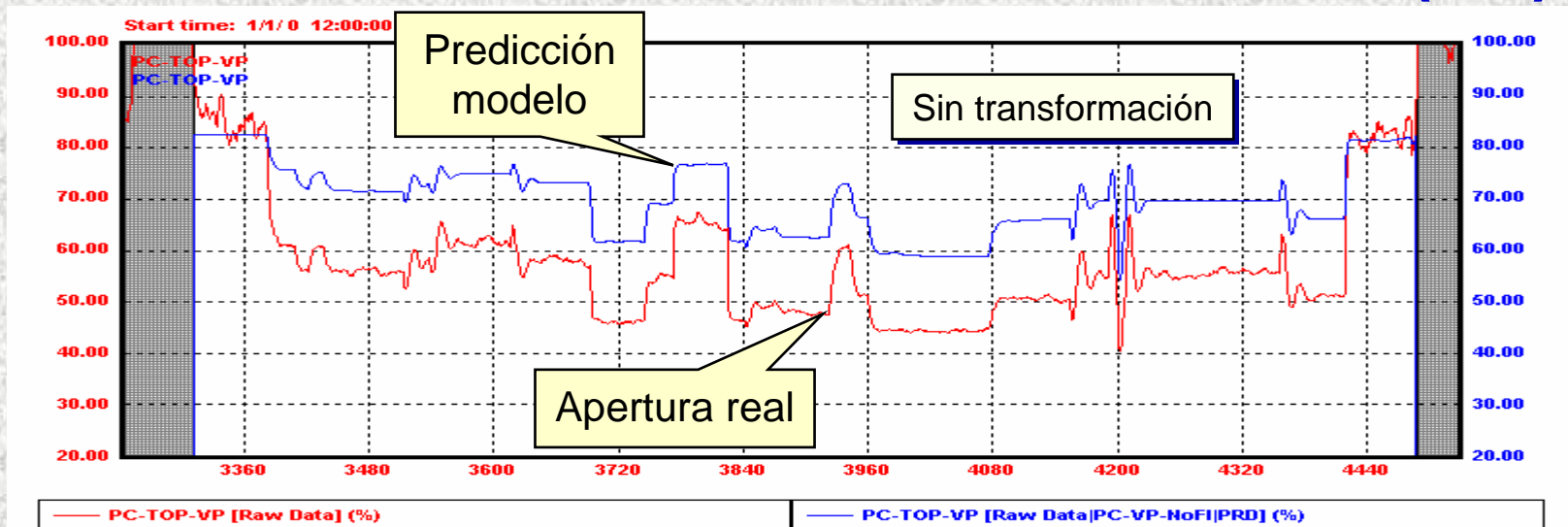
**VP** apertura original de la válvula en %

**a** es la constante característica





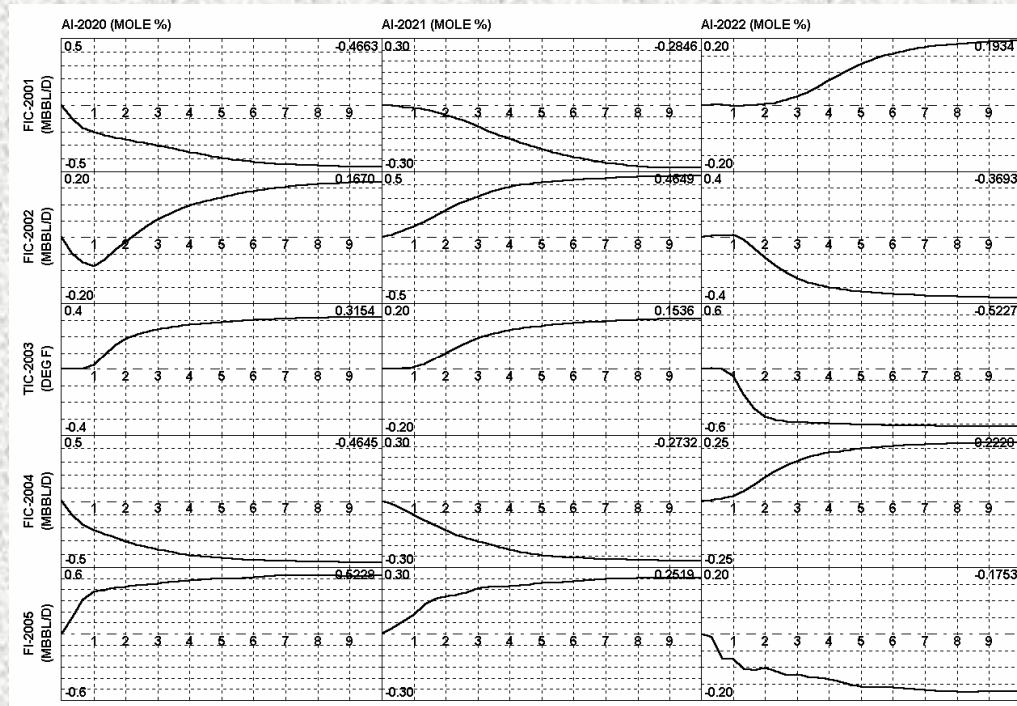
# Cosas Prácticas : Saturación actuadores (2/2)





# Cosas Prácticas : Ganancias Multivariables (1/3)

Vamos a ver un proceso sencillo y en principio también “inocente” de 3CVs, 4MVs y 1DV. Su matriz dinámica es la siguiente:



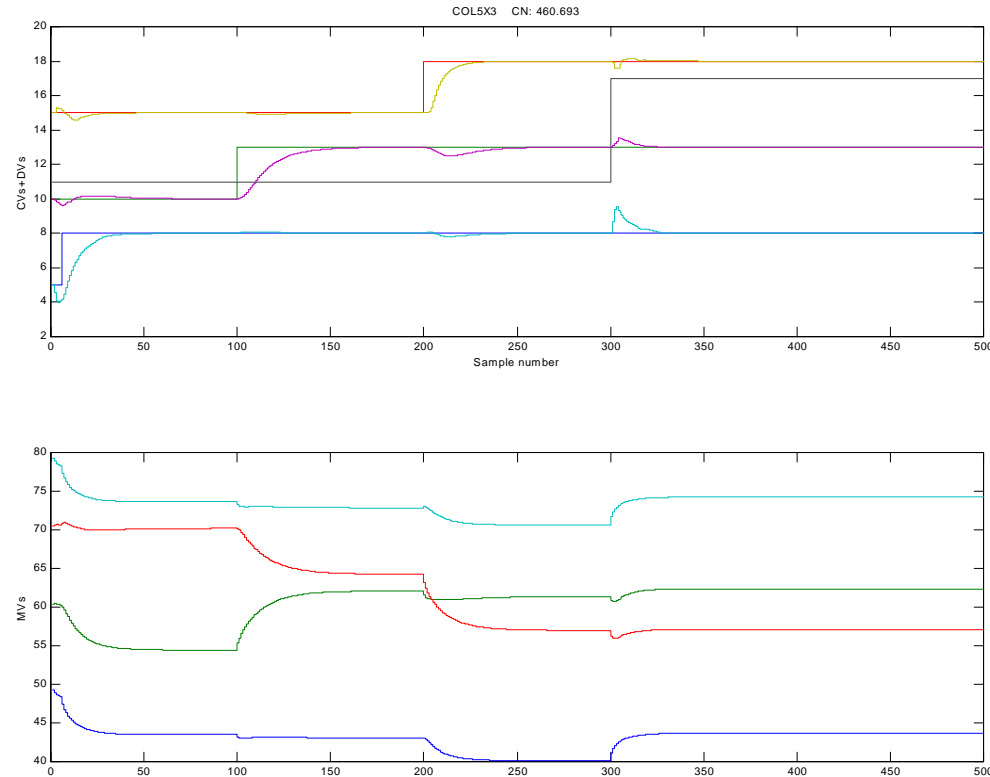
Y su matriz de ganancias en estacionario:

$$K = \begin{bmatrix} (LCAB) & (DSIDE) & (TFEED) & (LSIDE) \\ (C5CAB) & -0.4663 & 0.1670 & 0.3154 & -0.4645 \\ (C7SIDE) & -0.2846 & 0.4649 & 0.1536 & -0.2732 \\ (C3FONDO) & 0.1934 & -0.3693 & -0.5227 & 0.2228 \end{bmatrix}$$



# Cosas Prácticas : Ganancias Multivariables (2/3)

Una simulación del proceso en lazo cerrado no pronostica ningún problema:



Sin embargo, ¿qué sucede si perdemos un grado de libertad y solo tenemos 3 MVs disponibles ?

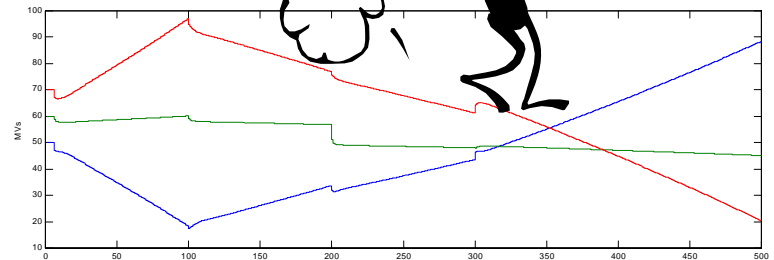
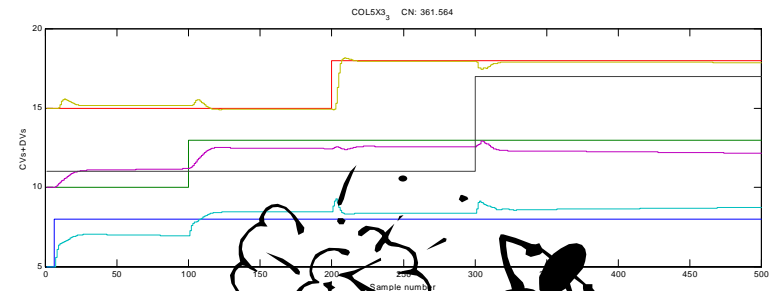
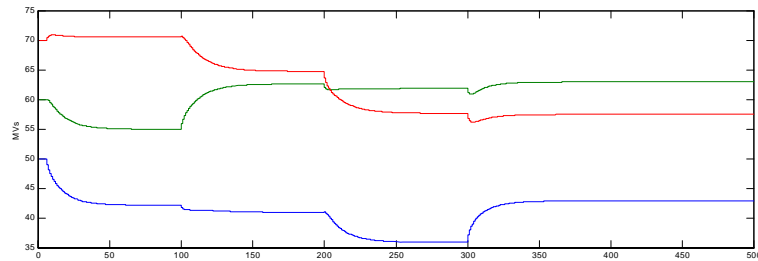
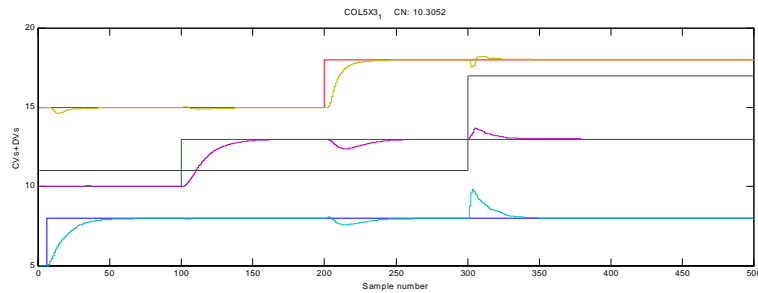




# Cosas Prácticas : Ganancias Multivariables (3/3)

$$\Lambda_1 = \begin{bmatrix} & (LCAB) & (DSIDE) & (TFEED) \\ (C5CAB) & \mathbf{1.2103} & -0.2770 & 0.0668 \\ (C7SIDE) & 0.1157 & \mathbf{1.1837} & -0.2994 \\ (C3FONDO) & -0.3260 & 0.0933 & \mathbf{1.2327} \end{bmatrix} \quad CN = 3.70$$

$$\Lambda_3 = \begin{bmatrix} & (LCAB) & (TFEED) & (LSIDE) \\ (C5CAB) & -37.9083 & -2.4965 & 41.4048 \\ (C7SIDE) & 36.7623 & 1.6166 & -37.3789 \\ (C3FONDO) & 2.1460 & 1.8799 & -3.0259 \end{bmatrix} \quad CN = 222.37$$



No se usa  $L_{SIDE}$

No se usa  $D_{SIDE}$

Conclusión : Es necesario hacer un análisis de todos los subprocessos que puedan ser activos.

Forum de la Automática MCA, Barcelona 29-31 de marzo de 2005

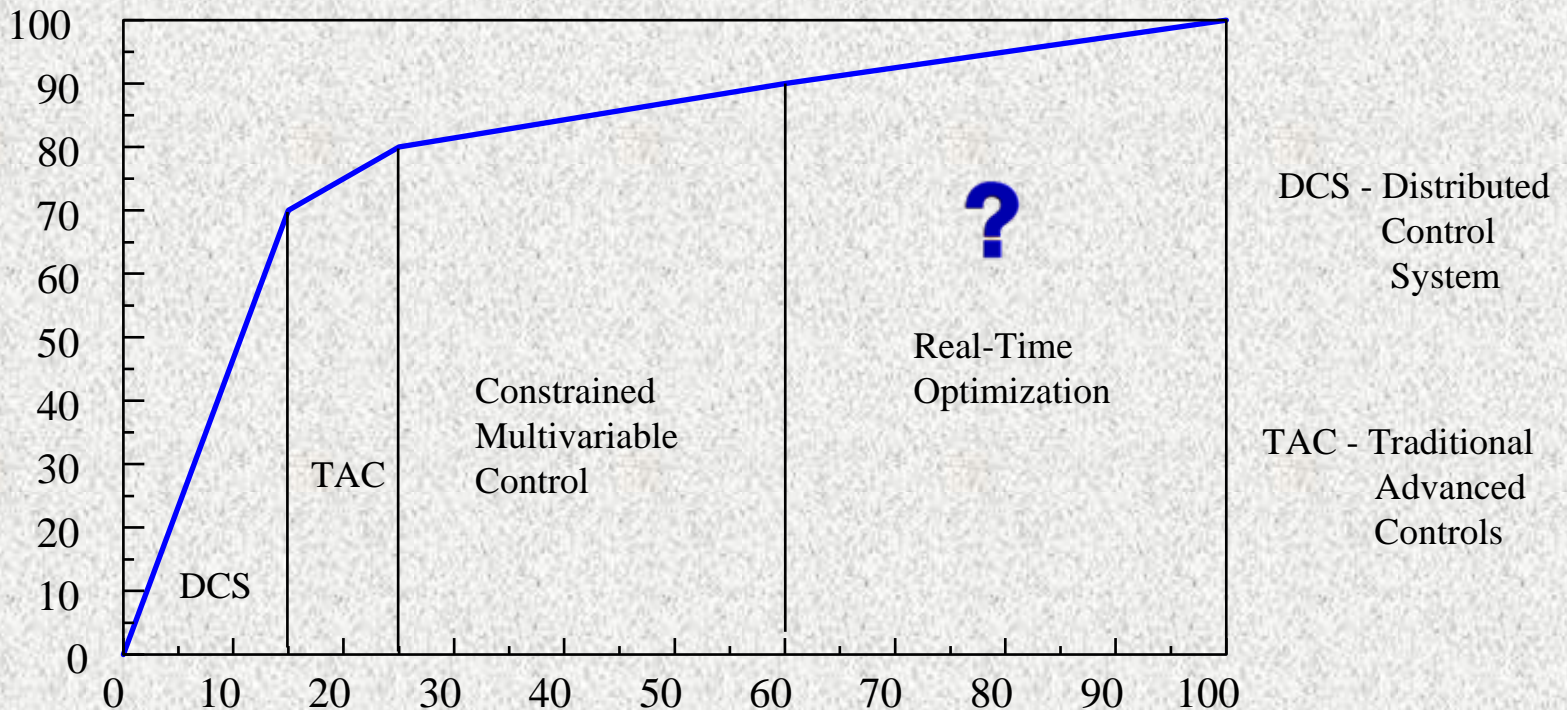




# Beneficios reales del MPC (1/3)

## Beneficios esperados del MPC según vendedores

Capital Cost (including manpower) (%)

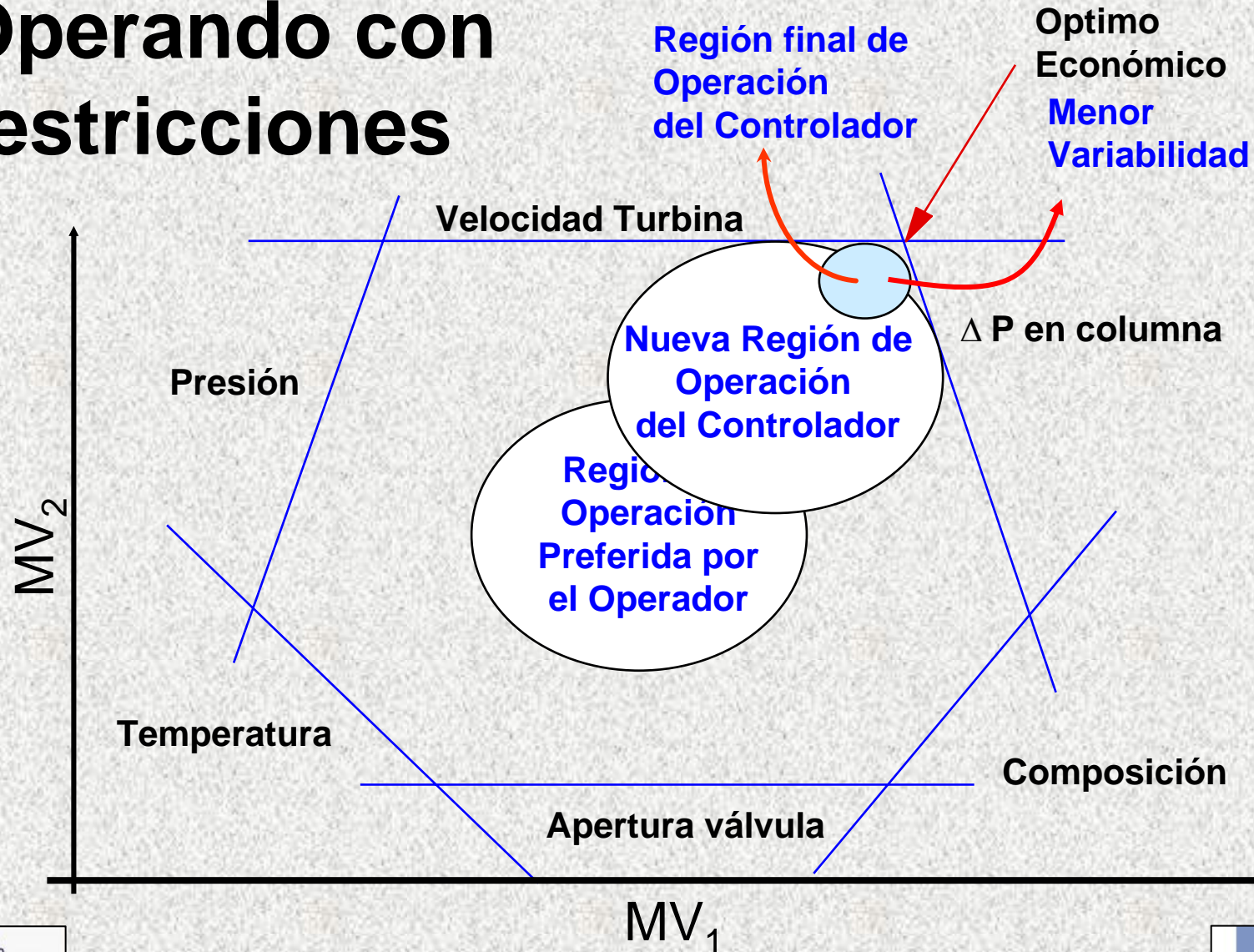


Potential from Computer Applications (%)



## Beneficios reales del MPC (2/3)

# Operando con restricciones





# Beneficios reales del MPC (3/3)



- Mejora el Control Básico del proceso
- Lleva al punto óptimo económico de operación, pero hay que tener mucho cuidado en el cálculo de los costes, especialmente con los productos intermedios
- Mejora el control de calidad de los productos
- Estabilidad, control seguro, manejo explícito de restricciones
- Promedio de periodo de amortización de seis meses o menos en la mayoría de los procesos







# Puntos débiles del MPC

- ◆ Selección de MVs, CVs y DVs. Es necesario un conocimiento profundo del proceso. No hay herramientas sencillas para analizar las correlaciones entre sí de las MVs y CVs
- ◆ Falta de herramientas concluyentes para la validación del modelo. Especialmente útil para detener los tests en la fase de identificación (la parte más costosa del proyecto)
- ◆ Faltan herramientas estándar para la estimación de beneficios del proyecto
- ◆ Dificultad en el seguimiento / mantenimiento del controlador. Las herramientas de diagnóstico están en su fase inicial.
- ◆ Es una tecnología emergente en continuo desarrollo a pesar de ser una tecnología consolidada en la industria. Requiere un gran esfuerzo de formación







Table 6

Summary of linear MPC applications by areas (estimates based on vendor survey; estimates do not include applications by companies who have licensed vendor technology)<sup>a</sup>

Area	Aspen Technology	Honeywell Hi-Spec	Adersa <sup>b</sup>	Invensys	SGS <sup>c</sup>	Total
Refining	1200	480	280	25		1985
Petrochemicals	450	80	—	20		550
Chemicals	100	20	3	21		144
Pulp and paper	18	50	—	—		68
Air & Gas	—	10	—	—		10
Utility	—	10	—	4		14
Mining/Metallurgy	8	6	7	16		37
Food Processing	—	—	41	10		51
Polymer	17	—	—	—		17
Furnaces	—	—	42	3		45
Aerospace/Defense	—	—	13	—		13
Automotive	—	—	7	—		7
Unclassified	40	40	1045	26	450	1601
Total	1833	696	1438	125	450	4542
First App.	DMC:1985 IDCOM-M:1987 OPC:1987	PCT:1984 RMPCT:1991	IDCOM:1973 HIECON:1986	1984	1985	
Largest App.	603 × 283	225 × 85	—	31 × 12	—	

Es esencial ponderar la experiencia del vendedor en cada sector en particular, especialmente para los clientes noveles





# Ruegos y Preguntas

