

UNIVERSIDAD NACIONAL DEL LITORAL



DOCTORADO EN INGENIERÍA

# Diseño de un Sistema de Control para una Planta Completa usando Controladores Fraccionales

Mag. Sergio Federico Yapur

FICH

FACULTAD DE INGENIERIA Y CIENCIAS HIDRICAS

INTEC

INSTITUTO DE DESARROLLO TECNOLÓGICO PARA LA INDUSTRIA QUÍMICA

CIMEC

CENTRO DE INVESTIGACIÓN DE MÉTODOS COMPUTACIONALES

*sinc(i)*

INSTITUTO DE INVESTIGACIÓN EN SEÑALES, SISTEMAS E INTELIGENCIA  
COMPUTACIONAL





**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL LITORAL**  
Facultad de Ingeniería y Ciencias Hídricas  
Facultad de Ingeniería Química

**Diseño de un Sistema de Control  
para una Planta Completa usando  
Controladores Fraccionales**

**Mag. Sergio Federico Yapur**

Tesis remitida al Comité Académico del Doctorado  
como parte de los requisitos para la obtención  
del grado de  
**DOCTOR EN INGENIERIA**  
Mención Inteligencia Computacional, Señales y Sistemas  
de la  
**UNIVERSIDAD NACIONAL DEL LITORAL**

**2021**

Comisión de Posgrado, Facultad de Ingeniería y Ciencias Hídricas, Ciudad Universitaria,  
Paraje "El Pozo", S3000, Santa Fe, Argentina.





UNIVERSIDAD NACIONAL DEL LITORAL  
Facultad de Ingeniería y Ciencias Hídricas  
Facultad de Ingeniería Química

## **Diseño de un Sistema de Control para una Planta Completa usando Controladores Fraccionales**

**Mag. Sergio Federico Yapur**

**Lugar de Trabajo:**

FIQ  
Facultad de Ingeniería Química  
Universidad Nacional del Litoral

**Director:**

Dr. Eduardo J. Adam                      FIQ - UNL

**Jurado Evaluador:**

Dr. José Gabriel García Clúa              UNLP - CONICET  
Dr. Jorge Vega                              UTN - CONICET  
Dra. Marina Murillo                        UNL - CONICET

**2021**



*Dedicado a mi familia  
y a mis gatos.*





# Contenido

<b>1. Introducción</b>	<b>1</b>
1.1. Valor Científico – Técnico de la Tesis . . . . .	3
1.1.1. Breve Reseña sobre Control de Planta Completa . . . . .	4
1.1.2. Breve Reseña sobre Análisis no Entero y Aplicaciones . . . . .	7
1.2. Terminología y Notación . . . . .	8
1.3. Organización . . . . .	9
<b>2. Problema de Estudio</b>	<b>11</b>
2.1. Introducción . . . . .	11
2.2. Proceso de Tennessee Eastman . . . . .	12
2.2.1. Hipótesis de Modelado . . . . .	15
2.2.2. Notación y Variables Principales . . . . .	15
2.2.3. Datos Físico-Químicos del Proceso . . . . .	17
2.3. Objetivos de Control . . . . .	18
2.3.1. Generalidades sobre el control de planta . . . . .	19
2.3.2. Costo Operativo . . . . .	21
2.4. Antecedentes bibliográficos . . . . .	22
2.5. Conclusiones . . . . .	25
<b>3. Análisis Preliminar de Planta</b>	<b>27</b>
3.1. Linealización de la Planta . . . . .	27
3.2. Estabilidad del Sistema Linealizado . . . . .	28
3.2.1. Autovalores a lazo abierto . . . . .	28
3.3. Evaluación de Ceros del Sistema . . . . .	30
3.4. Controlabilidad y Observabilidad . . . . .	31
3.4.1. Controlabilidad de Estados . . . . .	31
3.4.2. Controlabilidad de Salida . . . . .	32
3.4.3. Observabilidad . . . . .	32
3.4.4. Controlabilidad, observabilidad y realización mínima . . . . .	32
3.5. Valores Singulares y Número de Condición . . . . .	33

3.6.	Valores Singulares de Hankel . . . . .	36
3.6.1.	Modelo Reducido . . . . .	39
3.7.	Pérdida de Rango . . . . .	42
3.8.	Conclusiones del Capítulo . . . . .	44
<b>4.</b>	<b>Sistema de Control de Referencia</b>	<b>47</b>
4.1.	Introducción . . . . .	47
4.2.	Procedimiento de Diseño . . . . .	49
4.3.	Estructura de Luyben . . . . .	50
4.4.	Implementación . . . . .	51
4.5.	Respuestas Dinámicas . . . . .	51
4.5.1.	Restricciones de Proceso . . . . .	55
4.5.2.	Costo Operativo . . . . .	55
4.5.3.	Verificación de Variabilidad . . . . .	56
4.6.	Conclusiones del Capítulo . . . . .	60
<b>5.</b>	<b>Diseño del Sistema de Control Final</b>	<b>63</b>
5.1.	Introducción . . . . .	63
5.2.	Caracterización del sistema no lineal . . . . .	63
5.2.1.	Análisis de caos y no-linealidad . . . . .	64
5.3.	Grados de Libertad . . . . .	68
5.3.1.	Grados de Libertad de Control . . . . .	69
5.4.	Selección de Variables Controladas . . . . .	72
5.4.1.	Introducción . . . . .	72
5.4.2.	Método de Control Auto-optimizante . . . . .	73
5.4.3.	Análisis de Correlaciones . . . . .	74
5.4.4.	Estructura entre salidas . . . . .	79
5.4.5.	Información Mutua . . . . .	83
5.4.6.	Variables Controladas y Economía . . . . .	85
5.5.	Apareamientos Entrada-Salida . . . . .	87
5.5.1.	Métodos basados en modelos lineales . . . . .	87
5.5.2.	Métodos basados en la planta no lineal . . . . .	94
5.6.	Tiempos Muertos . . . . .	98
5.6.1.	Tiempos Muertos entre Salidas . . . . .	101
5.6.2.	Tiempos Muertos de Entrada-Salida . . . . .	102
5.7.	Controladores Fraccionales . . . . .	104
5.8.	Estructura Final . . . . .	105
5.8.1.	Relaciones Entrada-Salida como Núcleo del Problema de Control . . . . .	106
5.9.	Implementación Final . . . . .	107
5.9.1.	Características Generales . . . . .	107

5.9.2. Principios Básicos de la MREC . . . . .	108
5.9.3. Variables Controladas Finales . . . . .	109
5.9.4. Bloque de control descentralizado . . . . .	111
5.9.5. Estructura y Ajuste de Parámetros . . . . .	113
5.10. Conclusiones . . . . .	117
<b>6. Comparación de Soluciones</b>	<b>119</b>
6.1. Introducción . . . . .	119
6.2. Comparación de Diseños . . . . .	119
6.3. Casos de estudio . . . . .	123
6.4. Respuestas dinámicas . . . . .	123
6.4.1. Operación Normal . . . . .	123
6.4.2. Operación con Eventos . . . . .	131
6.5. Economía de proceso . . . . .	132
6.6. Conclusiones . . . . .	134
<b>7. Discusión Final</b>	<b>137</b>
7.1. Introducción . . . . .	137
7.2. Revisión de Capítulos Anteriores . . . . .	137
7.3. Conclusiones . . . . .	139
7.4. Futuros Desarrollos . . . . .	140
<b>A. Generación de Señales Aleatorias</b>	<b>141</b>



# Índice de figuras

2.1. Diagrama de Planta TE. . . . .	12
3.1. Número de condición en función de la frecuencia. . . . .	34
3.2. Máximo valor singular en función de la frecuencia. . . . .	35
3.3. Mínimo valor singular en función de la frecuencia. . . . .	36
3.4. Valores singulares de Hankel del modelo lineal. . . . .	38
3.5. Comparación de Valores singulares de Hankel según distintos códigos de cálculo. . . . .	39
3.6. Valores singulares de Hankel de un modelo lineal reducido. . . . .	41
3.7. Comparación de números de condición en función de la frecuen- cia entre el modelo lineal original y su reducción de orden. . . . .	42
3.8. Pérdida de rango de modelos lineales . . . . .	43
4.1. Esquema de control de Luyben para producción fija. . . . .	50
4.2. Respuesta de variables selectas frente a un cambio de consigna en la presión del reactor (cada color se asocia a un lazo distinto). . . . .	52
4.3. Respuesta de variables selectas frente a un cambio de consigna en la presión del reactor (cada color se asocia a un lazo distinto). . . . .	53
4.4. Respuesta de variables selectas frente a un cambio de consigna en la presión del reactor (cada color se asocia a un lazo distinto). . . . .	54
4.5. Respuesta de variables de salida selectas frente a un cambio de consigna en la presión del reactor (cada color se asocia a una va- riable de salida distinta). . . . .	55
4.6. Análisis de costos según la estructura de control de Luyben . . . . .	56
4.7. Análisis de variabilidad para FLD según la estructura de control de Luyben . . . . .	58
4.8. Análisis de variabilidad para CGFLD según la estructura de con- trol de Luyben . . . . .	59
4.9. Análisis de variabilidad para la alimentación F1A según la estruc- tura de control de Luyben . . . . .	59

4.10. Análisis de variabilidad para la alimentación F2D según la estructura de control de Luyben . . . . .	60
4.11. Análisis de variabilidad para la alimentación F4AC según la estructura de control de Luyben . . . . .	60
5.1. Coeficientes de correlación positivos entre variables de salida que son cercanos a 1. Se excluyen las composiciones. . . . .	76
5.2. Coeficientes de correlación negativos entre variables de salida que son cercanos a -1. Se excluyen las composiciones. . . . .	78
5.3. Grafo de las relaciones inversas más importantes entre variables de salida. Se observan dos componentes conexas. . . . .	80
5.4. Las relaciones inversas más importantes entre variables de salida contienen un grafo bipartito. . . . .	81
5.5. Grafo que contiene todas las relaciones más importantes, tanto directas como inversas. . . . .	82
5.6. Información mutua entre las señales de salida del proceso, excluyendo las composiciones. . . . .	84
5.7. Matriz de ganancias relativas del modelo de linealización. . . . .	88
5.8. Matriz de participación del modelo lineal reducido. . . . .	90
5.9. Arreglo de índices de interacción de Hankel para el modelo lineal reducido . . . . .	93
5.10. Coeficientes de correlación medios entre entradas y salidas. . . . .	95
5.11. Información mutua entre entradas y salidas. . . . .	96
5.12. Información mutua sin las variables de salida dominantes. . . . .	97
5.13. Estimación de retardos salida-salida en horas, excluyendo las composiciones. . . . .	102
5.14. Estimación de retardos entrada-salida en horas, excluyendo las composiciones. . . . .	103
5.15. Esquema de control final. . . . .	112
5.16. Matriz de Redistribución de Esfuerzos de Control . . . . .	116
6.1. Respuesta de temperaturas TR, TS y TD en operación continua normal. . . . .	124
6.2. Respuesta de presiones PR, PS y PD en operación continua normal. . . . .	125
6.3. Respuesta de niveles NR, NS y ND en operación continua normal. . . . .	125
6.4. Respuesta de caudales de entrada F1A, F2D y F3E en operación continua normal. . . . .	126
6.5. Respuesta de caudal de entrada F4AC y caudales de salida FP y FLD en operación continua normal. . . . .	126

6.6. Respuesta de composiciones de productos G y H a la salida del desorbedor y de producto F en purga durante operación continua normal. . . . .	127
6.7. Errores relativos por cada variable de salida, en base a los valores nominales de planta. . . . .	128
6.8. Evolución temporal de la suma de los valores absolutos de los errores relativos de cada variable de salida. . . . .	128
6.9. Respuesta temporal de variables manipuladas VD1, VE2 y VA3 .	129
6.10. Respuesta temporal de variables manipuladas VAC4, VR5 y VP6 .	130
6.11. Respuesta temporal de variables manipuladas VFLS7, VFLD8 y VVD9 . . . . .	130
6.12. Respuesta temporal de variables manipuladas VER10, VER11 y AR12 . . . . .	130
6.13. Evolución temporal de PR, PS y PD ante un caso de cambio de consigna en PR a 1 h seguido por la perturbación IDV4 a 2 h. . . .	131
6.14. Evolución temporal de TR, TS y TD ante un caso de cambio de consigna en PR a 1 h seguido por la perturbación IDV4 a 2 h. . . .	132
6.15. Evolución de costos operativos instantáneos durante operación normal. . . . .	133
6.16. Distribución de costos instantáneos en sus principales componentes.	134
A.1. Ejemplo de generación de señales aleatorias. . . . .	142





# Indice de tablas

2.1. Variables que pueden manipularse . . . . .	16
2.2. Mediciones continuas de proceso . . . . .	18
2.3. Mediciones Discretas de proceso . . . . .	19
2.4. Parámetros físicos de los componentes a 100°C. . . . .	20
2.5. Constantes de Antoine. . . . .	20
2.6. Restricciones Operativas del Proceso . . . . .	21
2.7. Modos de operación de planta . . . . .	21
3.1. Autovalores de planta a lazo abierto. . . . .	29
5.1. Análisis de caos en las señales de salida . . . . .	67
5.2. Apareamientos sugeridos por la matriz de participación . . . . .	91
5.3. Apareamientos sugeridos por la el arreglo de índices de interac- ción de Hankel . . . . .	92
5.4. Parámetros finales de los controladores $PD^{\mu}$ . . . . .	116
6.1. Comparación de diseños . . . . .	121
6.2. Variables controladas en cada propuesta . . . . .	122
6.3. Economía de la operación para cada diseño . . . . .	133



# Resumen

Esta investigación se orienta a diseñar el sistema de control de una planta completa de procesos físico-químicos, incorporando elementos de la teoría de control fraccional y haciendo uso extensivo de computadoras para el desarrollo de algoritmos de análisis y síntesis asociados a cada etapa del problema de diseño del sistema de control.

El presente trabajo se propone aunar, por un lado, la visión conceptual del control de plantas completas, y por otro, la teoría emergente del cálculo fraccional, que aplicada a problemas de control también se conoce como control fraccional. Ambas se aplican sobre una planta de producción petroquímica, cuyo diseño de control ha demostrado ser especialmente problemático para muchos de los enfoques de diseño existentes.

Dentro de la teoría de control de plantas completas, la mayor parte de la atención se pone sobre la obtención de una estructura de control versátil, mientras que el control fraccional se emplea para potenciar el desempeño de dicha estructura, logrando así una solución integral de control que resulte superadora con respecto a un diseño de referencia.

El tratamiento de plantas completas es de indudable importancia en la industria, ya que su generalidad permite, por ejemplo, detectar anticipadamente si pueden existir problemas de diseño y corregirlos. Sin embargo, la complejidad asociada a un diseño de planta completa puede ser muy importante desde el punto de vista de la ingeniería o de los recursos computacionales necesarios. Por ello, buena parte de la teoría de diseño existente ofrece reglas heurísticas, que simplifican los análisis pero que no ofrecen garantía alguna de ser exitosas. En este sentido, se espera que la flexibilidad del diseño propuesto permita potenciar el desempeño del sistema de control al tiempo que proporcione un enfoque novedoso en este campo.



# Siglas

**AP** Agua de Proceso. 14, 16

**ARX** Auto-Regressive Exogenous. 25, 91

**BCM** Balance de Cantidad de Movimiento. 67

**BEM** Balance de Energía Mecánica. 67

**BET** Balance de Energía Térmica. 67

**BM** Balance de Masa. 67

**BRG** Block Relative Gain. 82

**CCP** Coeficiente de Correlación de Pearson. 72, 78, 87, 97, 100, 104

**C<sub>p</sub>** Capacidad Calorífica Específica. 17, 20

**CRONE** Commande Robuste d'Ordre Non Entier. 8

**CVA** Canonical Variate Analysis. 24, 25

**EE** Estado Estacionario. 20, 22, 23, 33, 41, 63, 66, 68, 80, 84, 85

**FIR** Finite Impulse Response. 25

**GDL** Grados de Libertad. 47, 66, 68, 69, 71, 96

**GDLC** Grados de Libertad de Control. 66–69

**GDLO** Grados de Libertad de Optimización. 66

**HIA** Hankel Interaction Index Array. 84, 85, 87, 108

**HSV** Hankel Singular Values. 35–40, 83, 84

- IEEE** Institute of Electrical and Electronics Engineers. 33
- IM** Información Mutua. 76–78, 88, 89, 92, 94
- ITDC** Information Theoretic Delay Criterion. 92, 93, 95
- L1TE** Linealización 1 de Tennessee Eastman. 28, 29, 31–33, 35, 37, 38, 40–43, 65, 80, 82, 83
- L2TE** Modelo Lineal Reducido. 39–43, 83
- LHP** Left Half Plane. 62
- MFT** Matriz de Funciones de Transferencia. 5, 28, 41, 44, 80
- MIMO** Multiple Input Multiple Output. 1, 3, 15, 42, 80, 101, 126
- MP** Matriz de Participación. 82–85, 87, 108
- MPC** Model Predictive Control. 6, 22–24, 46, 70, 91, 124
- MREC** Matriz de Redistribución de Esfuerzos de Control. 103, 106, 107
- NRGA** Nonlinear Relative Gain Array. 82
- PFD** Diagrama de Flujo de Procesos. 66, 68
- PI** Proporcional Integral. 22
- PM** Peso Molecular. 17, 20
- PWC** Plant-Wide Control. 6, 25, 46, 80
- RG** Relative Gain Array. 6, 22, 80–82, 84, 108
- RHP** Right Half Plane. 30
- RPM** Revoluciones por Minuto. 69
- RTO** Optimización en Tiempo Real. 25, 46
- SISO** Single Input Single Output. 1, 3, 5, 22, 82
- SOC** Self-Optimizing Control. 70, 71
- SVD** Singular Value Decomposition. 25, 43, 82

**TE** Tennessee Eastman. 11, 13, 22–26, 28, 30, 46, 47, 54, 61, 63, 68, 69, 71, 91, 96, 100, 107, 108, 122–125

**VC** Variable(s) Controlada(s). 9, 25, 61, 65, 69–71, 78, 79, 83, 87, 89, 91, 93, 94, 97, 102–107, 114, 125, 127

**VCB** Valor de Caso Base. 15, 16, 18, 19

**VM** Variable(s) Manipulada(s). 9, 15, 24, 61, 69, 71, 83, 89, 100, 103, 106

**VPA** Variable-Precision Arithmetic. 38





# Capítulo 1

## Introducción

Típicamente, un ingeniero de procesos recibe una formación en teoría de control que está orientada al tratamiento de operaciones unitarias individuales, primero como sistemas Una Entrada - Una Salida (SISO) y eventualmente Múltiple Entrada Múltiple Salida (MIMO). Este enfoque simplificado resulta conveniente para comenzar a plasmar la diversidad de conceptos que son propios de la teoría de control, dejando en segundo plano la complejidad que puede llegar a tener un proceso. Así, el ingeniero de procesos consolida sus conocimientos de control alrededor del concepto de operación unitaria<sup>1</sup>. Sin embargo, un entendimiento de las operaciones unitarias en forma aislada puede resultar insuficiente a la hora de tratar una planta completa. Esto se debe a que usualmente las operaciones interactúan entre sí. De hecho, las interacciones suelen incrementarse en la búsqueda por aumentar la eficiencia del proceso. Así, el diseño final puede presentar interacciones entre operaciones incluso más importantes que las correspondientes a las variables internas dentro de cada operación. Como consecuencia, un diseño del control basado en operaciones puede resultar poco eficiente o incluso defectuoso para ciertas plantas y/o a determinadas condiciones operativas.

La necesidad de minimizar costos operativos y de inversión de capital lleva a implementar el reciclaje de corrientes materiales dentro de una misma operación unitaria o entre distintas operaciones. Esta integración de corrientes significa también un aumento en la interacción de las operaciones unitarias entre sí. Por ejemplo, un reciclaje de reactivos desde una torre de destilación hacia el reactor de la planta, que es una configuración típica.

---

<sup>1</sup>Se considera operación unitaria a un paso básico en un proceso, que puede ser una transformación física o química. Ejemplos de operaciones unitarias son evaporación, filtración, isomerización, entre otras.

También la integración energética de procesos resulta natural desde un punto de vista económico. Esto es más frecuente cuanto más compleja es la planta. Como antes, dicha integración conlleva acoplamientos más fuertes entre las variables de procesos, pudiendo darse incluso entre operaciones unitarias que no están vinculadas materialmente pero sí energéticamente. Un ejemplo de esto son los circuitos primario y secundario de una central nuclear de potencia. La actividad en el núcleo del reactor puede ser afectada severamente por la pérdida de refrigerante en el circuito secundario. Así, hay una interacción dominante aunque no haya un intercambio de corrientes materiales entre circuitos.

Además de esta frontera conceptual entre operaciones unitarias y plantas completas, se encuentra la separación entre el problema de diseño de procesos y el de su sistema de control asociado. Normalmente, estas tareas se realizan en distintos departamentos de ingeniería, perjudicando potencialmente a la solución final obtenida. Incluso existen registros de severos problemas ocasionados por la falta de integración entre el diseño del proceso y el de su sistema de control [42].

Por otro lado, gran parte de la teoría de control, sea clásica o contemporánea, está centrada en representaciones matemáticas de la planta. Esto en principio es deseable, porque logra una teoría transversalmente válida sobre sistemas de distinta naturaleza. El mismo marco teórico permite desarrollar el sistema de control de un satélite, de un horno o de un páncreas artificial. Aunque también puede acarrear inconvenientes si la representación matemática no es del todo apropiada o confiable. Además, si se carece de la comprensión fenomenológica del sistema bajo estudio, se pueden cometer errores de diseño, especialmente en situaciones de operación anormales.

Los aspectos antes mencionados configuran una teoría fragmentada, que funciona generalmente bien para sistemas sencillos, como puede ser una operación unitaria particular, cuyos procesos están completamente definidos, y que además disponen de una representación matemática adecuada. Sin embargo, buena parte de la industria funciona lejos de estos supuestos. Abundan los procesos complejos, no lineales y que se encuentran en permanente revisión. Algunos de estos procesos son tan complejos que resultan prácticamente intratables, incluso con las numerosas herramientas que ofrece la comunidad académica de sistemas de control. Es aquí donde la visión de diseño de planta completa toma importancia y puede ofrecer soluciones superadoras, o al menos, visiones complementarias a las existentes.

El concepto de Control de Planta Completa va más allá del análisis y síntesis individual de cada lazo del sistema. Constituye una filosofía de diseño basada en la visión global de la planta, con énfasis en las decisiones estructurales y priorizando

los objetivos últimos de producción. Específicamente, el diseño global de planta involucra los sistemas y estrategias requeridas para controlar una planta química completa, que consiste en varias operaciones unitarias interconectadas [42].

Esta tesis se apoya también en la teoría emergente de control fraccional<sup>2</sup>. Aunque relativamente reciente, la misma ha demostrado ventajas evidentes, como ampliar la región de estabilidad de un sistema dado, u ofrecer una mejor performance que la obtenida con un diseño óptimo basado en controladores tradicionales [11]. En esencia, esto lo consigue añadiendo una clase especial de parámetros a los controladores, que representan los órdenes de derivación o integración, pudiendo ser estos valores reales o complejos arbitrarios. El propósito de este trabajo es utilizar estos controladores generalizados con el fin de mejorar el desempeño global de planta añadiendo la mínima complejidad posible al sistema de control.

## 1.1. Valor Científico – Técnico de la Tesis

Las publicaciones sobre control de plantas completas han ido aumentando de forma sostenida desde 1990, cuando solo se registraba una publicación anual, hasta el año 2010, con más de treinta publicaciones anuales [59]. Esta tendencia ha continuado, y en la actualidad, toma impulso por su conexión con la llamada Industria 4.0, que apunta a la interconectividad e interoperabilidad de sistemas complejos, al tiempo que se nutre de la ciencia de grandes datos o *Big Data*. Es en este contexto en el que esta tesis intenta constituirse como un aporte enriquecedor y original sobre el tema, al proponer una estructura de control de planta global que eventualmente pueda generalizarse a un método de diseño pragmático y flexible.

Al igual que el campo de plantas completas, la teoría de control fraccional se expande a medida que se consolidan sus aplicaciones en la comunidad de sistemas de control. Sin embargo, el uso de operadores de orden arbitrario suele aplicarse a sistemas relativamente simples, usualmente SISO. Además, los desarrollos teóricos suelen emplear un modelo del sistema en el dominio de Laplace, que se asume conocida y fidedigna de la realidad. Hasta donde llega mi conocimiento, no se ha intentado aplicar controladores fraccionales para sistemas MIMO de dimensiones relativamente altas, fuertemente no lineales, con restricciones, y con problemas de condicionamiento en sus representaciones lineales. En este sentido, el presente trabajo constituye una exploración sobre un área de conocimiento nueva.

Un aporte que cabe destacar es la orientación de este trabajo a un método de diseño

---

<sup>2</sup>En rigor, debería decirse “de orden no entero” en lugar de fraccional, ya que esta teoría no limita los órdenes a números racionales, pudiendo ser reales o complejos. Sin embargo, la comunidad científica ha adoptado esta terminología y se continuará su uso en esta tesis.

que no implique una carga computacional excesiva y que atienda a las necesidades de un proceso real, que es cambiante en el tiempo. Los modelos matemáticos son fundamentales, pero en su calidad de idealizaciones, no deben ocupar el centro de la escena, especialmente cuando se tratan sistemas complejos. Asimismo, una solución de control óptimo, si existe, puede ser difícil de encontrar, y de todas maneras pierde optimalidad a medida que la planta se va modificando (por ejemplo, los coeficientes de transferencia de calor por ensuciamiento de las cañerías), cambian las condiciones de entrada de las materias primas, los requerimientos de los productos, o se reemplazan instrumentos o equipos en el campo.

Una visión global a nivel de planta se debe enriquecer de una visión global a nivel de herramientas disponibles. Por ello, en este trabajo se incluyen elementos de teoría de la información, señales y sistemas, redes neuronales y sistemas caóticos a los fines de caracterizar la planta bajo estudio. Varias de estas caracterizaciones son novedosas para sistemas complejos como el que aquí se estudia.

### **1.1.1. Breve Reseña sobre Control de Planta Completa**

Parece artificial separar la historia de la automatización de procesos de la del control de plantas completas, ya que este último suele ser el objetivo final en cada proyecto. Sin embargo, la teoría y la práctica de control han tenido prioridades distintas a lo largo de la historia, y recién en las últimas décadas se encuentran intentos de formalizar una visión global de diseño de control.

Inicialmente, el procedimiento de diseño se apoyó sobre el concepto de operación unitaria [78], en combinación con la teoría clásica de control. Esta última se basa en herramientas como la transformada de Laplace, así como los teoremas de Nyquist, Bode, Nichols y Evans, entre otros [4]. Así, el diseño consistía en cerrar lazos de control simples que permitían dirigir las operaciones individuales, y luego estos subsistemas de control se integraban entre sí. Cualquier conflicto que ocurriese durante la integración debía resolverse de alguna forma, sobre la marcha del proyecto, pero sin teorías, procedimientos o sistematización disponibles. Este enfoque supone que un sistema de control es la suma de sus subsistemas, dejando de lado el incremento en la complejidad durante la integración del sistema global final. Fueron las continuas fallas ocasionadas por esta visión lo que impulsó el desarrollo de nuevas técnicas.

Tal vez el primer aporte específico en la temática de plantas completas se realizó en 1964, cuando Buckley presentó un procedimiento de diseño que consistía de dos etapas: una para fenómenos de baja frecuencia, como balances de materia total; y una para fenómenos de alta frecuencia, para asegurar la calidad del producto. Sin embargo, este primer esquema no contemplaba la gestión

energética. Tampoco resolvía el manejo de reciclados, ni le daba protagonismo al balance de especies. En suma, la jerarquía propuesta resultaba demasiado rígida, y no era adecuada para un gran número de procesos [42].

Ya a finales de 1960 y hasta mediados de 1970, se produjo una explosión de trabajos en torno al control multivariable. Por un lado, la línea británica, mayormente representada por Rosenbrock [67], se basaba en el éxito que habían tenido las técnicas frecuenciales clásicas para sistemas SISO, y obtuvieron generalizaciones valiosas y nuevos conceptos de interés, fundamentalmente para sistemas lineales. En este sentido, se localizó formalmente las interacciones en los términos no diagonales de la Matriz de Funciones de Transferencia (MFT) de lazo cerrado del sistema [56]. Fue justamente el tratamiento de estos términos lo que guió el desarrollo inicial. De hecho, mi tesis de maestría consiste en un estudio de técnicas como estas [84]. En todo caso, el desarrollo de mecanismos de análisis y diseño multivariable ha sido un paso previo, aunque fundamental, para facilitar el desarrollo de control de plantas completas. Pero este último aborda problemas cuya naturaleza va mucho más allá de la dimensionalidad de los sistemas bajo estudio.

Adicionalmente, en 1970 el incremento del costo del crudo le dio un nuevo impulso a la necesidad de mejorar la economía de los procesos, llevando a adoptar una mayor integración energética, y con ella a la incorporación de reciclados materiales y entálpicos. Pero esta situación también aumentaba drásticamente las interacciones del proceso, imponiendo la necesidad de comenzar a ver la planta como un todo.

En 1973, Foss realizó una crítica alrededor de la distancia que existía entre la teoría y la práctica industrial, desde el punto de vista del control. Presentó una serie de observaciones realistas sobre distintas técnicas imperantes en la época, como la teoría clásica, técnicas de desacople (Gould, 1969), control modal (Rosenbrock, 1962), observadores de estado (Luenberger, Kalman), control óptimo y otras. En su visión, ninguno de los desarrollos existentes era del todo efectivo frente a la complejidad que presentan procesos físico-químicos, especialmente los de gran escala, como los que se encuentran en la industria petroquímica. Esto se debe a que, según él, las soluciones disponibles corresponden a problemas sobresimplificados. Para acercar posiciones propuso como problema central la determinación de una estructura de control efectiva, que tome como punto de partida el conjunto de dificultades de la planta como un todo [22].

La necesidad de optimizar costos, sumada al advenimiento de mayor poder computacional que era consecuencia de la progresiva miniaturización de transistores a partir de 1950, era terreno fértil para la adopción de nuevas tecnologías. En la

industria, esto se evidenció fundamentalmente en mejoras de la instrumentación, señales y equipos de proceso. Por ejemplo, se paso de un uso exclusivo de señales neumáticas, hasta 1960, a comunicaciones industriales analógico-digitales o completamente digitales desde el año 2000 en adelante [15]. Sin embargo, la implementación de técnicas avanzadas de control propiamente dicho, como ser Control Predictivo basado en Modelo (MPC), tiene una aceptación más bien limitada en la industria, a pesar de existir varios casos de aplicación exitosos. Algunos de los motivos que explican esta situación pueden radicar en la falta de conocimiento actualizado de los encargados de la gestión de ingeniería, así como a restricciones de recursos disponibles. Se debe tener en cuenta el gran costo de desarrollo y mantenimiento que implica un modelo matemático o simulador de gran escala en términos de horas-hombre. Otros posibles motivos fueron detallados por Foss [22] y Morari [52].

El desarrollo de métodos para tomar decisiones estructurales constituyó la base sobre la cual posteriormente se consolida el concepto de Plant-Wide Control (PWC). En 1982, Morari desarrolla una revisión de este campo, ofreciendo formas de descomponer el proceso para sistematizar su estudio. Al mismo tiempo, Stephanopoulos plantea preguntas guía para ordenar el proceso de diseño [78]. También contribuye la aparición de técnicas específicas que abordan cuestiones estructurales, como las reglas de apareamiento por Arreglo de Ganancias Relativas (RGA) de Bristol [8], la selección de variables controladas mediante el llamado control auto-optimizante de Skogestad [39], entre otras. Luyben propone un acercamiento integral al diseño PWC a partir de una serie de reglas heurísticas, basadas en numerosas experiencias alrededor de procesos reales [42].

Aunque en la actualidad existe una miríada de métodos de diseño de sistemas de control, muchos de ellos sufren de las mismas deficiencias que fueron expuestas en su momento por Foss. Al intentar mantener la transversalidad de los métodos de diseño individuales sobre las distintas aplicaciones, como ser aeroespacial o de servomecanismos, se sacrifica en gran medida la consideración de características distintivas de los procesos físico-químicos. Esto resulta en técnicas que, en realidad, solucionan problemas sobre-simplificados en el ámbito de la ingeniería química. Por ende, no aseguran soluciones efectivas para sistemas complejos.

Cabe destacar la incorporación de material de plantas completas en libros de texto de ingeniería de grado, como en la obra de Seborg [71] o Stephanopoulos [78]. También han sido publicados libros específicos sobre el tema [35, 59]. Indudablemente, la incorporación de una visión de diseño de control global en la industria se encuentra estrechamente relacionada con concientización de estas problemáticas en la cultura ingenieril.

### 1.1.2. Breve Reseña sobre Análisis no Entero y Aplicaciones

La idea germinal del cálculo fraccional, base de la teoría de control del mismo nombre, data de 1695, documentada en una carta de L'Hôpital a Leibniz, con lo cual lleva siglos de desarrollo. No se recopilará aquí la evolución de esta teoría, que se presenta con cierta profundidad en trabajos como el de Spanier y Oldham [54] o el de Miller y Ross [48]. Estas referencias también constituyen una excelente introducción matemática al área.

Los frutos de esta teoría han sido numerosos, con aplicaciones tan diversas como el modelado del movimiento browniano[77], difusión anómala [40], ecuación de Navier Stokes [33], cinética química [25], circuitos eléctricos [18], análisis numérico [85], entre otras.

Cabe preguntarse cual es el origen de esta proliferación de publicaciones, siendo que el cálculo tradicional constituye una fundación matemática hegemónica de la ciencia y la ingeniería contemporánea. La respuesta radica en las características distintivas de los operadores fraccionarios. Una de ellas es la no localidad de la derivada de orden no entero, propiedad que permite modelar interacciones complejas o distantes, al menos en principio. Otra diferencia, aunque relacionada con la anterior, es que la derivada de orden no entero permite modelar procesos con memoria, así como también fenómenos no causales. Sin embargo, existen otras características que ralentizan y limitan su adopción. Para empezar, hasta hace relativamente pocos años, no había suficientes métodos de resolución de ecuaciones diferenciales fraccionarias [57], área que sigue en desarrollo en la actualidad. Por otro lado, los cálculos requeridos pueden ser mayores y presentar desafíos numéricos propios [85]. Finalmente, los operadores de orden no entero son menos intuitivos que la derivación o integración tradicionales, aunque existen trabajos que proponen formas de interpretarlas desde un punto de vista físico o geométrico [58, 31]. En conjunto, lo anterior hace que el cálculo fraccional sea una herramienta atractiva siempre y cuando su uso esté completamente justificado por la aplicación, y su extensión se limite a la estrictamente necesaria.

#### Control Fraccional

La primera aplicación a la teoría de control se atribuye a Bode y data de 1945, cuando propuso un integrador de orden fraccional como controlador de un circuito eléctrico. Este permitía obtener un amplificador de realimentación con buena linealidad y ganancia estable, aun cuando el amplificador tenía un comportamiento no lineal y ganancia variable en el tiempo [16].

En la segunda mitad del siglo XX se desarrollaron varios formalismos que generalizaban la idea de un controlador haciendo uso de cálculo no entero. A partir de la noción básica de un integrador o derivador fraccional, se obtiene la arquitectura de un control PID generalizado,

$$C_f(s) = Kp + K_i/s^\lambda + K_d s^\mu \quad (1.1)$$

donde  $\lambda, \mu$  toman valores entre 0 y 1. Esta arquitectura se denota usualmente como  $PI^\lambda D^\mu$ . Existen otras generalizaciones posibles, por ejemplo, a partir de compensadores de adelanto-retraso, así como arquitecturas especiales como la Commande Robuste d'Ordre Non Entier (CRONE) de primera, segunda y tercera generación [51]. Sin embargo, en la presente tesis se adopta la arquitectura  $PI^\lambda D^\mu$  por considerarla la que puede resultar más familiar en un ámbito industrial.

Asimismo, el control fraccional tiene sus propias ventajas sobre la teoría tradicional. Una de ellas es la posibilidad de lograr *iso-damping* en la respuesta de un sistema, es decir, un *overshoot* independiente de la ganancia del sistema [51]. Esto permite, por ejemplo, aumentar la eficiencia global de uso de combustible en una central nuclear [16]. Otro resultado importante muestra que la región de estabilidad de un sistema con control fraccional puede ser mayor que la de su análogo convencional [57]. Una región de estabilidad mayor a su vez posibilita mejores desempeños de lazo cerrado, como se demuestra en diversos estudios [5, 68]. A pesar de todo, la industria aún no adopta estas arquitecturas en la práctica. Sin duda la falta de controladores industriales en base a esta tecnología, así como su difusión y comercialización es un obstáculo fundamental. Esta situación, a su vez, podría ser consecuencia de la carencia de un volumen de datos experimentales significativo que demuestre la superioridad de estos nuevos enfoques a nivel práctico, si es que existe.

## 1.2. Terminología y Notación

A lo largo de este trabajo se utilizan conceptos que tienen un significado específico dentro de la teoría de control, resultando conveniente establecer una terminología común básica, con el fin de evitar confusiones.

- 1 Variable(s) Controlada(s) (VC): Se refieren al subconjunto de variables de salida del proceso que se retroalimentan hacia el módulo de control, con el fin de mantener las mismas alrededor de los valores de consigna objetivos, también llamados setpoint.



- 2 Variable(s) Manipulada(s) (VM): Subconjunto de variables de entrada al sistema que están asociadas a salidas del módulo de control de la planta. Normalmente en plantas de proceso las variables manipuladas están dadas por la apertura de válvulas de control, aunque también pueden de otra naturaleza, como la velocidad de rotación de motores de agitación.
- 3 Estructura de Control: Se refiere a las decisiones incorporadas al diseño general de un sistema de control, en el sentido establecido por Skogestad [75]. Estas decisiones involucran, por ejemplo, la selección de las VC y VM, el apareamiento entre VM y VC, jerarquías de control, y otras.

Otros conceptos útiles se introducen posteriormente a lo largo de la tesis.

### **1.3. Organización**

Se comienza con una descripción detallada del problema bajo estudio en el Capítulo 2. En el mismo se introduce también la fenomenología básica del proceso, las hipótesis de modelado, los objetivos de producción, la nomenclatura de las variables del proceso, las restricciones operativas y una expresión para estimar costos.

El Capítulo 3 presenta los primeros análisis que revelan las características más importantes de la planta, usando teoría de control multivariable convencional. A partir de un modelo obtenido por linealización de la planta alrededor de su punto operativo, se estudia la estabilidad a lazo abierto, la existencia de respuesta inversa, los valores singulares y el condicionamiento, la controlabilidad y observabilidad, entre otros aspectos que revelan características que son importantes para la posterior tarea del diseño de un sistema de control.

En el Capítulo 4 se retoma en detalle una propuesta de diseño de control de planta completa presentada por Luyben [42]. Esta propuesta es implementada en forma independiente en Simulink<sup>®</sup>, con el fin de usarse como referencia en la evaluación de desempeño de la solución de control propia. En este capítulo se incluye, a partir del modelo desarrollado, una revisión de las fortalezas y debilidades del sistema de control de referencia.

Se retoma el análisis en el Capítulo 5, esta vez considerando también el sistema no lineal original que representa la planta. El orden de este capítulo se basa en el sugerido para el diseño de plantas completas [17], aunque no se lo sigue estrictamente. Primero se caracteriza el grado de no linealidad de la planta a partir del concepto de caos. Luego se obtienen los grados de libertad, que fija una cota importante para el problema de diseño. A continuación se procede con estudios

que faciliten la selección de variables controladas, mayormente a partir del procesamiento de señales del sistema no lineal. El capítulo prosigue con un estudio de apareamientos posibles, que permiten cerrar bucles de realimentación. También se desarrolla una estimación de los tiempos muertos, que afectan el desempeño del control cuando su magnitud es significativa. Todo lo anterior cristaliza finalmente en una estructura de control destinada a resolver las dificultades más importantes expuestas durante la fase de análisis.

El capítulo 6 expone un análisis comparativo de los desempeños obtenidos con la estructura de control propuesta en el capítulo anterior y la de Luyben. Se estudian respuestas dinámicas durante operación normal y anormal, satisfacción de restricciones y requerimientos, objetivos de producción y economía de cada proceso.

Por último, se desarrolla una discusión final que sintetiza los puntos más destacados del presente trabajo y se proyectan futuras líneas de investigación en el Capítulo 7.

# Capítulo 2

## Problema de Estudio

### 2.1. Introducción

A principios de los '80s comenzó a ser cada vez más evidente que la comunidad académica de control necesitaba problemas de referencia (también denominados *benchmark*), que permitan evaluar y comparar estrategias de control en un entorno realista. Los mismos debían ofrecer los desafíos típicos de una planta industrial relativamente compleja, alejándose así de los casos de estudio simplificados con los que normalmente se prueban enfoques teóricos. Desde entonces, se han planteado varios de estos *benchmarks*, casi todos ellos basados en plantas reales. Así, se puede mencionar el proceso de hidrodealquilación de tolueno [78], el llamado desafío de Tennessee Eastman (TE) [19], la planta de acetato de vinilo [42], el proceso de cloruro de vinilo [28], la planta de éter dimetílico [81] y la producción de celulosa [10]. De estos casos de estudio, el proceso TE fue uno de los primeros en publicarse y presenta varias particularidades interesantes, entre ellas, que fue propuesto por los propios ingenieros de la empresa *Eastman*<sup>1</sup>, ubicada en Kingsport, Tennessee, Estados Unidos. Los especialistas seleccionaron este entre los numerosos procesos de la compañía, por el desafío que representaba para la ingeniería de control existente. Con el tiempo, este proceso ha sido retomado por diversos autores, acumulando más de veinte publicaciones [17]. Este es un número significativo si se tiene en cuenta la relativamente escasa bibliografía en el área de control de plantas completas. En esta tesis se adopta el proceso TE, no solo por estar basado en una planta real, sino por sus características, que serán detalladas a continuación en el presente capítulo.

---

<sup>1</sup>Sitio web oficial de la empresa: <https://www.eastman.com/>

## 2.2. Proceso de Tennessee Eastman

Una característica distintiva de este *benchmark* es que se presenta como una caja gris, en el sentido de que no se dispone de un modelo matemático explícito. Sin embargo, la representación de la planta está dada por un algoritmo, que admite señales de entrada y devuelve salidas predeterminadas. En principio, también es posible acceder a los estados internos del modelo, aunque esa funcionalidad no se emplea en esta tesis. Todas las variables del modelo, entradas, estados y salidas, tienen sentido físico en la planta.

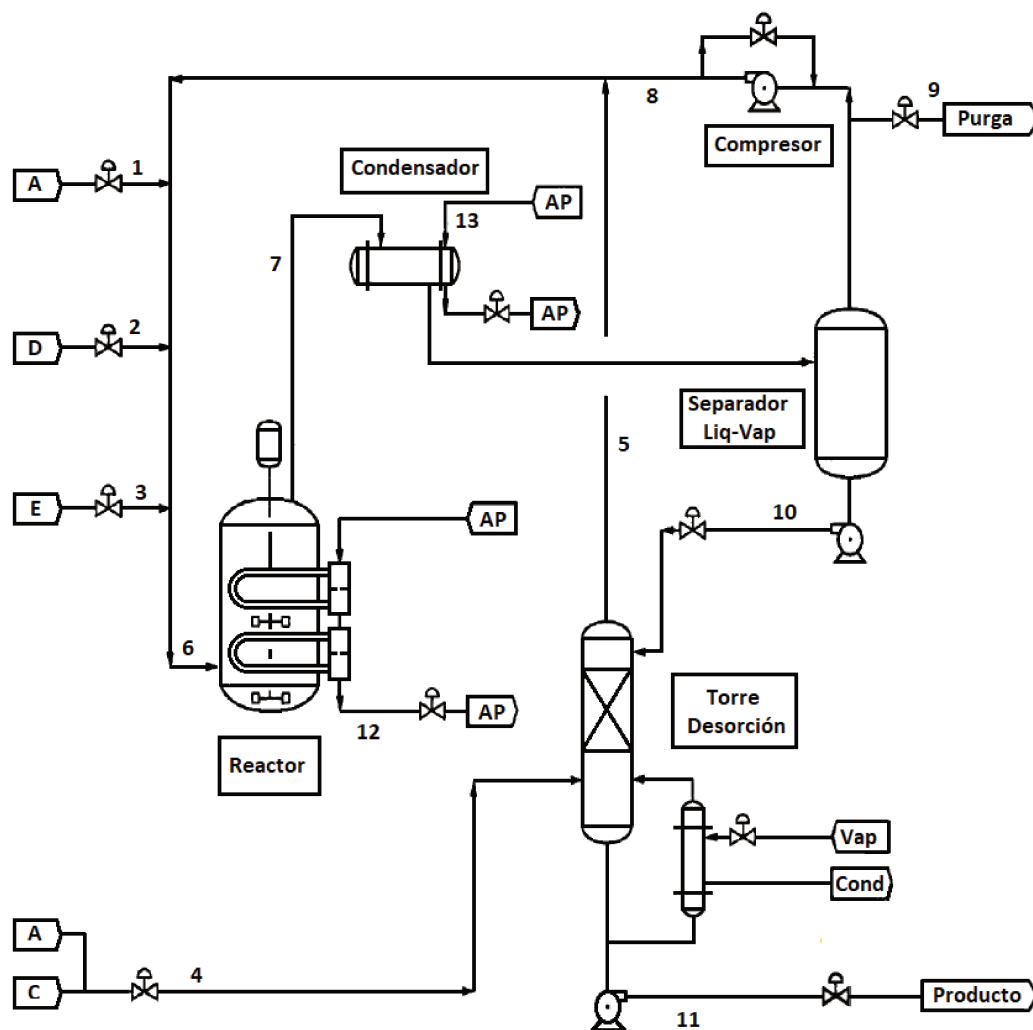


Figura 2.1: Diagrama de Planta TE.

El código que representa la planta simula los equipos individuales y sus interacciones. Todas las variables son del tipo parámetros concentrados, con lo cual

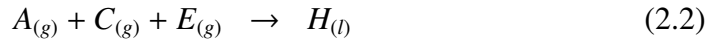
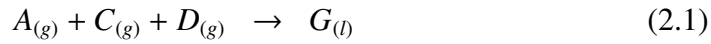
no hay distribuciones espaciales dentro de los equipos, sino valores promedios. Originalmente, el algoritmo fue desarrollado en lenguaje Fortran, pero luego fue revisado y adaptado a Matlab® por Ricker, Bathelt y Jelali en el año 2015 [64], siendo este último el código que se emplea en la presente tesis.

Este planteo particular del problema, en el que se puede acceder a datos de proceso pero no se dispone de un modelo basado en primeros principios, representa una realidad en la industria de procesos. Por un lado, con el surgimiento de nuevas tecnologías de medición y de gestión de la información, los datos de planta son cada vez más accesibles. Por otro lado, el desarrollo de modelos matemáticos confiables resulta prohibitivo para muchas empresas, sea por la falta de personal especializado o por los costos que representa, tanto asociado al desarrollo inicial como a la continua actualización de parámetros que se requiere para asegurar la correcta funcionalidad.

La planta es inherentemente no lineal y consiste en dos secciones. La primera sección es de producción, con un reactor y un condensador; mientras la segunda es la sección de separación, que consta de un separador flash y una columna de desorción. La interconexión de los equipos se ilustra en la Figura 2.1. Además, son cinco las principales operaciones unitarias involucradas: un reactor, un condensador de productos de reacción, un separador líquido-vapor, un compresor de reciclo y una columna de desorción (también denominada *stripper*).

Junto con el código que representa el proceso [19], Downs y Vogel presentaron una descripción cualitativa de la cinética, así como datos sobre los modos de operación, valores de estado estacionario, datos físico-químicos selectos, cambios de setpoint típicos, perturbaciones esperadas, restricciones operativas y recomendaciones generales de diseño. Debido a su importancia, algunos de estos datos se recuperan en este capítulo para facilitar la lectura de la tesis.

Con el fin de proteger intereses industriales, los autores que originalmente publicaron el proceso TE designaron los compuestos con letras en lugar de usar sus nombres reales. La instalación obtiene dos productos  $G$  y  $H$  a partir de cuatro reactivos  $A$ ,  $C$ ,  $D$  y  $E$ . Además, un inerte  $B$  se introduce con las corrientes de alimentación, lo que hace necesario disponer de una corriente de purga en la planta. También se genera un subproducto  $F$ , con lo cual son ocho los compuestos considerados en el sistema. Las reacciones son:



Todas las reacciones son irreversibles y exotérmicas. Las velocidades de reacción dependen de la temperatura según una funcionalidad exponencial, de tipo Arrhenius. La energía de activación asociada a la producción de  $G$  es mayor, dando una mayor sensibilidad a la temperatura. Además, las reacciones son aproximadamente de primer orden con respecto a la concentración de reactivos [19]. Debido a la generación térmica de las reacciones, el reactor dispone de un circuito de enfriamiento interno a partir de Agua de Proceso (AP).

Los reactivos gaseosos se mezclan en las cañerías y se alimentan al reactor por medio de la corriente 6. Los gases burbujan en un volumen líquido, para producir los productos  $F$ ,  $G$  y  $H$  en el seno de la fase líquida. Debido a la temperatura de operación del reactor, los productos pueden encontrarse en equilibrio líquido-vapor. Las reacciones son facilitadas por un catalizador no volátil disuelto en la fase líquida. La única corriente de salida del reactor colecta material de la fase vapor. Así, los productos, los reactivos sin reaccionar y el inerte dejan el reactor en forma de vapor. Esta corriente (7) pasa a fase líquida en el condensador, y se dirige al separador flash. Los componentes no condensados a la salida del separador se reciclan hacia el reactor por medio del compresor (8). Una proporción de esta corriente de reciclo se elimina a través de una purga (9). Esta purga tiene como propósito evitar que se acumule el inerte  $B$  en el sistema. Por otro lado, la fracción líquida se dirige a la torre de desorción (10).

La torre posee entonces dos entradas (4 y 10) y dos salidas (5 y 11). En la torre se mezcla la salida líquida del separador con la corriente 4 de alimentación fresca de  $A$  y  $C$ . Esta alimentación se encuentra a contracorriente con respecto a la salida líquida del separador. Esto tiene un doble propósito, por un lado maximizar la fracción de reactivos que se reciclan hacia el reactor, y por otro aumentar la concentración de los productos de interés  $G$  y  $H$  en la corriente de salida (11). Una fracción de este caudal, que contiene los productos de interés, se recicla parcialmente a la torre a través de un recalentador de vapor, que aumenta la eficiencia de la torre y permite regular la temperatura de operación de la misma.

El código que calcula la planta incorpora ruido a todas las señales de salida, con una desviación estándar típica de la naturaleza de cada señal. Esta incorporación

de ruido no puede evitarse, y debe ser tenida en cuenta en el procesamiento de los datos.

En forma global, la planta está representada por un sistema MIMO de 40 entradas, 50 estados y 41 salidas, que se detallan en las secciones siguientes.

### 2.2.1. Hipótesis de Modelado

Aunque no se dispone de un modelo de primeros principios, es útil presentar las hipótesis que se asumieron en el modelado del sistema:

- 1 La fase vapor se comporta como gas ideal
- 2 El equilibrio líquido vapor obedece las leyes de Raoult y Antoine
- 3 Todos los recipientes están perfectamente mezclados (parámetros concentrados)

Además de las hipótesis de modelado, cabe mencionar algunas características tecnológicas. En particular, el reactor tiene agitación forzada, pero la intensidad de esta solo afecta la transferencia de calor entre el reactor y el refrigerante, ya que como se estableció antes, el reactor se modela con parámetros concentrados y no hay distribución de concentraciones ni temperaturas.

Adicionalmente, el compresor es de tipo centrífugo y dispone de protección *anti-surge* por medio de un *bypass*.

### 2.2.2. Notación y Variables Principales

En la Tabla 2.1 se presentan valores de operación para las principales VM<sup>2</sup>. Se indica también un símbolo que identifica cada variable de forma abreviada y el Valor de Caso Base (VCB), que corresponde al valor inicial de cada manipulada. Notar que cada VCB se expresa como porcentaje, donde 0 % y 100 % representan respectivamente los límites inferior y superior dados en la misma tabla.

Casi todos los actuadores en la planta son válvulas. Esto es una situación típica en procesos químicos. Entre las variables manipuladas posibles se encuentran los caudales de alimentación de reactivos. Estos son a su vez subproductos de otros procesos aguas arriba, lo cual establece una dependencia con los inventarios disponibles de dichos reactivos. Debido a ello, Downs y Vogel recomiendan minimizar variabilidades de flujo en estos caudales. En particular, se intenta minimizar

---

<sup>2</sup>Su clasificación final como variables manipuladas o perturbaciones depende, en última instancia, del diseño definitivo de la estructura de control.

las componentes del espectro de la corriente 4 (ver Fig. 2.1) en el rango de frecuencias 12-80 h<sup>-1</sup>, mientras que para las corrientes 1 y 2 se debería minimizar la variabilidad en el rango 8-16 h<sup>-1</sup>. Estas especificaciones también ayudan a alargar la vida útil de las válvulas al evitar ser operadas con alta frecuencia.

Tabla 2.1: Variables que pueden manipularse

Variable	Abrev.	Símb.	VCB [%]	Lím. Inf.	Lím. Sup.	Unid.
Vlv. alim. D	VD1	$u_1$	63.053	0	5811	kg/h
Vlv. alim. E	VE2	$u_2$	53.98	0	8354	kg/h
Vlv. alim. A	VA3	$u_3$	24.644	0	1.017	m <sup>3</sup> STP/h
Vlv. alim. A+C	VAC4	$u_4$	61.302	0	15.25	m <sup>3</sup> STP/h
Vlv. reciclo del compresor	VR5	$u_5$	22.21	0	100	%
Vlv. purga	VP6	$u_6$	40.064	0	100	%
Vlv. caudal liq. del separador	VFLS7	$u_7$	38.1	0	65.71	m <sup>3</sup> /h
Vlv. caudal liq. del producto	VFLD8	$u_8$	46.534	0	49.1	m <sup>3</sup> /h
Vlv. de vapor del desorbedor	VVD9	$u_9$	47.446	0	100	%
Vlv. de AP de enfriamiento del reactor	VER10	$u_{10}$	41.106	0	227.1	m <sup>3</sup> /h
Vlv. de AP de enfriamiento del condensador	VEC11	$u_{11}$	18.114	0	272.6	m <sup>3</sup> /h
Velocidad del agitador	AR12	$u_{12}$	50	150	250	rpm

El algoritmo que representa la planta impone restricciones estrictas sobre las manipuladas. Es decir, si la magnitud de una variable manipulada excede alguno de sus límites, se satura la señal. Así, la planta nunca puede recibir señales de manipuladas fuera de los límites previstos, como ocurre en la realidad.

Los autores sugieren que la planta tiene más manipuladas que las estrictamente necesarias para controlar la planta. Sin embargo, teniendo en cuenta los múltiples objetivos de control (ver Sección 2.3), esta aseveración podría ser algo optimista.



En el conjunto de señales de salida de la planta coexisten señales continuas y discontinuas (o digitales). Esto se debe a características tecnológicas de la instrumentación existente. Los sensores de variables como presión, temperatura y nivel son relativamente sencillos y ofrecen una respuesta rápida, prácticamente instantánea si se la compara con los tiempos característicos de las operaciones del proceso, por lo que puede considerarse que estas variables se miden sobre un dominio continuo. En cambio, el instrumental analítico que se emplea para determinar composición química es normalmente más complejo. Esta situación introduce discontinuidades cada vez que se detecta una composición distinta a la del muestreo anterior. Además, el instrumental analítico aporta tiempo muerto entre la adquisición de la muestra y la respuesta del equipo. Esto provoca que todas las medidas de composición se midan sobre una base discretizada.

En la Tabla 2.2 se muestran las mediciones continuas de proceso. En esta ocasión, los valores asociados al caso base se presentan en sus unidades de ingeniería. Nótese que los caudales volumétricos se miden en condiciones estándar (STP), y que las presiones son manométricas.

Luego, en la Tabla 2.3 se detallan las medidas de composiciones químicas del proceso. Las determinaciones analíticas en la corriente de alimentación al reactor (6) y en la purga (9) tienen un tiempo de muestreo  $T_s = 0,1$  h, mientras que las determinaciones en la corriente 11 de producto, el tiempo de muestreo es  $T_s = 0,25$  h. Notar que existen productos en la corriente de purga, esto resulta en una pérdida económica inevitable que está asociada al diseño del proceso. De no existir la purga, la acumulación del inerte  $B$  en la planta ocasionaría problemas en el proceso.

En las tablas anteriores se han propuesto símbolos para las variables manipuladas, controladas y de perturbaciones que son distintos de los dados en el artículo original [19], con el fin de ofrecer una notación que posibilite cierta nemotecnia.

### 2.2.3. Datos Físico-Químicos del Proceso

Por conveniencia, en esta sección se resumen los datos más importantes del proceso en forma de tablas. La Tabla (2.4) resume las propiedades físico-químicas más relevantes, como Peso Molecular (PM), la Capacidad Calorífica Específica (Cp) de líquido, de vapor, y el calor latente. Como puede verse, el peso molecular asciende desde el compuesto  $A$  hasta el compuesto  $H$ .

Además, en la Tabla 2.5 se muestran las constantes de Antoine para los compuestos que pueden estar en equilibrio líquido-vapor. Particularmente, se usa la expresión  $P = e^{A+B/(T+C)}$ , con  $P$  expresado en pascales y  $T$  en grados Celsius.

Tabla 2.2: Mediciones continuas de proceso

Nombre	Abrev.	Símbolo	VCB	Unid.
Caudal Alim. A	F1A	$y_1$	0.25052	m <sup>3</sup> STP/h
Caudal Alim. D	F2D	$y_2$	3664.0	kg/h
Caudal Alim. E	F3E	$y_3$	4509.3	kg/h
Caudal Alim. A y C	F4AC	$y_4$	9.3477	m <sup>3</sup> STP/h
Caudal de reciclo	FR8	$y_5$	26.902	m <sup>3</sup> STP/h
Caudal Alim. al reactor	F6R	$y_6$	42.339	m <sup>3</sup> STP/h
Presión del reactor	PR	$y_7$	2705.0	kPa (man.)
Nivel del reactor	NR	$y_8$	75.000	%
Temperatura del reactor	TR	$y_9$	120.40	°C
Caudal de purga	FP	$y_{10}$	0.33712	m <sup>3</sup> STP/h
Temperatura en el separador	TS	$y_{11}$	80.109	°C
Nivel en el separador	NS	$y_{12}$	50.000	%
Presión en el separador	PS	$y_{13}$	2633.7	kPa (man.)
Flujo líquido del separador	FLS	$y_{14}$	25.160	m <sup>3</sup> /h
Nivel en el desorbedor	ND	$y_{15}$	50.000	%
Presión en el desorbedor	PD	$y_{16}$	3102.2	kPa (man.)
Flujo líquido del desorbedor	FLD	$y_{17}$	22.949	m <sup>3</sup> /h
Temperatura en el desorbedor	TD	$y_{18}$	65.731	°C
Caudal de vapor al desorbedor	FVD	$y_{19}$	230.31	kg/h
Potencia del compresor	PC	$y_{20}$	341.43	kW
Temperatura de salida de refrigeración del reactor	TER	$y_{21}$	94.599	°C
Temperatura de salida de refrigeración del condensador	TEC	$y_{22}$	77.297	°C

La importancia de estos datos termodinámicos radica en la capacidad de estimar el estado de agregación de los componentes en cada equipo y cada corriente. Así, con la ecuación de Antoine y la temperatura y presión de cada unidad, es posible determinar que componentes existen en equilibrio líquido-vapor. Esta información a su vez, ayuda a determinar el número de grados de libertad de la planta.

### 2.3. Objetivos de Control

Los objetivos de control del proceso son los siguientes [19]:

1. Mantener las variables de proceso en los valores deseados
2. Conservar las condiciones operativas dentro de las restricciones del proceso

Tabla 2.3: Mediciones Discretas de proceso

Nombre	Abrev.	Símbolo	VCB	Unid.
Análisis en la corriente 6 al reactor	CAF6R	$y_{23}$	32.188	mol %
	CBF6R	$y_{24}$	8.8933	mol %
	CCF6R	$y_{25}$	26.383	mol %
	CDF6R	$y_{26}$	6.8820	mol %
	CEF6R	$y_{27}$	18.776	mol %
	CFF6R	$y_{28}$	1.6567	mol %
Análisis en la corriente 9 de purga	CAP	$y_{29}$	32.958	mol %
	CBP	$y_{30}$	13.823	mol %
	CCP	$y_{31}$	23.978	mol %
	CDP	$y_{32}$	1.2565	mol %
	CEP	$y_{33}$	18.579	mol %
	CFP	$y_{34}$	2.2633	mol %
	CGP	$y_{35}$	4.8436	mol %
	CHP	$y_{36}$	2.2986	mol %
Análisis en la corriente 11 de producto	CDFLD	$y_{37}$	0.01787	mol %
	CEFLD	$y_{38}$	0.83570	mol %
	CFFLD	$y_{39}$	0.09858	mol %
	CGFLD	$y_{40}$	53.724	mol %
	CHFLD	$y_{41}$	43.828	mol %

3. Minimizar la variabilidad de la tasa de producción y de la calidad del producto durante perturbaciones.
4. Minimizar el movimiento de válvulas que puedan afectar otros procesos
5. Tener una rápida pero suave recuperación luego de perturbaciones, cambios en las tasas de producción o en la relación objetivo de productos  $G$  y  $H$ .

### 2.3.1. Generalidades sobre el control de planta

Una de las características distintivas del proceso es que presenta inestabilidad a lazo abierto. Usando como condiciones iniciales los estados asociados al Estado Estacionario (EE), el código simula la planta durante solo una hora y dispara el apagado (o *shutdown*) de la misma. Esta situación ocurre automáticamente siempre que se exceda cualquiera de los límites de apagado establecidos. En la Tabla 2.6 se presentan las restricciones asociadas a la operación normal y anormal de planta [19].

Otra característica que aproxima el comportamiento del código a un sistema real

Tabla 2.4: Parámetros físicos de los componentes a 100°C.

Comp.	PM [g/mol]	Densidad liq. [kg/m <sup>3</sup> ]	Cp liq. [kJ/(kgC)]	Cp vap. [kJ/(kgC)]	Calor latente [kJ/kg]
<i>A</i>	2.0	-	-	14.6	-
<i>B</i>	25.4	-	-	2.04	-
<i>C</i>	28.0	-	-	1.05	-
<i>D</i>	32.0	299	7.66	1.85	202
<i>E</i>	46.0	365	4.17	1.87	372
<i>F</i>	48.0	328	4.45	2.02	372
<i>G</i>	62.0	612	2.55	0.712	523
<i>H</i>	76.0	617	2.45	0.628	486

Tabla 2.5: Constantes de Antoine.

Comp.	Cte. A	Cte. B	Cte. C
<i>D</i>	50.81	-1444.0	259
<i>E</i>	21.24	-2114.0	266
<i>F</i>	21.24	-2144.0	266
<i>G</i>	21.32	-2748.0	233
<i>H</i>	22.10	-3318.0	250

es que todas las señales de la planta incorporan ruido gaussiano con media nula y una desviación estándar típica de la naturaleza de cada señal.

Dado que son dos los productos de interés, existen distintas relaciones de producción según quiera favorecerse la presencia de *G* o de *H* en la corriente de productos. Estas relaciones responden a las cotizaciones de mercado para cada producto. Como las cotizaciones cambian en el tiempo, no es posible maximizar el beneficio de la planta sin la capacidad de adaptar la producción de una relación a otra.

Estas tres relaciones pueden a su vez ser implementadas en dos modos. El primero es producción nominal total de 14.076 kg/h, y el segundo es de máxima producción.

En suma, el proceso tiene 41 variables medidas que son posibles variables controladas, y 40 variables de entrada, de las cuales 12 pueden ser manipuladas y el resto son perturbaciones. Y finalmente, el estado interno de la planta se reconstruye con 50 estados que representan mayoritariamente inventarios en los recipientes, pero también algunas temperaturas, energías internas y la rotación del agitador.

Tabla 2.6: Restricciones Operativas del Proceso

Variable de Proceso	Límites Operativos Normales		Límites Operativos Anormales (apagado)	
	Inferior	Superior	Inferior	Superior
Presión de reactor	Sin Límite	2895 kPa	Sin Límite	3000 kPa
Nivel de reactor	50 % (11.8 m <sup>3</sup> )	100 % (21.3 m <sup>3</sup> )	2 m <sup>3</sup>	24 m <sup>3</sup>
Temperatura de reactor	Sin límite	150° C	Sin límite	175° C
Nivel de separador	30 % (3.3 m <sup>3</sup> )	100 % (9 m <sup>3</sup> )	1 m <sup>3</sup>	12 m <sup>3</sup>
Nivel de desorbedor	30 % (3.5 m <sup>3</sup> )	100 % (6.6 m <sup>3</sup> )	1 m <sup>3</sup>	8 m <sup>3</sup>

Tabla 2.7: Modos de operación de planta

Modo	Relación G/H (en masa)
1	50/50
2	10/90
3	90/10

### 2.3.2. Costo Operativo

Downs y Vogel plantearon los costos operativos para este proceso en [19]. Posteriormente, Ricker [61] replanteó los mismos para ponerlo explícitamente en relación con las variables del proceso, de acuerdo a la ecuación 2.5:

$$\begin{aligned}
 c(t) = & 0,0536y_{20}(t) + 0,0318y_{19}(t) + 0,4479y_{10}(t) (2,209y_{29}+ \\
 & + 6,177y_{31}(t) + 22,06y_{32}(t) + 14,56y_{33}(t) + 17,89y_{34}(t) + \\
 & + 30,44y_{35}(t) + 22,94y_{36}(t)) + 4,541x_{46}(t) (0,2206y_{37}(t)+ \\
 & + 0,1456y_{38}(t) + 0,1789y_{39}(t))
 \end{aligned} \tag{2.5}$$

Donde las variables se detallan en las tablas 2.2 y 2.3. Esencialmente, este es un balance de costos que tiene en cuenta las pérdidas de compuestos valiosos a través de la purga y de la corriente de producto, el costo de vapor de servicio y el costo de energía del compresor. Estos costos dependen casi enteramente de variables de salida, siendo la única excepción la variable de estado  $x_{46}$ , que está asociada al caudal de producto a la salida de la torre de desorción.

## 2.4. Antecedentes bibliográficos

Desde la publicación del artículo original de Downs y Vogel en el año 1993 [19], diversos investigadores han estudiado esta planta y propuesto soluciones parciales o totales a nivel de ingeniería básica para ella. A continuación se reseñan algunos de estos enfoques en orden cronológico. No se pretende realizar un análisis exhaustivo de todas las publicaciones asociadas a este problema, sino reseñar aquellos trabajos que sean más relevantes para esta tesis.

Posiblemente uno de los primeros autores en tratar el desafío TE fue Ricker [60] en 1993, que en una primera instancia intenta un diseño de control centralizado usando MPC, pero encuentra grandes dificultades para estabilizar la planta. La complejidad de la misma dificultaba encontrar el origen del problema de estabilización. Como consecuencia, Ricker toma solo una parte de la planta para su estudio, consistente en el reactor y el condensador. Además, simplifica significativamente la cinética, considerando que sólo una reacción ocurre en el sistema. También reduce la cantidad de especies químicas consideradas, tomando solamente cuatro de los ocho componentes presentes en el sistema. Si bien estas hipótesis simplifican radicalmente el problema, el diseño mediante MPC muestra un desempeño inferior a un sistema de control multilazo con controladores tipo Proporcional Integral (PI).

Simultáneamente, McAvoy y Ye trabajaban en una solución integral para el mismo problema, que fue publicada en 1994 [47]. Se emplea un control descentralizado con lazos SISO para controlar toda la planta. Usando herramientas de EE como RGA, el índice de Niederlinski y análisis de perturbaciones, estos autores desarrollan un enfoque de diseño basado en velocidades de respuesta. Se plantean cuatro etapas, y usan configuraciones de control en cascada donde se busca que el lazo interno tenga una dinámica más rápida que el lazo externo. De esta forma, en la etapa 1, se cierran los lazos internos de control. La etapa 2 involucra todos los lazos de control excepto aquellos asociados con el analizador de composición en línea, ya que dichos lazos se definen en la etapa 3. Finalmente, la etapa 4 trata sobre una jerarquía superior de control, como puede ser MPC u algún tipo de optimización. De todas formas, casi todo el trabajo hace énfasis en la etapa 2. El aporte más importante de este trabajo consiste en los criterios heurísticos que se usan para diseñar el sistema de control en etapas, cuidando en todo momento la estabilidad y robustez operativa.

En el año 1995, Ricker presenta resultados de una optimización global sobre las condiciones de EE basados en programación no lineal [61]. Su resultado más importante fue determinar que el caso base original de operación propuesto en [19] es sub-óptimo por sí mismo, pudiéndose reducir el costo operativo en más

de un 30 %. Es decir, optimizar el desempeño de un sistema de control en torno a este punto de operación solo resulta en un óptimo local desde el punto de vista de operación económica de la planta. Este trabajo por sí mismo no incluye un diseño de control, pero sienta las bases para comprender mejor el sistema bajo estudio.

Otro trabajo pionero sobre el proceso TE es el de Lyman y Georgakis [43], que mediante una visión jerarquizada proponen cuatro estructuras de control de planta completa en 1995. Esta visión privilegia la producción como primer variable en el camino de diseño. No emplean información cuantitativa de EE ni un modelo dinámico de la planta. De las cuatro estructuras planteadas, una resulta aceptable en el sentido que tolera perturbaciones sin llevar al apagado de planta. Los autores reconocen dificultades para llegar a una solución aceptable mediante este marco de diseño cualitativo.

Durante el mismo año, Ricker y Lee presentan otro artículo sobre TE [65], que introduce un control basado en MPC no lineal, basándose en el trabajo de optimización antes mencionado [61]. El resultado satisface las especificaciones de Downs y Vogel. Se realiza una comparación con respecto al diseño propuesto por McAvoy [47]. Sin embargo, solo en las pruebas más sencillas esta técnica resulta superadora, y los autores concluyen que el esfuerzo adicional para desarrollar MPC no lineal no se justifica<sup>3</sup>. También declaran dificultades para obtener un modelo no lineal útil, así como con respecto a ciertas decisiones estructurales del sistema de control, teniendo que usar lazos con *override* para mantener el control de presión del reactor cuando se pierde una de las corrientes de alimentación.

Una publicación posterior de Ricker en 1996 intenta otro enfoque de diseño, esta vez usando un control descentralizado [62]. También esta propuesta satisface las especificaciones originales. Se compara el diseño con respecto al obtenido usando MPC no lineal en [65]. El diseño descentralizado propuesto enfatiza adaptarse a una tasa de producción variable. Se encuentra que el desempeño del control descentralizado supera al del MPC no lineal en el caso de restricciones activas, no solo en señales de salida sino también en variables manipuladas. El motivo de este resultado es, según el autor, que el proceso tiene demasiados objetivos que compiten entre sí, y cuyas prioridades cambian de una situación operativa a otra, para una formulación con MPC convencional. También las restricciones activas en VM generan inconvenientes en el desempeño.

El desafío TE también llamo la atención de Tyréus, William y Michael Luyben [42], que en 1998 incluyen el proceso como caso de estudio en la tercera parte

---

<sup>3</sup>Ricker declara tener unos 15 años de experiencia con MPC al momento de este artículo, incluyendo aplicaciones exitosas a sistemas reales de gran escala [62].

de su libro sobre control de plantas completas. Esta parte se avoca a aplicaciones industriales, y dicho libro constituye una referencia obligada en el área. El sistema de control se construye según los 9 pasos de diseño de plantas completas que proponen los autores. Estos pasos se apoyan en criterios heurísticos, alimentados por casi 80 años de experiencia acumulada sobre problemas industriales y académicos. Se presentan dos soluciones de diseño, de acuerdo a distintos objetivos generales de control. En el primer caso, llamado producto a demanda, se asume que el caudal de producto está fijado externamente. Esto corresponde a los modos de operación 1 y 2 del problema original. En el segundo caso, llamado abastecimiento de reactivo, se asume que hay un caudal limitado de la corriente 4 que proporciona reactivos A y C. Esta situación puede asociarse a los modos de operación 3 y 4, de máxima producción. Como resultado, se proponen dos estructuras de control globales que deberían estar disponibles para disponer de flexibilidad operativa en la planta real. Ambas soluciones proveen una planta estabilizada y tolerante a perturbaciones, aunque ninguna de ellas es necesariamente óptima, según reconocen los autores explícitamente. La mayor ventaja de los diseños propuestos es, tal vez, que resultan intuitivos desde el punto de vista del ingeniero de procesos.

En el año 2001 Juricek, Seborg y Larimore presentan un artículo [34] sobre identificación usando distintas técnicas. De ellas, dos son algoritmos de identificación por subespacios: N4SID y Canonical Variate Analysis (CVA); mientras que también se explora el uso de Finite Impulse Response (FIR) y Auto-Regressive Exogenous (ARX). Es interesante notar que aunque solo tomaron 7 entradas y 10 salidas del modelo completo, los únicos modelos satisfactorios fueron los basados en subespacios, siendo el CVA el mejor de ellos. Si bien este artículo no trata sobre sistemas de control, es interesante mencionarlo aquí ya que pone de relieve una dificultad seminal que presenta el código TE en el modelado del proceso, ya que no resulta sencillo tener un modelo confiable sobre el cual basar técnicas de control. Esto es especialmente cierto si se desea usar un modelo lineal.

También en el año 2001 Larsson, Hestetun, Hovland y Skogestad publican una investigación que aplica el concepto de Control Auto-Optimizante al proceso [39]. Este enfoque fue desarrollado por Skogestad y Postlethwaite en libros previos sobre control multivariable [74, 75], que al día de hoy constituyen una referencia habitual en el área de PWC. La idea es seleccionar las variables controladas que, a setpoint constante, llevan a una pérdida económica aceptable ante el impacto de perturbaciones sobre el sistema, sin la necesidad de re-optimizar la selección de VC. Como resultado, obtienen una estructura de control que, aunque puede no ser intuitiva para un ingeniero de procesos, funciona apropiadamente en el marco del objetivo sub-óptimo propuesto.



Golshan, Bozorgmehry y Pishvaie publican un artículo que emplea Real Time Optimization (RTO) en el año 2005 [26], con miras a mejorar la economía global de la producción. Se trata de una capa de optimización que define los puntos de consigna para la estructura de control propuesta por McAvoy y Ye [47]. Si bien Ricker ya había planteado una optimización operativa [61], esta es *offline*, en contraste con la capa *online* presentada por Golshan y otros. Otra característica de este trabajo es que emplea un filtro de Kalman extendido como observador óptimo para estimar las señales en presencia de ruido, así como un modelo matemático reducido propuesto por Ricker. Cabe mencionar que en [61] se utilizan señales sin ruido. Si bien las hipótesis de trabajo son más generales en [26], los setpoints finales son muy cercanos a los presentados en [61].

Otra publicación relevante apareció en el año 2012 a través del trabajo de Alvarez y Espinosa [3], que utilizan Singular Value Decomposition (SVD) para diseñar la estructura del sistema de control. La aplicación del método de SVD en sistemas de control ya había sido previamente difundida gracias a los trabajos de Skogestad y Postlethwaite [74, 75]. El aporte de Alvarez y Espinosa fue aplicar SVD sobre la matriz de Hankel, que representa al sistema en el dominio discreto. La matriz de Hankel captura la dinámica del sistema en forma efectiva. Sin embargo, el método propuesto no se ajusta a plantas inestables, por lo que fue aplicado después de estabilizarlo con algunos lazos de control tomados del trabajo de Larsson et al. [39]. Es decir, el método solo consigue completar una estructura de control ya existente. Otra dificultad radica en que el método solo es confiable si se aplica a sistemas con escalas de tiempo similares.

## 2.5. Conclusiones

Este capítulo introduce el problema de estudio, constituido por una planta química completa. Se enumeran las hipótesis, variables de proceso y objetivos del sistema de control. También se expone una revisión bibliográfica de otros trabajos relacionados con la planta TE. Una de las características más importantes es que el proceso está representado por un código, que actúa como una caja gris. Es decir, se conoce el funcionamiento de la planta a nivel conceptual, pero no se tiene acceso a las ecuaciones que la gobiernan. Solo es posible establecer las señales de entrada y analizar las salidas.

Por su lado, la naturaleza de las señales coexistentes en la planta presentan la particularidad de que algunas de ellas son analógicas (continuas), mientras que otras son digitales. Esto constituye una dificultad adicional a tener en cuenta en el procesamiento de la información de la planta.

Cabe destacar que el proceso es no lineal. Además, debido a la presencia de reacciones exotérmicas, concretamente a las expresiones de Arrhenius, podría esperarse inestabilidad a lazo abierto en el reactor.

El código que representa la planta obedece restricciones operativas, deteniendo la simulación en caso de exceder las mismas. Además, la presencia de ruidos en las señales de salida no puede evitarse, con lo cual este fenómeno debe ser tenido en cuenta.

Adicionalmente, la existencia de corrientes de reciclo hacia el reactor posibilita la presencia de acoplamientos entre las variables del proceso. Estas corrientes tienen asociado un contenido entálpico que a su vez fomenta interacciones de tipo térmico entre variables.

En suma, las características de la planta TE hacen de esta un problema interesante de estudio, y ha resultado un desafío importante para diversos enfoques teóricos, investigadores y especialistas del ámbito de control y automatización.

# Capítulo 3

## Análisis Preliminar de Planta

En este capítulo se analizan distintos aspectos de la planta a lazo abierto que resultan relevantes para diseñar adecuadamente una estructura de control. En particular, se tomará el modelo linealizado en el punto operativo como base para analizar polos, ceros, número de condición, valores singulares extremos, observabilidad y controlabilidad, entre otros aspectos.

### 3.1. Linealización de la Planta

Debido a que no se dispone de un modelo analítico de la planta, se realizó una linealización de la misma usando el toolbox de identificación de sistemas de Matlab<sup>®</sup>. El punto en torno al cual se linealiza corresponde a un punto operativo de la planta. En realidad, existen varios puntos operativos, estos corresponden a los distintos modos de operación descritos en la Tabla 2.7. Matemáticamente, cada punto se representa como un vector en el espacio de estados, que tiene asociados puntos en los espacios de entradas y salidas, respectivamente.

La planta no lineal se encuentra representada mediante un bloque de Simulink<sup>®</sup>, que a su vez invoca una Función-S<sup>1</sup> que se basa en una adaptación de lenguaje Fortran a C [19, 63, 64].

Metodológicamente, durante cada simulación la planta debe ser alimentada continuamente con una señal multiplexada. Las 12 primeras componentes de esta señal corresponden a variables de entrada descritas en la Tabla 2.1, mientras que las 28 componentes restantes constituyen *flags*, es decir, variables binarias que cuando

---

<sup>1</sup>Una Función-S o *System-Function* es un mecanismo que permite extender las capacidades de los bloques de Simulink a códigos *ad-hoc* en lenguaje Matlab (nativo), C, C++ o Fortran.

valen 1 activan perturbaciones pre-programadas a partir de un instante deseado. Asimismo, la salida de la planta es una señal multiplexada que contiene las 41 componentes descritas en las Tablas 2.2 y 2.3. Por otro lado, no es posible acceder al vector de estados desde el bloque de Simulink<sup>®</sup>, aunque la información adicional que aporta es escasa. Esto se debe a que los estados representan inventarios en los recipientes, o energías internas en determinados equipos, o posiciones de las válvulas; siendo todas estas variables fácilmente deducibles a partir de las entradas o salidas. En ese sentido, puede decirse que la instrumentación de la planta es lo suficientemente completa para reproducir los estados a partir de las mediciones implementadas. En todo caso, al existir una conversión trivial entre estados y señales entrada-salida, en adelante la discusión se centrará solo alrededor de estas últimas.

En las secciones siguientes, será evidente que la linealización no es adecuada para afrontar cualquier etapa del diseño del sistema de control. Es por ello que se estudian modelos lineales alternativos. Algunos de ellos se obtuvieron simplemente usando distintos métodos de linealización. Por ejemplo, los comandos `linmod`, `dlinmod`, `linmod2` y `linmodv5` representan distintas técnicas de linealización. En consecuencia, para referenciar el modelo lineal aquí descrito con mayor claridad se lo referenciará como Linealización 1 de Tennessee Eastman (L1TE).

Cabe mencionar que en general, se usará la representación de espacio de estados para los cálculos que empleen modelos lineales en esta tesis, ya que los algoritmos que trabajan con esta representación son en general más robustos con respecto al error numérico [46].

## 3.2. Estabilidad del Sistema Linealizado

### 3.2.1. Autovalores a lazo abierto

Una reconocida característica del proceso de TE es su inestabilidad a lazo abierto, la cual ha obstaculizado la estrategia de diversos investigadores, como se detalló previamente en la Sección 2.4. De hecho, la simulación de la planta a lazo abierto solo se ejecuta durante un tiempo limitado antes de que alguna variable exceda su valor límite. Cuando esto ocurre, el código que representa la planta se detiene inmediatamente. Esta interrupción de la simulación representa un apagado de seguridad de la planta. La primera variable en llegar a su límite de apagado puede diferir de una simulación a otra, según qué condiciones iniciales se empleen.

Los autovalores a lazo abierto de la planta<sup>2</sup> se calculan a partir del modelo L1TE en representación de espacio de estados. Los autovalores se computan mediante dos funciones distintas de Matlab<sup>®</sup>: `eig` y `spoles`. La primera función forma parte de la librería estándar del software, mientras que la segunda usa la descomposición de Schur, que resulta más adecuada para tratar matrices mal condicionadas. Este procedimiento de cálculo y verificación es similar al realizado en trabajos anteriores [84]. La máxima diferencia en valor absoluto entre los resultados de cada método es de  $2,8 \times 10^{-11}$ , con lo cual los resultados son precisos hasta ese orden. La Tabla 3.1 muestra la lista de autovalores obtenidos. En la primer columna se incluye una designación simbólica para futuras referencias. Las columnas restantes muestran el autovalor hallado y la multiplicidad asociada. Además, como dinámica se mide en horas, las unidades de los autovalores son  $[h^{-1}]$ .

Tabla 3.1: Autovalores de planta a lazo abierto.

Abrev.	Valor $[h^{-1}]$	Mult.	Abrev.	Valor $[h^{-1}]$	Mult.
$e_1$	-1968.1	1	$e_{22}$	-9.9354	1
$e_2$	-726.37	1	$e_{23}$	-8.9211	1
$e_3$	-529.7	1	$e_{24}$	-1.2219	1
$e_4$	-139.16	1	$e_{25}, e_{26}$	$0.024974 \pm 0.15521i$	1
$e_5$	-114.19	1	$e_{27}$	-0.11529	1
$e_6$	-87.025	1	$e_{28}$	-0.081437	1
$e_7$	-81.858	1	$e_{29}$	-0.074422	1
$e_8, e_9$	$-37.22 \pm 17.18i$	1	$e_{30}$	$-9.3925 \times 10^{-7}$	1
$e_{10}, e_{11}$	$-34.797 \pm 14.934i$	1	$e_{31}$	$-1.2122 \times 10^{-10}$	1
$e_{12}$	-29.275	1	$e_{32}$	-5.1784	7
$e_{13}$	-28.835	1	$e_{33}$	-450	2
$e_{14}$	-26.228	1	$e_{34}$	-600	1
$e_{15}, e_{16}$	$-11.619 \pm 4.4903i$	1	$e_{35}$	-400	1
$e_{17}, e_{18}$	$3.0648 \pm 5.0837i$	1	$e_{36}$	-514.29	1
$e_{19}$	-13.116	1	$e_{37}$	-720	6
$e_{20}$	-12.832	1	$e_{38}$	-30	1
$e_{21}$	-10.76	1			

Se verifica que el máximo autovalor negativo  $e_1$ , de mayor magnitud y de signo negativo coincide con el declarado en la publicación original de Downs [19], lo cual constituye una validación parcial del modelo L1TE. Por otro lado, los polos  $e_{30}, e_{31}$  están prácticamente en el origen, lo que se podría asociar con una conducta integral en la planta, posiblemente asociada a los inventarios de los tanques. Además, se encuentra que los polos  $e_{17}, e_{18}, e_{25}$  y  $e_{26}$  tienen parte real positiva, lo

<sup>2</sup>Se denominan también polos cuando se refiere a una realización como MFT, ver [87].

cual revela modos inestables en el sistema. Notar que el número de polos inestables coincide con el número de reacciones irreversibles exotérmicas del reactor, aunque podría no haber una relación directa entre estas características.

Cabe remarcar que el espacio generado por los autovectores asociados tiene una dimensión igual a 50, que coincide con la del espacio de estados. Esto se verifica examinando el rango de la transformación lineal cuya representación matricial tiene a los autovectores como columnas. En consecuencia, el sistema es diagonalizable.

Conviene destacar, además, la gran diferencia en órdenes de magnitud entre los autovalores. Considerando el sistema sin forzamiento  $\dot{x} = Ax$  y la ecuación de autovalores  $Ax = \lambda x$ , esto significa que hay direcciones del vector de estado que desarrollan una gran tasa de cambio en los estados (convergente o divergente, según sea  $\lambda < 0$  o  $\lambda > 0$ , respectivamente), y otras direcciones que producen una derivada prácticamente nula, o estabilización de estados. En análisis subsiguientes estos contrastes en el comportamiento dinámico volverán a manifestarse.

En cualquier caso, la falta de estabilidad no afecta la controlabilidad del sistema, que se estudiará más adelante en este capítulo.

### 3.3. Evaluación de Ceros del Sistema

Los ceros están asociados a valores característicos de frecuencias para las cuales se bloquea la transmisión de información a través del sistema [44]. En esta sección se evalúan a partir del modelo LITE, con el fin de detectar fenómenos de fase no mínima. Es sabido que los ceros de transmisión en el Semiplano Derecho (RHP), son indeseables debido a su efecto sobre el comportamiento del sistema, como ser respuestas inversas. Resulta entonces útil reconocer la presencia de estos ceros examinando el modelo a lazo abierto.

Se encuentra un único cero con valor  $z_1 = -5,1784$  y con multiplicidad  $m_z = 2$ . Esto significa que no se registrarían los fenómenos antes mencionados, al menos en el modelo lineal.

Debe notarse que el valor de este cero coincide con el polo  $e_{32}$  de multiplicidad 7, que fue presentado en la Tabla 3.1. Como toda operación de punto flotante, esta coincidencia tiene asociada un error numérico, que en este caso está en el orden de  $1 \times 10^{-7}$ .

## 3.4. Controlabilidad y Observabilidad

Así como los ceros y los polos estudiados anteriormente dan una idea de los problemas de estabilidad y comportamiento dinámico, la controlabilidad y observabilidad permitirán profundizar la caracterización de la planta a partir del modelo lineal.

### 3.4.1. Controlabilidad de Estados

La controlabilidad de estados se define como la habilidad de transferir un estado inicial  $x_0$  a un estado final arbitrario  $x_f$  en tiempo finito [23].

La controlabilidad de estado se basa en una matriz ampliada de la forma  $\mathcal{M}_c = [A, AB, A^2B, \dots, A^{n-1}B]$ , donde  $n = 50$  es el número de estados. Sin embargo, debe tenerse en cuenta que para la planta TE, el vector de entradas incluye las perturbaciones, que obviamente no interesan este análisis. Por este motivo, en esta sección se emplea una submatriz  $B_u$  de la matriz de controles original. Concretamente,  $B_u = [b_1, \dots, b_{12}]$ , donde  $b_i$  constituye la  $i$ -ésima columna de  $B$  con  $1 \leq i \leq 12$ . Así,  $B_u$  está formada por las doce primeras columnas de  $B$ , quedando de dimensión  $50 \times 12$ .

Para estimar la controlabilidad se debe tener en cuenta el mal acondicionamiento del sistema. Una característica de la controlabilidad es que es invariante ante transformaciones no singulares [23]. A partir de esta idea Rosenbrock desarrolló el algoritmo "escalera" (en inglés, *staircase*) que obtiene un conjunto de matrices transformadas  $\bar{A}$ ,  $\bar{B}$  y  $\bar{C}$  [67]. Cada una de estas matrices se organiza en bloques en partes controlables y no controlables. Este algoritmo se implementa en Matlab<sup>®</sup> por medio de la función `ctrbf`. Como resultado, se obtiene la matriz  $\mathcal{M}_c$  y se encuentra que es de rango completo. Esto significa que LITE es controlable. Esto es un buen indicio, aunque la controlabilidad no asegura que el tiempo finito para llevar un estado inicial a otro, sea además un tiempo razonable en términos de la economía de la planta. Por otro lado, la controlabilidad de estado no es necesaria ni suficiente para controlar las salidas de un sistema [1]. Este último concepto puede ser más conveniente en términos prácticos, debido a que las variables controladas son en principio un subconjunto del conjunto de variables de salida.

Cabe destacar que el algoritmo estándar de Matlab para detectar controlabilidad, dado por la función `ctrb` para obtener la matriz ampliada de controlabilidad y la función `rank` para hallar el rango asociado, falla para este sistema, posiblemente por el ya mencionado mal condicionamiento.

### 3.4.2. Controlabilidad de Salida

Se procede a verificar la llamada controlabilidad de salida, que tiene una definición análoga a la de estado. Es decir, es la habilidad de llevar una salida inicial  $y(t_0)$  a una salida final  $y(t_f)$  en un tiempo finito [1].

Para estimar si LITE es de salida controlable, se emplean las matrices  $\bar{A}$ ,  $\bar{B}$  y  $\bar{C}$  obtenidas en la sección anterior para estimar la matriz de controlabilidad de salida ( $CA, CAB, CA^2B, \dots, CA^{n-1}B$ ). Luego se calcula el rango de esta matriz ampliada empleando aritmética de precisión variable para acotar el error numérico, ampliando el número de dígitos hasta obtener convergencia en el valor del rango. En este caso, se obtiene que la planta lineal es de salida no controlable. Esto equivale a decir que la matriz  $C$  incorpora degeneración en la matriz de controlabilidad de estado. Es decir, aunque es posible llegar a cualquier estado  $x(t_f)$  mediante alguna trayectoria del vector de manipuladas  $u(t)$ , existen salidas  $y(t_f)$  que no pueden alcanzarse con ninguna trayectoria de  $u(t)$  en tiempo finito.

Si bien este resultado es desfavorable desde el punto de vista del diseño, en la práctica solo es importante alcanzar ciertos subconjuntos del espacio de salidas, en especial aquellos asociados a los modos operativos de la planta descritos en el capítulo anterior. Por otro lado, se recuerda que este resultado está asociado a la LITE, y aunque establece fronteras teóricas en las posibilidades de control del mismo, no es un obstáculo del todo determinante en la práctica.

### 3.4.3. Observabilidad

La observabilidad de estado permite reconstruir el estado  $x(t_0)$  a partir de la observación (medición) de las salidas  $y(t)$  para todo  $t$  en el intervalo  $[t_0, t_1]$  y algún  $t_1 > t_0$ .

Debido a que la observabilidad de un sistema es la controlabilidad del sistema dual [1], [53], pueden emplearse técnicas similares a las de controlabilidad en esta sección. De esta forma, se dispone del comando `obsvf` para sistemas mal condicionados. Como resultado, se confirma que el sistema LITE es de estado observable.

### 3.4.4. Controlabilidad, observabilidad y realización mínima

Es interesante hacer una última verificación sobre los resultados anteriores calculando la realización mínima del sistema. Esta realización, que puede denotarse  $(A_m, B_m, C_m, D_m)$  excluye los estados no observables y no controlables, así como



las cancelaciones entre polos y ceros [74]. Se encontró que  $A_m$  presenta dos dimensiones menos que el sistema original  $A$ . Esto correspondería exclusivamente a la cancelación del polo  $e_{32}$ , de multiplicidad 7, con el cero  $z_1$ , de multiplicidad 2. Este hecho coincide con los resultados anteriores, que indican que no existen estados no controlables o no observables.

Desde el punto de vista numérico, el cálculo de la realización mínima es más confiable, ya que solo involucra operaciones elementales entre renglones y columnas del sistema [13]. Esto es especialmente beneficioso en sistemas mal condicionados, y verifica parcialmente los análisis anteriores sobre controlabilidad y observabilidad de estados.

### 3.5. Valores Singulares y Número de Condición

El número de condición  $\gamma$  se define como el cociente entre el valor singular máximo de la planta  $\bar{\sigma}$  y el valor singular mínimo  $\underline{\sigma}$  [74]. Este concepto, extensamente conocido en análisis numérico, no siempre es tenido en cuenta en el diseño de sistemas de control. Sin embargo, puede tener consecuencias importantes si el valor de  $\gamma$  es de varios ordenes de magnitud, ya que un sistema mal condicionado indica pérdida de precisión en la manipulación numérica, especialmente en la inversión matricial [12]. Pero también tiene un significado en términos de control, ya que un número de condición alto puede dar una medida de cuan difícil de controlar es una planta [80]. El motivo es la sensibilidad direccional que se hereda de los vectores singulares. Puede haber una ganancia elevada para ciertas direcciones del vector de entradas y casi nula para otras. Un número  $\gamma$  alto puede ser causado por un valor de  $\underline{\sigma}$  cercano a cero, lo cual es indeseable puesto que implica que existen direcciones del vector de entradas que tienen ganancias prácticamente nulas. Alternativamente, un elevado  $\gamma$  puede ser consecuencia de un valor grande de  $\bar{\sigma}$ , lo cual puede manejarse de forma más efectiva, al menos desde un punto de vista teórico [75].

La evaluación del número  $\gamma$  se realiza a partir del modelo LITE en representación de espacio de estados. El cálculo puede efectuarse en condiciones de EE o bien en valores particulares de frecuencia  $\omega$ . La evaluación numérica en régimen estacionario da  $\gamma_{ee} \approx \infty$ . Esto no significa realmente que el número de condición sea infinito desde un punto de vista matemático, sino que el valor obtenido es superior al que permite la representación del Institute of Electrical and Electronics Engineers (IEEE) de aritmética de punto flotante. Lo anterior puede explicar parcialmente la dificultad encontrada por varios autores para obtener un diseño de sistema de control efectivo para la planta.

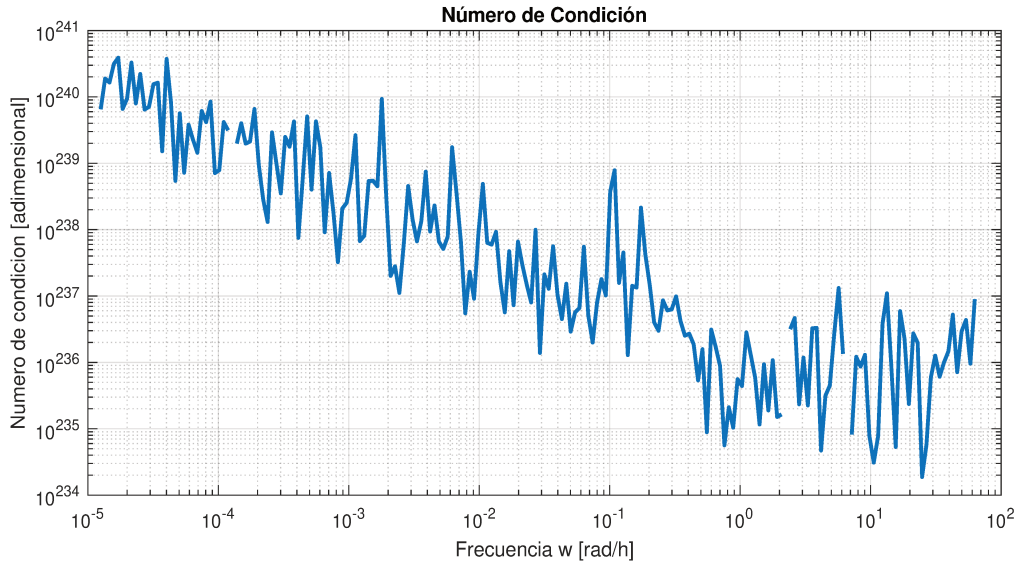


Figura 3.1: Número de condición en función de la frecuencia.

Complementariamente, la evaluación se efectúa sobre un rango amplio de frecuencias a fin de comprender con mayor detalle el origen de la magnitud de  $\gamma$ . El resultado sobre el número de condición puede verse en la Fig. (3.1), mientras que los valores singulares máximo y mínimo se muestran en las Figs. (3.2) y (3.3) respectivamente. Este tipo de análisis da una mejor idea de la relación entre la dinámica y el condicionamiento del sistema lineal, tal como fue desarrollado anteriormente en mi Tesis de Maestría [84].

De la Fig. (3.1), que muestra el número de condición, se deduce que el sistema está fuertemente mal condicionado en todo el rango de frecuencias analizado, con una mejora de unos 5 órdenes de magnitud para las mayores frecuencias. Aunque debido a que siempre se trata de valores superiores a  $10^{234}$ , estos 5 órdenes de magnitud constituyen un decremento relativamente pequeño.

La diferencia de ordenes de magnitud entre  $\overline{\sigma}(G)$  y  $\underline{\sigma}(G)$  hace que la sensibilidad esperada a la dirección del vector entradas de  $U(s)$  sea grande. Debido a ello, se justifica el uso de técnicas multivariantes. Sin embargo, por el mismo motivo, debe atenderse también a la presencia de problemas numéricos.

La observación de la Fig. 3.2 revela que el valor singular máximo, que da cuenta de la ganancia de la planta asociada a la dirección de máxima efectividad del vector de entradas, es relativamente grande a bajas frecuencias, pero decae logarítmicamente hasta seis órdenes de magnitud en frecuencias superiores. En base a esto, se puede decir que en general, la planta es poco sensible frente a señales

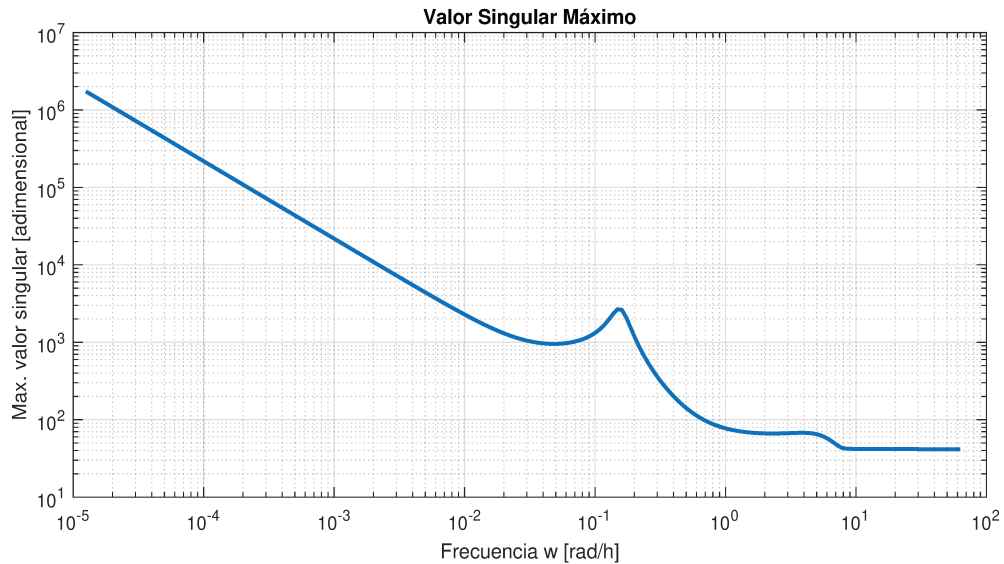


Figura 3.2: Máximo valor singular en función de la frecuencia.

de entrada de alta frecuencia. Esto es de esperar, ya que la inercia propia de los inventarios de los tanques actúan como filtros de alta frecuencia.

El valor singular mínimo, que se muestra en función de la frecuencia en la Fig. 3.3, constituye una cuantificación de peor caso desde el punto de vista del vector de entradas, ya que nos dice cual es la mínima ganancia posible ante determinada dirección del mismo. Normalmente, se intenta tener un  $\underline{\sigma}(G) > 1$  para todas las frecuencias de interés. Sin embargo, se verifica que  $\underline{\sigma} \approx 0$  en todo el rango de frecuencias. Lo anterior sugiere que la planta es prácticamente insensible frente a ciertas direcciones del vector de entrada. Esto puede inducir a la saturación de las señales de control en un diseño final. Tal escenario haría que el sistema de control sea inefectivo.

Nótese que la caracterización anterior es válida para cualquier diseño, ya que lo que se estudia es el comportamiento de entrada-salida de la planta. En principio, cualquier sistema de control podría encontrarse en la situación de estar generando un vector de manipuladas que pertenece al espacio de ganancias prácticamente nulas de la planta. Esta es una dificultad intrínseca del sistema que se debe considerar.

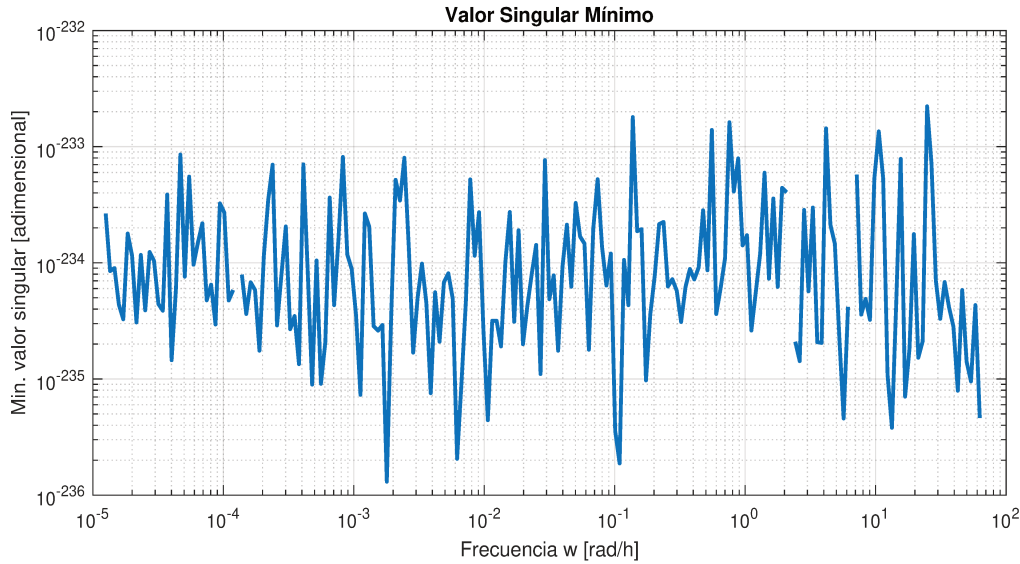


Figura 3.3: Mínimo valor singular en función de la frecuencia.

### 3.6. Valores Singulares de Hankel

Tanto el número de condición como los valores singulares antes estudiados parecen cuestionar la utilidad del modelo LITE, de forma que resulta válido explorar si puede obtenerse una mejora de estas características, reteniendo un comportamiento dinámico adecuado en el punto de operación. Un concepto de importancia en la literatura de control es el de los llamados Hankel Singular Values (HSV), que proveen una medida de energía<sup>3</sup> de cada estado presente en el sistema, en el sentido de que cuantifican la contribución del estado  $i$ -ésimo al comportamiento de entrada y salida del sistema [74]. Estos conceptos son útiles para operaciones de balanceo y reducción del modelo.

Los HSV se calculan a partir de las entradas diagonales de los gramianos de una realización balanceada<sup>4</sup>, y reflejan la controlabilidad y observabilidad conjunta de los estados que resultan de una realización balanceada del sistema [13]. Matemáticamente se definen como

$$\sigma_i = \sqrt{\lambda_i(W_c W_o)}, \quad (3.1)$$

<sup>3</sup>Se le denomina energía por ser un término aceptado en la literatura, aunque esta cantidad no corresponde a ninguna definición formal de energía.

<sup>4</sup>Se llama realización balanceada a aquella que tiene gramianos iguales y diagonales.

donde  $W_c, W_o$  son los gramianos de controlabilidad y observabilidad respectivamente [74], y  $\lambda_i$  representa el autovalor  $i$ -ésimo. A su vez, los gramianos<sup>5</sup> se definen como:

$$W_c = \int_0^{\infty} e^{At} BB' e^{A't} dt \quad (3.2)$$

$$W_o = \int_0^{\infty} e^{A't} C' C e^{At} dt. \quad (3.3)$$

Notar que los autovalores inestables hacen que diverjan los gramianos según las Ecs. 3.2,3.3; que lleva a un valor singular de Hankel infinito según la Ec. 3.1. Además, los gramianos están definidos sobre intervalos infinitos, por lo que en la práctica sólo suelen ser posibles aproximaciones a los mismos. Estas aproximaciones están mayormente basadas en la ecuación de Lyapunov, siendo la aproximación de intervalos de tiempo y frecuencia finitos [24] una de las más aceptadas. Sin embargo, en presencia de polos inestables puede no existir una realización balanceada. Una forma de soslayar los problemas derivados de la presencia de polos inestables es descartar la parte inestable del sistema, y a partir del sistema truncado obtener los valores singulares y la transformación de balanceo que iguala los gramianos.

Los conceptos anteriores ayudan a interpretar la Fig. 3.4, que muestra estos valores singulares de Hankel para el modelo lineal LITE. Notar que la escala de energía es logarítmica. Además, las energías están deliberadamente ordenadas de mayor a menor. Se observa la presencia de cuatro estados inestables, que se corresponden los polos analizados antes. Por otro lado, se observa claramente la presencia de dos valores singulares dominantes. Mediante un argumento de continuidad, es posible relacionar estos valores singulares con los polos  $e_{30}$  y  $e_{31}$ , que toman valores muy cercanos a cero. Aunque los modos inestables tienen una energía asignada, este valor es ficticio (teóricamente, es infinito), ya que como se dijo antes los modos inestables se descartan en el cálculo de valores singulares. Además, se observa que hay una gran amplitud de órdenes de magnitud entre energías asociadas a los estados.

También en la Fig. 3.4 conviene tener en cuenta que la numeración de estados en el eje de las abscisas no corresponde con los originales de la planta. Los estados del modelo LITE se transforman durante el cálculo de HSV. A su vez, el

<sup>5</sup>Alternativamente, se puede pensar en los gramianos como las matrices de covarianza de estados, con  $W_c = E(xx^*)$  y  $W_o = E(\hat{x}\hat{x}^*)$  [24].

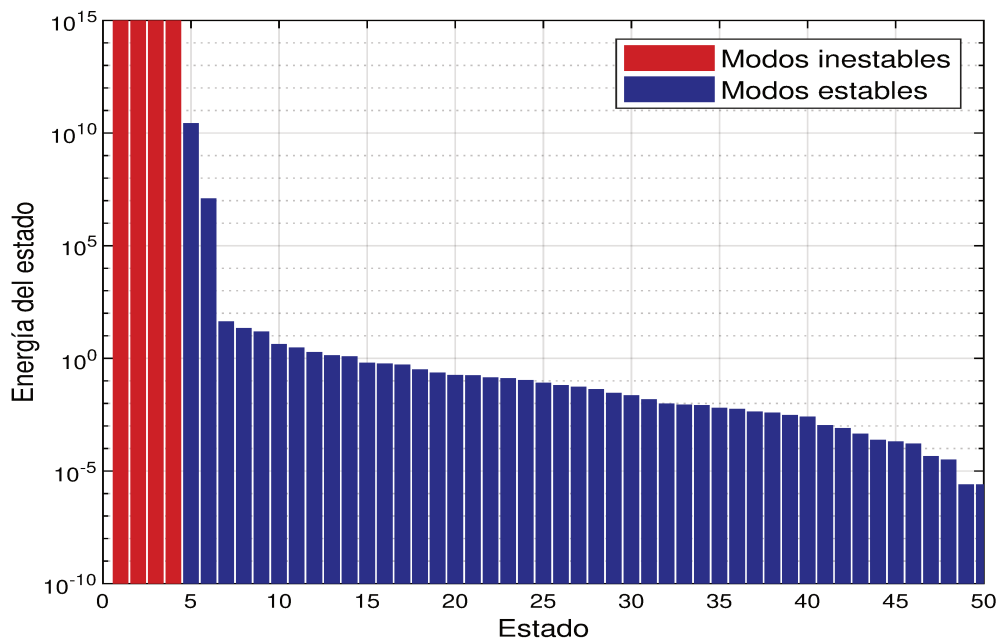


Figura 3.4: Valores singulares de Hankel del modelo lineal.

modelo lineal no necesariamente preserva el significado físico que tienen los estados en el modelo no lineal, que son detallados en la publicación original [19] y en la mayoría de los casos constituyen inventarios. Es decir, no hay una relación directa entre estas energías y los estados originales del problema. Esto no representa una dificultad grave, pero oscurece la intuición sobre el proceso que podría desarrollarse con este estudio.

Un cálculo de los HSV mediante comandos nativos de Matlab como `hsvd`, invocado con sus parámetros por defecto, ofrece resultados incorrectos, ya que sugiere que hay modos inestables cuando en realidad debería mostrar valores singulares dominantes. Esto se debe a problemas numéricos, por lo que se debe controlar el error relativo máximo asociado al cálculo de los HSV. Esto se consigue configurando los parámetros de cálculo, hasta conseguir un error relativo menor a la magnitud del máximo autovalor negativo, correspondiente a  $e_{31}$ . Pero no solo la clasificación de los modos puede fallar, sino incluso el propio valor numérico de los HSV, sobre todo para aquellos valores de menor magnitud. Debido a estas circunstancias, se validaron los resultados de los valores singulares mediante distintos códigos de cálculo. Por un lado se empleó la Ec. 3.1 junto con una técnica que permite controlar la precisión numérica conocida como Variable-Precision

Arithmetic (VPA)<sup>6</sup>. Por otro lado, se usaron comandos nativos de Matlab como `hsvd` o `hskv`. Los resultados se muestran en la Fig. 3.5, que muestra los HSV de la parte estable del modelo LITE. Resulta claro que el mayor error numérico se concentra en los valores más pequeños, pudiendo diferir en varios órdenes de magnitud según el algoritmo empleado. Aunque las magnitudes son lo suficientemente pequeñas para que no impacten en el comportamiento de entrada salida del modelo en este caso particular, conviene tener en cuenta este tipo de fenómenos.

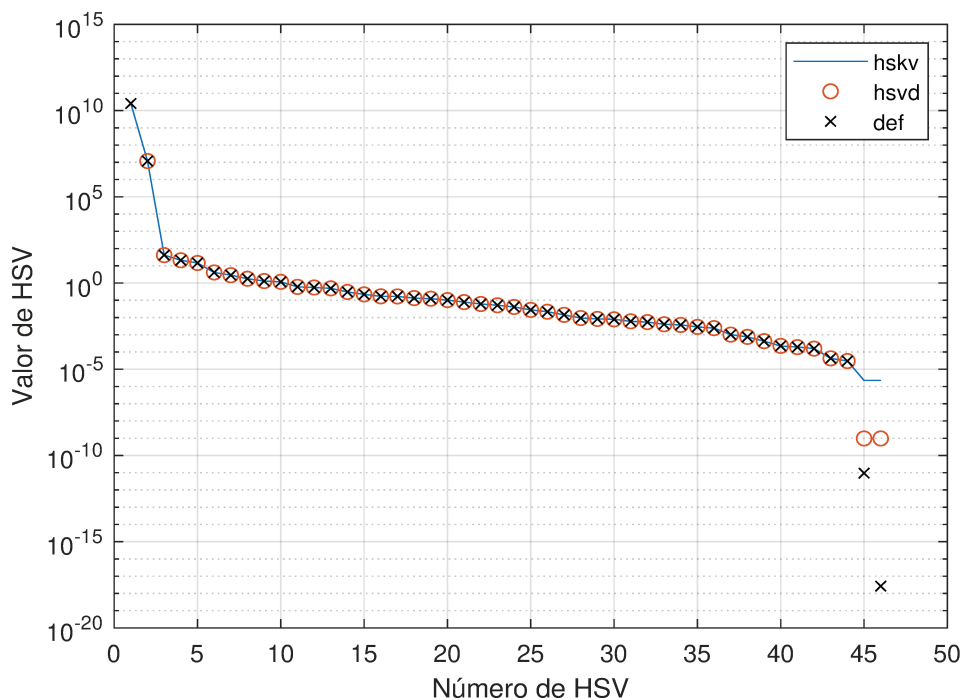


Figura 3.5: Comparación de Valores singulares de Hankel según distintos códigos de cálculo.

### 3.6.1. Modelo Reducido

La gran dispersión que presentan las magnitudes de los HSV coexiste con un elevado mal condicionamiento, como ya se vio anteriormente. Esta situación sugiere la exploración de un modelo de orden reducido, que preserve las características dinámicas más importantes de la planta original, al tiempo que reduzca los problemas numéricos de la linealización LITE.

<sup>6</sup>También conocido como aritmética de precisión arbitraria

Excluyendo los modos inestables en Fig. 3.4, quedan relativamente pocos estados dominantes en términos de energía. Dependiendo del umbral de corte que se adopte, se pueden identificar los HSV que menos contribuyen al comportamiento de entrada-salida, y luego removerlos del modelo. Por ejemplo, solo los primeros 31 estados tienen energía mayor a 0,01 en base al concepto de Hankel. Tomando este valor como un umbral se pueden descartar los estados con menor energía y reconstruir un modelo reducido. A este modelo lo llamaremos en adelante Modelo Lineal Reducido (L2TE), y su utilidad quedará clara en el capítulo 5, donde se desarrolla una solución de PWC independiente.

El valor de umbral seleccionado no es arbitrario, sino que resulta de una solución de compromiso entre reducción de orden, preservación de características dinámicas, y número de condición resultante del modelo reducido. Debe tenerse en cuenta que la matriz de Hankel tiende a ser de rango completo para modelos identificados a partir de señales con ruido, por lo que incluso determinar el orden mínimo del modelo es un problema no trivial [41].

Llevando a cabo las transformaciones antes mencionadas, se obtiene la Fig. 3.6 que muestra los HSV del modelo L2TE. Como es de esperar, no se observan modos inestables, ya que son descartados. Nótese también que disminuye la dispersión de las magnitudes de los HSV. Este fenómeno puede ser producto de la realización balanceada que se practica antes de descartar los estados inestables y reducir el modelo. La realización balanceada permite así que los estados transformados remanentes tengan una participación más distribuida con respecto al comportamiento de entrada-salida.

A partir de los HSV mostrados la Fig. 3.6 se puede reconstruir un sistema lineal reducido en estados, pero que preserve el mismo número de entradas y salidas. Posteriormente, sería posible reincorporar los modos inestables a este modelo simplificado con el fin de enriquecer el comportamiento dinámico. Esta es una práctica común [74], que sería relevante en este caso teniendo en cuenta que se observan inestabilidades tanto en el modelo de partida L1TE como en la planta no lineal original. Sin embargo, el modelo L2TE no incluye los modos inestables, debido al uso que se le dará en el capítulo 5 para determinar apareamientos entrada-salida con determinadas técnicas.

En cuanto a la parte estable de la aproximación mediante el modelo reducido, se puede estimar una cota del error de aproximación del modelo reducido a través de la siguiente expresión:

$$\|G(s) - G_r(s)\|_\infty \leq 2(\sigma_{r+1} + \dots + \sigma_n), \quad (3.4)$$



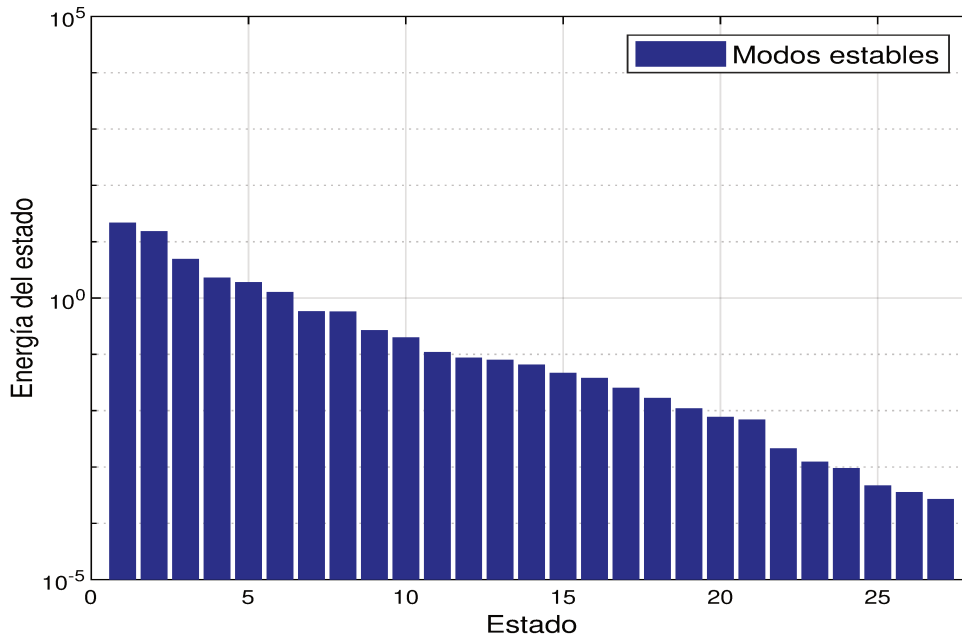


Figura 3.6: Valores singulares de Hankel de un modelo lineal reducido.

donde  $\sigma_{r+1}, \dots, \sigma_n$  son los HSV descartados. Este mecanismo de reducción de modelos es aceptado en la literatura de control [45, 13, 74]. Sin embargo, como se mencionó anteriormente, la selección del umbral debe realizarse cuidadosamente, ya que algunos valores llevan a modelos que tienen o bien una cota del error alta (si el umbral es alto) o bien un número de condición de EE aún más grande que el modelo original, aunque en este último caso la relación entre el umbral seleccionado y el número de condición no es trivial.

De acuerdo a lo anterior, se obtiene la Fig. 3.7, que muestra los números de condición en función de la frecuencia para los modelos L1TE y L2TE. Hay una reducción sustancial del número de condición del modelo reducido con respecto a la versión completa, aunque todavía se encuentra en magnitudes altas, con un orden en torno a  $1 \times 10^{170}$ . Debido a esto, este modelo no está exento de problemas numéricos. Además, la variabilidad del número de condición en función de la frecuencia es menor que la del modelo L1TE.

Este modelo reducido sin modos inestables constituye una aproximación razonable que permitirá calcular la matriz de participación en el estudio de apareamientos que se presenta en el Capítulo 5. En cualquier otro caso, se usará el modelo de

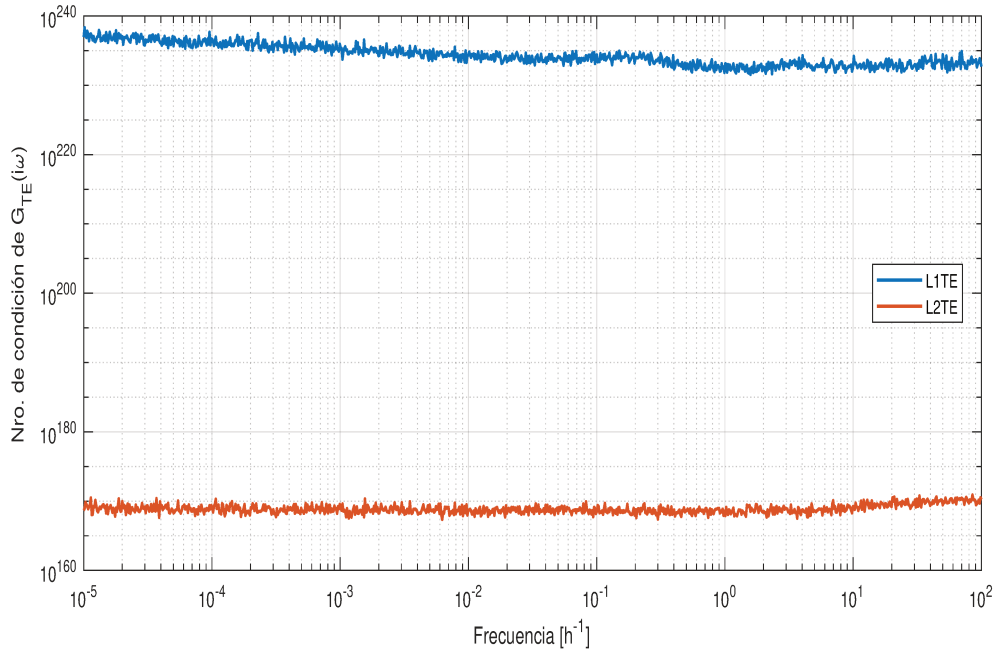


Figura 3.7: Comparación de números de condición en función de la frecuencia entre el modelo lineal original y su reducción de orden.

linealización completo L1TE.

### 3.7. Pérdida de Rango

Varias de las técnicas de la literatura de control dependen de alguna manera de la inversa de una MFT o de un subsistema cuadrado de la misma. Entre estas técnicas, se puede mencionar el desacople de sistemas MIMO, que pre-multiplica el controlador con la inversa de la matriz de ganancias de estado estacionario. También se usan inversas para la síntesis de controladores centralizados. Como se mostró anteriormente, el número de condición de L1TE es muy elevado, y esto sugiere la presencia de problemas numéricos en manipulaciones algebraicas. Una forma concreta de verificar esto en el cálculo de la inversa es analizando si existe pérdida de rango, y en tal caso cuantificarla.

En la Fig. 3.8 se observa el rango en función de la frecuencia para los modelos L1TE y L2TE. El primero presenta un rango con valores entre 1 y 13, mientras que el segundo tiene un valor estable de 13 para todas las frecuencias estudiadas. Esto revela que el modelo reducido obtenido es efectivamente más confiable en términos de operabilidad numérica asociada al cálculo de la inversa. Esto ocurre

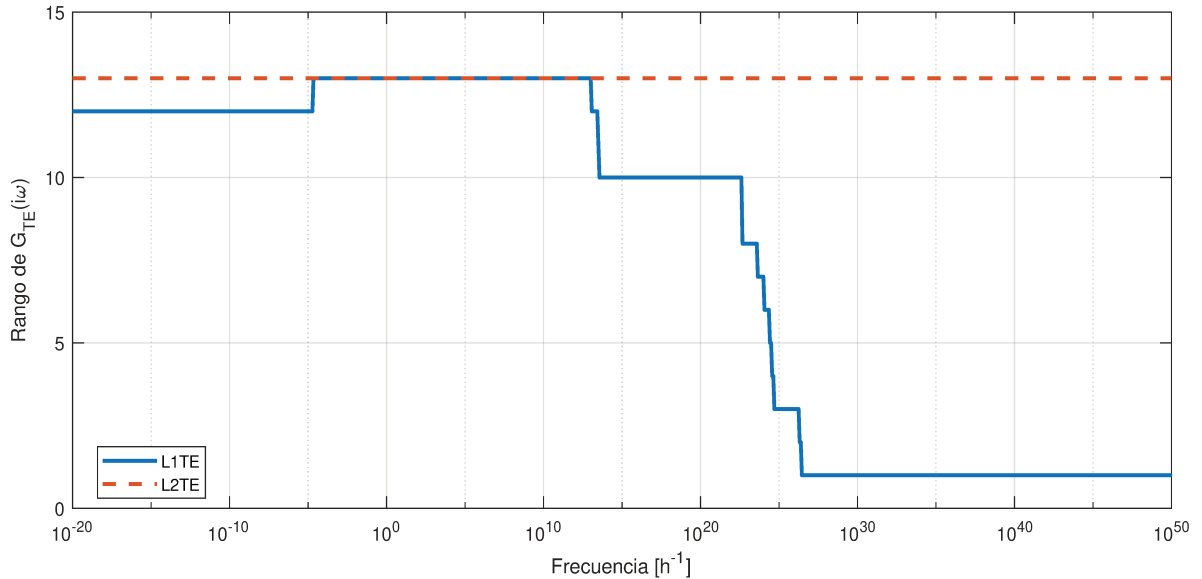


Figura 3.8: Pérdida de rango de modelos lineales

a pesar de la observación realizada en la Fig. 3.7, que indicaba un número de condición todavía elevado para L2TE.

Los rangos de ambos modelos resultan relativamente bajos si se tiene en cuenta la dimensión del espacio de las columnas, que es 40, aunque conviene recordar que 28 de las entradas corresponden a señales binarias que solo activan perturbaciones. Además, la disminución hasta el valor de 1 de la curva para L1TE a mayores frecuencias, indica una severa pérdida de rango con la frecuencia. Esto a su vez provoca que, prácticamente, cualquier subsistema derivado de este modelo resulte imposible de invertir satisfactoriamente.

Cabe mencionar que si bien el concepto de inversa de Moore-Penrose (comunemente conocido como pseudoinversa) permite en principio soslayar el problema del cómputo de un objeto matemático que aproxima a la inversa en un sentido generalizado, este objeto no deja de ser un artificio, una aproximación de mínimos cuadrados, que más se aleja de la realidad -la planta no lineal- cuanto menor es el rango, por lo que debe usarse con cierta precaución.

De la Fig. 3.8 y la discusión anterior, podría deducirse que el modelo L2TE es más confiable numéricamente que el modelo L1TE. Pero esta conclusión solo es válida con respecto a operaciones que requieran algún tipo de inversión de la MFT. Desde el punto de vista dinámico, debe tenerse en cuenta que el modelo L2TE carece de los modos inestables de la planta original, con lo cual su comportamiento se aleja del sistema original.

### 3.8. Conclusiones del Capítulo

A lo largo de este capítulo se expusieron los resultados de varios métodos de análisis, mayormente destinados a caracterizar el modelo obtenido de linealización L1TE de la planta no lineal. Se analizaron los polos del sistema, detectándose modos inestables. Además, debido a la cercanía de algunos autovalores al eje imaginario, estos introducen un comportamiento integral en la planta. Por otro lado, el estudio de los ceros permitió descartar que haya fenómenos de fase no mínima.

Otros análisis realizados ofrecen un marco conceptual que en principio resulta de utilidad en la etapa posterior de diseño. Así, la controlabilidad y observabilidad de estados hallada en el modelo L1TE facilitan en principio la tarea de diseño, aunque debe considerarse que no se tiene controlabilidad de salida, lo cual puede constituir un obstáculo.

Los valores singulares máximo y mínimos revelan que hay una extraordinaria sensibilidad direccional del vector de salidas con respecto al de entradas. Este fenómeno prevalece en todo el rango de frecuencias de interés, y no se debe tanto a los valores máximos como a los mínimos valores singulares. Esto quiere decir que ciertas direcciones del vector de entradas tienen ganancia nula, es decir, no afectan el comportamiento de la planta. También como consecuencia del análisis SVD se tiene un número de condición elevado, que introduce la necesidad de vigilar el error numérico de los cálculos asociados al modelo L1TE.

Debido a las dificultades numéricas mencionadas y a los requerimientos de algunos métodos de cálculo que se emplearán más adelante, se obtiene también un modelo reducido, denominado L2TE. El mismo se constituye a partir de la selección de los valores singulares de Hankel que más contribuyen al comportamiento entrada-salida del sistema.

Finalmente, se analiza la pérdida de rango de los modelos lineales L1TE y L2TE en función de la frecuencia. Aunque la versión reducida L2TE muestra que el rango de la MFT no varía con respecto a la frecuencia, ambos presentan valores relativamente bajos de rango teniendo en cuenta la dimensión completa del espacio de las columnas, que está asociada al número de entradas del sistema. Este análisis complementa el realizado anteriormente sobre el número de condición, ya que permite verificar que el mal condicionamiento conlleva efectivamente un deterioro de la capacidad de invertir MFT de la planta en el rango de frecuencias de interés.

En suma, este capítulo introduce algunas de las características de la aproximación lineal de la planta que guiarán algunos de los análisis y métodos de diseño

### 3.8. *CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO*

45

posteriores.



# Capítulo 4

## Sistema de Control de Referencia

### 4.1. Introducción

Este capítulo presenta los resultados principales de un sistema de control de referencia. El mismo fue propuesto originalmente por Luyben [42], y se incluye aquí para comparar desempeños con respecto a la estructura de control que se propone en esta tesis. Este sistema de referencia es implementado en Simulink de acuerdo a lo propuesto en la bibliografía, originalmente desarrollada en Fortran. El objetivo es reproducir los resultados de bibliografía para poder validar la implementación y así obtener información adicional de esta propuesta de estructura de control.

El sistema de referencia de Luyben ayuda a dar un criterio complementario de evaluación de resultados. Esto significa que se intenta lograr, en primer lugar, una solución de control que satisfaga los objetivos planteados por Downs y Vogel que se indican en el Capítulo II. Estos objetivos son muy generales, y aunque puedan satisfacerse, no determinan completamente la bondad de una solución propuesta, sino hasta que se compara con una referencia adecuadamente seleccionada. Por ejemplo, uno de los objetivos de control es recuperarse rápidamente de perturbaciones. No obstante, esta descripción cualitativa es discutible si no se dispone de una referencia para contrastar los resultados alcanzados en una nueva propuesta.

Tener una estructura de referencia también es útil para dimensionar hasta qué punto pueden lograrse los objetivos de control planteados en la Sección 2.3, ya que esta información se omite en el paper original. Aunque la referencia no sea más que una solución particular del problema, arroja luz sobre este aspecto.

Adicionalmente, debido a que algunos objetivos de control compiten entre sí, tener una referencia puede iluminar mejor las ventajas y desventajas de cada enfoque, aunque en ningún caso se obtenga una medida absoluta de desempeño. La literatura de control frecuentemente hace énfasis en el concepto de optimalidad de una solución. Sin embargo, en el ámbito de plantas completas puede ser demasiado ambicioso hablar de optimalidad. Esta cultura de la "mejor solución posible" se encuentra arraigada en la literatura científica y tecnológica. Aunque generalmente se termina reduciendo a encontrar extremos de una funcionalidad matemática específica, sin ahondar demasiado en lo apropiado de dicha funcionalidad en un contexto más amplio. Por ejemplo, una función de costo típica empleada para diseño MPC puede no tener en cuenta el desperdicio de materias primas en el proceso. Esto lleva a que sean necesarias estructuras de mayor jerarquía para mejorar el costo operativo global, como se logra, por ejemplo, mediante RTO. Se profundizará sobre esta cuestión en el capítulo siguiente.

El sistema de referencia está basado fundamentalmente en el trabajo de Luyben y otros [42] que fue mencionado en la Sección 2.4. En dicha sección se relevaron varios de los trabajos aplicados a la planta de Tennessee Eastman, referenciando los diversos marcos teóricos y niveles de complejidad de la solución final alcanzada. Sin embargo, existen algunas razones por las que se considera retomar esta solución en particular:

- El trabajo de Luyben y colaboradores presenta suficiente información para reproducir sus resultados. Esto no se cumple para la mayor parte de las publicaciones alrededor de la planta TE, ya que si bien ofrecen detalles, suelen ser insuficientes para desarrollar una implementación a partir de los mismos.
- El enfoque, aunque finalmente heurístico, es sistemático. Se obedece una secuencia de pasos de diseño bien establecidos por los propios autores para dar con una estructura final.

A lo anterior podría agregarse la extensa trayectoria de estos autores en el diseño de sistemas de control de plantas completas de procesos químicos, que es sin dudas una adición beneficiosa. Especialmente teniendo en cuenta que han sido pioneros en el área de PWC.

Desde una perspectiva más general, la estructura de Luyben representa una buena solución de ingeniería que puede alcanzarse siguiendo criterios sencillos ordenados en forma jerárquica. Sin embargo, no intenta ser una solución óptima en algún sentido definido, como reconocen los mismos autores.



## 4.2. Procedimiento de Diseño

El procedimiento de diseño se explica extensamente en la obra del Luyben y colaboradores [42] y está ordenada en pasos específicos. Aquí solo se reseña brevemente la jerarquía de estos pasos, ya que permite entender con mayor profundidad que aspectos son privilegiados hacia la obtención de una estructura de control final.

- Establecer objetivos de control
- Determinar los Grados de Libertad (GDL) de control
- Establecer el sistema de gestión de energía
- Fijar la tasa de producción
- Manejo de calidad de producto y consideraciones de seguridad, operacionales y medioambientales.
- Fijar un caudal en cada corriente de reciclaje e inventarios de control
- Verificar balances de componentes
- Controlar operaciones unitarias individuales
- Optimizar la economía del proceso y la controlabilidad dinámica

Esta propuesta general de diseño está basada en conocimiento empírico sobre el proceso; se orienta fundamentalmente a satisfacer la conservación de cantidades asociadas a balances de materia y energía, teniendo como objetivos secundarios distintos aspectos operacionales y económicos. Aunque la propuesta está organizada en etapas, no determina unívocamente una estructura de control, ya que la consolidación de cada paso depende fuertemente de consideraciones heurísticas.

Siguiendo las pautas anteriores, Luyben y coautores obtuvieron dos estructuras distintas para la planta de TE, partiendo de dos objetivos de control. En el primer caso, se asume que el caudal de producto líquido que abandona el *stripper* por el fondo está determinado por otro proceso aguas abajo. Esto es común en refinerías, que integran varias plantas entre sí. De esta forma, el producto se elabora a demanda fija. En segundo lugar, se asume que la corriente 4 (que contiene A y C) está determinada por otro proceso aguas arriba de la planta. Estas dos condiciones de trabajo distintas configuran distintos puntos de partida en el procedimiento de diseño, dando así dos soluciones diferentes. En adelante, solo hará referencia al primer caso, en el que la producción está fija.

### 4.3. Estructura de Luyben

A partir del enfoque anterior se obtiene una estructura de control como la que se muestra en la Fig. 4.1, donde se emplea color azul para denotar los lazos de control propuesto por Luyben et al. [42]. Además, en color verde se señalan las entradas manipulables de la planta, y en color violeta los caudales que corresponden a variables de salida, en concordancia con la Tablas 2.1 y 2.2 respectivamente. El sistema consta de 7 lazos de control simples, dos lazos anidados en cascada y un control de nivel de relación que manipula la proporción de entrada de las corrientes 2 y 3.

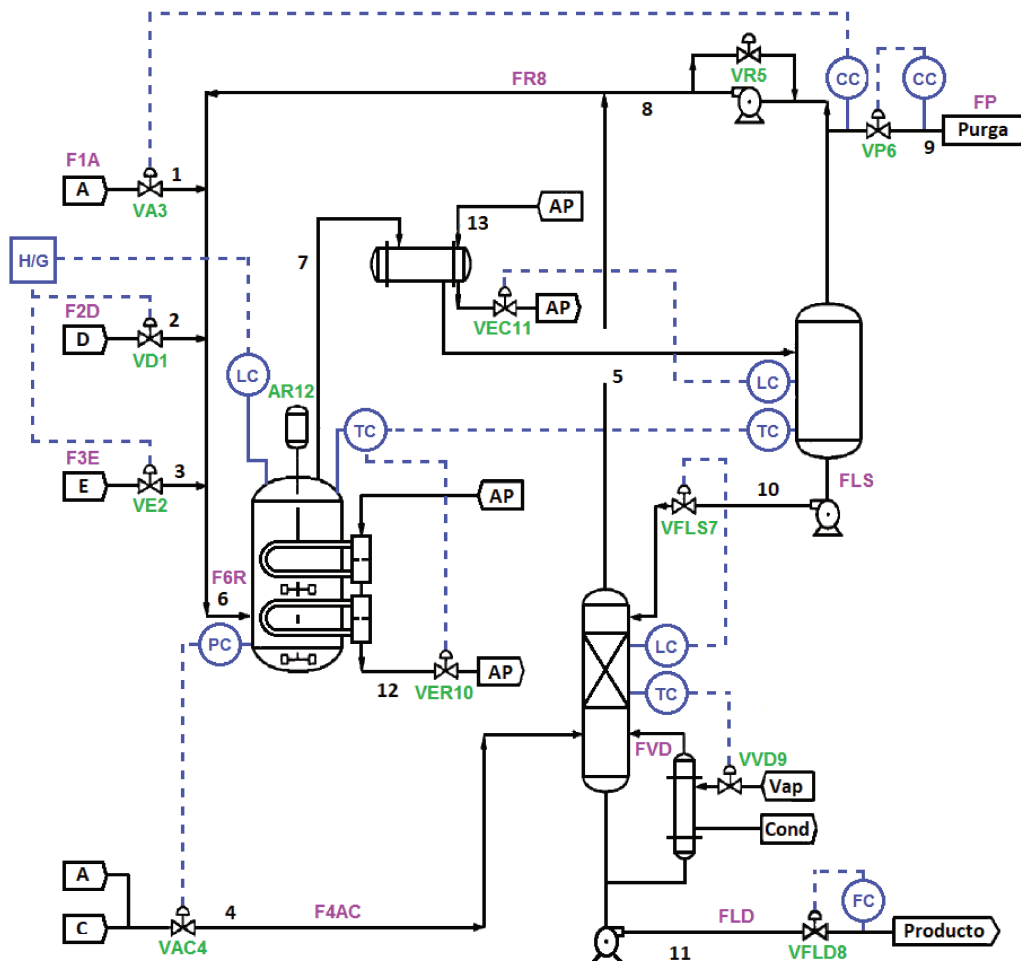


Figura 4.1: Esquema de control de Luyben para producción fija.

## 4.4. Implementación

Para reproducir los resultados de Luyben y colaboradores se empleo Simulink® versión 9.1. La implementación propia de este trabajo permite ir más allá de lo estrictamente publicado en [42], explorando fortalezas y debilidades de esta propuesta. Concretamente, se relevan datos no publicados por Luyben, como ser la respuesta dinámica de las variables manipuladas, así como también distintos casos de estudio.

Cabe destacar que se mantuvieron todas las características del sistema de control presentadas en [42]. Entre ellas, se puede mencionar la configuración de apareamientos, los parámetros de los controladores, etc.

En cuanto a los controladores, se emplean solamente controles proporcionales. Esto se debe posiblemente a que algunas variables de control están asociadas a efectos integrales, como por ejemplo los niveles de tanques [2]. Estos efectos integrales hacen problemático el ajuste de controladores con acción integral. Por otro lado, la presencia de ruidos introduce dificultades para el uso de la acción derivativa.

La estabilidad de la estructura de control actuando sobre el modelo no lineal se verificó empíricamente mediante simulaciones de hasta 100 h<sup>1</sup>. Además se observó estabilidad y un comportamiento razonable frente a todas las condiciones de cambios de consigna y perturbaciones sugeridas por Downs y Vogel en [19].

## 4.5. Respuestas Dinámicas

En esta sección se presentan los resultados del modelo frente a un caso de estudio, oportunamente propuestos por Downs. Se trata de una simulación con cambio de consigna en la presión de operación del reactor a 1 h de arranque del proceso, seguido de una perturbación en IDV4 a las 2 h. El proceso se simula durante 20 h con el fin de observar si hay buena estabilización de las variables de interés. Este caso es importante debido a que la variable PR está sujeta a restricciones, como se muestra en la Tabla 2.6. Existen otros casos de estudio relevantes, pero no se tratarán aquí para limitar la extensión de esta sección.

Debido al gran número de variables involucradas en cada simulación, solo se presenta un extracto de las evoluciones temporales más significativas, como ser las de las variables controladas y manipuladas vinculadas mediante lazos de control, aunque también se incluyen otras variables que dan una idea de la performance

---

<sup>1</sup>Se refiere al tiempo que se simula, y no al tiempo que consume el cómputo.

del diseño del sistema de control.

En todas las curvas de respuesta dinámica presentadas en adelante, se mantiene una escala consistente con la unidad de cada variable. Por ejemplo, todas las variables de temperatura se representan entre  $50^{\circ}$  y  $150^{\circ}$  C, mientras que las aperturas de válvulas y composiciones se representan desde 0 % hasta 100 %. Esto facilita subsecuentes comparaciones entre resultados.

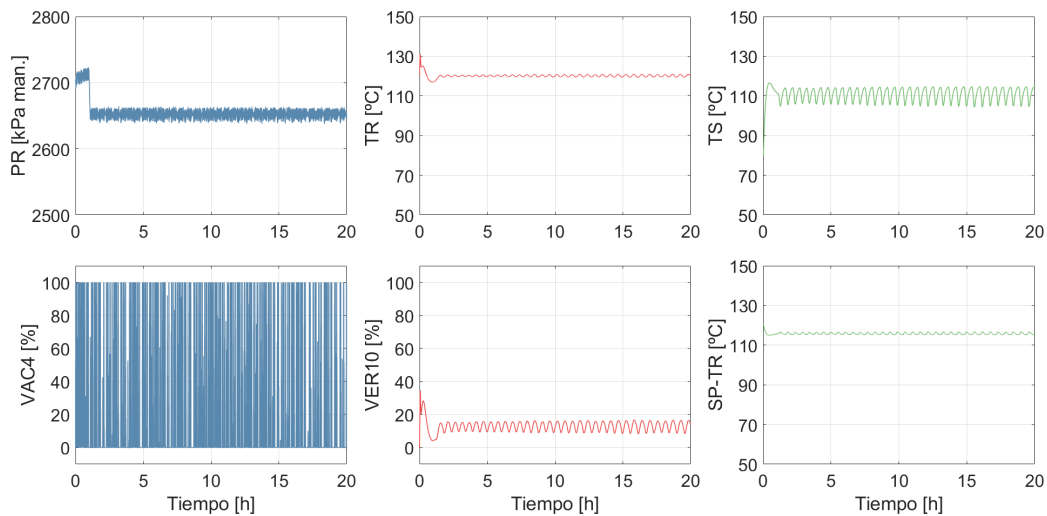


Figura 4.2: Respuesta de variables selectas frente a un cambio de consigna en la presión del reactor (cada color se asocia a un lazo distinto).

En la Fig. 4.2 se presenta un arreglo de gráficas, que representan evoluciones dinámicas de variables seleccionadas durante un periodo de 20 h. Debe recordarse que las variables están afectadas por un nivel de ruido que incorpora el propio modelo en las variables de salidas. Cada color está asociado a las variables que pertenecen al mismo lazo de control. Así, la primera gráfica en la parte superior izquierda muestra la presión del reactor PR, mientras que inmediatamente abajo se muestra la evolución de VAC4, variable manipulada que se usa para controlar la presión. Ambas evoluciones se representan con el mismo color. Puede apreciarse que la presión responde bien al cambio de consigna. Sin embargo, la válvula VAC4 se manipula permanentemente entre sus extremos, desde 0 % hasta el 100 % de apertura. Esto no es deseable desde un punto de vista operativo. De hecho, minimizar el movimiento de válvulas fue explícitamente sugerido por Downs y Vogel [19]. Por otro lado, mientras el vástago de una válvula está en cualquiera de sus posiciones extremas, no hay capacidad de actuación adicional en una dirección, y por lo tanto el sistema queda a lazo abierto en dicha dirección. Más adelante en este capítulo se profundizará sobre este requerimiento.

El efecto de saturación de actuadores antes mencionado no ocurre con VER10,

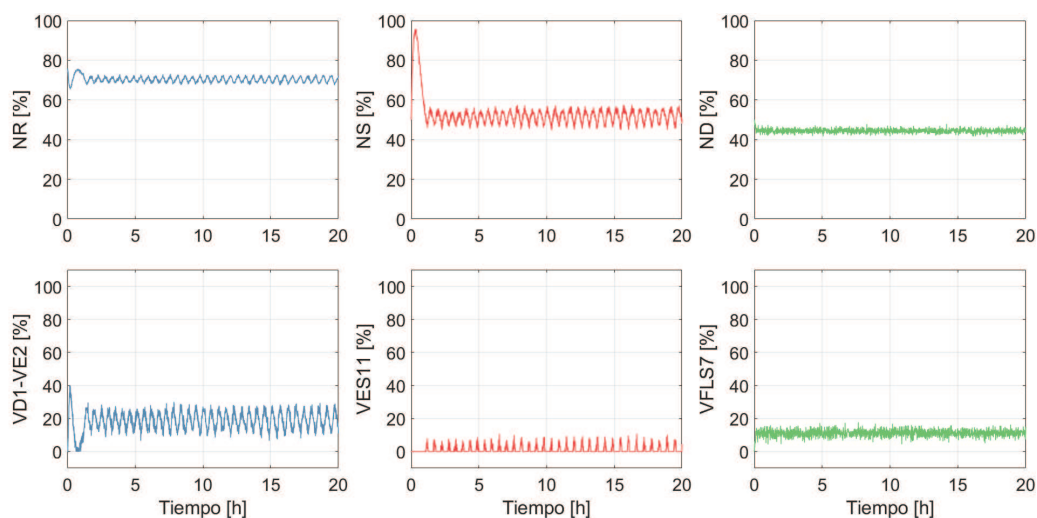


Figura 4.3: Respuesta de variables selectas frente a un cambio de consigna en la presión del reactor (cada color se asocia a un lazo distinto).

que es la apertura de la válvula de caudal de agua de enfriamiento. Este caudal regula la temperatura TR en el reactor, y ambas gráficas se destacan en color rojo. Se observa que son necesarias pequeñas correcciones en VER10 para mantener TR muy cerca de su setpoint. Además, como se emplea un control en cascada, podría considerarse que el “actuador” de la temperatura de separador TS es el setpoint de temperatura de reactor. Así se obtiene una regulación indirecta debido al acoplamiento térmico de estos equipos. Esto es lo que se representa con las gráficas en color verde en la Fig. 4.2, aunque el setpoint de TR permanece casi constante, TS oscila con una amplitud de  $10^{\circ}\text{C}$ , revelando una regulación deficiente de temperatura.

La Fig. 4.3 muestra las variaciones de los niveles en los equipos principales. Si bien hay fluctuaciones, en ningún caso se acercan a los límites operativos, que son de 30 % para bajo nivel y de 100 % para alto nivel. En el caso del reactor, su inventario se manipula mediante la apertura simultánea de las válvulas VD1 y VE2, mientras que la relación entre los caudales asociados puede cambiar para producir una relación de productos G/H diferente. En este caso, solo se observa saturación en la manipulada VES11, ya que por momentos se cierra completamente la válvula.

La Fig. 4.4 muestra la relación entre variables controladas y manipuladas en los lazos de control restantes. Se observa una temperatura TD con oscilaciones pequeñas en el desorbedor, mientras que las composiciones CAP y CBP de los componentes A y B en la corriente de purga se mantienen también estables. Aquí también ocurre saturación en las variables manipuladas VVD9, que no se usa en

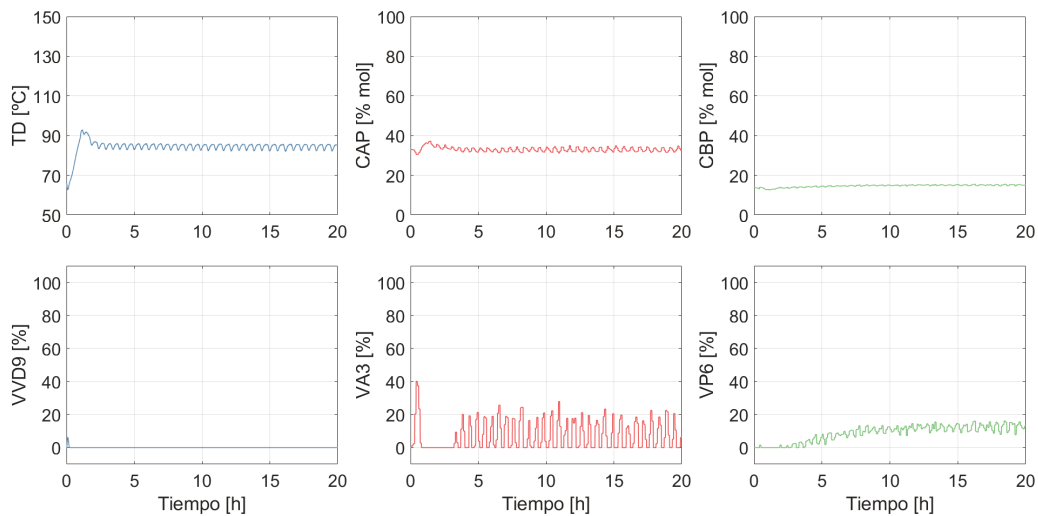


Figura 4.4: Respuesta de variables selectas frente a un cambio de consigna en la presión del reactor (cada color se asocia a un lazo distinto).

ningún momento, y VA3 que cierra completamente por breves periodos.

Finalmente, la Fig. 4.5 presenta otras variables de interés para verificar el funcionamiento del proceso. En la primera columna de gráficas se observa la relación entre manipulada y controlada para el lazo restante del sistema de control. Se trata del caudal de producto, que es regulado por una válvula sobre la misma línea. Esto hace que la correspondencia entre ambas variables sea alta. Además, se verifica que la composición de G y de H en la corriente de salida 11 son aproximadamente constantes e iguales. Esto corresponde al modo de operación 1, en el que se busca producir 50 % de cada componente. También se observa la composición de E se mantiene por debajo de 5 % en la misma corriente de productos, mientras que la concentración CCP de C en la corriente de purga se encuentra estabilizada en torno al 20 %. Esta composición afecta el costo de la operación, como se indicó en la Ec. 2.5.

Como se observa de las gráficas anteriores, esta solución de control presenta en diversas variables evoluciones con correcciones constantes, semejantes a las encontradas en lazos con controladores SI-NO<sup>2</sup>. Estas oscilaciones permanentes actúan a su vez como perturbaciones en otros lazos de control.

<sup>2</sup>Conocidos también como controladores ON-OFF [71]

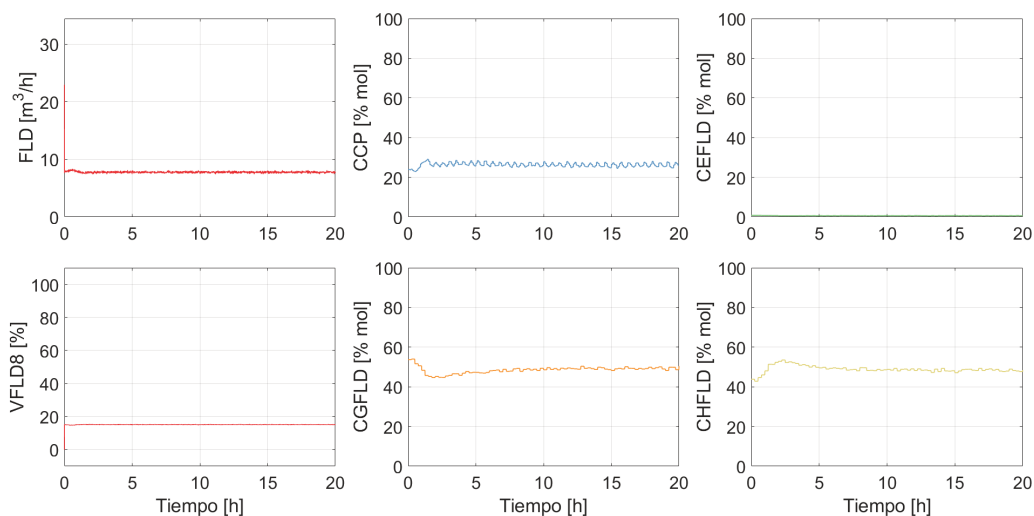


Figura 4.5: Respuesta de variables de salida selectas frente a un cambio de consigna en la presión del reactor (cada color se asocia a una variable de salida distinta).

#### 4.5.1. Restricciones de Proceso

La verificación de restricciones durante las simulaciones es importante, ya que variaciones dinámicas fuera de los rangos de operación normal serían inaceptables. Se recuerda que los límites operativos y de apagado de planta fueron presentados ya en la Tabla 2.6. Teniendo en cuenta estos valores y la Fig. 4.2, se verifica de inmediato que tanto la presión PR como la temperatura TR en el reactor se mantienen dentro de sus límites operativos. Además, de la Fig. 4.3 se encuentra que los niveles del reactor NR, del separador NS y del desorbedor ND se mantienen dentro de los límites establecidos. En suma, las variables de salida con restricciones se mantienen dentro de valores aceptables, a pesar de mostrar evoluciones oscilatorias en muchos casos.

#### 4.5.2. Costo Operativo

En la Fig. 4.6 se muestra a la izquierda el costo operativo instantáneo durante el tiempo de simulación, junto con el costo medio durante el mismo lapso, que resulta ser de aproximadamente 61 USD/h. La gráfica se basa enteramente en la evaluación de la Ec. 2.5 para el caso de estudio presente. A la derecha, se muestra un desglose del costo medio en cuatro conceptos: costo de energía del compresor, costo del vapor de servicio empleado, costo por pérdida de compuestos en la corriente de purga y costo por pérdida de reactivos en la corriente de producto.

Este sistema de control muestra valores de costos notablemente menores a la estimación presentada por Downs [19] de 170 USD/h para el caso base, es decir,

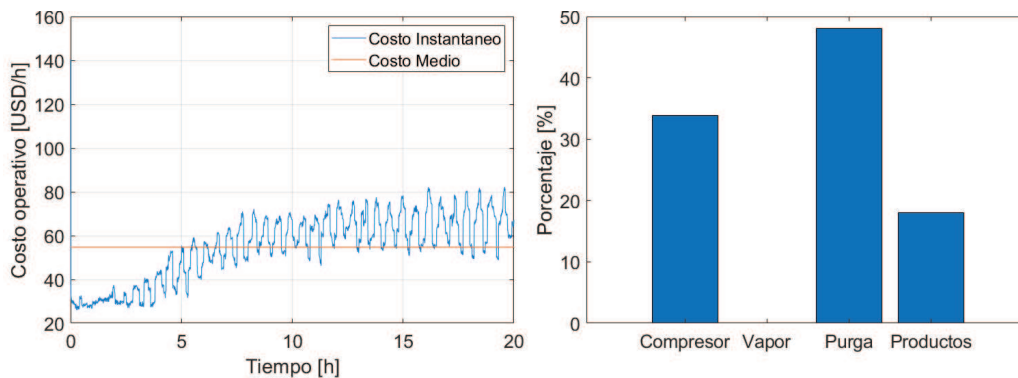


Figura 4.6: Análisis de costos según la estructura de control de Luyben

sin cambios de consigna. Estos costos están mayormente asociados a la purga y al compresor. Además, las fluctuaciones de costos son apreciables, y se producen fundamentalmente por las manipulaciones abruptas en la válvula VP6 de purga, ya que el caudal y las composiciones de producto son estables, según se aprecia en la Figs. 4.4 y 4.5. Sin embargo, hay una contribución al costo significativa por la fracción de reactivos D y E que se pierden en la corriente 11 de salida, así como por la fracción del producto indeseable F en la misma corriente. No hay pérdidas de energía asociadas al vapor de servicio, porque este servicio no se usa.

### 4.5.3. Verificación de Variabilidad

Como se comentó en la Sección 2.3, la publicación original [19] del problema TE planteaba requerimientos específicos en el dominio de la frecuencia para algunas señales selectas. Estas especificaciones sobre variabilidad pueden clasificarse en dos grupos: productos y caudales de alimentación.

El análisis de variabilidad sobre la corriente 11 de productos, cuya evolución temporal se mostró en la Fig. 4.5, es fundamental, pues la planta bajo estudio es parte de un complejo industrial mayor. La corriente de productos 11, que sale de la planta, pasa a una sección de columnas de destilación que separan los productos G y H. Variaciones de  $\pm 5\%$  del caudal o de la composición de G con frecuencias dentro de  $[8, 16] \text{ h}^{-1}$  afectan esta operación posterior de destilación.

Por otro lado, minimizar la variabilidad en las corrientes de ingreso también resulta importante, pues las corrientes de entrada al proceso están vinculadas a tanques de reserva que, en el caso de las corrientes 1, 2 y 4, tienen un inventario limitado. Un alto consumo repentino de cualquiera de esas corrientes podría llegar a comprometer el suministro. También un consumo demasiado bajo puede ser problemático, si se tiene en cuenta que los tanques de reserva podrían rebalsar. Sin



embargo, la especificación para estas corrientes es más ambigua que para la corriente de producto, en el sentido de no existir una cota sobre la magnitud de las oscilaciones admitidas. Así, la corriente 4 tiene la especificación más estricta; se requiere minimizar las variaciones dentro del intervalo  $[12, 80] \text{ h}^{-1}$ , aunque no se especifica un porcentaje de variación como se hizo para la variabilidad de producto. Para las corrientes 1 y 2, el intervalo de frecuencias es  $[8, 16] \text{ h}^{-1}$ .

Todos los requerimientos de variabilidad de esta sección se refieren a un intervalo  $[\omega_1, \omega_2]$  de frecuencias de interés en el cual es deseable tener un espectro acotado. En ocasiones la cota de la variación se especifica sobre la señal en el dominio del tiempo, por eso se ha optado por presentar los resultados tanto en frecuencia como en el tiempo para cada señal.

### **Procedimiento**

Para los resultados que se presentan a continuación, se procedió de la siguiente manera. Para cada señal de interés, se extrajo el offset y se obtuvo la transformada rápida de Fourier. Luego se filtró la señal descartando la transformada en los intervalos de frecuencia sobre los que no hay requerimientos. Luego se reconstruyó la señal en el tiempo a partir de la señal filtrada. El propósito de este procedimiento es estudiar la señal únicamente en los intervalos de frecuencia de interés.

Cabe mencionar que para este análisis se verificó el teorema de muestreo de Nyquist-Shannon [55], ya que las señales que genera la simulación se guarda a intervalos de tiempo regulares, y si esta resolución temporal no es adecuada puede perderse parte de la dinámica por aliasing. De esta forma, la resolución temporal se tomó menor a la inversa de dos veces la máxima frecuencia del modelo, que puede estimarse como el autovalor máximo que se observa en la Tabla 3.1.

### **Variabilidad de Producto**

Las señales de interés en la corriente de producto son el flujo líquido del desorbador FLD, que es el caudal volumétrico de la corriente de salida 11, y la composición de componente G en la misma corriente, que se abrevia con CGFLD.

En la Fig. 4.7 se observan dos gráficas. A la izquierda está el espectro de FLD, normalizado mediante la norma del vector asociado a la transformada discretizada. Además, se limita el rango de frecuencias en las abscisas a la frecuencia de  $100 \text{ h}^{-1}$ , con el fin de que se aprecien mejor las magnitudes más importantes. La zona donde busca minimizar variaciones se muestra entre líneas punteadas verticales de color rojo. En esta zona, se tiene un espectro con componentes apreciables pero en un rango de frecuencias relativamente pequeño en relación al total. Como

consecuencia, luego del filtrado y reconstrucción de la señal, se consigue satisfacer el requisito de variación temporal de  $\pm 5\%$  con respecto al valor medio. Esto se muestra en la gráfica de la derecha en la misma figura, donde también se denota con líneas punteadas las cotas máximas dentro de las cuales se espera contener la señal filtrada. El rango de frecuencias de interés para la variable FLD es  $[8, 16] \text{ h}^{-1}$ .

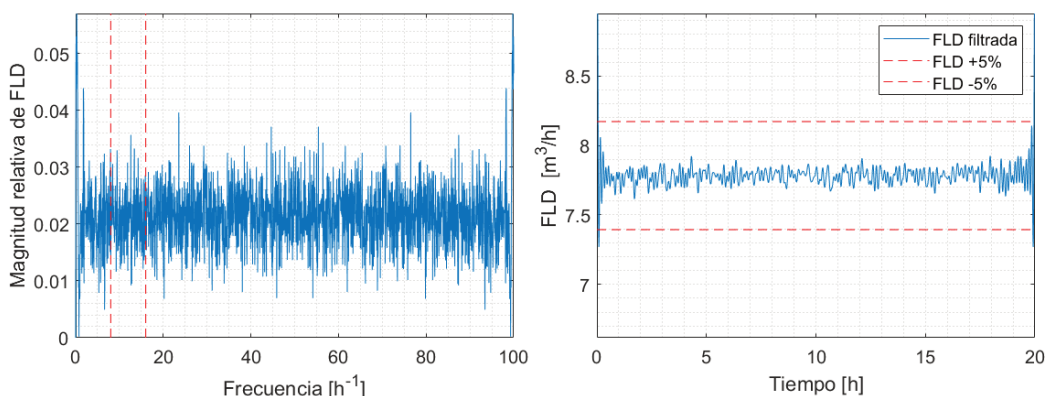


Figura 4.7: Análisis de variabilidad para FLD según la estructura de control de Luyben

Análogamente, la Fig. 4.8 muestra un arreglo de gráficas similar. En este caso, en el espectro de la composición de G en la corriente de producto predominan las componentes de baja frecuencia. Para visualizar mejor el espectro se limita la frecuencia máxima a  $50 \text{ h}^{-1}$ . Es natural que predominen componentes de baja frecuencia, ya que debe recordarse que el tiempo de muestreo para la variable CGFLD es de  $0.1 \text{ h}$ , por el tiempo de procesamiento de los analizadores de composición. En todo caso, el filtrado pasabanda en el rango  $[6, 10] \text{ h}^{-1}$  y la posterior reconstrucción da una señal temporal que se mantiene dentro de la banda de  $\pm 5\%$  de variación, como se observa claramente en la gráfica a la derecha de la figura.

### Variabilidad de Alimentación

Como se mencionó anteriormente, otro de los requerimientos de variabilidad se aplica al flujo de alimentación de A puro en la corriente 1, variable que se abrevisa F1A. La Fig. 4.9 presenta su espectro en la gráfica a la izquierda. Aquí el desempeño muestra cierto deterioro, ya que se destacan componentes apreciables justamente en el rango de  $[8, 16] \text{ h}^{-1}$  donde se busca evitar fluctuaciones. Como consecuencia, luego del filtrado y reconstrucción, se observan fluctuaciones cercanas al  $55\%$  del valor medio de la señal. Más allá de que para esta señal no hay una cota fija establecida, es claro que son fluctuaciones importantes.

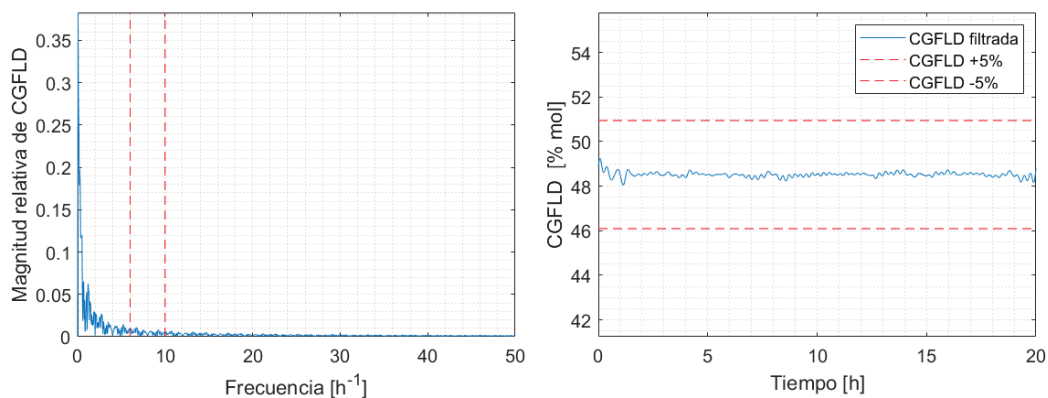


Figura 4.8: Análisis de variabilidad para CGFLD según la estructura de control de Luyben

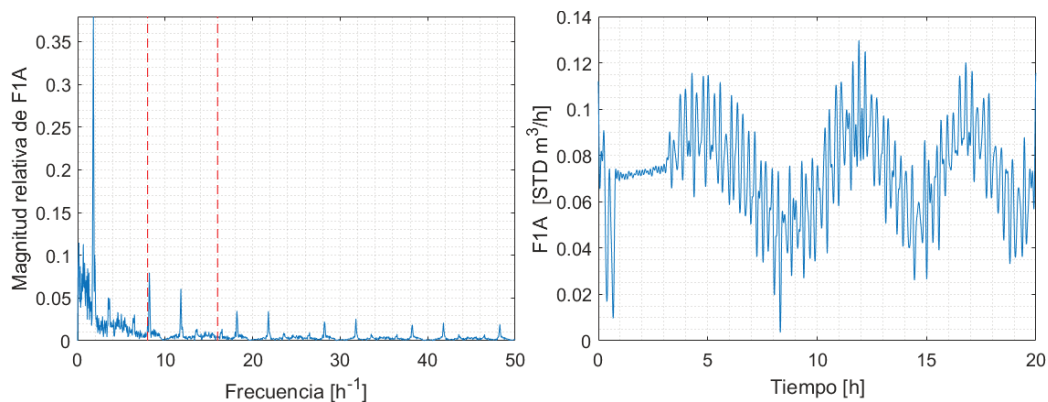


Figura 4.9: Análisis de variabilidad para la alimentación F1A según la estructura de control de Luyben

Un análisis similar se hace en la Fig. 4.10 para la variable de flujo de alimentación de D puro en la corriente 2. Aquí se observan componentes de pequeña magnitud en el rango  $[8, 16] \text{ h}^{-1}$ , por lo que no hay grandes fluctuaciones en la señal reconstruida luego del filtrado.

Finalmente, la Fig. 4.11 indica problemas más graves a los encontrados antes con los caudales de entrada F1A y F2D, ya que hay grandes magnitudes relativas en el rango de frecuencias de interés es de  $[12, 80] \text{ h}^{-1}$ . Esto produce variaciones de casi tres veces del valor de caudal nominal de F4AC. Esto se confirma en la señal reconstruida a partir del espectro restringido a dicho rango, que muestra variaciones inaceptables.

En suma, se deduce de las gráficas anteriores que la estructura de control propuesta por Luyben satisface con facilidad las restricciones de variabilidad impuestas

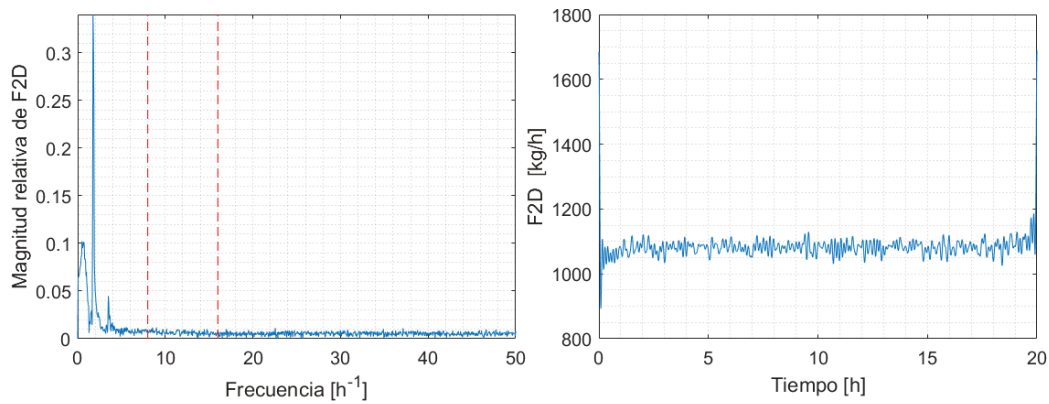


Figura 4.10: Análisis de variabilidad para la alimentación F2D según la estructura de control de Luyben

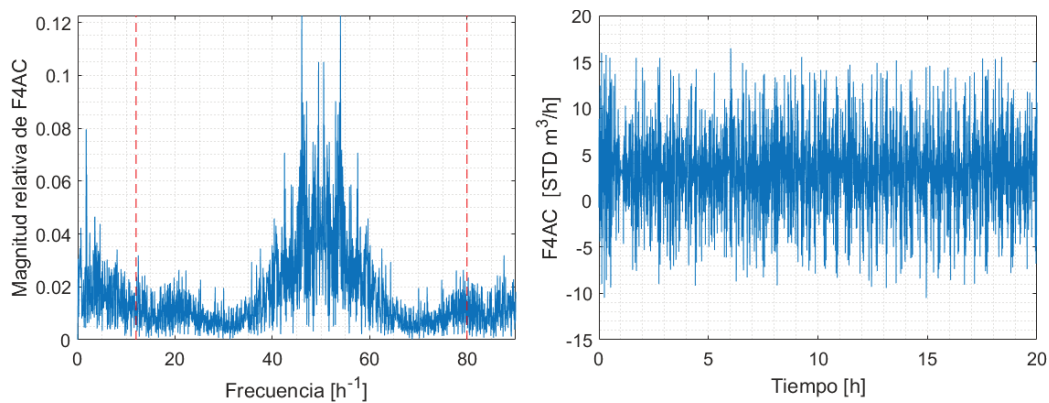


Figura 4.11: Análisis de variabilidad para la alimentación F4AC según la estructura de control de Luyben

sobre la corriente de productos, pero no las asociadas a las corrientes de alimentación. Esto último es consecuencia, fundamentalmente, de la actuación abrupta del sistema de control sobre las válvulas que regulan estos flujos.

## 4.6. Conclusiones del Capítulo

En este capítulo se presentó una solución de control obtenida mediante el método de diseño de estructuras de control que propone Luyben y coautores. Además se estudia el desempeño para un caso de estudio con dos perturbaciones. Se obtiene una estabilización razonable, aunque en ciertos casos se manifiesta saturación en las válvulas que actúan sobre el sistema. Este fenómeno no es deseable ante ninguna situación operativa o de emergencia de la planta.

Además de examinar las respuestas dinámicas, se verifica que se satisfagan las restricciones operativas, se analiza el costo instantáneo y medio del proceso, así como su desglose en términos de los principales componentes. Con respecto a este análisis, cabe destacar que hay fluctuaciones importantes en los costos.

Finalmente se verifican especificaciones de variabilidad que alcanza tanto a las corrientes de alimentación como a la corriente de producto. Para el caso de la alimentación, este requerimiento da una idea de cómo puede afectar el comportamiento de las operaciones unitarias del proceso, ya que no es lo mismo una alimentación estabilizada que una fuertemente oscilatoria. En relación al producto, ofrece una noción de calidad de los productos finales.



# Capítulo 5

## Diseño del Sistema de Control Final

### 5.1. Introducción

Este capítulo se orienta a definir una estructura de control alternativa, tomando en consideración los análisis desarrollados anteriormente. En el Cap. 3 se obtuvieron algunas conclusiones útiles a partir del estudio de modelos lineales. El presente capítulo profundiza la exploración de la planta con técnicas que se aplican directamente sobre el sistema no lineal, pero también desarrolla las etapas esenciales de diseño, como ser grados de libertad, selección de VM y VC, apareamiento de variables, tiempos muertos y arquitectura de controladores. Algunos de los análisis empleados pueden resultar novedosos, o al menos poco convencionales, para sistemas como la planta TE. Gran parte de este capítulo se centra en una discusión basada en estos análisis, así como en la ponderación de los mismos para alcanzar una solución final.

### 5.2. Caracterización del sistema no lineal

Ya es conocida la no linealidad de la planta TE desde capítulos anteriores, pero la familia de funciones no lineales es sumamente amplia, de manera que esta es una caracterización muy general. Sin embargo, es posible profundizar en el grado de no linealidad a partir del concepto de caos. En los siguientes párrafos, se explica la utilidad de este concepto. Luego, esta característica se analiza para cada variable de interés. En suma, esta sección profundiza sobre la caracterización de la no linealidad de la planta TE.

### 5.2.1. Análisis de caos y no-linealidad

Primeramente, conviene enfatizar que el caos, como fenómeno, existe dentro del subconjunto de los sistemas no lineales. Es decir, para que un sistema sea caótico debe ser primero no lineal. Cabe preguntarse en este punto que relación hay entre caos y estabilidad, concepto de gran importancia en teoría de control. Pero existen varias definiciones de estabilidad. Por ejemplo, la empleada en el Capítulo 3 es la estabilidad asintótica<sup>1</sup>, que se circunscribe a la teoría de sistemas lineales. Sin embargo, un sistema lineal no puede ser caótico, por lo que debe evitarse intentar relacionar la estabilidad, en el sentido empleado en el capítulo 3, con el concepto de caos.

Del párrafo anterior se deduce que cada concepto tiene su dominio de aplicación, y se debe atender a los mismos para evitar confusiones. Sin embargo, sí existen nociones de estabilidad para sistemas no lineales. Debido a que un sistema no lineal puede tener varios puntos de equilibrio, siendo algunos de ellos estables y otros no, puede decirse que en general la estabilidad está asociada a dichos puntos de equilibrio, y no al sistema completo. El concepto de estabilidad para puntos de equilibrio de sistemas no lineales que se usará en adelante en esta sección es el de Lyapunov, que establece que un punto de equilibrio es estable si soluciones próximas a ese punto, permanecen dentro de un entorno al mismo [32].

Concretamente, en un sistema lineal del tipo  $\dot{x} = Ax$ , si la matriz  $A$  es no singular, existe un único punto de equilibrio. Como se sabe, este punto es asintóticamente estable si los autovalores están en el LHP, y es independiente de las condiciones iniciales  $x_0$ . En cambio, incluso para sistemas no lineales formalmente sencillos como  $\dot{x} = f(x)$ , puede haber múltiples puntos de equilibrio y la condición  $x_0$  puede afectar notablemente la evolución del sistema hacia alguno de ellos, permanecer en órbitas cerradas, o incluso divergir.

Justamente, el concepto de caos relaciona la sensibilidad de la salida con respecto a distintas condiciones iniciales de entrada. Cuando esta sensibilidad es extrema, se dice que el sistema es caótico<sup>2</sup>. Así, dos puntos iniciales a una distancia infinitesimal entre sí pueden dar lugar a dos trayectorias completamente diferentes. Y si una de ellas converge a un punto de equilibrio, la otra no tiene por qué hacerlo. Una característica esencial de este tipo de sistemas es la impredecibilidad de la salida a partir de un tiempo característico desde la condición inicial [76]. Algunos

---

<sup>1</sup>Un sistema es asintóticamente estable si el sistema converge al origen del espacio de estados, a partir de cualquier condición inicial. Esto ocurre si todos los autovalores están en el Semiplano Izquierdo (LHP) abierto.

<sup>2</sup>No debe confundirse una respuesta caótica, que está asociada a un sistema determinístico, con una respuesta aleatoria, que está asociada a un sistema estocástico.



ejemplos bien establecidos en la literatura son la ecuación logística o el sistema de ecuaciones de Lorenz [9], pero existen muchos otros [82].

Teniendo en cuenta el párrafo anterior y volviendo a la vinculación entre caos y estabilidad, puede concluirse que en general un sistema caótico tendrá al menos un punto de equilibrio que será inestable en el sentido de Lyapunov. Con lo cual, la condición de caoticidad implica la de inestabilidad, al menos en un sentido local.

Para evaluar la presencia de caos, un concepto de utilidad es el de exponentes de Lyapunov. Básicamente, dan una idea de la evolvente del conoide de perfil exponencial que se genera desde una condición inicial  $x_0$  y una bola de radio infinitesimal  $B(x_0)$  centrada en  $x_0$ , que representa un conjunto de condiciones iniciales alternativas. Es decir, estos exponentes  $\lambda_i$  dan una idea de la tasa de divergencia ( $\lambda_i > 0$ ) o de convergencia ( $\lambda_i < 0$ ) a partir de condiciones iniciales distintas, pero cercanas. Notar que existirán tantos exponentes como dimensiones tenga el espacio que se analiza. Por ejemplo, para las salidas de la planta TE, el análisis corre sobre cada una de las 41 dimensiones del espacio. Si existe al menos un exponente positivo, el sistema es caótico. Por otro lado, si todos los coeficientes son negativos, la condición inicial es un punto fijo del sistema [27].

Desde un punto de vista computacional, hay una dificultad adicional cuando se quiere identificar un comportamiento caótico en señales ruidosas, ya que a primera vista, una señal estocástica puede ser indistinguible de una señal caótica. Para subsanar esta dificultad, se empleó el test de caos propuesto por BenSaïda [7], que es una implementación en Matlab<sup>®</sup>, derivada de una formulación que contempla ruido en las señales [6]. Este test consta de dos partes, la primera consiste en estimar el valor del exponente  $\lambda$  dominante. El valor de  $\lambda$  estimado puede ser mayor, menor, o igual a cero. Si se obtiene  $\lambda < 0$ , significa que las trayectorias tienden a un punto fijo estable. Si  $\lambda = 0$ , significa que el sistema está en una situación de EE o bien en transición a ser caótico. Finalmente, si  $\lambda > 0$ , el sistema es caótico e inestable. Sin embargo, la presencia de ruido interfiere en la estimación, con lo cual se debe dimensionar el nivel de certidumbre que tiene la misma. Esto se lleva a cabo en una segunda etapa, que consiste en un test de hipótesis. Dado un nivel de significancia  $\alpha$ , se admite o rechaza la hipótesis nula  $H_0 : \lambda \geq 0$ , que indica la presencia de caos. Naturalmente, la hipótesis alternativa  $H_1 : \lambda < 0$  indica la ausencia de caos en la señal dada. Este test actúa como una suerte de confirmación probabilística de lo evaluado previamente mediante el cálculo del exponente de Lyapunov. Numéricamente, el algoritmo computa esta certeza con un valor de probabilidad  $p$ . El valor de  $p \in [0, 1]$  calculado da una idea de la certeza del cálculo, con  $p \rightarrow 1$  indicando mayor certidumbre en la conclusión.

El algoritmo anterior se aplicó sobre el modelo no lineal de TE a lazo abierto, a partir de las condiciones iniciales usuales (caso base) y las variables de entrada fijadas en valores constantes. Fijar las entradas permite considerar las mismas como parámetros fijos del mapeo no lineal que representa la planta. Este mapeo se aproxima mediante una red neuronal que consiste de una capa de entrada, una capa oculta y una capa de salida. Los parámetros empleados para definir la red son los recomendados por BenSaïda [7]. Una vez que se estima el mapeo que representa la planta, se calcula la matriz  $T_M = \prod_{t=1}^{M-1} J_{M-t}$ , donde  $J_{M-t}$  es el Jacobiano del mapeo evaluado en el instante  $M - t$ . Finalmente, el exponente de Lyapunov  $\lambda$  se computa a partir del mayor autovalor de la matriz  $T_M' T_M$ . Luego, para el test de hipótesis, se considera un nivel de significancia  $\alpha = 5\%$  y se hace uso de la distribución asintótica sobre  $\lambda$  que deriva de la aplicación del teorema del límite central sobre un proceso de Markov. Esta distribución resulta ser normal en el límite cuando  $M \rightarrow \infty$  [6].

Operativamente, se corre el modelo TE a lazo abierto hasta que la simulación se detiene. Se debe recordar que el código de la planta se detiene automáticamente cuando se exceden cualquiera de los límites de la Tabla 2.6. Con los datos obtenidos se realiza una estimación del exponente  $\lambda$  dominante para cada una de las 41 señales de salida, mediante una optimización basada en el Jacobiano. Luego, un test de hipótesis permite evaluar la presencia de caos en un sentido probabilístico. Los resultados se resumen en la Tabla 5.1. Nótese que la tabla no presenta entradas para cada una de las 41 variables de salida, sino solo para aquellas para las cuales no puede descartarse la posibilidad de que sean caóticas. Concretamente, las entradas de la tabla corresponden a alguna de dos posibilidades: si el exponente  $\lambda$  es menor a cero, pero el valor  $p$  es relativamente bajo, o bien si el exponente  $\lambda$  es mayor a cero y el valor  $p \geq \alpha$ . En el primer caso, no puede rechazarse la hipótesis nula  $H_0 : \lambda \geq 0$  con el nivel de significancia del 5%, mientras que en el segundo, el test de hipótesis actúa solo como una validación del resultado  $\lambda > 0$ , como se explicó anteriormente.

Como se mencionó antes, el valor de probabilidad  $p$  da una idea del grado de confiabilidad de la evaluación, mientras más cercano a cero, más se puede dudar de aceptar la hipótesis de caos en la señal. Así, observando la Tabla 5.1 se tiene que la purga FP es caótica casi seguramente con ese nivel de significancia. Algo similar puede decirse de algunas de las composiciones de fondo del stripper, como por ejemplo CFFLD. En el otro extremo, puede decirse que, por ejemplo, no hay una certeza significativa de que el nivel del desorbedor (ND) sea caótico, si bien el test de hipótesis no habilita a rechazar la hipótesis nula.

Cabe mencionar que casi todas las variables que tienen exponente divergente con valor  $p$  cercano a 1 son composiciones. Sin embargo, se debe atender al hecho de

Tabla 5.1: Análisis de caos en las señales de salida

Simb.	Abrev.	Exp. $\lambda$	Valor $p$	Simb.	Abrev.	Exp. $\lambda$	Valor $p$
$y_2$	F2D	-4.7226	0.1569	$y_{21}$	TER	-4.7226	0.1150
$y_3$	F3E	-4.7226	0.1569	$y_{22}$	TEC	-4.7226	0.0980
$y_7$	PR	-4.7226	0.1569	$y_{24}$	CBF6R	0.0081	0.6802
$y_8$	NR	-4.7226	0.0963	$y_{26}$	CDF6R	0.0014	0.5757
$y_9$	TR	-4.7226	0.1306	$y_{28}$	CFF6R	0.0014	0.5625
$y_{10}$	FP	0.1029	1.0000	$y_{32}$	CDP	0.2485	0.9609
$y_{11}$	TS	-4.7226	0.1004	$y_{34}$	CFP	0.0068	0.7721
$y_{12}$	NS	-4.7226	0.0558	$y_{35}$	CGP	0.0150	0.9219
$y_{13}$	PS	-4.7226	0.1569	$y_{36}$	CHP	0.0083	0.8271
$y_{15}$	ND	-4.7226	0.0572	$y_{37}$	CDFLD	0.0037	0.6589
$y_{16}$	PD	-4.7226	0.1569	$y_{38}$	CEFLD	0.0256	0.9990
$y_{18}$	TD	-4.7226	0.0826	$y_{39}$	CFFLD	0.3692	1.0000
$y_{19}$	FVD	-4.7226	0.1478	$y_{40}$	CGFLD	-4.7226	0.0644
$y_{20}$	PC	-4.7226	0.1551				

que las composiciones de la planta tienen un tiempo de muestreo de entre 6 y 15 min. Esto hace que no llegue a recopilarse una cantidad de datos relevante para estas variables, y la conclusión sobre su caoticidad debe considerarse de menor peso que aquellas asociadas a un mayor volumen de datos. Sin embargo, este no es el caso para la variable FP, que por tener una tasa de muestreo mayor, presenta más de 600 valores disponibles para su procesamiento. Al ser FP caótica, será tomada en cuenta como posible variable controlada más adelante.

Conviene recordar que en el Capítulo 3 se había observado que el sistema lineal L1TE es de salida no controlable. Por otro lado, el análisis de esta sección complementa ese conocimiento en cierto sentido, ya que permite identificar con mayor precisión qué señales de salida concentran la mayor dificultad desde el punto de vista de la no linealidad. Algo similar puede decirse sobre las variables más inestables, en el sentido de Lyapunov. Esto a su vez podría ofrecer una estrategia que permita seleccionar las variables más problemáticas como VC. Se espera que controlando las salidas más impredecibles se pueda acotar la complejidad del sistema de control final para un desempeño razonable. Sin embargo, no se pretende aquí sintetizar un nuevo enfoque de selección de variables controladas, aunque se profundiza en esta posibilidad en un artículo derivado de este estudio [86]. En cambio, en esta sección se intenta dar una visión complementaria para enriquecer la discusión final sobre la estructura de control, que contemple además otros estudios que serán realizados más adelante en este capítulo. Además, se pretende dejar una base para futuras investigaciones sobre aplicaciones de caos en sistemas

de control.

En suma, estas pruebas de hipótesis asientan la idea de no solo se está tratando con un sistema fuertemente no lineal, sino que puede decirse que es un sistema caótico. Esta condición se concentra en el caudal de purga del proceso y en las composiciones. Aunque las estimaciones sobre la presencia de caos en las composiciones no es del todo confiable debido al bajo volumen de datos, tampoco puede descartarse que lo sean, ya que debe tenerse en cuenta que el flujo de purga se constituye a partir de las contribuciones de los componentes presentes en el mismo.

En última instancia, un análisis de caos aporta conocimiento directo de la planta real, en contraste con los estudios desarrollados en el Cap. 3, que aportan conclusiones indirectas alrededor de una aproximación lineal de la planta en un punto de operación. Por otro lado, este análisis permite discriminar las variables del sistema que, en principio, podrían ofrecer mayor dificultad. Esto a su vez posibilitaría tomar decisiones de la estructura de control con información más fiable, basada en el sistema real. Dichas propiedades hacen que el análisis de caos pueda resultar valioso para sistemas fuertemente no lineales como el que aquí se estudia.

### 5.3. Grados de Libertad

El concepto de GDL es transversal a diversas áreas de la ciencia y la ingeniería, y se utiliza normalmente para evaluar si puede existir solución de un sistema de ecuaciones. En caso afirmativo, permite además estimar la dimensión del espacio de soluciones. Para sistemas de control, este concepto cobra importancia tecnológica, porque da una idea preliminar de cuantos lazos pueden implementarse. También es útil para formular los objetivos de operación del sistema, así como para dimensionar la variabilidad del proceso. En la literatura clásica de control, forma parte del enfoque de diseño sistemático que presenta Seborg [71], entre otros autores.

Como es sabido, este número es la diferencia entre el número de variables  $N_v$  y el número de ecuaciones  $N_e$  disponibles para resolverlo [70, 73]. Sin embargo, el cómputo de los GDL se vuelve tedioso y propenso a errores a medida que el tamaño del sistema crece. De forma que para sistemas grandes, como ser plantas completas, se han buscado formas de simplificar su cálculo, e incluso de modificarlo para interpretarlo en términos de objetivos específicos de diseño u operación. Así, Skogestad [72] distingue entre Grados de Libertad de Control (GDLC) y Grados de Libertad de Optimización (GDLO). El número GDLC representa el número de variables independientes que pueden ser manipuladas de forma exter-

na, mientras que los GDLO están asociados a las variables de las que depende la función de costo  $J$  que define la economía del sistema. Otra clasificación común es la de GDL dinámicos y de EE [59], según si las variables que aportan al número de GDL afectan sólo a la dinámica del proceso o también al punto de operación del mismo. En general, el número de GDLO coincide con los GDL de EE, y ambos están estrechamente vinculados a la economía de la operación. Por otro lado, existen ciertas variables sobre las que puede ser importante ejercer un control, por ejemplo niveles en recipientes sin reactividad<sup>3</sup>, pero solo tienen un efecto dinámico y no afectan la rentabilidad de la operación [35].

### 5.3.1. Grados de Libertad de Control

En esta sección se presentará el cálculo de los GDLC de EE por distintos mecanismos, con el fin de verificar el mismo. Se emplea el Process Flow Diagram (PFD) original presentado por Downs y Vogel [19].

Usando el método tradicional de cálculo, se procede a contar el número de variables  $N_v$  como sigue:

- En primer lugar, se observa el número de corrientes desconocidas en la planta. En el trabajo [19] se ofrecen detalles de 11 de las 27 corrientes presentes en el sistema. Esto deja 16 corrientes desconocidas.
- Se observa que hay un total de 10 incógnitas independientes por cada corriente. De estas variables desconocidas, 8 se pueden atribuir a las contribuciones de caudal másico de cada especie y las 2 restantes a la temperatura y la presión. Esto da un total de 160 incógnitas.
- Al número obtenido antes se le debe sustraer la cantidad de datos independientes adicionales que proporcionan los autores en el artículo original, que son 14. Por lo tanto, el número de incógnitas independientes neto es  $N_v = 146$ .

Por otro lado, se obtiene el número de ecuaciones  $N_e$ :

- Se identifica el número de unidades  $N_u$  del sistema, que está asociado a las ecuaciones. Así, se tienen 7 equipos (reactor, separador, condensador, compresor, 2 bombas, columna de desorción). A este número hay que sumarle el número de puntos de mezcla de corrientes, que son 4, y el número de puntos de bifurcación, que en este caso es 1. Con lo cual, el número buscado es

---

<sup>3</sup>Si hay reacción en el recipiente, por ejemplo en un reactor CSTR, el nivel es proporcional al inventario, y este último afecta la conversión de la reacción y por lo tanto a la solución de estado estacionario.

$$N_u = 12.$$

- Por cada unidad se plantea un Balance de Masa (BM) para cada una de las 8 especies químicas presentes, más un Balance de Energía Térmica (BET) y un Balance de Energía Mecánica (BEM)<sup>4</sup>. Esto produce un número de ecuaciones asociados a balances igual a 120.
- Al número de ecuaciones resultantes se le deben sumar las ecuaciones especiales de cada operación unitaria. Así, debido al reactor, se adicionan 4 ecuaciones de cinética. Además, se suman las ecuaciones de equilibrio:<sup>5</sup> 2 para el reactor, 2 para el separador y 4 para la torre de desorción. Con esto, el total de ecuaciones es  $N_e = 132$ .

Finalmente, de este método de conteo resulta  $N_{gdlc}^{ee} = N_v - N_e = 14$ . Este número coincide con el método abreviado de conteo de GDLC sugerido por Skogestad [73], que estima directamente los grados de libertad según la unidad de planta analizada, pero solo se presenta el método tradicional por ofrecer un conocimiento más profundo de la planta. También se verifica el  $N_{gdlc}^{ee}$  con el método orientado a PFD propuesto por Konda [38, 59], que obedece la expresión

$$N_{gdlc}^{ee} = N_{corr} - \sum_{i=1}^{N_{eq}} (N_i^{rest} - N_i^{red}), \quad (5.1)$$

donde el límite superior de la sumatoria  $N_{eq}$  es el número de equipos;  $N_{corr}$  es el número total de corrientes del sistema (incluyendo las materiales, de energía térmica, mecánica y eléctrica);  $N_{rest}$  es el número de corrientes del proceso que no pueden ser manipuladas; y  $N_{red}$  es la cantidad de corrientes del proceso que no necesitan ser ni manipuladas ni controladas. A partir de las tablas presentadas por Konda [59], se obtiene para la planta TE que  $N_{corr} = 39$ ,  $N_{rest} = 22$  y  $N_{red} = 3$ , confirmando el resultado anterior de 14 grados de libertad de control de estado estacionario.

El número de GDLC dinámico surge de la siguiente ecuación

$$N_{gdlc} = N_{gdlc}^{ee} + N_{inv} \quad (5.2)$$

donde  $N_{inv}$  es el número de inventarios independientes que no pueden ser determinados en EE. Es decir, pueden obtenerse los mismos estados estacionarios para distintos valores de inventarios. Estos inventarios están asociados a niveles, por lo

<sup>4</sup>Alternativamente, puede usarse un Balance de Cantidad de Movimiento (BCM).

<sup>5</sup>No todos los componentes están en equilibrio líquido-vapor en las condiciones de operación de este equipo

que en el caso del proceso TE vale  $N_{inv} = 4$  por los niveles en el reactor, separador, condensador y en la torre. Con esto, finalmente queda  $N_{gdlc} = 18$ .

Nótese que el número de grados de libertad de control es mayor al número de posibles manipuladas que ofrece la planta, que son 12. Esto sugiere que no hay suficientes manipuladas para tener un dominio total sobre la operación de la planta. Para subsanar esta situación, varios de estos GDL suelen fijarse como constantes en la práctica (por ejemplo, la potencia del compresor o de las bombas), con lo cual el valor de  $N_{gdlc}$  realmente fija una cota superior teórica con respecto a los lazos de control que pueden fijarse<sup>6</sup>. Esto lleva a que la estabilización y control de la planta pueda hacerse con menos variables. Sin embargo, operar la planta con menos variables hace que la operación sea sub-óptima con una elevada probabilidad. Esta última proposición es válida incluso si las variables que se fijan son resultado de una optimización, como se realiza típicamente mediante métodos de investigación operativa. El motivo es que la optimización se realiza normalmente en condiciones de EE, pero como se discutió en el capítulo 3, una planta completa raramente consigue mantener todas sus variables en su punto operativo en forma permanente. En conclusión, una operación óptima debería partir de la posibilidad de manipular tantas variables de entrada como GDLC tenga la planta, y para el caso TE, esto no es posible.

Dejando de lado la posibilidad de una operación óptima, diversos autores, como Luyben [42], McAvoy [47] y otros han mostrado soluciones satisfactorias al desafío TE, al menos en un sentido pragmático. Estos autores emplearon incluso menos de las 12 manipuladas disponibles, y sin embargo, lograron estabilizar la planta. McAvoy profundiza este concepto, y enfatiza que "puede no ser posible ni deseable cerrar los doce lazos de control". En todo caso, es importante notar que en términos de grados de libertad, el problema de Tennessee Eastman está formalmente subespecificado.

Por otro lado, se observa que Luyben sugiere que el número de GDL de control sea igual a la cantidad de válvulas que presenta el sistema. Sin embargo, este método, aunque práctico y sencillo, depende de que el proceso ya disponga de un número de válvulas adoptadas y que se expliciten en el mismo (mediante un diagrama o documentación). Es decir, el éxito depende de que el diseño del proceso existente sea adecuado y esté libre de errores. Por otro lado, solo considerar válvulas es muy limitante. Sin bien las variables actuadas tradicionales son caudales, también pueden emplearse otras, como por ejemplo las Revoluciones por Minuto (RPM) del motor de una bomba. Además, pueden existir actuadores que operan sobre otras magnitudes, como la velocidad de agitación del reactor. De hecho, este es el

---

<sup>6</sup>En sentido inverso, el concepto de GDLC es fundamental ya que no podrían nunca cerrarse más de  $N_{gdlc}$  lazos, pues el sistema de ecuaciones resultante sería inconsistente.

caso de la planta TE.

Como nota final, el estudio de grados de libertad constituye un análisis básico, y forma parte de prácticamente cualquier proceso de diseño de un sistema de control. Pero incluso a este nivel de análisis preliminar, no hay un consenso absoluto sobre la forma en la que los GDL se articulan con el resto del diseño. En cualquier caso, este número ofrece un marco de referencia que se debe respetar. Concretamente, el cálculo plantea que hay más GDL que variables manipuladas. Esto está en línea con el análisis sobre controlabilidad de salidas del Cap. 3, que revela dificultades para alcanzar un vector de salidas determinado en un tiempo finito. Es decir, el resultado de esta sección sugiere que un número relativamente escaso de manipuladas podría estar relacionado con dicha dificultad, simplemente por no disponerse de suficientes variables para llevar el sistema de un vector de salidas a otro. De esta forma, el estudio de GDL complementa y enriquece a los análisis anteriores. Además, como ocurrió con el estudio de caoticidad, este nivel de análisis no depende de una aproximación, sino que se basa en información y fenomenología básica de la planta. Debido a ello, constituye un análisis fundamental que se tendrá en cuenta durante el resto del diseño.

## 5.4. Selección de Variables Controladas

### 5.4.1. Introducción

Resumiendo, para la planta TE hay un total de 12 posibles manipuladas y 41 variables de salida. Queda entonces por definir una cuestión clave, que es cómo adoptar las variables a controlar más efectivas. Si bien las estructuras de control descentralizado asocian típicamente una controlada a cada manipulada, esta no es la única opción posible. Una posibilidad es usar subestructuras de control que permitan una relación más general entre VC y VM. El control centralizado es un ejemplo básico de esto, ya que en principio hay una relación conjuntista entre entradas y salidas. Se ahondará sobre esta idea más adelante en el presente capítulo.

Una aproximación al problema es tener en cuenta la funcionalidad del costo operativo dado en la Ec. 2.5. Con este criterio, sería natural seleccionar las 14 variables controladas que aparecen en dicha ecuación. Pero este criterio no asegura en absoluto la estabilidad de la planta, más si se tiene en cuenta que 10 de las 14 variables son composiciones, y tienen tiempos muertos significativos asociados. En este punto, vale la pena notar que puede haber una diferencia radical entre una función de costo adoptada con el fin de sintetizar un sistema de control y una función de costo operativo real de la industria, como la presentada en la Ec. 2.5. Por



ejemplo, una función de costo típica de un método MPC tradicional involucra la energía asociada al vector de manipuladas. Minimizar esta cantidad puede parecer un criterio razonable a los fines de sintetizar la acción de control, pero puede no ser significativa en términos de los costos de operación reales. Esto es debido a que es posible que la forma en que se operen las válvulas tenga mucho menor impacto en el costo que, por ejemplo, el vapor empleado en la torre de desorción. Por otro lado, partiendo de una ecuación de costo realista como la Ec. 2.5, es posible que minimizar la concentración de reactivos valiosos en la purga, no ofrezca ninguna mejora para el desempeño del sistema de control; sino por el contrario, se deteriora el desempeño al involucrar cantidades que están asociadas a tiempos muertos. En suma, la ecuación de costo provista no contempla características tales como producción objetivo, ni la flexibilidad operativa para adaptarse a los distintos modos de operación presentados en Tabla 2.7. Como consecuencia, esta expresión ofrece información complementaria importante, pero es insuficiente para resolver la etapa de selección de VC.

Debido a lo anterior, en adelante se discutirán aspectos vinculados con la selección de VC incorporando ideas que pueden encontrarse en la literatura de sistemas de control, pero también considerando criterios más prácticos y de ingeniería. Específicamente, debido a los desafíos que presenta esta planta, como presencia de ruidos, comportamientos no lineales, acoplamientos, tiempos muertos, y otros, se necesita una estructura de control que atienda a los compromisos que se generan entre distintos objetivos y que sea capaz de ofrecer una buena capacidad de maniobra operativa.

#### 5.4.2. Método de Control Auto-optimizante

Uno de los desarrollos más conocidos para la etapa de selección de VC es el de Self-Optimizing Control (SOC), propuesto por Skogestad [74, 75, 59]. En el mismo, se busca seleccionar un conjunto de variables controladas tal que permita una pérdida aceptable  $L$  de desempeño económico frente a perturbaciones, a partir de la expresión

$$L = J(g, d) - J_{op}(d), \quad (5.3)$$

donde Skogestad define  $g$  como el vector de entradas,  $d$  es el vector de perturbaciones,  $J$  es una función de costo genérica asociada al proceso y  $J_{op}$  es la función de costo asociada a la estructura que emplea los GDL de forma óptima, suponiendo que tal función exista y que sea única. Esta idea de selección es formalmente correcta si se cumple que solo existe un número fijo  $n_c$  de variables a controlar, que se obtiene a partir del número de VM  $n_u$ , ya que ambos son iguales en esta

propuesta. Entonces, solo queda por seleccionar un subconjunto de  $n_c$  elementos de las  $n_y$  salidas posibles para satisfacer el criterio económico antes mencionado. Sin embargo, como se expuso en la sección de GDL, no es evidente que para la planta TE la manipulación de las doce variables de entrada sea una buena elección [47]. Por lo tanto, tampoco es evidente cual es el número  $n_c$  adecuado. La hipótesis básica del método SOC, de tomar  $n_c = n_u$ , es adecuada si por ejemplo, se piensa que el número de VM está fijo, y la estructura de control consistirá en cerrar lazos simples de control [30]. Esta es una posibilidad, pero no la única, y encierra la potencial dificultad de que se está haciendo una adopción implícita de la estructura de control durante un paso previo, incluso, a la selección de apareamientos entre variables, que podría requerir ser de una naturaleza más general. Es decir, este método de selección de VC restringe severamente el número de estructuras que pueden evaluarse posteriormente en el diseño.

Observar que si  $n_c$  no está fijado, entonces la solución natural a la minimización de la función  $J$  de pérdida es seleccionar el mayor  $n_c$  posible, ya que esto permite que  $J$  se aproxime a  $J_{op}$ . Es decir, si  $n_c$  no se conoce, el método SOC sugiere que debe fijarse en su máximo posible, sin tener en cuenta la repercusión que esta decisión tiene sobre la complejidad del sistema de control resultante.

Por otro lado, este método depende exclusivamente del uso de modelos lineales de la planta, y como ya se estudió en el capítulo 3, estos modelos son mal condicionados para TE, y consecuentemente podrían no ser confiables para su uso.

El método SOC se encuentra muy extendido en la incipiente bibliografía de PWC, y pueden encontrarse varios casos de aplicación exitosos. Fue por este motivo que se consideró necesario incluir una discusión sobre su aplicabilidad para este caso. Sin embargo, el problema bajo estudio no presenta un modelo lineal confiable, como se observó durante el análisis de número de condición y pérdida de rango del Cap. 3. Además, tomar decisiones preliminares que condicionen la estructura de control innecesariamente puede resultar muy perjudicial para la solución final de control. Para evitar estos condicionamientos y limitaciones, se descarta este enfoque de selección de variables controladas propuesto por Skogestad, ya que no se considera conveniente para el problema bajo estudio.

### 5.4.3. Análisis de Correlaciones

En esta sección, se abordará una propuesta alternativa de tipo *data-driven*, o basada en datos, para seleccionar variables de control. Este enfoque atiende al hecho de que no se dispone de una forma cerrada de la planta, como podría ser un conjunto de ecuaciones diferenciales. En su lugar, se tiene una representación computacional, un algoritmo, cuyos datos pueden analizarse satisfactoriamente

mediante el uso de estadística, teoría de la información, o técnicas derivadas directamente de la exploración de datos, actualmente conocidas en forma genérica como *data-mining*.

Siempre es deseable reducir el conjunto de variables controladas en el diseño del sistema de control, ya que permite truncar complejidades innecesarias. Esta tarea se puede facilitar mediante el análisis de correlaciones, que es un método robusto para tratar señales, incluso frente a la presencia de ruido [69]. Esta herramienta se basa en la existencia de variables que dependen entre sí de forma lineal. Resulta conceptualmente claro que sería redundante, e incluso contraproducente, tratar de controlar dos variables así relacionadas.

Para ayudar a determinar los pares de variables que presentan esta característica, se realizará un análisis mediante Coeficiente de Correlación de Pearson (CCP), una herramienta clásica de la estadística [21]. Así, el coeficiente  $\rho_{X,Y}$  está dado por la fórmula siguiente

$$\rho_{X,Y} = \frac{\text{cov}(X, Y)}{\sigma_X \sigma_Y} \quad (5.4)$$

Donde  $X, Y$  son variables aleatorias, que para el presente análisis estarán asociadas a distintas señales de entrada y salida de la planta. El símbolo  $\sigma$  denota la desviación estándar, como es usual en la literatura. Conviene tener presente que un alto grado de correlación lineal no implica causalidad. En casos extremos puede llegar a ser producto de la casualidad, y no tener valor práctico, aunque se intenta minimizar este fenómeno mediante el promedio de valores obtenidos en varias simulaciones. Asimismo, una CCP nulo no implica que las variables sean independientes, sino solo que no existe una relación lineal entre ellas. Por ello, este análisis es guiado mediante el conocimiento del proceso como un todo.

Este análisis parte de ingresar, en el modelo no lineal, un conjunto de señales de entrada de diferentes frecuencias, con distintos valores de fases y de amplitudes, que son asignados aleatoriamente para las variables manipuladas, como se describe en el Apéndice A. Por otro lado, las perturbaciones se mantienen nulas, ya que se pretende obtener información de la planta para operación normal.

Debido al proceso aleatorio de generación de señales y a la inestabilidad a lazo abierto de la planta, las simulaciones pueden terminar prematuramente si se exceden las restricciones, dejando como resultado señales de salida truncadas. Para evitar que las señales tengan menos información de la requerida, se repite el proceso de generación de entradas aleatorias hasta que la simulación alcanza una

duración de al menos 1 hora<sup>7</sup> con un número predeterminado de muestras, descartándose aquellas simulaciones que no satisfagan este requerimiento de tiempo. Todo esto permite coleccionar un volumen significativo de datos, que aumente la significación estadística y otorgue reproducibilidad a los resultados. Las señales de salida del modelo se procesan para obtener los coeficientes de correlación. Para minimizar el riesgo de correlaciones espurias, se repite todo este proceso 60 veces y se promedian las matrices de CCP resultantes.

Si bien en este análisis se emplea el modelo de la planta para obtener y procesar las salidas, en una planta real podrían tomarse datos recopilados en el pasado, o bien datos de ensayos o de puesta en marcha o apagado. Es decir, no es necesario disponer del modelo y aquí solo se emplea por ser la única fuente posible de información.

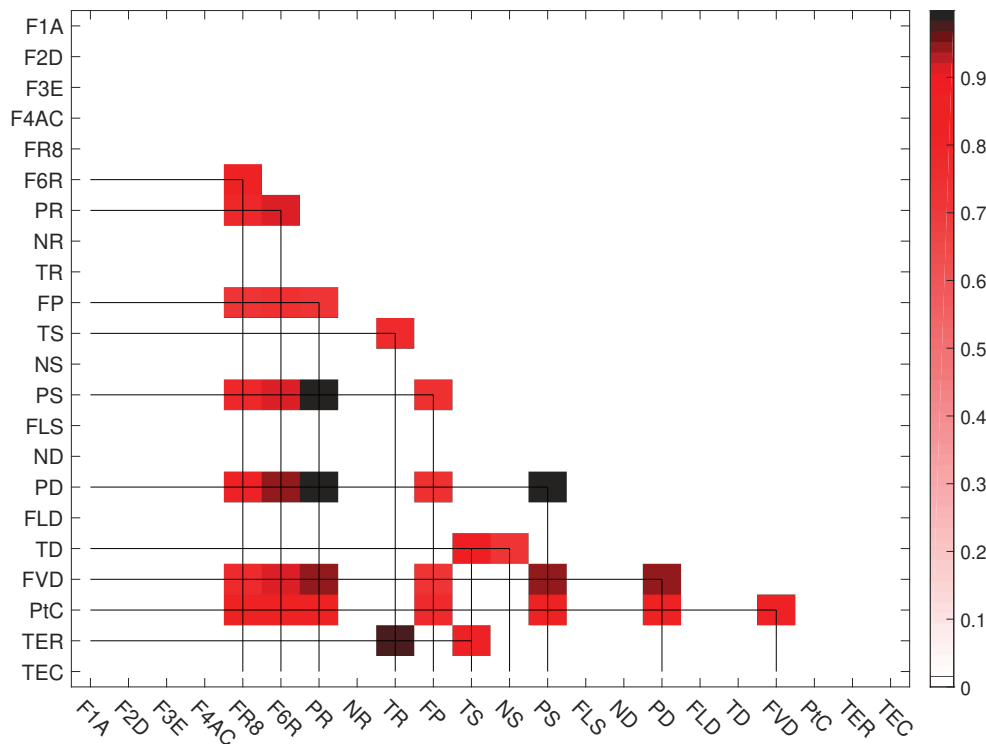


Figura 5.1: Coeficientes de correlación positivos entre variables de salida que son cercanos a 1. Se excluyen las composiciones.

En la Fig.5.1 se muestran los coeficientes de correlación que son mayores a un umbral  $u = 0,7$  y menores o iguales a 1, que es el máximo valor posible. Si bien el

<sup>7</sup>En general, la simulación de la planta se detiene luego de un período relativamente breve, debido a que funcionando a lazo abierto suele superar las restricciones descritas en la Tabla 2.6 en dicha período.

valor de umbral  $u$  es arbitrario, asegura que solo se analicen las correlaciones más importantes. Un tono más claro se encuentra asociado a un valor más cerca del umbral, como se indica en la barra de colores junto a la gráfica. Análogamente, es importante determinar las señales que tienen una correlación negativa cercana a  $-1$ , pues sugiere una relación inversa inmediata. Esto último se muestra en la Fig. 5.2, y provee información útil para reducir el conjunto de variables controladas. En ambas figuras, se agregaron líneas horizontales y verticales para facilitar la lectura. Por otro lado, se eliminan los valores de la diagonal, que naturalmente son unitarios. Además, como la matriz de coeficientes de correlación es simétrica, se eliminaron las entradas de la matriz triangular superior para eliminar información redundante. Los umbrales fueron fijados en  $\pm u$ , y permiten filtrar correlaciones más débiles. Finalmente, se descartan todas las correlaciones asociadas con composiciones, ya que como tienen un tiempo de muestreo relativamente altos, no llegan a acumularse suficientes datos para el análisis. Es decir solo se procesan las variables que tienen una mayor frecuencia de muestreo.

Así, la Fig. 5.1 indica que la presión del reactor PR está muy vinculada con los flujos de reciclo FR8 y de alimentación al reactor F6R. A su vez, estos dos últimos están correlacionados entre sí. Por ello, bastaría controlar, por ejemplo, la presión del reactor, que además tiene restricciones operativas que destacan más su importancia en el proceso. También se observa que el flujo de purga FP varía proporcionalmente con el grupo de variables antes mencionado, en particular, con el caudal de reciclo FR8. Estas últimas relaciones pueden explicarse debido a que un mayor caudal de fracción liviana del separador incrementaría simultáneamente FP y FR8. Así también, la presión del separador PS y la del desorbedor PD tienen dependencias similares a las de PR. Como es de esperar, PR, PS y PD varían juntas, pero además, el análisis sugiere que las variaciones se dan prácticamente en simultaneidad. A este mismo bloque de variables se agrega el flujo de vapor del desorbedor FVD y la potencia del compresor PtC. Esto es natural, ya que estas variables están ligadas a manipuladas que se incorporan en el diseño del proceso típicamente para controlar presiones.

Otra relación útil de la Fig. 5.1 se observa entre las temperaturas de separador y desorbedor TS y TD. También la temperatura TER de salida de caudal de enfriamiento del reactor se correlaciona fundamentalmente con el reactor a través de TR, y en menor medida con TS. Esto indica que el circuito de enfriamiento del reactor afecta las principales temperaturas del proceso.

Por otro lado, vemos que las temperaturas en el desorbedor y en el separador están correlacionadas entre sí. Asimismo, TR está parcialmente correlacionada con las anteriores, ya que por un lado TR muestra un vínculo directo, pero débil, con TS, y además tiene un vínculo indirecto a través de TER, que influye en TS. Es decir, el

enfriamiento del reactor afecta también al separador, y la temperatura de este último a la del desorbedor. Sin embargo, la ausencia de correlaciones altas en bloque indica que podría haber un tiempo muerto apreciable entre un cambio de temperatura en TER y en TD. En suma, el acoplamiento térmico de las operaciones es más débil que el respectivo acoplamiento mecánico (de presiones). En base a lo anterior, se podrían emplear dos temperaturas para controlar el proceso de una forma más efectiva. Una opción es seleccionar TR y TD. La ventaja es que ambas tienen manipuladas directas asociadas (el lazo de refrigeración en el caso del reactor y la inyección de vapor en el caso del desorbedor). Sin embargo, no resulta claro cómo quedaría regulada TS, ya que el desorbedor está aguas abajo del separador, y TR y TS no presentan una correlación elevada. Otra opción es elegir TR y TS como temperaturas a controlar, ya el separador afecta directamente al desorbedor a través de la corriente entálpica que los une. En este caso, la temperatura en el separador parece tener una vinculación con TER, que aunque no es fuerte, podría ayudar a mantener todas las temperaturas en sus rangos operativos.

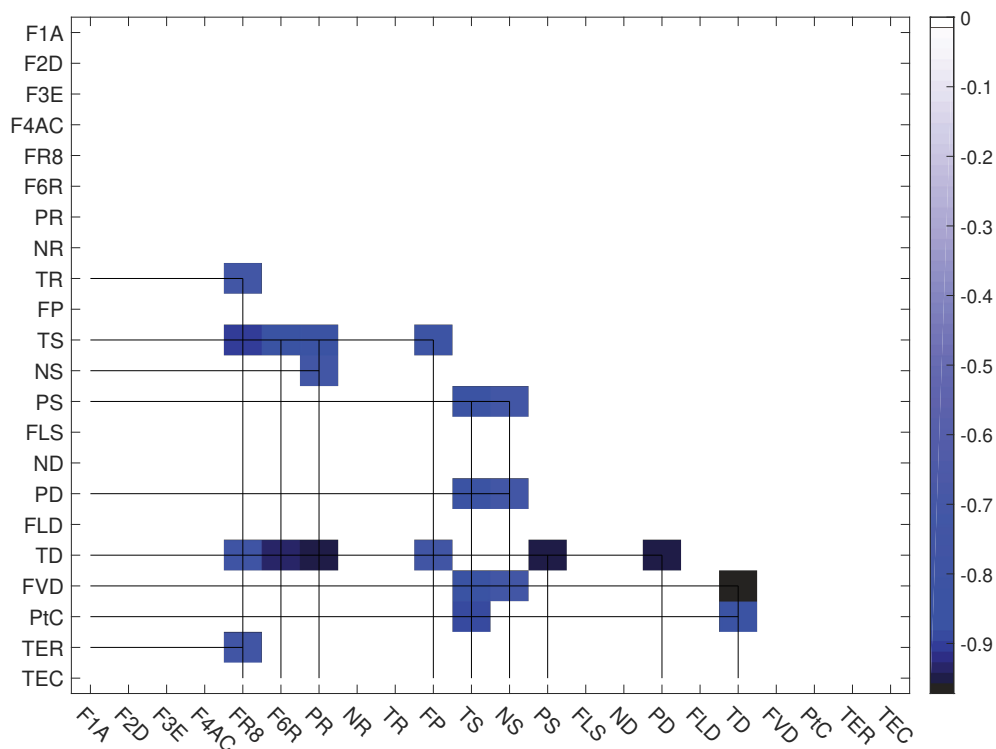


Figura 5.2: Coeficientes de correlación negativos entre variables de salida que son cercanos a -1. Se excluyen las composiciones.

Las correlaciones negativas de magnitud apreciable permiten un estudio análogo al anterior. La Fig. 5.2 revela que el ingreso de más caudal de reciclo FR8 afecta

inversamente las temperaturas de reactor TR, de TD, de TS e incluso la temperatura TER de enfriamiento del reactor. Esto podría asimilarse a una respuesta inversa asociada a la interacción entre la alimentación fresca y la respuesta térmica del sistema. Algo similar puede decirse de F6R, la alimentación al reactor, y es natural debido a que el mayor aporte a F6R lo hace la corriente FR8, como se deduce de la Tabla 2.2. Es interesante notar que la presión PR varía en forma opuesta a la temperatura TD y en menor medida a TS. También es útil observar que un mayor caudal de purga FP enfría el separador, disminuyendo TS y consecuentemente TD. Es destacable el efecto inverso del par de variables FVD y PtC sobre las temperaturas TS y TD. Tal vez las relaciones menos intuitivas de esta gráfica sean las relaciones entre PS y TS, o entre PD y TD. Esto posiblemente se debe a que las presiones se mueven básicamente en bloque, como se encontró en la Fig. 5.1, y las temperaturas mencionadas varían en desfase.

Una fuente de información tal vez más sutil proviene de examinar las variables que no presentan un grado de correlación elevado en ninguna de las dos gráficas anteriores, en el sentido de no superar ninguno de los umbrales  $\pm u$ . Por ejemplo, los niveles NR, NS y ND no están presentes, sugiriendo que podría ser necesario controlar cada uno de ellos. Esta idea toma más importancia si se tiene en cuenta que todos los niveles tienen sus propias restricciones operativas, dadas en la Tabla 2.6, y pueden detener la operación si no se satisfacen. Sin embargo, no se profundiza en el estudio de señales con coeficientes de correlación cercanos a cero, porque sólo indican que no existe una relación lineal entre ellas. Se retomará esta cuestión en la siguiente sección.

De esta sección se desprende que no es necesario seleccionar más de una presión a controlar, ya que todas ellas se mueven en bloque. Entre estas variables, la más efectiva parece ser PR, ya que tiene asociada además límites operativos. Asimismo, como la presión está mayormente afectada por los caudales de ingreso al reactor, y estos tienen válvulas directas asociadas, parece evidente que estas manipuladas estén vinculadas a la presión. Sin embargo, la selección no es tan obvia para las temperaturas del proceso. Y el análisis sugiere que podría ser necesario controlar los niveles de forma independiente.

#### 5.4.4. Estructura entre salidas

En el análisis precedente, sobre correlaciones entre variables de salida, se intenta esclarecer si es posible reducir la dimensión del espacio asociado desde un punto de vista funcional. Es decir, si es posible seleccionar variables controladas estratégicamente, de modo tal de maximizar la efectividad del sistema de control final. Pero la cantidad de información recabada es relativamente abundante, difi-

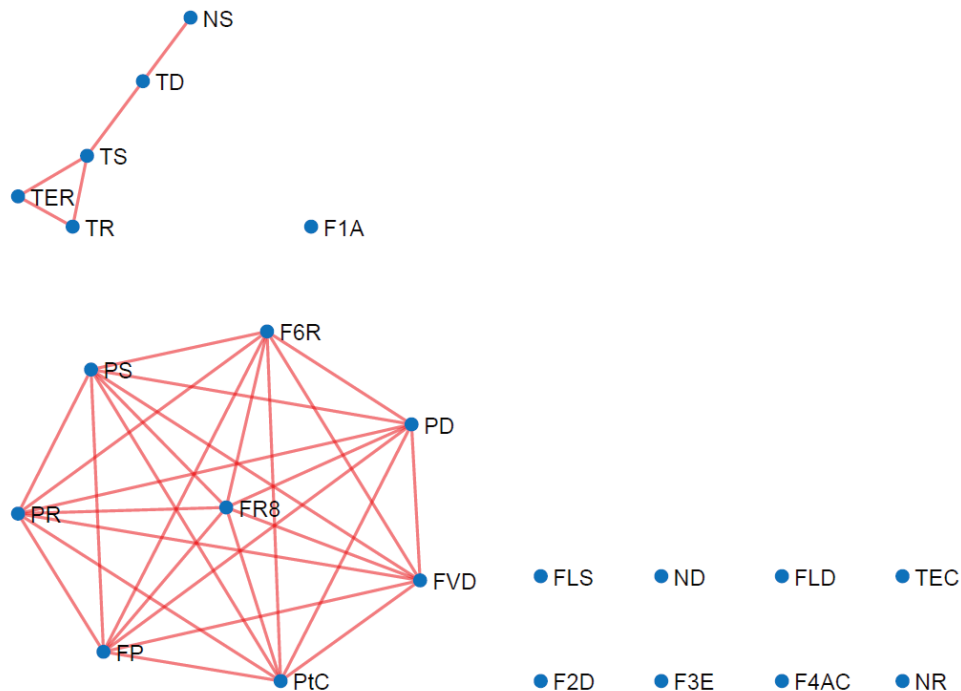


Figura 5.3: Grafo de las relaciones inversas más importantes entre variables de salida. Se observan dos componentes conexas.

cultando la extracción de conclusiones. El objetivo de esta sección es justamente facilitar la lectura e interpretación de los resultados anteriores. Retomando los datos provistos por la Fig. 5.1 es posible, descartando la información de los valores numéricos exactos de los CCP, organizar la información en forma más concisa. Esto se muestra en el grafo no dirigido que se presenta en la Fig. 5.3, donde se representan las variables de salida como nodos, mientras que las aristas entre los mismos indican correlaciones altas positivas. Pueden apreciarse claramente dos componentes conexas y varios nodos aislados. Dentro de cada componente conexa, cuando una variable aumenta, también lo hacen todas las demás. Adicionalmente, una de las componentes es un subgrafo completo<sup>8</sup>  $K_8$ , lo que significa que todas las variables se relacionan entre sí exhaustivamente. Este subgrafo  $K_8$  está compuesto por las presiones del proceso, la potencia del compresor y algunos caudales, como F6R, FVD, FP, y FR8. La otra componente conexa contiene menos miembros. La misma está constituida por las temperaturas de los equipos principales TD, TS y TR, junto con la temperatura de salida de refrigerante al reactor TER y el nivel NS del separador. Con respecto a los nodos aislados, de-

<sup>8</sup>En teoría de grafos, un grafo completo es un grafo simple donde cada par de vértices está conectado por una arista. Estos grafos se denotan  $K_n$ , donde  $n$  es el número de vértices del grafo.



be recordarse que los mismos no representan variables con correlación nula, sino correlaciones positivas por debajo del umbral.

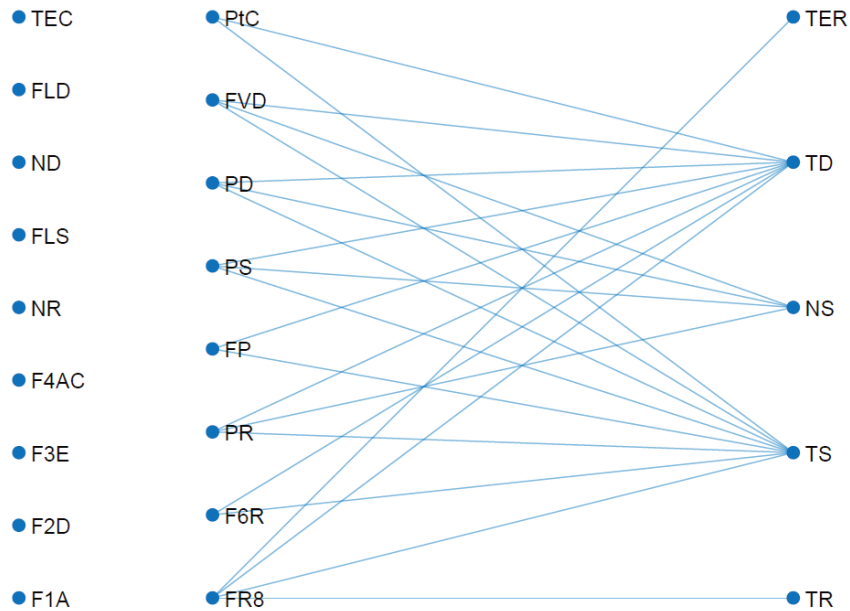


Figura 5.4: Las relaciones inversas más importantes entre variables de salida contienen un grafo bipartito.

Un procedimiento similar puede realizarse en base a la Fig. 5.2 que muestra las correlaciones negativas dominantes. En este caso se obtiene el grafo no dirigido que se muestra en la Fig. 5.4. Nótese que el conjunto de nodos que son aislados en el grafo de correlaciones positivas coincide con el conjunto correspondiente en el grafo de correlaciones negativas. Por otro lado, como aquí se trata de relaciones inversas, se debe ser más cuidadoso en la interpretación de la gráfica. En este caso, dos nodos unidos por un camino<sup>9</sup> de longitud impar están, efectivamente, relacionados en forma inversa. Pero dos nodos unidos por un camino de longitud par se relacionan en forma directa. Por ejemplo, un aumento del flujo de reciclo FR8 se relaciona con una caída en la temperatura del reactor TR (camino de longitud 1), posiblemente consecuencia de la entrada de una corriente de materia más fría que la temperatura de régimen del reactor, pero al mismo tiempo está relacionado con un aumento en la alimentación F6R al reactor (camino de longitud 2). Estas relaciones entre nodos basadas en la paridad del camino denota una estructura subyacente de grafo bipartito. En este tipo de grafo se pueden identificar dos subconjuntos de nodos que tienen intersección nula, y las únicas aristas presentes

<sup>9</sup>Se denomina camino a una secuencia de aristas que conectan dos nodos [66].

van de un subconjunto a otro, no existiendo conexiones internas entre los nodos de cada subconjunto [66]. Como consecuencia, es posible reordenar los nodos en tres columnas, como se muestra en la Fig. 5.4. La primer columna contiene los nodos aislados, mientras que las columnas restantes son los subconjuntos bipartitos. De esta forma, resulta inmediato verificar si dos variables dadas se relacionan en forma directa o inversa, según si pertenecen a la misma o a distintas columnas. Asimismo, también queda claro cuales son los nodos aislados en este caso.

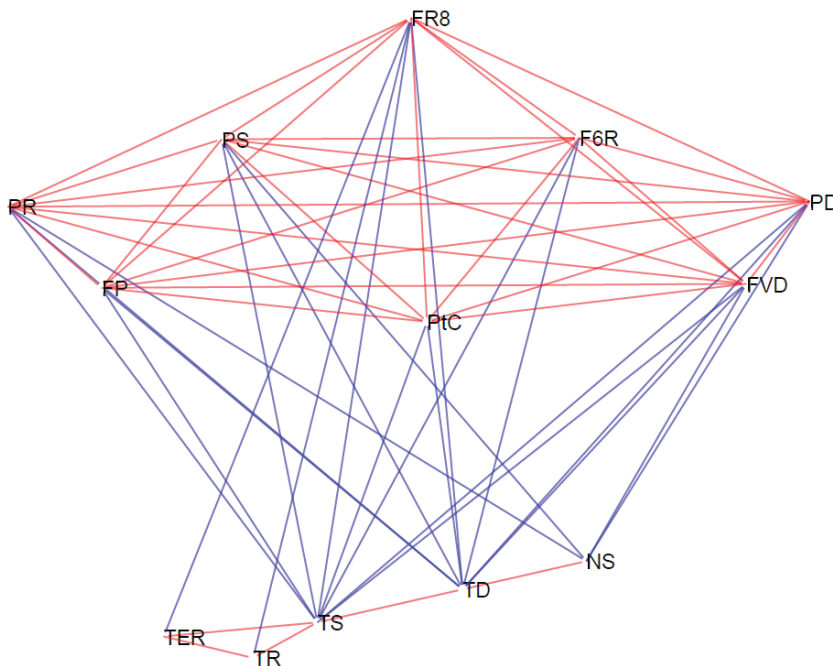


Figura 5.5: Grafo que contiene todas las relaciones más importantes, tanto directas como inversas.

Como consecuencia de observar que el conjunto de nodos aislados es el mismo para las Figs. 5.3 y 5.4, se tiene también el mismo conjunto de nodos no aislados. De manera que estos nodos influyen en forma directa sobre un conjunto de variables y en forma inversa sobre otro. Claramente, esto es solo una forma alternativa de representar las interacciones entre variables de proceso, pero que incluye el sentido en que una variable influye sobre otra. Se puede plasmar todo en un solo grafo, que por razones de visualización se proyecta en el plano a partir de un grafo tridimensional. Esto se realiza en la Fig. 5.5, en la cual se usa el color rojo para denotar las relaciones directas y el color azul para denotar las relaciones indirectas. Para no aumentar la complejidad de la gráfica innecesariamente, se removieron los nodos que eran aislados en las Figs. 5.3 y 5.4. De esta visualización se observa que hay una alta interrelación entre las dos componentes conexas del grafo

de correlaciones positivas, en el sentido que dos nodos de componentes conexas distintas (de correlaciones directas dentro de cada componente) están vinculados generalmente de forma inversa.

Finalmente, se debe tener en cuenta que las relaciones contempladas para estudiar estructuras se derivan de correlaciones, lo cual no establece un vínculo de causalidad entre ellas, ni tampoco refleja necesariamente la magnitud (ganancia) en que una variable afecta a otra.

### 5.4.5. Información Mutua

El análisis de correlaciones anterior sugiere varias conclusiones valiosas desde el punto de vista del proceso, aunque no pueden olvidarse las limitaciones mencionadas del mismo. Concretamente, solo se buscan dependencias lineales entre señales, aunque el proceso es no lineal. La falta de una funcionalidad lineal entre señales no implica que no exista una dependencia significativa entre las mismas, que deba ser tenida en cuenta.

Una medida más general de dependencia entre variables puede estar dada por el concepto de Información Mutua (IM), que es la entropía<sup>10</sup> relativa entre la distribución de probabilidad conjunta de las dos variables y el producto de las distribuciones de probabilidad individuales [14]. De esta forma, representa la información compartida por dos señales distintas, o la reducción de incerteza que se da en una variable debido al conocimiento de la otra. Es en este sentido que la información mutua puede emplearse de forma similar a como fue empleado el concepto de coeficiente de correlación. Es decir, si dos señales tienen un alto valor de IM, es posible que sea suficiente con controlar solo una de ellas. Aunque no ha sido común hasta ahora el uso de este concepto para diseño de estructuras de control, sí se han publicado numerosos resultados que revelan profundas conexiones entre las teorías de control y la de información [20].

El cálculo de la información mutua se basa en la siguiente expresión:

$$I(x, y) = \int p_{x,y}(x, y) \log_2 \left( \frac{p_{x,y}(x, y)}{p_x(x)p_y(y)} \right) dx dy. \quad (5.5)$$

La integral dada en la Ec. 5.5 se estima a partir de señales obtenidas del modelo no lineal, siguiendo la misma mecánica descrita antes para el cálculo de coeficientes de correlación. Esto significa que los valores mostrados son promedios de simulaciones con distintos vectores de entrada, que son generados aleatoriamente, y que

<sup>10</sup>En el sentido de la definición dada por la teoría de la información.

verifican un tiempo de simulación mínimo de 1 hora. Asimismo, quedan excluidas las composiciones por ausencia de un volumen de datos significativo.

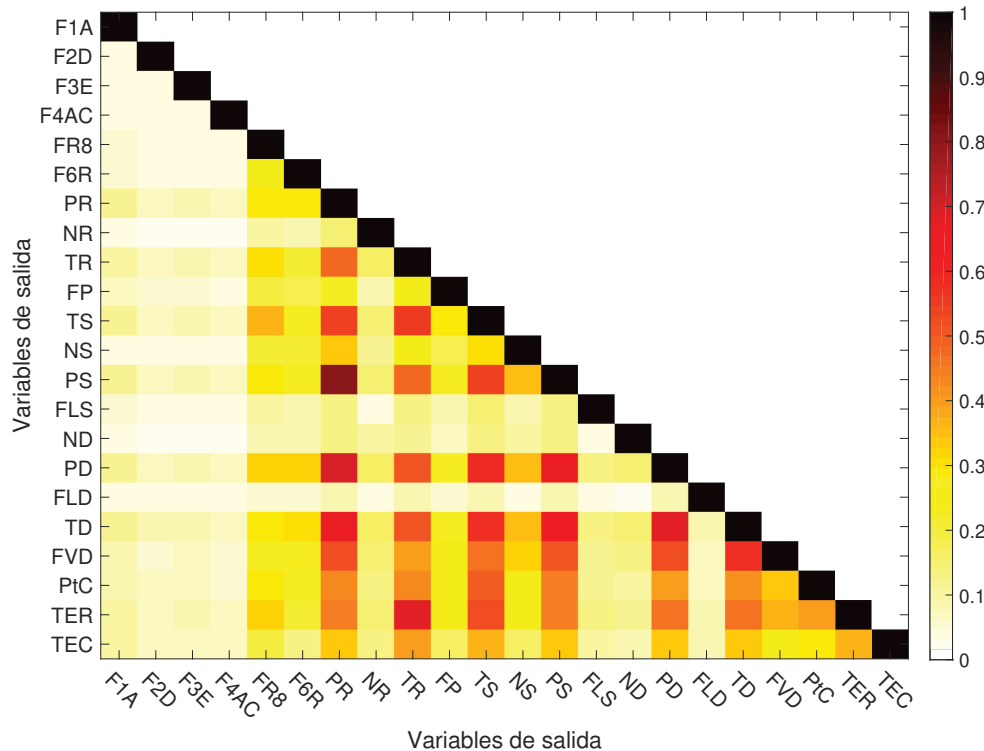


Figura 5.6: Información mutua entre las señales de salida del proceso, excluyendo las composiciones.

La Fig. 5.6 muestra un arreglo gráfico que indica los valores de información mutua entre señales de salida. Como es de esperar, los valores máximos están sobre la diagonal, y se incluyen aquí sólo como una validación parcial del cálculo. La escala de color está normalizada entre 0 y 1 para mayor claridad en la lectura. Por el mismo motivo, se excluyen los valores de la matriz triangular superior, ya que la matriz es simétrica dentro de una tolerancia menor a  $1 \times 10^{-15}$ . Excluyendo los casos triviales sobre la diagonal, se pueden obtener algunas relaciones interesantes. En particular, se confirma que PR, PS y PD se mueven en bloque, tal como se encontró en la Fig. 5.1. Además, en la misma magnitud, hay una tasa alta de información compartida entre este bloque y TD, resultado que era también evidente observando las correlaciones negativas de la Fig. 5.2. Además, se destaca el par TR y TER, como es natural, ya que es la relación entre la temperatura de reactor y la del refrigerante a la salida del mismo; así como el par TD y FVD, que resulta evidente desde el punto de vista del proceso, ya que uno de los efectos de inyectar vapor al desorbedor es aumentar la temperatura en la columna. Otros

resultados interesantes pueden derivarse de aquellos pares que no comparten información mutua. Por ejemplo, se destacan valores cercanos a cero para todos los pares que incluyen el flujo de salida del desorbedor FLD. Algo similar puede decirse de FLS, el caudal desde el separador, y con los caudales de entrada F1A, F2D, F3E y F4AC. Una explicación para ello es que estos caudales dependen casi exclusivamente de la válvula que los regula, siendo independiente de cualquier otro factor. Esta última observación se podrá verificar más adelante en la sección sobre relaciones entre entradas y salidas del proceso.

Hasta aquí todos estos resultados son confirmatorios de estudios anteriores. Este hecho puede tomarse como una validación del análisis, ya no es una técnica que se haya usado antes en la literatura con el propósito de seleccionar VC, al menos hasta donde se ha explorado en las principales publicaciones internacionales del tema. Pero esto no significa que este tipo de análisis sea meramente confirmatorio. Una ventaja de este método es que las relaciones que establece no están limitadas a una funcionalidad lineal. Sin embargo, esta generalidad tiene una desventaja, y es que no es posible discernir si la relación entre variables es directa o inversa, como podía hacerse con el método de CCP. Es por esto que aquí se resume en la Fig. 5.6 todas las relaciones, en lugar de presentarse en forma separada como se realizó con el análisis de correlaciones.

La Fig. 5.6 también ofrece resultados nuevos, especialmente en lo que hace a la ponderación de ciertas relaciones. Por ejemplo, el nivel NS tenía una alta correlación positiva con TD en la Fig. 5.1, aunque la misma es más bien baja en términos de información mutua. Algo similar ocurre con las correlaciones negativas relativamente importantes que tenía NS con respecto a las salidas FVD, PD y PS en la Fig. 5.2, que sin embargo se observan sólo en forma atenuada en la Fig. 5.6. Otro ejemplo está dado por la correlación entre el flujo de purga FP y las presiones del proceso PR, PD y PS, que son menos intensas si se observan los valores correspondientes de información mutua. A partir de estas diferencias podría pensarse en el análisis de IM como una forma de refinar las conclusiones obtenidas mediante el estudio de CCP.

Es interesante observar que ninguna entrada de la matriz representada en la Fig. 5.6 es estrictamente cero. Esto significa que el conocimiento de al menos una señal del proceso reduce la incerteza en todas las señales restantes, aunque en la mayoría de los casos esta reducción sea relativamente pequeña.

#### **5.4.6. Variables Controladas y Economía**

De la sección anterior, parece claro que el conjunto { PR, TR, TS, NR, NS, ND } representaría una estrategia que maximiza el control sobre la planta, a través de las

relaciones directas que estas variables tienen con otras del proceso. Sin embargo, consideraciones de estabilidad y operación segura son solo algunos de los criterios necesarios en el diseño. El factor económico no puede dejarse de lado.

En base a la Ec. 2.5 puede notarse que hay básicamente cuatro términos relevantes: gasto energético en el compresor, en el caudal de vapor, de reactivos y productos en el flujo de purga y de reactivos en el caudal de producto. De estos factores, dos de ellos son multiplicadores. El primero es el flujo de purga FP, que multiplica a las siete composiciones relevantes del proceso, teniendo un impacto relativo importante en el costo operativo. El segundo factor multiplicativo es el caudal de líquido de salida del stripper FLD, que multiplica solo a tres composiciones (de reactivos que se pierden en la corriente de producto), pero al ser un caudal unas 68 veces mayor a FP (ver Tabla 2.2), resulta ser también de importancia. De menor importancia relativa son la potencia del compresor PtC y el caudal de vapor FVD. De estas dos, solo se incluye la potencia del compresor, ya que FVD está considerado indirectamente en el control de temperatura, como se mostró en la Fig. 5.2 de coeficientes de correlación entre señales de salida.

En suma, por consideraciones económicas se agregarían al conjunto de VC las variables FP, FLD y PtC, con el objetivo de mantener el costo acotado en un entorno al punto de operación. Sin embargo, el principal motivo para que exista flujo de purga en el proceso es mantener acotada la concentración del subproducto F. Por ello, una posibilidad es controlar directamente esta composición CFP mediante la válvula de purga. Al hacer esto, se mejora la calidad de la corriente de productos, al tiempo que se logra manipular directamente el flujo de purga FP, eliminando el problema de caoticidad que presenta. En todo caso, se busca eliminar la mínima cantidad de inventario necesaria para acotar la concentración de F en valores aceptables. Con esta estrategia se espera que este caudal de purga sea mínimo, y la eliminación de inventario sea menor al valor nominal de la Tabla 2.2, generando un ahorro económico.

Cabe destacar que algunas de las conclusiones de esta sección, basadas solamente en consideraciones económicas del proceso, podrían ser pasadas por alto durante la aplicación de métodos de diseño de PWC fuertemente estructurados. Un ejemplo de esto es el procedimiento de Luyben presentado en el Cap. 4. Aunque este método tiene en cuenta la economía del proceso en el paso final, al llegar al mismo solo se pueden hacer contribuciones marginales a la economía, debido a que prácticamente todo el sistema de control ya fue definido en pasos previos.

## 5.5. Apareamientos Entrada-Salida

### 5.5.1. Métodos basados en modelos lineales

Esta sección recorre varios de los métodos de apareamiento más aceptados en el campo de teoría de control MIMO y PWC, como ser arreglo de ganancias relativas, matriz de participación y arreglo de índices de interacción de Hankel. Todos ellos se calculan a partir de modelos lineales que describen la planta a lazo abierto. Se describe la implementación y desempeño de cada técnica de apareamiento. Los estudios aquí presentados sugieren lazos simples, con lo cual definen en principio un control descentralizado típico. Sin embargo, la estructura de final será definida más adelante, como resultado del conjunto de análisis realizados a lo largo del capítulo.

#### Arreglo de Ganancias Relativas

El método original de RGA, propuesto originalmente por Bristol [8], es uno de los más populares para la selección de apareamientos de sistemas de control. Parte de su popularidad se debe a la simplicidad de su cálculo, ya que se computa simplemente como

$$\Lambda = G(0) \otimes (G(0)^\dagger)^T, \quad (5.6)$$

donde se emplea la transformación pseudo-inversa de Moore-Penrose, debido a que el sistema es no cuadrado y el símbolo  $\otimes$  representa el producto Schur. Además,  $G$  es la MFT de la planta en EE, aunque existen variantes que evalúan  $G$  en un rango de frecuencias [59].

Este método fue uno de los primeros que podían sugerir todos los apareamientos simultáneamente, así como desechar otras configuraciones. Además, constituye una medida de las interacciones entre entradas y salidas. Sin embargo, su alcance es limitado por varios motivos. Uno de ellos es que solo tiene en cuenta ganancias de estado estacionario, no tomando en consideración otros parámetros de utilidad, como pueden ser tiempos característicos o retardos. Es decir, no considera la dinámica, es una cuantificación válida únicamente para EE [71]. Sin embargo, se incluye su estudio por ser una técnica que en muchos casos resulta efectiva, y es ampliamente utilizada en la comunidad de teoría de control para determinar apareamientos de entrada-salida.

En la Fig. 5.7 se observa la matriz RGA en condiciones de estado estacionario para el modelo lineal LITE. Se observa que si bien hay algunos valores razonables, como la ganancia positiva entre VAC4 y PR (Apareamiento que de hecho, Luyben adopta en su diseño), esta matriz sugiere algunas conclusiones inadecuadas. Concretamente, se sabe que si todos los elementos de una fila son pequeños,

entonces la variable de salida asociada a la fila no puede ser controlada [74]. De acuerdo a esto, variables como F1A, el flujo de alimentación de A, sería incontrolable, cuando se dispone de una válvula específicamente para regular dicho flujo. Algo similar puede decirse del flujo F4AC, asociado a la válvula VAC4; y sobre el caudal FP, que está vinculado directamente a la manipulada VP6. También podría decirse que la temperatura TR de reactor es apenas controlable, cuando se disponen de al menos dos manipuladas que son relevantes térmicamente, como ser VER10 y AR12. En suma, estas conclusiones no solo son contraintuitivos, sino inconsistentes con el diseño del proceso, y sugieren que la matriz RGA es inconducente para decisiones de estructura de control. Además, se observa presencia de ganancias relativas en valor absoluto que son significativas con respecto al valor 1, que es un valor objetivo para adoptar apareamientos. Esto sugiere problemas de control.

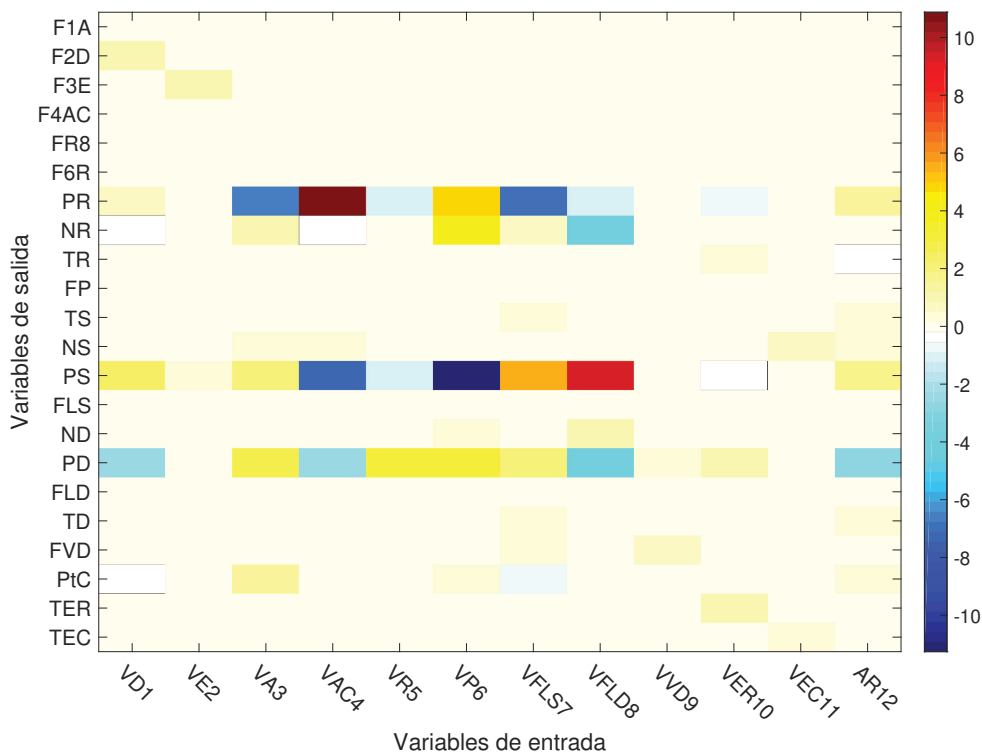


Figura 5.7: Matriz de ganancias relativas del modelo de linealización.

Basado en lo anterior, se estima que la principal fuente de problemas en el cálculo del RGA esta asociada a errores numéricos que resultan de la operación de inversión en la Ec. 5.6. La misma estaría afectada por el elevado número de condición y la pérdida de rango del modelo L1TE, que se observó en las Figs. 3.1 y 3.8. Esto



impone severas dificultades en el cálculo de la pseudo-inversa de  $G$ . De hecho, la pseudo-inversa depende de la descomposición SVD, y esta última tiene relación directa con el número de condición.

Vemos entonces que las dificultades numéricas de la linealización de la planta hacen impracticable el uso de la técnica de RGA, y con ella, posiblemente todas las variantes basadas en la operaciones semejantes sobre el modelo lineal, como ser RGA dinámico, RGA efectivo, Block Relative Gain (BRG), RGA infinito, entre otros [59]. Por otro lado, variantes más generales del concepto de ganancias relativas, como ser el Nonlinear Relative Gain Array (NRGA), dependen fuertemente de una expresión analítica del sistema, la cual no está disponible para esta planta [49].

Debido a lo expuesto anteriormente, se descartan los resultados sobre apareamientos que ofrece el método RGA.

### Matriz de Participación

Otra medida de interacción que se usa para seleccionar apareamientos de entrada y salida es la llamada Matriz de Participación (MP). Se considera una extensión dinámica de la idea subyacente del RGA clásico, excepto que su cómputo no depende de la inversión de una matriz. Su principal ventaja es la posibilidad de cuantificar interacciones que dependen de la frecuencia [83].

Los elementos de esta matriz están dados por el cociente entre la suma de los autovalores de subsistemas SISO en relación a la suma de los autovalores del subsistema completo [36], donde en este caso se entiende por subsistema al producto de los gramianos de controlabilidad y observabilidad. Es decir, si  $\Phi$  es la matriz de participación, sus elementos  $\phi_{ij}$  están dados por

$$\phi_{ij} = \frac{\text{Tr}(W_{c,j}W_{o,i})}{\text{Tr}(W_cW_o)}, \quad (5.7)$$

donde estas trazas son iguales a la suma de los autovalores de los argumentos asociados, o equivalentemente, a la suma de los cuadrados de los valores singulares de Hankel. Además,  $W_c$ ,  $W_o$  representan los gramianos de controlabilidad y observabilidad, respectivamente. Es interesante observar que al ser la traza un invariante ante cambios de base, la matriz de participación es independiente de la realización en espacio de estados.

Sin embargo, la dependencia de la matriz de participación con los gramianos constituye una limitación, debido a que los mismos no están definidos para sistemas inestables, como se explico en la Sec. 3.6. Esta situación lleva a que no se pueda

emplear modelos como el L1TE para el cálculo. Aun cuando solo se utilice la parte estable del modelo lineal completo, la matriz de participación resultante es inconducente, posiblemente debido a problemas numéricos. En cambio se emplea el modelo reducido L2TE, que resulta de eliminar de L1TE los modos inestables y los HSV de menor energía.

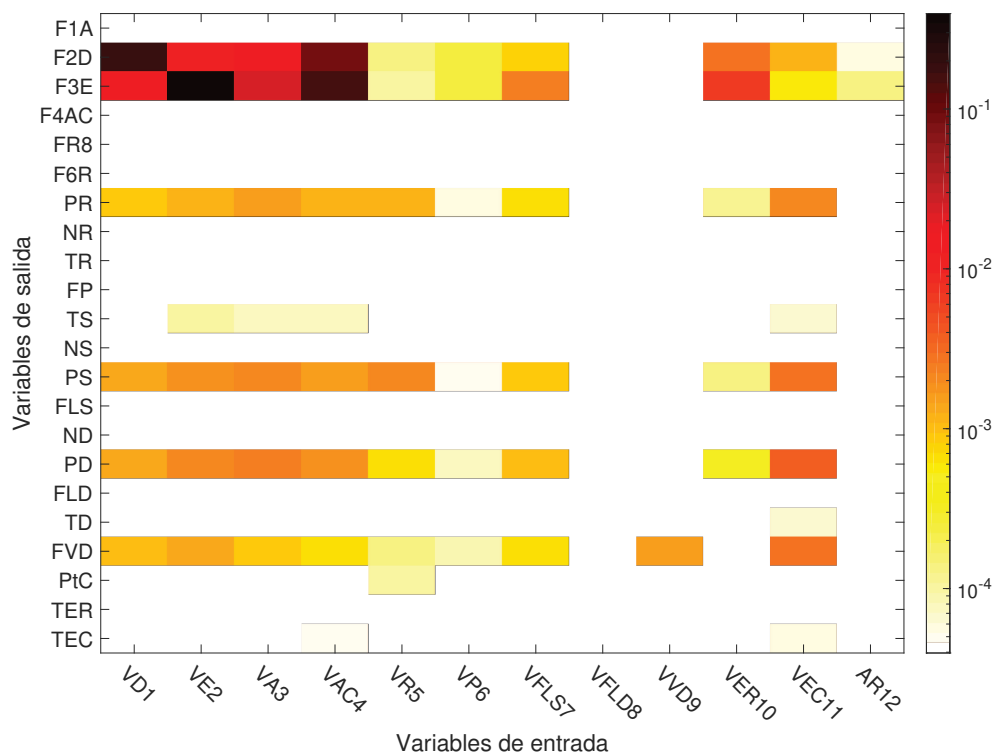


Figura 5.8: Matriz de participación del modelo lineal reducido.

La matriz de participación se representa en la Fig. 5.8. Debido a la gran diferencia de órdenes de magnitud obtenidos, la escala de color es logarítmica. Pueden observarse valores dominantes asociados a los pares (VD1, F2D) y (VE2, F3E). Para mayor claridad, en la Tabla 5.2 se observan los apareamientos que este método sugiere, seleccionados de mayor a menor magnitud de participación. Para construir dicha tabla se selecciona la VC y VM que corresponden al máximo valor de la MP. Luego se elimina la columna y fila asociados al par controlada-manipulada correspondiente, y se repite el proceso para obtener los pares restantes. Si bien los primeros dos apareamientos son razonables, la mayoría de los restantes son poco convencionales o tienen escaso sentido desde el punto de vista del proceso. Por ejemplo, el par (VEC11, PD) no parece ser el más efectivo posible, ya que la presión en el desorbedor depende de una regulación térmica en un equipo aguas

Tabla 5.2: Apareamientos sugeridos por la matriz de participación

Nº	Var. cont.	Var. manip.	Nº.	Var. cont.	Var. manip.
1	F3E	VE2	7	TS	VAC4
2	F2D	VD1	8	TEC	VFLS7
3	PD	VEC11	9	PtC	VER10
4	PS	VR5	10	TR	VP6
5	PR	VA3	11	TER	AR12
6	FVD	VVD9	12	TD	VFLD8

arriba como es el separador. Asimismo, VR5 resulta ser una manipulada que solo puede actuar en forma indirecta sobre PS. También es objetable el par (VA3, PR), ya que en términos porcentuales, el aporte del caudal volumétrico de A es menor al 1 % del total de las corrientes que ingresan al reactor. Excepcionalmente, el apareamiento dado por el control flujo de vapor FVD con VVD9 sí resulta razonable. Pero los apareamientos sugeridos a partir de la entrada N° 7 de la tabla se encuentran aun más alejados de la realidad del proceso. Esto podría explicarse a partir de la Fig. 5.8, ya que la gráfica destaca sólo unos pocos valores significativos, y el resto se encuentran varios órdenes de magnitud por debajo en cuanto a magnitudes de la matriz de participación.

Vale la pena observar que a pesar de que no todos los apareamientos son razonables, este método se desempeña mejor que el de RGA. Esto resulta tal vez inesperado teniendo en cuenta que la MP se obtiene de un modelo reducido, que contiene menos información que uno completo.

Debido a esta ligera mejora en la plausibilidad de algunos resultados con respecto a lo ofrecido por el método RGA, a continuación se explora una tercera técnica de apareamientos basada en modelos lineales.

### Arreglo de Índices de Interacción de Hankel

Esta técnica se basa en el concepto de norma de Hankel, que da la ganancia  $\ell^2$  entre entradas pasadas y salidas futuras. Matemáticamente, se define como el máximo valor de HSV

$$\|G\|_H = \sqrt{\lambda_{\max}(\Gamma_c \Gamma_o)} = \sigma_1^H. \quad (5.8)$$

La norma de Hankel presenta dos características básicas. La primera es que puede ser interpretada como una medida conjunta de controlabilidad y observabilidad de un sistema [83]. La segunda es que es independiente de la representación en espacio de estados del sistema, propiedad que hereda de ser un valor singular de

Hankel. Con esta norma se puede definir el Hankel Interaction Index Array (HIIA) a partir de los elementos  $\psi_{ij}$  que lo conforman, como

$$\psi_{ij} = \frac{\|G_{ij}(s)\|_H}{\sum_{i,j} \|G_{ij}(s)\|_H}. \quad (5.9)$$

Al igual que con el método RGA, se determinan los pares de entradas y salidas al encontrar los mayores valores de la matriz. Sin embargo, se diferencia de método RGA en que el HIIA considera los efectos dinámicos del sistema, y no solo el EE. Por otro lado, si se lo compara con el método MP, comparten el hecho de ser ambos métodos que tienen en cuenta la dinámica, así como la mecánica de cálculo por medio de subsistemas. Otra característica común es que solo pueden ser calculados usando plantas estables, por lo que en ambos métodos se usa el modelo reducido L2TE. Pero fundamentalmente, ambos métodos se basan en invariantes del producto de gramianos ante transformaciones lineales de la representación en EE. Concretamente, la MP se obtiene de la trazas, como se muestra en la Ec. 5.7 y el HIIA se calcula a partir del autovalor dominante del producto de gramianos, como se muestra en la Ec. 5.9. Una diferencia entre estos métodos es que emplean invariantes diferentes, sea la traza en el caso de la MP o los autovalores del producto de gramianos en el caso del HIIA, con lo cual, en principio, los apareamientos sugeridos podrían ser diferentes.

El arreglo se muestra en la Fig. 5.9. Al igual que con la matriz de participación, aquí predominan las magnitudes de unos pocos valores, mientras que el resto se ubica varios órdenes de magnitud por debajo, razón por la cual la escala de color que se representa es logarítmica. Esto sugiere que posiblemente sólo los primeros apareamientos sean relevantes, asociados a las mayores  $\psi_{ij}$ , al igual que ocurrió con el análisis de MP.

Tabla 5.3: Apareamientos sugeridos por la el arreglo de índices de interacción de Hankel

N°	Var. cont.	Var. manip.	N°	Var. cont.	Var. manip.
1	F3E	VE2	7	TS	VAC4
2	F2D	VD1	8	TEC	VFLS7
3	PD	VEC11	9	PtC	VER10
4	PS	VR5	10	TR	VP6
5	PR	VA3	11	TER	AR12
6	FVD	VVD9	12	TD	VFLD8

Los apareamientos recomendados que se deducen de arreglo se presentan en la Tabla 5.3. Aunque puede no resultar evidente a partir de la observación del mapa

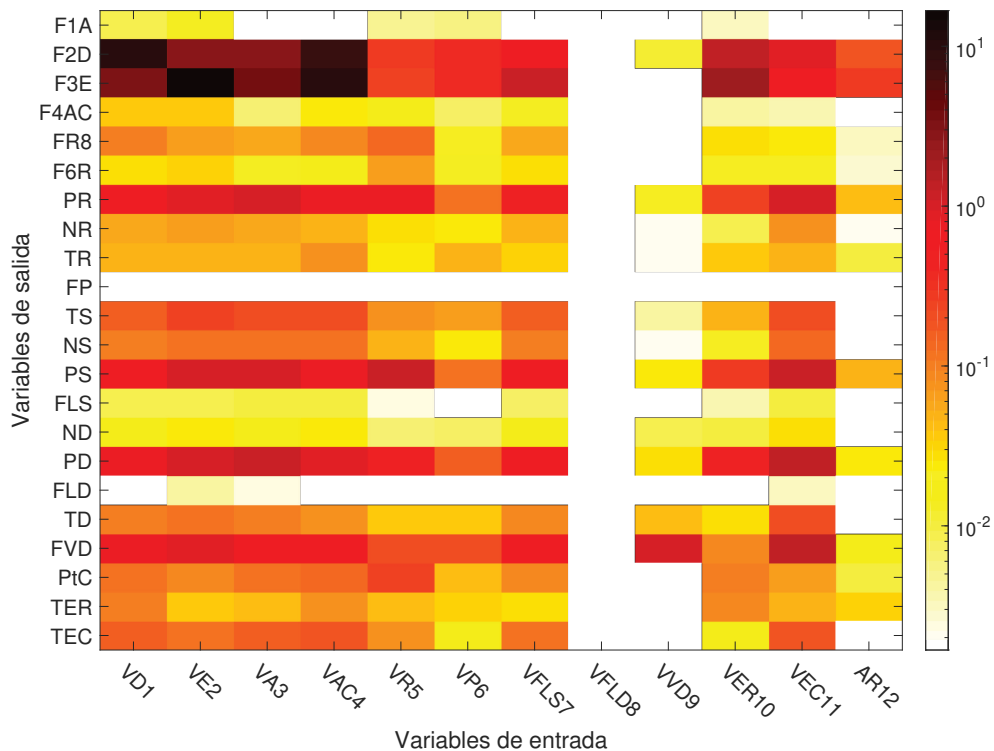


Figura 5.9: Arreglo de índices de interacción de Hankel para el modelo lineal reducido

de colores, los apareamientos sugeridos coinciden con correspondientes al método de MP. Debido a ello, la discusión básica sobre los resultados es idéntica a la realizada para MP. Como conclusión, puede decirse que la técnica HIIA tampoco es apropiada para el problema bajo estudio.

Conviene recordar que la válvula VA3 solo afecta una proporción mínima del caudal volumétrico que ingresa en el reactor, con lo cual su influencia sobre la presión PR debería ser relativamente pequeña. Sin embargo, esto no es lo que métodos como RGA, MP o HIIA sugieren. Este contraste pone en relieve una problemática que, en realidad, es común a diversas técnicas de apareamiento. Y es que las mismas analizan el sistema a partir de las dinámicas internas, pero sin considerar la importancia relativa de una entrada con respecto a otra. Particularmente, notar que todas las manipuladas están normalizadas entre 0 y 100 % de apertura, pero también es cierto que todas transportan en principio un caudal distinto, que mayormente está determinado por las bombas/compresores aguas arriba del proceso por un lado; y por el diámetro de las cañerías, que deriva del diseño del proceso, por otro.

En todo caso, es claro que los métodos de apareamiento estudiados hasta aquí no resultan del todo satisfactorios. Debido a que el problema de origen puede estar en los errores numéricos inducidos por manipular un modelo lineal, se procede a estudiar datos directamente obtenidos a partir de la planta original.

### 5.5.2. Métodos basados en la planta no lineal

Los métodos de apareamientos sobre modelos lineales de la planta, presentados anteriormente no resultan del todo fiables con respecto a cada uno de los pares sugeridos, existiendo apareamientos que no tienen sentido desde el punto de vista del proceso. Esto es válido incluso teniendo en cuenta que hay una correspondencia entre métodos conceptualmente relacionados como el de MP y el de HIIA, con lo cual podrían descartarse problemas numéricos asociados a este tipo de técnicas. Pero persiste el problema de usar un modelo lineal, que puede no ser del todo representativo del modelo no lineal. Para evitar los inconvenientes que podrían existir este efecto, queda entonces por explorar la existencia de métodos de apareamiento basados en datos obtenidos del sistema no lineal.

#### Correlaciones Entrada-Salida

Así como se analizaron las correlaciones entre las salidas con el fin de reducir la dimensionalidad del problema de selección de VC, en esta sección se estudian las correlaciones entre las potenciales manipuladas y las salidas del proceso.

En la Fig. 5.10 se presentan los resultados, en una escala de colores centrada en cero (sin color), para apreciar los signos y magnitudes de cada coeficiente de correlación. Este análisis revela claramente las relaciones más directas entre manipuladas y controladas. Así, por ejemplo, es natural que la válvula VD1 afecte primordialmente al caudal F2D que pasa a través de la misma. Algo similar puede decirse de los pares (VE2, F3E), (VA3, F1A), (VAC4, F4AC), (VFLS7, FLS), (VP6, FP) y (VFLD8, FLD); siendo todos estos pares dados por la válvula y el flujo asociado a la misma. Tal vez sea más interesante observar lo que ocurre con otras variables manipuladas, como la válvula VR5 de reciclaje del compresor, que influye de forma distribuida sobre diversas salidas. Más precisamente, VR5 afecta en forma inversa al flujo FR8 de reciclaje, y por medio del mismo a la corriente F6R de alimentación al reactor. También puede apreciarse que VR5 afecta en forma directa la potencia PtC del compresor, lo cual es de esperar debido a la función de esta válvula en el proceso. Notar que aunque las magnitudes de estos CCP son relativamente pequeñas, constituyen los valores más importantes para VR5. Las manipuladas restantes no muestran una relación lineal significativa con las variables de salida, esto puede deberse a no linealidades como pueden

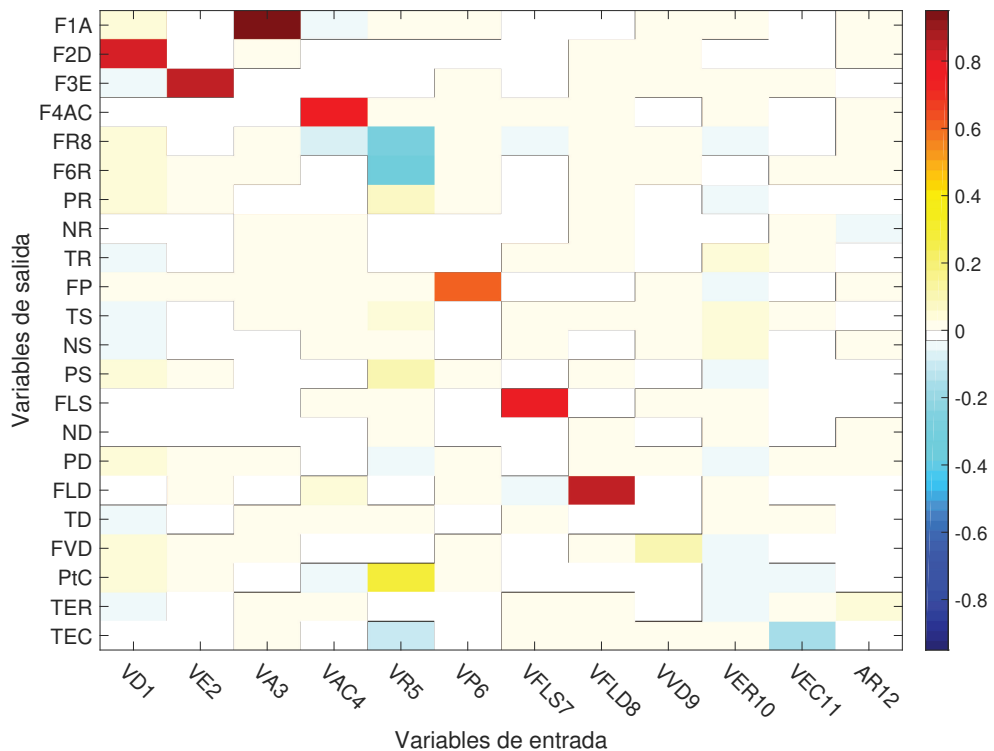


Figura 5.10: Coeficientes de correlación medios entre entradas y salidas.

ser tiempos muertos. Así, la válvula VVD9 apenas influye sobre las variables de salida, mostrando una ligera relación con FVD. Igualmente, la válvula de enfriamiento de reactor VER10 influye en forma muy atenuada sobre diversas variables, incluyendo la temperatura de salida del refrigerante al reactor TER, que conceptualmente sería la más cercana desde el punto de vista del proceso. No es el caso de la válvula de enfriamiento del condensador VEC11, cuya influencia se concentra primordialmente sobre TEC, y en forma inversa como se espera. Finalmente, la velocidad de agitación no afecta prácticamente a ninguna variable en forma significativa mediante este análisis.

### Información Mutua Entrada-Salida

Se puede cuantificar la información mutua entre las señales de entrada y salida para examinar si existe alguna otra relación no revelada por los análisis anteriores sobre apareamiento.

En la Fig. 5.11 se muestra la gráfica de IM de entrada-salida. En este caso, como todos los valores son positivos se emplea una escala de colores únicamente cálidos.

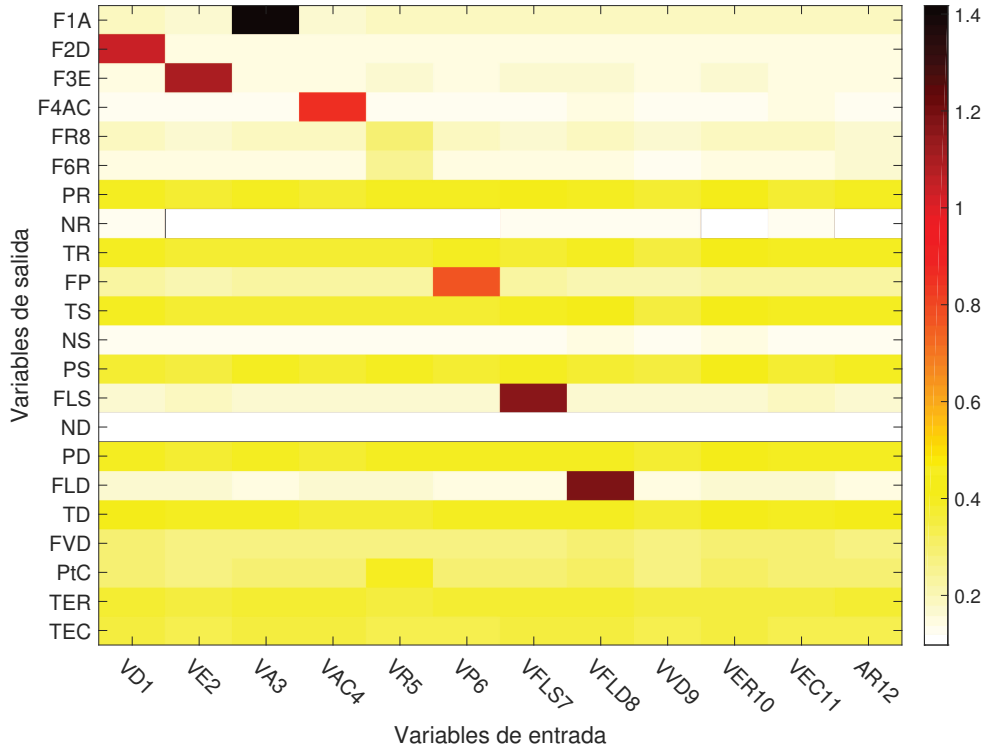


Figura 5.11: Información mutua entre entradas y salidas.

dos. Los tonos más claros indican las relaciones más débiles. De estos resultados parece evidente que este análisis no ofrece conclusiones significativas nuevas con respecto a las obtenidas mediante el estudio de correlaciones. Tal vez lo más distintivo es que en esta gráfica se observa con mayor claridad que los niveles NR, NS y ND no parecen compartir información en absoluto con el resto de las potenciales manipuladas. En todo caso, se puede pensar en este análisis como confirmatorio de las conclusiones obtenidas antes con correlaciones.

Una forma de profundizar sobre los apareamientos es remover las variables de salida dominantes en la Fig. 5.11 y observar la importancia relativa de las relaciones remanentes. Para esto basta tomar el análisis de IM, pues como se ha visto, ofrece información similar al análisis de correlaciones.

La gráfica reducida resultante verse en la Fig. 5.12. En esta gráfica queda en relieve que VR5 afecta mayormente a PtC, seguido por los caudales FR8 y F6R de reciclaje al reactor. También resulta interesante que las principales temperaturas TR, TS y TD, así como las presiones asociadas PR, PS y PD se encuentran en general con valores de IM muy distribuidos sobre todas las potenciales manipuladas. En menor medida, se puede concluir algo similar para FVD, TER y TEC.



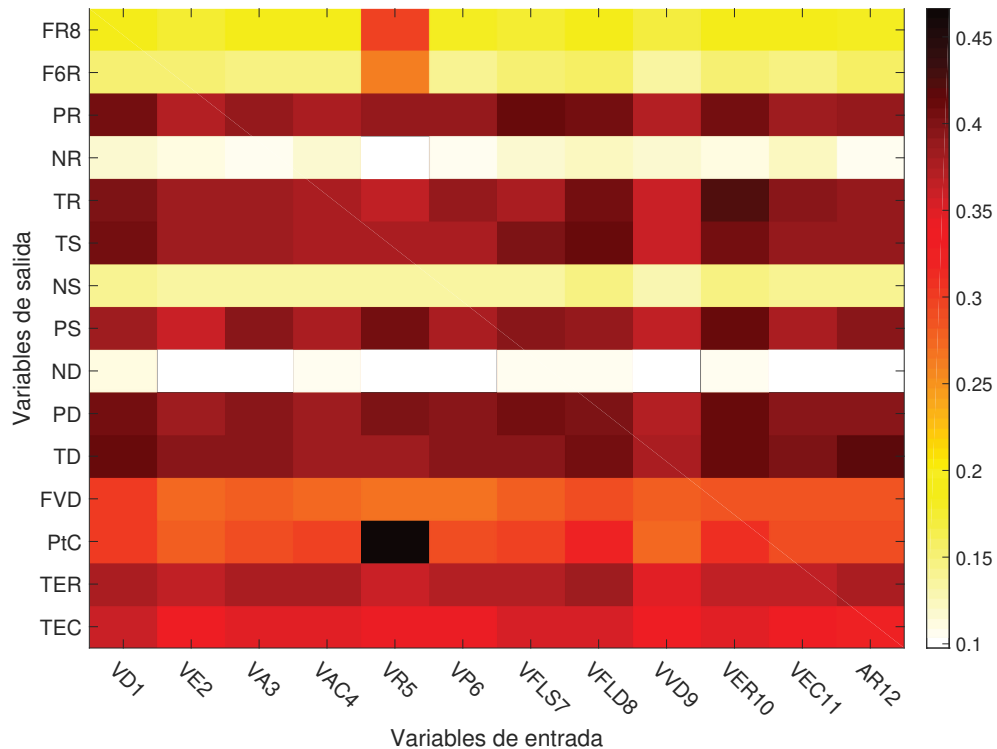


Figura 5.12: Información mutua sin las variables de salida dominantes.

Operativamente, esto significa que si se decide no controlar las variables de salida dominantes, se debería distribuir el esfuerzo de control sobre las variables de salida restantes.

De las Figs. 5.10 y 5.11 podría pensarse que una estrategia de control eficaz debería basarse sólo en las relaciones VM-VC más obvias. Sin embargo, debe tenerse presente que las variables controladas aquí sugeridas, como F1A, F2D, F3E y FLS, son relativamente irrelevantes respecto a los principales objetivos de diseño: producción, cumplimiento de restricciones, costos, entre otras. Es aquí donde toma mayor importancia el análisis de relaciones entre variables de salida, vista en la sección anterior. Por ejemplo, el flujo FP de purga tiene una correlación negativa con TS y TD, como se muestra en la Fig. 5.2. Esto significa que aunque en principio se está manipulando sólo un caudal, se está afectando el balance térmico del separador y del desorbedor. Basándose en la Fig. 5.1 de correlaciones positivas entre salidas, algo similar puede decirse FVD y las presiones del proceso, o sobre FP y PtC. En definitiva, ante la información más bien obvia del análisis realizado en esta sección, el estudio de estructura de salidas realizado en la sección 5.4.3 toma una mayor importancia con respecto a la estrategia de control. Adi-

cionalmente, la Fig. 5.12 sugiere que las acciones de las manipuladas deberían deslocalizarse sobre distintas variables de salida.

## 5.6. Tiempos Muertos

El conocimiento de los tiempos muertos del proceso es crucial a los fines de diseño del sistema de control, debido al impacto que tienen sobre los márgenes de estabilidad del propio sistema [71]. Numerosos métodos de diseño de controladores los tienen en cuenta explícitamente, desde los más sencillos como el de predictor de Smith hasta métodos más sofisticados como el de MPC.

En los análisis de las secciones anteriores sobre selección de VC y apareamientos se evalúan señales de forma sincrónica. En esta sección se intenta estimar el retraso relativo o desfase que puede existir entre señales por la presencia de tiempos muertos. Para esto se evalúan distintas técnicas, empleando información sobre las entradas y salidas del código no lineal de TE a lazo abierto. El objetivo de esta sección es aportar información adicional que pueda complementar o modificar los análisis anteriores con el fin de determinar la estructura de control final.

Deben distinguirse dos tipos de tiempos muertos, el verdadero y el aparente. El primero es aquel directamente asociado al proceso físico-químico; el segundo, surge de aproximar procesos de alto orden con órdenes menores y tiempos muertos [79]. Sin embargo, en la planta TE no es posible discriminar completamente uno de otro, justamente por la ausencia de un modelo de primeros principios. En cambio, estas cantidades solo pueden ser estimadas.

Aunque en la planta TE no se tiene información sobre los retardos en general, si se conocen los tiempos de muestreo asociados a las composiciones [19]. Los mismos son relativamente grandes debido a que las determinaciones analíticas requieren de un lapso significativo en comparación a los parámetros dinámicos del resto del proceso. Esto hace que dichos tiempos de muestreo puedan tomarse prácticamente sin error como los retardos intrínsecos de las composiciones correspondientes. Sin embargo, prevalece la incógnita sobre la presencia de retardos asociados a otras variables relevantes del proceso.

Para la estimación se examinaron enfoques con diversos soportes teóricos, pero la mecánica de generación de señales a partir del modelo no lineal se mantuvo igual a la empleada en secciones anteriores. Por otro lado, en todos los casos que se describen a continuación se evalúan las señales de a pares. Las composiciones, al igual que en los análisis anteriores, no se procesan aquí por no poder relevarse un volumen de datos significativo.

Uno de los métodos evaluados se basa en modelos tipo ARX [79]. Esta técnica recorre un rango de posibles de retardos hasta encontrar el valor que minimiza el residuo entre los datos reales y los que predice el modelo. Se observan resultados consistentes entre diversas simulaciones. Sin embargo, el método es paramétrico, requiere especificar los órdenes del modelo, un intervalo posible de tiempos muertos y el número máximo de pruebas de ajuste a realizar. Este método ofrece buenas estimaciones solo si se cumple que los órdenes del modelo son los adecuados y no hay elementos estocásticos presentes en el conjunto de datos [37]. Aparte de la sensibilidad paramétrica, se observa que no se cumple la antisimetría esperada para esta propiedad, ya que si una variable está atrasada con respecto a otra, esto es equivalente a decir que la última está "adelantada" con respecto a la primera.

Otro método, quizás algo más tradicional, es el uso de correlaciones cruzadas lineales para estimar tiempos muertos. Dentro de las técnicas evaluadas, es la más económica computacionalmente, y presenta resultados consistentes entre simulaciones. Aunque este método no es paramétrico, está limitado a relaciones lineales entre variables. Por otro lado, para evitar estimaciones espurias, se exige un nivel alto de correlación cruzada, lo que lleva a una estructura rala de tiempos muertos entre variables. Finalmente, este método tiende a subestimar fuertemente los valores de retardos con respecto a los correspondientes predichos por el modelo anterior.

Las limitaciones de los métodos anteriores llevaron a implementar una técnica llamada Information Theoretic Delay Criterion (ITDC), basada en la teoría de la información [50]. Esta se ha mostrado robusta y general, aunque no ha llegado a popularizarse posteriormente a su publicación. Si bien hace uso del concepto de información mutua, el procesamiento es muy distinto al de la sección anterior. Dadas dos señales discretas  $x, y$  que vienen de un proceso estocásticamente estacionario<sup>11</sup>, se fija un intervalo de amplitud  $2M$  y un índice  $m$  a partir de los cuales se definen las porciones pasadas y futuras de las señales. Por ejemplo, para la señal  $x$  queda

$$P_x^T(m, M) = [x_{m-M}, \dots, x_{m-1}]^T, \quad (5.10)$$

$$F_x^T(m, M) = [x_m, \dots, x_{m+M-1}]^T. \quad (5.11)$$

<sup>11</sup>Se denomina así a todo proceso cuya distribución de probabilidad se mantiene constante en todos los instantes de tiempo. Debido a que la planta TE es en sí misma determinista, y a que la única fuente de azar es la adición de ruido en las señales (descrita en el Cap. 1), puede considerarse que el proceso es estocásticamente estacionario

Estas expresiones se concatenan entre sí en función de un valor de desplazamiento  $j$ . Así, para la parte pasada, queda

$$P(m, j, M) = [P_x^T(m, M), P_y^T(m + j, M)]^T. \quad (5.12)$$

La porción futura  $F$  se define en forma análoga. Luego se aproximan los límites cuando  $M \rightarrow \infty$  de la información mutua siguiente

$$I_j(x, y) = \lim_{M \rightarrow \infty} I(P(m, j, M), F(m, j, M)). \quad (5.13)$$

Notar que la notación sugiere, en el miembro izquierdo de la ecuación, que la información mutua  $I_j$  es independiente del parámetro local  $m$ . Este es de hecho el caso, debido a que el proceso es estocásticamente estacionario. Finalmente, se encuentra el valor de  $j$  para el cual el valor  $I_j$  de IM es mínimo, es decir

$$\tau = \underset{j}{\operatorname{argmín}} I_j(x, y). \quad (5.14)$$

Este valor  $\tau$  representa el *delay* o retardo, ya que expresa el mínimo transporte de información entre el pasado y el futuro.

Entre las ventajas de esta técnica se pueden mencionar que no depende de un modelo generativo<sup>12</sup>. Además, puede procesar relaciones no lineales entre las señales y la estimación de retardo carece de ambigüedad, ya que la función de información mutua tiene un único mínimo. Tal vez la hipótesis más restrictiva que asume sea que las señales comparten una distribución normal multidimensional, pero aún con este supuesto es un método más general que los anteriores. Como desventaja, se observa en la implementación que esta técnica es computacionalmente más costosa que las anteriores.

El algoritmo desarrollado ofrece resultados consistentes, relativamente anti-simétricos y con ordenes de magnitud razonables desde el punto de vista del proceso. Cabe destacar que cuando el orden  $M = 1$ , esta técnica es equivalente al método de correlaciones cruzadas mencionado anteriormente. En adelante, solo se presentan resultados asociados a la técnica ITDC.

<sup>12</sup>Dadas dos variables aleatorias  $X, Y$ , un modelo generativo es un modelo estadístico de la probabilidad conjunta de  $X$  e  $Y$ .

### 5.6.1. Tiempos Muertos entre Salidas

La literatura de control se concentra mayormente en el concepto de tiempos muertos entre variables de entrada y de salida. Sin embargo, en esta sección se propone examinar si existen tiempos muertos relevantes entre variables de salida. Aunque este enfoque puede parecer poco convencional, se debe considerar que muchas variables de salida están fuertemente vinculadas a manipuladas, por ejemplo el flujo F1A y la válvula VA3 asociada a la misma corriente. Incluso si la relación entre variables de salida y manipuladas no fuera obvia, se debe tener presente que se está analizando una planta completa. El conocimiento de tiempos muertos entre variables de salida para la planta completa puede arrojar luz sobre las dinámicas internas que existen entre las distintas operaciones unitarias. La razón para esto subyace en como se vinculan las operaciones unitarias del proceso. Por ejemplo, si aumenta el caudal FLS de líquido desde el separador, es posible que esto afecte eventualmente al caudal FLD de líquido desde el desorbedor, ya que el FLS es una entrada para el desorbedor (a pesar de ser una salida del modelo). Este tipo de relaciones internas puede dar información adicional útil para ciertas decisiones de diseño, como puede ser definir las VC.

En la Fig. 5.13 se aprecian los resultados de la técnica ITDC. Como es de esperar, se verifica que la diagonal es nula y que la matriz tiende a ser antisimétrica. Nótese que la antisimetría no es estricta, lo cual sugiere errores intrínsecos del método. También se verifica que no hay tiempos muertos apreciables de las variables de flujos de entrada entre sí, lo cual es lógico teniendo en cuenta su condición de entradas al sistema. Es importante notar que los tiempos muertos son menores en general que los asociados al muestreo para mediciones analíticas, pero en ciertos casos llegan a estar en el mismo orden, con hasta 9 minutos de tiempo muerto. Para mencionar algunos de los valores más importantes, se destaca el retardo del NR con respecto a PR, lo cual es previsible dada la inercia asociada a la variable nivel. Asimismo, el retardo de TD con respecto a TR demarca un retraso temporal entre la actividad térmica del reactor y el punto de operación en el desorbedor. Además, posiblemente debido a los reciclos del proceso también hay valores destacados de retardo entre NR y varias cantidades asociadas a equipos aguas abajo del reactor, como ser PS, PD, FR8 y FVD. Notar que un valor negativo indica que la variable retrasada se encuentra en el eje horizontal. Por ejemplo, el caudal de vapor FVD está adelantado con respecto a la temperatura TER de agua de enfriamiento del reactor si se observa la entrada correspondiente por encima de la diagonal. Este fenómeno también sería producto del reciclo de proceso.

En suma, se ensayaron distintos métodos para estimar tiempos muertos en el proceso. El método más adecuado para el problema bajo estudio emplea también el concepto de IM, aunque de una forma distinta a la usada para seleccionar VC.

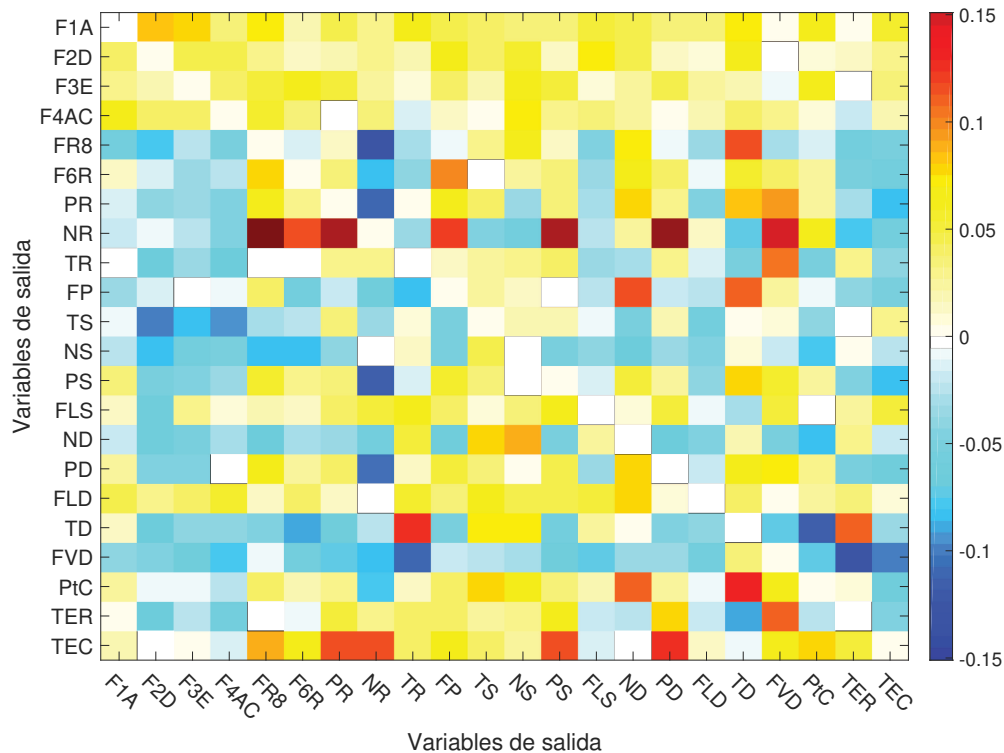


Figura 5.13: Estimación de retardos salida-salida en horas, excluyendo las composiciones.

Se obtienen así los tiempos muertos para las variables continuas de proceso, observándose que no son demasiado significativos. Esta última característica resulta útil para apoyar la factibilidad de los análisis anteriores de correlaciones e información mutua, ya que en los mismos el procesamiento de señales es sincrónico, es decir, sin considerar desplazamientos entre señales.

### 5.6.2. Tiempos Muertos de Entrada-Salida

El estudio de tiempos muertos anterior se complementa con el análisis correspondiente entre entradas y salidas. Al igual que antes, se emplea la misma técnica ITDC.

Los resultados se presentan en la Fig. 5.14. En primer lugar, notar que la mayoría de los valores son negativos, lo que indica que el accionar de las manipuladas precede a las alteraciones en las variables de salida, lo cual es de esperar en general. Esto constituye una suerte de verificación de consistencia del método.

De la misma figura se puede verificar que las relaciones entre manipuladas y sali-

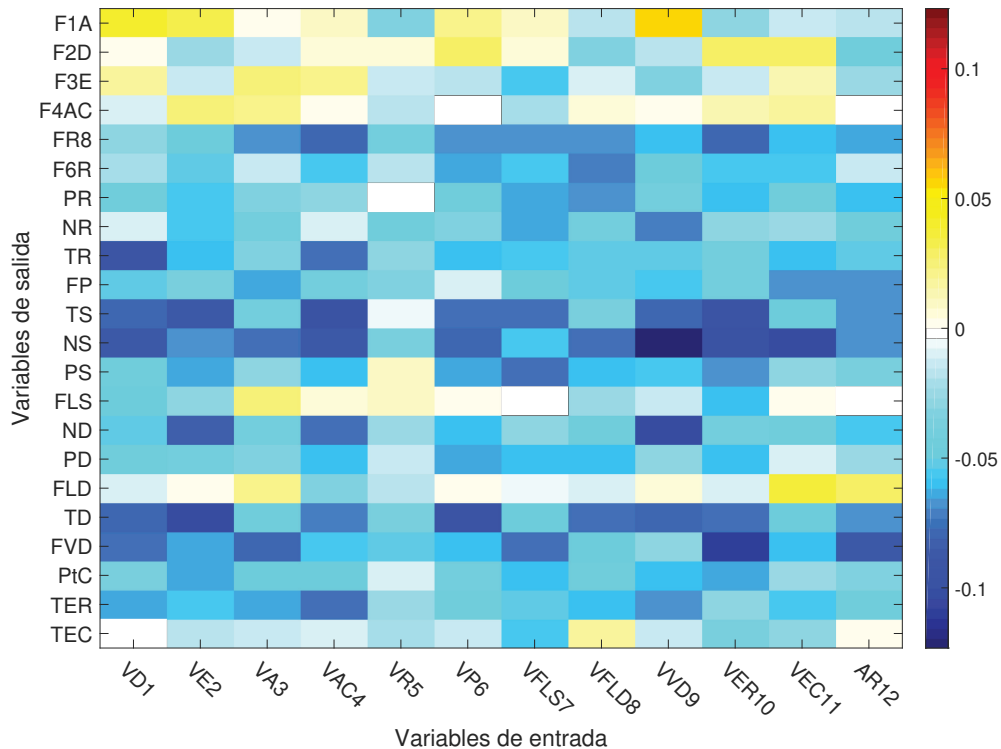


Figura 5.14: Estimación de retardos entrada-salida en horas, excluyendo las composiciones.

das que comparten gran cantidad de información (ver Figs. 5.10,5.11) en general tienen valores muy bajos de tiempos muertos, pero no siempre nulos. Por ejemplo, el delay entre F3E y VE2 es de  $-0.01$  h, esto es, unos 36 s de adelanto entre la válvula y el flujo. Sin embargo, hay que tener en cuenta que el método no es del todo confiable para valores pequeños, como se dedujo antes de la Fig. 5.13 a partir de la falta de una simetría estricta a través de la diagonal. En este sentido, el peor caso observado entre una válvula y el caudal que la misma regula se da entre FVD y VVD9 con un valor de unos 0.05 h, equivalente a unos 3 min. Se esperaría que la dinámica entre una válvula y el caudal que la misma regula sea relativamente rápida. Pero la misma puede ralentizarse si existen tiempos característicos apreciables de actuación, como puede encontrarse por ejemplo en dispositivos neumáticos. De hecho, Downs y Vogel reportan que no se incluyen las dinámicas rápidas de los transmisores, sugiriendo que los actuadores sí fueron contemplados [19].

Cabe mencionar que los tiempos muertos máximos toman valores de hasta unos  $\pm 7,2$  min. Si bien están en el orden de la tasa de muestreo de algunas de las

composiciones, no constituyen valores que condicionen severamente la operación de la planta. Además, estos máximos se dan entre relaciones entrada-salida que son indirectas, o incluso que no tienen una relación evidente, como es el caso de VVD9 y F1A. Todo esto reafirma la idea de que no son retardos que condicionen en forma determinante al diseño de control.

## 5.7. Controladores Fraccionales

Teniendo en cuenta el análisis sobre los tiempos muertos presentado en la sección anterior, es recomendable tener algún medio para introducir modos con adelanto de fase y compensar así las dificultades que los mismos imponen. No obstante, debido a la presencia de ruido en todas las señales, fijar una acción derivativa puede resultar más perjudicial que benéfico, por la amplificación de las variaciones de alta frecuencia propias del ruido. Esto sigue siendo cierto incluso si los coeficientes asociados a la acción derivativa son pequeños, ya que no hay una cota para derivadas de variaciones suficientemente rápidas. Sin embargo, existe una forma de soslayar este problema. Debe recordarse la definición de los controladores fraccionarios de tipo  $PD^\mu$ , dada por la Ec. 1.1 en el Cap. 1, que a su vez retoma la notación usual de la bibliografía [51]. En dicha ecuación, el parámetro  $\mu$  representa el orden de derivación. Su valor permite, justamente, regular el grado de acción derivativa al variar este parámetro en su rango de valores posibles  $\mu \in [0, 1]$ . Cuando  $\mu = 0$  se tiene un control de modo solo proporcional, ya que no hay acción derivativa; mientras que cuando  $\mu = 1$ , se aplica una acción derivativa convencional. Este enfoque es muy distinto al de simplemente ajustar el coeficiente que multiplica la acción derivativa, por la falta de acotación sobre la derivada de la señal de ruido, como se mencionó anteriormente.

Cabe mencionar que el tratamiento típico para aplicar acción derivativa en plantas con señales ruidosas es mediante filtros. Existe una numerosa familia de ellos que pueden ensayarse sobre la planta, aunque muchos de ellos se diseñan en base a simulaciones sobre sistemas lineales. Pero el concepto de filtro es tan general, que los propios controladores de tipo  $PI^\lambda D^\mu$  pueden considerarse como tales. El argumento que prima entonces es el de la simplicidad. Si, como se argumentó antes, los controladores  $PD^\mu$  ya habilitarían la operación estable de la planta, entonces debe ensayarse este diseño más simple en primer lugar, y en todo caso explorar más adelante si filtros adicionales sobre la señal pueden aportar alguna ventaja. Es exactamente por el mismo motivo que se eligió un sistema de control descentralizado en primer lugar. Esto es, para procesar sólo los errores más significativos y acotar así el número de parámetros de ajuste del sistema de control.

Se podría argumentar que en términos de simplicidad, el enfoque de Luyben pre-



sentado en el Cap. 4 estaría entre los más sencillos posibles. Esto es correcto, pero debe recordarse también que presentaba algunos problemas de desempeño. Debido a ello y a la novedad que significa incorporar los controladores  $PD^{\mu}$  en plantas reales, en esta tesis se explora esta posible solución.

Finalmente, cabe la posibilidad de incluir una acción integral en los controladores, sea de tipo fraccional o no. Sin embargo, esto presenta más inconvenientes que ventajas. En primer lugar, la planta ya presenta comportamiento integral, como se observó en el capítulo 3 mediante la presencia de polos prácticamente nulos. En segundo lugar, agrega retraso de fase, motivo por el cual contrarrestaría la acción derivativa en forma parcial o total. Como resultado, se tendría una planta con aproximadamente los mismos márgenes de estabilidad pero con un espacio de parámetros de ajuste de mucha mayor dimensión. En tercer lugar, uno de los principales objetivos de la acción integral es lograr *offset* nulo. Pero en este caso conviene priorizar el desempeño global de la planta en términos de estabilidad y economía de proceso, siendo el *offset* nulo de variables intermedias un criterio de desempeño secundario. Esto último podría generalizarse, hasta cierto punto, a cualquier planta química completa.

## 5.8. Estructura Final

Los análisis anteriores se complementan y permiten obtener algunas conclusiones útiles para definir una estructura de control final. Los siguientes párrafos retoman los resultados principales previos para sintetizar la solución de control.

Del reconocimiento de la planta TE como un sistema caótico se sabe que conviene tener cierto grado de control sobre la variable FP, ya que es la que expresa caoticidad con mayor probabilidad. También es posible que controlar las composiciones sea beneficioso desde el punto de vista de la estabilidad del proceso, aunque las muestras para estos resultados son demasiado pequeñas y por ende, las conclusiones al respecto son débiles. Finalmente, los niveles NR, NS y ND tienen un valor  $p$  cercano a cero. Esto sugiere que el grado de confiabilidad sobre el cálculo del coeficiente  $\lambda$  es bajo. En consecuencia, es posible que un control activo sobre estos niveles facilite la estabilización de la planta.

De los análisis de GDL se tienen 14 grados de libertad estáticos y 18 dinámicos. Esto sugiere que pueden en principio seleccionarse las 12 variables de entrada como manipuladas sin generar conflictos en el sentido de tener un sistema sobredeterminado, con más ecuaciones que incógnitas. De todas formas, se busca privilegiar el diseño más sencillo posible por razones de operación industrial.

### 5.8.1. Relaciones Entrada-Salida como Núcleo del Problema de Control

El estudio del apareamiento entrada-salida de la Sec. 5.5 puso de manifiesto la limitación de los métodos basados en modelos lineales. Más precisamente, los análisis RGA, MP e HIA revelaban conclusiones claramente inadecuadas desde el punto de vista del proceso. Por ejemplo, el RGA sugería que no era posible regular el caudal F1A, siendo que la válvula VA3 se encarga justamente de ello. Aún cuando algunos de los pares sugeridos podrían ser razonables, los resultados insatisfactorios ponen en duda la confiabilidad de estos métodos para el problema bajo estudio.

Por otro lado, se obtuvieron resultados más sólidos analizando directamente las señales de entrada y salida asociadas al modelo no lineal TE. En este caso, varios de los apareamientos sugeridos pueden resultar obvios a primera vista, pero un análisis más profundo permite obtener conclusiones valiosas.

A partir del análisis de correlaciones, resulta interesante notar como varios de los apareamientos más naturales desde el punto de vista de correlaciones, resultan inefectivos debido a las estructuras subyacentes entre salidas estudiadas anteriormente. Concretamente, se encontró que los pares (VD1, F2D), (VE2, F3E), (VA3, F1A), (VFLS7, FLS) y (VFLD8, FLD) presentan valores dominantes de CCP. Sin embargo, todas las variables de salida de estos pares son, justamente, nodos aislados en las estructuras de grafos, como se mostró en las Figs. 5.3 y 5.4. Esto no significa que no puedan afectar la planta, sino que aun en caso de hacerlo, lo hacen por debajo de un umbral de valores de CCP, poniendo en duda su efectividad en el contexto del diseño del sistema de control de toda la planta. Como consecuencia, las variables de salida que resultan críticas para obtener un buen control de la planta, no son afectadas en forma significativa por ninguna VM.

La observación anterior expone lo que posiblemente sea el obstáculo más importante que impone la planta TE al diseño de la estructura de control. La alta correlación entre manipuladas con variables de proceso que no son críticas constituye el núcleo a partir del cual fallan la mayoría de los enfoques de diseño de sistemas de control.

La situación anterior plantea dos dificultades, una es cómo controlar las variables asociadas a las componentes conexas más relevantes para el proceso, y la otra es cómo hacerlo de forma que los acoplamientos inversos, mostrados en la Fig. 5.4, no afecten el desempeño de la estructura de control. Una forma de soslayar estas dificultades es partir de una estructura descentralizada simple, cuyos apareamientos atenúen las interacciones indeseables, y luego acoplarla con una matriz que

redistribuya los esfuerzos de control de cada lazo sobre las variables manipuladas más efectivas.

La primera etapa de la solución aquí propuesta involucra partir de una estructura descentralizada sencilla. Esto responde fundamentalmente al objetivo de disminuir tanto como sea posible la complejidad del sistema de control final, que a su vez, es producto de minimizar el número de variables controladas involucradas.

La segunda etapa de la solución se basa en la idea de distribuir los esfuerzos de control. Esta no es una idea novedosa de por sí. Ya en 1973 el método de Diferencia de Retorno Secuencial, propuesto por Mayne, promovía el uso un compensador para distribuir la complejidad del control entre lazos [45]. También es ampliamente conocido el uso de compensadores para desacoplar sistemas MIMO [1]. Estos enfoques suelen funcionar bien para modelos lineales, pero fallan en general cuando el mal condicionamiento es elevado [22], tal como ocurre con el modelo LITE. En vista de esta situación, se plantea el concepto de redistribuir los esfuerzos de control directamente sobre la planta no lineal TE. Esta idea, en conexión con el análisis de interacciones entre señales antes realizado, constituye un enfoque novedoso en el diseño PWC.

## 5.9. Implementación Final

### 5.9.1. Características Generales

Retomando las últimas ideas descritas anteriormente, el sistema de control que se implementa incorpora las siguientes características principales:

1. Un bloque de procesamiento de errores relativos de las VC seleccionadas. Esto permite que el sistema actúe en base a las desviaciones más importantes de la planta.
2. Un bloque de control descentralizado, constituido por un arreglo de controladores que produce las señales de actuación a partir de los errores de las variables de salida más importantes de la planta.
3. Una arquitectura de controladores fraccionales  $PD^u$  en el bloque de control descentralizado.
4. Un bloque que distribuye las señales de actuación sobre las variables manipuladas, de forma tal de posibilitar una operación estable. Básicamente, este bloque funciona como una Matriz de Redistribución de Esfuerzos de Control (MREC). Esta última se detalla más adelante en esta sección.

Opcionalmente, puede agregarse un filtro a la salida de la planta TE que mitiga el efecto del ruido en las señales del proceso. Aunque esta variante no se presenta en esta tesis, para disminuir la complejidad del diseño final del sistema de control completo.

En el primer bloque, de procesamiento de errores, se usa el concepto de errores relativos. Para cada variable controlada  $y_i$  y su valor de consigna asociado  $y_i^{sp}$ ,

$$e(t) = \frac{y_i^{sp} - y_i(t)}{y_i^{sp}}. \quad (5.15)$$

El propósito de la Ec. 5.15 es hegemonizar la información que procesa el resto del sistema de control, dado que variables asociadas a unidades diferentes pueden tener magnitudes significativamente distintas. Tradicionalmente se usan los errores dados por diferencias simples entre los valores de consigna y los de la señal de realimentación, y es la ganancia del controlador la que absorbe cualquier escalamiento necesario, posiblemente debido al uso de variables de diversa naturaleza. Con el fin de comparar las señales de error sin que afecten las magnitudes asociadas a las unidades, en este caso se opta por usar errores relativos. Además, esto tiene la ventaja operativa de facilitar el ajuste posterior de la matriz MREC.

La arquitectura fraccional de los controladores ya fue justificada en la Sección 5.7. Básicamente, se trata de mejorar la estabilidad de la planta manteniendo el número de parámetros de ajuste en un valor computacionalmente manejable, al tiempo que se obtiene un tratamiento adecuado del ruido incorporado en las señales.

### 5.9.2. Principios Básicos de la MREC

El bloque de control descentralizado, que reproduce el enfoque tradicional, trabaja acoplado en serie con el bloque MREC, que aprovecha los acoplamientos internos del proceso para generar una sinergia con los objetivos de control, de modo tal de favorecer la operación. La síntesis de estos bloques es una tarea iterativa, que obedece los tres principios fundamentales que se proponen a continuación:

1. Afectar a la mayor cantidad de componentes conexas de variables de salida, siempre y cuando estas sean relevantes para el proceso. Esto ofrece una base sobre la cual se puede llevar la planta de un punto de operación a otro.
2. VC con relaciones inversas entre sí no deberían compartir actuadores. En caso de que esto sea inevitable, las ganancias asociadas deberían tener distinto signo. Por ejemplo, y siguiendo la Fig. 5.4, PR y TD deberían seguir

este principio. Naturalmente, lo que se intenta es evitar que ambas VC compitan por la misma VM.

3. La MREC debe ser rala. Con esto se minimiza la complejidad del sistema de control. La mejor matriz es la que satisface los objetivos de diseño con el menor número de componentes posibles, en el sentido de que ofrece una solución de compromiso entre simplicidad y flexibilidad operativa.

Estos principios deben tomarse como recomendaciones heurísticas que pueden ser complementadas con otros métodos de diseño, como ser de selección de VC o de análisis de fallas. Ante todo, se recomienda tener una comprensión profunda del proceso, y adecuar los principios anteriores a la naturaleza del mismo. Esto se debe a la extraordinaria variedad de procesos fisicoquímicos, condiciones operativas y escalas que se encuentran en la práctica industrial.

En este punto conviene notar las diferencias entre este último principio y la estrategia clásica de desacople. Para empezar, los desacopladores están basados en sistemas lineales, mientras que el principio aquí propuesto se aplica a sistemas en general. Por otro lado, los desacopladores pueden no existir si la inversa matricial no está definida, en tanto siempre habrá alguna solución con el enfoque aquí planteado. Por último, aunque el desacople es generalmente una transformación útil, actúa como una caja negra que oculta la sinergia entre variables de proceso, haciendo menos evidente una comprensión profunda del mismo. Esto es especialmente importante en una operación anómala, como un accidente, una perturbación no contemplada en el diseño, o un punto de operación lejano al objetivo. En cualquiera de estas circunstancias, es la comprensión del proceso por parte de los ingenieros y operarios lo que puede restituir la seguridad y operabilidad de la planta. Y para hacerlo, se necesita de una estructura de datos flexible que permita reconfigurar la distribución de esfuerzos de control. En forma práctica, esto puede hacerse teniendo variantes de la matriz MREC pre-configuradas para escenarios especiales. En cualquier caso, dicha estructura debe ser relativamente simple, y este el motivo por el cual se busca una matriz rala en la distribución de esfuerzos de control. Estos objetivos, simplicidad y flexibilidad operativa, constituyen el propósito principal de la matriz aquí planteada.

### 5.9.3. Variables Controladas Finales

En vista de los análisis anteriores, se seleccionaron las siguientes VC para asegurar la estabilidad y la economía de la planta.

- **Presión del reactor:** es una de las principales variables del proceso y pertenece a la componente conexas más importante del grafo de CCP de variables

de salida. Su dinámica rápida y estrecha relación con todas las presiones del proceso hace que esta sea una variable controlada insustituible. Por otro lado, PR está sujeta a restricciones operativas que pueden llevar al apagado de la planta, por lo cual su control es fundamental.

- **Niveles:** Debido fundamentalmente a la independencia de estas variables entre sí y a las restricciones operativas preexistentes, los tres niveles NR, NS y ND se seleccionan como variables controladas. Aunque NS en particular forma parte de una componente conexas no trivial, en el sentido de que incluye otras variables, debe recordarse el rol fundamental que los niveles tienen sobre la dinámica de la planta, como se mostró en la Ec. 5.2 que versa sobre los grados de libertad de control, que a su vez se usan para dimensionar el número de lazos de control.
- **Temperatura del reactor:** Es evidente que este es el representante térmico más importante de la planta, debido a que en el reactor se genera calor por las reacciones químicas exotérmicas. Al igual que las VC anteriores, se encuentra sujeta a restricciones operativas, con lo cual implementar su control es fundamental. Esta será la única variable térmica controlada, debido a que todas las temperaturas del proceso (no de agua de refrigeración), se encuentran en la misma componente conexas.
- **Flujo líquido del desorbedor:** El control sobre esta variable es necesario para asegurar la producción objetivo de la planta, y por ende resulta crítica para la economía del proceso.
- **Potencia del compresor:** Al igual que FLD, la variable PtC resulta de interés económico ya que da cuenta del gasto energético asociado a la corriente de reciclo. Además, no controlar en forma precisa esta variable puede dar lugar a inestabilidad a largo plazo, tras días de operación continua.
- **Composición de C y de F en la corriente de purga:** Como se mencionó en la Sec. 5.4.6, debe existir algún tipo de control sobre la purga del proceso por motivos económicos. Si se controla la corriente de purga, no se tiene ningún tipo de selectividad sobre la evolución de las composiciones. En cambio, al controlar CFP se obtiene un mejor seguimiento del proceso, al tiempo que se evita la acumulación del subproducto indeseado F. Mientras que controlar C en la purga se justifica por ser el reactivo con mayor costo dentro del subconjunto A, C de reactivos que afectan a las dos reacciones de interés simultáneamente. Además, recordando que C solo ingresa al sistema por medio de una mezcla con A, controlar su composición en la purga permite mejorar el control de todas las composiciones del sistema, ya que el resto de reactivos tiene una válvula de entrada asociada.

- **Composición de H en la corriente de producto:** Debido a que la corriente de producto está constituida por los dos componentes más pesados<sup>13</sup>, es suficiente controlar uno de los productos de interés para tener un buen control de la relación entre ellos. En este punto cabe recordar que la planta tiene varios modos operativos con distintas relaciones entre H y G, como se detalló en la Tabla 2.7. Por este motivo, debe existir al menos un control de composición en la corriente de productos.

#### 5.9.4. Bloque de control descentralizado

Las variables controladas descritas en la sección anterior configuran en un esquema de control vectorial que combina diez VC y las doce VM disponibles. Para cada variable controlada se procesa un error relativo al punto de consigna, y la señal de error se alimenta al controlador. Cada uno de los controladores es de tipo  $PD^{\mu}$ , aun cuando puedan existir configuraciones con un orden derivativo nulo. Esto puede verse representado en la Fig. 5.15. El vector de salidas de los controladores, denotado en color azul, ingresa a la MREC que define el vector de VM, denotado en color rojo. En principio, cada VM resulta de una combinación lineal de las VC más importantes a las que dicha manipulada puede afectar.

Una estructura de control como la presentada en la Fig. 5.15 tiene la ventaja de aprovechar todas las manipuladas disponibles para cualquier número de VC seleccionadas, lo cual en principio aumenta la efectividad del control. Además se minimiza la necesidad de saturar una manipulada dada, ya que todas actúan en forma concomitante para satisfacer la reducción de errores en forma conjunta.

Por otro lado, el tratamiento de sistemas no cuadrados es inmediato, ya que solo se requiere dimensionar adecuadamente la MREC. Este aspecto se retoma en la siguiente sección.

A nivel operativo, esta estructura habilita un gran número de reconfiguraciones posibles ante situaciones imprevistas del proceso, como accidentes. Por ejemplo, si hubiera una fuga de agua de enfriamiento hacia el circuito de refrigeración del reactor, las VC que no sean imprescindibles para la estabilización de la planta, como podrían ser CHFLD o CCP, pueden anularse fácilmente al sobrescribir las filas correspondientes en la MREC con ceros. Esta operación sería análoga a abrir los lazos correspondientes en un sistema de control descentralizado. Al anular una fila en la MREC, se logra que todo el espacio de manipuladas quede disponible para las VC vitales, aumentando la seguridad de la planta.

Otros ejemplos donde la flexibilidad operativa es de interés son la puesta en mar-

---

<sup>13</sup>Desde el punto de vista de la volatilidad relativa.

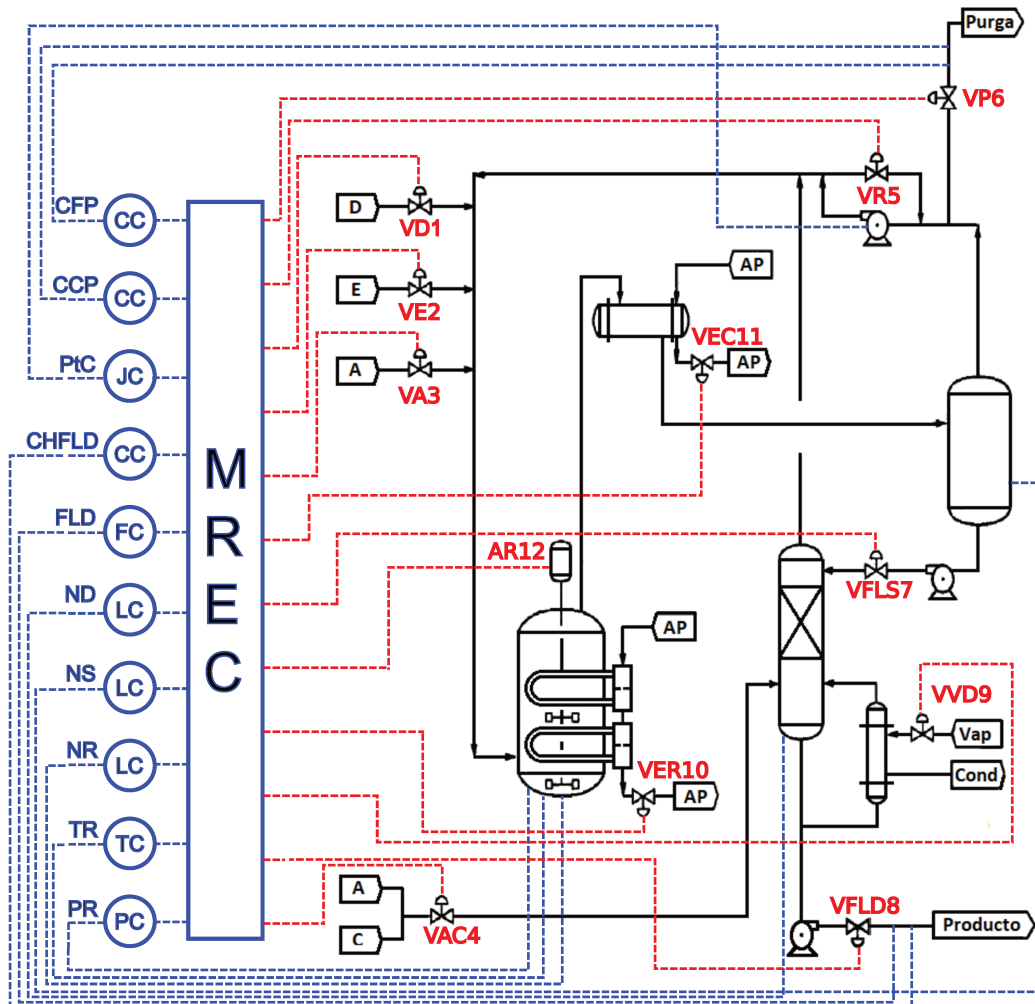


Figura 5.15: Esquema de control final.

cha y la parada normal de la planta. Estas operaciones no son frecuentes, ya que la planta TE es de operación continua. Pero son inevitables, ya que típicamente se requiere hacer mantenimiento, reparaciones o reemplazo de equipos cada un periodo de meses. Cuando se realizan estas operaciones, normalmente se abren los lazos de control y la planta se opera en forma manual, situación que reviste el riesgo adicional del error humano. Aquí también la MREC puede programarse para llevar la planta en forma automática a estabilidad, y sobre esta base, reprogramarse para alcanzar el modo de producción deseado (ver Tabla 2.7). Esto es especialmente importante para plantas inestables y fuertemente no lineales, donde cerrar lazos de control individuales puede ser inefectivo para alcanzar una operación segura, y debe mantenerse una operación multivariable en todo momento. Es decir, el uso de la matriz MREC posibilitaría que tareas de mantenimiento, pa-



rada y puesta en marcha se realicen sin la necesidad de abrir todos los lazos de control.

En términos de ajuste del error de seguimiento de consigna, la estructura aquí planteada tiene una jerarquía en el ajuste. Dentro de cada controlador se pueden ajustar los parámetros principales, que son la acción proporcional  $P$ , la acción derivativa  $D$  y el orden de derivación  $\mu$  en base a criterios convencionales, como son velocidad de respuesta, adelanto de fase y amplificación del ruido [51]. Esta primera línea de parámetros de ajuste permite dar un peso relativo diferencial a cada VC, fundamentalmente por medio de la ganancia proporcional de los controladores correspondientes. Luego, dentro de la MREC se ajusta la cantidad mínima de entradas necesarias para que cada VC influya sobre las manipuladas más importantes que puedan afectarla. Con lo cual se debe realizar un ajuste en dos etapas. Debido al principio de mantener MREC rala, el número de parámetros de ajuste que se agregan por la existencia de esta matriz no es significativo. Concretamente, para el diseño aquí planteado, se agregan 19 parámetros a los 30 que ya tiene el bloque de control anterior. En la sección siguiente se propone un procedimiento sistemático para ajustar los parámetros del sistema de control.

### 5.9.5. Estructura y Ajuste de Parámetros

Anteriormente se explicaron los principios básicos que debería obedecer la MREC. Estas directrices se articulan dentro del procedimiento de diseño general que se propone en esta sección.

Un paso preliminar aconsejable, aunque no imprescindible, es tener un esquema de control descentralizado factible como punto de partida. En este sentido, la propuesta de este capítulo podría haber usado el trabajo de Luyben como base, pero eso hubiera condicionado algunos pasos de diseño, como la selección de las VC. Por este motivo se desarrolló un diseño de control desde cero, atendiendo a las particularidades que cada análisis ofrece.

Más allá de la planta TE, otros pasos previos que podrían resultar muy valiosos para el proceso de ajuste de la MREC son los análisis tradicionales de apareamientos como el RGA o la MP, especialmente si los modelos lineales son representativos de la planta. Aunque esta es una posibilidad que deberá estudiarse con otros problemas, ya que como se discutió anteriormente, este no es el caso para el problema de TE.

Los pasos que permitieron consolidar una solución de control para el diseño aquí planteado son los siguientes:

- 1 Seleccionar un subconjunto mínimo de VC, que tenga a lo sumo una varia-

- ble representante de cada componente conexas.
- 2 Establecer una importancia relativa de cada VC al fijar valores preliminares arbitrarios de ganancia en los controladores  $PD^u$ .
  - 3 Para cada fila de la MREC, que se asocia a cada VC, asignar un valor no nulo en cada columna asociada a una VM potencialmente efectiva para esa variable controlada.
  - 4 Verificar si se alcanza estabilidad en el paso anterior. Para la planta TE, se emplean simulaciones en el tiempo ya que no se dispone de un modelo matemático en forma de expresión cerrada. Concretamente, se analiza el tiempo de operación, la convergencia dinámica de variables y el comportamiento de la planta frente a perturbaciones. Todos estos parámetros dan pautas sobre la robustez del sistema de control.
  - 5 En caso de no alcanzarse estabilidad, se agregan VC que puedan contribuir a la misma, y se repite el proceso desde el paso 1. Asimismo, es posible sustituir VC de modo de respetar en todo momento el primero y el segundo principio de la constitución de la MREC, enunciados anteriormente en la Sec. 5.9.2.
  - 6 Una vez verificado que el sistema es estable, se procede a incorporar variables adicionales (si es necesario) que responden a consideraciones económicas del proceso, o de performance, como ser tiempo de respuesta.
  - 7 Se verifica que la MREC sea rala, de acuerdo al principio 3 enunciado antes. En caso de no serlo, se debe intentar anular elementos de la matriz para simplificar la complejidad del sistema de control final.
  - 8 Luego se incrementan gradualmente las ganancias correspondientes a la acción derivativa a partir de valores nulos y con ordenes derivativos iniciales unitarios. El propósito es mejorar el comportamiento dinámico de seguimiento de consigna y los márgenes de estabilidad. Las ganancias se aumentan hasta observarse un incremento inaceptable del nivel de ruido. Llegado a este punto, se pueden disminuir los órdenes de derivación correspondientes hasta conseguir una respuesta adecuada. Si esto presenta algún problema, se puede disminuir o anular la ganancia derivativa.
  - 9 Una vez que se obtiene un desempeño aceptable que resulte de un compromiso entre estabilidad, seguimiento de consigna, rechazo de perturbaciones, simplicidad estructural y consideraciones económicas, se normaliza cada fila de la MREC, y los factores de escalamiento usados para cada fila se trasladan a las ganancias proporcionales de los controladores  $PD^u$ . Esto

permite distinguir mejor la distribución de esfuerzos, que queda en la matriz, de la importancia relativa de cada VC en el sistema de control, que queda plasmada en las ganancias finales de los controladores.

A diferencia de otros métodos de síntesis de sistemas de control, donde la estructura y el ajuste de parámetros del controlador son dos etapas secuenciales bien separadas, en el procedimiento aquí propuesto se ve que la definición de la estructura y el ajuste del controlador forman parte del mismo proceso iterativo, ya que cada modificación a la MREC cambia también la estructura del control resultante.

A pesar de ser un procedimiento relativamente fácil, se recomienda su uso especialmente en plantas completas que presenten obstáculos frente al diseño de sistemas de control convencional. El motivo de ello es que esta técnica de diseño requiere conocer el proceso con cierta profundidad. En el presente trabajo esto se logró mediante los análisis realizados en los capítulos 3 y 5. Además, el ajuste iterativo que aquí se propone resulta laborioso cuanto mayor es la dimensión del espacio de variables de salida.

En principio, esta metodología de diseño del sistema de control podría adaptarse a plantas reales, donde exista personal experimentado que pueda realizar los ajustes sobre la matriz MREC, ya sea sobre la propia planta o sobre un simulador, en caso de existir uno disponible.

Finalmente, aunque este procedimiento ha sido de utilidad para la planta TE, deberá ser puesto a prueba con otros *benchmarks*, con el fin de validarlo o mejorarlo. Debido a esto, el listado anterior debe tomarse como una posible generalización de lo practicado para el problema TE, y no en forma estricta.

### Valores Finales

De acuerdo al procedimiento descrito, se obtienen los parámetros de los controladores  $PD^u$ , que se presentan en la Tabla 5.4. La primera columna muestra las ganancias correspondientes de la acción proporcional, mientras que la segunda presenta las ganancias de la acción derivativa, y la última columna los órdenes de derivación asignados. Como puede observarse, en algunos casos se ha podido mantener un orden derivativo unitario, es decir, usar un controlador PD convencional, mientras que en otros casos los órdenes de derivación se han moderado con el fin de no amplificar el ruido en forma significativa.

La Fig. 5.16 muestra la distribución de los esfuerzos de control de acuerdo con los valores de la MREC normalizada por fila. Debe considerarse que los signos de las entradas de la matriz obedecen la regla de que deben ser tales que

Tabla 5.4: Parámetros finales de los controladores PD<sup>u</sup>.

VC	P	D	$\mu$
PR	-2978.8	-0.2680	0.67
NR	-669.16	-0.0492	1.00
TR	2273.1	0.3613	0.91
NS	-228.9	-0.1190	0.99
ND	-42.576	-0.3961	0.26
FLD	130.9	0.0000	0.00
PtC	-717.62	-0.0630	1.00
CFP	-12.292	-0.3941	0.83
CCP	-11.676	-0.1232	1.00
CHFLD	-0.039308	-0.3367	0.24

las ganancias proporcionales y las derivativas compartan el mismo signo, es decir  $\text{sgn}(P_i) = \text{sgn}(D_i)$ . Tal vez lo primero que resalta en la matriz es que la variable controlada PR usa varias manipuladas para consolidar el control efectivo de PR. Pero además, se debe observar que el peso relativo sobre el uso de cada manipulada es diferente.

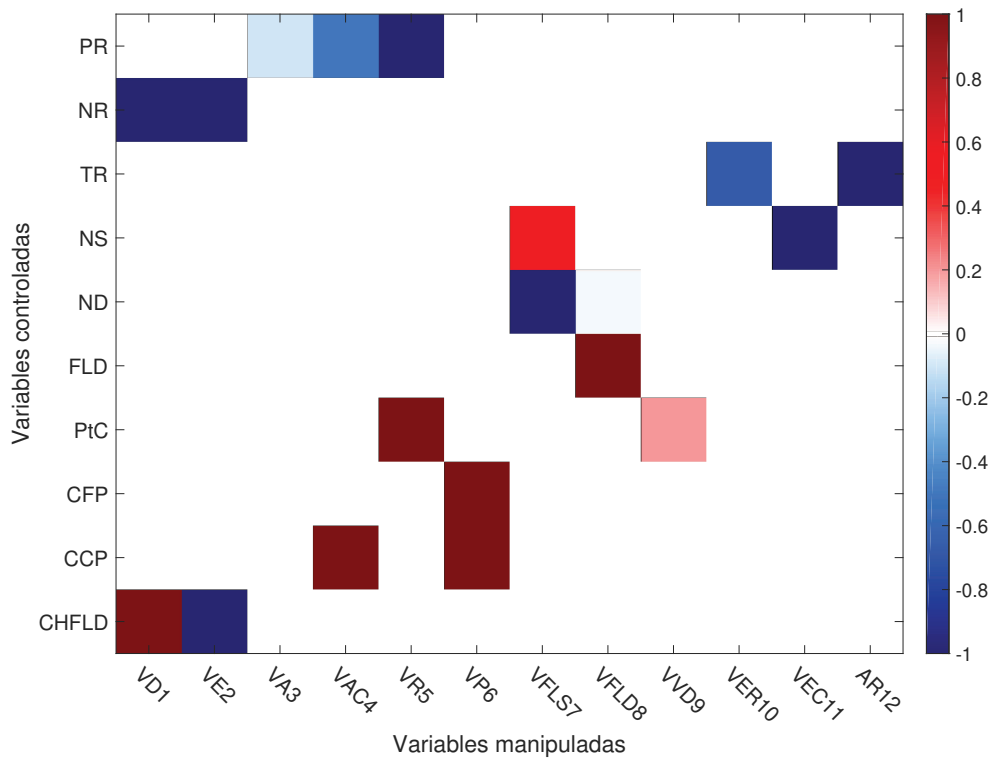


Figura 5.16: Matriz de Redistribución de Esfuerzos de Control

Por otro lado, aunque las variables FLD y CFP presentan una configuración aparente de lazo simple de control, con una VM asignada a dichas VC, esta asignación no es exclusiva. Así, por ejemplo, la válvula VFLD8 responde mayormente al error de consigna asociado a FLD, pero también se actúa si el error de ND es significativo en relación al error de FLD. Análogamente, la válvula VP6 responde de forma similar ante errores tanto en CFP como en CCP. Es decir, puede que una misma VC use varias manipuladas para asegurar la efectividad del control, pero también ocurre que una misma VM responda a errores de consigna asociados a diferentes variables controladas. Esta configuración, de naturaleza inherentemente multivariable, permite que cada VM se actúe en todo momento de acuerdo al error dominante dentro del conjunto de VC asociadas a dicha manipulada.

La naturaleza iterativa y heurística de la técnica propuesta hace que resulte imposible garantizar que la solución obtenida sea óptima en algún sentido, y de hecho, no es el objetivo planteado. Este enfoque resalta la flexibilidad operativa, el compromiso entre distintos objetivos de control y el aprovechamiento pleno de los actuadores de la planta.

## 5.10. Conclusiones

En este capítulo se profundizó el análisis de la planta de TE con diferentes técnicas, algunas de las cuales son poco convencionales dentro de la teoría de control contemporánea. Primeramente, se caracterizó el sistema como caótico en base al estudio de las señales de entrada y salida por medio de redes neuronales. Esto puso de manifiesto un nivel superior de dificultad en el diseño de un sistema de control, ya que la literatura asociada a sistemas caóticos de los que no se dispone una expresión matemática es escasa. Luego se calcularon los grados de libertad, que indican que en principio, hacen falta más manipuladas para tener un control completo sobre la planta. Aunque esta dificultad puede soslayarse a nivel práctico, por ejemplo, fijando algunos parámetros, expone limitaciones fundamentales a nivel teórico, ya que existirían infinitas soluciones posibles. Por tanto, la planta es susceptible un mayor número de perturbaciones posibles, y existe un número infinito de puntos de operación. Posteriormente, se realizó una discusión sobre selección de variables controladas, que incluyó análisis de correlaciones, información mutua y economía de proceso. También se dedicó una sección a analizar los apareamientos más satisfactorios. Algunos de los métodos más conocidos de apareamientos entrada-salida en base a sistemas lineales, como ser RGA, MP y HIA, resultaron insatisfactorios, posiblemente producto del mal condicionamiento de la aproximación lineal de la planta. Debido a ello, se plantearon análisis de selección de variables controladas en base al procesamiento directo de las señales

de la planta no lineal original. Estos análisis se basaron en correlaciones e información mutua entre entradas y salidas. Adicionalmente, se incluyó una sección para estimar tiempos muertos entre entradas y salidas del proceso, también basado en métodos asociados al concepto de información mutua. En esta misma sección se incluyó también una estimación de tiempos muertos entre variables de salida, que en ciertos casos ofrece información útil.

En base a todo lo anterior, se concretó una estructura de control basada en un conjunto de principios sencillos de naturaleza heurística. Esta estructura está compuesta básicamente por un bloque de lazos simples y uno que calcula las variables manipuladas en base al grado de influencia de las mismas sobre un subconjunto crítico de variables controladas. Esta estructura ofrece, en principio, un compromiso razonable entre simplicidad y flexibilidad operativa.

En el siguiente capítulo se evaluará el desempeño del diseño aquí desarrollado con respecto a la propuesta de Luyben, que fue presentada anteriormente en el capítulo 4.

# Capítulo 6

## Comparación de Soluciones

### 6.1. Introducción

Este capítulo se avoca a la comparación de desempeños para los diseños presentados en los capítulos 4 y 5. Se estudia la estabilidad, los errores de seguimiento de consigna, saturación de variables manipuladas y la economía del proceso. Además, se analizan casos de cambio de consigna y rechazo de perturbaciones.

### 6.2. Comparación de Diseños

En los siguientes párrafos se reseñan las diferencias más significativas entre las soluciones de control planteadas en los capítulos 4 y 5. Se cubren cuestiones relativas a estructura de control, arquitectura de controladores, y otras diferencias con respecto al enfoque de diseño.

Una de las diferencias más importantes consiste en la filosofía de diseño de cada método. Por un lado, el enfoque de Luyben, centrado en conocimientos generales de control de procesos. Esta técnica se basa mayormente en conocimientos generales de ingeniería química combinados con experiencia práctica adquirida en el control de plantas reales. Como resultado, se obtiene un sistema de control descentralizado que ofrece un desempeño aceptable a nivel de planta completa para la mayoría de los casos [42]. Por otro lado, la propuesta de esta tesis se puede considerar híbrida, en el sentido de que incorpora conocimiento de distintos marcos teóricos. El objetivo en primer lugar es profundizar sobre las relaciones más importantes que involucran las variables de la planta, incluyendo relaciones de tipo

entrada-salida, salida-salida, caoticidad y no linealidad, economía, tiempos muertos y otras. En base a esta caracterización, se proyecta un sistema de control cuya primera parte se asemeja a un diseño descentralizado, pero que luego se acopla a la MREC, que incorpora conocimiento adicional obtenido en la caracterización de la planta, para darle una mayor “inteligencia” a la forma en se manipula el conjunto de actuadores sobre la planta. Concretamente, la MREC permite agregar múltiples puntos de accionamiento para garantizar que las manipulaciones sobre los actuadores resulten efectivas, tanto más cuanto mayor sea el error de consigna de una VC dada. Debe tenerse en cuenta que las filosofías de diseño no son antagonistas, ya que las consideraciones particulares del proceso son importantes en ambos casos, así como las consideraciones económicas. La diferencia es que el método aquí planteado permite mayor flexibilidad para establecer la jerarquía que tienen esas consideraciones en el diseño final, al tiempo que permite incorporar factores adicionales provenientes de análisis alternativos o complementarios. Este es el caso de la planta TE, ya que las dificultades que presentaba llevó a la exploración de técnicas de caracterización poco convencionales, como la de caos o el estudio de relaciones mediante teoría de la información. Notar que el diseño híbrido no limita en ninguna forma la variedad o cantidad de análisis que pueden realizarse hasta tener una comprensión suficiente de la planta a tratar.

Más allá de que ambos enfoques incorporan el conocimiento del proceso, se pueden señalar otros aspectos en común. Uno de ellos es que no requieren un modelo matemático de la planta para ser aplicados. En el caso de Luyben, basta con conocer el *layout* del proceso para comprender como se conectan los equipos e instrumentos entre sí. En cuanto al modelo propuesto, se procesan datos de planta para clarificar las relaciones esenciales entre las variables. Sin embargo, debe aclararse que el método propuesto admite la información adicional de modelos matemáticos si se dispone de ellos y dicha información resulta confiable. Otra característica común es que ninguno de los métodos asegura una solución óptima en algún sentido en particular. En su lugar, se privilegian aspectos prácticos. Además, en el caso de la propuesta de tesis, la flexibilidad operativa tiene un rol fundamental.

En términos cuantitativos, la Tabla 6.1 resume algunos aspectos generales de cada solución de control. Lo primero que puede notarse es que se emplea el mismo número de VC en ambos casos, aunque en la solución propuesta se aprovecha la totalidad de VM disponibles. Otra diferencia importante es la arquitectura de los controladores. Aunque podría haberse adoptado el mismo tipo de controlador en ambos diseños, en la solución propuesta se optó por incorporar cierto grado de acción derivativa para mejorar los problemas de estabilidad de la planta. Además, se destaca la diferencia entre los tipos de estructuras de control implementadas, que



Tabla 6.1: Comparación de diseños

Concepto	Sol. Luyben	Sol. propuesta
Nº VC	10	10
Nº VM	10	12
Tipo Controlador	P	PD <sup>u</sup>
Estructura general	Descentralizada	Híbrida
Características especiales	Control en cascada en TR Control de relación en NR	MREC

ya fueron detalladas en los capítulos correspondientes. Finalmente, en la Tabla 6.1 se evidencian características especiales. El diseño de Luyben incorpora estrategias de control adicionales que, sin embargo, no pueden deducirse directa ni indirectamente del procedimiento de diseño que este autor propone. En su lugar, es producto de la experiencia acumulada en la industria. Esta característica oscurece en cierta medida este procedimiento de diseño. En cambio, en el control con MREC, todas las variantes estructurales están contenidas en la definición de los coeficientes no nulos de dicha matriz. En este sentido, el procedimiento propuesto es más transparente, ya que incluye más variantes de diseño en forma explícita. Por ejemplo, el control de relación que implementa Luyben se asocia una instancia prácticamente trivial de MREC, ya que sería una matriz con dos coeficientes no nulos en la fila correspondiente a NR. De hecho, la MREC podría pensarse como una suerte de módulo de control por relación generalizado. Adicionalmente, podría pensarse que tener lazos en cascada no sería necesario si se realiza una selección adecuada de VC, ya que la reducción dimensional permitiría centrarse solo en las variables críticas y aun así, mantener un desempeño razonable. En todo caso, esta proposición deberá ser puesta a prueba mediante estudios desarrollados para tal fin.

En la Tabla 6.2 se muestran las VC involucradas en cada diseño, y agrupadas en tres categorías. En la primera columna, las variables controladas que son comunes a las dos soluciones de control. En la segunda y tercera columnas, las VC que son exclusivas de cada alternativa. Entre las variables comunes, se puede confirmar el rol fundamental que tiene el reactor en el proceso mediante la presencia de TR, PR y NR. También hay coincidencia en los niveles NS y ND. Uno de los motivos para esto es que constituyen una condición necesaria para lograr estabilidad, pero además debe tenerse en cuenta la presencia de restricciones para los 3 niveles, dada en la Tabla 2.6. En cuanto a las variables de control que difieren en cada alternativa, Luyben emplea un lazo independiente para el comportamiento térmico del stripper, mientras que TS participa para definir el punto de consigna en la configuración en cascada del lazo de control de TR. Sin embargo, a partir de análisis

como el de la Fig. 5.3, se sabe que TR, TS y TD tienden a moverse en forma conjunta, motivo por el cual en la solución propuesta TR es la única temperatura que se toma como variable controlada.

Tabla 6.2: Variables controladas en cada propuesta

VC p/ambos diseños	VC p/Luyben	VC p/sol. propuesta
NR	TS	PtC
NS	TD	CFP
ND	CAP	CCP
PR	CBP	CHFLD
TR		
FLD		

También en la Tabla 6.2 pueden observarse diferencias en torno a las composiciones elegidas. Luyben selecciona CAP y CBP, las concentraciones de reactivos A y B que existen en la corriente de purga respectivamente, con el fin de evitar un descarte excesivo de reactivos así como la acumulación del inerte B en el sistema. La selección de A tiene sentido si se tiene en cuenta que es el componente más liviano de los compuestos usados, y por ende podría pensarse que la tendencia a eliminarlo en el separador sería mayor. Sin embargo, A resulta ser también el componente de menor costo por mol, con lo cual el impacto en la economía del proceso es en principio demasiado bajo para justificar un lazo de control exclusivo. En cuanto a B, la eliminación de inertes es una práctica común en control de procesos químicos. Por otro lado, en la solución propuesta se incluye el control de tres composiciones, dos de ellas también en la corriente de purga. En lugar de B, se controla la cantidad de subproducto F indeseado. El motivo para esta elección es que la generación de F es inevitable, y su impacto en la formación de productos es mayor que la sola presencia de un inerte, como se puede verificar en las Ecs. 2.1. Además, la purga continua de F acota automáticamente una posible acumulación de B. Otras de las concentraciones elegidas como VC es la de C, que es un reactivo más costoso que A, y al igual que A, participa en las dos reacciones químicas que generan los productos de interés G y H. Finalmente la variable controlada CHFLD asegura que la corriente de producto tenga la concentración deseada de H, y por medio de este valor se asegure la rentabilidad del proceso y la producción deseada. Cabe aclarar que controlar la proporción de H implica hacerlo también sobre G, ya que estos dos componentes constituyen prácticamente la totalidad de la corriente de productos FLD. En todo caso, la adición de CHFLD le agrega a la solución propuesta una ventaja fundamental con respecto al diseño de Luyben en términos económicos.

Por último, la Tabla 6.2 presenta la potencia del compresor PtC como variable controlada en la solución propuesta. Esta es otra diferencia con respecto al diseño de Luyben, que no contempla esta variable en absoluto, y sirve a los fines de mejorar el costo de compresión y aportar a la estabilidad durante la operación continua.

### **6.3. Casos de estudio**

Se seleccionan dos casos de estudio principales para analizar el comportamiento dinámico y el desempeño de los sistemas de control. Debe tenerse en cuenta que al tratarse de una planta inestable que incluye la adición de ruido en las señales, toda simulación presenta evoluciones en el tiempo, por lo cual uno de los primeros objetivos de cualquier sistema de control es, justamente, estabilizar la planta. Como consecuencia, no es común observar señales que convergen suavemente a un valor dado, aunque si el diseño es adecuado, pueden mantenerse en un rango relativamente estrecho alrededor de un valor objetivo.

La Sec. 6.4.1 presenta un análisis del primer caso, donde se comparan las respuestas dinámicas de la planta en operación continua durante 60 h, para asegurar condiciones de estado estacionario y constatar si prevalecen dinámicas lentas en ciertas variables. En el segundo caso, presentado en la Sec. 6.4.2, se comparan las respuestas para un caso de 10 h de duración, en el que se establece un cambio de consigna en PR a 1 h desde el inicio, seguido de una perturbación en IDV4 a las 2 h. Este último caso es idéntico al planteado en el capítulo 4 cuando se analizaba la solución de Luyben, la diferencia es que en este capítulo el énfasis recae en el análisis comparativo de soluciones. En ambos casos, se usan las mismas condiciones iniciales.

En ambos casos se analiza la estabilidad ante cambio de consigna y rechazo de perturbaciones. También se evalúa si existe saturación en las manipuladas, así como una medida del error de seguimiento de consigna y evaluación de costos. Es decir, los casos se contrastan con los objetivos generales propuestos en el artículo de Downs y Vogel [19].

## **6.4. Respuestas dinámicas**

### **6.4.1. Operación Normal**

En cada una de las gráficas analizadas en esta sección se presentará una curva correspondiente a la estructura de Luyben, otra a la solución propuesta y una línea

de trazo que representa el valor deseado de la variable durante operación normal. En el caso de tratarse de una variable de control, este valor deseado corresponde al setpoint.

Comenzando con la Fig. 6.1, se muestran las temperaturas más importantes del proceso. A la izquierda, se observan las respuestas de la temperatura del reactor TR, mientras que la gráfica del centro corresponde a TS y la de la derecha a TD. Se observa una buena aproximación de la variable TR al valor de consigna para cualquiera de las soluciones de control. La situación cambia en el separador, ya que hay un offset de alrededor de  $30^{\circ}\text{C}$  para Luyben y de unos  $7^{\circ}\text{C}$  en la solución propuesta. Además, se observan fluctuaciones en el caso de la curva de Luyben. Una situación similar ocurre en el desorbedor, donde la respuesta del sistema de Luyben presenta más offset y fluctuaciones.

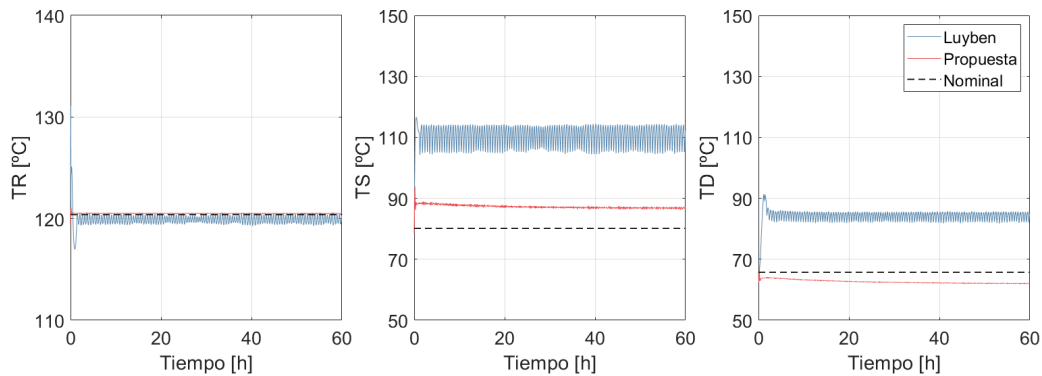


Figura 6.1: Respuesta de temperaturas TR, TS y TD en operación continua normal.

Las presiones son variables primarias del proceso, especialmente importantes por su rápida dinámica, y se inspeccionan en la Fig. 6.2. En este caso, los errores de seguimiento de consigna se mantienen bajos para cualquier opción de diseño, tanto en la variable PR, que se muestra a la izquierda, como en la variable PS que se ubica en la gráfica central. Sin embargo, en el desorbedor la solución propuesta muestra un mayor offset con respecto al de la solución de Luyben. No obstante, este offset representa un  $4.8\%$  del valor de consigna, con lo cual no es significativo, más teniendo en cuenta que no existen restricciones operativas sobre PD.

En cuanto al comportamiento de niveles, en la Fig. 6.3 se observan valores de offset aceptables para NR (izquierda), NS (centro) y ND (derecha), aunque el offset y las fluctuaciones que presentan las respuestas de la solución propuesta son menores. Debe recordarse que todos los niveles tienen límites de operación que deben respetarse. En este sentido, NS muestra un pico cercano al  $100\%$  a  $0.3\text{ h}$  de tiempo de simulación en el transitorio de Luyben. Esta situación no es

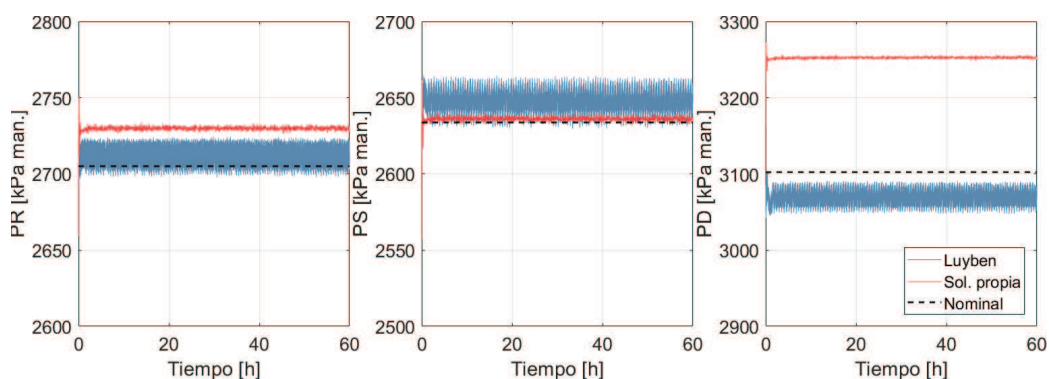


Figura 6.2: Respuesta de presiones PR, PS y PD en operación continua normal.

deseable, por llevar la planta muy cerca de un límite de apagado, aunque el sistema de control puede corregirlo a tiempo. Más allá de las diferencias mencionadas, ambos diseños resultan satisfactorios.

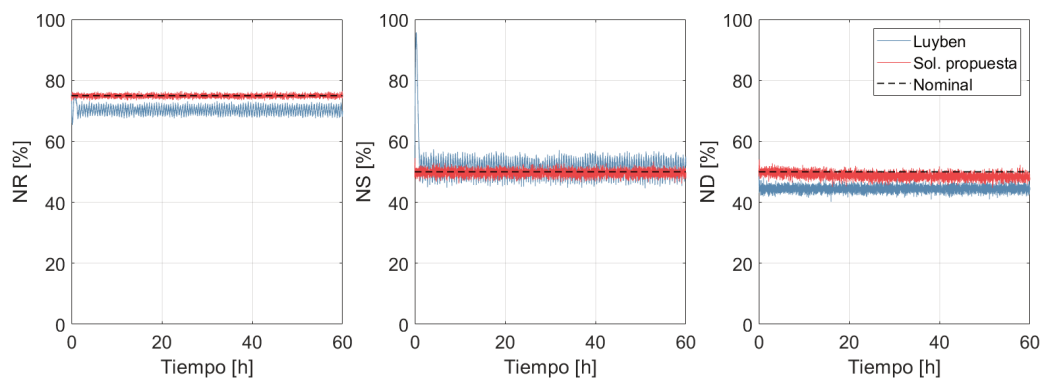


Figura 6.3: Respuesta de niveles NR, NS y ND en operación continua normal.

Ya en la Fig. 6.4, que muestra los caudales de entrada F1A, F2D y F3E, la diferencia entre los distintos diseños se hace más evidente. A la izquierda se muestra la alimentación de A hacia el reactor, que en el caso de Luyben presenta grandes oscilaciones, no existiendo un valor de establecimiento. Además, en este caso es evidente la saturación de la manipulada, ya que la válvula se cierra completamente en numerosas ocasiones. Por otro lado, la respuesta de la solución propuesta es satisfactoria. En la gráfica central, la evolución de alimentación fresca de reactivo D muestra nuevamente mayores fluctuaciones para la estructura de Luyben. La solución propuesta tiene menores fluctuaciones y offset prácticamente nulo. Las mismas observaciones pueden hacerse en el caso de la alimentación de reactivo E al reactor, mostrada en la gráfica de la derecha.

Continuando con el análisis de caudales, la Fig. 6.5 muestra el caudal F4AC de alimentación combinada de A y C, que proviene de un proceso aguas arriba, a

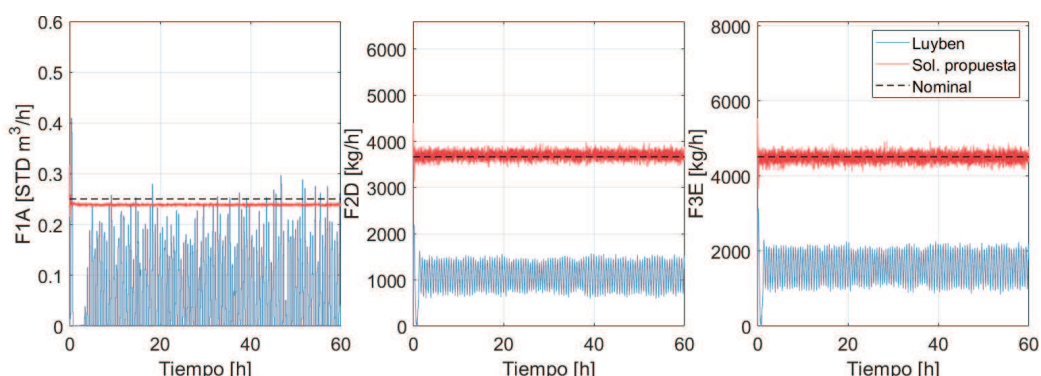


Figura 6.4: Respuesta de caudales de entrada F1A, F2D y F3E en operación continua normal.

la izquierda. También para este caudal se tiene ausencia de un valor de establecimiento y oscilaciones excesivas con la solución de Luyben. Por otro lado, la respuesta de la solución propuesta presenta fluctuaciones bajas y escaso offset. Al centro, se representa el flujo de purga FP del proceso, otra de las variables fundamentales desde el punto de vista del costo y estabilidad. Para esta variable, la opción de Luyben ofrece un flujo menor que el valor nominal, lo cual en principio es beneficioso desde el punto de vista de costo operativo, aunque la discusión sobre aspectos económicos se reserva para una sección posterior en el presente capítulo. Por otro lado, la solución propuesta presenta valores de FP muy cercanos al nominal, con una deriva mínima, que eventualmente desaparece, y un valor muy estable comparado al correspondiente de Luyben. Finalmente, a la derecha se tiene el caudal de producto. En este caso, ambas evoluciones convergen a valores de FLD bien establecidos, aunque en el caso de Luyben, este valor es sustancialmente menor al valor objetivo, y por ende presenta un offset mayor.

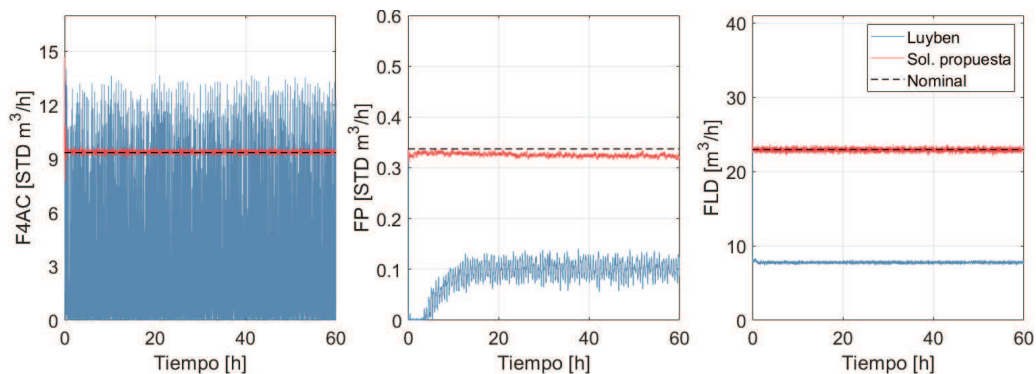


Figura 6.5: Respuesta de caudal de entrada F4AC y caudales de salida FP y FLD en operación continua normal.

Un análisis dinámico de las principales variables no puede dejar de lado las com-

posiciones más representativas de la planta. Estas se muestran en la Fig. 6.6. La gráfica de la izquierda y la del centro corresponden a composiciones de G y H respectivamente, en la corriente de productos. Se observa un excelente valor de establecimiento en el caso de la solución propuesta, mientras que la calidad de la distribución de productos en el caso de Luyben es inferior. Por otro lado, la composición del subproducto no deseado F en la corriente de purga es muy cercana a cero en ambos diseños, lo que revela que no existe acumulación en la planta y por lo tanto, este subproducto no interfiere en la química del proceso.

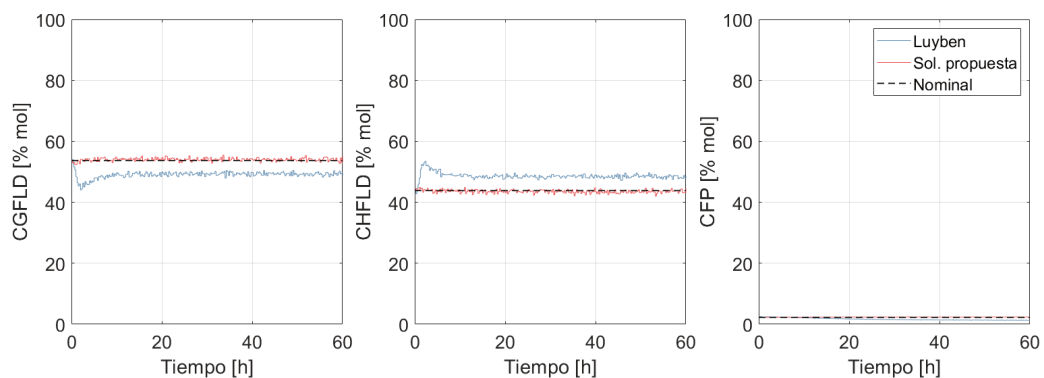


Figura 6.6: Respuesta de composiciones de productos G y H a la salida del desorbador y de producto F en purga durante operación continua normal.

### Errores Relativos Medios

Las gráficas de respuestas dinámicas anteriores sugieren que la solución propuesta tiende a exhibir menos errores, es decir, menores diferencias entre los valores de las variables de salida de la planta y los valores nominales esperados. Esto puede constatararse en la Fig. 6.7 mediante un gráfico de barras de errores. En la misma, los puntos destacados dan cuenta del valor medio del errores. Adicionalmente, las líneas verticales dan una idea de la dispersión de las señales de salida, concretamente mediante la media de los errores relativos para cada señal.

Queda claro que para la mayoría de las variables de salida, la solución propuesta presenta una mayor proximidad a los valores nominales de la planta, así como una menor dispersión de estos errores. Una de las excepciones es el flujo de vapor FVD, pero en ambos casos los caudales de vapor son prácticamente nulos, por lo que no tiene un impacto significativo. Otra excepción es la composición CDFLD, que en el caso de Luyben es más cercana al valor nominal. Pero debe recordarse que el caudal FLD está compuesto mayoritariamente por G y H, de manera que nuevamente el error asociado a esta variable no es significativo. Finalmente, la potencia del compresor PtC, que tiene un valor más cercano al nominal en el caso

de Luyben. Esta puede contarse como la única excepción a la tendencia de errores que tiene alguna importancia.

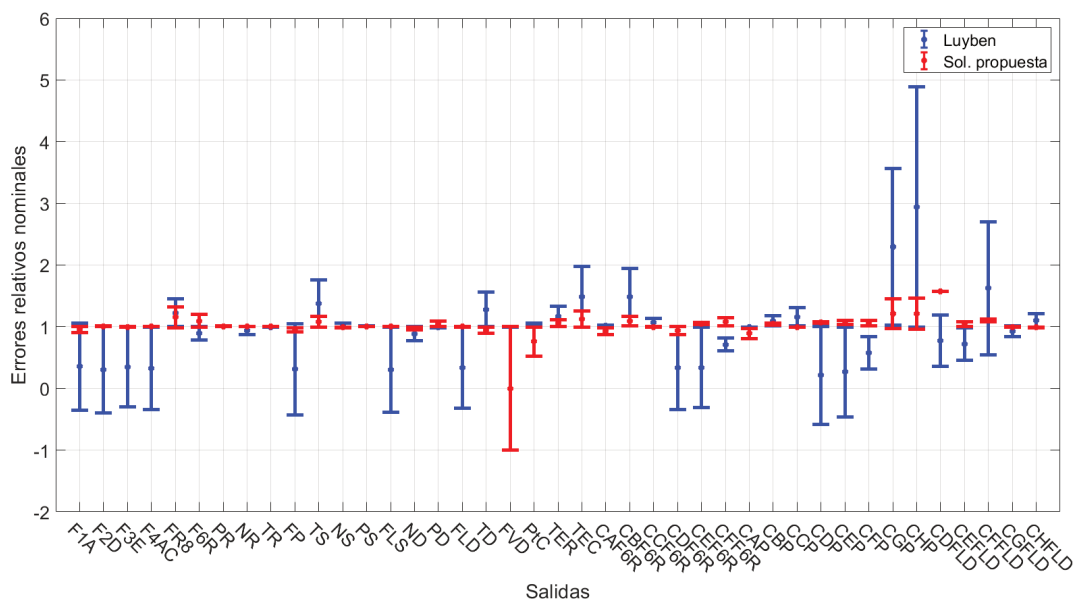


Figura 6.7: Errores relativos por cada variable de salida, en base a los valores nominales de planta.

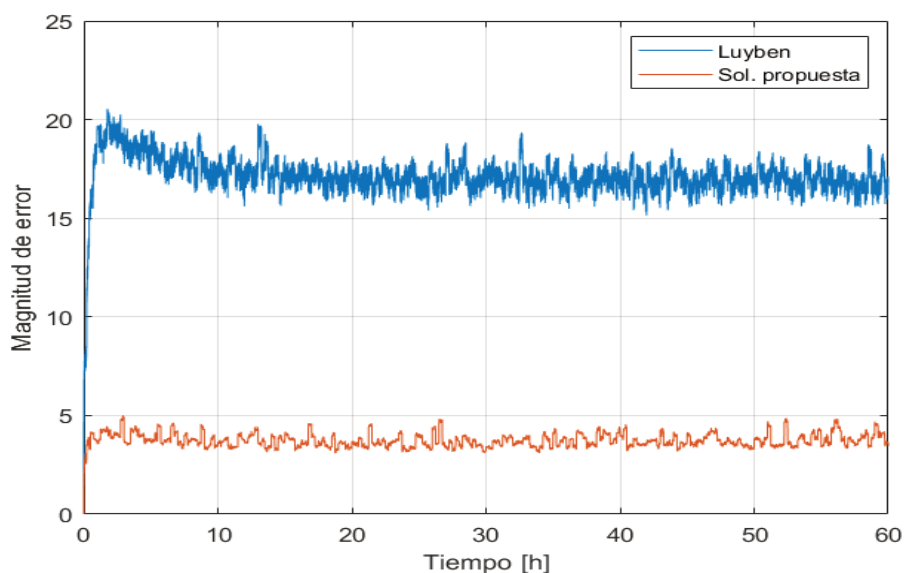


Figura 6.8: Evolución temporal de la suma de los valores absolutos de los errores relativos de cada variable de salida.



Conviene notar también que en la mayoría de los casos, el error relativo correspondiente a la solución propuesta es muy cercano a cero. Esto indica que el sistema de control propuesto es capaz de lograr un offset muy reducido sin tener acción integral en ninguno de los controladores, incluso en variables de salida que no son VC. Lo anterior equivale a demostrar un desempeño superior a nivel de planta completa.

Por otro lado, el error total es consistente en el tiempo, en el sentido de que esta cantidad logra estabilizarse en ambos diseños, como puede verse en la Fig. 6.8. No obstante, se logra una estabilización del error más rápida en el caso de la solución propuesta, así como menos variabilidad.

### Saturación de Manipuladas

En el Capítulo 4 se verificó la presencia de saturación de manipuladas para la estructura de Luyben. En esta sección se comparan las VM correspondientes a cada propuesta durante la operación normal. En las Figs. 6.9, 6.10, 6.11 y 6.12 puede verificarse que no se presenta saturación en las variables manipuladas de la solución propia en general. Las únicas excepciones son las manipuladas VR5, VVD9 y AR12. Las dos primeras, VR5 y VVD9, se mantienen en valores nulos en todo momento, debido a consideraciones económicas y operativas. Además, la agitación al reactor AR12 se mantiene en todo momento a capacidad plena para maximizar los coeficientes de transferencia de calor dentro del reactor. Es decir, si bien no hay un accionamiento activo para estas variables, existen argumentos significativos para ello durante la operación normal. Sin embargo, debe notarse que en ningún caso se observa una manipulación activa pero limitada, que presente saturación por momentos, ya que esto degradaría el desempeño los actuadores.

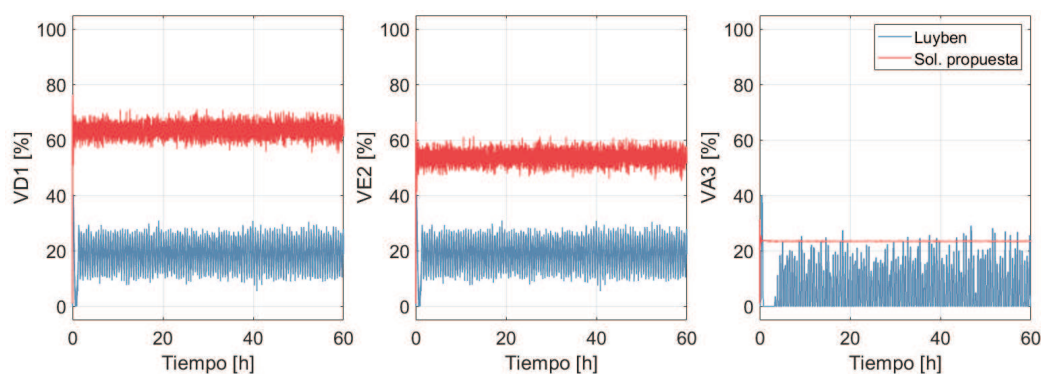


Figura 6.9: Respuesta temporal de variables manipuladas VD1, VE2 y VA3

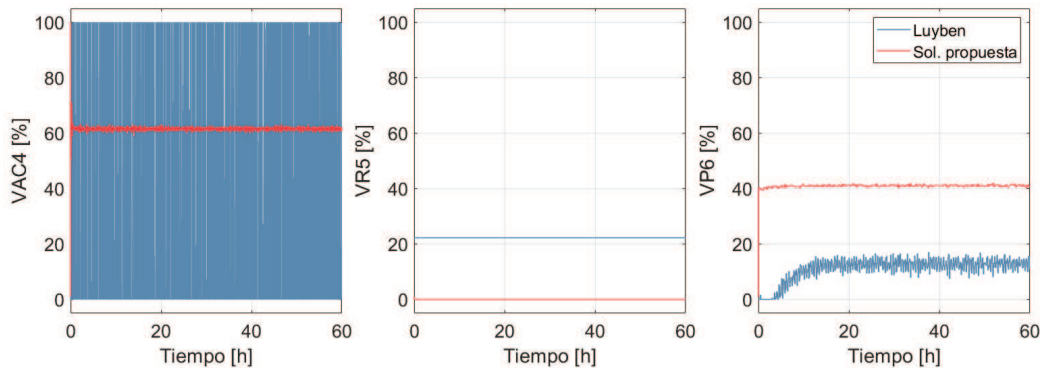


Figura 6.10: Respuesta temporal de variables manipuladas VAC4, VR5 y VP6

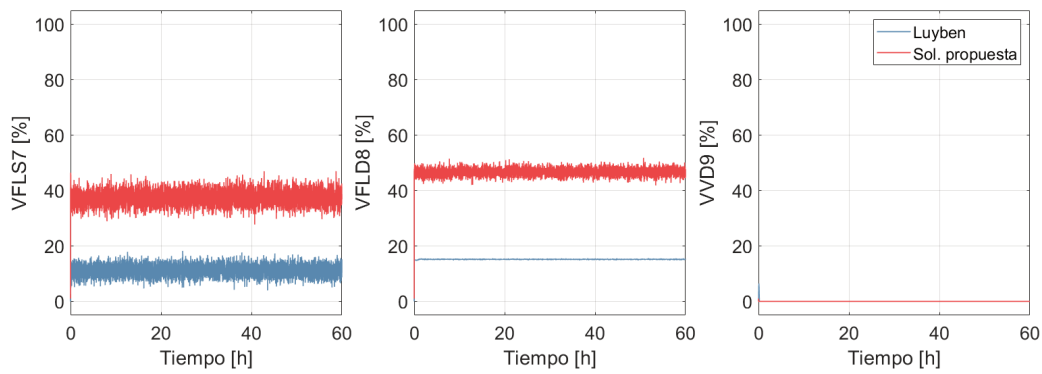


Figura 6.11: Respuesta temporal de variables manipuladas VFLS7, VFLD8 y VVD9

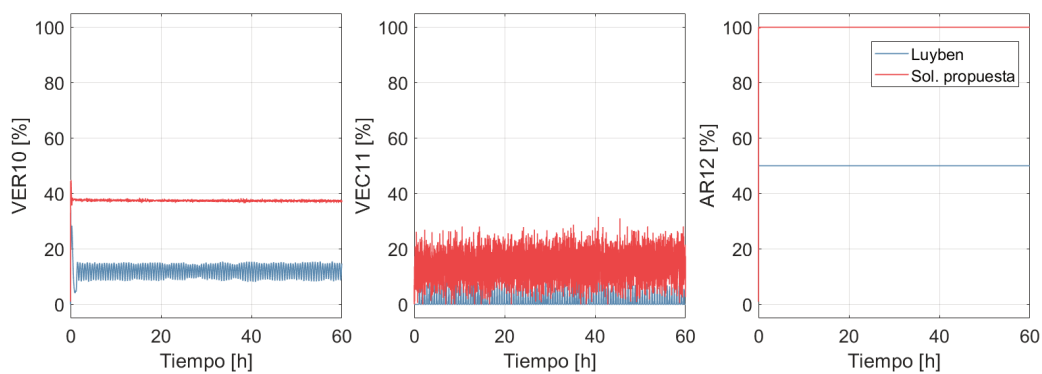


Figura 6.12: Respuesta temporal de variables manipuladas VER10, VER11 y AR12

Se podría pensar que las VM que se mantienen en sus valores extremos podrían eliminarse del diseño del sistema de control. Sin embargo, debe recordarse que

aquí solo se ilustran las evoluciones durante la operación normal. Los actuadores VR5, VVD9 y AR12 siguen siendo necesarios durante cambios de setpoint, perturbaciones, así como en puestas en marcha y paradas de la planta. Por ejemplo, la VVD9 es fundamental para llevar al *stripper* a régimen estacionario durante una puesta en marcha. Adicionalmente VR5 debería actuar fundamentalmente para evitar el fenómeno de *surge*. Si se usa durante la operación normal se produce un aumento innecesario del costo de energía del compresor.

En conclusión, en general no se observa saturación de manipuladas para la solución propuesta, salvo en aquellas que se mantienen cerradas en todo momento, como VR5 y VVD9, o en AR12 que indica que la agitación del reactor se aprovecha al máximo de su capacidad.

### 6.4.2. Operación con Eventos

Se denominará evento a cualquier cambio de consigna o perturbación implementada durante la simulación de la planta. En el capítulo 4 se presentaron las respuestas dinámicas correspondientes a un evento dado por un cambio de consigna en la presión de reactor a 1 h y una perturbación en IDV4 a las 2 h. Esta última, denominada IDV4, corresponde a un cambio en la temperatura de entrada de agua de enfriamiento al reactor. Aquí se retoma el mismo caso con el objetivo de comparar las respuestas. Para facilitar la observación de los transitorios, se limita el tiempo de simulación a 10 h. Para no abundar en análisis similares, solo se presentarán algunas variables representativas. En particular, se evalúan presiones y temperaturas, que son las variables afectadas en forma más directa.

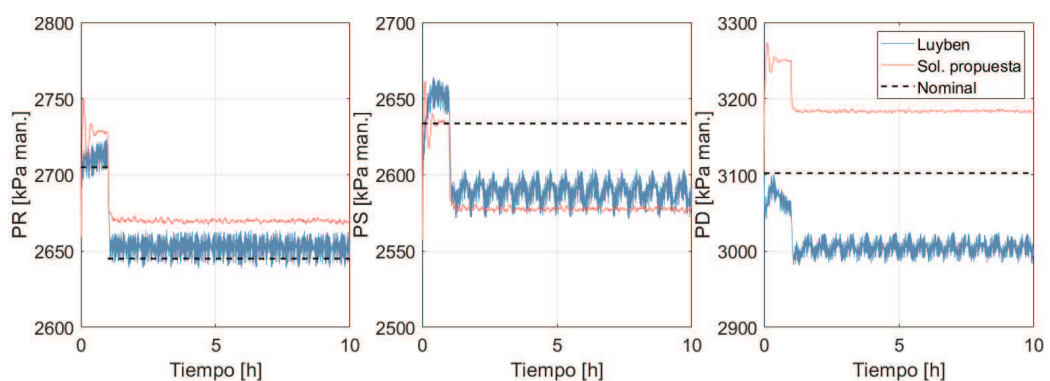


Figura 6.13: Evolución temporal de PR, PS y PD ante un caso de cambio de consigna en PR a 1 h seguido por la perturbación IDV4 a 2 h.

La Fig. 6.13 muestra las presiones en el reactor, el separador y el desorbedor. A la izquierda, se observa que el salto en consigna se satisface para ambos diseños,

aunque también en ambos casos se mantiene el offset previo. En el centro se muestra la perturbación que incurre en el separador por efecto del cambio de consigna en el reactor. Es evidente que no hay un rechazo de perturbación efectivo con ninguna de las soluciones. Lo mismo ocurre en la gráfica de la derecha, que muestra la evolución de PD. Esto no es sin embargo de mayor gravedad, ya que no hay restricciones asociadas a las presiones en separador o desorbedor. Por otro lado, no se observa efecto de la perturbación IDV4 sobre las presiones del proceso.

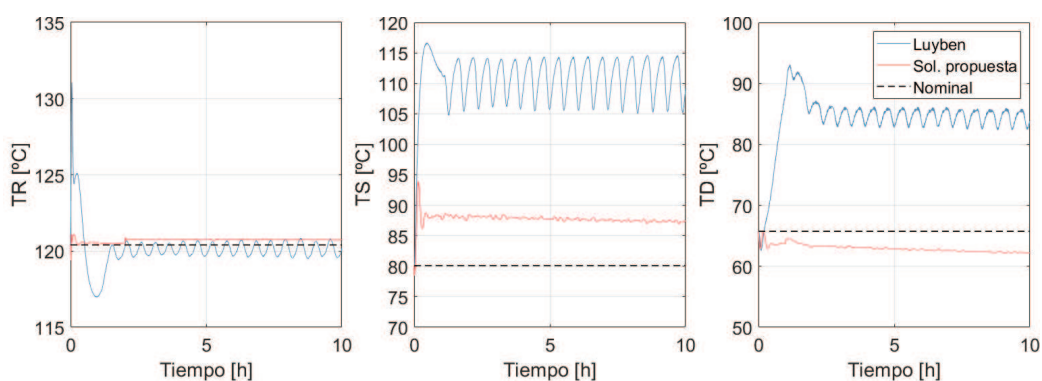


Figura 6.14: Evolución temporal de TR, TS y TD ante un caso de cambio de consigna en PR a 1 h seguido por la perturbación IDV4 a 2 h.

Las temperaturas principales se aprecian en la Fig. 6.14. En ambos diseños, las respuestas son muy similares a las correspondientes en operación normal (notar que los rangos de valores de tiempo y de temperatura son menores, para mayor claridad). Esto revela un buen comportamiento desde el punto de vista de rechazo de perturbaciones.

Otras variables analizadas como niveles, caudales y composiciones muestran comportamientos semejantes a los de operación normal, con lo cual puede concluirse que el evento considerado no reviste una situación de impacto significativo sobre esas variables para ninguna de las soluciones de control.

## 6.5. Economía de proceso

En esta sección se analizan los costos correspondientes a la operación normal. Se emplea la Ec. 2.5 para el cálculo de costo operativo sobre la base de una simulación de operación continua normal por un período de 60 h.

En la Fig. 6.15 se muestra una comparación de los costos operativos instantáneos. El costo del diseño de Luyben, mostrado en azul, tiene una media de US\$ 61.2 por hora, valor notablemente menor que el costo de la solución ofrecida en este trabajo, denotada en rojo, que tiene una media de US\$ 162 por hora.

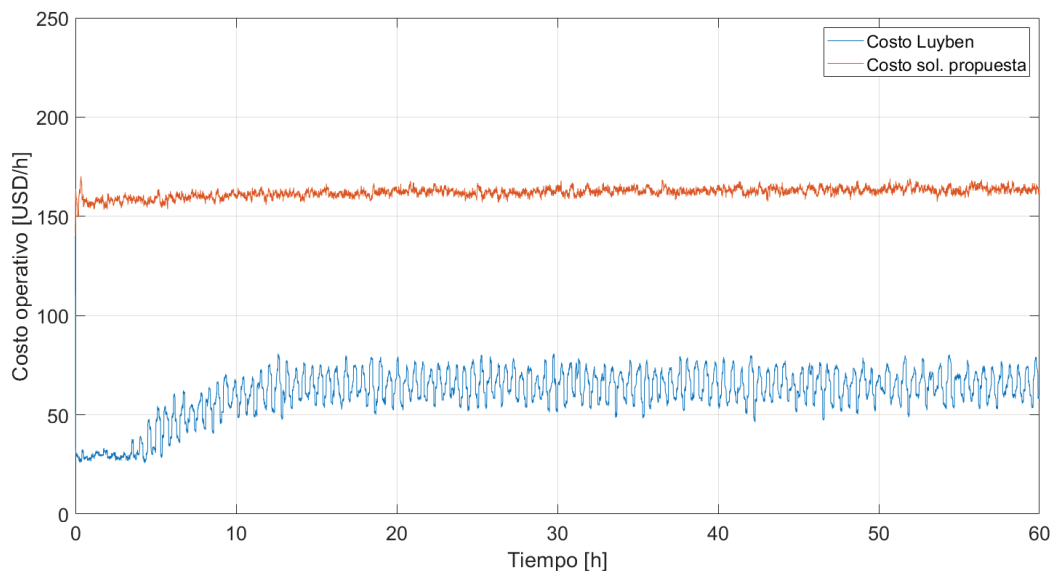


Figura 6.15: Evolución de costos operativos instantáneos durante operación normal.

Los valores anteriores pueden analizarse mejor empleando una distribución de costos como la que se presenta en la Fig. 6.16. En ninguno de los sistemas de control se emplea vapor como servicio, lo cual abarata la operación al no requerirse una corriente entálpica externa. Es decir, en este caso la reducción de costo operativo es consecuencia de una mayor eficiencia energética del proceso. Por lo demás, la diferencia más importante entre las distribuciones de costos es que el diseño de Luyben tiene una mayor proporción de costo asociado a la compresión en la línea de reciclo si se lo compara con la otra opción. Además, la solución propuesta concentra la mayor parte de su costo operativo en pérdidas de productos y reactivos valiosos a través de la purga. Debe tenerse en cuenta que esta distribución de costo está normalizada al 100 % en ambas gráficas, de manera que solo sirve para tener una idea de las proporciones relativas de los distintos conceptos en relación al costo total operativo.

Tabla 6.3: Economía de la operación para cada diseño

Concepto	Sol. Luyben	Sol. propuesta
Costo medio [US\$/h]	61.2	162.0
Ventas [US\$/h]	1850.4	5577.3
Beneficios [US\$/h]	1789.2	5415.2

Sin embargo, observar el costo como se propone en el paper original de Downs y Vogel [19] puede ser engañoso, ya que el mismo constituye solo un aspecto

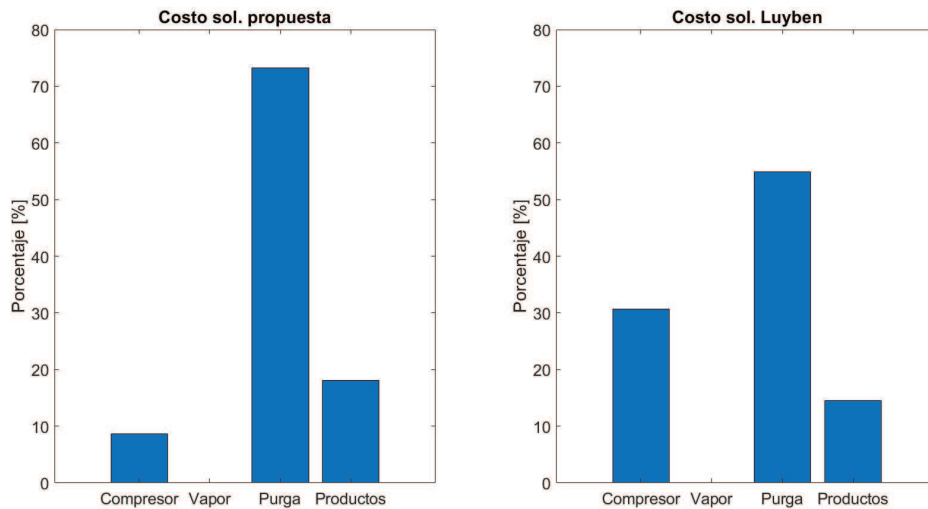


Figura 6.16: Distribución de costos instantáneos en sus principales componentes.

del análisis económico. Recordemos que en la Fig. 6.5 se observó un caudal de producto menor al nominal. Esto significa que la producción efectiva de la planta de Luyben es menor a la planteada por los autores del desafío. Debido a esta diferencia, comparar costos sin tener en cuenta la producción puede conducir a conclusiones incorrectas. La planta de Luyben trabaja en forma más económica, pero también produce menor ganancia por venta de productos. Debido a esta situación, una mejor medida de la economía del proceso la constituye el beneficio bruto, que es simplemente el valor que resulta de sustraer al ingreso por ventas de productos el costo operativo [29]. Estos conceptos se representan en la Tabla 6.3, donde se muestran los montos asociados a costos, ventas y la ganancia neta de la planta luego de vender su producción. Este beneficio resulta ser de US\$ 1789 por hora en el caso de Luyben y de US\$ 5415 por hora para la solución de esta tesis. Es decir, la solución aquí planteada es unas tres veces más rentable que la solución de Luyben.

## 6.6. Conclusiones

En el presente capítulo se realizó una comparación de desempeño de los diseños de sistemas de control de planta completa desarrollados en capítulos anteriores. Se analizaron respuestas dinámicas de operación estacionaria y con eventos. A partir de las mismas, se estudiaron valores de establecimiento, seguimiento de consigna, rechazo de perturbaciones, presencia de oscilaciones y aspectos de la economía del proceso. Se encuentra que la solución propuesta es superior en todos

los aspectos anteriores. En particular, aunque el costo de operación del diseño de Luyben es menor, el beneficio de la solución propuesta es tres veces mayor debido a que la planta tiene una mayor producción.





# Capítulo 7

## Discusión Final

### 7.1. Introducción

Este capítulo se dedica a revisar los resultados obtenidos en capítulos anteriores, proponer líneas futuras de trabajo y obtener conclusiones.

### 7.2. Revisión de Capítulos Anteriores

El Capítulo 1 presenta los objetivos de la tesis, así como los ejes teóricos principales a través de los cuales se desarrolla, que incluyen la teoría de control de plantas completas y elementos de control fraccional. Además, se sintetizan los hitos históricos más importantes de estos campos para contextualizar los desarrollos posteriores.

En el Capítulo 2 se presenta el problema bajo estudio, el desafío de Tennessee-Eastman, desde las hipótesis de modelado hasta su implementación algorítmica final. Se destaca que el problema, consistente en una planta petroquímica completa, no es una idealización o un caso de estudio de origen académico, sino que se desarrolló a partir de una planta real sobre la cual los ingenieros de Eastman trabajaban, encontrando numerosas dificultades desde el punto de vista de control. Algunas de las características más importantes que captura el desafío son:

- No se dispone de expresiones matemáticas cerradas para describir el sistema
- Existen cuatro reacciones químicas exotérmicas que compiten entre sí por los reactivos y producen distintos productos, siendo solo algunos de interés.

- El comportamiento térmico del reactor puede cambiar de acuerdo a cuál reacción química domine en su interior.
- Existe un inerte en el sistema, y su eliminación es fundamental para la estabilidad operativa
- El comportamiento dinámico es fuertemente no lineal
- Es un proceso multivariable de dimensiones moderadas, con 40 entradas, 50 estados y 41 salidas
- Es un proceso inestable a lazo abierto
- Presenta fuertes interacciones entre variables
- El proceso está sometido a restricciones duras sobre un conjunto de variables, que detienen la simulación en caso de no respetarse
- Existen reciclos materiales (y por ende, térmicos), que aumentan la complejidad del sistema
- Las señales incluyen ruido con características acordes a la naturaleza de las variables que se miden.
- Las salidas de la planta pueden ser analógicas o digitales, de acuerdo al tipo de variable

Debido a todas estas características, el código de TE se adopta como si fuese la planta real. Como consecuencia, los datos generados por las simulaciones del código valen como si fuesen datos experimentales.

El Capítulo 3 desarrolla una serie de análisis preliminares basados en la linealización de la planta. Se caracterizan polos y se confirma la inestabilidad de la planta a lazo abierto, así como comportamiento integral. Un estudio de ceros del sistema descarta la existencia de fenómenos de fase no mínima. Adicionalmente, se encuentra mal condicionamiento numérico del modelo lineal y alta sensibilidad direccional respecto al vector de entradas. Finalmente, se realizan cálculos orientados a determinar observabilidad y controlabilidad del sistema lineal. Se destaca que el modelo no tiene controlabilidad de salida, lo cual constituye una advertencia preliminar sobre las dificultades que presenta la planta para el diseño de un sistema de control satisfactorio.

En el Capítulo 4 se retoma una solución de control global de planta completa propuesta originalmente por Luyben [42], y se la recrea en una implementación propia, aunque fiel a la información disponible sobre la original. Se realiza un estudio de respuestas dinámicas, satisfacción de restricciones, costo operativo y

contenido frecuencial de las señales. Se detectan algunas debilidades del diseño, como ser saturación de manipuladas y variabilidad indeseable en ciertas señales. Como ventajas de diseño, puede mencionarse la simplicidad y la capacidad de lograr un costo operativo relativamente bajo.

Una propuesta de diseño de control novedosa se aborda en el Capítulo 5. En el mismo se hace énfasis en el modelo TE no lineal, debido a las fuertes limitaciones que presenta la linealización analizada en el Cap. 3. Una caracterización inicial de la planta como sistema caótico permite develar el alto grado de no linealidad de la misma. Luego un estudio de grados de libertad estableció una ausencia de suficientes manipuladas para tener un control completo de las variables de salida de la planta. Se continúa con la selección de variables controladas, que se concreta fundamentalmente mediante un conjunto de análisis sobre las señales de salida, teniendo en cuenta información mutua, correlaciones y consideraciones del proceso. Un estudio posterior de apareamientos muestra que los métodos basados en modelos lineales ofrecen resultados inconsistentes, por lo que nuevamente se recurre al tratamiento de las señales de entrada-salida de la planta. Adicionalmente se incluye una estimación de tiempos muertos de la planta. Al igual que antes, dichas estimaciones están basadas en la teoría de la información mutua. Finalmente, los estudios anteriores permiten extraer lo que se considera el problema central de control, que consiste en la falta de manipuladas efectivas para las variables de salida críticas del proceso. La solución propuesta para soslayar esta dificultad central consiste en distribuir la energía de la acción que implica cada controlada sobre diversas manipuladas. Este principio resulta ser la piedra angular de la estructura de control final. La solución definitiva incluye controladores fraccionales.

A partir de las soluciones de control anteriores, en el Capítulo 6 se desarrolla una revisión comparativa de desempeños en dos situaciones: operación continua y con eventos, pudiendo ser estos últimos tanto cambios en consigna como perturbaciones. La comparación hace énfasis en desviaciones respecto a los valores objetivos, saturación de manipuladas, calidad de respuestas dinámicas y performance económica de cada opción.

### **7.3. Conclusiones**

Este trabajo presenta una solución de control de planta completa para el problema de Tennessee-Eastman. La misma está basada mayormente en análisis realizados sobre el modelo no lineal a lazo abierto. Se propone una estructura de control novedosa, libre de la necesidad de recurrir a un modelo de la planta (o *model-free*). Una ventaja de un diseño libre de modelos es que permite soslayar todas las falencias que un modelo lineal podría tener para describir correctamente una

planta completa, tal como ocurre en el problema TE. En cambio, el procedimiento de diseño se alimenta fundamentalmente con datos de planta. Además, la solución de control implementa controladores fraccionales. El sistema de control resultante es versátil, siendo fácilmente configurable en situaciones de parada, puesta en marcha, así como en operación anormal.

Se encuentra que la solución propuesta es superior a la correspondiente de Luyben, siendo esta última representativa de una buena propuesta de ingeniería de control de procesos. Con un *offset* notablemente menor en casi todas las variables, una mejor respuesta dinámica y una rentabilidad de planta tres veces superior a la referencia, la propuesta aquí planteada sienta un antecedente atractivo para seguir investigando este tipo de soluciones de planta completa.

## 7.4. Futuros Desarrollos

Un desafío tal como el problema TE presenta por su complejidad un gran número de posibilidades de diseño, de análisis alternativos o de estudios comparativos. Esto lleva a que agotar todas estas posibilidades sea poco menos que imposible en un solo trabajo. La presente tesis puede considerarse una semilla, un punto de partida, para una gran variedad de trabajos por venir.

Concretamente, la falta de expresiones matemáticas en forma cerrada y que representen la planta con cierta confiabilidad, ha representado un obstáculo fundamental en la profundización del uso del control fraccional durante este trabajo. Debido a ello, en estudios subsecuentes se buscará explotar las posibilidades de los operadores fraccionales en forma extensiva, aprovechando los numerosos resultados que existen al día de la fecha, y aplicándola a problemas factibles de ser resueltos en forma superadora con estos métodos.

Además, en el futuro se espera desarrollar estudios comparativos para cuantificar la mejora en el desempeño de una solución de control que incorpore controladores fraccionales, y compararla con respecto a sus correspondientes versiones convencionales. También se plantea desarrollar un método de ajuste sistemático para controladores fraccionales basados en objetivos orientados al problema de planta global.

Por otro lado, se continuará con el objetivo de estudiar plantas completas y de examinar las ventajas y desventajas de la solución propuesta en esta tesis con respecto a soluciones de control avanzado consolidadas, como ser MPC. Esto se hará tanto para la planta TE como para otros problemas modelo o *benchmarks* reconocidos.

# Apéndice A

## Generación de Señales Aleatorias

Este apartado describe someramente la implementación del algoritmo que genera señales aleatorias. El mismo se emplea en el Capítulo 5 cuando se analiza el modelo no lineal de la planta TE para facilitar la selección de variables controladas y de apareamientos entre manipuladas y VC.

El vector de entradas al modelo tiene 40 elementos. De ellos, los primeros 12 corresponden a potenciales variables manipuladas (si se adoptan de esta forma en el diseño), y los 28 elementos restantes constituyen *flags*, que son indicadores binarios que activan o desactivan distintas perturbaciones en cada instante de tiempo. Así, para el caso nominal, todos los *flags* son nulos. Esta configuración, aunque no permite modificar la intensidad de cada perturbación, ofrece la flexibilidad de combinar distintas perturbaciones en una misma simulación, ocurriendo al mismo tiempo o en forma secuencial. Las perturbaciones se describen en detalle en la publicación original del problema TE [19].

Por lo anterior, solo las primeras 12 variables son continuas y pueden configurarse libremente. Pero debe recordarse que la simulación se detiene automáticamente cuando se supera cualquier restricción, como se detalló en el Capítulo 1. Debido a que se generan señales aleatorias, existe una elevada probabilidad de violar estas restricciones. Para mitigar esta situación, se imponen como valores iniciales los dados en la Tabla 2.1. Esto permite que, al menos al comienzo de las simulaciones, se impongan valores de entrada razonables para la planta.

Con respecto a las señales, la bibliografía clásica de control [45] establece que un barrido en frecuencia es suficiente para caracterizar un sistema lineal MIMO. Sin embargo, para sistemas no lineales responden de una forma más general a las entradas, ya que las salidas pueden cambiar la frecuencia, la amplitud o la fase. Todo esto implica que explorar la salida de un modelo no lineal requiera señales de

entrada que varían dentro de un espacio de parámetros más amplio que solo la frecuencia. Como consecuencia, se implementó un código basándose en la teoría de series de Fourier. Se sabe que cualquier señal continua con soporte compacto puede descomponerse en componentes sinusoidales de distinta frecuencia y amplitud [55]. Razonando en forma inversa, si se toman series de Fourier conformadas por un número distinto de términos, y cada término con un valor de frecuencia, fase y amplitud distintos, se puede generar una familia de funciones continuas bastante general. Este es precisamente el enfoque adoptado para generar señales aleatorias. Quedan excluidas las señales con discontinuidades, o incluso las señales que no son diferenciables en algún punto. Sin embargo, para los fines de analizar el proceso, no se espera que este tipo de señales sean relevantes, ya que el propio sistema actúa como filtro de baja frecuencia, y las funciones discontinuas quedan así filtradas.

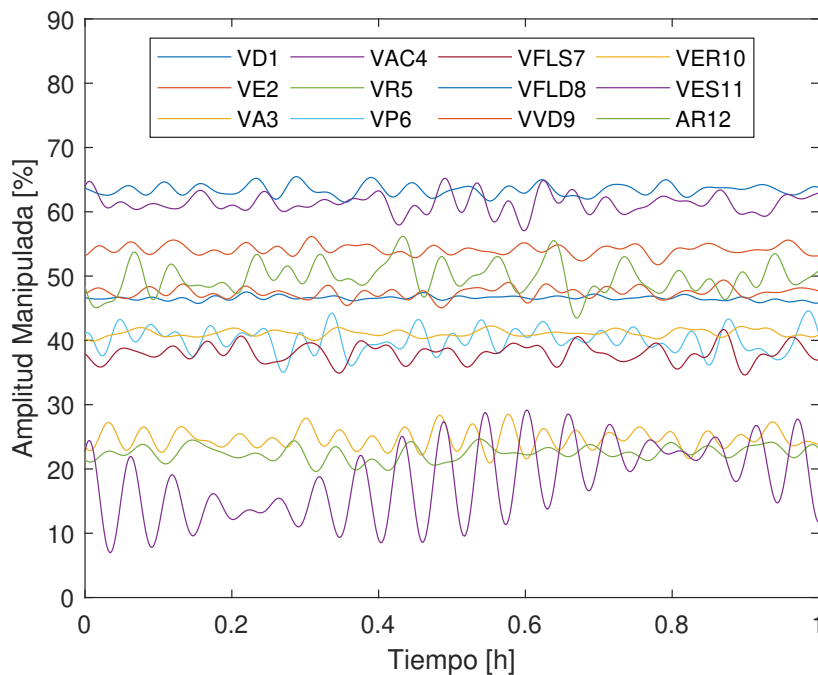


Figura A.1: Ejemplo de generación de señales aleatorias.

En la Fig. A.1 se muestra un ejemplo de la generación de señales de entrada al sistema. Notar la presencia de componentes de distinta frecuencia, fase y amplitud para cada manipulada. Todos los *flags* asociados a perturbaciones se fijan en cero. Los valores iniciales son los de la Tabla 2.1. Para los análisis de selección de VC

y de apareamientos, se promedian los resultados obtenidos de 60 simulaciones, cada una con un conjunto distinto de entradas generadas.

Entre los parámetros de la generación de señales puede indicarse el rango de frecuencias, que es de  $[\pi \cdot 10^{-6}, \pi \cdot 10^2]$ . Además, el rango de amplitudes está entre 5 y 50, ya que se deben mantener valores acotados. Asimismo, el número de términos de la serie va desde 10 hasta 100, y los valores de fase están en el intervalo  $[0, 2\pi]$ . Todo esto permite que cada señal tenga una evolución propia y distinguible de las otras, lo cual disminuye los errores de estimación, especialmente en los análisis de apareamientos, donde el rol de las entradas tiene el mismo peso que el de las salidas.





# Bibliografía

- [1] E. Adam. *Control de Procesos Avanzado, Notas de Clases*. Univ. Nacional del Litoral, 2021.
- [2] E. J. Adam. *Instrumentación y Control de Procesos, Notas de Clases. Segunda Edición*. Ediciones UNL, 2014.
- [3] L. A. Alvarez and J. Espinosa. Methodology based on svd for control structure design. *Latin American Applied Research*, 42:245–250, 2012.
- [4] N. Andrei. Modern control theory. a historical perspective. In *Scieri Mathematice I*, 2006.
- [5] B. Baykant, A. Tepljakov, C. Yeroglu, E. Gonzalez, S. Hassan, and E. Petlenkov. A numerical study for plant-independent evaluation of fractional-order pid controller performance. *IFAC*, 51:539–544, 2018.
- [6] A. BenSaïda. Noisy chaos in intraday financial data: Evidence from the american index. *Applied Mathematics and Computation*, 226:258–265, 2014.
- [7] A. BenSaïda. A practical test for noisy chaotic dynamics. *SoftwareX*, 3-4:1–5, 2015.
- [8] E. Bristol. On a new measure of interaction for multivariable process control. *IEEE Transactions on Automatic Control*, 11:133–134, 1966.
- [9] S. L. Brunton and J. N. Kutz. *Data-Driven Science and Engineering: Machine Learning, Dynamical Systems and Control*. Cambridge University Press, 2019.
- [10] J. J. Castro and F. J. Doyle. Plantwide control of the fiber line in a pulp mill. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 41:1310–1320, 2002.
- [11] Y. Chen. Ubiquitous fractional order controls? *IFAC Proceedings*, 112:481–492, 2006.

- [12] W. Cheney and D. Kincaid. *Numerical Mathematics and Computing*. Thomson Brooks/Cole, 2008.
- [13] C. S. Chin. *Computer aided control systems design*. CRC Press, 2013.
- [14] T. M. Cover and J. A. Thomas. *Elements of Information Theory*. John Wiley, 2006.
- [15] A. Creus. *Instrumentación Industrial*. Alfaomega, 2011.
- [16] S. Das. *Functional Fractional Calculus for System Identification and Controls*. Springer, 2008.
- [17] R. J. Correa de Godoy and C. Garcia. Plantwide control: A review of design techniques, benchmarks and challenges. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2017.
- [18] L. Debnath. Recent applications of fractional calculus to science and engineering. *IJMMS*, 54:3413–3442, 2003.
- [19] J. J. Downs and E. F. Vogel. A plant-wide industrial process control problem. *Computers Chem. Engng.*, 17:245–255, 1993.
- [20] S. Fang, J. Chen, and H. Ishii. *Towards Integrating Control and Information Theory*. Springer, 2017.
- [21] R. M. Feldman and C. Valdez-Flores. *Applied Probability and Stochastic Processes*. Springer, 2010.
- [22] A. S. Foss. Critique of chemical process control theory. *AIChE*, 19:209–214, 1973.
- [23] Z. Gajic and M. Lelic. *Modern Control System Engineering*. Prentice Hall, 1996.
- [24] W. Gawronski and J. Juang. Model reduction in limited time and frequency intervals. *IJSS*, pages 349–376, 1990.
- [25] F. Ghaemi, R. Yunus, A. Ahmadian, S. Salahsour, M. Suleiman, and S. F. Saleh. Application of fuzzy fractional kinetic equation to modelling of the acid. *Hindawi*, 2013.
- [26] M. Golshan, R. Bozorgmehry, and M. R. Pishvaie. A new approach to real time optimization of the tennessee eastman challenge process. *Chemical Engineering Journal*, 112:33–44, 2005.
- [27] J.M. Gonzales-Miranda. *Synchronization and control of chaos*. Imperial College Press, 2004.

- [28] A. J. Groenendijk, A. C. Dimian, and P. D. Iedema. Systems approach for evaluating dynamics and plant-wide control of complex plants. *AIChE Journal*, 46:133–145, 2000.
- [29] A. J. Gutiérrez. *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. Reverté, 2003.
- [30] I. J. Halvorsen, S. Skogestad, J. C. Morud, and V. Alstad. Optimal selection of controlled variables. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 42:3273–3284, 2003.
- [31] N. Heymans and I. Podlubny. Physical interpretation of initial conditions for fractional differential equations with riemann-liouville fractional derivatives. *Rheol Acta*, 45:765–771, 2006.
- [32] M. W. Hirsch and S. Smale. *Ecuaciones diferenciales, sistemas dinámicos y álgebra no lineal*. Ed. Alianza, 1983.
- [33] K. K. Jaber and R. S. Ahmad. Analytical solution of the time fractional navier-stokes equation. *Ain Shams Engineering*, 9:1917–1927, 2018.
- [34] B. C. Juricek, D. E. Seborg, and W. E. Larimore. Identification of the tennessee eastman challenge process with subspace methods. *Control Engineering Practice*, 9:1337–1351, 2001.
- [35] N. Kaistha. *Plantwide Control of Integrated Chemical Processes*. Indian Institute of Technology Kanpur, 2012.
- [36] A. Khaki-Sedigh and B. Moaveni. *Control Configuration Selection for Multivariable Plants*. Springer, 2009.
- [37] M. Komperød, T. Ander Hauge, and B. Lie. Preprocessing of experimental data for use in model building and model validation. *Proceedings of SIMS*, pages 86–95, 2008.
- [38] M. Konda, G. P. Rangaiah, and P. R. Krishnaswamy. A simple and effective procedure for control degrees of freedom. *Chemical Engineering Science*, 61:1184–1194, 2005.
- [39] T. Larsson, K. Hestetun, E. Hovland, and S. Skogestad. Self-optimizing control of a large scale plant: The tennessee eastman process. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 40:4889–4901, 2001.
- [40] E. K. Lenzi, R. M. Neto, A. A. Tateishi, M. K. Lenzi, and H. V. Ribeiro. Fractional diffusion equations coupled by reaction terms. *Physica A*, 458:9–16, 2016.

- [41] R. K. Lim, M. Q. Phan, and R. W. Longman. State-space identification with identified hankel matrix. Technical Report 3045, Princeton University, Department of Mechanical and Aerospace Engineering, 09 1998.
- [42] W. L. Luyben, B. D. Tryéus, and M. L. Luyben. *Plantwide Process Control*. McGraw-Hill, 1998.
- [43] P. R. Lyman and C. Georgakis. Plant-wide control of the tennessee eastman problem. *Computers Chem. Engng.*, 19:321–331, 1995.
- [44] A. G. J. MacFarlane and N. Karcanias. Poles and zeros of linear multivariable systems: a survey of the algebraic, geometric, and complex variable theory. *Int. J. Control*, 24:33–74, 1976.
- [45] J. M. Maciejowski. *Multivariable Feedback Design*. Addison-Wesley, 1989.
- [46] MathWorks. Control system toolbox - user's guide. <https://www.mathworks.com/help/control/ug/conversion-between-model-types.html>, 2020.
- [47] T. J. McAvoy and N. Ye. Base control for the tennessee eastman problem. *Computers Chem. Engng.*, 18:383–413, 1994.
- [48] K. S. Miller and B. Ross. *An Introduction to the Fractional Calculus and Fractional Differential Equations*. John Wiley and Sons, Inc., 1993.
- [49] B. Moaveni and A. Khaki. Input-output pairing for nonlinear multivariable systems. *Journal of Applied Sciences*, 7:3492–3498, 2007.
- [50] R. Moddemeijer. An information theoretical delay estimator. *Ninth Symp. on Information Theory*, pages 121–128, 1988.
- [51] C. A. Monje, Y. Chen, B. M. Vinagre, D. Xue, and V. Feliu. *Fractional-order Systems and Controls*. Springer, 2010.
- [52] M. Morari. *Integrated plant control: a solution at hand or a research topic for the next decade*. Proc. CPC-2, 1982.
- [53] K. Ogatta. *Modern Control Engineering*. Prentice Hall, 1997.
- [54] K. B. Oldham and J. Spanier. *The Fractional Calculus*. Academic Press, 1974.
- [55] A. V. Oppenheim, A. S. Willsky, and S. H. Nawab. *Signals and Systems*. Prentice Hall, 1996.
- [56] D. H. Owens. A historical view of multivariable frequency domain control. *IFAC Proceedings Volumes*, 35:225–230, 2002.

- [57] Ivo Petráš. *Fractional-Order Nonlinear Systems*. Springer, 2011.
- [58] I. Podlubny. Geometric and physical interpretation of fractional integration and fractional differentiation. <https://arxiv.org/pdf/math/0110241v1.pdf>, 2008.
- [59] G. P. Rangaiah and V. Kariwala. *Plantwide Control: Recent Developments and Applications*. John Wiley and Sons Ltd., 2012.
- [60] N. L. Ricker. Model predictive control of a continuous, nonlinear, two-phase reactor. *J. Proc. Cont.*, 3:109–123, 1993.
- [61] N. L. Ricker. Optimal steady-state operation of the tennessee eastman challenge process. *Computers Chem. Engng*, 19:949–959, 1995.
- [62] N. L. Ricker. Decentralized control of the tennessee eastman challenge process. *J. Proc. Cont.*, 6:205–221, 1996.
- [63] N. L. Ricker. Tennessee eastman challenge archive. <http://depts.washington.edu/control/LARRY/TE/download.html>, 2005.
- [64] N. L. Ricker, A. Bathelt, and M. Jelali. Revision of the tennessee eastman process model. *9th International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes*, pages 309–314, 2015.
- [65] N. L. Ricker and J. H. Lee. Nonlinear model predictive control of the tennessee eastman challenge process. *Computers Chem. Engng*, 19:961–981, 1995.
- [66] K. H. Rosen. *Matemáticas Discretas y sus Aplicaciones*. Mc. Graw Hill, 2004.
- [67] M. M. Rosenbrock. *State-space and multivariable theory*. John Wiley, 1970.
- [68] P. Roy and B. K. Roy. Fractional order pi control applied to level control in coupled two-tank mimo system with experimental validation. *Control Engineering Practice*, 48:119–135, 2016.
- [69] J. C. Santamarina and D. Fratta. *Discrete Signals and Inverse Problems*. John Wiley, 2005.
- [70] D. E. Seborg, T. F. Edgar, and D. A. Mellichamp. *Process Dynamic and Control*. John Wiley and Sons, 1989.
- [71] D. E. Seborg, T. F. Edgar, D. A. Mellichamp, and F. J. Doyle III. *Process Dynamic and Control*. John Wiley and Sons, 4 edition, 2017.

- [72] S. Skogestad. Plantwide control: Towards a systematic procedure. *European Symposium on Computer Aided Process Engineering*, 12:57–69, 2002.
- [73] S. Skogestad. *Chemical and Energy Process Engineering*. CRC Press, 2009.
- [74] S. Skogestad and I. Postlethwaite. *Multivariable Feedback Control - Analysis and Design*. Wiley, 1996.
- [75] S. Skogestad and I. Postlethwaite. *Multivariable Feedback Control - Analysis and Design 2nd Ed.* Wiley, 2005.
- [76] J.J.E. Slotine and W. Li. *Applied Nonlinear Control*. Prentice Hall, 1991.
- [77] I. M. Sokolov, J. Klafter, and A. Blumen. Fractional kinetics. *Physics Today*, 55:48–54, 2002.
- [78] G. Stephanopoulos. *Chemical Process Control*. Prentice Hall, 1984.
- [79] Arun Tangirala. *Principles of System Identification*. CRC Press, 2015.
- [80] A. Tewari. *Modern control design with Matlab and Simulink*. John Wiley and Sons, 2002.
- [81] E. M. Vasbinder and K. A. Hoo. Decision-based approach to plantwide control structure synthesis. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 42:4586–4598, 2003.
- [82] Wikipedia. List of chaotic maps - Wikipedia, the free encyclopedia, 2021. [Online; accessed 30-June-2021].
- [83] B. Wittenmark and M. E. Salgado. Hankel-norm based interaction measure for input-output pairing. *IFAC*, pages 429–434, 2002.
- [84] S. F. Yapur. *Simulación y Control Multivariable de un Generador de Vapor de una Central de Potencia*. UNL, 2017.
- [85] S. F. Yapur. Evaluación de una estrategia numérica basada en cálculo fraccional para resolver ecuaciones diferenciales ordinarias. *ENIEF*, 2019.
- [86] S. F. Yapur. Controlled-variable selection based on chaos theory for the tennessee eastman plant, 2021.
- [87] K. Zhou and J. C. Doyle. *Essentials of Robust Control*. Prentice Hall, 1999.



**Doctorado en Ingeniería**  
**Mención Inteligencia Computacional, Señales y Sistemas**

Título de la obra:

**Diseño de un Sistema de Control  
para una Planta Completa usando  
Controladores Fraccionales**

Autor: Sergio Federico Yapur

Lugar: Santa Fe, Argentina

Palabras Claves:

Control de Plantas Completas, Data-Driven,  
Control Fraccional, Coeficiente de Correlación,  
CACSD, Tennessee-Eastman, Luyben, Grafos,  
Teoría de la Información, Estadística, Caos,  
Sistemas Complejos, Estructura de Control,  
Información Mutua, Número de Condición,  
Grados de Libertad, Petroquímica.