



Universidad Complutense de Madrid

Universidad Nacional de Educación a Distancia

Máster en Ingeniería de Sistemas y de Control

Proyecto de Fin de Máster

Control Multivariable de una Unidad de Butano

Autor: Garikoitz Martínez Moreno

Director: Fernando Morilla García

Curso académico: 2016 / 2017

Convocatoria de defensa: Septiembre 2017

PÁGINA DEJADA INTENCIONADAMENTE EN BLANCO

Máster en Ingeniería de Sistemas y de Control

Control Multivariable de una Unidad de Butano

Proyecto específico propuesto por el alumno

Autor

Garikoitz Martínez Moreno

Director

Fernando Morilla García

PÁGINA DEJADA INTENCIONADAMENTE EN BLANCO

PÁGINA DEJADA INTENCIONADAMENTE EN BLANCO



Autorización

Autorizamos a la Universidad Complutense y a la UNED a difundir y utilizar con fines académicos, no comerciales y mencionando expresamente a sus autores, tanto la memoria de este Trabajo Fin de Máster, como el código, la documentación y/o el prototipo desarrollado.

Firmado:

Garikoitz Martínez Moreno

Firma del alumno

PÁGINA DEJADA INTENCIONADAMENTE EN BLANCO

Agradecimientos

A Rafa González por darme la oportunidad de realizar este trabajo y a Mikel Sola por proporcionarme los recursos necesarios.

A José Manuel Fernández y Sergio Mármol Gutiérrez por su enorme apoyo y paciencia. Sin vuestra inestimable ayuda, este trabajo no se hubiera llevado a cabo.

PÁGINA DEJADA INTENCIONADAMENTE EN BLANCO

Resumen

La competitividad y la alta variación en los precios del crudo, hacen que el ajuste del proceso en las diferentes unidades de una refinería sea crítico, no solo para el correcto control de la planta, sino para adecuarnos al mercado y obtener así el mayor beneficio.

El objetivo de este proyecto es documentar el desarrollo del control multivariable de una unidad de butano, que procesa diferentes corrientes de gases licuados del petróleo para finalmente obtener propano y butano comercial.

El resultado final, tras obtener el modelo de comportamiento de la planta, será el desarrollo e implantación de una aplicación que nos permitirá el control semi-autónomo de la planta dentro de unos límites prefijados.

Palabras clave: Control del proceso, unidad de butano, control multivariable, dmc, control dinámico matricial, Aspen tech, DMCplus Model, DMCplus Build, DMCplus Simulate.

Abstract

Competitiveness and the high variation in oil prices mean that the adjustment of the process in the different units of a refinery is critical, not only for the correct control of the plant, but also to adapt to the market and thus obtain the greatest benefit.

The objective of this project is to document the development of the multivariable control of a butane unit, which processes different streams of liquefied petroleum gases to finally obtain commercial propane and butane.

The final result, after obtaining the model of behavior of the plant, will be the development and implementation of an application that will allow us the semi-autonomous control of the plant within previously set limits.

Keywords: Process control, butane unit, multivariable control, dmc, dynamic matrix control, Aspen tech, DMCplus Model, DMCplus Build, DMCplus Simulate.

PÁGINA DEJADA INTENCIONADAMENTE EN BLANCO

ÍNDICE

1.	Introducción	1
2.	Descripción del proceso	3
2.1.	Desetinizadora (T-1).....	3
2.2.	Despropanizadora (T-3)	4
3.	Estudio de viabilidad	6
3.1.	Desetinizadora	6
3.2.	Despropanizadora	8
4.	Estrategia de control anterior	12
5.	Estrategia de control multivariable	14
5.1.	Elección de variables.....	14
5.1.1.	Variables manipuladas	15
5.1.2.	Variables controladas	15
5.1.3.	Variables de perturbación	15
5.1.4.	Grados de libertad.....	16
6.	Step Test.....	17
7.	Identificación y modelado de la planta	19
7.1.	Variables controladas.....	21
7.1.1.	Nivel del D-3	21
7.1.2.	Reflujo a T-1	26
7.1.3.	Exceso reflujo T-1	28
7.1.4.	Nivel T-1	30
7.1.5.	Temperatura compensada por presión plato 11 T-3	32
7.1.6.	Inferencia %C3 en butano	36
7.1.7.	Delta de temperatura E-5.....	39
7.1.8.	Válvula extracción propano T-3.....	42
7.2.	Matriz dinámica	44
8.	Construcción del controlador y simulación	46
8.1.	Ajuste de parámetros	46
8.1.1.	Límites de operación	46
8.1.2.	CV Ranks.....	50
8.1.3.	LP Costs	50
8.1.4.	Move Suppression Factor.....	51
8.1.5.	Equal Concern Error	51
8.2.	Consistencia de ganancias	53
9.	Comisionado.....	54
9.1.	Relación de cambios	51
10.	Resultados	54
10.1.	Desetinizadora (T-1).....	54
10.2.	Despropanizadora (T-3)	55
10.3.	Conclusión de los resultados.....	57
11.	Conclusiones.....	58
12.	Bibliografía	59
13.	Anexo 1.....	60

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 – Diagrama de flujo del proceso de creación del controlador multivariable	2
Figura 2.1 – Esquema básico de la planta	3
Figura 2.2 – Esquema de la planta.....	4
Figura 3.1 – Ratio reflujo / carga y vapor / carga en la Desetanizadora.....	7
Figura 3.2 – Ratio reflujo/carga y vapor/carga en la Despropanizadora	9
Figura 3.3 – Gráfico de la calidad del butano durante 2015/2016.....	10
Figura 3.4 – Gráfico de la calidad del propano durante 2015/2016.....	11
Figura 4.1 – Detalle Desetanizadora.....	12
Figura 4.2 – Detalle Despropanizadora	13
Figura 5.1 – Variables manipuladas (azul), controladas (naranja) y perturbaciones (verde)	14
Figura 7.1 – Detalle del software iBegilan con los vectores para exportación.....	19
Figura 7.2 – Detalle de los vectores importados en DMCplus Model	20
Figura 7.3 – Detalle de una variable manipulada con <i>bad slices</i> establecidos	20
Figura 7.4 – Diagrama de flujo del software de Aspen.....	21
Figura 7.5 – Detalle del nivel del D-3.....	21
Figura 7.6 – Creación del vector calculado 67LC0005.D.....	22
Figura 7.7 – Detalle del vector de nivel (arriba) y el vector diferenciado (abajo)	22
Figura 7.8 – Vectores para identificación del nivel del D-3	23
Figura 7.9 – Resultado de la identificación del nivel del D-3	23
Figura 7.10 – Método subespacios con TTSS de 60 minutos para 67LC0005.D – 67FC0007.SP	24
Figura 7.11 – Detalle de la predicción del nivel del D-3 real	25
Figura 7.12 – Detalle de la predicción del nivel del D-3 diferenciado	25
Figura 7.13 – Detalle del reflujo a T-1	26
Figura 7.14 – Vectores para identificación del reflujo de la T-1	27
Figura 7.15 – Método subespacios con TTSS de 120 minutos para reflujo T-1.....	27
Figura 7.16 – Detalle de la predicción del reflujo T-1.....	28
Figura 7.17 – Detalle del exceso de reflujo T-1	28
Figura 7.18 – Representación de la resta de modelos	29
Figura 7.19 – Detalle del nivel T-1	30
Figura 7.20 – Vectores para identificación del nivel de la T-1.....	31
Figura 7.21 – Método subespacios con TTSS de 60 minutos para el nivel T-1.....	31
Figura 7.22 – Detalle de la predicción del nivel T-1 diferenciado	32
Figura 7.23 – Detalle de la TCP plato 11 T-3.....	33
Figura 7.24 – Vectores para identificación de la TCP	34
Figura 7.25 – Método subespacios con TTSS de 60 minutos para la TCP.....	34
Figura 7.26 – Detalle de la predicción de la TCP diferenciada	35
Figura 7.27 – Detalle del %C3 en butano	36
Figura 7.28 – Vectores para identificación de la inferencia de fondo	37
Figura 7.29 – Método subespacios con TTSS de 180 minutos para la inferencia de fondo	37
Figura 7.30 – Detalle de la predicción de la inferencia de fondo	38
Figura 7.31 – Gráfica para calcular el tiempo de retraso	39
Figura 7.32 – Detalle de la delta de temperatura E-5	39
Figura 7.33 – Vectores para identificación de la delta de temperatura	40
Figura 7.34 – Método FIR con TTSS de 60 minutos para la temperatura de salida de gases.....	41
Figura 7.35 – Detalle de la predicción de la delta de temperatura	41
Figura 7.36 – Método FIR con TTSS de 120 minutos para la temperatura de salida del condensador.....	41
Figura 7.37 – Detalle de la predicción de la salida del condensador	42

Figura 7.38 – Detalle de la válvula de extracción de propano T-3.....	42
Figura 7.39 –Método FIR con TTSS de 120 minutos para la temperatura de salida del condensador	43
Figura 7.40 –Detalle de la predicción de la salida del condensador	43
Figura 7.41 – Matriz dinámica	45
Figura 8.1 – Equal Concern Error dinámico	52
Figura 8.2 – Simulación de un caso mediante DMCplus Simulate.....	54
Figura 9.1 – Comisionado fondo T-1.....	52
Figura 9.2 – Comisionado inferencia fondo T-1.....	53
Figura 10.1 – Ratio reflujo / carga y vapor / carga en la Desetanzadora.....	54
Figura 10.2 – Ratio reflujo / carga y vapor / carga en la Despropanizadora	55
Figura 10.3 – Comparativa de la calidad del butano tras la implementación del controlador	56
Figura 10.4 – Comparativa de la calidad del propano tras la implementación del controlador	56

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3.1 – Tabla Ratio Reflujo/Carga	7
Tabla 5.1 – Variables manipuladas	15
Tabla 5.2 – Variables manipuladas	15
Tabla 5.3 – Variables de perturbación.....	15
Tabla 7.1 – Ganancias unitarias resultantes nivel D-3	25
Tabla 7.2 – Ganancias unitarias resultantes reflujo T-1	28
Tabla 7.3 – Ganancias unitarias resultantes exceso de reflujo T-1.....	29
Tabla 7.4 – Ganancias unitarias resultantes nivel T-1	32
Tabla 7.5 – Ganancias unitarias resultantes de la TCP	35
Tabla 7.6 – Ganancias unitarias resultantes de la inferencia de fondo.....	38
Tabla 7.7 – Ganancias unitarias resultantes delta de Temperatura T-3.....	42
Tabla 7.8 – Ganancias unitarias resultantes de la válvula de extracción de propano	43
Tabla 8.1 – Límites de operación	47
Tabla 8.2 – Parámetros CV Ranks	50
Tabla 8.3 – Parámetros LP COST.....	51
Tabla 8.4 – Parámetros Move Suppression	51
Tabla 8.5 – Parámetros Equal Concern Error	52
Tabla 13.1 – Step Test	66

1. INTRODUCCIÓN

Las torres de destilación son el corazón de una planta de refino siendo el proceso de separación más utilizado en la industria actualmente. Es una industria rentable pero altamente intensiva en energía, de hecho, las torres de destilación suponen un tercio de la energía para operar una planta de refino petroquímica o de gas natural. Para hacernos una idea de lo que estamos hablando, a una refinería de tamaño medio que procesa 200 millones de barriles por día, este hecho le supone aproximadamente 20 millones de Euros mensuales.

Estamos ante un proceso difícil de comprender y de operar de forma adecuada por diversos factores:

- El control básico no es suficiente para operar correctamente la planta.
- El proceso posee tiempos muertos y estacionarios muy largos.
- Son procesos altamente no lineales.
- Existe gran interacción entre variables.

Lo anteriormente citado hace prever que quien opera la planta consumirá más energía de la necesaria por el simple hecho de no poder optimizar constantemente todos los puntos relevantes. Es aquí cuando una estrategia de control predictivo basado en modelo multivariable puede dar sus frutos.

El control predictivo basado en modelo multivariable posee varios beneficios que lo hacen idóneo para procesos con fuertes interacciones entre sus variables y con dinámicas complejas como lo son las torres de destilación [\[1\]](#).

- Mejora el control básico del proceso.
- Es capaz de predecir y manejar la interacción entre variables.
- Tiene en cuenta las múltiples restricciones posibles del proceso.
- Lleva al punto óptimo económico de operación.
- Mejora el control de calidad de los productos.
- Posee un periodo de amortización de pocos meses en la mayoría de los procesos.

En este proyecto se ha realizado el estudio y la implementación de un control predictivo basado en modelo multivariable en una unidad Fraccionadora de LPG, comúnmente conocida como unidad de Butano. Para ello se ha realizado un estudio previo destacando el potencial de mejora de la planta y la viabilidad económica que supondrá implementar el controlador.

Para el desarrollo del controlador multivariable se ha utilizado el software DMCplus de Aspen Tech, de modo que cuando se haga referencia al controlador se hablará de DMCplus.

Se puede ver un diagrama de flujo del proceso seguido en la Figura 1.1.

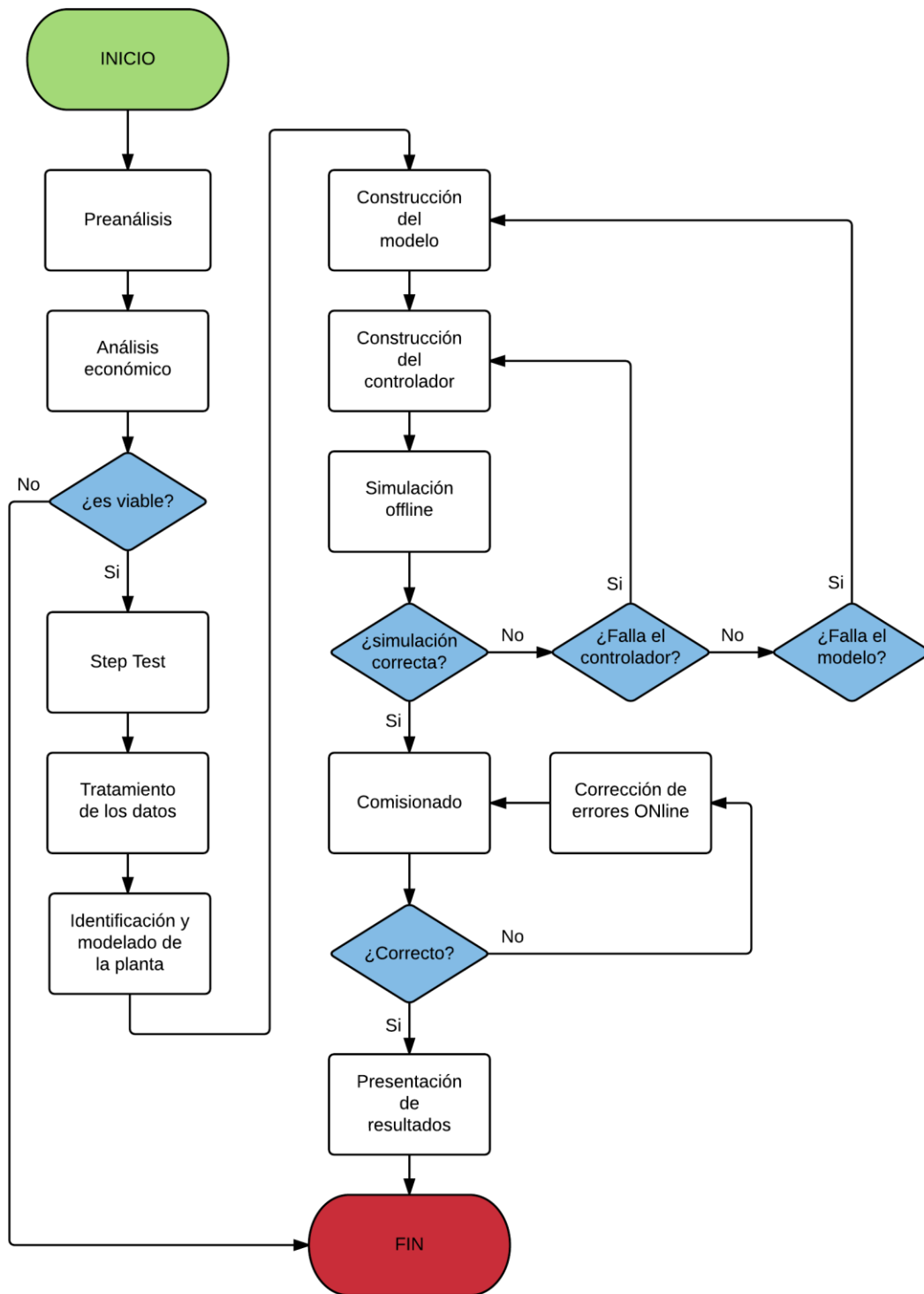


Figura 1.1 – Diagrama de flujo del proceso de creación del controlador multivariable

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Las Fraccionadoras de LPG (Gases Licuados del Petróleo), también llamadas unidades de Butano, tienen como misión separar las distintas fracciones que lo componen: Metano y Etano como única corriente gaseosa destinada al sistema de Fuel Gas (que sirve como combustible para hornos y calderas), y Propano y Butano como corrientes líquidas independientes, que posteriormente son almacenados para su comercialización en esferas. La corriente líquida de Butano, puede así mismo ser enviada a la unidad de Alkilación, donde se le extrae su contenido de isobutano, (Aprovechado en el proceso de obtención de Alkilato), desviando el resto hacia esferas de almacenamiento. La Figura 2.1 muestra la disposición básica de los principales equipos que componen la unidad.

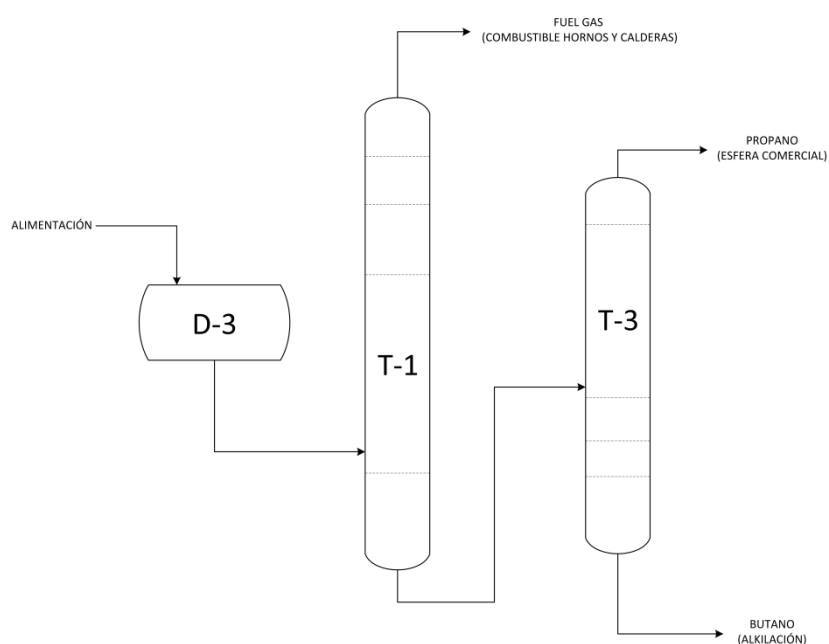


Figura 2.1 – Esquema básico de la planta

El LPG es recibido en un Acumulador de Carga (D-3), cuya presión se controla mediante un controlador de presión, que actúa en rango partido, aliviando gases al Acumulador de Cabeza de Crudo cuando la presión es elevada y permitiendo la entrada de Fuel Gas del Absorbedor Secundario cuando es pequeña. Esta unidad dispone de dos absorbedores que han sido omitidos por no ser relevantes en el desarrollo del controlador multivariable.

El LPG sale del Acumulador de carga bajo control de cascada y es bombeada a través de un Calentador de Intercambio (Fondo Despropanizadora/Carga), entrando a continuación en la Torre Desetanzadora.

2.1. DESETANIZADORA (T-1)

Los gases de cabeza pasan por un refrigerante donde, por medio de agua, condensan parcialmente, yendo a continuación al Acumulador de Cabeza. De aquí, los incondensables (Metano y Etano), van al

Absorbedor Primario bajo control de presión. El líquido sale bajo control de nivel, siendo bombeado como “reflujo total” a la Desetanizadora. La bomba de reflujo tiene una derivación al Acumulador de Cabeza con el objeto de protegerla de un posible flujo mínimo.

Por fondo sale, bajo control de nivel, una corriente compuesta principalmente por Propano y Butano, que constituyen la carga a la Despropanizadora, sin que sea necesaria la utilización de ninguna bomba, debido a la presión diferencial existente entre Desetanizadora y Despropanizadora.

La aportación de calor se realiza mediante vapor de media presión (17,5 kg/cm²), que cede calor en un calentador a la corriente del fondo de la Desetanizadora. El controlador de temperatura de la torre actúa en cascada sobre un FIC en la línea de vapor, de acuerdo a los requerimientos de temperatura del fluido en el plato nº 4 de la torre. El Reboiler es del tipo termosifón.

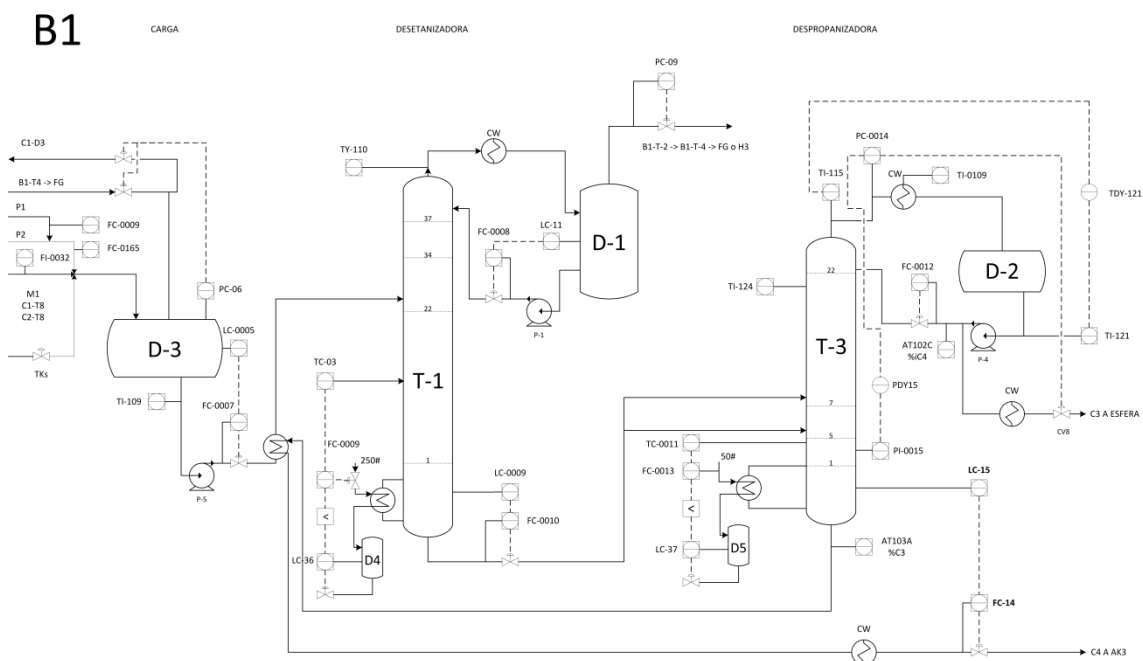


Figura 2.2 – Esquema de la planta

La Figura 2.2 muestra el esquema completo de los equipos relevantes para el desarrollo del controlador multivariable.

2.2. DESPROPANIZADORA (T-3)

Los gases de cabeza, compuestos principalmente por Propano, condensan totalmente en el enfriador de cabeza, mediante agua de refrigeración, pasando a continuación al Acumulador de Cabeza. Éste, normalmente trabaja inundado aunque, por acumulaciones puntuales de incondensables puede tener un nivel variable. Tanto el Refrigerante como el Acumulador de cabeza tienen la posibilidad de ventear incondensables al sistema de antorcha dulce. El propano líquido del Acumulador de Cabeza es bombeado bifurcándose en dos ramales; uno mediante control de flujo, constituye el reflujo de la torre

y al otro se le hace pasar por otro refrigerante de agua, antes de ser enviado a las esferas de almacenamiento. En el caso de que el Propano estuviese fuera de especificación, puede ser enviado por el colector de Slops de LPG a esferas de producto no comercial.

Además de lo dicho, el Propano procedente de la cabeza de la torre y antes de pasar por el Refrigerante de Cabeza, tiene un ramal de salida (Propano gaseoso) que sirve para ser enviado como carga a una Unidad Productora de Hidrógeno.

El Control de Presión de la torre lo ejerce un controlador que actúa bien sobre la salida de Propano a esferas o bien sobre la salida de fuel gas del Acumulador, mediante un conmutador al efecto:

El producto de fondo está constituido fundamentalmente por Butano, en su salida, calienta la carga a la Desetanizadora y posteriormente pasa por un enfriador de agua, desde donde mediante control de nivel de la torre, es enviado a cuatro puntos posibles:

- Esferas comerciales de Butano.
- Unidad de Alkilación
- Líneas de gasolinas comerciales para especificación de PVR.
- Slops de LPG.

Una parte del butano del fondo de la Despropanizadora, bajo Control de Flujo, puede ser recirculada mediante bomba a las unidades de Crudo.

Las especificaciones del Propano como del Butano se determinan mediante ensayos de "End Point" realizados en unidad. También existen cromatógrafos que determinan con más exactitud y de forma constante las características del producto.

La aportación de calor se realiza mediante vapor de Baja Presión (3,5 kg/cm²) en un calentador que trasmite el calor a una corriente que proviene del Plato nº 1 (Zona inferior) de la Desetanizadora. Un Controlador de Temperatura toma lectura en el retorno a la torre y actúa en cascada sobre un controlador de flujo en la línea de vapor al calentador.

3. ESTUDIO DE VIABILIDAD

3.1. DESETANIZADORA

Esta torre realiza una primera separación de componentes con la problemática de que el caudal de alimentación es altamente variable, lo que incide negativamente en la calidad de separación y en el consumo de vapor. Para dar solución a ambos problemas se ha ideado un controlador ratio reflujo/carga. Esta estrategia nos garantizará una buena separación introduciendo siempre el vapor necesario para un reflujo mínimo independientemente de la carga.

De forma experimental se llegó a la conclusión de que el ratio óptimo es 0,5, ya que se trabajará contra límite inferior de la bomba entre 18 y 21m³/h de carga y contra límite superior entre 61 y 70m³/h. En la Tabla 3.1 se puede apreciar el rango óptimo del ratio reflujo/carga elegido que minimiza el reflujo.

		REFLUJO															
		12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
CARGA	18	0,7	0,7	0,8	0,8	0,9	0,9	1,0	1,1	1,1	1,2	1,2	1,3	1,3	1,4	1,4	1,5
	19	0,6	0,7	0,7	0,8	0,8	0,9	0,9	1,0	1,1	1,1	1,2	1,2	1,3	1,3	1,4	1,4
	20	0,6	0,7	0,7	0,8	0,8	0,9	0,9	1,0	1,0	1,1	1,1	1,2	1,2	1,3	1,3	1,4
	21	0,6	0,6	0,7	0,7	0,8	0,8	0,9	0,9	1,0	1,0	1,0	1,1	1,1	1,2	1,2	1,3
	22	0,5	0,6	0,6	0,7	0,7	0,8	0,8	0,9	0,9	1,0	1,0	1,0	1,1	1,1	1,2	1,2
	23	0,5	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8	0,9	0,9	1,0	1,0	1,0	1,1	1,1	1,2
	24	0,5	0,5	0,6	0,6	0,7	0,7	0,8	0,8	0,8	0,9	0,9	1,0	1,0	1,0	1,1	1,1
	25	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,8	0,8	0,8	0,9	0,9	1,0	1,0	1,0	1,1
	26	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8	0,8	0,9	0,9	1,0	1,0	1,0
	27	0,4	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8	0,9	0,9	0,9	1,0	1,0
	28	0,4	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,8	0,8	0,8	0,9	0,9	0,9	1,0
	29	0,4	0,4	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8	0,8	0,9	0,9	0,9
	30	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8	0,8	0,9
	31	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8	0,8	0,9
	32	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8	0,8	0,8
	33	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8	0,8
	34	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7	0,8	0,8
	35	0,3	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7	0,8
	36	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7	0,8
	37	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7
	38	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7	0,7
	39	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7
	40	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6	0,7	0,7
	41	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6	0,7
	42	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6
	43	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6	0,6
	44	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6
	45	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	0,6
	46	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6
47	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,6	0,6	
48	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,6	
49	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,6	

50	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
51	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
52	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5
53	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5
54	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5
55	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5
56	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5
57	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5
58	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5
59	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5
60	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5
61	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
62	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
63	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
64	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
65	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
66	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4
67	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4
68	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4	0,4
69	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4
70	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,4	0,4	0,4

Tabla 3.1 – Tabla Ratio Reflujo/Carga

La Figura 3.1 muestra los datos del periodo 2015/2016 que relaciona las variables reflujo, carga y vapor. Se puede apreciar que los dos ratios poseen una buena correlación, de modo que los usaremos para calcular el consumo de vapor actual y el ahorro estimado cuando se implemente el nuevo controlador.

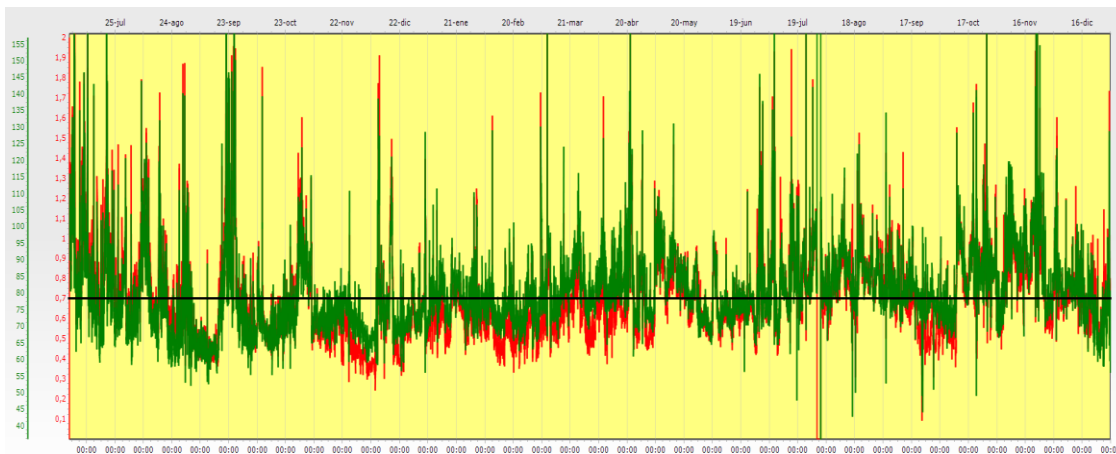


Figura 3.1 – Ratio reflujo / carga y vapor / carga en la Desetanizadora

Relacionando las escalas de los ratios llegamos a la conclusión de que 60.5Kg de vapor equivalen a 1m³ de reflujo.

- Escala vapor / carga = 157-36 = 121
- Escala reflujo / carga = 2-0 = 2

$$\text{Relación Vapor/Reflujo} = \frac{121}{2} = 60,5\text{Kg}/\text{m}^3 \quad (1)$$

El análisis de los datos indica que la media del ratio reflujo/carga se sitúa en torno al 0,7, en el periodo 2015/2016 y antes de la implementación del controlador. El nuevo controlador multivariable controlará de forma estable dicho ratio en torno al 0,5 siempre y cuando no sufra ninguna limitación. De modo que disponemos de un margen de mejora de 0,2. Teniendo en cuenta que la carga media de la unidad son 30m³/h obtenemos el reflujo de ahorro estimado.

$$0,2 \times 30\text{m}^3/\text{h} = 6\text{m}^3/\text{h} \quad (2)$$

El reflujo estimado multiplicado por el factor obtenido en la ecuación 1 nos da como resultado el ahorro estimado de vapor a la hora.

$$6\text{m}^3/\text{h} \times 60,5\text{Kg}/\text{m}^3 = 363\text{Kg}/\text{h} \quad (3)$$

El coste medio de producción de vapor de media presión durante el periodo 2015/2016 fue de 21,24€/t. Pasando el ahorro estimado de vapor a toneladas anuales y multiplicando por el precio, obtenemos finalmente el ahorro estimado en vapor de media presión en la Desetanizadora.

$$3179,88 \text{ t/año} \times 21,24 \text{ €/t} = 67540,65 \text{ €/año} \quad (4)$$

3.2. DESPROPANIZADORA

El mayor problema que se nos plantea en cuanto al control de calidad de los productos finales viene dado por el analizador en línea. Dicho analizador nos proporciona resultados cada 20 minutos lo que supone un tiempo muerto inadmisiblemente para implementar el controlador multivariable. Aquí tenemos dos opciones, modernizar el analizador o adelantarnos al muestreo del analizador viejo y utilizar el resultado del análisis para compensar las desviaciones del cálculo. Obviamente, haremos lo segundo.

Para adelantarnos al analizador, y tras analizar el comportamiento de la torre, se ha optado por utilizar un cálculo de temperatura compensada por presión para el control de la calidad de cabeza y una inferencia para el control de la calidad de fondo. Inicialmente se ideó una inferencia también para la cabeza pero se descartó debido a que a bajas cargas no era válida. Posteriormente se detallarán ambas estrategias de forma más extensa.

Las posibilidades que presenta la planta actualmente recaen en minimizar el consumo de vapor y maximizar las calidades de los productos finales. El control de las calidades no es perfecto, es decir,

debemos asumir cierta pérdida de propano en el butano y de butano en el propano. Por otra parte, el consumo de vapor dependerá de la cantidad de carga procesada y de restricciones inherentes al proceso como pueden ser la presión de trabajo o el tipo de vapor utilizado para la separación de componentes.

De nuevo, se puede observar en la Figura 3.2 que los dos ratios poseen una buena correlación, de modo que los usaremos para calcular el consumo de vapor actual y el ahorro estimado cuando se implemente el nuevo controlador.

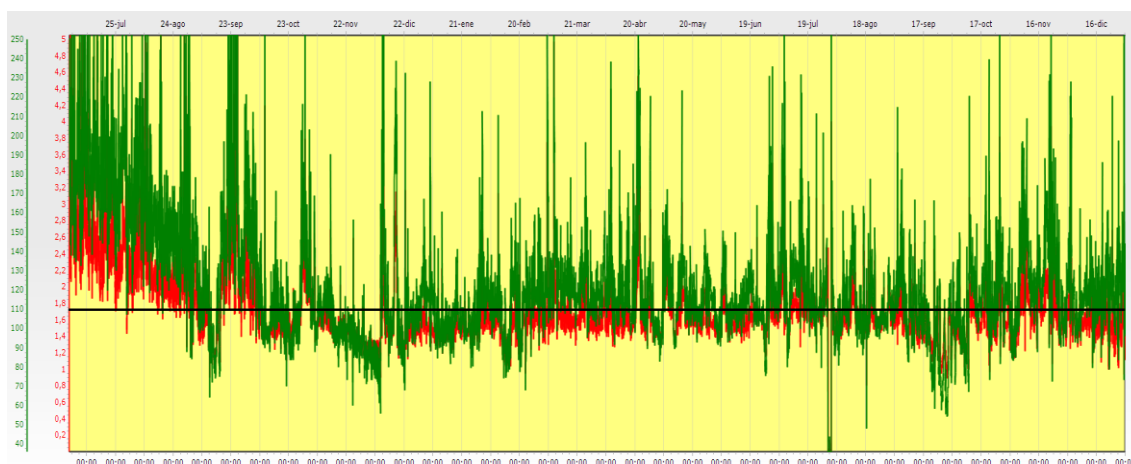


Figura 3.2 – Ratio reflujo/carga y vapor/carga en la Despropanizadora

Relacionando las escalas de los ratios llegamos a la conclusión de que 42,8Kg de vapor equivalen a 1m³ de reflujo.

- Escala vapor / carga = 250-36 = 214
- Escala reflujo / carga = 5-0 = 5

$$\text{Relación Vapor/Reflujo} = \frac{214}{5} = 42,8\text{Kg/m}^3 \quad (5)$$

El ratio reflujo/carga se sitúa en torno al 1.75, en el periodo 2015/2016 y antes de la implementación del controlador. En esta torre no se va a seguir una estrategia ratio reflujo/carga por lo que se antoja complicado dar una estimación del ahorro de vapor que supondrá el nuevo controlador, es más, puede que garantizar las calidades de los productos finales implique consumir más vapor en determinadas ocasiones, por lo que se ha decidido disminuir la presión de operación de la Despropanizadora.

Con el fin de comparar posteriormente, se representan gráficamente las calidades del propano (C3) y del butano (C4) antes de la implementación del controlador multivariable.

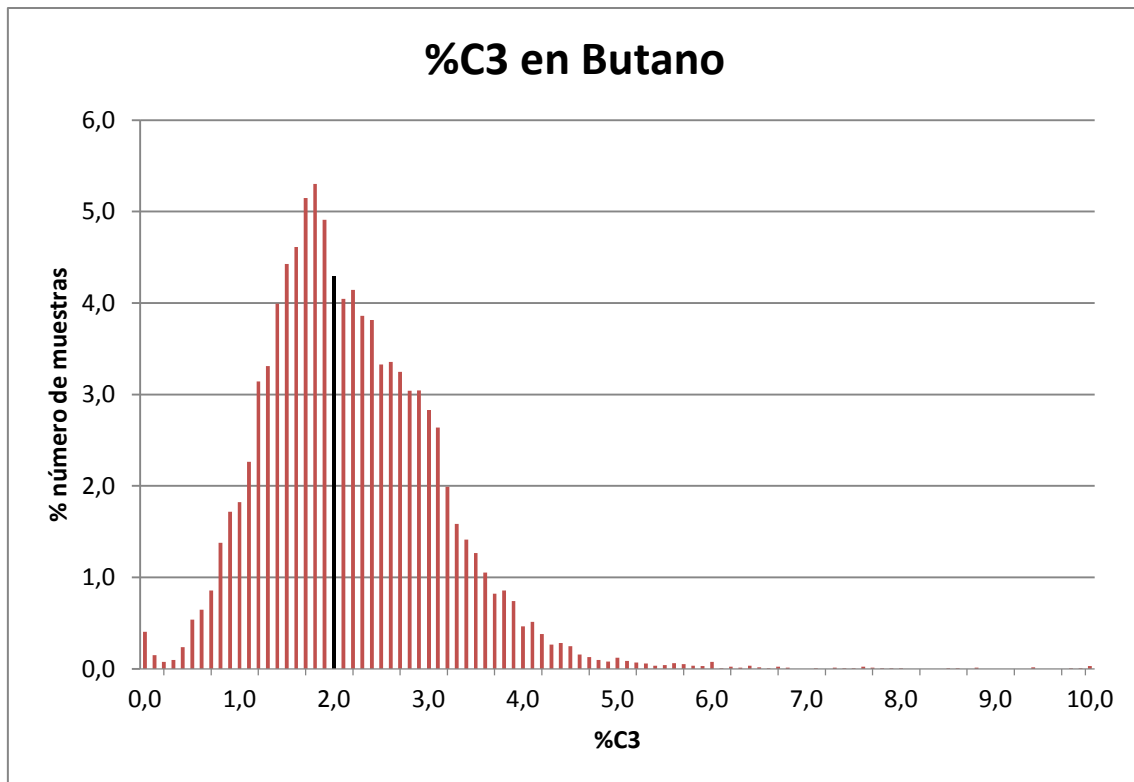


Figura 3.3 – Gráfico de la calidad del butano durante 2015/2016

Actualmente la especificación permite un %C3 en butano del 2%. Como se puede observar en la Figura 3.3, durante el periodo 2015/2016, el contenido de %C3 se sitúa bastante cercano a la especificación pero mayoritariamente suele estar por debajo de ella. De hecho, solamente se consigue el objetivo del 2% de %C3 en butano el 4,3% de las muestras (línea negra). Esto tiene implicaciones económicas negativas en ambos casos. Cuando nos encontramos por debajo de la especificación estamos consumiendo más vapor e impurificando la calidad del producto de cabeza. Cuando nos encontramos por encima de la especificación generamos problemas a unidades aguas abajo debido a que no son capaces de procesar un alto contenido en propano.

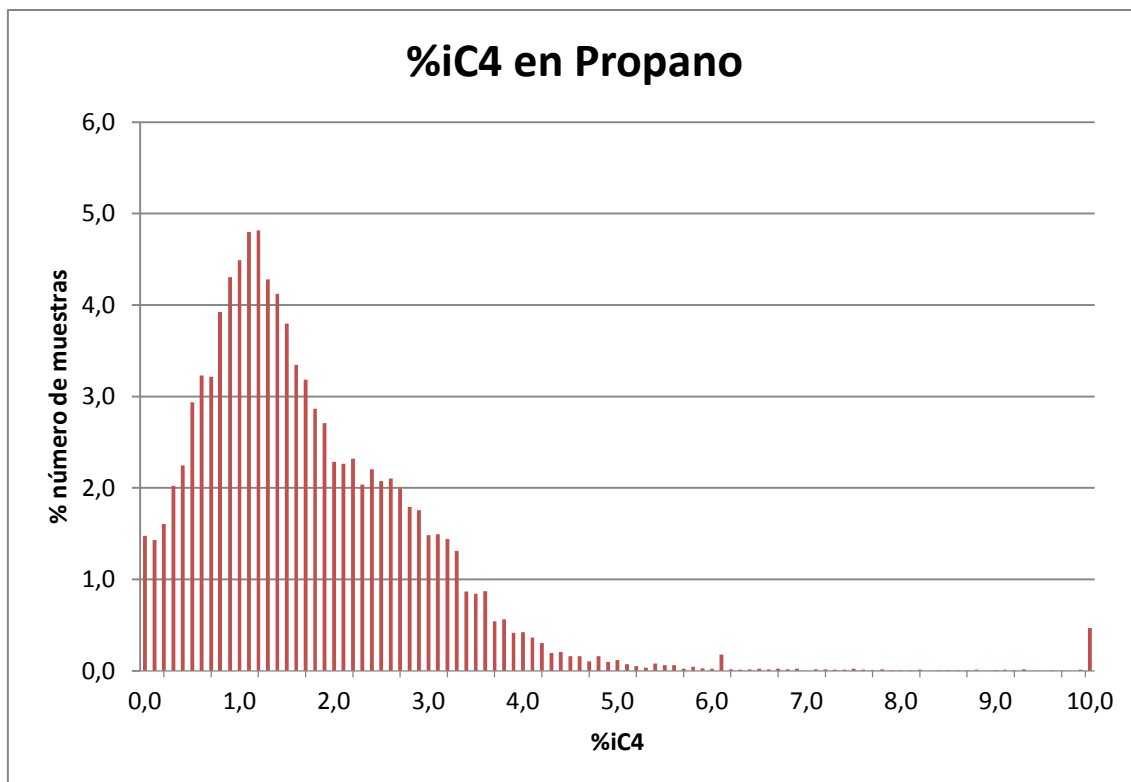


Figura 3.4 – Gráfico de la calidad del propano durante 2015/2016

Aunque no hay un valor concreto en cuanto a la especificación del contenido de butano en el propano, lo ideal es que sea lo más cercano a cero debido a la gran pérdida económica que supone su no aprovechamiento. La media de producción de propano durante el periodo 2015/2016 fue de 8,2m³/h con un contenido de Isobutano de 1,74%. Esto se traduce en un desaprovechamiento de 703 t/año de Isobutano. El coste medio del Isobutano y del Propano durante ese periodo fue de 601€/t y 350€/t respectivamente. Desaprovechar Isobutano quiere decir que se está vendiendo al precio del Propano por lo que se multiplica por la diferencia de precios.

$$(Isobutano) 703 \text{ t/año} \times 251 \text{ €/t} = 176453 \text{ €/año} \quad (6)$$

Como se puede ver en la ecuación 6, el desaprovechamiento de Isobutano por cabeza tiene un impacto económico negativo. Se espera que con la implementación del nuevo controlador multivariable se reduzca considerablemente el desaprovechamiento de Isobutano por cabeza de la Despropanizadora, aunque al igual que en el caso del vapor, es difícil dar una estimación.

La Despropanizadora sufre la misma problemática que la Desetanizadora, ya que heredamos las oscilaciones de la alimentación a través del fondo de la Desetanizadora, que recordemos, es la alimentación a la Despropanizadora. La estrategia que sigue el operador de nuevo, es introducir más vapor del necesario a la torre, para así asegurarse que la composición de la corriente de fondo (butano) cumple con la especificación. Esto implica no solo más consumo de vapor, sino que es habitual que parte del contenido del fondo lo desaprovechemos extrayéndolo por la parte superior junto con la corriente de cabeza.

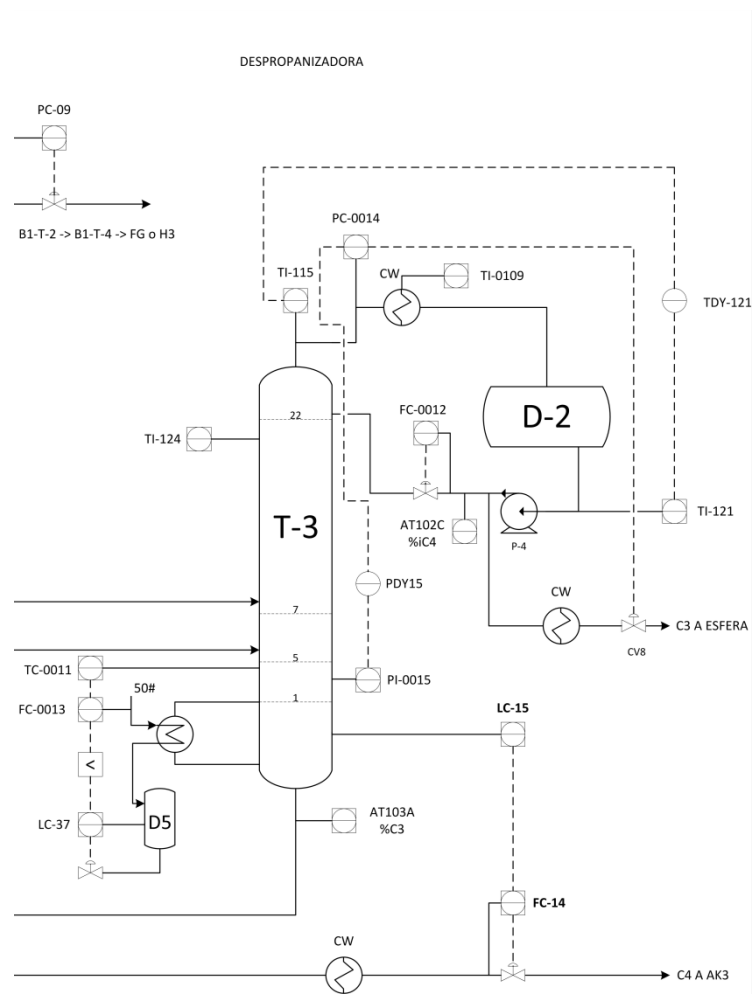


Figura 4.2 – Detalle Despropanizadora

A parte del vapor, los operadores de control manipulan habitualmente los reflujos e intentan controlar lo mejor que pueden los niveles. En determinados momentos incluso se ven obligados a romper la cascada de los niveles y manipular directamente los caudales de fondo para corregir alteraciones bruscas de la alimentación que el control básico, aún bien sintonizado, no es capaz de gestionar.

5. ESTRATEGIA DE CONTROL MULTIVARIABLE

En procesos de este tipo altamente no lineales compuestos por torres binarias, el control convencional no cubre las necesidades de optimización de forma correcta, es por ello que en estos casos se recurre a algoritmos más complejos. Existen numerosos algoritmos de control multivariable pero como se ha comentado anteriormente, usaremos un Control Predictivo Basado en Modelo (CPBM), en concreto un Control Dinámico Matricial (DMC) y para ello usaremos el software DMCplus de Aspen.

5.1. ELECCIÓN DE VARIABLES

Una vez estudiado el proceso, su estrategia de control actual y comprobada su viabilidad económica, una de las cosas más importantes que se nos plantean es la elección de las variables controladas y manipuladas que conformarán nuestro controlador multivariable.

Es muy importante que las variables manipuladas (MVs) elegidas sean independientes entre sí, de ahí que se las denomine habitualmente variables independientes. Estas variables serán las que *manipularemos* a fin de influir en las variables controladas a través de la dinámica de la planta [1].

Cabe destacar que el controlador multivariable no sustituye por completo al control básico, sino que convive con él. Tomando como ejemplo los niveles de la Desetanzadora (LC0009) y Despropanizadora (LC0015), se puede observar en la Figura 5.1 que el LC0009 se considera importante y por lo tanto será el controlador multivariable el encargado de mantener en balance dicho nivel. Sin embargo, en el LC0015 se mantiene el control básico ya que no aporta nada a la estrategia multivariable.

Las variables controladas (CVs), también llamadas dependientes, representan los puntos críticos que queremos *controlar* ya que son restricciones del proceso.

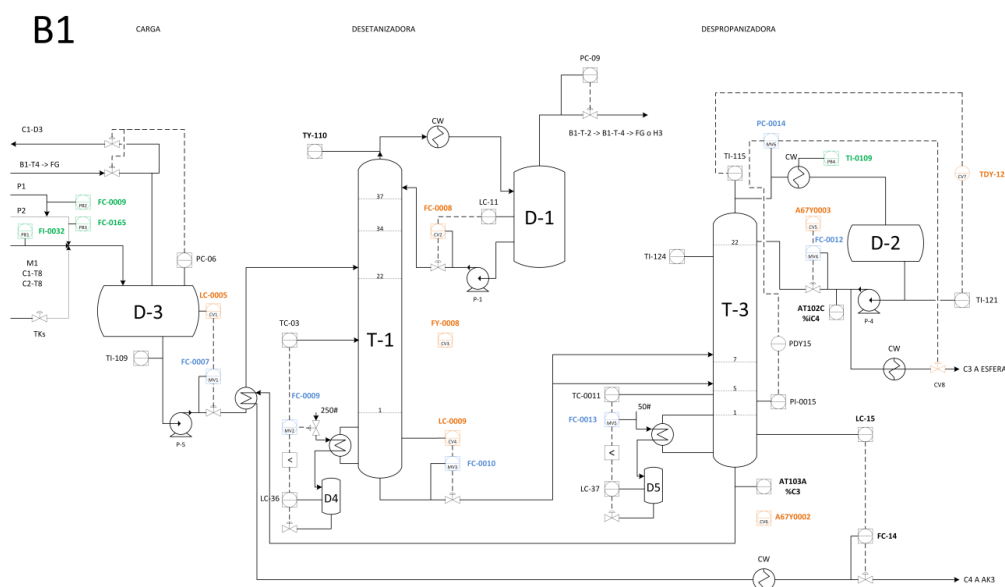


Figura 5.1 – Variables manipuladas (azul), controladas (naranja) y perturbaciones (verde)

También tendremos que tener en cuenta las variables de perturbación (DVs), ya que son variables que afectan al proceso y sobre las que no podemos influir. En nuestro caso concreto todas son perturbaciones externas.

5.1.1. VARIABLES MANIPULADAS

	Tag	Descripción
MV1	67FC0007.SP	CARGA A T-1
MV2	67FC0009.SP	VAPOR 250# A T-1
MV3	67FC0010.SP	EXT. FONDO T-1 A T-3
MV4	67FC0012.SP	REFLUJO T-3
MV5	67FC0013.SP	VAPOR 50# A T-3
MV6	67PC0014.SP	PRESION T-3

Tabla 5.1 – Variables manipuladas

Las variables manipuladas se eligen en un primer momento según la experiencia de operación ya que son los puntos que manipula el operador habitualmente. Posteriormente en el pre-test y en el step test se confirma que efectivamente son independientes entre sí.

5.1.2. VARIABLES CONTROLADAS

	Tag	Descripción
CV1	67LC0005.PV	NIVEL D-3
CV2	67FC0008.PV	REFLUJO A T-1
CV3	67FY0008.PV	EXCESO REFLUJO T-1
CV4	67LC0009.PV	NIVEL T-1
CV5	A67Y0003.PV	TEMP.COMPENS.PRESION PLATO 11 T-3
CV6	A67Y0002.PV	% C3 EN BUTANO
CV7	67TDY0121.PV	DELTA TEMP E-5
CV8	67PC0014.OP	VALVULA EXTRACCION PROPANO T-3

Tabla 5.2 – Variables manipuladas

5.1.3. VARIABLES DE PERTURBACIÓN

	Tag	Descripción
DV1	68FI0032.PV	SALIDA FILTRO D-3 A B-1
DV2	51FC0009.PV	LPG DE P1-D101 P-1 A B1/2
DV3	61FC0165.PV	LPG DE P2-D8 A B1/2
DV4	33TI0109.PV	TEMPERATURA AGUA DE REFRIGERACION

Tabla 5.3 – Variables de perturbación

5.1.4. GRADOS DE LIBERTAD

En el contexto de control de procesos, los grados de libertad vienen dados por la diferencia entre variables manipuladas y las controladas.

$$gl = MVs\ disponibles - CVs\ a\ controlar\ en\ un\ valor\ fijo \quad (7)$$

En la estrategia multivariable elegida tenemos que el número de variables controladas es mayor que el de las manipuladas y por lo tanto estamos ante un proceso estrecho.

La ventana de operación de que dispondrá el controlador es estrecha y no será capaz de satisfacer todas las peticiones. Puesto que no es posible satisfacer simultáneamente todas las especificaciones es preciso decirle al controlador cuáles consideramos de mayor importancia y qué especificaciones deben sacrificarse.

El número de grados de libertad de un controlador no es algo inherente al proceso, depende de lo que se le pida y cómo se le pida. Si queremos controlar una variable en un valor fijo esto le cuesta al controlador un grado de libertad. Si en vez de un punto determinado especificamos un rango, el controlador tiene una cierta libertad. Si este rango es muy estrecho habremos ganado poco. Las limitaciones también pueden ponerse en las variables manipuladas. Si el rango en que se permite mover una variable manipulada es muy estrecho estaremos restringiendo al controlador. Posteriormente en el apartado de construcción del controlador se detallan las limitaciones operativas.

6. STEP TEST

El modelo de proceso que utiliza el controlador MULTIVARIABLE se obtiene a partir de datos de planta recogidos durante unas pruebas en las que se realizan movimientos en escalón en todas las variables independientes (manipulada y de perturbación). Para construir un modelo de proceso lo suficientemente preciso como para poder optimizar económicamente la operación es necesario que tanto el proceso como la instrumentación se encuentren en las mejores condiciones posibles. Toda la instrumentación debe funcionar de manera adecuada, los lazos de control deben encontrarse bien sintonizados, las señales ruidosas filtradas y los cálculos inferenciales instalados y trabajando satisfactoriamente.

Puesto que las pruebas en planta requieren un gran esfuerzo de preparación y de asignación de recursos humanos, se llevan a cabo unas pruebas preliminares (pre-test) para asegurarse de que el step test se va a realizar de manera continua y rápida y que los datos que se van a obtener van a ser de la mayor calidad posible.

Los pre-test son, por tanto, una fase muy importante del desarrollo del proyecto. Si los problemas de instrumentación y control básico no se solucionan en su momento, dichos problemas aparecerán en las pruebas en planta y quedarán incluidos en el modelo. El step test puede quedar completamente invalidado si falla algún transmisor, si no funcionan correctamente los analizadores o si los lazos regulatorios no están bien ajustados. Los pre-test constituyen la base para todo el trabajo que se va a realizar a continuación en el proyecto. Ni la herramienta de identificación ni la robustez del software de control multivariable pueden compensar este tipo de deficiencias.

Los pre-test consisten en mover cada una de las variables manipuladas y observar la respuesta del proceso. Esto proporciona información sobre el tiempo de estabilización, el ajuste del sistema de control regulatorio, el tamaño de los movimientos de las variables manipuladas durante los test de planta y la calidad de las señales que vienen del sistema de control distribuido.

Durante la etapa de pre-test, se hacen pruebas en la unidad durante el suficiente tiempo para permitir una inicial identificación del comportamiento de proceso. Es, por tanto, necesario que el sistema de colección de datos funcione correctamente durante este periodo y así debe verificarse.

Mientras se realicen los pre-test, los lazos de control regulatorio se deberán mantener en el modo que tendrán cuando el controlador multivariable esté instalado. Esto nos permite validar el diseño inicial del controlador y también proporciona una oportunidad para verificar el estado de la instrumentación de planta.

Al finalizar el pre-test, se redacta un documento, describiendo los resultados y todas las recomendaciones que se deriven de los mismos (deficiencias en instrumentación o en la sintonía de los lazos básicos, modificaciones al diseño preliminar, etc.) y se incorpora al diseño funcional.

Las pruebas en planta constituyen la parte más crítica del conjunto del proyecto. El funcionamiento del controlador será tan satisfactorio como lo sea el modelo del proceso. Todo el tiempo y el esfuerzo invertidos en la preparación y realización adecuada de las pruebas en planta se recuperan con creces durante el comisionado y, en definitiva, durante todo el tiempo que el controlador va a estar operando con éxito. Un step test realizado de manera inadecuada va a generar un modelo inadecuado.

Para la realización del step test se han tenido una serie de consideraciones.

- Se ha intentado realizar el *test* cuando la unidad se encontraba en baja carga ya que es cuando mayor efecto tienen las variables manipuladas sobre las controladas.
- Todos los movimientos se han realizado en lazo abierto. Esto nos permitirá obtener modelos más limpios debido a que evitamos interacciones entre variables. En este caso en concreto, el principal objetivo era que los movimientos en la Desetanizadora (T-1) no tuvieran efecto sobre la Despropanizadora (T-3).
- El pre-test indicó que el tiempo de establecimiento adecuado entre movimientos es de 2 horas. Esto no siempre ha sido posible cumplirlo ya que es complicado mantener estables los niveles en lazo abierto debido a las perturbaciones provocadas por la alimentación.

En el anexo 1 se detallan la serie de movimientos realizados para la posterior identificación.

7. IDENTIFICACIÓN Y MODELADO DE LA PLANTA

Una vez finalizado el *step test*, se obtienen todos los vectores relevantes del periodo de duración de dicho *test* y se exportan todos los datos en crudo. De momento no se discriminan los datos no válidos.

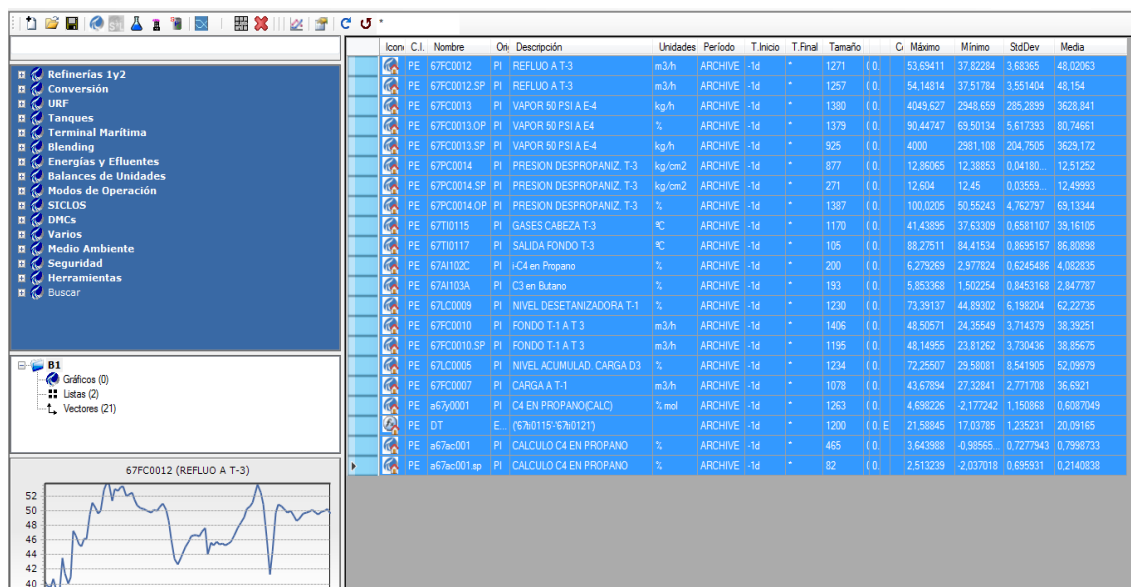


Figura 7.1 – Detalle del software iBegilan con los vectores para exportación

Importados los vectores en DMCplus Model (Figura 7.2), hay que analizarlos uno por uno para descartar los datos no válidos. Todos los vectores tienen la misma longitud y tiempo de muestreo para facilitar el tratamiento de datos. Las zonas de datos no válidas se conocen como *bad slices* [3], y una de las principales ventajas que nos aporta el software es que podemos marcar las zonas malas de forma global. Esto nos permitirá centrarnos en las variables manipuladas, en las que se realizaron los movimientos en el *step test* y por lo tanto serán fácilmente identificables. En la Figura 7.3 las zonas grises son los *bad slices* y se puede apreciar que se han descartado los datos en los que la planta se encontraba en lazo cerrado y por lo tanto no estábamos realizando el *step test*.

También establecemos los movimientos típicos de las variables manipuladas con la experiencia adquirida durante el *step test*.

Tag Name	Extension	Tag Description	Units	Transform Type	Period	Start Time	Length
33K0109	Raw Data	SUMINISTRO C.W.A CRUDO	°C		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0007	Raw Data	CARGA A T-1	m3/h		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0007.SP	Raw Data	CARGA A T-1	M3/H		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0010	Raw Data	FONDO T-1 A T-3	m3/h		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0010.SP	Raw Data	FONDO T-1 A T-3	m3/h		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0011	Raw Data	RECIRCULAC.BUTANO A C-1	m3/h		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0012	Raw Data	REFLUO A T-3	m3/h		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0012.SP	Raw Data	REFLUO A T-3	m3/h		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0013	Raw Data	VAPOR 50 PSI A E-4	kg/h		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0013.OP	Raw Data	VAPOR 50 PSI A E-4	%		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0013.SP	Raw Data	VAPOR 50 PSI A E-4	kg/h		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0014	Raw Data	BUTANO PRODUCTO	m3/h		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0014.SP	Raw Data	BUTANO PRODUCTO	m3/h		60	30-05-17 00:00:00	5128
67FC0015	Raw Data	PROPANO A TKS	m3/h		60	30-05-17 00:00:00	5128
67L00008	Raw Data	NIVEL DESETANIZADORA T-1	%		60	30-05-17 00:00:00	5128
67L00008.D	Calculated				60	30-05-17 00:00:00	5128
67PC0014	Raw Data	PRESION DESPROPANIZ. T-3	kg/cm2		60	30-05-17 00:00:00	5128
67PC0014.OP	Raw Data	PRESION DESPROPANIZ. T-3	%		60	30-05-17 00:00:00	5128
67PC0014.SP	Raw Data	PRESION DESPROPANIZ. T-3	kg/cm2		60	30-05-17 00:00:00	5128
67TI0115	Raw Data	GASES CABEZA T-3	°C		60	30-05-17 00:00:00	5128
67TI0117	Raw Data	SALIDA FONDO T-3	°C		60	30-05-17 00:00:00	5128
67TI0121	Raw Data	REFLUJO T-3	°C		60	30-05-17 00:00:00	5128
67TI0124	Raw Data	PLATO 11 DE T-3	°C		60	30-05-17 00:00:00	5128
67TI0147	Raw Data	VAPOR 50 A E-4	°C		60	30-05-17 00:00:00	5128
A67Y0002	Calculated		% MQL		60	30-05-17 00:00:00	5128
A67Y002PV	Calculated				60	30-05-17 00:00:00	5128
DT	Calculated				60	30-05-17 00:00:00	5128
FONDO	Calculated				60	30-05-17 00:00:00	5128
METEOTEM	Raw Data	Temperatura atmosférica (Est.Meteo...	°C		60	30-05-17 00:00:00	5128
TCP_T1124	Calculated				60	30-05-17 00:00:00	5128
TCP_T1124_S	Calculated				60	30-05-17 00:00:00	5128
TCP_T1124D	Calculated				60	30-05-17 00:00:00	5128
TCP_T1124DPV	Calculated				60	30-05-17 00:00:00	5128
TCP_T1124PV	Calculated				60	30-05-17 00:00:00	5128
T1124D	Calculated				60	30-05-17 00:00:00	5128

Figura 7.2 – Detalle de los vectores importados en DMCplus Model

En la Figura 7.2 tenemos los vectores correspondientes a las variables manipuladas y controladas. Para ciertos casos es interesante crear vectores calculados como en el caso de los niveles, donde los diferenciamos para que la identificación sea más limpia.

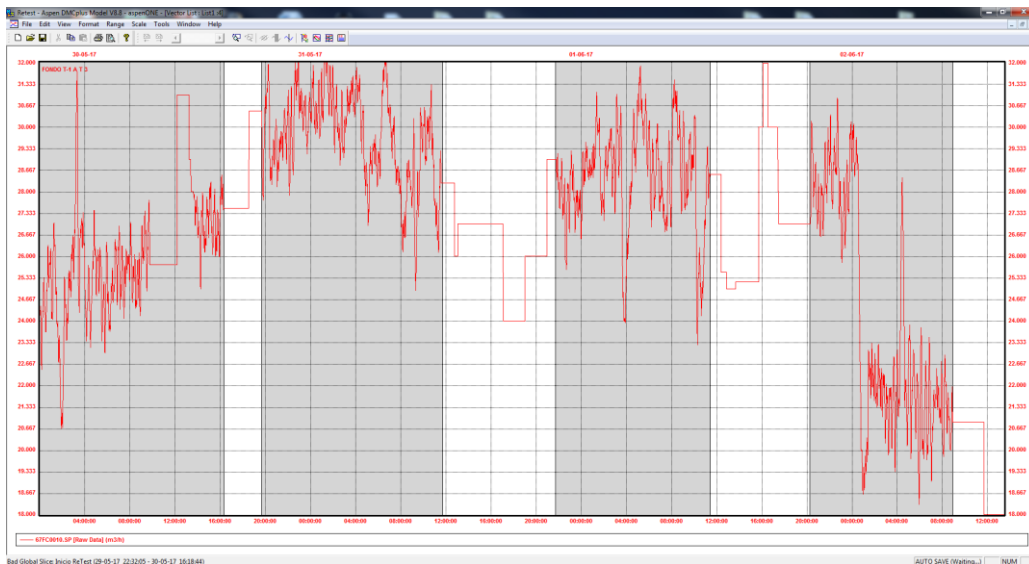


Figura 7.3 – Detalle de una variable manipulada con *bad slices* establecidos

Para la identificación y el modelado de la planta utilizaremos los programas DMCplus Model [3], DMCplus Build [2] y DMCplus Simulate [4]. DMCplus Model nos proporciona todas las herramientas necesarias para descartar partes malas de los datos (*bad slices*) e identificar el modelo de la planta de una forma gráfica y amigable. DMCplus Build nos permite construir el controlador a partir del modelo generado anteriormente. En este proceso de construcción del controlador se fijan los límites superiores

e inferiores de nuestras variables y los costes entre otros parámetros. Finalmente DMCplus Simulate nos permite realizar una simulación offline de nuestro controlador, con el fin de comprobar que su comportamiento es fiel al modelo obtenido y además lo hace en el sentido apropiado.

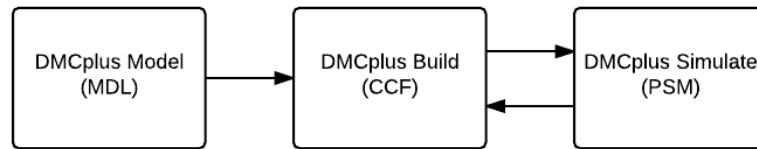


Figura 7.4 – Diagrama de flujo del software de Aspen

DMCplus Model dispone de dos métodos de identificación, FIR y subespacios [3]. El método FIR es un algoritmo de identificación no paramétrico simple, rápido y que se adapta bien a procesos de alto orden. La principales limitaciones del método FIR son sus malos resultados con procesos oscilantes, que es no paramétrico y su sensibilidad a la relación señal/ruido. El algoritmo FIR requiere movimientos independientes de las variables manipuladas e identifica modelos SISO (*Single Input Single Output*).

El método de subespacios calcula modelos paramétricos en espacio de estados, siendo más adecuado para trabajar con modelos MIMO (*Multiple Input Multiple Output*). Esto permite movimientos simultáneos de las variables manipuladas durante el *step test*. Identifica bien procesos inestables y produce modelos limpios.

Se usaran ambos métodos con diferentes tiempos al estacionario para así poder escoger la ganancia que mejor se adapte a nuestras necesidades.

7.1. VARIABLES CONTROLADAS

7.1.1. NIVEL DEL D-3

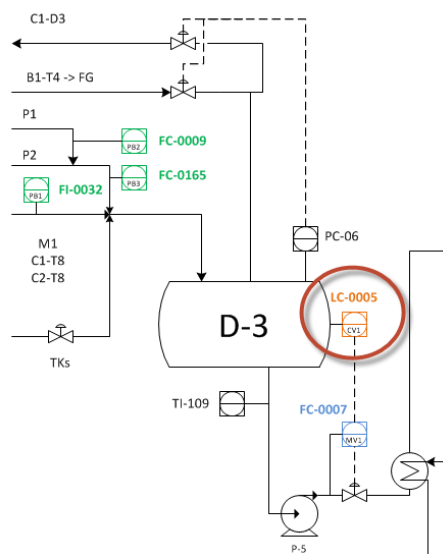


Figura 7.5 – Detalle del nivel del D-3

Inicialmente creamos un vector diferenciado del nivel para facilitarnos la identificación. Esto lo haremos posteriormente con todos los niveles.

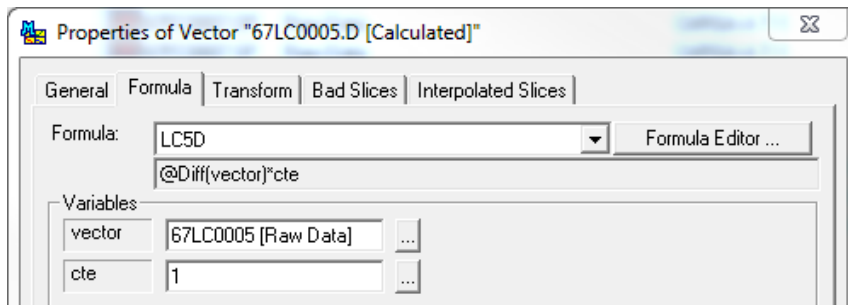


Figura 7.6 – Creación del vector calculado 67LC0005.D

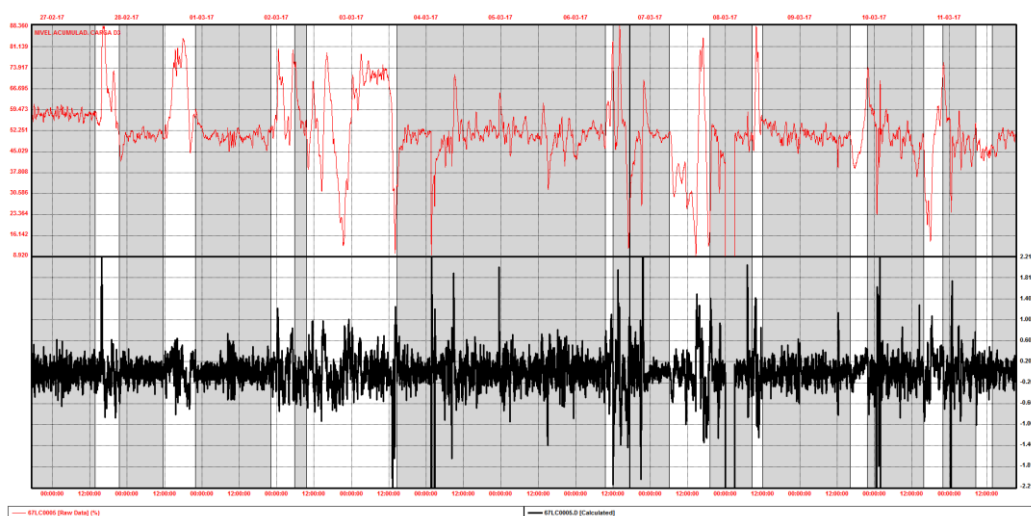


Figura 7.7 – Detalle del vector de nivel (arriba) y el vector diferenciado (abajo)

A continuación creamos un caso donde relacionaremos las variables manipuladas (independientes) y las controladas (dependientes). En la Figura 7.8 se pueden ver los tres vectores relevantes para la identificación de la dinámica del nivel. Para una mejor identificación usaremos tanto el vector de nivel como el diferenciado.

En la pestaña “Slices” aparecen los *bad slices* establecidos anteriormente y que se omitirán en el proceso de identificación. Esto aplica al resto de casos.

En la pestaña “Parameters” se establecen los métodos de identificación y sus parámetros. Para todos los casos se usaran los anteriormente citados métodos FIR y subespacios con tiempos al estacionario de 20, 60 y 90 minutos. Esto aplica al resto de casos.

Se ha hecho la identificación considerando *bad slice* los momentos en los que el caudal procedente de la unidad de Platforming 1 (51FI0009) estaba oscilando.

Se ha omitido como variable independiente el caudal procedente de la unidad de Platforming 2 (61FC0165) debido a que no hemos recibido carga de esa unidad durante el step test. En este caso y al ser una perturbación no tiene mayor importancia y se utilizará la identificación del 51FI0009.

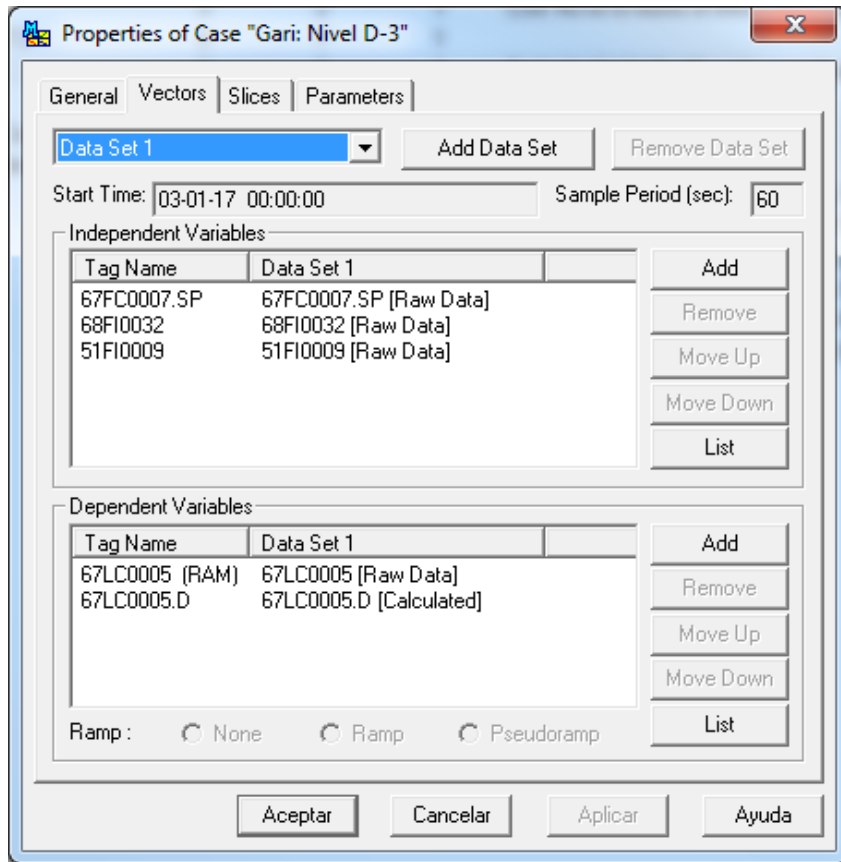


Figura 7.8 – Vectores para identificación del nivel del D-3

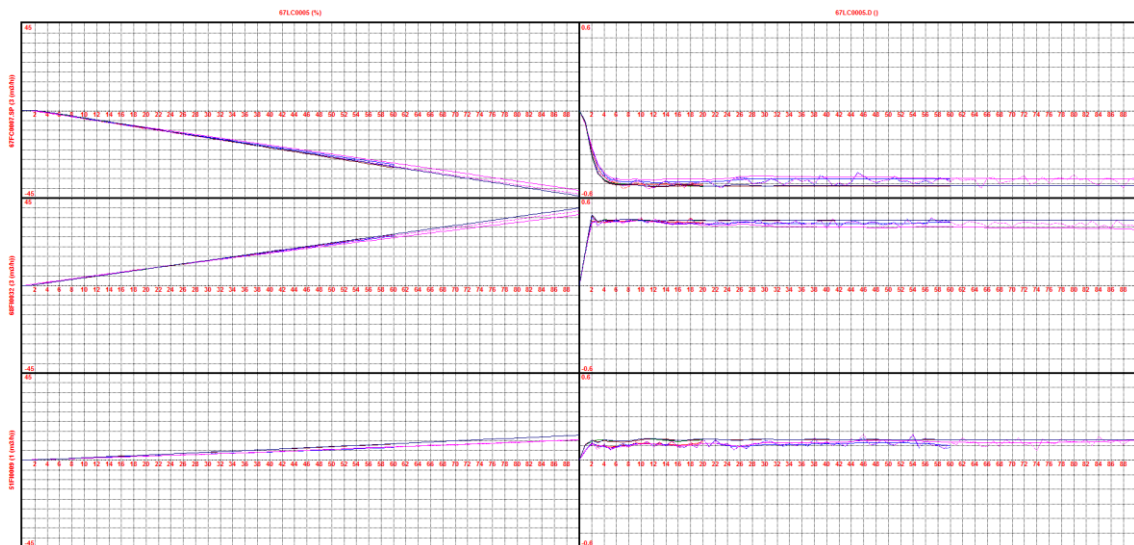


Figura 7.9 – Resultado de la identificación del nivel del D-3

En la Figura 7.9 se puede apreciar la ventaja de diferenciar el nivel. El nivel, siempre se mostrará como una rampa mientras que en el vector diferenciado se puede apreciar mejor el efecto de la variable manipulada y su tiempo de establecimiento. En la matriz dinámica se usará el vector de nivel, el diferenciado se utiliza simplemente como ayuda para elegir la ganancia.

Los resultados que se aprecian en la Figura 7.9 se corresponden con los dos métodos y los tres tiempos al estacionario. El identificador por defecto nos devuelve resultados filtrados y sin filtrar por lo que finalmente obtenemos según nuestra configuración doce vectores.

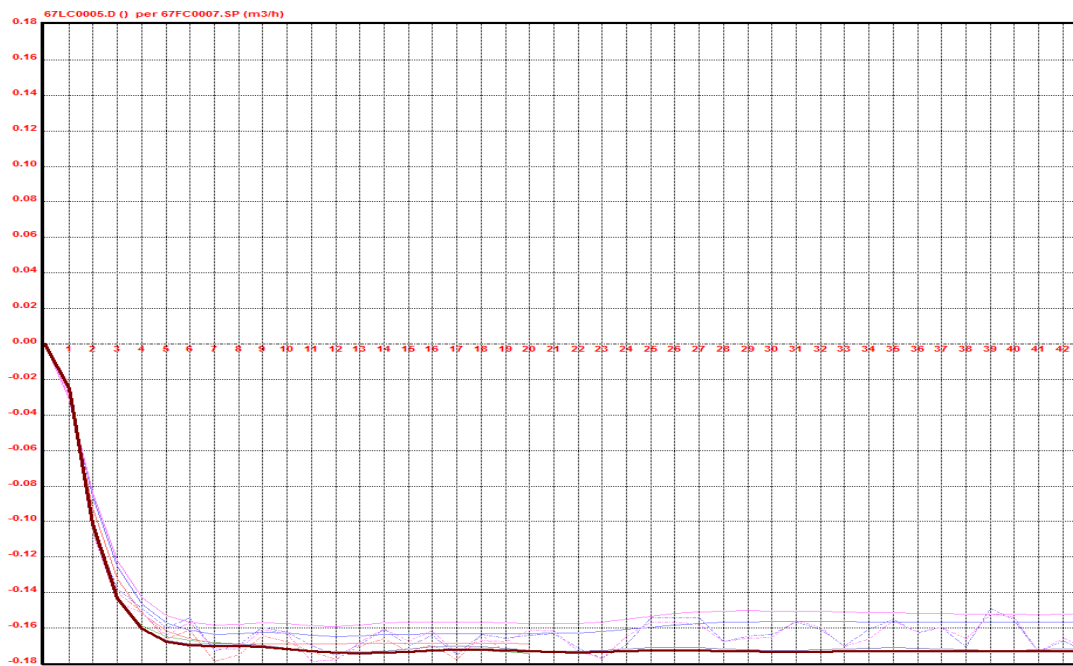


Figura 7.10 –Método subespacios con TTSS de 60 minutos para 67LC0005.D – 67FC0007.SP

En este caso, el método que mejores resultados arroja para todas las variables es el de subespacios con un tiempo al estacionario de 60 minutos (Figura 7.10). Aunque siempre seremos conservadores con la elección de las ganancias, éste método nos aporta comparativamente, una ganancia grande entre el flujo de alimentación y el nivel, y ganancias pequeñas entre las perturbaciones y el nivel. Esto hará que la alimentación se mueva de forma conservadora y que las variables de perturbación tengan el efecto suficiente para que el optimizador pueda detectarlas y actuar en consonancia.

La predicción creada a partir del caso anterior corrobora que la identificación es aceptable y que se ajusta con el comportamiento real de la planta.

En la Figura 7.11 se muestra la predicción (negro) y el comportamiento real del nivel del D-3 (rojo). Se aprecia que la predicción se asemeja bastante a la realidad. En la parte derecha de la figura se puede apreciar un desplazamiento entre predicción y realidad. Se trata de una perturbación no medida que nos dificulta la visualización de la predicción, si desplazamos la predicción ajustaría bastante bien. Aunque en la Figura 7.11 se aprecia que la identificación es aceptable, es en la Figura 7.12 donde

realmente se aprecia que la identificación es buena, por lo que de aquí en adelante y en variables con carácter integrador se utilizará la predicción del vector diferenciado.

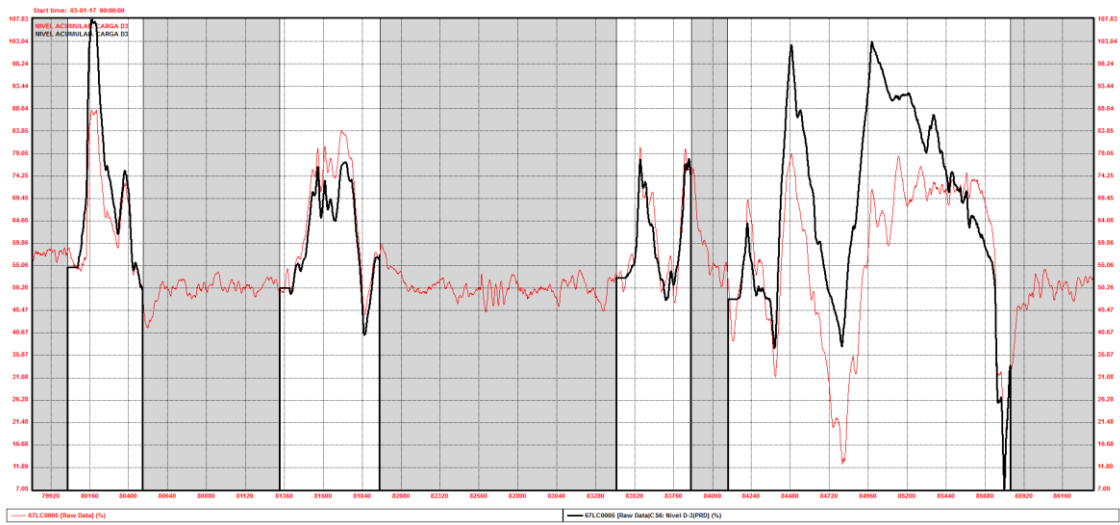


Figura 7.11 –Detalle de la predicción del nivel del D-3 real

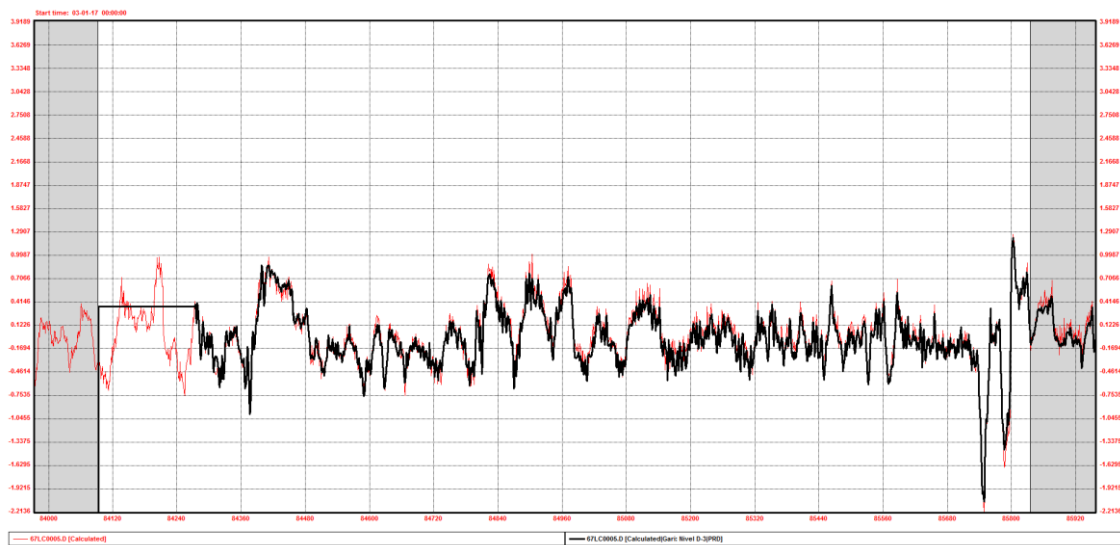


Figura 7.12 –Detalle de la predicción del nivel del D-3 diferenciado

	67LC0005 (%)	
67FC0007.SP	Método	Subespacios TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	-0.173294829249
68FI0031	Método	Subespacios TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	0.148350433427
51FI0008	Método	Subespacios TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	0.140074502708
61FC0165	Método	Subespacios TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	0.140074502708

Tabla 7.1 – Ganancias unitarias resultantes nivel D-3

7.1.2. REFLUJO A T-1

En control de nivel del acumulador de cabeza de la T-1 trabaja a reflujo total, es decir, los vapores condensan y el líquido es introducido a la torre totalmente sin extracciones.

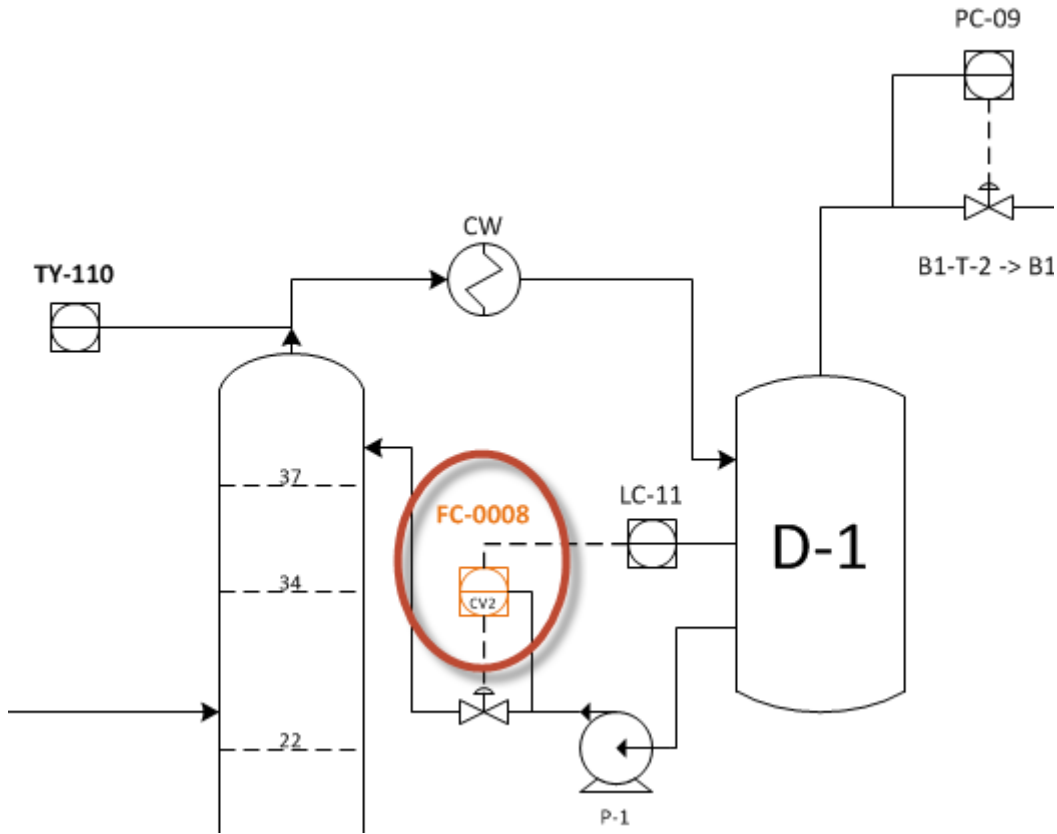


Figura 7.13 – Detalle del reflujo a T-1

En este caso la variable controlada es el reflujo (67FC0008) y las variables manipuladas evidentes que tienen efecto sobre ella son la alimentación (67FC0007.SP) y el caudal de fondo de la T-1 (67FC0009.SP). Hay veces en los que es evidente que variables manipuladas afectan a las controladas. En este caso, aunque la Figura 7.14 refleja la configuración final, se han descartado como variables independientes la temperatura del caudal de alimentación y la presión y el reflujo de la T-3.

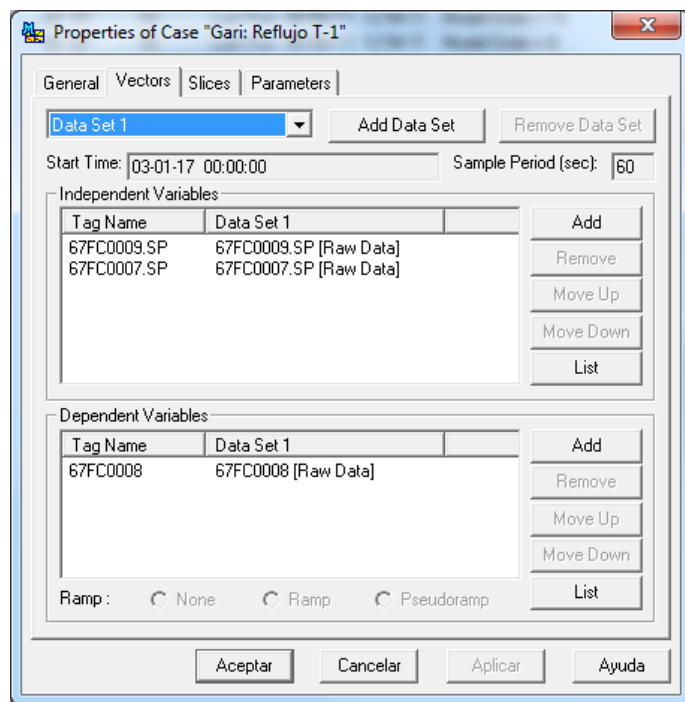


Figura 7.14 – Vectores para identificación del reflujo de la T-1

No se observa gran diferencia entre los diferentes métodos de identificación. Se escoge el método de subespacios con tiempo al estacionario de 120 minutos (Figura 7.15) por ser la ganancia más conservadora. La predicción es aceptable según confirma la Figura 7.16.

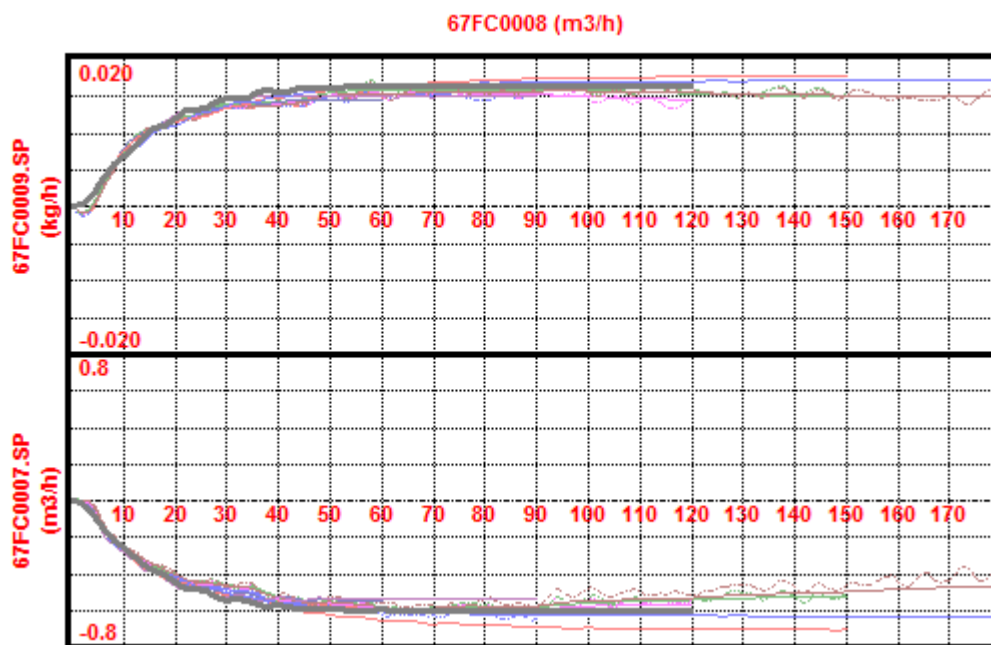


Figura 7.15 –Método subespacios con TTSS de 120 minutos para reflujo T-1

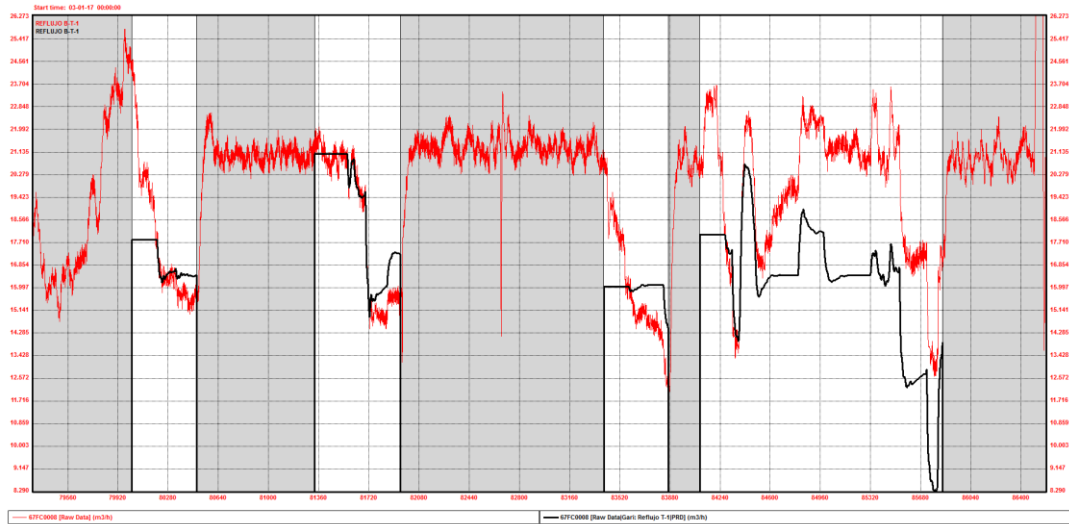


Figura 7.16 –Detalle de la predicción del reflujo T-1

Las ganancias unitarias quedan según refleja la Tabla 7.2.

		67FC0008 (m ³ /h)
67FC0007.SP	Método	Subespacios TTSS 120 min
	Ganancia unitaria	-0.612938720714
67FC0009.SP	Método	Subespacios TTSS 120 min
	Ganancia unitaria	0.016947751346

Tabla 7.2 – Ganancias unitarias resultantes reflujo T-1

7.1.3. EXCESO REFLUJO T-1

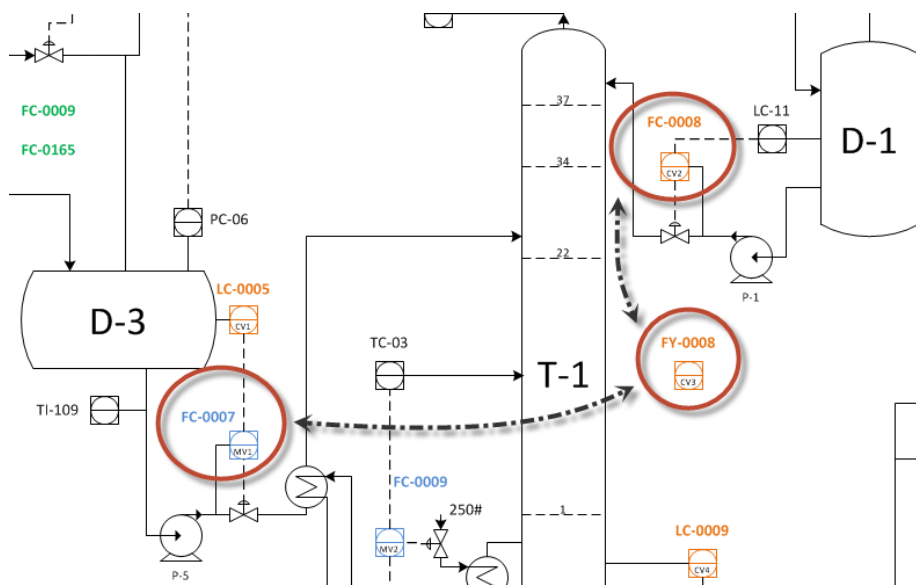


Figura 7.17 – Detalle del exceso de reflujo T-1

En el capítulo 3.1 establecimos que el óptimo ratio reflujo/carga mínimo era de 0,5. Como este ratio no sería lineal, en lugar de controlar el ratio, el controlador multivariable controlará la variable exceso de reflujo según indica la ecuación 8:

$$\text{Exceso reflujo T1} = x_1 - x_2 * 0.5 \tag{8}$$

Dónde:

- x_1 = Reflujo = 67FC0008.SP
- x_2 = Caudal de carga = 67FC0007.SP

Esta variable indica los metros cúbicos de reflujo por encima del mínimo teórico que garantizan una adecuada separación en la T-1.

Para la identificación de este caso nos sirve la realizada en el apartado anterior con el reflujo, solo que en este caso la variable dependiente es el exceso de reflujo. Las ganancias siguen siendo las mismas solo que para relacionar el exceso de reflujo con la carga debemos tener en cuenta que hemos establecido un ratio de 0,5. Para llevar a cabo esta resta se crea un modelo intermedio con la carga como variable independiente y el exceso de reflujo como variable dependiente y con una ganancia de 0,5. A continuación se resta el modelo intermedio en la matriz principal.

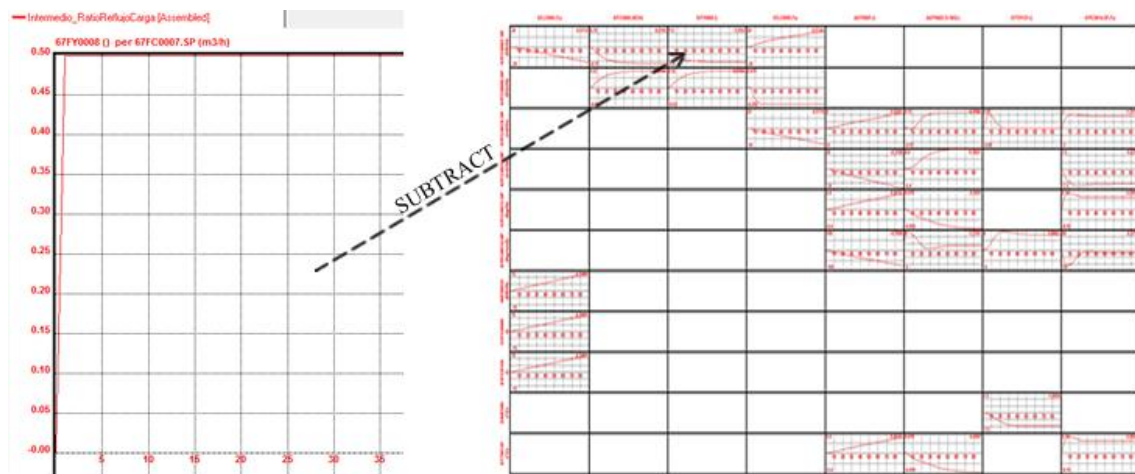


Figura 7.18 –Representación de la resta de modelos

Las ganancias unitarias quedan según refleja la Tabla 7.3.

		67FY0008 (m ³ /h)
67FC0007.SP	Método	Subespacios TTSS 120 min
	Ganancia unitaria	-1.112938720714
67FC0009.SP	Método	Subespacios TTSS 120 min
	Ganancia unitaria	0.016947751346

Tabla 7.3 – Ganancias unitarias resultantes exceso de reflujo T-1

7.1.4. NIVEL T-1

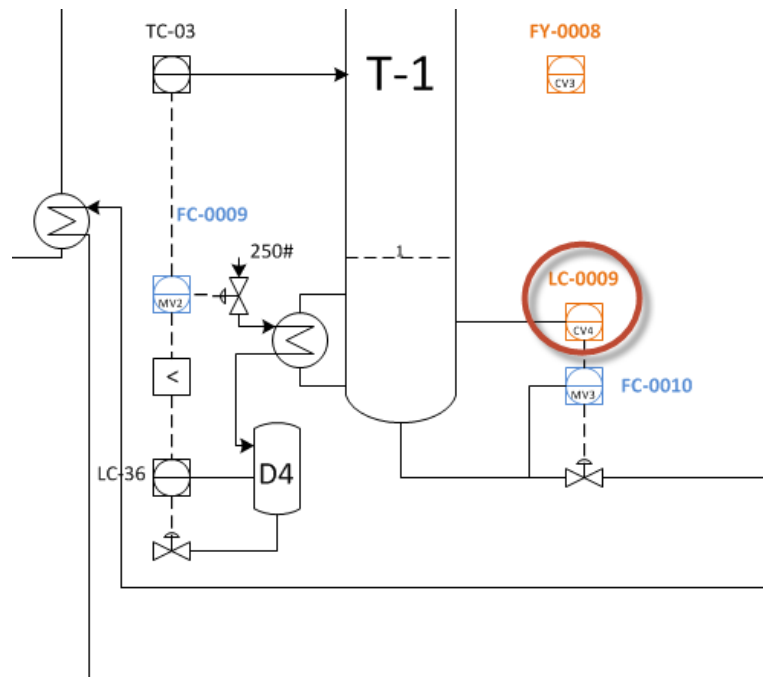


Figura 7.19 – Detalle del nivel T-1

Siguiendo la misma estrategia que con el nivel del botellón de alimentación D-3, se crea un vector diferenciado del nivel. Las variables independientes que afectan al nivel de la T-1 son el flujo de fondo, el vapor del reboiler y el caudal de alimentación.

El caudal de fondo (67FC0010.SP) es la variable independiente principal y la que va a ejercer control sobre el nivel de la T-1, no posee más grados de libertad, por ello elegiremos un modelo con una ganancia grande con el fin de ser conservadores en los futuros movimientos que realice el controlador multivariable.

En la Figura 7.21 se puede observar como el método de subespacios muestra modelos más limpios, siendo el de tiempo al estacionario de 60 minutos el más equilibrado.

Se aprecia que la dinámica del nivel con respecto al vapor del reboiler (67FC0009.SP) tarda mucho más que la realidad en estabilizarse, de modo que a partir del minuto 18 se establece el valor a cero en la matriz dinámica.

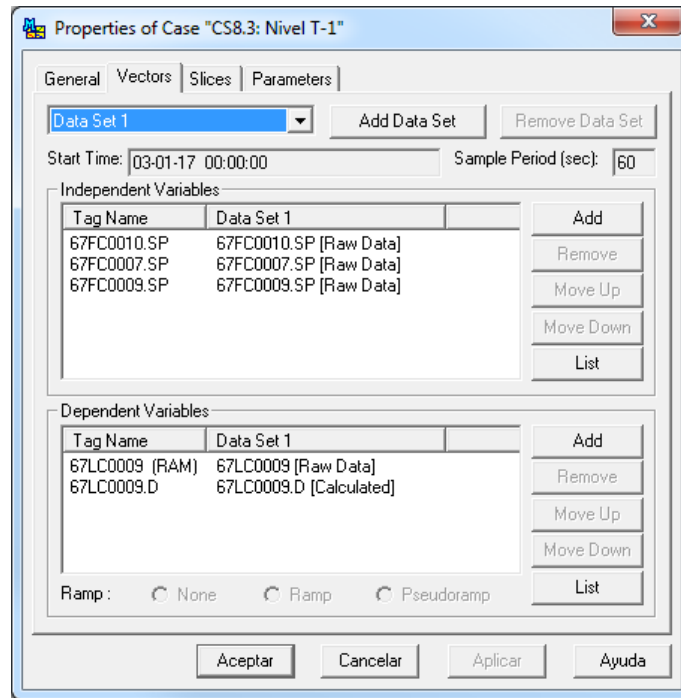


Figura 7.20 – Vectores para identificación del nivel de la T-1

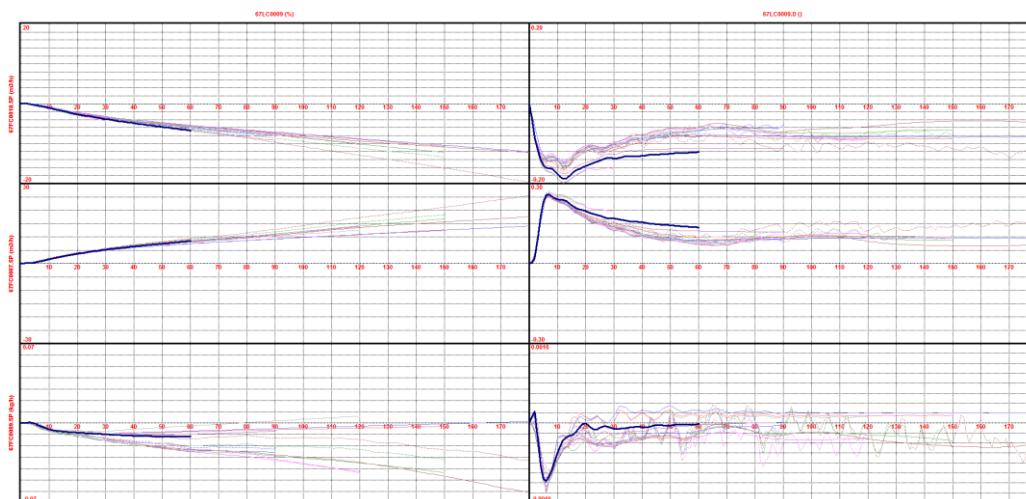


Figura 7.21 –Método subespacios con TTSS de 60 minutos para el nivel T-1

Cabe destacar que el efecto del reboiler sobre el nivel de la torre es cero, ya que al aumentar el vapor el nivel desciende momentáneamente hasta que se vuelve a compensar con el reflujó. En este caso mantenemos como variable independiente el reboiler para incluir la dinámica del proceso en nuestra matriz. Se puede apreciar dicha dinámica en la parte inferior de la Figura 7.21, a la izquierda se ve la dinámica del nivel y a la derecha la del nivel diferenciado.

En la Figura 7.22 se aprecia la predicción del nivel diferenciado.

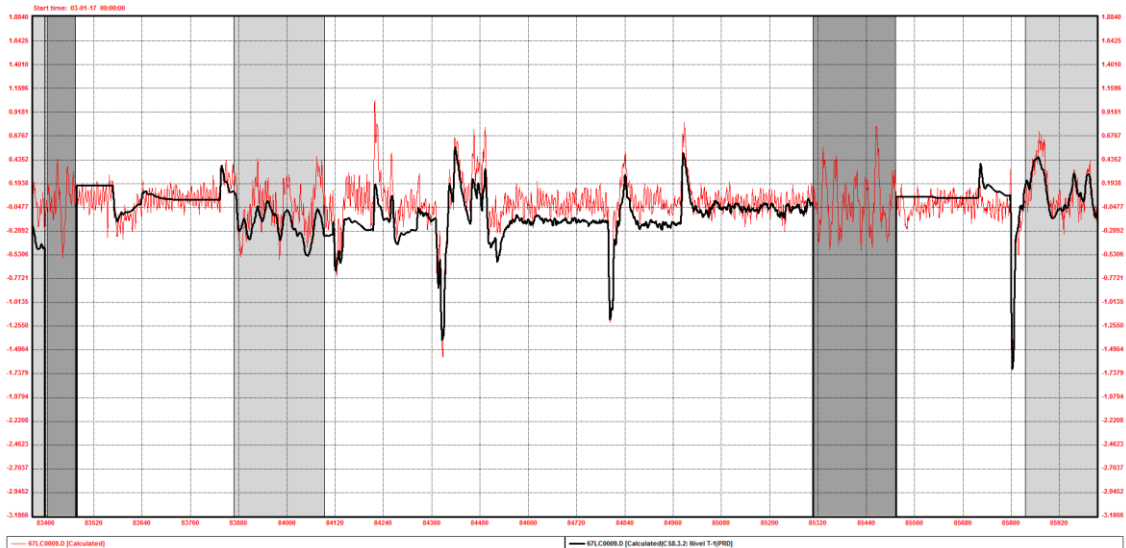


Figura 7.22 –Detalle de la predicción del nivel T-1 diferenciado

Las ganancias unitarias quedan según refleja la Tabla 7.4.

		67LC0009 (%)
67FC0007.SP	Método	Subespacios TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	0.133368961000
67FC0009.SP	Método	Subespacios TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	0.000000000000
67FC0010.SP	Método	Subespacios TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	-0.171371387

Tabla 7.4 – Ganancias unitarias resultantes nivel T-1

7.1.5. TEMPERATURA COMPENSADA POR PRESIÓN PLATO 11 T-3

Mediante éste cálculo tenemos una idea del %C4 en la extracción de cabeza. Se ha usado el 67TI0124 (plato 11) sensible en todo momento al %C4, ya que cuando en la cabeza no hay presencia de C4, en el plato 11 sí, lo que nos permite adelantarnos a su aparición en cierta medida.

Manteniendo esta variable en 63°C se garantizan valores de Isobutano en cabeza entre 0,1 – 0,8%. Óptimo operativo según Procesos.

Debido a los constantes problemas con el acompañamiento de vapor de la muestra de cabeza, no se ha realizado una inferencia actualizada en automático con los resultados del analizador.

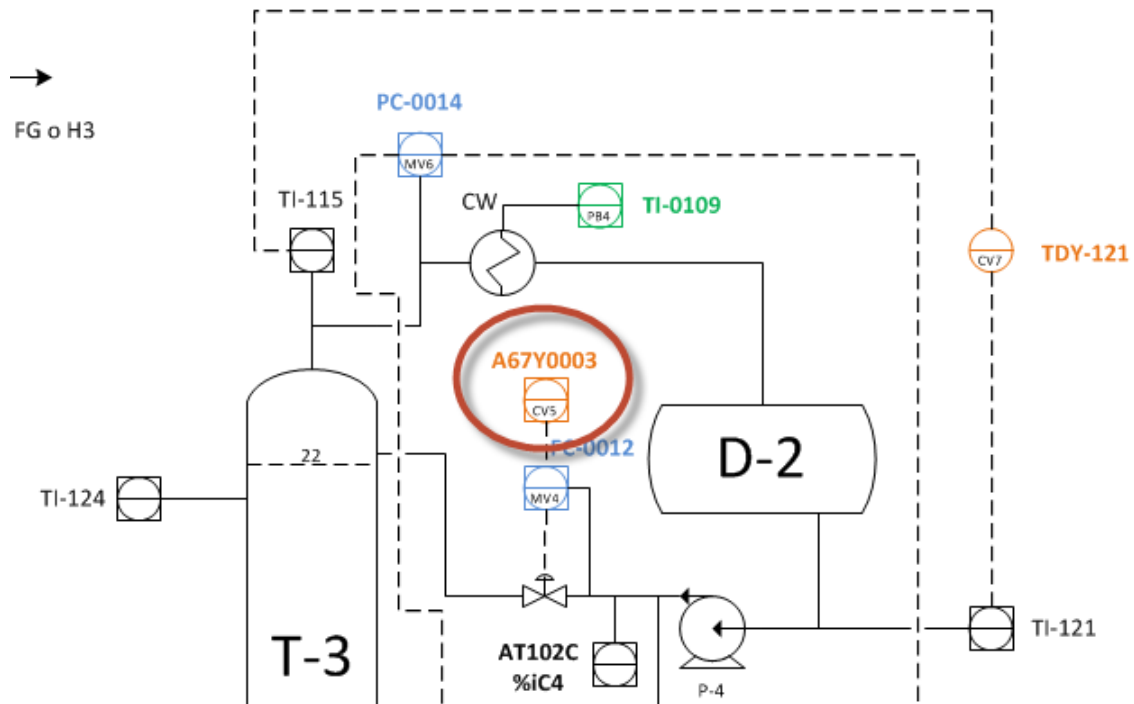


Figura 7.23 – Detalle de la TCP plato 11 T-3

Se ha observado que esta variable se comporta como una rampa y así se ha tratado en la identificación, mejorando notablemente las predicciones del modelo. En realidad no es una rampa pero se ha observado que ante cualquier variación de las variables independientes, su tiempo de asentamiento es tan largo que se ha considerado comportamiento tipo rampa.

La ecuación que nos permite obtener la temperatura compensada por presión es la siguiente [1, 8]:

$$TCP = \frac{1}{\frac{\text{Log}10(Pm/Pref)}{B} + \frac{1}{Tm + C}} - C \quad (9)$$

Dónde:

- Pm = Presión medida absoluta (Kg/cm²) = 67PC0014.PV
- Pref = Presión de referencia absoluta (Kg/cm²)
- Tm = Temperatura medida (°C) = 67TI0124.PV
- B y C son los coeficientes de Antoine en función del producto.

Las variables independientes relevantes para la identificación de la temperatura compensada por presión son el reflujo, la presión, el vapor y el caudal de alimentación como se puede observar en la Figura 7.24. Para ayudarnos con la identificación y al igual que en el caso de los niveles, creamos un vector diferenciado que nos ayudará a elegir la ganancia adecuada (Figura 7.25).

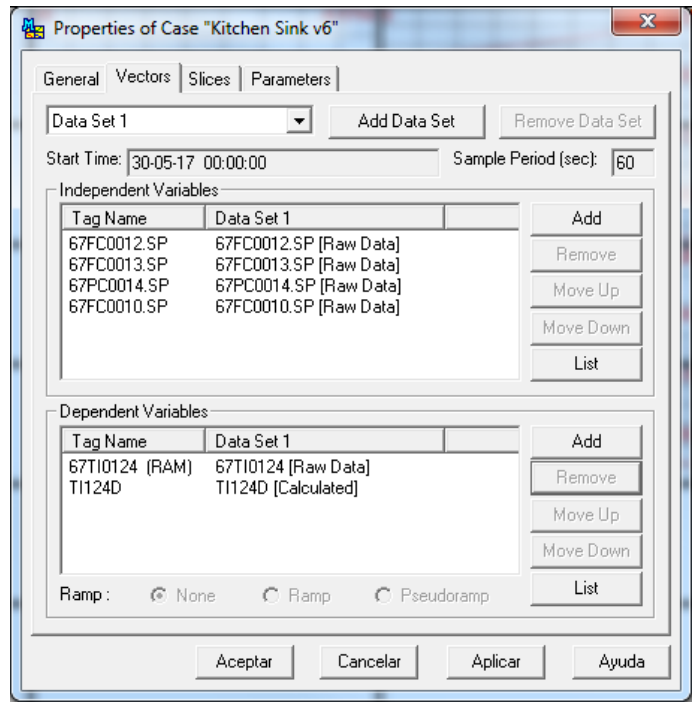


Figura 7.24 – Vectores para identificación de la TCP

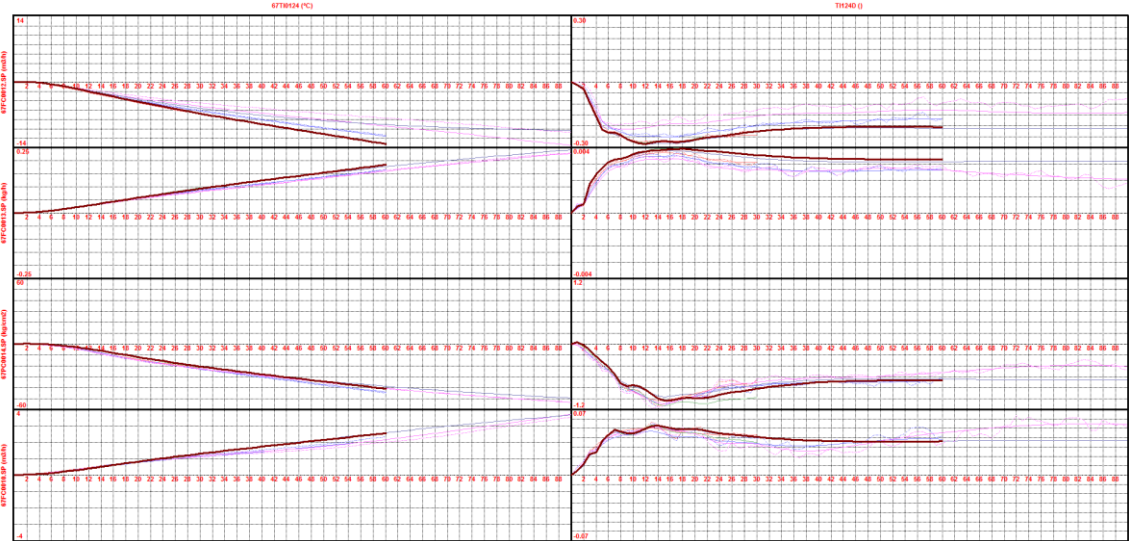


Figura 7.25 –Método subespacios con TTSS de 60 minutos para la TCP

La predicción de la TCP diferenciada es aceptable como se puede apreciar en la Figura 7.26.

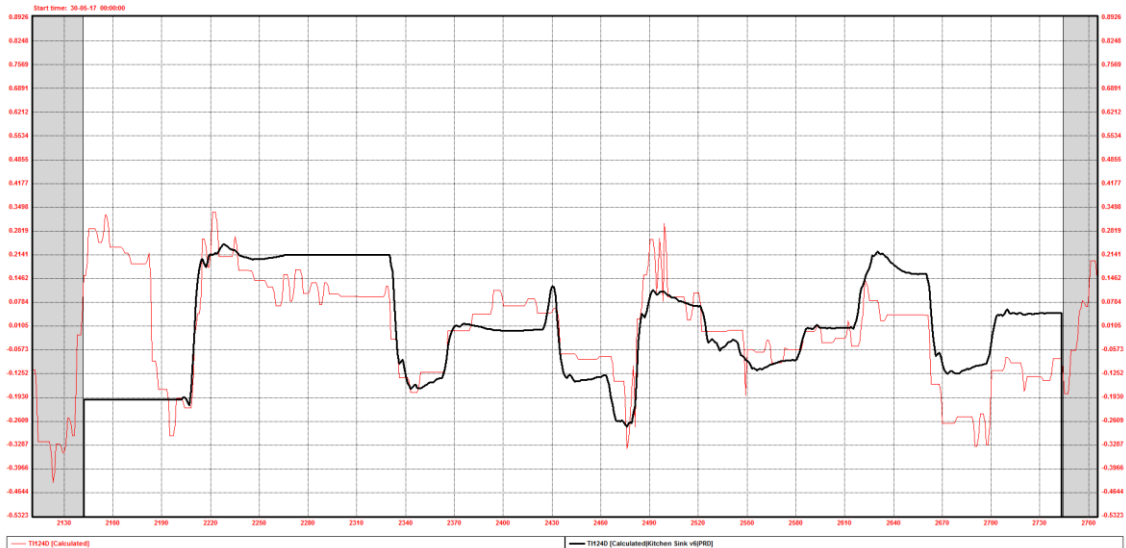


Figura 7.26 –Detalle de la predicción de la TCP diferenciada

Las ganancias unitarias quedan según refleja la Tabla 7.5.

		A67Y0003 (°C)
67FC0010.SP	Método	Subespacios TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	0.0501094965000001
67FC0012.SP	Método	Subespacios TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	-0.322221761806126
67FC0013.SP	Método	Subespacios TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	0.00348786465
67PC0014.SP	Método	Subespacios TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	-0.458709482989661

Tabla 7.5 – Ganancias unitarias resultantes de la TCP

7.1.6. INFERENCIA %C3 EN BUTANO

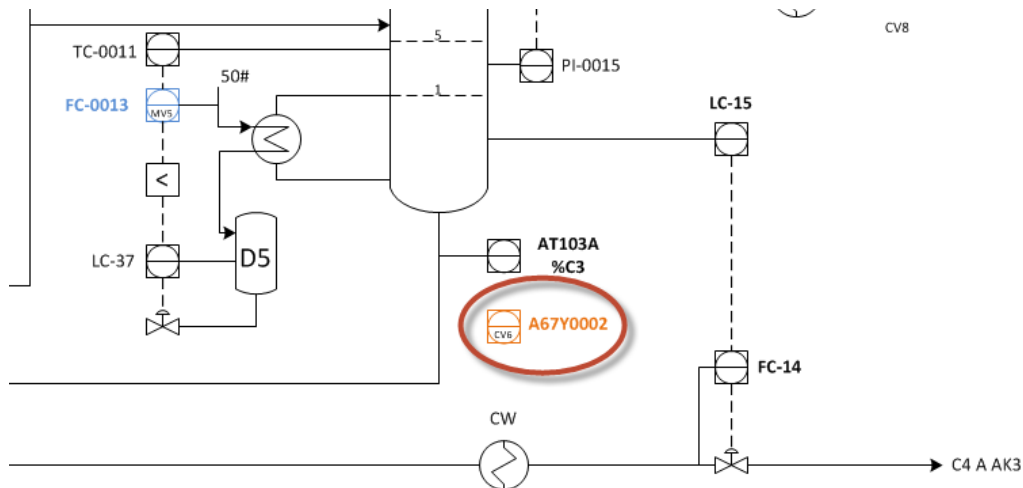


Figura 7.27 – Detalle del %C3 en butano

Como el analizador disponible da un resultado cada 20 minutos se realizará un cálculo inferencial relacionando la presión y la temperatura que nos dará como resultado el contenido de propano en el butano. Debido a la importancia que supone ésta calidad de fondo para unidades aguas abajo, se ajustará el cálculo con el analizador de fondo mediante un bías. El cálculo de la inferencia se debe retrasar antes de comparar con el analizador y calcular el bías [1, 8].

$$\text{Inferencia} = x_1 * k_1 + x_2 * k_2 + k_3 \quad (10)$$

Dónde:

- x_1 = Temperatura fondo T-3 = 67TI0117.PV
- x_2 = Presión cabeza T-3 = 67PC0014.SP
- k_1 = Constante de la temperatura
- k_2 = Constante de la presión
- k_3 = Constante independiente

Para hallar las constantes de la ecuación 10 se busca la correlación entre el analizador de fondo, la presión y la temperatura mediante datos históricos. Existe software comercial para calcular correlaciones pero se usará Microsoft Excel™ mediante la función “Estimación.Lineal”. El resultado obtenido para las constantes k_1 , k_2 y k_3 es de -1,641, 5,48 y 77,02 respectivamente.

La inferencia queda representada según la ecuación 10.

$$\text{Inferencia} = 67TI0117.PV * -1,641 + 67PC0014.SP * 5,48 + 77,02 \quad (11)$$

Teniendo en cuenta que en el cálculo se utiliza el punto de consigna de la presión y por lo tanto, será el control básico el que se encargue de que la variable de proceso (PV) sea igual que el punto de consigna (SP), se puede concluir que para la identificación bastará con incluir la temperatura de fondo como

variable dependiente (Figura 7.28). Otra de las razones por las que se usa el punto de consigna es porque aporta estabilidad al cálculo.

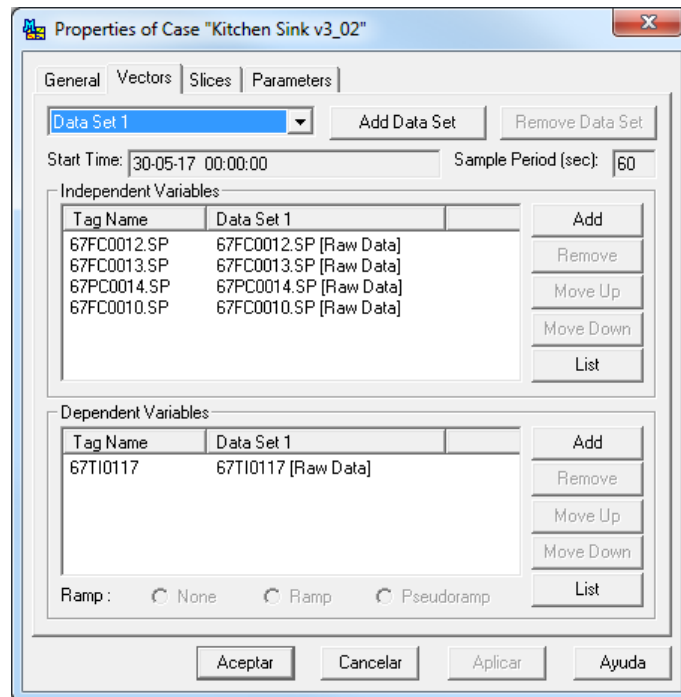


Figura 7.28 – Vectores para identificación de la inferencia de fondo

Las ganancias resultantes son pequeñas a excepción de la de la presión (ver Figura 7.29) por lo que en el caso de la presión se escoge la ganancia más conservadora y para el resto de variables se tiene en cuenta más la dinámica del proceso.

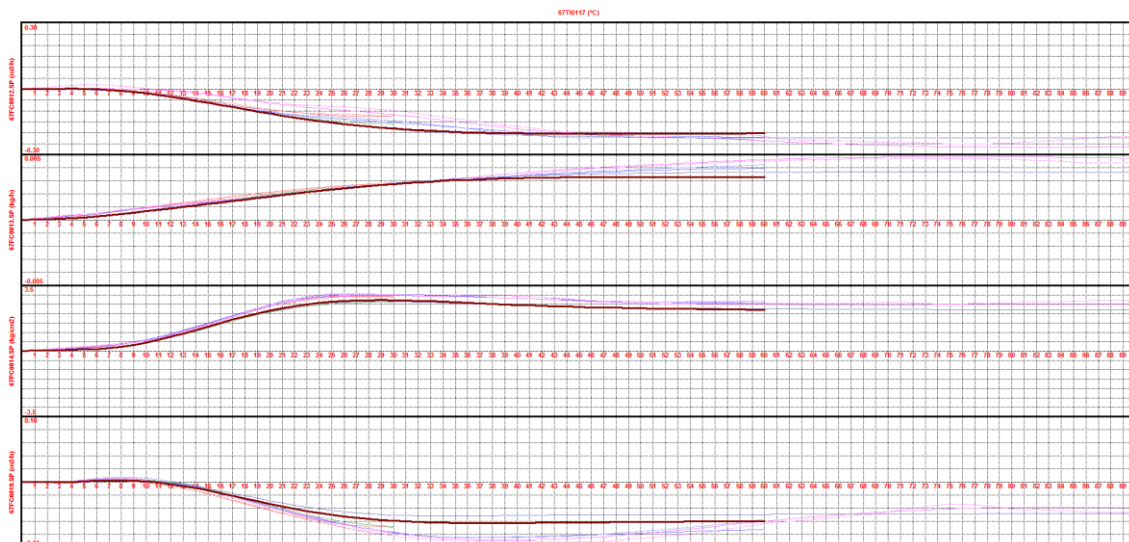


Figura 7.29 –Método subespacios con TTSS de 180 minutos para la inferencia de fondo

A los modelos resultantes de la identificación se les multiplica por la constante k_1 obtenida anteriormente.

La predicción de la inferencia aunque no es perfecta, es aceptable como se puede apreciar en la Figura 7.30.

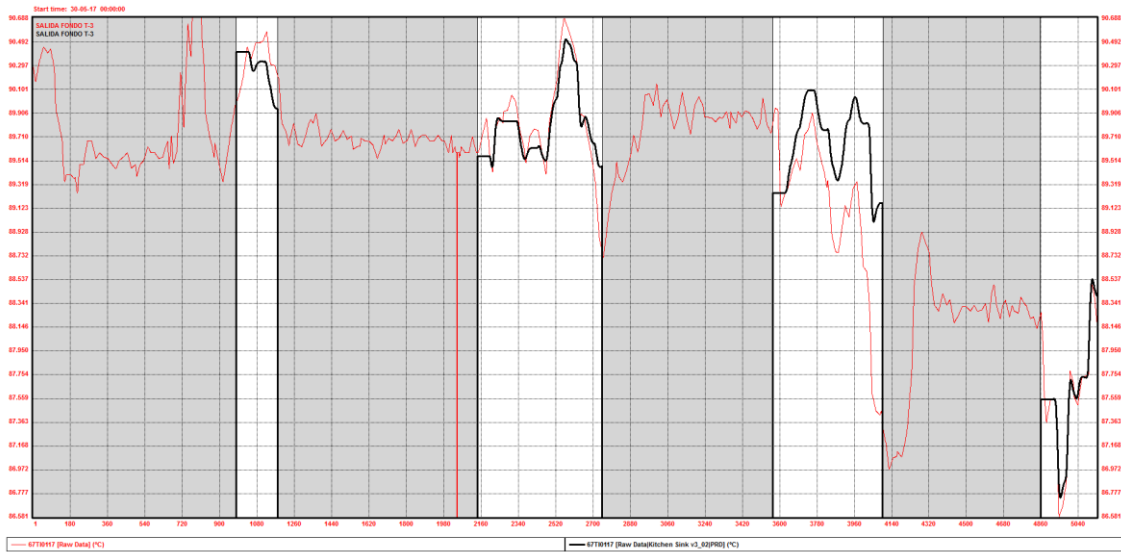


Figura 7.30 –Detalle de la predicción de la inferencia de fondo

Las ganancias unitarias quedan según refleja la Tabla 7.6.

		A67Y0003 (%MOL)
67FC0010.SP	Método	Subespacios TTSS 180 min
	Ganancia unitaria	0.119815363978256
67FC0012.SP	Método	Subespacios TTSS 180 min
	Ganancia unitaria	0.385734742686663
67FC0013.SP	Método	Subespacios TTSS 90 min
	Ganancia unitaria	-0.0155010425163569
67PC0014.SP	Método	FIR TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	2.03863277735816

Tabla 7.6 – Ganancias unitarias resultantes de la inferencia de fondo

Como se ha comentado anteriormente, la importancia de este cálculo hace que debamos corregirlo comparando con el analizador en línea mediante un Bías. El Bías con el Analizador de C3 en Butano es igual al analizador de C3 en Butano menos la Inferencia sin Bías retrasada y filtrada.

Del análisis de la Figura 7.31 se concluye que se debe aplicar un retraso de 18 minutos.

Esta configuración adicional se realiza mediante la creación de una serie de puntos en el Sistema de Control Distribuido (SCD) y ajustando el cálculo en la construcción del controlador mediante DMCplus Build.

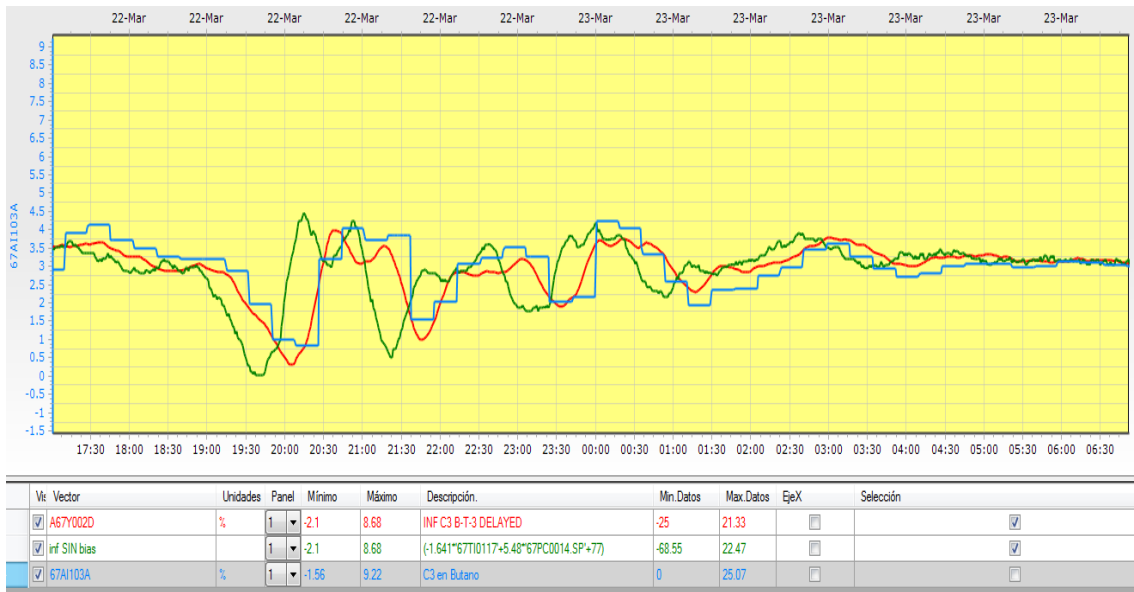


Figura 7.31 – Gráfica para calcular el tiempo de retraso

7.1.7. DELTA DE TEMPERATURA E-5

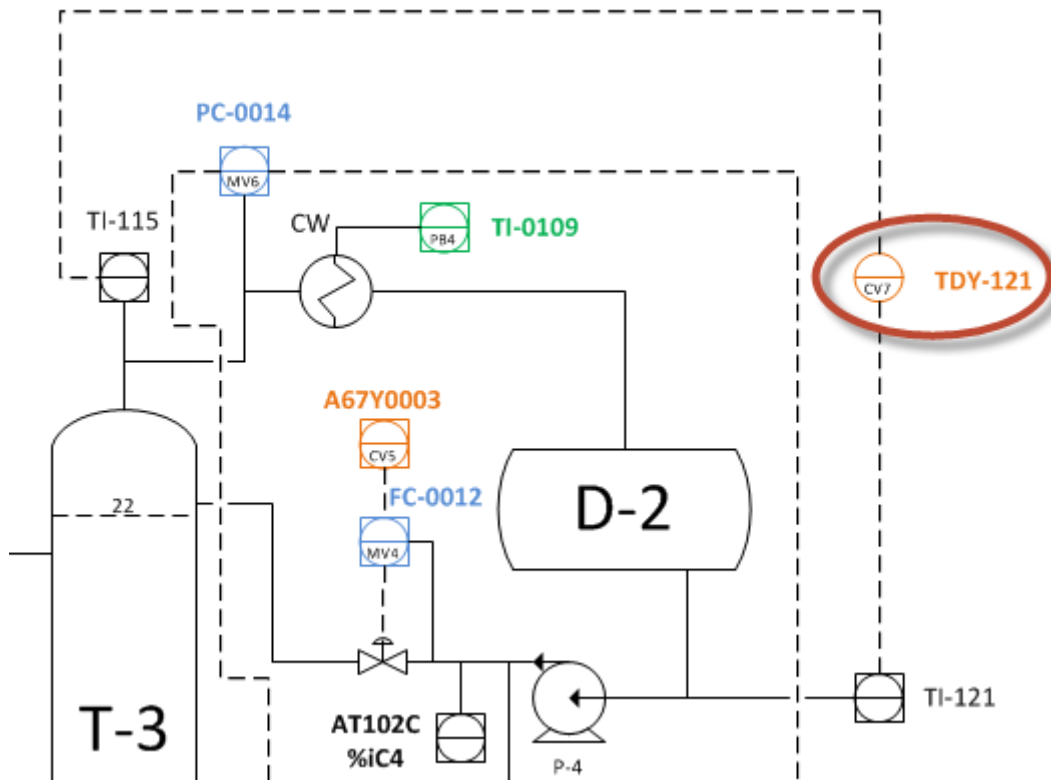


Figura 7.32 – Detalle de la delta de temperatura E-5

Este cálculo da una idea de la capacidad de condensación sobrante. Cuando la delta de temperatura llegue a 0°C, no hay subenfriamiento y por tanto se ha llegado al límite de capacidad del condensador y no se puede bajar más la presión a la torre.

$$\Delta T = x_1 - x_2 \quad (12)$$

Dónde:

- x_1 = Temperatura de salida de gases cabeza T-3 = 67TI0115.PV
- x_2 = Temperatura salida condensador de cabeza T-3 = 67TI0121.PV

Las variables independientes que intervienen en la identificación de este subproceso son la carga (67FC0010) a la Despropanizadora y la presión (67PC0014). Como variable independiente de feedforward tenemos a la temperatura del agua de refrigeración.

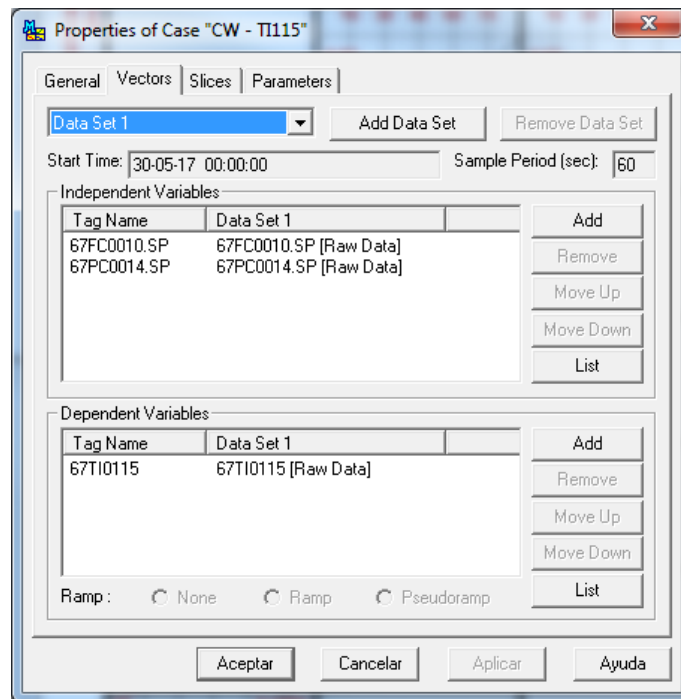


Figura 7.33 – Vectores para identificación de la delta de temperatura

Inicialmente también incluimos como variables independientes el reflujo (67FC0012) y el reboiler (67FC0013) pero finalmente se desecharon tanto su ganancia como la dinámica por no aportar nada al modelo. En este mismo contexto entra la carga (67FC0010), de la que se aprovecha la dinámica pero que su ganancia al estacionario es cero.

Se hará la identificación en dos partes. Una sobre las variables que influyen sobre la temperatura de salida de gases (Figura 7.34), y otra sobre la variable que influye en la temperatura de salida del condensador (Figura 7.36).

Las predicciones de la temperatura de salida de gases y de salida del condensador son aceptables como se puede apreciar en las Figura 7.35 y Figura 7.37.

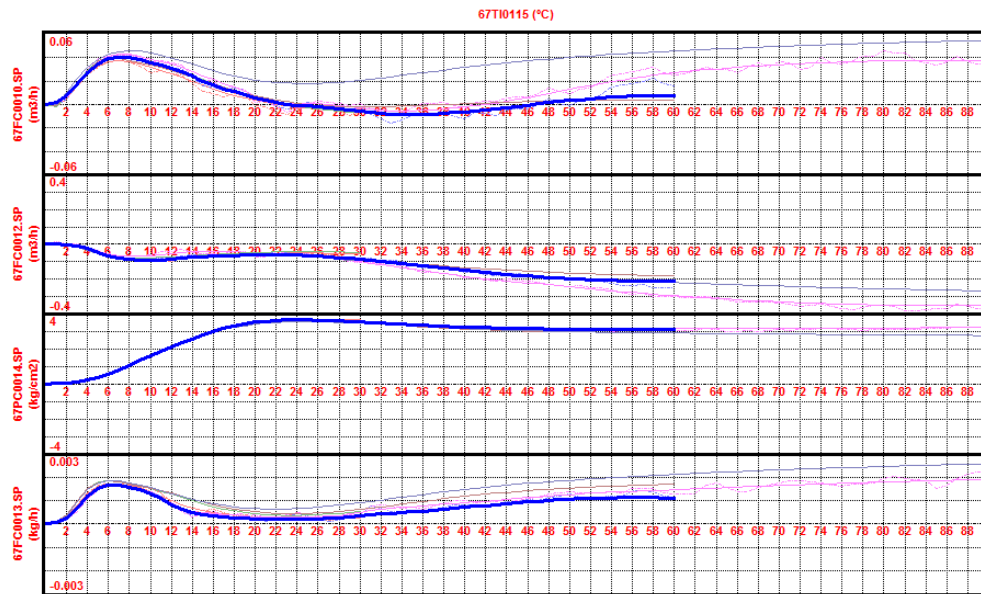


Figura 7.34 –Método FIR con TTSS de 60 minutos para la temperatura de salida de gases

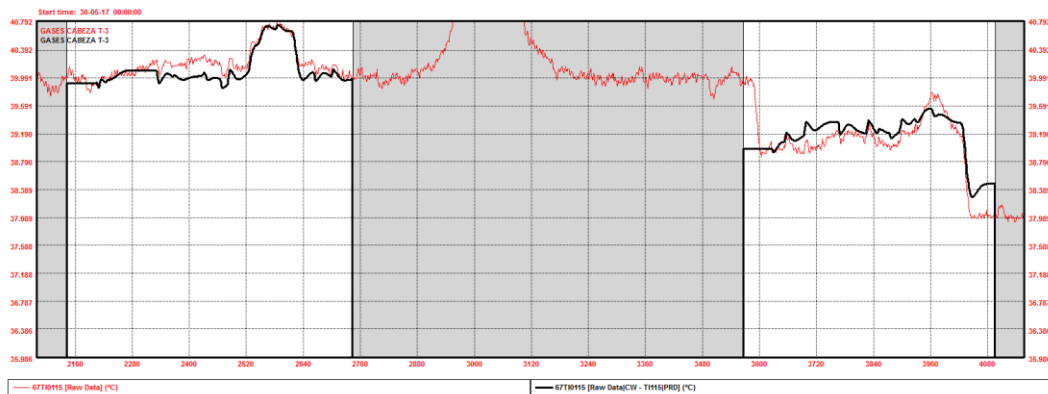


Figura 7.35 –Detalle de la predicción de la delta de temperatura

La temperatura de salida del condensador tiene una dinámica de primer orden con ganancia unitaria.

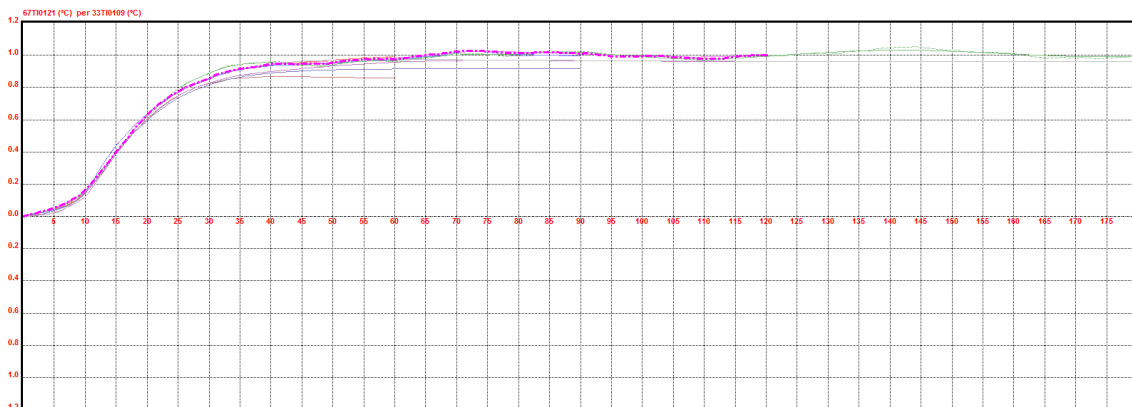


Figura 7.36 –Método FIR con TTSS de 120 minutos para la temperatura de salida del condensador



Figura 7.37 –Detalle de la predicción de la salida del condensador

Las ganancias unitarias quedan según refleja la Tabla 7.7.

		67TDY121 ()
67FC0010SP	Método	FIR TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	0
67PC0014.SP	Método	FIR TTSS 60 min
	Ganancia unitaria	3.088286598134435
33TI0109.SP	Método	FIR TTSS 120 min
	Ganancia unitaria	-1

Tabla 7.7 – Ganancias unitarias resultantes delta de Temperatura T-3

7.1.8. VÁLVULA EXTRACCIÓN PROPANO T-3

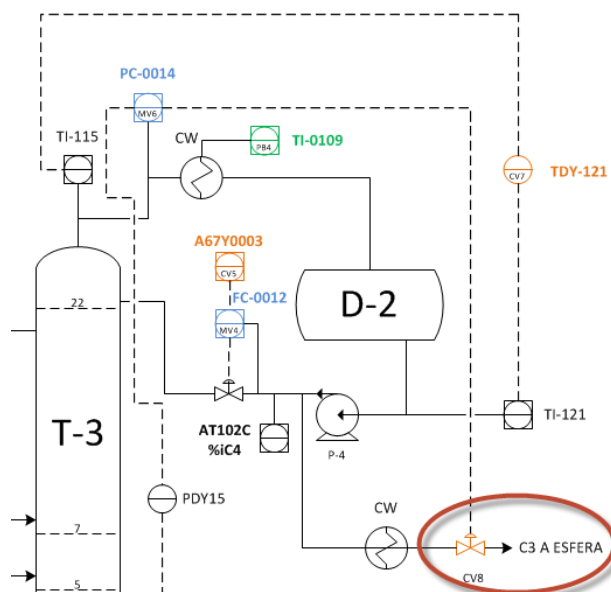


Figura 7.38 – Detalle de la válvula de extracción de propano T-3

Las variables independientes que afectan sobre la válvula de extracción de propano son la carga, el reboiler, el reflujo y la presión. La identificación es limpia (Figura 7.39) y la predicción aceptable (Figura 7.40).

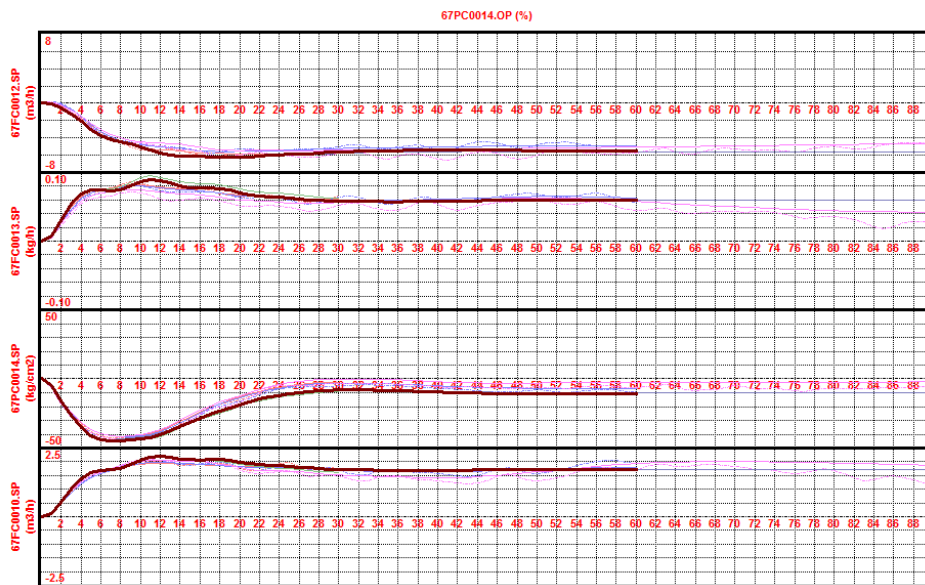


Figura 7.39 –Método FIR con TTSS de 120 minutos para la temperatura de salida del condensador

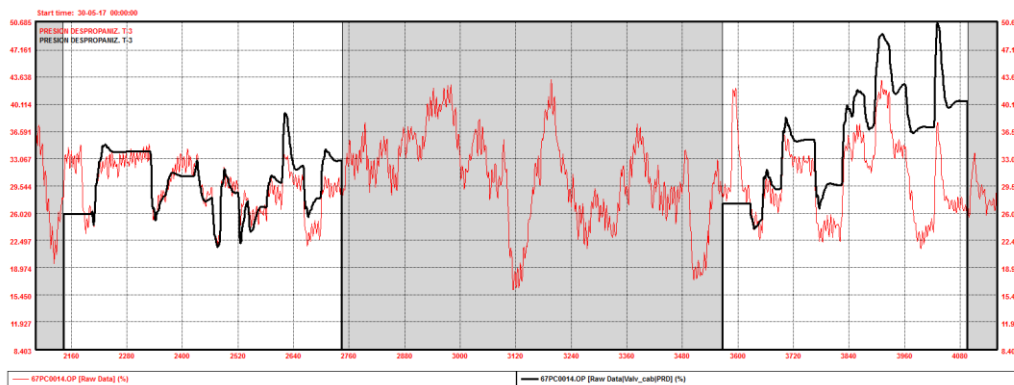


Figura 7.40 –Detalle de la predicción de la salida del condensador

Las ganancias unitarias quedan según refleja la Tabla 7.8.

		67PC0014.OP (%)
67FC0010.SP	Método	Subespacios TTSS 180 min
	Ganancia unitaria	1.74161252681646
67FC0012.SP	Método	Subespacios TTSS 180 min
	Ganancia unitaria	-6.02100284012863
67FC0013.SP	Método	FIR TTSS 30 min
	Ganancia unitaria	0.0651738816333261
67PC0014.SP	Método	Subespacios TTSS 180 min
	Ganancia unitaria	-8.57139841950357

Tabla 7.8 – Ganancias unitarias resultantes de la válvula de extracción de propano

7.2. MATRIZ DINÁMICA

A lo largo del capítulo 7 se ha relacionado matemáticamente el efecto en cada variable controlada causado por un cambio en cada variable manipulada. A cada pareja MV/CV o conjunto MISO (varias MVs y DVs sobre una CV) elegida en la identificación se la denomina subproceso. El modelo del proceso completo que utiliza el controlador multivariable, está compuesto por una matriz de modelos de los subprocesos. Una matriz no es sino una manera de ordenar elementos en filas y columnas. Cada elemento de la matriz que utiliza el controlador es un modelo de un subproceso que describe como se manifiesta en el tiempo el efecto de una variable independiente (MV o DV) sobre una CV.

El modelo resultante no es más que una secuencia de números que indican los incrementos en el valor de la variable controlada, debidos a un incremento de una unidad (en las unidades de ingeniería correspondientes) en una variable manipulada, cuando todas las demás variables independientes permanecen constantes. La información que nos da cada uno de estos modelos para cada subproceso es:

- La ganancia en estado estacionario ($\Delta CV/\Delta MV$), es decir, en qué valor se va a estabilizar el incremento.
- El tiempo de estabilización o tiempo que tarda en llegar al estado estacionario.
- La dinámica del subproceso, es decir, cómo evoluciona la variable controlada hasta que llega al estado estacionario.

El proceso completo está representado por una matriz de subprocesos (ver Figura 7.41), en donde las filas corresponden a las variables independientes (MVs y DVs) y las columnas corresponden a las variables dependientes (CVs).

El haber obtenido el modelo del proceso nos permite conocer la evolución de las variables controladas, si sabemos cómo se han movido las variables manipuladas. Esto permite al controlador multivariable predecir el comportamiento de las variables controladas basándonos en la historia pasada de las variables manipuladas.

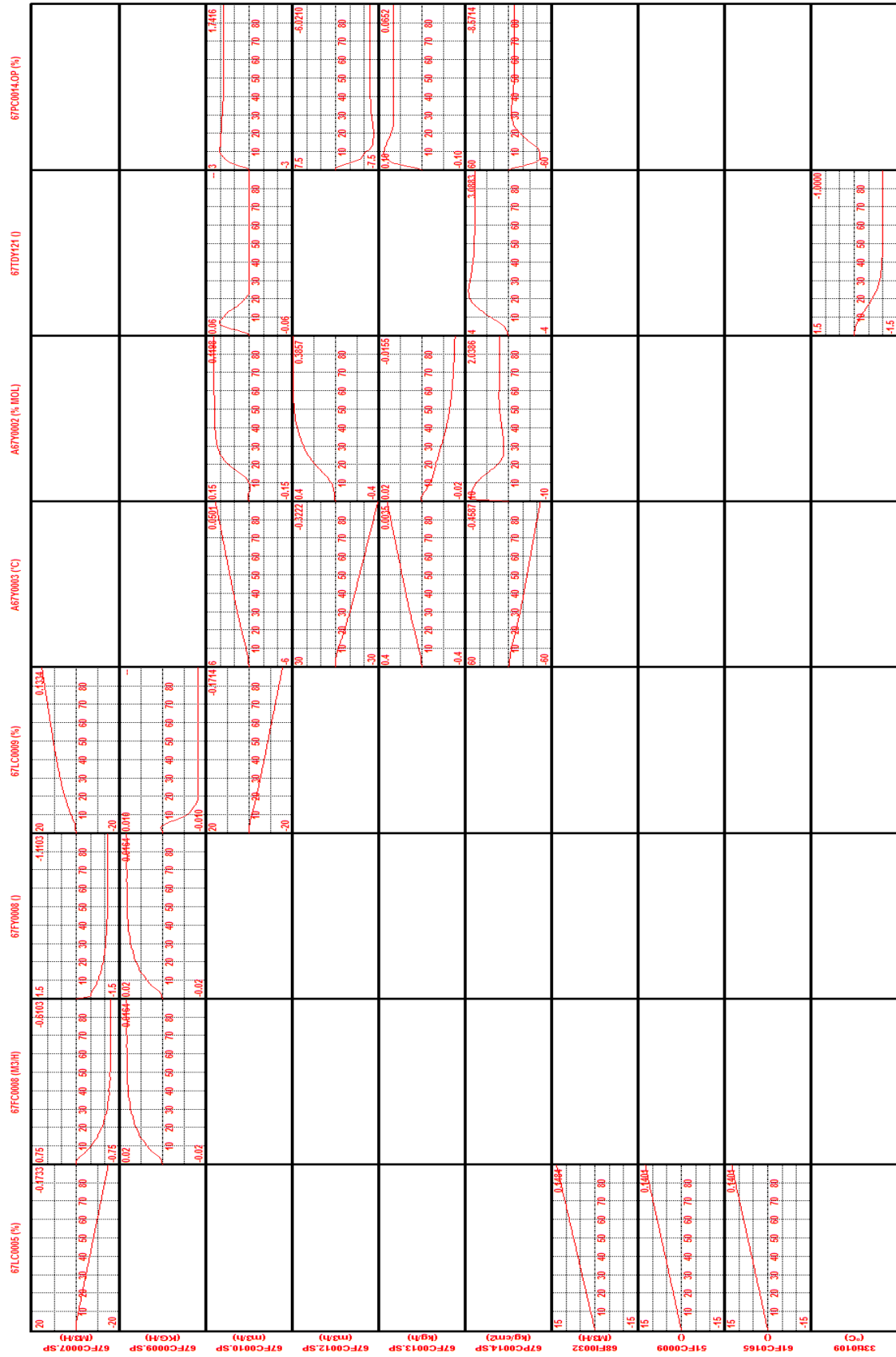


Figura 7.41 – Matriz dinámica

8. CONSTRUCCIÓN DEL CONTROLADOR Y SIMULACIÓN

El modelo del proceso obtenido en el apartado anterior representa una primera versión, un modelo bruto creado con unas ganancias conservadoras y sobre el que se realizará un ajuste de parámetros y una consistencia de ganancias. Estos ajustes se realizan mediante DMCplus Build y DMCplus Simulate y suponen la construcción y simulación del controlador offline [2, 4].

Inicialmente se realizará la consistencia de ganancias mediante DMCplus Simulate. Esto se puede hacer directamente simplemente ajustando los costes, pero DMCplus Simulate nos obliga a introducir una serie de parámetros de ajuste adicionales para proceder con la consistencia de ganancias. Aprovechando que se deben configurar ciertos parámetros se detallan a continuación.

8.1. AJUSTE DE PARÁMETROS

Excepto los límites de operación que suelen estar definidos desde un primer momento y los costes que son necesarios para realizar la consistencia de ganancias, el resto de parámetros se introducen de manera aproximada y se ajustaran posteriormente en el comisionado.

- Límites de operación
- CV Ranks
- LP Costs
- Move Suppression Factor
- Equal Concern Error Dinámico

8.1.1. LÍMITES DE OPERACIÓN

Los límites de operación suponen las limitaciones operativas que deberá respetar el controlador multivariable y responden a la zona de trabajo habitual de la planta. Dichas limitaciones quedan especificadas en la Tabla 8.1. Además de los límites de operación se disponen de los límites de Ingeniería que no son más que los límites de diseño de la planta.

DEPENDIENTES		LÍMITE INFERIOR	LÍMITE SUPERIOR
T1	67LC0005.PV	0	100
	67FC0008.PV	14	28
	67FY0008.PV	0	32
	67LC0009.PV	0	100
T3	A67Y0003.PV	63	63
	A67Y0002.PV	0	2
	67TDY121.PV	11	100
	67PC0014.OP	10	100

INDEPENDIENTES		LÍMITE INFERIOR	LÍMITE SUPERIOR
T1	67FC0012.SP	0	70
	67FC0009.SP	0	4500
	67FC0010.SP	0	75
T3	67FC0012.SP	33	100
	67FC0013.SP	0	6000
	67PC0014.SP	12	14
DV	68FI0032.PV		
	51FC0009.PV		
	61FC0165.PV		
	33TI0109		

Tabla 8.1 – Límites de operación

A continuación se comentan los límites operativos más relevantes.

- Reflujo a T-1 (67FC0008.PV)

Disponemos de límite inferior de operación a 14 m³/h que dispara el vapor al reboiler de la T-1 por bajo flujo (67FLL08B), tarado en 10m³/h. Para evitar problemas operativos, se desconectará el DMC cuando el operador saque el control de nivel del acumulador de cabeza de la T-1 (67LC0011) de su modo normal de operación.

- Exceso de reflujo (67FY0008.PV)

Esta variable indica los metros cúbicos de reflujo por encima del mínimo teórico que garantiza una adecuada separación en la T-1. Límite inferior de operación = 0 m³/h.

- Temperatura compensada por presión (A67Y0003.PV)

Manteniendo esta variable en 63°C se garantizan valores de isobutano en cabeza entre 0.1 - 0.8%. Óptimo operativo según Procesos. En la identificación se observó que tenía respuesta tipo rampa por lo que de cara al controlador se configura como pseudo-rampa para que desbalances de la rampa no desconecten el controlador.

- Delta de temperatura (67TDY121.PV)

El límite inferior de operación es de 11°C. Se ha elegido este valor por ser la delta de temperatura más baja en el último año. Podría obtenerse beneficio explorando límites más bajos. Usaremos la presión de la torre para ajustar esta variable contra límite inferior.

- Válvula de control de presión (67PC0014.OP)

Mediante esta válvula controlamos la presión de la torre. Se detectó en el pre-test que la válvula fuga a su través, por lo que para evitar que el control de presión se sature se ha configurado un límite inferior de operación en 10% de apertura. El controlador multivariable disminuirá el reflujo para controlar esta variable contra su límite inferior a costa de violar el %iC4 en el producto de cabeza (situación menos mala que dejar saturar el control de presión, ya que los modelos del controlador multivariable dejarían de ser válidos).

- Carga a T-1 (67FC0007.SP)

Caudal de carga líquida de LPG a la T-1. El controlador multivariable usará esta variable para controlar el nivel en el botellón de carga B-D-3 (variable controlada 67LC0005.PV).

- Vapor 250# a T-1 (67FC0009.SP)

Es el caudal de vapor 250 psi al reboiler de la T-1. El controlador multivariable usará esta variable para ajustar la separación en la torre, minimizando su valor hasta alcanzar una de estas dos restricciones (la primera en restringir):

- Límite inferior de reflujo de la T-1 (67FC0008.PV)
- Límite inferior de exceso de reflujo de la T-1 (67FY0008.PV).

Posibles restricciones adicionales:

- Que la apertura de la válvula de vapor se sature al 100%.
- Que el control de nivel del botellón de recogida de condensado (67LC0036) tome el control del vapor para evitar pérdida de nivel de los tubos del reboiler.

En caso de que se llegue a una de estas dos restricciones, no se podrá seguir aumentando el caudal de vapor al reboiler. El controlador multivariable violará el límite inferior de exceso de reflujo de la T-1 comprometiendo la adecuada separación de los C2 en esta torre.

- Extracción de fondo T-1 a T-3 (67FC0010.SP)

Es el caudal de extracción de fondo de la T-1 que sirve de alimentación a la T-3. El controlador multivariable usará esta variable para controlar el nivel de fondo de la T-1 (variable controlada 67LC0009.PV).

Se intentará aprovechar el inventario de fondo de la T-1, minimizando las oscilaciones de carga a la T-3.

- Reflujo T-3 (67FC0012.SP)

Es el caudal de reflujo de la T-3. El controlador multivariable, usará esta variable para controlar los C4 en la extracción de cabeza (variable controlada A67Y0003.PV) contra su límite superior.

Límite inferior de operación: 33 m³/h para evitar el disparo de vapor al reboiler de la T-3 por bajo flujo (67FLL12B) tarado en 30m³/h.

En caso de que el reflujo llegue a su límite inferior de operación, el controlador multivariable dejará de ajustar los C4 en la extracción de cabeza (A67Y0003.PV) y estos se quedarán flotando por debajo de su límite superior.

- Vapor 50# a T-3 (67FC0013.SP)

Es el caudal de vapor de 50 psi al reboiler de la T-3. El DMC usará esta variable para ajustar los C3 en la extracción de fondo (variable controlada A67Y0002.PV) contra su límite superior.

Posibles restricciones:

- Que la apertura de la válvula de vapor se sature al 100%.
- Que el control de nivel del botellón de recogida de condensado (67LC0037) tome el control del vapor para evitar pérdida de nivel de los tubos del reboiler.

En caso de que se llegue a una de estas dos restricciones, no se podrá seguir aumentando el caudal de vapor al reboiler. El controlador multivariable violará el límite superior de C4 en la extracción de cabeza (situación menos mala. Violar el límite superior de C3 en el fondo supondría problemas operativos en unidades aguas abajo). En esta situación, el reflujo pasará a controlar los C3 en fondo contra su límite superior.

- Presión T-3 (67PC0014.SP)

Es la presión de cabeza de la T-3. El controlador multivariable usará esta variable, minimizándola, para ajustar contra límite inferior la delta de temperatura en el condensador de cabeza E-5 (67TDY0121.PV). Evitando, de esta manera, rebasar la capacidad del condensador total. Garantizando un subenfriamiento mínimo de 11°C en el producto condensado.

En caso de que la presión llegue a su mínimo operativo, la delta de temperatura en el condensador se quedará flotando por encima de su límite inferior.

- Caudales de alimentación

Los caudales de alimentación se corresponden con:

- Carga de LPG procedente de Merox (68FI0032.PV)
- Carga de LPG de P1 (51FC0009.PV).
- Carga de LPG de P2 (61FC0165.PV).

El controlador multivariable usa estas variables para anticiparse a las perturbaciones que afectan al nivel del botellón de carga (variable controlada 67LC0005).

Es necesario indicar qué cargas están siendo procesadas en la unidad para que se tenga en cuenta adecuadamente. Esta acción se realizará mediante un selector en el gráfico que permite indicar la procedencia de las cargas que se procesan en la unidad, para tenerlas en cuenta en el control de nivel del D-3.

- Temperatura agua de refrigeración

Variable de perturbación que afecta a la capacidad del condensador de cabeza de la T-3. Si sube la temperatura del agua de refrigeración, subirá la temperatura de salida del producto condensado y bajará por consiguiente la delta de temperatura (subenfriamiento) 67TDY0121.

8.1.2. CV RANKS

Los *CV Ranks* permiten una asignación de prioridades organizando dichas prioridades según el tipo de variable. Cuanto menor es el valor que asignamos a una variable, mayor es la importancia que le estamos otorgando. El valor numérico es relativo, importando su valor en relación a otros valores. Cuando el problema de programación no tiene solución, se vuelve a resolver eliminando las restricciones en las variables que tienen un mayor CV Rank y así hasta que se encuentra alguna solución. Se asigna por separado al límite alto y al límite bajo de cada variable controlada, porque en la mayoría de las variables la importancia de relajar el límite alto no es la misma que la relajar el límite bajo.

Los parámetros elegidos son los indicados en la Tabla 8.2.

CV Ranks		Lower Limit Rank	Upper Limit Rank
T1	67LC0005	1	1
	67FC0008	1	2
	67FY0008	4	9999
	67LC0009	1	1
T3	A67Y0003	9999	6
	A67Y0002	9999	5
	67TDY121	1	9999
	67PC0014.OP	1	1

Tabla 8.2 – Parámetros CV Ranks

A menor valor más importancia tiene la variable. Siendo 9999 no aplica [4].

8.1.3. LP COSTS

Con la finalidad de que el controlador pueda discriminar entre distintos puntos de operación se establecen criterios económicos. Para ello el controlador utiliza un algoritmo de programación lineal (LP) que nos garantizará un beneficio máximo o un coste mínimo. Para que el algoritmo de programación

lineal resuelva el problema se introducen unos costes unitarios de movimiento de cada variable manipulada denominados *LP COSTS*.

Los parámetros elegidos son los indicados en la Tabla 8.3.

LP COST		SS Cost
T1	67FC0007.SP	0
	67FC0009.SP	10
	67FC0010.SP	0
T3	67FC0012.SP	8000
	67FC0013.SP	10
	67PC0014.SP	180

Tabla 8.3 – Parámetros LP COST

El valor representa el coste de incrementar la variable manipulada una unidad [4].

8.1.4. MOVE SUPPRESSION FACTOR

El parámetro *Move Suppression factor* penaliza la amplitud de movimiento de cada variable manipulada durante cualquier acción de control, evitando acciones de control excesivamente agresivas. Cuanto mayor es el valor de este parámetro más lento es la acción del controlador [4].

Los parámetros elegidos son los indicados en la Tabla 8.4.

Move Suppression		Move Suppr
T1	67FC0007.SP	2
	67FC0009.SP	5
	67FC0010.SP	2
T3	67FC0012.SP	5
	67FC0013.SP	5
	67PC0014.SP	10

Tabla 8.4 – Parámetros Move Suppression

8.1.5. EQUAL CONCERN ERROR

En un entorno multivariable, el controlador está generando la ley de control para minimizar el error en todas las variables controladas al mismo tiempo. En un contexto de mínimos cuadrados, todos los errores se intentarán minimizar con el mismo rigor, sin embargo en el proceso no todas las variables controladas tienen la misma importancia. Por lo tanto, es necesario dotar al controlador de algún mecanismo que permita decidir qué error es más importante. Este concepto se puede ampliar de forma dinámica, es decir, el *equal concern* no tiene por qué ser constante en todo el rango de operación de las

variables controladas. Efectivamente, muchas variables tienen mayor importancia cuando se acercan a un límite de operación, por ejemplo una restricción física como la presión de la Despropanizadora, tiene que ser controlada con más énfasis si ésta se acerca al límite operativo que cuando está lejos de él.

Esto se puede hacer de forma sencilla definiendo un equal concern para cada valor de la variable controlada dentro del rango de operación. Normalmente se suele definir mediante una función compuesta por tramos tal y como se muestra en la Figura 8.1. En este caso se define un valor para el límite superior, otro para el inferior y rangos de transición para que el cambio en el controlador no sea muy brusco cuando nos acercamos a un límite. La Figura 8.1 muestra un caso en el que la variable controlada es más importante cuando está en el límite inferior que cuando está en el límite superior, y todavía es menos importante cuando se encuentra dentro del rango.

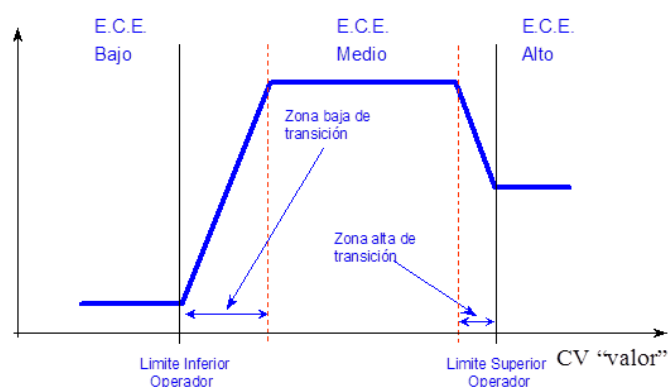


Figura 8.1 – Equal Concern Error dinámico

Los parámetros elegidos son los indicados en la Tabla 8.5.

Equal Concern Error		Lower Dyn ECE	Middle Dyn ECE	Upper Dyn ECE
T1	67LC0005	5	5	5
	67FC0008	1		1
	67FY0008	1	1	1000000
	67LC0009	5	5	5
T3	A67Y0003	1000000	5	5
	A67Y0002	1000000	0,2	0,2
	67TDY121	2	1000000	1000000
	67PC0014.OP	6	1000000	6

Tabla 8.5 – Parámetros Equal Concern Error

Asignar el valor 1×10^6 le indica al controlador que no tiene relevancia ese parámetro por lo que no ejerce esfuerzo mientras esté en ese límite. Para el resto, cuanto más se acerque a cero más prioridad tiene el límite [4].

8.2. CONSISTENCIA DE GANANCIAS

Retomando el concepto de los costes (LP COSTS), estos se configuran de una manera u otra según la estrategia de optimización elegida la cual se detalla a continuación.

El controlador multivariable tendrá dos objetivos principales:

1. Conseguir que todas las variables controladas (iC4 en el Propano, C3 en el Butano, Ratio Reflujo/Carga T-1...) estén dentro del rango de operación definido.
2. Manipular adecuadamente la cantidad de vapor y reflujo necesarios en la Desetanizadora y Despropanizadora ante los frecuentes cambios de caudal de carga que se producen procedentes de las unidades que alimentan a Butano.

Una vez conseguido esto, el controlador multivariable buscará optimizar la operación de las torres de acuerdo al siguiente orden de prioridades:

En cuanto a la despropanizadora (T-3):

- Ajustar el contenido de C3 en el Butano hasta un 2% en volumen.
- Minimizar el contenido de C4 en el Propano.
- Minimizar la presión de Operación de la torre hasta límite de subenfriamiento en el condensador de cabeza.

En cuanto a la desetanizadora (T-1):

- Ajustar el vapor al reboiler para mantener un ratio reflujo/carga mínimo de 0.5 que garantice una adecuada separación en la torre.

Ajustando los costes en función de la estrategia de optimización se comienzan a simular todos los escenarios posibles para comprobar que los movimientos que va a realizar el controlador son adecuados y conservadores. Se consideran movimientos adecuados aquellos movimientos típicos realizados durante el pre-test y step test o los que haría un operador al introducir un punto de consigna.

En la Figura 8.2 se puede apreciar uno de los posibles escenarios en el que mediante ajuste del parámetro "SS Cost" situamos la simulación:

- Contra límite superior de iC4 en cabeza T-3
- Contra límite superior de C3 en fondo T-3
- Contra límite inferior de delta de temperatura en T-3
- Contra límite inferior de reflujo en T-1
- Niveles balanceados

Las celdas coloreadas de azul indican los límites contra los que se quiere ir, los cuales se van alterando y se ejecuta la simulación paso a paso para poder apreciar que movimientos y con qué amplitud.

DMCplus Controller Variables :1

	Lower Limit	Current Value	SS Target	Upper Limit	SS Cost
67FC0007.SP	0.000000	24.2116	24.1775	70.0000	0.000000
67FC0009.SP	0.000000	1732.28	1730.76	4500.00	10.0000
67FC0010.SP	0.000000	23.1405	23.1011	75.0000	0.000000
67FC0012.SP	33.0000	37.2362	37.2265	100.0000	8000.00
67FC0013.SP	0.000000	2539.27	2538.98	6000.00	10.0000
67PC0014.SP	12.0000	12.1339	12.1346	14.0000	180.0000

DMCplus Controller Variables :2

	Lower Limit	Current Value	SS Target	Upper Limit	Ramp SP
67LC0005	0.000000	50.3715	50.2163	100.0000	50.0000
67FC0008	14.0000	14.0056	14.0000	28.0000	
67FY0008	0.000000	1.89731	1.90907	32.0000	
67LC0009	0.000000	60.2670	60.1221	100.0000	60.0000
A67Y0003	63.0000	63.0193	63.0000	63.0000	63.0000
A67Y0002	0.000000	2.00261	2.00000	2.00000	
67TDY121	11.0000	10.9972	11.0000	100.0000	
67PC0014.OP	10.0000	41.6994	41.6796	100.0000	

Figura 8.2 – Simulación de un caso mediante DMCplus Simulate

Si se detecta en uno de los escenarios que algún movimiento no es adecuado por lo general se modifica la ganancia en el modelo. Al alterar ganancias hay que volver a ajustar los costes ya que puede que la función objetivo se vea alterada y el comportamiento del controlador difiera de la estrategia de operación definida inicialmente.

9. COMISIONADO

El comisionado consiste en la conexión del controlador al proceso en lazo cerrado una vez que se ha evaluado el comportamiento del mismo en "predicción" y se han realizado los cambios requeridos en los parámetros de ajuste. En este punto también es necesario impartir una formación preliminar a los operadores de manera que puedan entender los objetivos de control, la información que se muestra en pantalla sobre el controlador y la manera de interactuar (conectar, desconectar, visualizar las diferentes variables, etc.).

La primera vez que se conecta el controlador los límites de las variables manipuladas deben situarse cerca del punto de operación de partida. Una vez que se ve que el controlador se ha conectado sin problemas y que los movimientos que calcula e implementa son razonables, los límites de operación de las variables manipuladas se van relajando poco a poco.

Si el controlador actúa correctamente deberá llevar al proceso desde el punto de operación inicial hasta un punto de operación óptimo calculado por la Programación Lineal. Cuando las condiciones o las

especificaciones cambian, el controlador deberá llevar al proceso suavemente hacia el nuevo punto óptimo.

Según avanza el comisionado y se observa la respuesta del controlador a perturbaciones de distinta índole, puede ocurrir que haya que modificar alguno de los parámetros de ajuste para mejorar la respuesta del controlador, hacerla más suave o modificar las prioridades con que el controlador corrige los errores en las distintas variables. Es aquí cuando se ajustan los Equal Concern Error dinámicos y los Move Suppression factors.

9.1. RELACIÓN DE CAMBIOS

- **Comisionado:** Se detecta que la inferencia de fondo es algo lenta. El control se pasa demasiado del objetivo.
 - **Solución:** Se modifican los parámetros dinámicos E.C.E. Alto y E.C.E. Medio de la inferencia de fondo (A67Y0002.PV). De 0.5 a 0.2 ambos.
-

- **Comisionado:** Fondo T-1 hacia T-3 demasiado brusco. Por cada 5m³/h hace variar el reflujos 2.5m³/h (ver Figura 9.1).

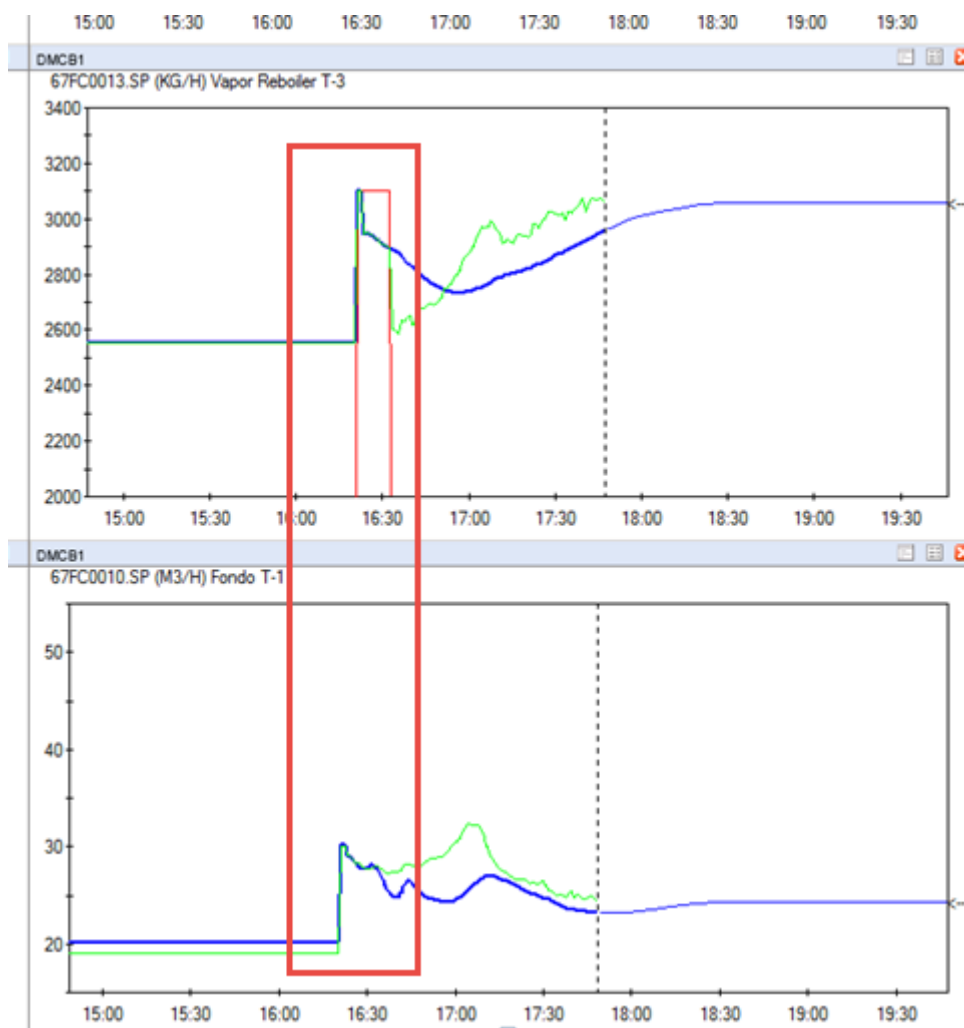


Figura 9.1 – Comisionado fondo T-1

- **Solución:** Se resintoniza para hacerlo más lento.

- **Comisionado:** Cuando el reflujo limita por abajo, la rampa de la temperatura compensada (A67Y0003.PV) no se puede balancear. A partir de 4 ciclos sin balancear el controlador se desconecta.
- **Solución:** Para evitarlo, se pasa el límite inferior de operación del A67Y0003.PV a 63. Igual que el límite superior. Se pasa el parámetro "MAXIMBCICL" de 4 a -1 (la rampa puede estar imbalaceada). Así cuando limite el reflujo por abajo, el A67Y0003.PV se quedará por debajo de 63 sin balancear la rampa y el controlador multivariable no se desconectará.

- **Comisionado:** El control de los C3 en fondo es demasiado agresivo (ver Figura 9.2).

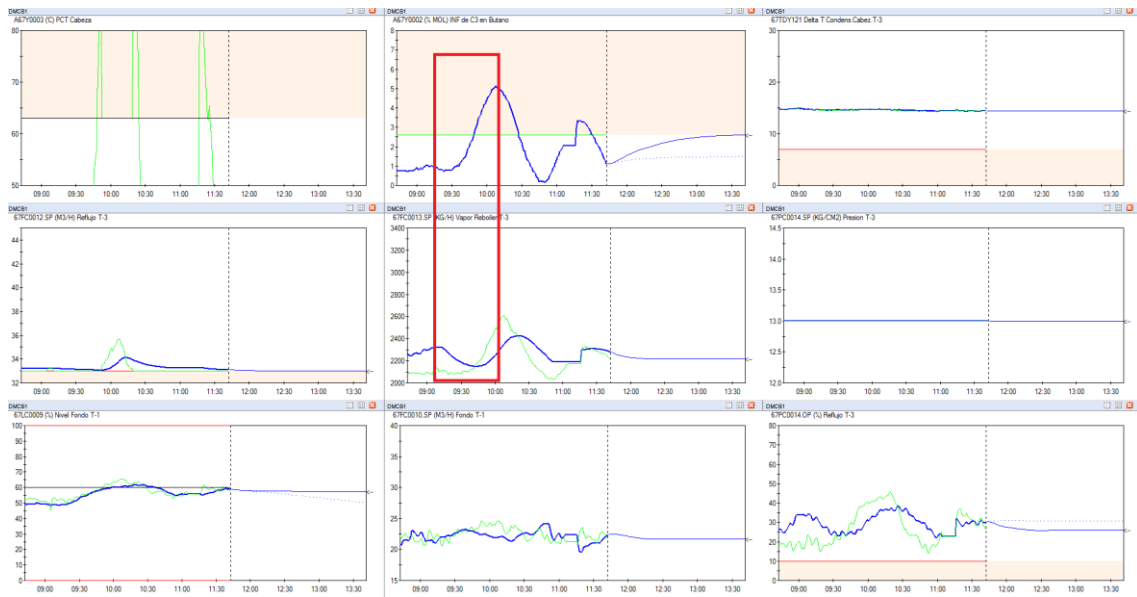


Figura 9.2 – Comisionado inferencia fondo T-1

- **Solución:** Parece que la ganancia del 67FC0013.SP vs A67Y0002.PV es demasiado pequeña. Se modifican modelos del 67FC0013.SP vs A67Y0002.PV y 67PC0014.SP vs A67Y0002.PV

10. RESULTADOS

En el apartado 3.2 obtuvimos una estimación del posible ahorro que supondría la nueva estrategia de control. A continuación compararemos los datos de la estimación con los obtenidos tras la implementación del controlador multivariable. Los datos recogidos tras la implementación del nuevo controlador comprenden Julio y Agosto.

10.1. DESETANIZADORA (T-1)

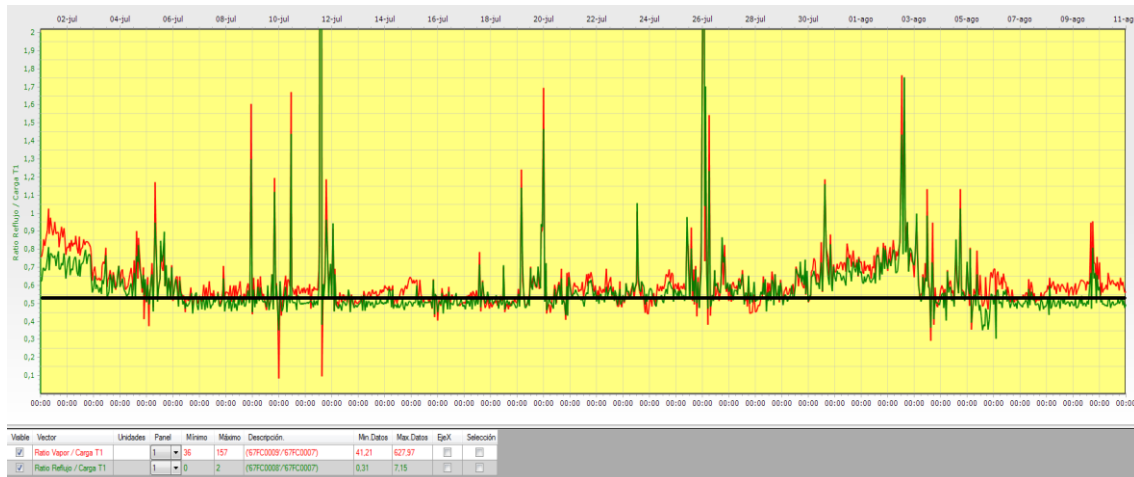


Figura 10.1 – Ratio reflujo / carga y vapor / carga en la Desetanizadora

Recordemos que 60,5Kg de vapor equivalen a 1m³ de reflujo.

El análisis de los datos indica que la media del ratio reflujo / carga se sitúa en torno al 0,55 tras la implementación del controlador multivariable. La media del ratio durante el periodo 2015/2016 fue de 0.7 por lo que se ha mejorado el ratio en 0,15. La carga media se mantiene en 30m³/h.

$$0,15 \times 30m^3/h = 4,5m^3/h \quad (13)$$

El reflujo estimado multiplicado por el factor vapor / reflujo nos da como resultado el ahorro estimado de vapor a la hora.

$$4,5m^3/h \times 60,5Kg/m^3 = 272,25Kg/h \quad (14)$$

El coste medio de producción de vapor de media presión tras la implementación del nuevo controlador fue de 20,71€/t. Pasando el ahorro estimado de vapor a toneladas anuales y multiplicando por el precio, obtenemos finalmente el ahorro estimado en vapor de media presión en la Desetanizadora.

$$2384,91Tm/año \times 20,71€/Tm = 49391,48€/año \quad (15)$$

10.2. DESPROPANIZADORA (T-3)

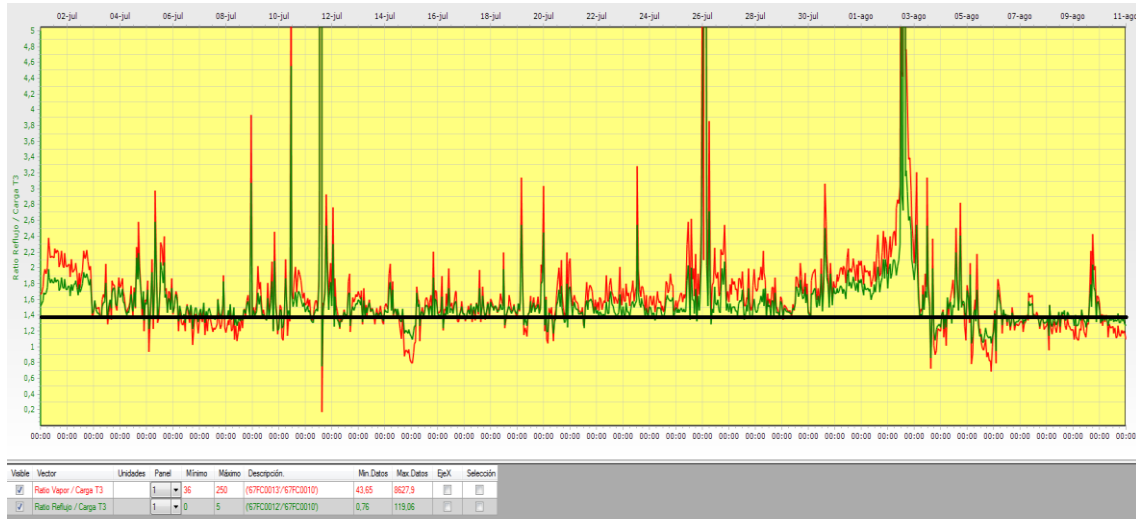


Figura 10.2 – Ratio reflujo / carga y vapor / carga en la Despropanizadora

Recordemos que 42.8Kg de vapor equivalen a 1m³ de reflujo.

El ratio reflujo/carga se situó en torno al 1,75 antes de la implementación del controlador. Tras la implementación del controlador multivariable el ratio se ha situado en 1,35. La carga media se establece en 28m³/h.

$$0,4 \times 28m^3/h = 11,2m^3/h \quad (16)$$

El reflujo estimado multiplicado por el factor vapor/reflujo nos da como resultado el ahorro estimado de vapor a la hora.

$$11,2 m^3/h \times 42,8 Kg/m^3 = 479,36 Kg/h \quad (17)$$

El coste medio de producción de vapor de baja presión durante el 2017 fue de 19,57€/t. Pasando el ahorro estimado de vapor a toneladas anuales y multiplicando por el precio, obtenemos finalmente el ahorro estimado en vapor de baja presión en la Despropanizadora.

$$4199,19 t/año \times 19,57 €/t = 82178,14 €/año \quad (18)$$

A continuación compararemos los resultados obtenidos de las calidades. En verde se representan los resultados tras la implementación del controlador multivariable y en rojo antes de la implementación.

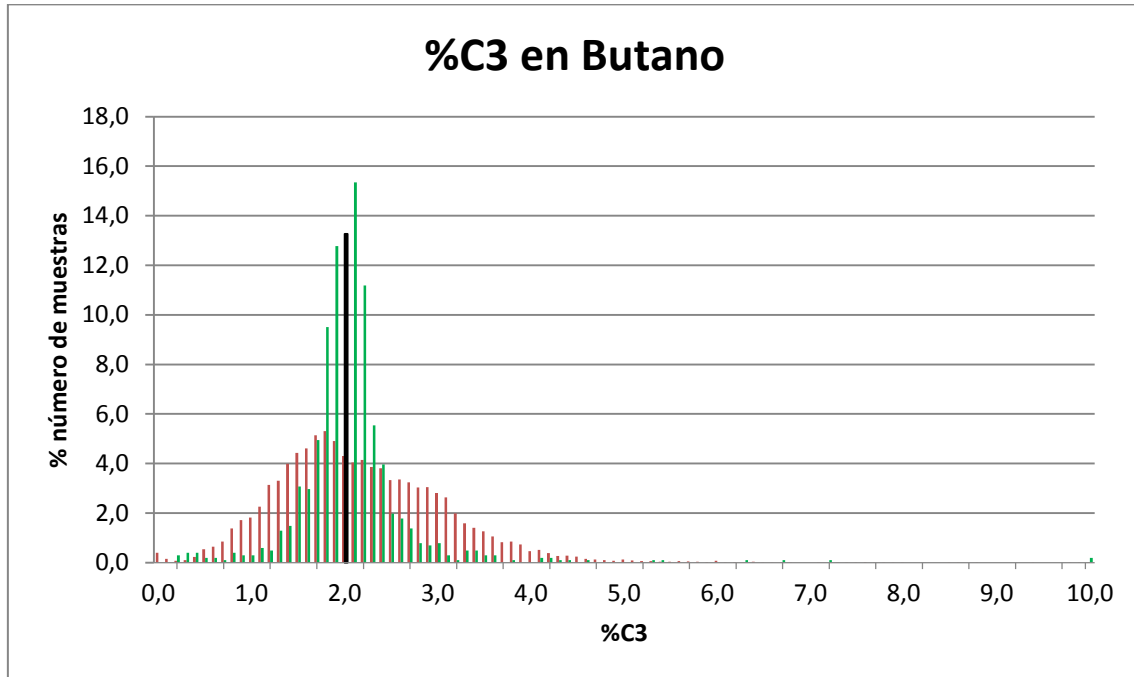


Figura 10.3 – Comparativa de la calidad del butano tras la implementación del controlador

En la figura 11.3 queda patente que tras la implementación del controlador multivariable los resultados se concentran en mayor medida en torno al punto óptimo establecido en 2%. Se puede apreciar que los resultados oscilan entre el 1,8 y el 2,2% cuando antes oscilaban entre el 1,1 y el 3,1%.

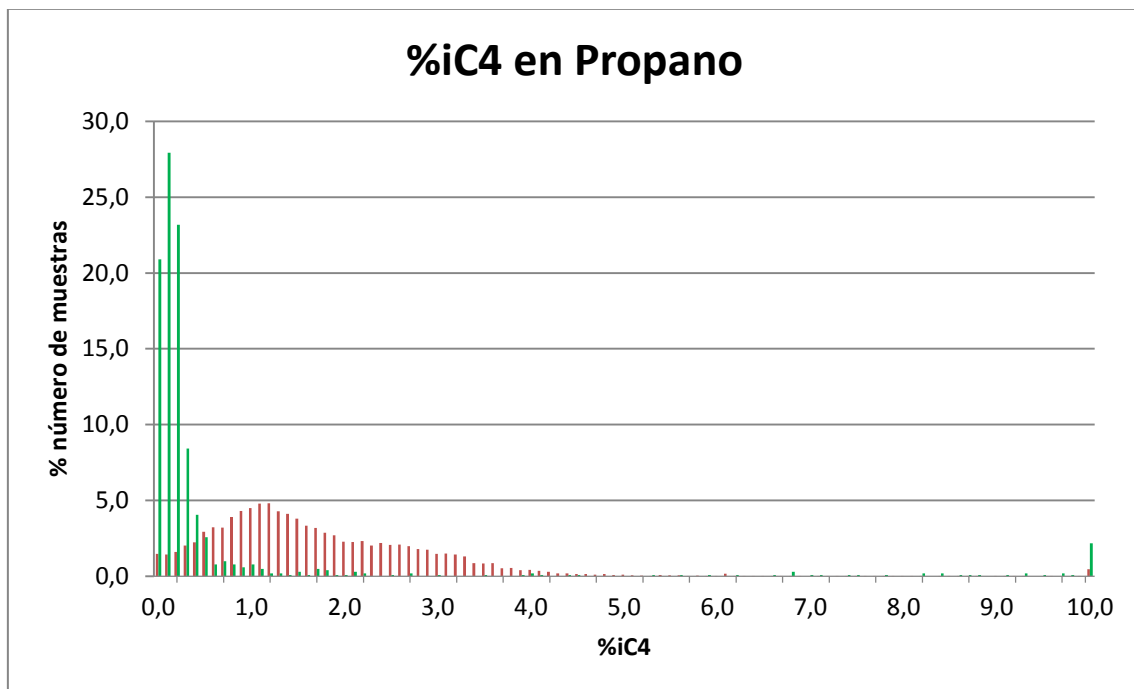


Figura 10.4 – Comparativa de la calidad del propano tras la implementación del controlador

La Figura 10.4 nos muestra como tras la implementación del controlador, el contenido de Isobutano se aproximan más a cero, mejorando la dispersión que se sufría anteriormente.

La media de producción de propano desde la puesta en marcha del nuevo controlador multivariable es de 5.8m³/h con un contenido de Isobutano de 0.85%. Aunque se ha mejorado considerablemente respecto al desaprovechamiento inicial, esto todavía supone aproximadamente 243 t/año de Isobutano que no se aprovechan. Aun así cabe destacar que se ha reducido el desaprovechamiento en 460 t/año. El precio medio durante el 2017 del Isobutano y del Propano está en 625€/t y 421€/t respectivamente.

$$(Isobutano\ 2017)\ 243\ t/año \times 204€/t = 49572€/año \quad (19)$$

10.3. CONCLUSIÓN DE LOS RESULTADOS

Tras la implementación del controlador se puede afirmar que todos los resultados son satisfactorios. Se ha logrado reducir considerablemente el consumo de vapor en ambas torres y mejorado la separación en la Despropanizadora lo que ha dejado un balance positivo.

En la Desetanizadora nos marcamos un objetivo de reflujo mínimo con el fin de consumir el mínimo vapor garantizando una buena separación en la torre. Esta estrategia nos ha hecho mejorar el consumo de vapor en un 21% suponiendo un ahorro de aproximadamente 55200€ anuales con respecto al consumo inicial.

En la Despropanizadora el objetivo principal era garantizar la calidad de los productos finales. Como esto podía suponer un mayor consumo de vapor, se disminuyó la presión de operación de la torre y se adoptó una estrategia de presión variable para garantizar la condensación de cabeza. Esta estrategia ha resultado positiva ya que se han logrado mejorar considerablemente las calidades de los productos finales y además se ha conseguido disminuir el consumo de vapor. El consumo de vapor ha mejorado un 22,8% suponiendo un ahorro de aproximadamente 63800€ anuales con respecto al consumo inicial. En cuanto a las calidades, el desaprovechamiento de Isobutano se ha logrado reducir un 34% lo que supone un ahorro de aproximadamente 126800€ anuales comparando con el periodo 2015/2016.

11. CONCLUSIONES

El objetivo de este Proyecto Fin de Máster era desarrollar e implementar un controlador multivariable en una unidad de refino existente para finalmente comparar los beneficios que supone dicha estrategia. El controlador multivariable está actualmente funcionando en la Unidad Butano 1 de la Refinería Petróleos del Norte S.A. Además, en apenas dos meses desde la puesta en marcha, tanto el balance económico como la satisfacción de quien opera la planta es positiva, por lo que se puede afirmar que el objetivo principal de este proyecto se ha cumplido.

Al hablar de beneficios siempre nos viene a la cabeza el económico y se suelen olvidar otros incluso más importantes como por ejemplo la seguridad. A continuación enumeraré por orden de relevancia los principales beneficios que bajo mi punto de vista se han obtenido con este Proyecto.

- Seguridad
- Económicos
- Operación independiente

Para mí el principal beneficio ha sido la seguridad. Esto no quiere decir que la planta se estuviera operando anteriormente de forma insegura, sino que el controlador multivariable incrementa el nivel de seguridad con el que se opera la planta. Esto es debido a que el controlador multivariable tiene en cuenta las restricciones del proceso de modo que nos garantiza un nivel de seguridad que un control básico no puede.

Los beneficios económicos son incuestionables, en apenas dos meses desde la implementación del controlador ya se han mejorado las previsiones. Aunque yo le haya dado más énfasis a la seguridad, el beneficio económico es el más importante ya que si no se tiene la certeza de este beneficio normalmente no se plantea la implementación de un controlador multivariable.

El beneficio de operación independiente suele pasar desapercibido ya que recae sobre quien opera la planta, en este caso, el operador de control. En este Proyecto ha sido relevante debido a que el operador de control dispone de siete unidades más siendo la unidad de butano la octava y de las que menos instrumentación dispone.

El balance personal es muy positivo. El desarrollo de este proyecto no solo me ha permitido afianzar conceptos, sino que me ha permitido participar activamente en todos los pasos de la creación de un controlador multivariable real y además trabajando codo con codo junto a Ingenieros de Control.

12. BIBLIOGRAFÍA

- [1] Acedo Sánchez, J. (2006). Instrumentación y control avanzado de procesos. 2ª edición. Díaz de Santos, Madrid. ISBN: 84-7978-754-6.
- [2] Aspen Technology, Inc. (2015). Manual de DMCplus Build. 20 Crosby Drive. Bedford, NY.
- [3] Aspen Technology, Inc. (2015). Manual de DMCplus Model. 20 Crosby Drive. Bedford, NY.
- [4] Aspen Technology, Inc. (2015). Manual de DMCplus Simulate. 20 Crosby Drive. Bedford, NY.
- [5] Camacho, E.F. & Bordons, C. (1995). Model Predictive Control in the Process Industry. Advances in Industrial Control. Springer . Verlag.
- [6] Díaz Martínez, J.M. y Muñoz Mansilla, R. (2014). Apuntes de Identificación de Sistemas. Apuntes del profesor. Madrid.
- [7] Ogata, K. (2010). Ingeniería de control moderna. 5ª edición. Pearson educación, Madrid. ISBN: 978-84-8322-660-5.
- [8] Qin, S.J. and T.A. Badgwell (2002). A survey of industrial model predictive control technology. Control Engineering Practice. Austin, Texas. Disponible en <<https://goo.gl/2gUf2c>> [Consulta: Agosto de 2017]
- [9] Valencia-Palomo, G. (2011). Control Predictivo Multivariable. Aplicación a una Columna de Destilación Binaria. Editorial Académica Española, Berlin. ISBN: 978-3-8465-7669-4.

13. ANEXO 1

Tiempo	Tag	De	A	Dif.	Comentario	Ok	Duración
16 Dec 16:30					Comienzo Test		
16 Dec 16:30	67FC0012.SP	42.4	43.4	1	La unidad no estaba completamente estable y he perdido el margen del iC4 que se ha ido a 0 y los C3 a 4.	-	01:04
16 Dec 17:34	67FC0013.SP	3079	3200	121	No tener en cuenta. Ha sido para recuperar los iC4 y C3 e ir a valores estables de operación.	-	00:57
16 Dec 18:32	67FC0012.SP	43.4	42.4	-1	No tener en cuenta. Ha sido para recuperar los iC4 y C3 e ir a valores estables de operación.	-	00:27
16 Dec 18:59	67FC0014.SP	21	19	-2	Para no perder el nivel de la T3.	-	00:45
16 Dec 19:45	67FC0012.SP	42.4	43.4	1	Se aprecia la reacción esperada en el iC4 aunque su valor está fuera de nuestros márgenes de referencia.	-	02:03
16 Dec 21:48					Fin movimientos turno de tarde.		
17 Dec 23:10	67FC0012.SP	45.5	44.5	-1		1	02:00
18 Dec 1:10	67FC0012.SP	44.5	45.5	1		2	01:35
18 Dec 2:45	67FC0013.SP	3300	3500	200		1	00:55
18 Dec 3:40					Perturbación no medida en nivel T3		
18 Dec 4:45	67FC0014.SP	17.4	19.4	2	Evitar inundación nivel T3.		00:05
18 Dec 4:50	67FC0012.SP	45.5	46.5	1		3	01:02
18 Dec 5:52					Fin movimientos turno de noche.		
19 Dec 3:30	67FC0012.SP	46	47	1		-	00:20
19 Dec 3:50					Perturbación Tª Fondo T-1		
19 Dec 3:56	67FC0014.SP	13.3	14.3	1	Evitar inundación nivel T3.		01:17
19 Dec 5:14					Fin movimientos turno de noche.		
25 Dec 15:33	67FC0012.SP	52	53	1		4	02:02
25 Dec 17:35	67FC0012.SP	53	52	-1		-	01:59
25 Dec 19:34					Perturbación Tª Fondo T-1		
25 Dec 19:34	67FC0012.SP	52	51	-1		-	00:56
25 Dec 20:30					Pérdida del valor iC4		
					Fin movimientos turno de tarde.		
26 Dec 18:27	67FC0013.SP	3600	3800	200	iC4 ha pasado de 0,2 a 6,8%. C3 de 3,9 a 1%.	2	02:00
26 Dec 20:27	67FC0013.SP	3800	3600	-200	iC4 ha pasado de 6,8 a 2,7%. C3 de 1 a 1,8%.	3	01:17
26 Dec 21:44					Fin movimientos turno de tarde.		

CAMBIO DE ESTRATEGIA DE CONTROL (NUEVO CONTROL INFERECIA C4 CABEZA T-3) --> NUEVO TEST

4 Jan	18:23	67FC0013.SP	4300	4100	-200	Ojo: Los C3 en el fondo están en 1.2%. Apenas se nota el efecto en la temperatura de fondo. Tenemos que testear en condiciones de 3% aprox C3. Bad Slice Para C3 fondo.	1	00:41
4 Jan	19:05	67FC0013.SP	4100	3900	-200	Seguimos sin variar los C3 de fondo. Bad Slice para C3 fondo.	2	01:22
4 Jan	20:27	67FC0013.SP	3900	3600	-300	Seguimos sin variar los C3 de fondo. Bad Slice para C3 fondo.	3	01:26
4 Jan	21:53					Fin movimientos turno de tarde.		
24 Jan	18:36	67FC0013.SP	3000	2700	-300			01:50
24 Jan	20:27	67FC0013.SP	2700	2400	-300			01:10
24 Jan	21:38					Fin movimientos turno de tarde.		
1 Feb	10:15	67FC0013.SP	2800	2600	-200			02:00
1 Feb	12:16	67FC0013.SP	2600	2900	300			01:33
1 Feb	13:50					Fin movimientos turno de mañana.		
2 Feb	8:08	67FC0013.SP	4000	4200	200	Posibles perturbaciones en la calidad de la carga.		03:34
2 Feb	11:42	A67AC001.SP	0.2	-0.8	-1	El iC4 no ha respondido según lo esperado		01:32
2 Feb	13:14	A67AC001.SP	-0.8	0.2	1			02:00
2 Feb	15:15	A67AC001.SP	0.2	-0.8	-1			00:45
2 Feb	16:00	A67AC001.SP	-0.8	-1.8	-1			01:20
2 Feb	17:20	A67AC001.SP	-1.8	-2	-0.2			
						Fin movimientos turno de mañana.		
3 Feb	16:33	67FC0013.SP	3000	3500	500	Se aprecia que es un incremento de SP excesivo.		01:30
3 Feb	18:04	67FC0013.SP	3500	4000	500			01:25
3 Feb	19:30	A67AC001.SP	1	0	-1			02:09
						Fin movimientos turno de tarde.		
4 Feb	16:04	A67AC001.SP	-1	-2	-1			02:00
4 Feb	18:04	A67AC001.SP	-2	-1	1			02:00
4 Feb	20:04	A67AC001.SP	-1	-2	-1	Se aprecia un patrón en el iC4 en C3 de ~0.8-1%		01:42
4 Feb	21:47					Fin movimientos turno de tarde.		
Continuamos tras la parada de Alta 2 que nos había inutilizado el analizador								
27 Feb	15:36	A67AC001.SP	1	0	-1	Posibles perturbaciones en cantidad de carga.		02:00
27 Feb	17:37	A67AC001.SP	0	1	1	Posibles perturbaciones en cantidad de carga.		01:55
27 Feb	19:32	A67AC001.SP	1	-1	-2			01:59
27 Feb	21:32					Fin movimientos turno de tarde.		
28 Feb	11:44	A67AC001.SP	1.9	1	-0.9	Posibles perturbaciones en cantidad y calidad de carga.		02:16
28 Feb	14:00	A67AC001.SP	1	3	2	Posibles perturbaciones en cantidad y calidad de carga.		02:00
28 Feb	16:00	A67AC001.SP	3	1	-2	Posibles perturbaciones en		01:59

					cantidad y calidad de carga.		
28 Feb	18:00	A67AC001.SP	1	2	1	Posibles perturbaciones en cantidad y calidad de carga.	02:00
28 Feb	20:00	A67AC001.SP	2	1	-1	Posibles perturbaciones en cantidad y calidad de carga.	01:47
28 Feb	21:48					Fin movimientos turno de tarde.	
1 Mar	23:05	67FC0013.SP	3800	4100	300	Posibles perturbaciones en cantidad de carga.	01:56
2 Mar	1:01	67FC0013.SP	4100	3800	-300	Posibles perturbaciones en cantidad de carga.	01:58
2 Mar	2:59	67FC0013.SP	3800	4100	300		02:00
2 Mar	5:00	67FC0013.SP	4100	3800	-300		00:45
2 Mar	5:45					Fin movimientos turno de noche.	
2 Mar	10:39	67PC0014.SP	12.86	12.5	-0.36	Buen Step, aunque 0.36 es un movimiento excesivo. Probar con 0.25.	00:31
2 Mar	11:10					Perturbación de carga que afecta a nuestro step en la presión. Aunque prácticamente habíamos llegado al estacionario.	
2 Mar	12:13	67FC0009.SP	3327	3100	-227		
2 Mar	13:20	67FC0009.SP	3100	2850	-250		
2 Mar	13:30					Se pasa a MAN el FC10. Está oscilando demasiado.	00:10
2 Mar	13:38	67PC0014.SP	12.5	12.75	0.25	Bad Slice por el motivo que se cita en el párrafo siguiente.	
2 Mar	13:48					Cambio brutal de carga. Parece que están esperando a que movamos la presión para cambiar la carga.	
2 Mar	16:12					Seguimos con baile en la carga a la Unidad.	
2 Mar	16:52	67PC0014.SP	12.75	12.5	-0.25		
2 Mar	17:55	67PC0014.SP	12.5	12.75	0.25		
2 Mar	18:35	67PC0014.SP	12.75	13	0.25		
2 Mar	19:28	67FC0013.SP	3800	4100	300		
2 Mar	20:02	67FC0013.SP	4100	3800	-300		
2 Mar	20:38	67PC0014.SP	13	12.75	-0.25		
2 Mar	21:15	FC7.SP/FC10.SP	41	36	-5	Step en la carga sin cambio de calidad. Para ver el efecto exclusivamente debido al cambio en el caudal de carga.	
2 Mar	22:27	A67AC001.SP	2.47	0	-2.47	En dos veces para minimizar brusquedades.	01:57
3 Mar	0:25	A67AC001.SP	0	3	3		02:00
3 Mar	2:25	A67AC001.SP	3	0	-3		02:01
3 Mar	4:26	A67AC001.SP	0	3	3		
						Sigue el AC1 en AUTO aunque se han puesto los LCs en AUTO --> Se pueden aprovechar	

					como steps las oscilaciones en los FCs debido a los niveles.		
3 Mar	9:20	67FC0009.SP	2850	2550	-300		
3 Mar	12:37	67FC0009.SP	2550	2250	-300	T muerto con Analizador C2 = 30min aprox	
3 Mar	14:00	FC7.SP/FC10.SP	40	28	-12	Problemas en Crudo.	
3 Mar	14:37					Fin test por esta semana. Se inactiva AC1.	
6 Mar	9:57	67FC0009.SP	3000	2700	-300		
6 Mar	11:00	67FC0009.SP	2700	2500	-200		
6 Mar	11:51	FC7.SP/FC10.SP	40.1	43.1	3	Para ver efecto del cambio de carga. Se aprovecha que estaba muy alto el nivel de D3.	
6 Mar	11:58	FC7.SP/FC10.SP	43.1	38.1	-5	Súbitamente la carga procedente de MX cae 16 m3/h, haciendo que el nivel en D3 caiga.	
6 Mar	12:07	FC7.SP/FC10.SP	38.1	36.1	-2	TODO EL DIA AL GARETE CON CAMBIOS DE CARGA. Quizá se pueda aprovechar algo.	
7 Mar	6:33	67PC0014.SP	12.85	12.6	-0.25		01:00
7 Mar	7:33	67PC0014.SP	12.6	12.85	0.25		01:01
7 Mar	8:34	67PC0014.SP	12.85	12.6	-0.25		00:56
7 Mar	9:31	67PC0014.SP	12.6	12.35	-0.25		00:58
7 Mar	10:30	67PC0014.SP	12.35	12.1	-0.25		00:56
7 Mar	11:26	67PC0014.SP	12.1	12.35	0.25		01:02
7 Mar	12:28	67PC0014.SP	12.35	12.6	0.25		01:01
7 Mar	13:30	67PC0014.SP	12.6	12.85	0.25		01:00
7 Mar	14:30	67FC007.SP	33	26	-7	Se observa efecto en FC-008 (aumenta hasta 100% OP en 25.7 m3/h). Sobre las 15:00 empiezan a observar cambios en la calidad de carga, aunque los flujos de entrada no acusan mayores variaciones. 15:20 se pasa FC010 a AUTO, xq estaba teniendo variaciones con el cambio de nivel.	01:05
7 Mar	15:36	67FC007.SP	26	29	3		00:38
7 Mar	16:15	FC7.SP/FC10.SP	29	35	6	Para control de niveles por variaciones de carga	00:01
7 Mar	16:16	67PC0014.SP	12.85	12.6	-0.25		00:12
7 Mar	16:28	67FC0007.SP	35	37	2	Para controlar nivel en D3, por variaciones en caudal de carga de MX. Manteniendo FC010 fijo, para minimizar efecto en step de PC014.	
						Varios steps en los FCs de carga	19:10

					a la T-1 y T-3.		
7 Mar	19:10				Noche.		
8 Mar	8:36	67FC0007.SP	30	33	3		00:25
8 Mar	9:01	67FC0007.SP	33	30	-3		00:18
8 Mar	9:20	67FC0007.SP	30	27	-3		
		67FC0007.SP	27	30	3		09:53
8 Mar	9:53	67FC0007.SP	30	40	10	Se incrementa en la misma proporción el FC10 (inestabilidades)	00:15
8 Mar	10:08	67FC0007.SP	40	35	-5		00:21
8 Mar	10:29	67FC0007.SP	35	40	5		00:21
8 Mar	10:50						00:33
8 Mar	11:24	67FC0007.SP	38	41	3		00:14
8 Mar	11:38	67FC0007.SP	41	36	-5		00:17
8 Mar	11:56						
							16:05
9 Mar	16:05	67FC0010.SP	44	42	-2		00:20
9 Mar	16:25	67FC0010.SP	42	44	2		00:20
9 Mar	16:45	67FC0010.SP	44	42	-2		00:22
9 Mar	17:08	67FC0010.SP	42	44	2	Paso a mover con la OP (1% -> 1m³/h)	00:20
9 Mar	17:28	67FC0010.SP	44	40	-4		00:24
9 Mar	17:52	67FC0010.SP	40	44	4		00:24
9 Mar	18:16	67FC0010.SP	44	40	-4		00:16
9 Mar	18:33						00:15
9 Mar	18:48	67FC0009.SP	2500	2300	-200		00:58
9 Mar	19:47	67FC0009.SP	2300	2500	200		01:10
9 Mar	20:57	67FC0009.SP	2500	2300	-200		00:52
9 Mar	21:50					Fin movimientos turno de TARDE	
10 Mar	15:38	67FC0007.SP	31.5	33.5	2		00:19
10 Mar	15:58	67FC0007.SP	33.5	31.5	-2		00:31
10 Mar	16:29	67FC0007.SP	31.5	33.5	2		00:18
10 Mar	16:47	67FC0007.SP	33.5	31.5	-2		00:19
10 Mar	17:06	67FC0007.SP	31.5	33.5	2		00:22
10 Mar	17:29	67FC0007.SP	33.5	31.5	-2		00:20
10 Mar	17:49						00:56
10 Mar	18:45	67FC0010.SP	40	43	3	Con la OP	00:22
10 Mar	19:08	67FC0010.SP	43	40	-3		00:30
10 Mar	19:38	67FC0010.SP	40	43	3		00:23
10 Mar	20:02	67FC0010.SP	43	40	-3		00:20
10 Mar	20:23	67FC0010.SP	40	37	-3		00:21
10 Mar	20:44	67FC0010.SP	37	41	4		00:24
10 Mar	21:09	67FC0010.SP	41	37	-4		00:17
10 Mar	21:27	67FC0010.SP	37	41	4		00:22
10 Mar	21:49					Fin movimientos turno de TARDE	11:03
11 Mar	8:53	67PC0014.SP	12.9	12.65	-0.25		01:00
11 Mar	9:53	67PC0014.SP	12.65	12.9	0.25		00:26
11 Mar	10:19	67FC0010.SP	40	35	-5	Perturbación de carga	00:34

11 Mar	10:53	67PC0014.SP	12.9	12.65	- 0.25		01:00	
11 Mar	11:53	67PC0014.SP	12.65	12.9	0.25		01:00	
11 Mar	12:53	67PC0014.SP	12.9	12.65	- 0.25		00:53	
11 Mar	13:46					Fin movimientos turno de MAÑANA	09:31	
11 Mar	23:17	67PC0014.SP	12.85	12.6	- 0.25		01:00	
12 Mar	0:17	67PC0014.SP	12.6	12.85	0.25		00:21	
12 Mar	0:38	67FC0010.SP	39.5	37	-2.5	Perturbación de carga	00:39	
12 Mar	1:17	67PC0014.SP	12.85	12.6	- 0.25		00:14	
12 Mar	1:32	A67AC001.SP	0.5	1	0.5	La ganancia de A67AC001 quizá es demasiado baja. El control es demasiado oscilante (Rosa C3 en C4. Azul A67AC001)	00:44	
12 Mar	2:17	67PC0014.SP	12.6	12.85	0.25		01:06	
12 Mar	3:23	67PC0014.SP	12.85	12.6	- 0.25		00:16	
12 Mar	3:40	67FC0010.SP	37	40	3	Perturbación de carga	00:43	
12 Mar	4:23	67PC0014.SP	12.6	12.85	0.25		00:51	
12 Mar	5:15	67FC0010.SP	40	39	-1	Perturbación de carga	00:30	
12 Mar	5:45					Fin movimientos turno de NOCHE		
Cambio de estrategia por problemas con la inferencia de cabeza								
26 may	15:13					Comienzo Test		
26 may	15:24	67PC0014.OP	18,5	15	-3,5		00:42	
26 may	16:06	67PC0014.OP	15	20	5			
		67TI0147				Perturbación en temp del vapor afecta de manera importante al duty del reboiler	17:59	
26 may	17:59	67FC0013.SP	2460	2360	-100		00:24	
26 may	18:23	67FC0012.SP	35,8	34	-1,8		00:18	
26 may	18:41	67PC0014.OP	20	25	5		00:12	
26 may	18:54	67PC0014.OP	25	28	3		00:17	
26 may	19:12	67FC0014.SP	17	21	4		00:28	
26 may	19:41	67FC0012.SP	34	32	-2		00:10	
26 may	19:51	67PC0014.OP	28	33	5		00:31	
26 may	20:22	67PC0014.OP	33	28	-5		00:10	
26 may	20:32	67PC0014.OP	28	23	-5		00:34	
26 may	21:06	67PC0014.OP	23	18	-5		00:28	
26 may	21:35	67PC0014.OP	18	13	-5		00:17	
26 may	21:52	67PC0014.OP	13	18	5		01:01	
26 may	22:53	67FC0013.SP	2260	2360	100		00:56	
26 may	23:49	67FC0013.SP	2360	2260	-100		01:05	
27 may	0:54	67FC0013.SP	2260	2360	100		00:36	
27 may	1:31	67PC0014.OP	18	23	5		01:45	
27 may	3:17	67PC0014.OP	23	28	5		00:27	
27 may	3:44	67PC0014.OP	28	23	-5		00:54	
27 may	4:38	67PC0014.OP	23	28	5		00:51	
27 may	5:30	FIN TURNO NOCHE						

					Inmanejable con el PC en MAN. Se pasa el PC a AUTO. FC12 AUTO, FC13 AUTO, FC10 AUTO.		17:10
30 may 17:10	67FC0012	40,5	41,5	1		1	00:21
30 may 17:31	67FC0012	41,5	41	-0,5		2	01:00
30 may 18:31	67FC0010	27,5	30,5	3		1	00:21
30 may 18:52	67FC0012	41	42	1	NOTA: TI124 es representativo de los C4 en cabeza a bajos C4 o cero C4. Mejor que el TI115. Se comporta como una rampa.	3	
					Fin test día 1		11:37
31 may 11:37	67FC0012	36,7	35,7	-1		4	00:42
31 may 12:19	67FC0013	2376	2276	-100		1	00:25
31 may 12:44	67FC0010	28,7	26	-2,7		2	00:00
31 may 12:45	67FC0012	35,7	34	-1,7		5	00:15
31 may 13:00	67FC0010	26	27	1		3	03:45
31 may 16:45	67FC0013	2276	2176	-100		2	
31 may 15:21	67FC0012	34	33,5	-0,5		6	00:15
31 may 15:36	67TI0147				Temperatura del vapor		00:51
31 may 16:28	67FC0012	33,5	34	0,5		7	00:34
31 may 17:02	67FC0010	27	24	-3		4	00:15
31 may 17:18	67FC0013	2176	2276	100		3	00:41
31 may 17:59	67PC0014.SP	13	13,2	0,2	En 2 steps	1	01:00
31 may 18:59	67FC0010	24	26	2		5	00:33
31 may 19:33	67PC0014.SP	13,2	13	-0,2		2	00:45
31 may 20:19	67FC0013	2276	2200	-76	Al subir el reboiler, la extracción de cabeza abre. Este efecto debiera ser colineal con el aumento en C4 en cabeza? Lo mismo con el resto de variables: reflujo y presión?	4	00:00
31 may 20:19	67FC0010	26	29	3		6	
					Fin test dia 2		11:42
1 jun 11:42	67PC0014.SP	13	12,7	-0,3		3	00:38
1 jun 12:20	67FC0010	28,5	25,5	-3		7	00:29
1 jun 12:50	67FC0013	2575	2650	75		5	00:40
1 jun 13:30	67FC0013	2650	2750	100		6	01:14
1 jun 14:44	67FC0013	2750	2650	-100		7	00:58
1 jun 15:42	67FC0010	25,5	30	4,5			01:07
1 jun 16:50	67FC0012	40,8	39	-1,8		8	00:33
1 jun 17:23	67FC0010	30	28	-2			00:35
1 jun 17:59	67FC0012	39	40	1		9	00:12
1 jun 18:11	67TI0147				Temperatura del vapor		00:50
1 jun 19:02	67PC0014.SP	12,7	12,4	-0,3		4	
					Fin test dia 3		08:56
2 jun 8:56	67PC0014.SP	12,4	12,1	-0,3		5	01:04
2 jun 10:01	67PC0014.SP	12,1	11,8	-0,3		6	00:49
2 jun 10:51	67PC0014.SP	11,8	12,1	0,3		7	00:47
2 jun 11:38	67FC0010	28	25	-3			01:04
2 jun 12:42	67PC0014.SP	12,1	12,4	0,3		8	
					Fin test día 4		

Tabla 13.1 – Step Test