

**INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE ESTUDIOS
SUPERIORES DE MONTERREY**

CAMPUS MONTERREY

**PROGRAMA DE GRADUADOS EN MECATRÓNICA
Y TECNOLOGÍAS DE LA INFORMACIÓN**



**TECNOLOGICO
DE MONTERREY®**

**ANÁLISIS, MODELACIÓN Y CONTROL ADAPTATIVO
PREDICTIVO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA DE CRUDO**

TESIS

**PRESENTADA COMO REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER EL
GRADO ACADÉMICO DE:**

**MAESTRO EN CIENCIAS CON ESPECIALIDAD EN
AUTOMATIZACIÓN**

POR:

ANGELO RAIMONDI

MONTERREY , N.L.

MAYO 2010

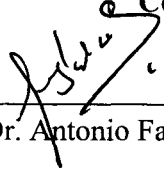
INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE ESTUDIOS SUPERIORES DE MONTERREY

DIVISIÓN DE MECATRÓNICA Y TECNOLOGÍAS INFORMACIÓN

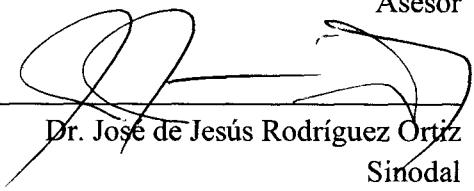
**PROGRAMA DE GRADUADOS EN MECATRÓNICA
Y TECNOLOGÍAS DE INFORMACIÓN**

Los miembros del comité de tesis recomendamos que la presente tesis del Ing. Angelo Raimondi sea aceptada como requisito parcial para obtener el grado académico de Maestro en Ciencias con especialidad en Automatización.

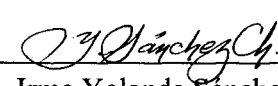
Comité de tesis:



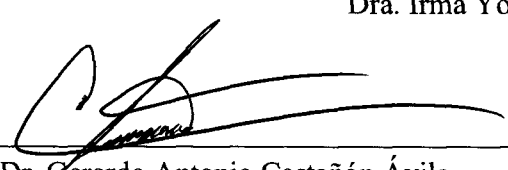
Dr. Antonio Favela Contreras
Asesor



Dr. José de Jesús Rodríguez Ortiz
Sinodal



Dra. Irma Yolanda Sánchez Chávez
Sinodal



Dr. Gerardo Antonio Castañón Ávila
Director de las Maestrías de Electrónica y Automatización de DMTI

Mayo 2010

**ANÁLISIS, MODELACIÓN Y CONTROL ADAPTATIVO
PREDICTIVO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN
ATMOSFÉRICA DE CRUDO**

POR:

ANGELO RAIMONDI

TESIS

PRESENTADA COMO REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER EL
GRADO ACADÉMICO DE:

MAESTRO EN CIENCIAS CON ESPECIALIDAD EN
AUTOMATIZACIÓN

INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE ESTUDIOS
SUPERIORES DE MONTERREY

Mayo 2010

Dedicatorias

A mis padres Alessandra y Francesco por haberme regalado la vida y permitido, con sus esfuerzos, lograr esta meta.

A mis abuelos Vincenzo Marra y Angelo Raimondi por haber sido inigualables ejemplos de de rectitud, honestidad y perseverancia.

A Sonia por haberme apoyado incondicionadamente, a pesar de las interminables esperas y de las citas pospuestas, a lo largo de este trabajo de tesis.

A mi hermano Vincenzo por su afecto.

A mis tías y tíos Franco, Graziella, Ambrogio, Max, Tina y Eva por el apoyo incondicional que me han proporcionado en cada proyecto de mi vida.

Agradecimientos

A mi asesor, el Dr. Antonio Favela Contreras, por haberme ofrecido como trabajo de tesis un tema que para mí es de gran interés científico y profesional, por haberme asesorado a lo largo de este trabajo de investigación, y por haberme enseñado mucho, especialmente en nuestras largas conversaciones sobre los temas más variados.

A mis sinodales, Dr. José de Jesús Rodríguez Ortiz y Dra. Irma Yolanda Sánchez Chávez, por haber, con sus observaciones y consejos, enriquecido este trabajo de tesis.

Al Dr. Juan Manuel Martín Sánchez, por sus valiosas sugerencias sobre el control adaptativo predictivo experto.

Al Dr. Miguel Angel Romero Ogawa, por el soporte que me ofreció en el desarrollo del modelo de la planta utilizado en esta tesis.

A Héctor Pastor, Raúl Estrada y Antonio Nevado, por haberme regalado sus valiosas observaciones sobre la aplicación del control ADEX en la industria.

Al Departamentos de Mecatrónica del Tecnológico de Monterrey y al *Dipartimento di Elettronica e Informazione del Politecnico di Milano*, que por medio del programa de intercambio acordado entre las dos instituciones, me han dado la posibilidad de adquirir una preparación de nivel internacional y han estimulado mi interés hacia la investigación.

A todos los compañeros italianos y mexicanos de la maestría, en particular a Francesco Fusco y Ezequiel Tisminetzky por la larga y sincera amistad demostrada a lo largo de toda nuestra trayectoria académica, a Eduardo Rivera, Aldo Cedillo, Jesus Sánchez, Gabriel Rosales, Luis Sandoval, José Ernesto Pérez, Jorge Mario Claros por haber sido inigualables compañeros de trabajo y a Luis Carlos Félix, Aline Drivet y Juan Calos Tudón por ser óptimos ejemplos de investigadores y amigos.

Resumen

Con este trabajo de tesis, presentado como requisito parcial para la obtención del grado de Maestro en Ciencias con Especialidad en Automatización, se logra el diseño de una estrategia de control avanzado basada en una ley de control adaptativo predictivo para una planta de destilación atmosférica de petróleo crudo. En la tesis se utilizan simulaciones obtenidas a partir de un modelo riguroso de la planta en cuestión para corroborar el desempeño de la estrategia propuesta.

Primeramente, se muestran los conceptos básicos que involucran la estrategia de control adaptativo predictivo así como algunos ejemplos que permiten un mejor entendimiento de los mismos.

Seguidamente, se presenta el resultado de la investigación realizada sobre el proceso objeto de la presente tesis y se presenta el desarrollo de un modelo riguroso de la planta a través del simulador comercial AspenONE ®. Los resultados de simulación se corroboran tanto con datos de la literatura como con datos provenientes de una planta real.

La parte central de la tesis se enfoca en establecer una estructura de control descentralizado para el problema de control planteado. Se emplean técnicas de reducción de las dimensiones del sistema y aparejamiento de variables basadas tanto en resultados empíricos como en una interpretación geométrica de la matriz de transferencia del sistema multivariable considerado.

Finalmente, se juntan la estructura de control propuesta con el modelo de la planta real en un ambiente de simulación único para poder verificar el desempeño de la estructura realizada. Los resultados obtenidos se comparan con una estructura clásica en plantas de destilación de crudo basada en controladores PID demostrando cuantitativamente la mejora obtenida con el control avanzado.

Índice general

1.	Introducción	1
1.1.	Antecedentes y descripción del problema	3
1.2.	Objetivos de la tesis	4
1.3.	Metodología	5
1.4.	Resultados y contribuciones originales.....	5
1.5.	Organización de los capítulos	6
1.6.	Notas sobre las unidades de medición utilizadas.....	8
2.	Destilación del crudo	9
2.1.	Introducción	11
2.2.	Caracterización del petróleo y de los productos de la destilación	12
2.3.	El proceso de destilación atmosférica.....	19
2.4.	Variables de operación.....	24
2.4.1.	Temperatura de la carga a la salida del horno	25
2.4.2.	Presión operativa de la columna de destilación	26
2.4.3.	Flujos y temperaturas de los reflujos de la columna.....	31
2.4.4.	Flujo de vapor de agua usado para el <i>stripping</i>	32
2.4.5.	Flujos de las extracciones laterales de la columna	32
3.	Control Adaptativo Predictivo Experto	33
3.1.	Introducción	35
3.2.	Control Predictivo.....	37
3.2.1.	Control predictivo – conceptos básicos	37
3.2.2.	Estrategia de control predictivo extendida.....	41
3.3.	Control Adaptativo – Predictivo	47
3.4.	Control Adaptativo – Predictivo – Experto	51
4.	Modelación	53
4.1.	Introducción	55
4.2.	Descripción del simulador usado.....	56
4.2.1.	Simuladores casuales y no casuales.....	56
4.2.2.	Método <i>inside-out</i>	57
4.2.3.	Indicaciones sobre la construcción del modelo	58

4.3.	Modelo termodinámico	59
4.4.	Descripción del caso de estudio	61
4.5.	Modelación en estado estable de la planta	63
4.5.1.	Modelación de la mezcla de crudo	63
4.5.2.	Alimentación al proceso y vapor de <i>stripping</i>	68
4.5.3.	Columna de <i>preflash</i>	69
4.5.4.	Columna atmosférica	71
4.6.	Modelación dinámica	74
4.6.1.	Parámetros geométricos	75
4.6.2.	Definición de válvulas y bombas	76
4.6.3.	Sistema de control de básico	77
4.7.	Resultados de simulación	80
4.7.1.	Resultados de la simulación estacionaria	80
4.1.	Conclusiones	86
5.	Estrategias de control	87
5.1.	Introducción	89
5.2.	Control descentralizado	91
5.2.1.	Técnicas de aparejamiento	94
5.2.2.	Aislamiento de las perturbaciones	103
5.3.	Estrategia de control convencional	106
5.4.	Estrategia de control avanzada – Sección de Preflash	111
5.4.1.	Aparejamiento y selección de las mediciones secundarias	111
5.4.2.	Cancelación de las perturbaciones	116
5.4.3.	Estrategia propuesta	117
5.5.	Estrategia de control avanzada – Sección atmosférica	123
5.5.1.	Aparejamiento y selección de mediciones secundarias	123
5.5.2.	Cancelación de las perturbaciones	133
5.5.3.	Estrategia propuesta	136
5.6.	Conclusiones	140
6.	Simulación y Análisis comparativo de resultados	141
6.1.	Ambiente de simulación	143
6.2.	Control de la sección de preflash	147

6.3. Control de la sección atmosférica	151
7. Conclusiones y trabajos futuros	157
7.1. Conclusiones	159
7.2. Trabajos futuros	160
Bibliografía	161
Apéndice A	163
A.1. Pseudo-inversa	165
A.2. Matrices como operadores lineales	166
A.3. Descomposición en valores singulares	167
Apéndice B	171
B.1. Matriz de las ganancias relativas - RGA	173
B.2. RGA para sistemas no cuadrados – NRG	175
B.3. Variantes iterativas de las técnicas RGA y NRG	179
B.4. Escalamiento de las variables	180
B.5. Métodos de sintonía PID para plantas químicas	181
Apéndice C	185
C.1. Factores de conversión para el crudo	187
C.2. Potencia – Calor	188
C.3. Trabajo – Energía – Calor	189
C.4. Presión	189
C.5. Temperatura	190
C.6. Poder calorífico	191
Apéndice D	193
D.1. Lista de parámetros	195
D.2. Configuración para el caso de estudio	199
D.2.1 Valores de los parámetros comunes a todos los controladores ADEX de la estrategia propuesta	199
D.2.2 Valores de los parámetros particulares de los controladores ADEX de la sección de <i>preflash</i>	201
D.2.3 Valores de los parámetros particulares de los controladores ADEX de la sección atmosférica	202
Glosario	203
Vita	205

Lista de figuras

Figura 2.2-1 – Ejemplos de curvas de volatilidad TBP y ASTM D86	14
Figura 2.2-2 – Ejemplo de aproximación en pseudocomponentes, en evidencia la curva TBP del crudo original	16
Figura 2.2-3 - Curva TBP de una muestra de crudo con sobre posición de las curvas ASTM D86 de los destilados.....	18
Figura 2.2-4 – Caracterización de <i>Gap</i> y <i>Overlap</i>	19
Figura 2.3-1 – Esquema conceptual de la destilación fraccionada	21
Figura 2.3-2 – Esquema de funcionamiento de una columna a platos con válvulas a campanilla	22
Figura 2.3-3 – A la izquierda una ilustración del 1800, que reporta un plato a campanilla por una columna de destilación. A la derecha un elemento de la configuración de empaques.....	22
Figura 2.3-4 – Esquema típico de una columna de destilación atmosférica.....	24
Figura 2.4-1 – Configuraciones de condensación parcial. (A) Condensación parcial con evacuación de la parte no condensada; (B) Condensación parcial con evacuación de la parte no condensada, configuración alternativa; (C) Condensación parcial con reflujo total; PC, controlador de presión; dPC, controlador de presión diferencial; LC, controlador de nivel; FC, controlador de flujo.....	29
Figura 2.4-2 – Configuración a condensación total. (A) Condensación total con by-pass caliente; (B) Condensación total con bajo enfriamiento; (C) Condensación total con inyección de gas inerte; PC, controlador de presión; TI, indicador de temperatura; HIC, controlador manual de los gases no condensables.....	30
Figura 3.2-1 – Esquema de bloques del control predictivo	37
Figura 3.3-1 – Esquema de bloques del control adaptativo - predictivo	48
Figura 3.4-1 – Esquema de bloques del control adaptativo – predictivo – experto.....	51
Figura 3.4-2 – Idea base del dominio de operación.....	52
Figura 4.2-1 - Procedimiento que implementa los métodos: (a) BP, (b) SC y (c) <i>Inside-out</i>	58
Figura 4.4-1 - Esquema de la planta de destilación atmosférica considerada	62

Figura 4.5-1 – Curvas de destilación TBP de los tipos de crudo que componen la carga examinada.....	66
Figura 4.5-2 – Curvas de destilación TBP de las mezclas consideradas	67
Figura 4.5-3 – Esquema de la sección de alimentación.....	69
Figura 4.5-4 – Esquema del modelo de la columna de <i>preflash</i>	71
Figura 4.5-5 – Esquema del modelo de la columna de <i>topping</i>	74
Figura 4.6-1 – Esquema de la simplificación del lazo de control interno.....	77
Figura 4.6-2 – Esquema completo del modelo realizado.....	79
Figura 4.7-1 – Perfil de temperatura de la columna de <i>preflash</i>	83
Figura 4.7-2 – Perfil de presión de la columna de <i>preflash</i>	83
Figura 4.7-3 – Perfil de temperatura de la columna de <i>topping</i>	84
Figura 4.7-4 – Perfil de presión de la columna de <i>topping</i>	84
Figura 4.7-5 – Curva de volatilidad ASTM de los productos extraídos	85
Figura 5.2-1 - Esquema de control centralizado	92
Figura 5.2-2 - Esquema de control descentralizado.....	93
Figura 5.2-3 - Concepto de ganancia en lazo abierto y lazo cerrado	97
Figura 5.2-4 - Significado geométrico de la SVD	101
Figura 5.3-1 - Esquema de la planta de <i>preflash</i> bajo control convencional....	108
Figura 5.3-2 - Esquema de la planta de <i>topping</i> bajo control convencional.....	109
Figura 5.4-1- Esquema de control avanzado propuesto para le sección de <i>preflash</i>	123
Figura 5.5-1 - Análisis SVD para el square down del modelo de la columna atmosférica.....	127
Figura 5.5-2 - Análisis SVD para la definición de las mediciones secundarias relacionadas con el punto de ebullición final del corte de nafta pesada	128
Figura 5.5-3 - Análisis SVD para la definición de las mediciones secundarias y de los aparejamiento para el control del stripper de keroseno.....	132
Figura 5.5-4 - Análisis SVD para la definición de las mediciones secundarias y de los aparejamiento para el control del stripper de diesel.....	133
Figura 5.5-5 – Ejemplo de una estrategia de control convencional para desacoplar el sistema	135

Figura 5.5-6 – Esquema de control avanzado propuesto para la sección atmosférica (Columna).....	138
Figura 5.5-7 – Esquema de de control avanzado propuesto para la sección atmosférica (<i>Strippers</i>).....	139
Figura 6.1-1 – Esquema del simulador utilizado	145
Figura 6.1-2 – Ejemplo de la estructura de los bloques de la estrategia de control avanzada (PFU Controllers e CDU Controllers).....	146
Figura 6.1-3 – Ejemplo de la estructura de los bloques para la generación de las referencias y las habilitaciones de los controladores (PFU Controllers e CDU Controllers)	146
Figura 6.2-1 – Respuesta de temperatura del horno de <i>preflash</i> a un cambio de referencia	147
Figura 6.2-2 – Respuesta de la temperatura del segundo plato de la columna a un cambio de referencia del horno de <i>preflash</i>	148
Figura 6.2-3 – Respuesta de la temperatura del plato 2 a un cambio de referencia.....	148
Figura 6.2-4 – Respuesta de la temperatura del horno de <i>preflash</i> a un incremento del 10% del valor nominal del flujo de la carga que se presenta al tiempo 0.2.....	149
Figura 6.2-5 – Respuesta de la temperatura del segundo plato de la columna a un incremento del 10% del valor nominal del flujo de la carga que se presenta al tiempo 0.2.....	149
Figura 6.2-6 – Cambios de composición simulados	150
Figura 6.2-7 – Respuesta de la temperatura del horno PFU a cambios de composición de la carga	150
Figura 6.2-8 – Respuesta de la temperatura del plato 2 a cambios de composición de la carga	151
Figura 6.3-1 - Secuencia de perturbaciones de la carga de crudo simuladas.....	152
Figura 6.3-2 – <i>Gap-overlap</i> del corte entre nafta pesada y keroseno – comparación entre la estrategia convencional (PID) y la estrategia avanzada propuesta (AP).....	152
Figura 6.3-3 – <i>Gap-overlap</i> del corte entre keroseno y diesel – comparación entre la estrategia convencional (PID) y la estrategia avanzada propuesta (APC)	153
Figura 6.3-4 – <i>Gap-overlap</i> del corte entre diesel y gasóleo atmosférico – comparación entre la estrategia convencional (PID) y la estrategia avanzada propuesta (APC)	153

Figura 6.3-5 – <i>Gap-overlap</i> del corte entre gasóleo atmosférico y residuo atmosférico – comparación entre la estrategia convencional (PID) y la estrategia avanzada propuesta (APC)	153
Figura 6.3-6 – Control de la temperatura del plato 6 de la columna atmosférica	155
Figura 6.3-7 - Control de la temperatura del plato 13 de la columna atmosférica	155

Lista de tablas

Tabla 4-1- Cuadro sintético de los datos experimentales para la caracterización del crudo	65
Tabla 4-2 - Mezclas consideradas.....	66
Tabla 4-3 – Características de los vapores de <i>stripping</i>	69
Tabla 4-4 - Perfil de presión especificado por la columna de <i>preflash</i>	71
Tabla 4-5 – Denominación de los productos en la columna atmosférica	72
Tabla 4-6 - Perfil de presión para la columna de <i>topping</i>	73
Tabla 4-7 - Especificaciones para los <i>strippers</i>	74
Tabla 4-8 - Especificaciones para los <i>pumparound</i>	74
Tabla 4-9 – Características geométricas de la columna.....	76
Tabla 4-10 - Comparación entre los resultados de simulación y los datos de literatura para la sección de calefacción y condensación de la planta	82
Tabla 4-11 - Evaluación de gap/overlap	85
Tabla 5-1 - Tabla de los controladores utilizados en la estrategia convencional.....	110
Tabla 5-2- Rangos admisibles para las variables consideradas en la planta de <i>preflash</i>	113
Tabla 5-3 – Rangos admisibles para las variables de la planta de de destilación atmosférica.....	125
Tabla 6-1 - Comparación entre las estrategias de control simuladas.....	154
Tabla 0-1 - Tabla de Ziegler y Nichols (segundo método).....	182
Tabla 0-2 - Tabla de Tyreus y Luyben	183

1. Introducción

En este capítulo se presenta una introducción a la problemática que motiva el presente trabajo de investigación así como los principales objetivos de la tesis.

1.1. Antecedentes y descripción del problema

Hoy en día los combustibles fósiles en general y el petróleo en particular son la materia prima más usada para la generación de energía. El funcionamiento industrial y económico de muchos países tiene una fuerte dependencia del continuo abastecimiento de este recurso y es por esta razón que la disminución de la productividad de los campos de extracción petrolera genera preocupación a nivel mundial hasta considerarse como un problema de crisis energética en algunos casos. La crisis energética justifica la investigación científica de soluciones que puedan substituir en diez o veinte años al petróleo como recurso energético principal. Junto con las soluciones a largo plazo se buscan también técnicas para aprovechar a corto plazo la mayor cantidad posible de petróleo y minimizar los desperdicios energéticos. En otros términos se trata de optimizar el rendimiento de las plantas que están involucradas en la cadena de transformación del crudo.

El Control Automático surge como una disciplina capaz de resolver muchas de las exigencias de optimización propuestas por la industria petrolera. La mayoría de estas exigencias consisten en hacer que las variables del proceso coincidan y se mantengan en los valores teóricos de diseño. El entorno industrial ha experimentado los grandes beneficios y la versatilidad que las técnicas de control automático ofrecen, tales como el control proporcional – integral – derivativo (PID). Sin embargo hoy en día el nivel de los algoritmos de control desarrollados en el ámbito académico permite solucionar con mejor desempeño los problemas de control complejos, como por ejemplo aquellos encontrados en la industria petrolera. El empleo de técnicas avanzadas de control está cada vez más al alcance del uso industrial con las tecnologías electrónicas e informáticas disponibles hoy en día. Teniendo en cuenta las argumentaciones propuestas, se puede concluir que la investigación de técnicas de control avanzadas orientadas a la mejora del rendimiento de las plantas de tratamiento del crudo es de gran relevancia científica y económica.

1.2. Objetivos de la tesis

El objetivo de la tesis es desarrollar una arquitectura de control avanzado basada en el esquema adaptativo predictivo para la optimización de una planta de destilación atmosférica de crudo.

Con este objetivo se busca obtener la regulación de las variables de operación de la planta en el punto de trabajo óptimo con el fin de obtener los productos de destilación deseados. Se entiende como operación óptima lograr obtener el conjunto de valores que las variables de proceso tienen que tomar para que la refinación se ejecute conforme al diseño teórico de la planta. De hecho es típico que esto no se logre usando técnicas de control clásicas ante variaciones o disturbios en el sistema.

En particular el problema de la regulación de la presión, que se describirá más detalladamente en el Capítulo 2 dedicado al funcionamiento del proceso, es de doble importancia para el control de la planta de fraccionamiento. Por un lado, siendo la variable mayormente perturbada, constituye el principal desafío de control propuesto por la planta. Por otra parte el desempeño del control de esta variable se refleja directamente en la calidad de los productos destilados. Adicionalmente, el control óptimo del perfil de la temperatura de la columna es un reto muy importante a lograr dada la dependencia que este tiene con la calidad de los destilados obtenidos.

Por estas razones los objetivos de control investigados en esta tesis se enfocan hacia:

- la regulación óptima de la presión de operación de la columna de destilación, la cual, como se ha mencionado, es una de las variables de proceso principales;
- la atenuación de los disturbios que afectan la calidad de los productos, operando la regulación de la temperatura del crudo a la entrada de la columna;
- la regulación óptima del perfil de temperatura de la columna

Se propone el empleo de una tecnología avanzada de control para la optimización del proceso basada en una ley de control adaptativo – predictivo – experto.

1.3. Metodología

La planta de fraccionamiento es uno de los procesos de transformación del crudo más importantes de una refinería. Es suficiente considerar que tanto el mantenimiento de las partes físicas, como los programas de control que componen la planta, son programados y coordinados con años de anticipación para garantizar el continuo abastecimiento de productos petroleros y no alterar la producción de la compañía. No se pueden hacer pruebas que pongan en riesgo o alteren el normal funcionamiento de la planta fraccionadora.

Considerando la imposibilidad de probar varias arquitecturas de control directamente sobre la planta real se decidió de seguir la siguiente metodología:

- Documentar y recolectar las características del sistema de destilación;
- Realizar un modelo riguroso de la planta en el ambiente de simulación de procesos químicos Aspen Plus de Aspen Tech;
- Validar el modelo;
- Simular el modelo considerando varias estrategias de control en el ambiente Matlab/Simulink;
- Evaluar la mejor estrategia de control adaptativa – predictiva;
- Definir los criterios de evaluación del desempeño.

La simulación del sistema es uno de los aspectos principales del presente trabajo de tesis y es, junto con la definición de la estrategia de control, una de las mayores contribuciones originales de la presente investigación al tema del control de las plantas de refinación.

1.4. Resultados y contribuciones originales

Entre las contribuciones originales se señalan:

- La elaboración de un modelo riguroso orientado al control adaptativo-predictivo para una planta de destilación atmosférica real;

- La propuesta de una estrategia de control basada en una ley de control adaptativa-predictiva junta a una metodología de síntesis de los controladores involucrados en dicha estrategia;
- La evaluación de la eficacia de las estructuras de control avanzadas existentes basadas en la análisis del sistema por medio de técnicas derivada de la matriz de las ganancias relativas (RGA) y técnicas basadas en la descomposición en valores singulares (SVD) de la matriz de transferencia del proceso;
- La propuesta de un *framework* común tanto a las herramientas de simulación como a las herramientas de control que permita de disminuir el *time to market* del proyecto de automatización.

1.5. Organización de los capítulos

La tesis se compone de seis capítulos.

Capítulo 2: Destilación del crudo

En este capítulo se introducen los conceptos relacionados a la destilación del crudo. Muchas de las ideas presentadas, aunque están más relacionadas al área de Ingeniería Química de los sistemas que al área de Ingeniería del Control, resultan necesarias para una correcta identificación del problema del control del proceso de destilación.

En la primera parte del capítulo se presentan algunos de los conceptos de caracterización del crudo juntos con los parámetros de desempeño mayormente usados en la refinería. Sucesivamente se ilustra la estructura típica de una planta de destilación atmosférica, poniendo particular énfasis sobre los componentes que lo constituyen.

El capítulo se concluye enumerando las variables operativas del proceso y presentando algunas de las técnicas de control más usadas en la industria.

Capítulo 3: Control adaptativo – predictivo – experto

En este capítulo se presenta una particular tecnología de control adaptativo – predictivo – experto. Después de algunas notas sobre el control automático en la industria, se introduce la teoría del controlador. Se ilustran los conceptos de control predictivo relacionados con el controlador en cuestión y sucesivamente se extienden estos conceptos para el caso adaptable, llegando a la formulación de una ley de control adaptativa – predictiva (AP). El capítulo concluye presentando como la ley de control AP se introduce en el contexto de un sistema experto, llegando a la formulación completa del controlador.

Capítulo 4: Modelación

En el capítulo se presenta la modelación de la planta de destilación atmosférica. Inicialmente se introducen algunos instrumentos para la modelación de plantas químicas y se proponen algunos criterios para la definición del grado de complejidad del modelo. Sucesivamente se presenta el caso estudiado junto con la modelación en *Aspen* de los diversos subsistemas que componen la planta. Se describe la fase de modelación estática, seguida de la fase de modelación dinámica de la planta considerada. El capítulo concluye mostrando algunos resultados de la simulación utilizadas para validar el modelo.

Capítulo 5: Estrategias de control

En este capítulo se presenta la estrategia de control avanzada diseñada para la planta de destilación atmosférica objeto de la tesis. Inicialmente se introducen algunos conceptos fundamentales en el ámbito del control multivariable, como por ejemplo los conceptos relacionados con el control descentralizado. Sucesivamente se presentan algunas estructuras de control convencional ampliamente empleadas en el contexto de las plantas de destilación atmosférica. Algunas de estas estructuras se utilizan para simular el desempeño del proceso bajo control convencional y por lo tanto obtener una base de comparación para el caso en el cual se utilice una estrategia de control avanzada. Esta estrategia de control avanzada se describe en la última parte del capítulo. Los detalles de la estructura de control se ilustran tomando en cuenta la teoría del control adaptativo - predictivo considerada en el Capítulo 3.

Capítulo 6: Simulación y Análisis comparativo

En el capítulo se presentan los resultados de las simulaciones de la planta tanto bajo control convencional como bajo el control avanzado propuesto en el Capítulo 5. Sobre estos resultados se desarrollan unos análisis comparativos. Inicialmente se introduce el ambiente de simulación que permite la ejecución simultánea de los controladores diseñados y del modelo de la planta presentado en el Capítulo 4. Sucesivamente se presentan algunas simulaciones de la sección de preflash. Se introducen algunos índices para la evaluación de las prestaciones del sistema de control y se evalúa la calidad de las dos estrategias de control. El mismo análisis se ejecuta para la sección de *topping* de la planta.

1.6. Notas sobre las unidades de medición utilizadas

En el ámbito de la industria petrolera es común encontrar unidades de medición diferentes tanto de aquellas que se usan en el Sistema Internacional de mediciones (SI), como aquellas que se usan en el contexto anglosajón. Las razones de esta peculiaridad deberían de atribuirse más a razones históricas que científicas. Queda el hecho que la literatura especializada en esta área usa las unidades mencionadas y sólo pocas veces, y en contextos particulares, se hace referencia a las unidades del SI. En esta tesis se elige seguir el mismo principio. Se utilizan las unidades típicas de la industria petrolera en las secciones de modelación, las cuales están más cercanas al área de la ingeniería química, mientras que se usan las unidades de medición del SI para las secciones que se refieren al control y a la simulación dinámica. En el Apéndice C se reportan algunas tablas de conversión entre las unidades utilizadas en la tesis.

2.

Destilación del crudo

En este capítulo se introducen los conceptos relacionados a la destilación del crudo. Muchas de las ideas presentadas, aunque están más relacionadas al área de Ingeniería Química de los sistemas que al área de Ingeniería del Control, resultan necesarias para una correcta identificación del problema del control del proceso de destilación.

En la primera parte del capítulo se presentan algunos de los conceptos de caracterización del crudo juntos con los parámetros de desempeño mayormente usados en la refinería. Sucesivamente se ilustra la estructura típica de una planta de destilación atmosférica, poniendo particular énfasis sobre los componentes que lo constituyen.

El capítulo se concluye enumerando las variables operativas del proceso y presentando algunas de las técnicas de control más usadas en la industria.

2.1. Introducción

El papel que los combustibles fósiles han tenido en la evolución de la humanidad es sin duda significativo. Es suficiente recordar que la palabra griega *naphtha* fue usada por primera vez para indicar el flameo típico de las emanaciones gaseosas debidas al petróleo que surgía espontáneamente desde los sitios cercanos a la actual Turquía. Ya en el 600 a.C. se conocían las características del petróleo y se usaban para producir medicinas, alquitrán o combustible para lámparas de aceite. En la Primera Revolución Industrial la combustión del carbón se afirmó como práctica común de la vida de todos los días y modificó significativamente la sociedad. El cambio de la concepción de espacio y tiempo que la locomoción de vapor, basada en la transformación de energía química en térmica y sucesivamente de energía térmica en mecánica, es sin duda un ejemplo emblemático del conjunto de fenómenos sociales involucrados con el empleo de los combustibles fósiles en la vida cotidiana. Hasta la difusión masiva de la energía eléctrica, la cual fue la causa principal de la Segunda Revolución Industrial, no habría sido posible sin el uso de la generación termoeléctrica de carbón.

Hoy en día, la sociedad y la economía global dependen significativamente de los combustibles fósiles y en particular del petróleo. El valor de esta materia prima como fuente de energía transportable, usada por la mayoría de los vehículos y como base de muchos productos químicos industriales, la transforma desde el siglo XX en uno de los bienes de consumo más importantes del mundo. Las crisis energéticas del 1973 y del 1979, han despertado el interés de la opinión pública hacia los niveles de las provisiones de petróleo. En particular se ha generado la preocupación hacia el agotamiento de esta materia prima y la imposibilidad de explotarla económicamente en el futuro. Junto con las motivaciones económicas hay también fuertes motivaciones ambientales que favorecen la investigación de energías alternativas con el fin de limitar la dependencia de la sociedad del petróleo. Sin embargo el uso de este hidrocarburo es todavía la principal solución energética del planeta.

Mientras que un sector de la ciencia y de la economía se está comprometiendo para encontrar soluciones alternativas a la combustión de hidrocarburos para la generación de

energía, las industrias petroleras están invirtiendo muchos recursos en la optimización de los procesos de refinación del crudo.

Hoy en día la destilación del crudo es la técnica universalmente aplicada para obtener los productos a base de hidrocarburos que se utilizan en la vida cotidiana y representan el proceso principal de refinación. El fraccionamiento del crudo permite obtener además de los combustibles, materias primas para la industria farmacéutica, química, agrícola, y de los materiales plásticos. Aunque sea un proceso energéticamente muy oneroso, no existe una solución tecnológica mejor.

Con el fin de introducir el proceso de destilación se presentan en este capítulo los conceptos fundamentales de caracterización del crudo. Estos conceptos son necesarios para entender el funcionamiento general del proceso y más adelante para apreciar algunos detalles de la simulación del proceso. Sucesivamente se presenta el principio de funcionamiento de una columna de destilación atmosférica genérica. En esta parte se presentan los componentes de la columna y se ilustran sintéticamente el papel que cada uno tiene en el proceso. El capítulo se concluye con una panorámica sobre las variables de operación de la planta de destilación. Los temas de esta sección se tratan desde el enfoque del control automático. Se presenta como las variables de operación que influyen sobre la calidad de los destilados. Se introducen algunas configuraciones de control generalmente usadas con el fin de limitar los efectos de acoplamiento entre las variables de proceso y cancelar las perturbaciones que influyen sobre la destilación.

2.2. Caracterización del petróleo y de los productos de la destilación

El crudo es una mezcla muy compleja de miles de especies de diferentes componentes químicos (Ricci & Montanari, 2009). El número de átomos de carbono en los componentes varía desde uno a cuatro para los gases, y puede llegar a más de cien para los asfaltos. A diferencia de lo que pasa en la mayoría de los procesos de separación, donde se obtienen sustancias químicas puras, en la destilación del crudo, los productos son mezclas complejas. La cromatografía gaseosa, la resonancia magnética nuclear (*NMR*, *Nuclear*

Magnetic Resonance) y otras técnicas, permiten de identificar con mucha precisión muchos de los componentes individuales de una calidad de crudo. Sin embargo, resulta todavía imposible reconocer la identidad y la calidad de todos los componentes individuales; además esto no es necesario para la mayoría de los objetivos analíticos y de diseño, ya que las características de los productos de la destilación se definen como mezclas con intervalos aceptables de puntos de ebullición.

Usualmente es suficiente caracterizar el crudo y sus fracciones a través de algunos parámetros que se derivan desde ensayos de control, curvas de volatilidad y muestras de la densidad de la mezcla. Una referencia universalmente aceptada en el campo de la petroquímica es el Manual de los datos técnicos (*Technical data book – Petroleum Refining*) de la API (*American Petroleum Institute*). Según este manual, es necesario para caracterizar una muestra de crudo definir cinco puntos de ebullición y un índice de parafinicidad, llamado factor de caracterización K. Las características de todas las posibles fracciones desconocidas se pueden obtener a través de la comparación de los puntos de ebullición y de la densidad de la muestra con los componentes químicos definidos en la serie homóloga de las parafinas normales (Twu, 1984).

Existen una infinidad de pruebas que se efectúan en los laboratorios de las refinerías que sirven para caracterizar las fracciones de crudo (*refinery inspection properties*), sin embargo las curvas de volatilidad representan el instrumento mayormente utilizado en el proceso de caracterización. La curva de volatilidad pone en relación el porcentaje de volumen de líquido evaporado con la relativa temperatura de evaporación. Las curvas de volatilidad son curvas con base experimental. Existen varios métodos para llevar a cabo la prueba, entre los más usados se señalan la destilación analítica ASTM (*American Society for Testing of Materials*) y la destilación TBP (*True Boiling Point*). Las modalidades de la prueba ASTM son más sencillas de aplicar, sin embargo la destilación TBP constituye la mejor base teórica para la caracterización de una muestra. El mismo manual de los datos técnicos de la API reporta cómo es posible efectuar la conversión entre una curva y otra. Normalmente se busca obtener una curva TBP o aplicando directamente el método o convirtiendo los datos obtenidos con otra modalidad.

En la Figura 2.2-1 se muestran dos curvas de volatilidad obtenidas respectivamente a través del método TBP y del procedimiento D86 del método ASTM. Las curvas se sobreponen en proximidad de la parte central del gráfico, o sea los resultados de las pruebas no son muy diferentes en un rango comprendido entre el 30% y el 70%. Afuera de este intervalo las dos curvas se separan a causa de las diferentes técnicas de prueba. En general las pruebas TBP, efectuadas con un grado de fraccionamiento mayor con respecto a las pruebas ASTM, presentan un punto de ebullición inicial (IBP, *Initial Boiling Point*) más bajo y un punto de ebullición final (FBP, *Final Boiling Point*) más alto respecto a las pruebas ASTM.

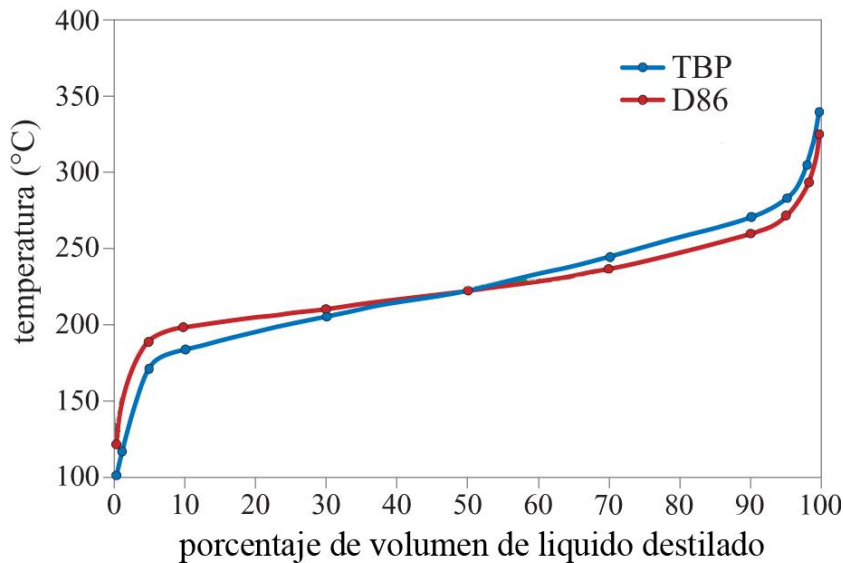


Figura 2.2-1 – Ejemplos de curvas de volatilidad TBP y ASTM D86

La caracterización del crudo incluye también una medición de la densidad de la muestra. Esta puede ser expresada en grados API o a través del factor K. La densidad API (que se mide en grados API) se calcula desde el conocimiento de la densidad de la muestra a 60°F usando la siguiente fórmula:

$$\text{Densidad API} = \frac{141,5}{\text{Densidad @60}^\circ\text{F}} - 131,5 \quad (2.2.1)$$

El factor de caracterización K se calcula desde el conocimiento de la densidad de la muestra a 60°F y del punto de ebullición promedio ponderado (MeABP, *Mean Average Boiling Point*) usando la siguiente fórmula:

$$K = \frac{\sqrt[3]{MeABP}}{Densidad @60^{\circ}F} \quad (2.2.2)$$

El punto de ebullición promedio ponderado es función de otros dos puntos de ebullición definidos por la API. Seguidamente se presentan las formulas para el cálculo de los puntos de ebullición que la API sugiere y que son necesarios para la caracterización.

Punto de ebullición promedio volumétrico (VABP, *Volume Average Boiling Point*):

$$VABP = \sum_{i=1}^n x_{vi} T_{bi} \quad (2.2.3)$$

Punto de ebullición promedio molar (MABP, *Molar Average Boiling Point*):

$$MABP = \sum_{i=1}^n x_i T_{bi} \quad (2.2.4)$$

Punto de ebullición promedio ponderal (WABP, *Weight Average Boiling Point*):

$$WABP = \sum_{i=1}^n x_{wi} T_{bi} \quad (2.2.5)$$

Punto de ebullición promedio cúbico (CABP, *Cubic Average Boiling Point*):

$$CABP = \sum_{i=1}^n \left(x_{vi} T_{bi}^{\frac{1}{3}} \right)^3 \quad (2.2.6)$$

Punto de ebullición promedio ponderado:

$$MeABP = \frac{MABP + CABP}{2} \quad (2.2.7)$$

El término x_i representa una fracción de crudo, los subíndices v y w indican que la fracción esta expresada respectivamente en volumen o en gramos. Donde el término x_i que no presenta subíndice expresa la fracción en moles. El término T_{b_i} representa el punto de ebullición normal del componente i .

Conociendo la curva TBP y el factor K se puede partir la compleja mezcla que constituye el crudo en un número arbitrario de fracciones con un pequeño intervalo de ebullición. Estas fracciones se conocen en literatura como pseudocomponentes (*pseudocomponents*), y como mostrado en la Figura 2.2-2 representan una aproximación de la curva de volatilidad inherente a un determinado crudo.

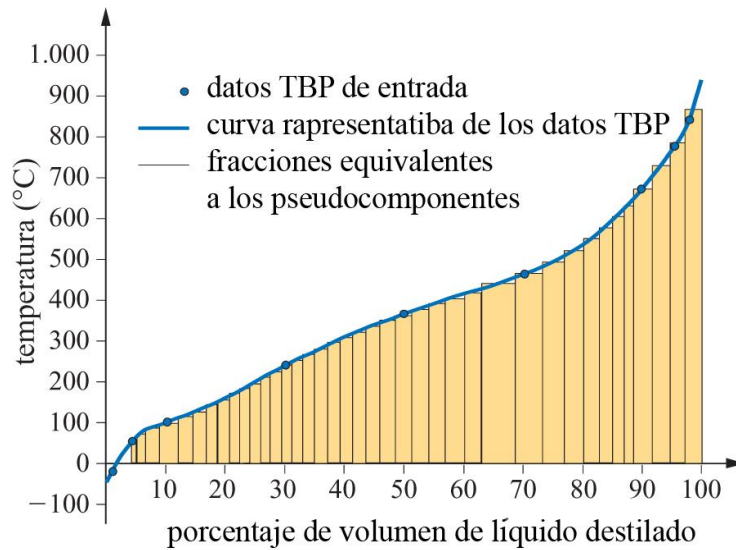


Figura 2.2-2 – Ejemplo de aproximación en pseudocomponentes, en evidencia la curva TBP del crudo original

En la misma figura se puede notar que la aproximación no respeta un patrón definido, aunque todos los métodos de aproximación tienden a generar una cercanía más precisa en proximidad de temperaturas más bajas.

La modelación del crudo a través de la aproximación en pseudocomponentes permite tratar el petróleo como un conjunto de componentes elementales con propiedades químicas y físicas conocidas. El único criterio que es mejor tomar en cuenta durante la subdivisión es

que un número demasiado grande de pseudocomponentes causa el aumento exponencial de las variables a simular, mientras que un número pequeño de pseudocomponentes simplifica demasiado el modelo.

Con respecto a la modelación química, cada pseudocomponente está caracterizado por un punto promedio de ebullición, de forma que imponiendo el factor K , se puede derivar la densidad asociada a cada pseudocomponentes invirtiendo la formula (2.2.2). El manual de los datos técnicos de la API contiene los métodos útiles para la definición de las propiedades termo-físicas requeridas para el análisis del proceso de destilación. Estas propiedades, definidas por cada pseudocomponente, incluyen peso molecular, temperatura crítica, presión crítica, factor acéntrico, parámetros de solubilidad, los coeficientes de la ecuación de la entalpia del gas ideal y los coeficientes de correlación para muchas otras propiedades dependientes de la temperatura, como por ejemplo viscosidad y conductividad. Para profundizar los temas expuestos ver (Aspen Technology, Inc., 2006) y (Haydary & Pavlík, 2009).

Desde un punto de vista práctico la curva TBP fraccionada en pseudocomponentes es útil para determinar la calidad de los productos procesados. Si la destilación fuera ideal cada producto sería una mezcla exacta sólo de algunos pseudocomponentes cercanos. En realidad no es posible obtener una separación exacta entre productos cercanos, y por esto el resultado de la destilación no ocasiona que las curvas de los destilados se empalmen exactamente con la curva TBP inicial. Este fenómeno se muestra en la Figura 2.2-3. La figura muestra la curva de volatilidad TBP de una muestra de crudo con sobrepuestas las curvas ASTM D86 sobrepuestas de algunos destilados. Se puede ver cómo en proximidad del corte entre un destilado y otro se verifica una significativa desviación entre las características del crudo original y los productos. En particular el FBP del producto más volátil difiere significativamente hacia arriba con respecto a la curva TBP original. De la misma forma el IBP del producto menos volátil difiere hacia abajo. En la parte central de cada curva de caracterización se registra una substancial equivalencia entre las curvas. Si las curvas de los productos están perfectamente sobrepuestas con la curva del crudo original la destilación es ideal. Los parámetros que hay que tomar en cuenta para

caracterizar el desempeño de la destilación son: la temperatura promedio de los productos, el *destaco (gap)* y la *sobre posición (overlap)*.

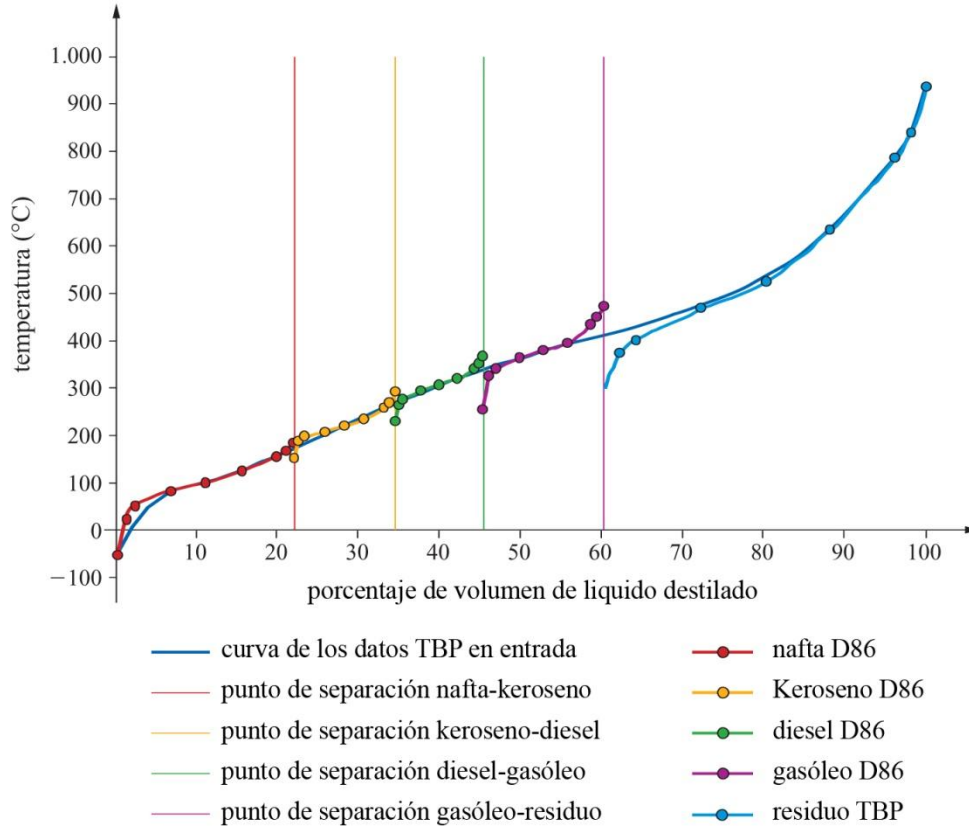


Figura 2.2-3 - Curva TBP de una muestra de crudo con sobre posición de las curvas ASTM D86 de los destilados

Los parámetros de *gap* y *overlap* son una medición de la eficiencia de la separación que se efectúa en la columna de destilación. El procedimiento para definir estos dos parámetros se basa en la confrontación de las curvas ASTM de dos destilados adyacentes. Como muestra la Figura 2.2-4, se registran las temperaturas en las cuales resulta evaporado el 5% y el 95% del volumen de líquido de los dos productos que se quieren caracterizar. Se calcula la diferencia de temperatura definida por la siguiente fórmula:

$$\Delta T = T_{i_{5\%}} - T_{j_{95\%}} \quad (2.2.8)$$

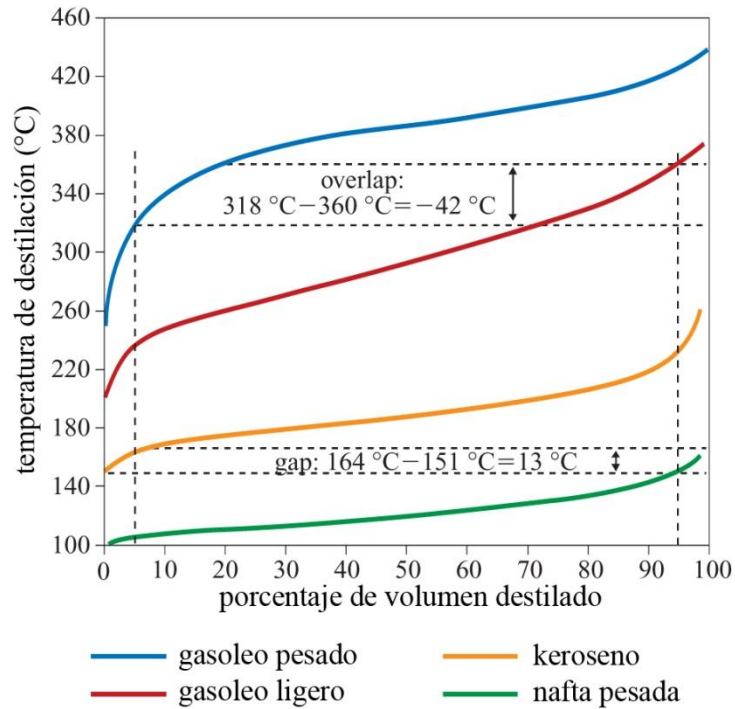


Figura 2.2-4 – Caracterización de Gap y Overlap

Donde los subíndices i y j indican dos productos adyacentes. En particular i se refiere a la fracción menos volátil y j se refiere la fracción más volátil. Si el ΔT resultante es positivo se habla de *gap* y la separación se considera buena, mientras si el ΔT resultante es negativo se habla de *overlap* y la separación es de bajo calidad.

2.3. El proceso de destilación atmosférica

La separación de soluciones y mezclas en las componentes que la constituyen es una operación de gran importancia en la industria química, petroquímica y petrolera. La mayor parte de los procesos químicos requieren de la separación de las materias primas con el fin de obtener productos secundarios. La operación de separación es un procedimiento difícil que se contrapone a la tendencia de las sustancias a mezclarse. Aunque tal operación requiere de enormes cantidades de energía para llevarse a cabo, hoy en día es la más usada en el ámbito de la refinación petrolera. La destilación constituye el principal proceso en el

ámbito de la destilación del crudo. La destilación atmosférica, llamada de esta forma porque se efectúa a presión ligeramente superior de la presión atmosférica, tiene como fin el fraccionamiento de la carga (crudo) en diferentes productos útiles a satisfacer la demanda del mercado. Los productos obtenidos pueden ser empleados con o sin posteriores refinaciones.

El proceso de destilación atmosférica se realiza a través de una columna de destilación que se conoce como columna de destilación atmosférica (*topping column*). La columna permite obtener la mayoría de los cortes petroleros a través de las separaciones físicas de los componentes presentes en la carga. Los productos de esta destilación se dividen en:

- Producto de la sección superior de la columna, típicamente GPL (gas líquido de petróleo) y nafta ligera;
- Cortes laterales como: nafta pesada, cherosene y gasóleo;
- Residuo de fondo, principalmente constituido por asfaltos.

La separación se realiza en etapas que operan en condiciones próximas al equilibrio termodinámico. La separación entre las diferentes fracciones de la carga se realiza por condensación fraccionada de los vapores del destilado. O sea como se muestra en la Figura 2.3-1, se realizan una serie de destilaciones sencillas, las cuales se ejecutan en condiciones de temperatura y presión casi constantes, a través de la columna de destilación.

Conceptualmente la columna tiene que ser partida en secciones que se comunican sólo a través de los flujos de destilado (corrientes indicadas con la letra V, con concentración y) desde la sección inferior hacia la sección superior y, flujos de condensado (corrientes indicadas con la letra L, con concentración x) desde la sección superior hacia la sección inferior.

Las soluciones técnicas para obtener que el proceso de destilación se verifique en condiciones de equilibrio termodinámico son principalmente concentradas en los dispositivos de contacto gases-líquidos. Las tecnologías más usadas son: columnas de platos y columnas empacadas. En la primera tipología están presentes en la columna unas

superficies conocidas como platos que permiten el depósito de la fase líquida. La Figura 2.3-2 ilustra el funcionamiento de esta tecnología.

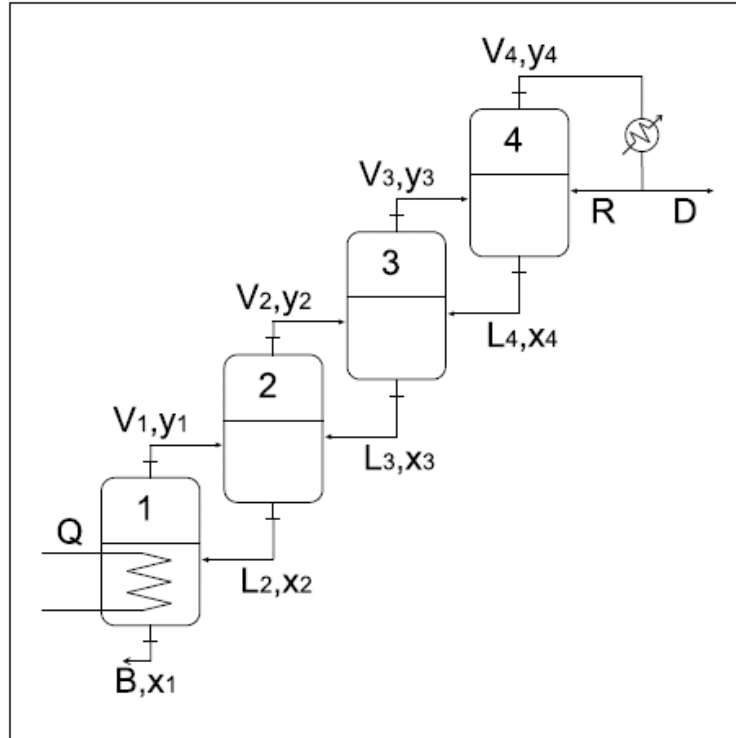


Figura 2.3-1 – Esquema conceptual de la destilación fraccionada

Entre los platos está presente la fase gaseosa que llena la totalidad del espacio dejado libre por la fase líquida. Entre un plato y otro están presentes válvulas que permiten al gas de subir hacia secciones puestas en un nivel más alto y aspilleras las cuales permiten la bajada del líquido hacia las secciones inferiores cuando esto supera un determinado nivel. El volumen que está entre dos platos consecutivos tiene la misma función de los volúmenes que aparecen en la Figura 2.3-1. La iteración gas–líquido que es facilitada por las válvulas (detalle de la Figura 2.3-2) y por las aspilleras garantiza que la columna opere en condiciones de equilibrio termodinámico. Los empaques tienen el mismo objetivo de los platos y vienen usados en el caso que estén presentes sustancias corrosivas en el proceso. Normalmente garantizan eficiencias más elevadas a paridad de dimensiones de la columna. Algunos ejemplos de platos y empaques están reportados en la Figura 2.3-3.

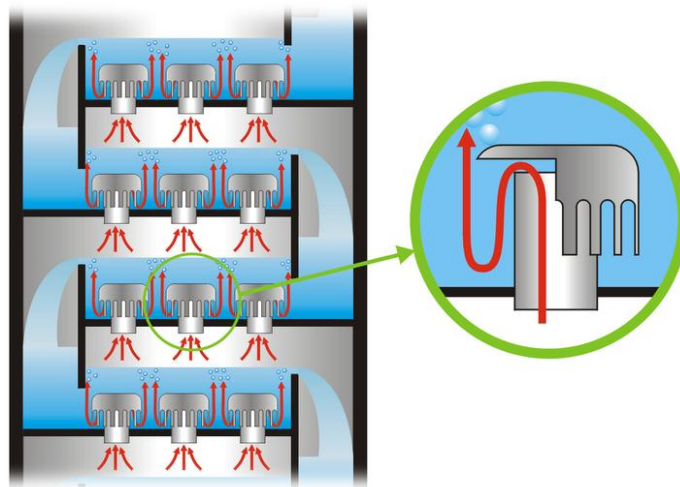


Figura 2.3-2 – Esquema de funcionamiento de una columna a platos con válvulas a campanilla

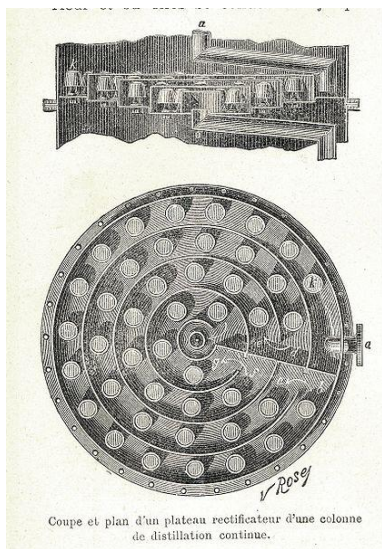


Figura 2.3-3 – A la izquierda una ilustración del 1800, que reporta un plato a campanilla por una columna de destilación. A la derecha un elemento de la configuración de empaques.

Una típica columna de destilación atmosférica se presenta en la Figura 2.3-4. La columna recibe el crudo parcialmente evaporado desde el horno de alimentación. El crudo antes de ser introducido en el horno es tratado de manera que está depurado de la mayoría del agua, los sedimentos y las sales presentes en la carga, los cuales pueden ser dañinos para los procesos de refinación. Aguas debajo de esta etapa de depuración se encuentra

generalmente una columna de destilación de las componentes ligeras (*preflash column*) la cual tiene la tarea de remover los cortes más volátiles y al mismo tiempo mejorar la eficiencia de la columna atmosférica. La rectificación de la carga se verifica a presión ligeramente superior a la presión atmosférica y generalmente inferior a 2,7 bar absolutos.

Con el fin de controlar los IBP de cada producto, las corrientes laterales correspondientes se envían a las columnas laterales (*side-steam strippers*), donde a través de la inyección de vapor de agua se separan los componentes ligeros responsables del *overlap* que altera el IBP. Los componentes ligeros extraídos regresan a la columna, mientras que el condensado de los *strippers* se envía a procesos de refinación sucesivos. La inyección de vapor es necesaria también para operar la columna de destilación. El vapor inyectado en el fondo de la columna permite de bajar la presión parcial de los hidrocarburos y facilita la vaporización de los componentes a temperatura más baja y como consiguiente la disminución de la demanda energética del proceso.

La columna está instrumentada también con varios reflujos. Éstos permiten de manipular el perfil de temperatura de la columna y por consiguiente la calidad de las separaciones. En general están siempre presentes:

- Reflujo de la sección superior, obtenido desde la condensación del producto de la sección superior en un condensador convencional;
- Reflujos laterales (*pumparound*), necesarios para controlar el reflujo en las secciones inferiores y disminuir el reflujo necesario en la sección superior.

Los reflujos se utilizan para remover el calor en exceso de la columna. Este calor se extrae a través de intercambiadores que se usan para precalentar la carga. El rendimiento energético de toda la planta está controlado principalmente por estos circuitos. El flujo de material y el calor intercambiado en los *pumparound* influye también sobre el grado de vaporización en la zona de carga del crudo.

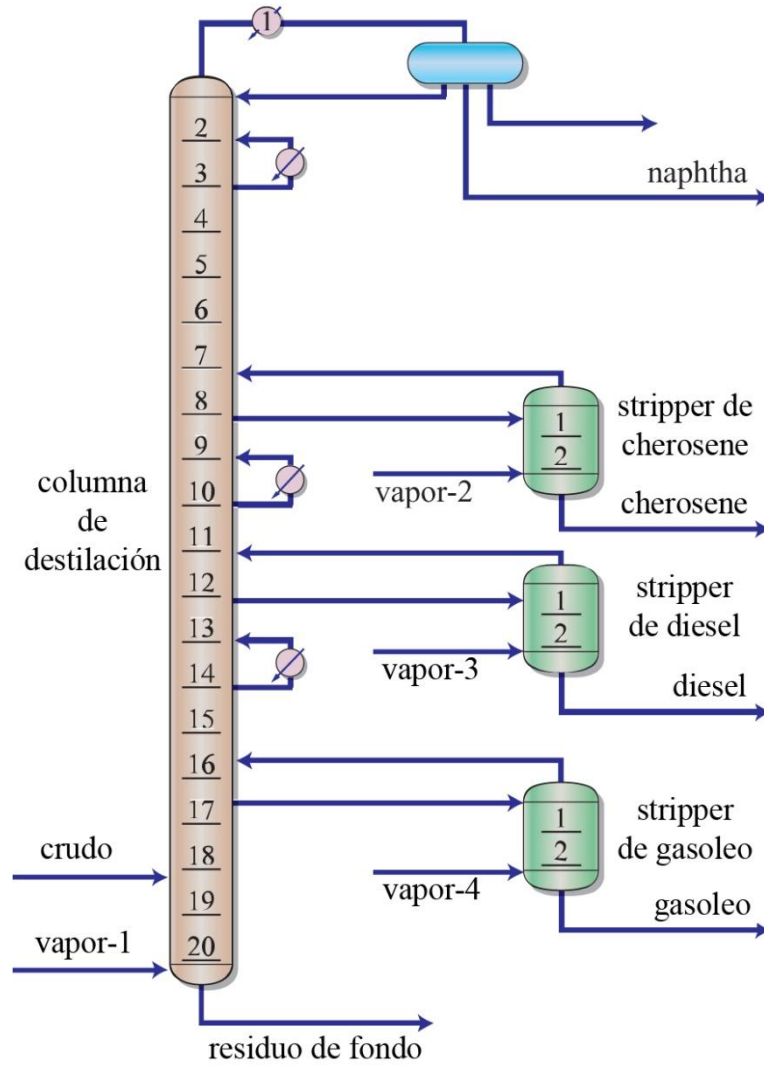


Figura 2.3-4 – Esquema típico de una columna de destilación atmosférica

2.4. Variables de operación

Para la correcta operación de una unidad de destilación atmosférica es necesario considerar cuales son los efectos en términos de calidad de los productos destilados y de costos de operación, que se manifiestan en frente de variaciones en las principales variables de operación de la planta.

Las principales variables de operación son:

- Temperatura de la carga a la salida del horno de vaporización;
- Presión operativa de la columna de destilación;
- Flujos y temperaturas de los reflujos de la columna;
- Flujos de vapor de agua usado para lo *stripping* de la columna;
- Flujos de las extracciones laterales de la columna.

En las secciones siguientes se analizarán en detalle las variables de operación enumeradas y se presentarán algunos de los criterios que es necesario tomar en cuenta durante el diseño de la arquitectura de control.

2.4.1. Temperatura de la carga a la salida del horno

La temperatura de la carga a la salida del horno de vaporización tiene que ser controlada de forma muy precisa. Esta variable de operación determina el grado de vaporización del crudo y la cantidad de calor que se introduce en el balance de energía de la columna. La temperatura de la carga al entrar a la columna está relacionada a las características del particular tipo de crudo que se quiere destilar y a las características de los productos que se quieren obtener. Considerado que toda la energía necesaria al proceso se introduce a través del calentamiento del crudo, cada variación de la temperatura resulta ser una perturbación del perfil de equilibrio entre las fases líquidas y gaseosas y del perfil de temperatura de toda la columna. Tales variaciones, como se ha tratado en la Sección 2.2, introducen una alteración de las características químico físicas de los productos destilados.

A nivel práctico, una temperatura a la salida del horno menor respecto a la necesaria determina una menor cantidad de vaporizado. Esto lleva a una baja cantidad de destilados. Una temperatura demasiado elevada ocasiona fenómenos de rotura de las moléculas de carbono más largas (*cracking*) con consiguiente formación de gas y depósitos (*coke*) en los dispositivos de calentamiento. Estos depósitos, absolutamente no deseados, determinan la

disminución de la eficiencia del sistema de calentamiento y la consiguiente necesidad de parar la planta para efectuar la limpieza del horno (*decoking*).

2.4.2. Presión operativa de la columna de destilación

La presión operativa de la columna de destilación está influenciada por dos variables:

- Presión operativa del acumulador de la sección superior;
- Cantidad de vaporizado presente en la columna.

La presión operativa del acumulador se controla en función de las características del crudo, de las condiciones de los sistemas de enfriamiento (enfriamiento de aire o de agua) y con el fin de obtener una mayor cantidad de condensado, o sea de producto.

Si se considera la presión de la columna constante, la cantidad de vaporizado depende de los siguientes factores:

- Composición de la carga;
- Temperatura del crudo a la salida del horno de vaporización;
- Flujos de vapor de agua introducido en la sección inferior de la columna;
- Cantidad de calor abstraído por los reflujos laterales;
- Flujos de los reflujos en entrada y en salida.

En la operación de la columna de destilación se usa el perfil de temperatura de la columna como medición indirecta de la calidad de las fracciones. Para efectuar esta estimación se toma como referencia la curva de vaporización TBP del crudo que se está procesando. Esta curva es el resultado de una prueba efectuada a presión constante. Una de las razones por las cuales es necesario controlar la presión de la columna es que sólo así se puede garantizar la calidad de los productos destilados.

La presión en la sesión superior de la columna se controla normalmente alrededor de 1,4 bar, mientras que en la sección inferior tiene que ser controlada alrededor de 2,1 bar.

Presiones de operación más elevadas causan, a paridad de volumen de producto destilado, una temperatura de operación más elevada, es decir un consumo energético mayor y la posibilidad que se verifiquen fenómenos de *cracking*.

El control de la presión en la sección superior de la columna se maneja generalmente según dos modalidades distintas que dependen del tipo de sistema de condensación usado. Existen sistemas a condensación parcial y a condensación total. En la Figura 2.4-1 se presentan algunas de las configuraciones de control usadas en el caso que la columna sea instrumentada con un sistema de condensación parcial.

El esquema de la Figura 2.4-1(A) se usa cuando todo el producto de la sección superior se condensa. Sin embargo la condensación total no se toma en consideración debido a la grande cantidad de metano y etano presentes en fase gaseosa. Tales gases tienen que ser eliminados desde el acumulador con el fin de lograr el control de presión. El esquema está constituido por:

- Un controlador de presión (PC), que maneja la válvula de control de flujo de condensado que entra en el acumulador;
- Un controlador de presión diferencial (dPC), que regula a cero la diferencia de presión entre la salida de los gases no condensados y la salida de los gases desde el acumulador.

En la Figura 2.4-1(B) se propone un esquema de control de presión que manipula directamente el flujo de gas no condensados a la salida del acumulador. Este esquema se usa cuando en la columna está siempre presente una cantidad de gas no condensado, y por lo tanto resulta más usado en las columnas estabilizadoras que en las columnas de separación primaria. El esquema de control está constituido sólo por un controlador de presión (PC) que maneja la válvula de salida de los gases del acumulador.

El esquema de control de Figura 2.4-1(C) se conoce en literatura (Treccani, 2009) como esquema a “reflujo total”. Este esquema se aplica en columnas donde la totalidad de la fase líquida del destilado de la sección superior se usa como reflujo, mientras que la fase gaseosa constituye el producto.

El esquema de control está constituido por:

- Un controlador de presión (PC), que regula la presión de la sección superior actuando la válvula reguladora de flujo en entrada al condensador;
- Un controlador de presión diferencial (dPC), que tiene la tarea de regular la presión del acumulador actuando una válvula de by-pass localizada entre el acumulador y la entrada del condensador;
- Un controlador de nivel (LC), que tiene la tarea de regular el nivel de líquido en el acumulador generando la referencia de un controlador de flujo, que regula el reflujo.

Existen también varias configuraciones de control de la presión de la sección superior basadas en sistemas a condensación total. Estas configuraciones tienen el fin de obtener productos puramente líquidos. Para obtener esto es necesario condensar a una temperatura inferior al punto de burbuja los gases que salen de la sección superior de la columna. La Figura 2.4-2 muestra los esquemas a condensación total.

En la Figura 2.4-2(A) se ilustra la configuración de control donde al controlador de presión (PC) varía la eficiencia del condensador a través de la regulación del flujo de los gases condensados y la actuación de la válvula de by-pass caliente. La presión de la sección superior aumenta respecto a la referencia, la válvula A se abre y la válvula B se cierra, permitiendo de esta forma que se condensen más vapores y que la presión baje hacia el *set-point*. En el caso contrario, se cierra la válvula A y se abre la válvula B, con el fin de lograr un aumento de gases en el acumulador y por consiguiente un aumento de la presión. Está también presente un sistema de seguridad manual que se necesita para evacuar los gases que se forman en el acumulador.

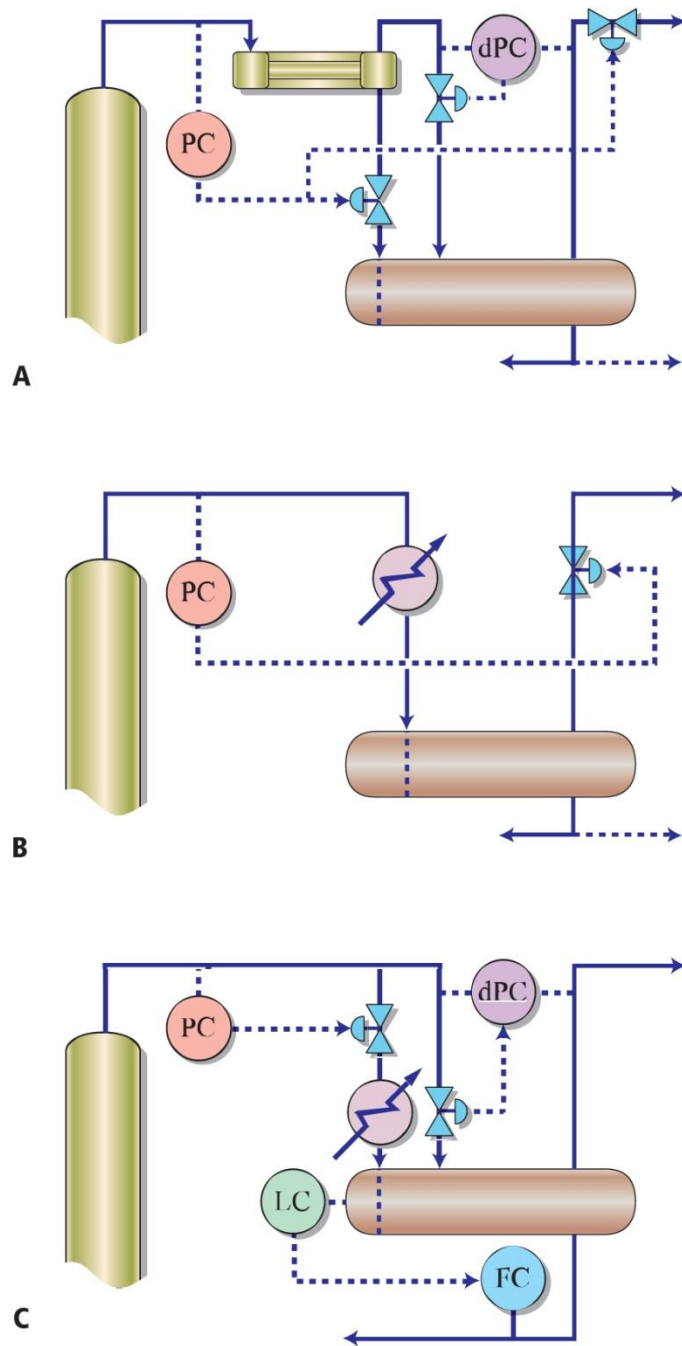


Figura 2.4-1 – Configuraciones de condensación parcial. (A) Condensación parcial con evacuación de la parte no condensada; (B) Condensación parcial con evacuación de la parte no condensada, configuración alternativa; (C) Condensación parcial con reflujo total; PC, controlador de presión; dPC, controlador de presión diferencial; LC, controlador de nivel; FC, controlador de flujo.

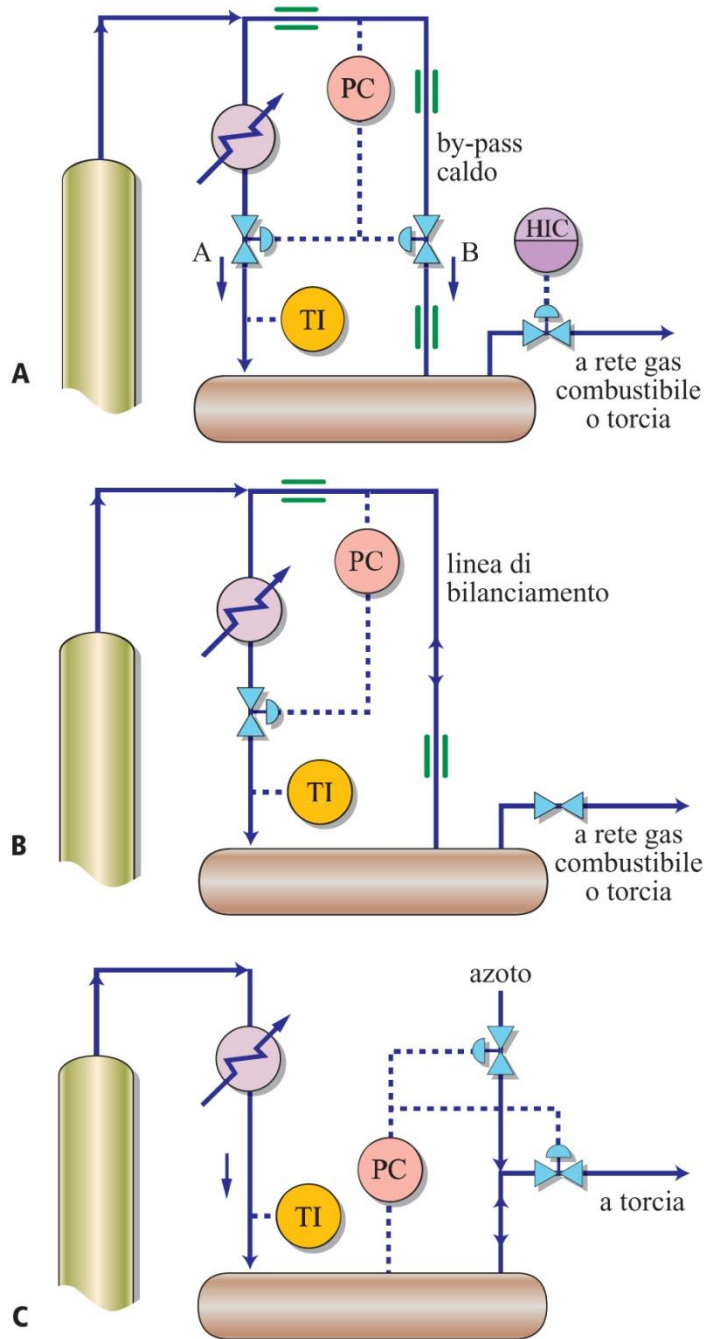


Figura 2.4-2 – Configuración a condensación total. (A) Condensación total con by-pass caliente; (B) Condensación total con bajo enfriamiento; (C) Condensación total con inyección de gas inerte; PC, controlador de presión; TI, indicador de temperatura; HIC, controlador manual de los gases no condensables.

El esquema de control que se reporta en la Figura 2.4-2(B) se aplica cuando se controla la presión de la sección superior de la columna sin fase gaseosa en los condensados, o sea se

procede a un bajo enfriamiento del producto del domo. Un controlador de presión (PC) maneja la válvula de control del flujo de condensados. Si la presión de la columna esta debajo de la referencia, la válvula se cierra y el liquido presente en el acumulador evapora, generando un consiguiente aumento de presión que se refleja en el domo a través de una línea de balanceo localizada entra el acumulador y el domo.

En la Figura 2.4-2(C) se muestra el esquema de control de la presión en caso de inyección de gas inerte en el acumulador. El gas inerte que se utiliza tiene que no condensar a la temperatura de operación del acumulador. Típicamente se usan gases inertes como el nitrógeno. Un controlador de presión (PC) regula la presión del acumulador actuando la válvula de control de flujo de nitrógeno que se inyecta en el acumulador y una válvula de desfogue. Si es necesario bajar la presión en el acumulador el controlador cierra la válvula de inyección de nitrógeno y abre la válvula de desfogue permitiendo a los gases de salir del acumulador. Si es necesario presurizar el acumulador se abre la válvula de inyección de nitrógeno y se cierra la válvula de desfogue.

2.4.3. Flujos y temperaturas de los reflujos de la columna

El calor que no sale de la columna a través de los productos tiene que ser extraído tomando el líquido desde oportunas secciones y después de un enfriamiento enviado nuevamente a la columna. En una columna de destilación atmosférica están presentes en general tres reflujos intermedios: el reflujo de la sección superior, el reflujo del cherosene y el reflujo del gasóleo. Las cantidades de calor que los *pumparound* extraen están en función de la temperatura de extracción, de la temperatura de inmisión de y del flujo; estas cantidades de calor son determinantes para el balance térmico de la columna. La distribución de calor extraído a lo largo de la columna está determinada por el grado de fraccionamiento requerido. Además de la temperatura, también la portada de los varios reflujos tiene un efecto sobre el fraccionamiento. Grandes flujos de reflujo en columna pueden determinar inundaciones de los platos cercanos a la inmisión de la corriente fría (*weeping*). Mientras

que bajos flujos generan el vaciamiento de una sección (*blowing*). En los dos casos se registra una disminución de la eficiencia de la columna.

2.4.4. Flujo de vapor de agua usado para el *stripping*

El vapor de agua sobrecalentado se inyecta en la parte inferior de la columna de destilación atmosférica para remover desde el producto de fondo los componentes más ligeros, o sea las que presentan menor temperatura de ebullición. El efecto del vapor reduce la presión de la fase hidrocarburica, y permite a los componentes volátiles de evaporarse. Un valor típico de este flujo es equivalente al 2% en peso de la fracción pesada que sale por el fondo de la columna. Flujos menores no logran extraer todas las fracciones ligeras desde el residuo de fondo, mientras que valores elevados causan la contaminación de los productos con componentes pesadas.

2.4.5. Flujos de las extracciones laterales de la columna

En cada punto a lo largo de la columna de destilación, y en particular en el punto de extracción de una corriente o de un corte lateral, la temperatura del líquido representa la temperatura de ebullición del líquido en este preciso punto. Por lo tanto un aumento del flujo de líquido extraído desde la columna lleva a una disminución del reflujo interno. Como resultado el líquido se vuelve más rico de componentes menos volátiles y aumenta la temperatura de ebullición en la sección considerada. En el caso contrario, una reducción del flujo de líquido extraído determina mayor reflujo interno en la parte inferior de la columna. Este hecho lleva a la consiguiente reducción de la temperatura de ebullición del producto. Como regla general se puede afirmar que, aumentando el flujo de extracción, aumenta el punto de ebullición del líquido extraído, mientras que reduciéndolo se disminuye el mismo parámetro.

3.

Control Adaptativo Predictivo Experto

En este capítulo se presenta una particular tecnología de control adaptativo – predictivo – experto. Después de algunas notas sobre el control automático en la industria, se introduce la teoría del controlador.

Se ilustran los conceptos de control predictivo relacionados con el controlador en cuestión y sucesivamente se extienden estos conceptos para el caso adaptable, llegando a la formulación de una ley de control adaptativa – predictiva (AP).

El capítulo concluye presentando como la ley de control AP se introduce en el contexto de un sistema experto, llegando a la formulación completa del controlador.

3.1. Introducción

Para el correcto funcionamiento de muchos aparatos y procesos, se reconoce la necesidad de intervenir desde el exterior para que éstos adquieran un comportamiento deseado (Bolzern, Scattolini, & Schiavoni, 2004). Es decir se reconoce la necesidad que una “entidad”, llamada Controlador, genere las acciones necesarias para que un fenómeno físico evolucione de la manera deseada. Este tipo de problemática es frecuente en la vida cotidiana, y se ha manifestado en la humanidad desde que ésta empezó a someter los fenómenos físicos para generar bienes y utilidades. Se puede afirmar, sin duda, que el primer controlador de la historia fue, y en muchos casos todavía es, el Hombre. Con el tiempo, la ingeniería se volvió la ciencia encargada de plantear los problemas de control, proponiendo técnicas siempre más sofisticadas para independizar a muchos sistemas del control directo del hombre.

La historia del control automático, como ciencia propiamente dicha, es relativamente reciente. El primer ejemplo de aplicación de la teoría del control está dado por el Regulador centrífugo, sobre el cual James Clerk Maxwell desarrolló un estudio de análisis dinámico presentado en un artículo de 1868, titulado *On Governors*. Posteriormente Edward John Routh generalizó la conclusión de Maxwell para los sistemas lineales. Por su parte, Adolf Hurwitz analizó en el 1877 la estabilidad de los sistemas lineales por medio de ecuaciones diferenciales. El resultado de las investigaciones de Routh y Hurwitz es el famoso teorema de Routh-Hurwitz sobre la estabilidad de los sistemas lineales. En los años 1890, el matemático ruso, Aleksandr Michajlovič Lyapunov empieza a delinear los fundamentos de la teoría de la estabilidad. Después de 40 años, Harry Nyquist, un investigador de los *Bell Telephone Laboratories*, elabora la revolucionaria idea del control retroalimentado y propone un criterio para estudiar la estabilidad del sistema de control resultante. Desde entonces se produjeron varias innovaciones en el campo de los controles automáticos, principalmente favorecida por el desarrollo de la tecnología electrónica e informática.

Desde los años 50 alcanza éxito en el contexto industrial el controlador de efecto proporcional – integral – derivativo (PID), el cual hoy en día es el estándar de control más usado en el mundo. La sencillez del controlador PID ha garantizado su amplia difusión, sin

embargo, este presenta grandes limitaciones. La ISA (*International Society of Automation*) en el 2005 estimaba que el 99% de los lazos de control en el ámbito industrial estaba controlado a través de un PID (International Society of Automation, 2005). En el mismo artículo se presentaban las principales debilidades del PID:

- Dificultad en el control de sistemas afectados por retrasos, con dinámicas no lineales y mediciones ruidosas;
- Poca robustez respecto a la variabilidad de los procesos;
- Sintonía dependiente de la experiencia del operador y del conocimiento del proceso;
- Transmisión del ruido de medición a la variable de salida con consecuentes gastos inútiles de los actuadores.

En el artículo se evidenciaba la brecha entre las nuevas técnicas de control, llamadas “avanzadas” en oposición al PID considerado “convencional”, y a la calidad de los controladores PID empleados en el contexto industrial. En el mismo artículo, se documentaba la substancial madurez del mercado respecto a nuevas tecnologías de control gracias al desarrollo de las nuevas plataformas electrónicas e informáticas.

La tecnología de control adaptativo – predictivo – experto que se presenta en este trabajo tiene su fundamento en las investigaciones presentadas en (Martín Sanchez, A new solution to adaptive control, 1976). Ésta viene desarrollada, como otras técnicas de control avanzado, para solucionar algunos problemas presentados en los controladores PID. El núcleo de los controladores que se presentan en este capítulo está constituido por una ley de control predictiva y un criterio de adaptación. Alrededor de este núcleo está construido un sistema experto para garantizar la seguridad del control en el caso que la relación entrada – salida desaparezca a causa de fallas (Martín Sánchez, Contribution to model reference adaptive systems from hiperstability theory, 1974).

Este capítulo describe la teoría del control adaptativo – predictivo – experto. Desde un principio se presentan los conceptos básicos de control predictivo. Después se extienden estos al caso adaptable, llegando a la formulación de una ley de control adaptativa – predictiva (AP). Finalmente se argumenta como la ley de control AP se introduce en el contexto de sistema experto, completando la formulación del controlador.

3.2. Control Predictivo

El núcleo del controlador adaptativo – predictivo – experto es una técnica de control predictivo. Se cree útil analizar en esta sección el funcionamiento de la parte predictiva de tales controladores. Se presentan el modelo predictivo, la estructura del bloque conductor y los conceptos de trayectoria proyectada y trayectoria deseada. Se generalizan las ideas presentadas, introduciendo el concepto de horizonte de predicción. Se muestra una formulación de la ley de control predictiva basada en una ponderación cuadrática y se introduce un procedimiento recursivo para minimizar dicha ponderación.

3.2.1. Control predictivo – conceptos básicos

El concepto fundamental de control predictivo es muy intuitivo y puede ser resumido como: establecer por cada instante de control el valor que debe de asumir la variable manipulada para que la variable bajo control predicha sea coincidente con el valor deseado para la misma variable (Martín Sánchez & Rodellar, Control Adaptativo Predictivo Experto. ADEX. Metodología, Diseño y Aplicación, 2005). Si el modelo predictivo es capaz de predecir el comportamiento del sistema bajo control, se obtiene que la variable bajo control coincide con la variable deseada.

El diagrama de bloques que representa esta idea esta reportado en Figura 3.2-1:

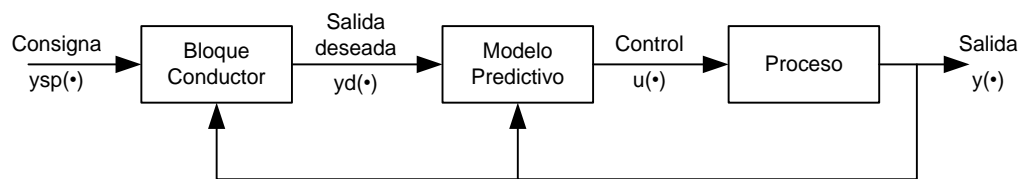


Figura 3.2-1 – Esquema de bloques del control predictivo

El *set-point* está elaborado a través de un bloque llamado “bloque conductor” que calcula una variable intermedia la cual representa el valor deseado para la variable de salida. Esta señal, llamada “salida deseada”, entra en un bloque que contiene el modelo del sistema bajo

control. El modelo, que asume el nombre de “modelo predictivo”, pertenece a la categoría de los modelos estocásticos utilizados en la teoría de predicción. La salida del modelo predictivo es la acción de control que se aplica al sistema. Bajo este enfoque, los conceptos a explicar son:

- Qué tipo de modelo matemático se define para poder estimar la salida del proceso bajo control en instantes de tiempo futuros;
- Como está estructurado el bloque conductor;
- Como se obtiene que la evolución de la salida del proceso controlado sea igual a la evolución deseada.

Para predecir la salida del proceso a cada instante de control es necesario definir un modelo matemático que pueda describir la dinámica en lazo abierto del proceso. Considerada la naturaleza de la plataforma donde el controlador está implementado, o sea un computador electrónico que opera con señales muestreadas, es natural escoger modelos de tiempo discreto. En el caso de los controladores que se están analizando se adopta un modelo de tipo:

$$y(k) = \sum_{i=1}^n a_i y(k-i) + \sum_{i=1}^m b_i u(k-i) + \varepsilon(k) \quad (3.2.1)$$

El cual corresponde a un modelo auto-regresivo de variable exógena ARX (*Auto Regressive Exogenous*) (Bittanti, Identificazione dei modelli e sistemi adattativi, 2002) donde los n parametros a_n modelan el comportamiento auto-regresivo y los m parametros b_m modelan el comportamiento de la variable exógena. En el modelo está también presente una entrada $\varepsilon(k)$ que representa la suma de las perturbaciones no modeladas que afectan el sistema. Si bien la versión implementada en el software de control considera un modelo ARX MISO (*Multi Input Single Output*), el cual toma en cuenta múltiples variables de entrada, como por ejemplo perturbaciones medibles, en este trabajo se limitará la descripción del controlador al caso SISO (*Single Input Single Output*), está reportado en la ecuación (3.2.1), lo que no implica pérdida de generalidad. El modelo de predicción usado es también un modelo ARX del tipo:

$$\hat{y}(k + 1|k) = \sum_{i=1}^{\hat{n}} \hat{a}_i y(k + 1 - i) + \sum_{i=1}^{\hat{m}} \hat{b}_i u(k + 1 - i) \quad (3.2.2)$$

donde los \hat{n} parámetros \hat{a}_i modelan el comportamiento auto – regresivo, los \hat{m} parámetros \hat{b}_i modelan el comportamiento de la variable exógena. El término $\hat{y}(k + 1|k)$ representa la salida en el instante $k + 1$ predicha al instante k . Hay que notar que en el modelo predictivo no está presente el término que toma en cuenta las perturbaciones no modeladas, y que además los parámetros \hat{a}_i , \hat{b}_i , \hat{n} y \hat{m} pueden en general ser diferentes de los parámetros a_i , b_i , n y m . En la versión adaptable los parámetros \hat{a}_i y \hat{b}_i se actualizan a cada instante de control con el fin de obtener el mejor desempeño posible.

Otra idea clave en la técnica de control presentada es el bloque conductor. El cual tiene la tarea de generar a cada instante de control la evolución deseada para la variable de proceso, conocida en la literatura (Martín Sanchez, A new solution to adaptive control, 1976) como trayectoria deseada proyectada (PDT, *Projected Desired Trajectory*). El bloque conductor está definido a través del siguiente modelo en tiempo discreto de tipo ARX, que tiene como entrada la señal de referencia y_{sp} y como condiciones iniciales las salidas pasadas del proceso:

$$y_d(k + 1|k) = \sum_{i=1}^p \alpha_i y_d(k + j - i|k) + \sum_{i=1}^q \beta_i y_{sp}(k + j - i) \quad (3.2.3)$$

$$(j = 1, 2, 3, \dots)$$

donde,

$$y_d(k + 1 - i|k) = y(k + j - i) \quad (i = 1, \dots, p)$$

Después de la sustitución se obtiene la PDT k (PDTk):

$$y_d(k + 1|k) = \sum_{i=1}^p \alpha_i y(k + j - i) + \sum_{i=1}^q \beta_i y_{sp}(k + j - i) \quad (3.2.4)$$

$$(j = 1, 2, 3, \dots)$$

El modelo que usa el bloque conductor está implementado de forma que éste coincida con el modelo de un sistema de segundo orden críticamente amortiguado con ganancia unitaria. El hecho que la PDT k sea calculada en cada instante de control genera una retroalimentación de la variable de proceso hacia el bloque conductor. Este acercamiento es parecido al concepto de modelo de referencia usado en los modelos adaptativos por modelo de referencia (Landau, 1974) y permite mejorar la robustez de la salida deseada con respecto a perturbaciones no modeladas que podrían llevar a la inestabilidad el sistema de control.

El comportamiento del bloque conductor, introduce el concepto de trayectoria deseada guía (DDT, *Driving Desired Trajectory*). La DDT es el conjunto de todos los primeros valores de las PDT k , o sea está formada por todas las $y_d(k + 1|k)$ calculadas en cada instante de control, y es la trayectoria hacia la cual la variable de proceso tiende al cerrar el lazo de control. El sentido del cálculo de la DDT es que a cada instante de control se toman en cuenta las desviaciones que pueden ocurrir en la variable de control. La filosofía que está atrás de este concepto afirma que es mejor volver a planear, a cada instante de control, la mejor manera de llegar a la referencia que forzar el sistema a seguir una trayectoria que no es físicamente realizable.

Una vez que está definido formalmente el modelo predictivo y el bloque conductor queda definir cómo hacer que se verifique la definición de control predictivo. En fórmulas se requiere que:

$$\hat{y}(k + 1|k) = y_d(k + 1|k) \quad (3.2.5)$$

o sea recordando la (3.2.2),

$$y_d(k + 1|k) = \sum_{i=1}^{\hat{n}} \hat{a}_i y(k + 1 - i) + \sum_{i=1}^{\hat{m}} \hat{b}_i u(k + 1 - i) \quad (3.2.6)$$

La manera más rápida de obtener la ley de control $u(k)$ necesaria, se logra ajustando la ecuación (3.2.6) de la forma:

$$u(k) = \frac{y_d(k+1|k) - \sum_{i=1}^{\hat{n}} \hat{a}_i y(k+1-i) - \sum_{i=2}^{\hat{m}} \hat{b}_i u(k+1-i)}{\hat{b}_1} \quad (3.2.7)$$

La ecuación (3.2.7) representa una ley de control predictivo de fácil implementación que permite controlar la mayoría de los procesos modelados a través de una variante del modelo ARX, cuando menos alrededor de un punto de operación. Sin embargo, esta ley de control presenta muchas limitaciones en el caso que el proceso bajo control sea de la categoría de inverso inestable.

3.2.2. Estrategia de control predictivo extendida

El problema de la ley de control predictivo obtenida en la (3.2.7) es que esta no toma en cuenta la dinámica del proceso bajo control durante la generación de la DDT. Una teoría mejorada se basa en el conocimiento del comportamiento dinámico del sistema en una ventana temporal limitada, llamada horizonte de predicción. La ley de control que se quiere obtener tiene como fin asegurar que en el horizonte de predicción, la variable bajo control pueda llegar al *set-point* con acción de control limitada. Por lo tanto, se introduce un funcional de costo que pondera tanto la acción de control como la variable de proceso. La ley de control obtenida es óptima en el sentido que minimiza una función de costo propuesta.

El problema es definir en el instante de control k una PDT basada en los datos conocidos en el instante k , sobre un escenario ficticio calculado en función del modelo predictivo y en función de una secuencia de salidas también predichas. Las secuencias de entradas y salidas predichas tienen que minimizar el funcional de costo, con el objetivo de tener limitada tanto la acción de control como la variable de proceso.

Antes de entrar en los detalles de la descripción formal de la técnica de control mencionada, es necesario aclarar que existen muchas soluciones, comerciales y no, basadas en el concepto enunciado. Unas de las técnicas de control predictivo que se reconocen como técnicas avanzadas son (Magni & Scattolini, 2006):

- *Identification and Command* (IDCOM);
- *Dynamic Matrix Control* (DMC);
- *Internal Model Control* (IMC);
- *Extended Horizon Adaptive Control* (EHAC);
- *Generalized Predictive Control* (GPC), y;
- Muchas otras reportadas en (Kramer & Unbehauen, 1988) y (García, Prett, & Morari, 1989).

En esta tesis se toman como referencia científica las investigaciones reportadas en (Martín Sánchez, Contribution to model reference adaptive systems from hiperstability theory, 1974) las cuales son el fundamento teórico del controlador que se está analizando.

Para analizar la teoría extendida es necesario definir el modelo predictivo incluyendo el horizonte de predicción.

$$\hat{y}(k + j|k) = \sum_{i=1}^{\hat{n}} \hat{a}_i \hat{y}(k + j - i|k) + \sum_{i=1}^{\hat{m}} \hat{b}_i \hat{u}(k + j - i|k) \quad (3.2.8)$$

$$(j = 1, 2, \dots, \lambda)$$

donde λ es el horizonte de predicción, y donde se consideran como condiciones iniciales las entradas y las salidas pasadas conocidas en el instante k:

$$\begin{aligned} \hat{y}(k + 1 - i|k) &= y(k + 1 - i) & (i = 1, \dots, \hat{n}) \\ \hat{u}(k + 1 - i|k) &= u(k + 1 - i) & (i = 1, \dots, \hat{m}) \end{aligned} \quad (3.2.9)$$

Hay que notar que esta formulación coincide con la formulación propuesta en la sub sección precedente, considerando el parámetro $\lambda = 1$. Es importante notar que, como para la formulación básica del control predictivo expuesta en la sección precedente, es posible definir un modelo ARX multivariable. También se puede observar que este modelo contempla el caso en el cual el sistema tiene un retraso. Aunque se pueda introducir en el modelo una parte que tome en cuenta tanto el retraso de tiempo como otras entradas, el modelo (3.2.8) no implica disminución en la generalidad y por lo tanto continuará siendo usado en todo el trabajo. El criterio a satisfacer, es que en el horizonte de predicción la

variable de control y la variable de proceso queden limitadas. La función de costo que se usa es:

$$J_k = \frac{1}{2} \sum_{j=1}^{\lambda} Q_j [\hat{y}(k+j|k) - y_r(k+j|k)]^2 + \frac{1}{2} \sum_{j=0}^{\lambda} R_j \hat{u}(k+j|k)^2 \quad (3.2.10)$$

Donde $y_r(k+j|k)$ representa una trayectoria de referencia calculada de la misma forma de la PDT considerando el siguiente horizonte de predicción λ :

$$y_r(k+1|k) = \sum_{i=1}^p \alpha_i y_r(k+j-i|k) + \sum_{i=1}^q \beta_i y_{sp}(k+j-i) \quad (3.2.11)$$

$$(j = 1, 2, \dots, \lambda)$$

Como en (3.2.3), los valores pasados de y_r vienen inicializados con las salidas pasadas:

$$y_r(k+1-i|k) = y(k+j-i) \quad (i = 1, \dots, p)$$

Después de la sustitución se obtiene:

$$y_r(k+1|k) = \sum_{i=1}^p \alpha_i y(k+j-i) + \sum_{i=1}^q \beta_i y_{sp}(k+j-i) \quad (3.2.12)$$

$$(j = 1, 2, \dots, \lambda)$$

La función de costo impone un balance entre la acción de control, ponderada por los términos R_j , y la trayectoria a seguir, ponderada a través de los términos Q_j . La técnica de minimización de la función de costo presentado, permite encontrar la secuencia óptima de acciones de control en el horizonte de predicción y requiere una parcial modificación en el formalismo que represente el modelo:

$$\begin{aligned} \hat{y}(k+j|k) &= \sum_{i=1}^{\hat{n}} \hat{e}_i^{(j)} y(k+j-i) + \sum_{i=2}^{\hat{m}} \hat{g}_i^{(j)} u(k+j-i) \\ &\quad + \sum_{i=0}^{j-1} \hat{g}_1^{(j-i)} \hat{u}(k+i|k) \end{aligned} \quad (3.2.13)$$

$(j = 1, 2, \dots, \lambda)$

Los parámetros $\hat{e}_i^{(j)}$ y $\hat{g}_i^{(j)}$ son coeficientes calculados de forma recursiva a partir de los parámetros \hat{a}_i y \hat{b}_i del modelo predictivo:

$$\begin{aligned} \hat{e}_i^{(j)} &= \hat{e}_1^{(j-1)} \hat{a}_i + \hat{e}_{i+1}^{(j-1)} & i = 1, \dots, \hat{n} & \quad j = 2, \dots, \lambda \\ \hat{g}_i^{(j)} &= \hat{e}_1^{(j-1)} \hat{b}_i + \hat{g}_{i+1}^{(j-1)} & i = 1, \dots, \hat{m} & \quad j = 2, \dots, \lambda \end{aligned}$$

donde

$$\begin{aligned} \hat{e}_i^{(1)} &= \hat{a}_i & i = 1, \dots, \hat{n} \\ \hat{g}_i^{(1)} &= \hat{b}_i & i = 1, \dots, \hat{m} \\ \hat{e}_{\hat{n}+1}^{(j-1)} &= 0 & j = 2, \dots, \lambda \\ \hat{g}_{\hat{m}+1}^{(j-1)} &= 0 & j = 2, \dots, \lambda \end{aligned}$$

Aprovechando la estructura recursiva es posible llegar a una formulación matricial de la (3.2.13):

$$\hat{Y} = EY_k + GU_k + G_0\hat{U} \quad (3.2.14)$$

Donde \hat{Y} , \hat{U} , Y_k y U_k son los vectores:

$$\begin{aligned} \hat{Y} &= [\hat{y}(k+1|k), \hat{y}(k+2|k), \dots, \hat{y}(k+\lambda|k)]^T \\ \hat{U} &= [\hat{u}(k|k), \hat{u}(k+1|k), \dots, \hat{u}(k+\lambda-1|k)]^T \\ Y_k &= [y(k), y(k-1), \dots, y(k-\hat{n}+1)]^T \\ U_k &= [u(k-1), u(k-2), \dots, u(k-\hat{m}+1)]^T \end{aligned}$$

y los términos E , G y G_0 son matrices definidas a partir de los factores recursivos:

$$E = \begin{bmatrix} \hat{e}_1^{(1)} & \hat{e}_2^{(1)} & \cdots & \hat{e}_{\hat{n}}^{(1)} \\ \hat{e}_1^{(2)} & \hat{e}_2^{(2)} & \cdots & \hat{e}_{\hat{n}}^{(2)} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{e}_1^{(\lambda)} & \hat{e}_2^{(\lambda)} & \cdots & \hat{e}_{\hat{n}}^{(\lambda)} \end{bmatrix} \quad G = \begin{bmatrix} \hat{g}_2^{(1)} & \hat{g}_3^{(1)} & \cdots & \hat{g}_{\hat{m}}^{(1)} \\ \hat{g}_2^{(2)} & \hat{g}_3^{(2)} & \cdots & \hat{g}_{\hat{m}}^{(2)} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{g}_2^{(\lambda)} & \hat{g}_3^{(\lambda)} & \cdots & \hat{g}_{\hat{m}}^{(\lambda)} \end{bmatrix}$$

$$G_0 = \begin{bmatrix} \hat{g}_1^{(1)} & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ \hat{g}_1^{(2)} & \hat{g}_1^{(1)} & 0 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{g}_1^{(\lambda)} & \hat{g}_1^{(\lambda-1)} & \hat{g}_1^{(\lambda-2)} & \cdots & \hat{g}_1^{(1)} \end{bmatrix}$$

Por último se puede introducir la misma notación para la trayectoria deseada y_r obteniendo el funcional de costo (3.2.10) en forma matricial:

$$J_k = \frac{1}{2} [\hat{Y} - Y_r]^T Q [\hat{Y} - Y_r] + \frac{1}{2} \hat{U}^T R \hat{U} \quad (3.2.15)$$

donde Y_r corresponde a:

$$Y_r = [y_r(k+1|k), y_r(k+2|k), \dots, y_r(k+\lambda|k)]^T$$

y Q y R son la matrices de ponderación semi-definidas positivas formadas respectivamente por los términos Q_i y R_i :

$$Q = \text{diag}(Q_1, Q_2, \dots, Q_\lambda) \quad R = \text{diag}(R_1, R_2, \dots, R_{\lambda-1})$$

La función de costo puede ser acomodado poniendo en evidencia el vector de las acciones de control futuras \hat{U} :

$$J_k = \frac{1}{2} [EY_k + GU_k + G_0\hat{U} - Y_r]^T Q [EY_k + GU_k + G_0\hat{U} - Y_r] + \frac{1}{2} \hat{U}^T R \hat{U} \quad (3.2.16)$$

El optimo para J_k se obtiene imponiendo la siguiente condición:

$$\frac{\partial J_k}{\partial \hat{U}} = 0$$

El resultado de la minimización respecto a \hat{U} es el siguiente:

$$\hat{U} = [G_0^T Q G_0 + R]^{-1} G_0 Q [E Y_k + G U_k - Y_r] \quad (3.2.17)$$

El mismo resultado puede ser obtenido resolviendo la ecuación de Riccati asociada con el problema de minimización de la función de costo con respecto a \hat{U} .

Considerado que en cada instante de control se recalcula el vector \hat{U} , el único valor de interés práctico es el valor de la señal de manipulación en el instante k , o sea:

$$u(k) = \hat{u}(k|k) = g_0^T [E Y_k + G U_k - Y_r] \quad (3.2.18)$$

Los parámetros involucrados en la implementación de esta ley de control son el horizonte de predicción λ , las matrices de ponderación Q y R , y los parámetros α_i y β_i usados para definir la trayectoria deseada. En la versión puramente predictiva, las matrices E , G y G_0 se calculan una sola vez, mientras que en la versión adaptable estas son calculadas en cada instante de control.

Considerada la carga computacional para el cálculo de esta ley de control, especialmente en la variable adaptativa, se escoge implementar:

- un particular set de parámetros para las matrices de ponderación Q y R ;
- una ley de control de tipo escalón adentro del horizonte de predicción.

Los parámetros para las matrices Q y R son:

$$Q_j = 0 \quad (j = 1, \dots, \lambda - 1), \quad Q_\lambda = 1,$$

$$R_j = 0 \quad (j = 0, 1, \dots, \lambda - 1)$$

Por lo que la función de costo se reduce a:

$$J_k = \hat{y}(k + \lambda|k) - y_r(k + \lambda|k) \quad (3.2.19)$$

Además que la acción de control se quede inmutada en todo el horizonte de predicción implica que:

$$\hat{u}(k|k) = \hat{u}(k + 1|k) = \dots = \hat{u}(k + \lambda - 1|k) \quad (3.2.20)$$

Utilizando (3.2.13) con la condición (3.2.20) se obtiene el siguiente resultado:

$$\begin{aligned} \hat{y}(k + \lambda|k) &= \sum_{i=1}^{\hat{n}} \hat{e}_i^{(\lambda)} y(k + j - i) + \sum_{i=2}^{\hat{m}} \hat{g}_i^{(\lambda)} u(k + j - i) \\ &+ \hat{u}(k|k) \sum_{i=0}^{\lambda-1} \hat{g}_1^{(\lambda-i)} \end{aligned} \quad (3.2.21)$$

El cual sustituido en (3.2.19), después de haber puesta la derivada de la función de costo igual a cero, permite de obtener la siguiente ley de control:

$$\begin{aligned} u(k) &= \hat{u}(k|k) \\ &= \frac{y_r(k + \lambda|k) - \sum_{i=1}^{\hat{n}} \hat{e}_i^{(\lambda)} y(k + j - i) - \sum_{i=2}^{\hat{m}} \hat{g}_i^{(\lambda)} u(k + j - i)}{\sum_{i=0}^{\lambda-1} \hat{g}_1^{(\lambda-i)}} \end{aligned} \quad (3.2.22)$$

La carga computacional de esta ley de control es enormemente reducida con respecto al algoritmo que se propone en la (3.2.18). En este caso es necesario calcular en cada instante de control los valores de los parámetros $\hat{e}_i^{(\lambda)}$ y $\hat{g}_i^{(\lambda)}$ usando la regla recursiva antes presentada, y la trayectoria deseada calculada como en (3.2.12).

3.3. Control Adaptativo – Predictivo

Los procesos industriales son muchas veces de naturaleza no lineal y variantes en el tiempo. Debido a este hecho, en muchos casos la modelación es difícil, especialmente cuando los procesos operan en condiciones que varían con frecuencia. Sin embargo, el modelo de proceso está al centro de muchas de las técnicas de control moderno, incluso del control predictivo. Esta dependencia del modelo vuelve muchas veces ineficaces los controladores con parámetros constantes y justifica el desarrollo de las técnicas de control adaptable. La utilidad de modificar los parámetros del controlador en relación a la relación entrada – salida del sistema bajo control toma más valor en el caso del control predictivo, donde es mejor el control cuanto más exacto sea el modelo. Bajo este enfoque la función de

la adaptación es hacer de manera que el error de predicción tienda a cero de la manera más eficaz posible, de forma que se pueda verificar el propósito de la ley de control predictiva.

En esta sección se ilustran los conceptos de adaptación del control relacionados con los controladores en cuestión. La sección abre con un diagrama de bloques del controlador en la versión adaptativa – predictiva (AP), luego se definen algunos modelos ya usados para la parte predictiva a través de la nomenclatura usada en el ámbito de los sistemas adaptativos. Finalmente se llega a la ecuación de actualización de los parámetros.

El diagrama de bloques del esquema AP esta reportado en Figura 3.3-1:

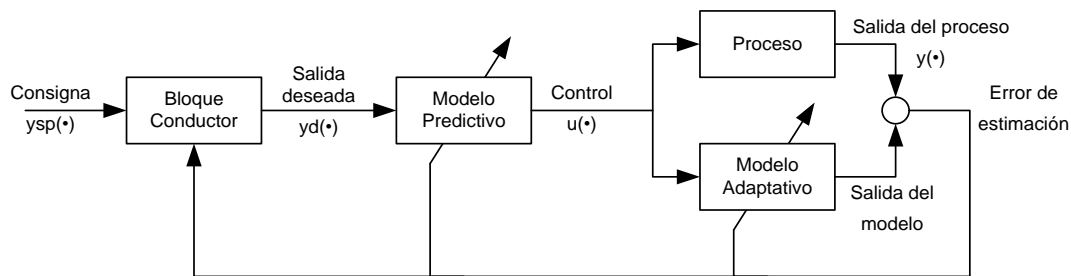


Figura 3.3-1 – Esquema de bloques del control adaptativo - predictivo

En la técnica de control AP, a diferencia del esquema de Figura 3.2-1, la acción de control se envía al proceso y al modelo del proceso, llamado “modelo adaptativo”, y luego se calcula el error de predicción entre la salida real (en la grafica “salida del proceso”) y la salida predicha, llamada “salida del modelo”. Este error es necesario para modificar los parámetros del modelo adaptativo. Hay que notar que esto coincide con el modelo predictivo usado para el control.

Con el fin de llegar a la formulación del método de adaptación se propone una nueva notación para los modelos predictivos formulados en precedencia.

El modelo predictivo de la ecuación (3.2.2) se puede escribir nuevamente como:

$$\hat{y}(k|k) = \hat{\theta}(k)^T \Phi(k) \quad (3.3.1)$$

donde:

$$\hat{\theta}(k) = [\hat{a}_1(k), \dots, \hat{a}_{\hat{n}}(k), \hat{b}_1(k), \dots, \hat{b}_{\hat{m}}(k)]^T$$
$$\Phi(k) = [y(k-1), \dots, y(k-\hat{n}), u(k-1), \dots, u(k-1-\hat{m})]^T$$

$\hat{\theta}$ y Φ representan respectivamente el vector de los parámetros del modelo AP y el vector de entradas y de salidas del mismo modelo. En el contexto del control adaptativo los parámetros del vector $\hat{\theta}$ dependen explícitamente del tiempo.

La misma notación puede ser usada para el proceso reportado en la ecuación (3.2.1), obteniendo:

$$y(k) = \theta^T \Phi(k) \quad (3.3.2)$$

Donde θ juega el mismo papel de $\hat{\theta}$ en el modelo AP de la (3.3.1).

Con el fin de introducir el error de estimación a posteriori $e(k|k)$, se define el vector error de identificación paramétrica $\tilde{\theta}(k)$:

$$\tilde{\theta}(k) = \theta - \hat{\theta}(k) \quad (3.3.3)$$

Sigue que el error de estimación a posteriori $e(k|k)$ es:

$$e(k|k) = y(k) - \hat{y}(k|k) = [\theta - \hat{\theta}(k)]^T \Phi(k) \quad (3.3.4)$$

y el error de estimación a priori $e(k|k-1)$:

$$e(k|k-1) = y(k) - \hat{y}(k|k-1) = [\theta - \hat{\theta}(k-1)]^T \Phi(k) \quad (3.3.5)$$

Los errores de estimación, a posteriori y a priori, entran en un algoritmo recursivo de adaptación. Se propone de forma preliminar la ecuación:

$$\hat{\theta}(k) = e(k|k)B\Phi(k) + \hat{\theta}(k-1) \quad (3.3.6)$$

Para que (3.3.6) dependa sólo de los valores pasados de todas las variables en juego, se calcula la dependencia del error a posteriori con respecto al error a priori. Se define primero la diferencia entre estos como sigue:

$$e(k|k) - e(k|k-1) = [\hat{\theta}(k-1) - \hat{\theta}(k)]^T \Phi(k) \quad (3.3.7)$$

Ahora sustituyendo (3.3.6) en (3.3.7) y recolectando $e(k|k)$ se obtiene que:

$$e(k|k) = \frac{e(k|k-1)}{1 + \Phi(k)^T B \Phi(k)} \quad (3.3.8)$$

Se puede deducir que la ecuación utilizada para actualizar los parámetros $\hat{\theta}(k)$ es:

$$\hat{\theta}(k) = \frac{e(k|k-1) B \Phi(k)}{1 + \Phi(k)^T B \Phi(k)} + \hat{\theta}(k-1) \quad (3.3.9)$$

o expresandolo en función del error a priori:

$$\hat{\theta}(k) = G(k) [y(k) - \hat{\theta}(k-1)^T \Phi(k)] + \hat{\theta}(k-1) \quad (3.3.10)$$

Con el término $G(k)$ igual a:

$$G(k) = \frac{B \Phi(k)}{1 + \Phi(k)^T B \Phi(k)} \quad (3.3.11)$$

A pesar del hecho que se puedan hacer algunas similitudes entre la (3.3.11) y la ecuación usada para la identificación paramétrica a través de mínimos cuadrados recursivos (Bittanti, Identificazione dei modelli e sistemi adattativi, 2002), hay que especificar que los controladores en cuestión no tienen el objetivo de efectuar la identificación del sistema bajo control. En la literatura (Martín Sánchez & Rodellar, Control Adaptativo Predictivo Experto. ADEX. Metodología, Diseño y Aplicación, 2005) es posible conseguir la prueba de estabilidad y las extensiones para los casos MIMO de la metodología presentada.

3.4. Control Adaptativo – Predictivo – Experto

La principal limitación del control AP se presenta cuando, debido a fallas o errores sistemáticos en el sistema de medición, los datos ya no son representativos del proceso, o sea se pierde la relación entrada – salida. El efecto directo de este fenómeno es el deterioro del desempeño del sistema de control. Especialmente en el caso del control AP, donde el modelo está al centro de la filosofía de control, se pueden verificar evoluciones inaceptables de la variable de control. La solución propuesta por el control adaptativo – predictivo – experto está bosquejada en la Figura 3.4-1. Con respecto al esquema de Figura 3.3-1 se agregó un “Bloque Experto”. A cada instante de control este bloque, basándose sobre el conocimiento de la acciones de control y de las salidas del sistema bajo control, decide si la relación entrada – salida del modelo predictivo tiene sentido o si se está presentando alguna falla.

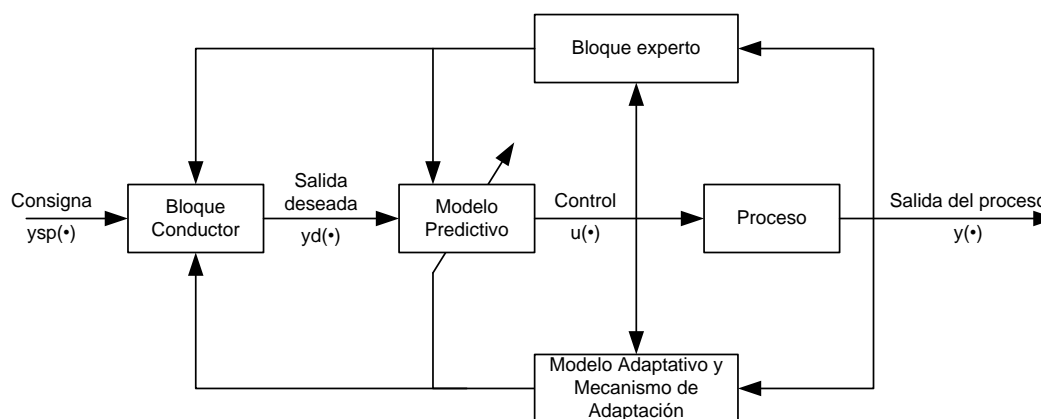


Figura 3.4-1 – Esquema de bloques del control adaptativo – predictivo – experto

En este caso el control pasa de la modalidad AP a la modalidad experto (EX) obteniendo que:

- el sistema pueda ser guiado en una situación “normal” a través de reglas lógicas, y al mismo tiempo;
- el modelo AP no se modifique, impidiendo que la adaptación trate de ajustar los parámetros.

Más en detalle, la comunicación entre el control AP y el control EX maneja el concepto de dominio de operación. En el contexto de estos controladores se entiende por dominio de operación una modalidad de control que el controlador puede asumir en relación al valor de la variable bajo control. La evolución de la variable de proceso establece la ley de control que se usa para obtener el mejor desempeño posible. La Figura 3.4-2 muestra cómo se implementa la idea de dominio de operación.

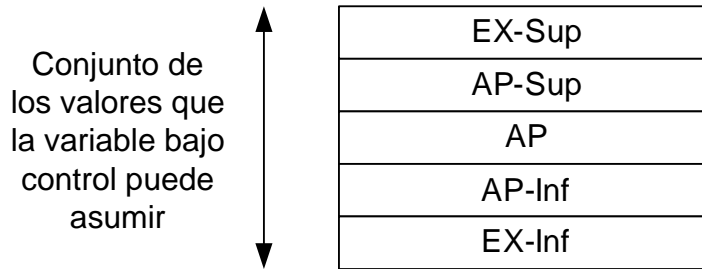


Figura 3.4-2 – Idea base del dominio de operación

El conjunto de todos los valores que la variable de proceso puede asumir se parte en cinco dominios. El dominio central, denominado AP, represente la región donde la variable de proceso debería mantenerse, es decir el punto de operación del proceso. En esta región se aplica una ley de control adaptativa – predictiva. En el caso que una fuerte perturbación o una variación de las condiciones operativas, altere el estado de la variable bajo control, llevándola afuera del dominio central se prevén dos dominios denominados AP-superior y AP-inferior. Estos dos dominios utilizan todavía un ley de control adaptativa – predictiva, pero están caracterizados por modelos AP diferentes de forma que se puedan tomar en cuenta eventuales no linealidades del sistema. El objetivo de los controladores de los dominios AP-superior y AP-inferior es llevar la variable de control hacia el dominio central. Están presentes también dos dominios expertos denominados EX-superior y EX-inferior. La ley de control usada en estos dos dominios es una ley de control experta basada sobre reglas que tratan de emular el comportamiento de un operador en casos de fallas.

4.

Modelación

En el capítulo se presenta la modelación de la planta de destilación atmosférica. Inicialmente se introducen algunos instrumentos para la modelación de plantas químicas y se proponen algunos criterios para la definición del grado de complejidad del modelo. Seguidamente se presenta la modelación en *Aspen* de los diversos subsistemas que componen la planta, primeramente se describe la fase de modelación estática, seguida de la fase de modelación dinámica. El capítulo se concluye mostrando algunos resultados de la simulación realizada en Aspen, utilizados para comprobar el modelo.

4.1. Introducción

La posibilidad de poder disponer de un modelo de un sistema físico constituye sin duda una gran ventaja desde varios enfoques. Es suficiente pensar en la utilidad de poder predecir el comportamiento de un sistema sin tener que efectuar experimentos en una planta real. Para todos los procesos, como por ejemplo las plantas de refinación, esta ventaja se traduce directamente en un notable ahorro económico, donde un experimento sobre la planta real implicaría un enorme desperdicio de materia prima, de energía y de tiempo.

La modelación en el ámbito de los procesos químicos se ha típicamente desarrollado de dos maneras:

- Modelación física. Basada en la realización de una copia total o parcial de la planta (planta piloto), la cual está hecha premeditadamente para poder efectuar pruebas y experimentos no permitidos en la planta real;
- Modelación matemática, basada en la representación dinámica del proceso a partir de un conjunto de ecuaciones que representan los fenómenos de interés que se quieren modelar.

La modelación matemática se ha ido consolidando desde hace dos décadas en la industria petroquímica así como en otros ámbitos. Aunque esta modelación requiere de un empleo masivo de tecnología informática para la preparación, elaboración y análisis de los modelos generados permite mayor flexibilidad y costos más bajos respecto a la modelación física.

En particular la formulación de modelos matemáticos útiles para el control de columnas de destilación de crudo representa un reto complicado. Las principales dificultades provienen de dos factores. En primer lugar las columnas de destilación son procesos donde se manifiestan transformaciones físicas, en particular de transporte de masa y de energía, que implican el manejo de un gran número de variables. Por lo tanto, el primer obstáculo en la modelación es disponer de herramientas computacionales capaces de manejar sistemas de ecuaciones diferenciales de grandes dimensiones. En segundo lugar, en el caso particular de columnas de destilación de petróleo crudo, es difícil elaborar modelos químicos de la mezcla a procesar por la planta, sin embargo, en la literatura (Carlson, 1996) se han

presentados un gran número de técnicas para estimar las características físico químicas de mezclas de crudo. Muchas de estas técnicas son basadas en reglas empíricas, las cuales pueden representar adecuadamente una planta genérica. En el ámbito industrial se puede contar con un gran número de herramientas confiables para la modelación y la simulación. En esta tesis se utiliza *AspenONE*® como herramienta para la modelación y la simulación de la planta de destilación atmosférica. En la Sección 4.2 se presenta una descripción del simulador usado poniendo en evidencia algunos aspectos que hay que tomar en cuenta en la modelación de plantas químicas. En la Sección 4.3 se describen los detalles respecto al modelo termodinámico usado, mientras en las secciones sucesivas se presenta el modelo obtenido para el caso de estudio. Finalmente, en la Sección 4.7, se presentan algunos resultados significativos para la validación del modelo.

4.2. Descripción del simulador usado

4.2.1. Simuladores casuales y no casuales

El uso de programas computacionales desarrollados para la modelación y simulación se ha convertido en una práctica común tanto en el análisis como en el diseño de procesos continuos. Estos programas, cuya tarea es poner a disposición herramientas matemáticas para la descripción del comportamiento físico del sistema (modelador) y procedimientos de resolución de tales modelos (simulador), son desarrollados con diferentes enfoques dependiendo del ámbito ingenieril al cual se orientaran. Una distinción marcada entre las filosofías de modelación viene dada por la modalidad según la cual se describe el modelo que se intenta implantar. Se distinguen simuladores basados en el principio de causalidad y simuladores no basados en este principio. La primera categoría es caracterizada por la descripción del modelo físico que se quiere simular según una relación causa-efecto. Este tipo de modelos se presta muy bien por ejemplo para fines de control, donde la relación causa-efecto es clara y los sistemas se representan como entes que producen unas salidas en función de unas entradas. La segunda categoría de simuladores se basa en la descripción del modelo a través de un conjunto de ecuaciones donde se ilustran principios físicos y no se

especifican entradas y salidas. En estos modelos las interconexiones entre los componentes del sistema representan exactamente las conexiones físicas entre estos, por ejemplo tubos, cables, etc. En el caso de *Aspen*, por ejemplo, el paradigma utilizado es un balance de los flujos y el equilibrio de las presiones. Los modelos no causales son por naturaleza propia “a objetos”, en el sentido informático del término, porque cada modelo describe las características de un componente como aparece en la naturaleza. Por lo tanto de esta forma se asegura una alta reusabilidad y flexibilidad del modelo respecto a los modelos causales. El único inconveniente de este grado de abstracción del modelo consiste en los requisitos de manipulación matemática requeridos al programa de simulación para que éste pueda aplicar algoritmos clásicos de resolución numérica los cuales son intrínsecamente causales.

En el ámbito de la modelación de sistemas complejos, y en particular de procesos químicos, se ha optado en general por la segunda filosofía de simulación. En particular existen varias soluciones de tipo comercial y académico que están disponibles en forma de librerías de modelos para los componentes que se encuentran con más frecuencia en las plantas químicas. Según la profundidad del análisis que se desea realizar, los modelos disponibles pueden resultar más o menos rigurosos en función de las hipótesis hechas. La librería de *Aspen* utilizada en este trabajo es la librería *PetroFrac* (Aspen Technology, Inc., 2006). Esta librería comprende todos los componentes necesarios para modelar plantas relacionadas con la industria de la refinación; sin embargo, es siempre posible definir modelos personalizados a partir de las clases predefinidas en el programa.

4.2.2. Método *inside-out*

Aunque existen muchos procedimientos interactivos usados para la solución de sistemas de ecuaciones algebraicas no lineales, aquél que ha hallado mayor éxito y que es utilizado en muchos simuladores es el método *inside-out* (Seaders & Henley, 1998). En particular en *Aspen* el método que proporciona la mejor robustez para sistemas complejos es el *inside-out* modificado. Lo que diferencia este método respecto a otros, como el método BP (*Bubble Point*) y SC (*Simultaneous Correction*), es que reduce el tiempo invertido en el

cálculo de la propiedad termodinámica utilizando el procedimiento ilustrado en la Figura 4.2-1.

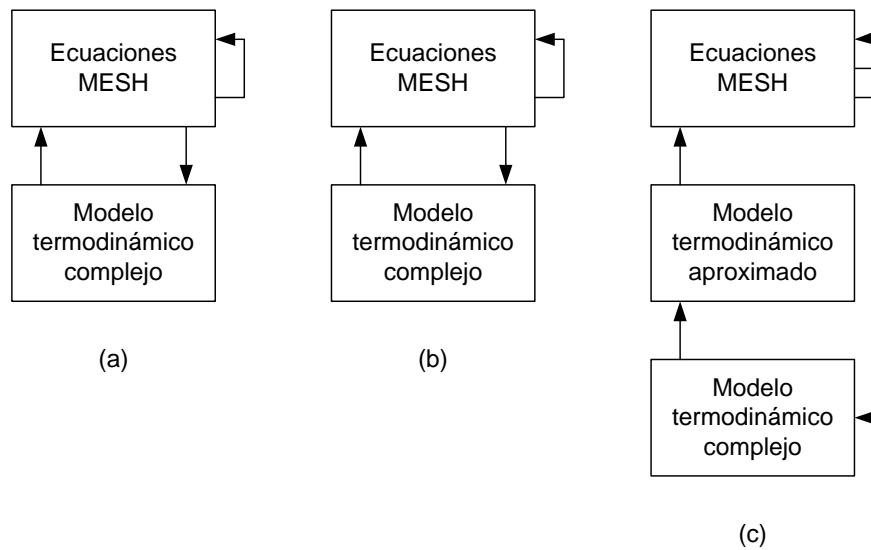


Figura 4.2-1 - Procedimiento que implementa los métodos: (a) BP, (b) SC y (c) *Inside-out*.

El método *inside-out*, utiliza dos modelos termodinámicos: uno aproximado y uno riguroso. El modelo aproximado resulta más fácil de resolver y por lo tanto se usa para acercarse rápidamente al valor concreto de la solución (*inner loop*). Una vez que se ha alcanzado la convergencia a través del modelo aproximado, se pasa a calcular una solución más precisa por medio del modelo riguroso que requiere más esfuerzo computacional (*outer loop*). El procedimiento empieza desde la definición de las ecuaciones MESH (*Mass Energy Summation Enthalpy*) que se resuelven en el lazo interno del modelo aproximado. Los parámetros de este modelo se actualizan por medio del modelo riguroso con intervalos de tiempo más largos respecto a los que se usan en la solución aproximada.

4.2.3. Indicaciones sobre la construcción del modelo

Generalmente en los simuladores existen, para cada equipo, diferentes modelos, desde el más simple hasta al más riguroso, que se diferencian en el grado de detalle usado en cómo

están escritas las ecuaciones de balance. En el caso examinado en el presente trabajo, dada la complejidad del proceso en estudio, es necesario antes que nada decidir cual parte de la planta necesita de una descripción rigurosa y cual no. El objetivo de esta tesis es el realizar un modelo dinámico de la planta de destilación atmosférica para estudiar su dinámica e implementar sobre ésta un control avanzado. Por lo tanto el modelo de la columna compleja que hay que usar es sin duda riguroso.

Para la sección de intercambio térmico, compuesta por el tren de intercambio y del horno de precalentamiento, no es necesario operar un análisis riguroso porque no está en los objetivos de la tesis. Por lo tanto, los modelos usados para estas dos secciones son simples y requieren, como más adelante se mostrará, sólo de una especificación sobre el calor intercambiado y sobre la pérdida de carga. Adicionalmente el tren de intercambio se simula a través de un único intercambiador de calor el cual requiere un calor intercambiado igual a la suma de los calores intercambiados de todos los intercambiadores del tren.

4.3. Modelo termodinámico

La elección del modelo termodinámico es un paso importante y delicado para la simulación ya que cada propiedad termodinámica usada o no para las ecuaciones de balance, se calcula en base a este modelo. Su estructura influye sobre la ejecución del proceso iterativo usado para el cálculo de las soluciones. Por lo tanto la selección del modelo termodinámico correcto puede hacer la diferencia entre una simulación y otra, tanto del punto de vista del tiempo de ejecución como del punto de vista de resultados.

Generalmente todos los simuladores rigurosos cuentan con una base de datos de modelos termodinámicos. La representación de una mezcla por medio de un modelo termodinámico puede realizarse de dos maneras:

- según una representación simétrica, es decir a través de la utilización de un sólo modelo termodinámico más o menos riguroso, para representar el comportamiento tanto de la fase de vapor como de la fase líquida;

- según una representación asimétrica, es decir a través de la utilización de dos modelos termodinámicos diversos para representar por separado la fase líquida y la de evaporación.

Para seleccionar el mejor modelo termodinámico es necesario, antes que todo, conocer la naturaleza de la mezcla examinada y la precisión que se quiere lograr para el sucesivo análisis. De hecho, según el tipo de mezcla (apolar, débilmente polar, no ideal, etc.) se aconseja la utilización de un modelo o de más modelos respecto a otros. Además, según el grado de precisión a lograr, puede ser necesaria una representación asimétrica más o menos rigurosa. Obviamente todo esto afectará el tiempo de iteración mientras que estará a favor de la exactitud del resultado obtenido. Hay que tomar en cuenta que si la mezcla está compuesta de muchos componentes, en cada iteración, deben de ser actualizadas todas las propiedades de cada componente.

Para el caso examinado, la mezcla a la cual hacemos referencia es el petróleo que está formado de un número altísimo de componentes con la mayor parte de alcanos y cicloalcanos, pero también aromáticos, naftenos y otras sustancias, así como compuestos oxigenados, azufrados, salinos, etc. Como la parte inorgánica de la carga es generalmente reducida antes de la destilación, sobre todo respecto al contenido salino, una mezcla de este tipo puede ser aproximada a una que contiene sólo los compuestos hidrocarbúricos y acercarse así a ser completamente apolar. Además, la falta de conocimiento del número real de componentes obliga a aproximar el crudo con una mezcla que contiene un apropiado número de pseudocomponentes a cada uno de los cuales le será aplicado el o los modelos termodinámicos definidos.

En el presente trabajo se ha elegido un modelo termodinámico simétrico riguroso buscando limitar los tiempos de cálculo sin renunciar a la precisión de la solución. Esta elección no es restrictiva porque la mezcla es considerada apolar. En particular, el modelo termodinámico elegido es el modelo termodinámico de Braun basado en las correlaciones K10 (Aspen Technology, Inc., 2001). Las correlaciones de este modelo son generadas a partir de las curvas K10 poniendo en relación componentes reales y fracciones de petróleo.

En el modelo están comprendidas más de 70 especies de hidrocarburos y viene cubierto un rango de puntos de ebullición incluidos entre 450 K y 700 K. La implementación particular de este método en *Aspen* permite también manejar las fracciones pesadas de crudo.

4.4. Descripción del caso de estudio

Para los alcances definidos en esta tesis se desarrolla el modelo de una columna de destilación de crudo de acuerdo con las características típicas del crudo normalmente extraído en la República Mexicana. La empresa del País Mexicano, Pemex, extrae del subsuelo crudo destinado a la refinación o a la venta. En particular se distinguen tres tipos de crudo:

- el Maya, que constituye casi la mitad del crudo extraído en México;
- el Istmo, particularmente valorado por su bajo contenido de azufre, que constituye un tercio del total del petróleo extraído;
- el Olmeca, el cual representa la quinta parte de la producción total.

No todas las refinerías mexicanas son alimentadas con estos tres tipos de crudo. En el caso de estudio presentado se asume que la refinería se alimenta del crudo tipo Maya y del tipo Istmo en mezclas (*blend*) a menudo variables. La variabilidad de la composición de crudo, como se verá en el siguiente capítulo, constituye un reto desde el punto de vista del control de la planta de destilación.

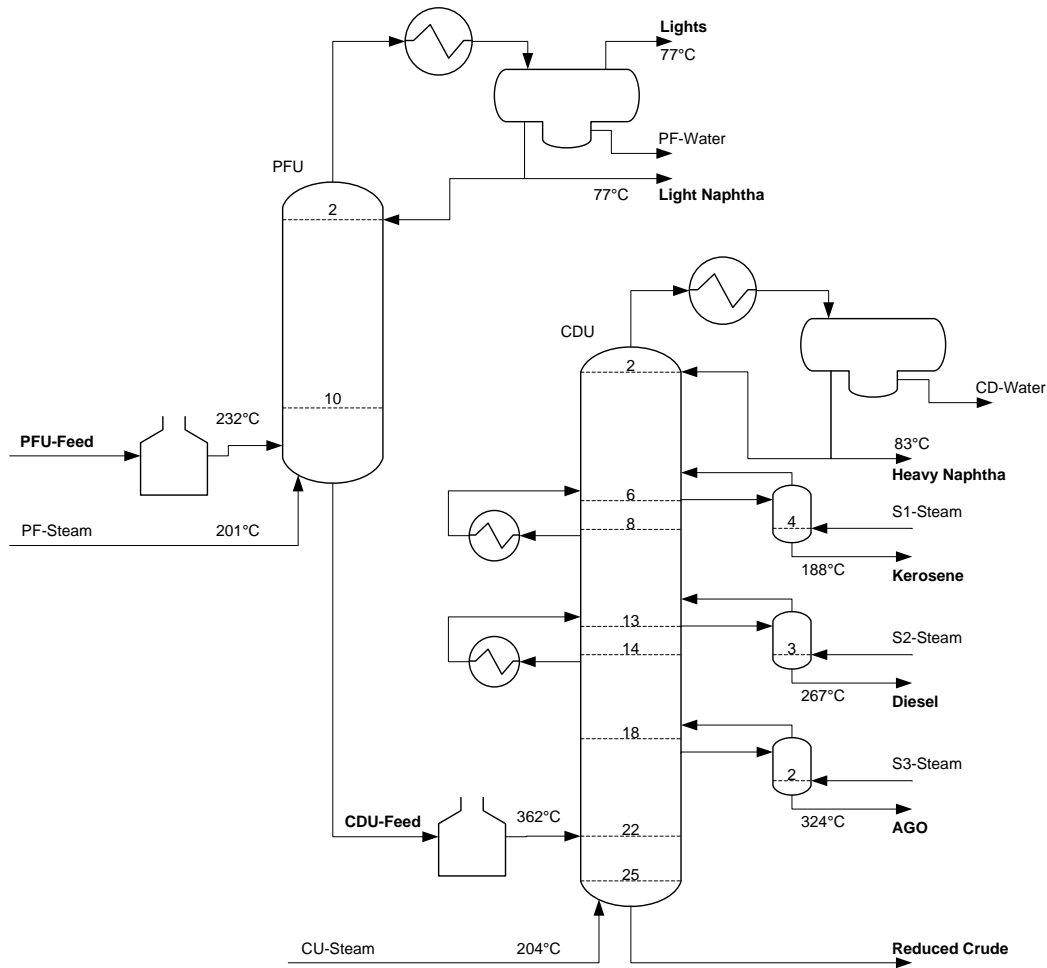


Figura 4.4-1 - Esquema de la planta de destilación atmosférica considerada

El esquema de la planta de destilación atmosférica considerada en el presente trabajo está representado en la Figura 4.4-1. El crudo una vez destilado y precalentado a través de una batería de intercambiadores de calor entra en el horno de la planta de *preflash* (PFU). Donde una columna dotada de 10 platos de válvulas separa los componentes ligeros (*Lights*) y la nafta ligera del resto de la carga. La carga parcialmente refinada se envía al horno de la planta de *topping* atmosférico (CDU). En esta planta están presentes: una columna dotada de 25 platos a válvulas; tres *stripper*, respectivamente destinados a la rectificación de queroseno, diesel y gasóleo atmosférico (AGO); y dos *pumparound*. Algunas temperaturas de operación se muestran en la misma figura junto a las líneas de alimentación del vapor de las dos columnas y los tres *stripper*.

4.5. Modelación en estado estable de la planta

La modelación de la planta se desarrolló en el ambiente de simulación *Aspen*. El procedimiento propuesto por *Aspen Tech* prevé, desde el principio, generar una representación estacionaria de la planta, no incluyendo los parámetros relacionados con la dinámica de los componentes. Los términos de acumulación necesarios para la modelación dinámica se introducen en una fase posterior llamada modelación dinámica.

El modelo completo es compuesto de la junción de modelos de las columnas de destilación, de las válvulas y de las bombas. Respecto a un sistema real han sido introducidas algunas simplificaciones que posteriormente han mostrado que no influyen en la exactitud del modelo. Estas simplificaciones se analizan en detalle en las respectivas secciones que conciernen a la modelación.

4.5.1. Modelación de la mezcla de crudo

La materia prima que se procesa en una planta de destilación atmosférica es el petróleo crudo. Esto implica que la modelación no puede preceder de la definición de las características físico químicas del petróleo procesado por la planta. Como se ilustró en la Sección 2.2 de la presente tesis, son necesarias, como prueba de caracterización, al menos la densidad y la curva de volatilidad de la carga. El ambiente de simulación *Aspen* permite obtener la modelación en pseudocomponentes aplicando la metodología sugerida por API.

Los pasos necesarios para obtener la modelación de la carga son:

- introducción de los datos característicos del crudo que constituye la carga;
- definición de las proporciones de todos los tipos de crudo que componen la carga;
- subdivisión de la carga en pseudocomponentes.

Para el proceso elegido se considera una carga compuesta de dos tipos de crudo extraídos en México, denominados Maya e Istmo. Los datos necesarios para la modelación son:

- curva de destilación;
- densidad en grado API;
- curva de gravedad API;
- análisis de los residuos ligeros.

Tratándose de tipos de crudo comerciales, se encuentran en la literatura varias fuentes de referencia. En particular los valores numéricos reportados en la Tabla 4-1, se refieren a datos extraídos de (Oil & Gas Journal Data Book, 1996). Una vez definidas las características de los tipos de crudo, se construyen varios modelos de las mezclas (*Blend*) que pueden ser procesadas en la planta. En este trabajo se proponen tres mezclas representativas de diferentes condiciones operativas de la planta. La Tabla 4-2 muestra los porcentajes de los diferentes tipos de crudo presentes en las mezclas propuestas. Una vez que se obtienen los modelos de las posibles mezclas que constituyen la carga, es necesario efectuar la subdivisión de éstas en pseudocomponentes. En este trabajo se utiliza el método de generación de los pseudocomponentes ADA/PCS de *Aspen*. El criterio de subdivisiones usado se resume en:

- de 100°F a 800°F, 28 cortes con incremento de 25°F;
- de 800°F a 1200°F, 8 cortes con incremento de 50°F;
- de 1200°F a 1600°F, 4 cortes con incremento de 100°F.

Es útil observar que la estimación que se quiere obtener es mejor en el primer intervalo de valores de temperatura, es decir el intervalo del cual se extrae la mayor parte de los productos. Así se opta por disminuir gradualmente la resolución de la estimación con el aumento de la temperatura con el fin de obtener menos pseudocomponentes y reducir así la carga computacional de la simulación.

MAYA API 22,2

Destilación TPB	
Porcentaje de liquido evaporado	Temp. (°F)
0,1	68,0
3,0	154,4
9,5	262,4
15,7	347,0
27,2	500,0
41,8	680,0
61,5	1004,0

Curva de gravedad API	
Porcentaje de liquido evaporado	Gravedad
1,55	76,0
6,25	62,7
7,90	61,7
21,45	42,5
34,50	30,2
51,65	20,5
70,90	8,9

Análisis de las componentes ligeras	
Componente	Fracción de volumen de liquido
H2O	0,0000
C1	0,0010
C2	0,0015
C3	0,0090
IC4	0,0040
NC4	0,0150
IC5	0,0120
NC5	0,0170

ISTMO API 34,8

Destilación TPB	
Porcentaje de liquido evaporado	Temp. (°F)
4,0	68,0
9,1	154,4
20,1	262,4
26,0	347,0
42,0	500,0
57,0	680,0
80,5	1004,0

Curva de gravedad API	
Porcentaje de liquido evaporado	Gravedad
6,55	77,6
14,60	63,0
34,00	43,6
49,50	33,4
68,75	23,5
78,50	15,8
90,25	9,2

Análisis de las componentes ligeras	
Componente	Fracción de volumen de liquido
H2O	0,001
C1	0,002
C2	0,005
C3	0,005
IC4	0,010
NC4	0,010
IC5	0,005
NC5	0,025

Tabla 4-1- Cuadro sintético de los datos experimentales para la caracterización del crudo

La modelación de las propiedades físico químicas de la carga es un paso delicado de la modelación de la planta de destilación. Aun cuando es la forma más usada de simular rigurosamente los componentes no lineales de la columna relacionados con la composición de la carga, esta constituye todavía un tema de búsqueda abierto. En (Carlson, 1996) se profundiza la modelación y se clarifican algunos criterios de validación a las propiedades químicas y físicas.

	Maya	Istmo
Mezcla 1	50%	50%
Mezcla 2	30%	70%
Mezcla 3	70%	30%

Tabla 4-2 - Mezclas consideradas

En la Figura 4.5-1 se reportan las curvas de destilación TBP de los dos tipos de crudo analizados, mientras que en la Figura 4.5-2 se presentan las curvas de destilación TBP de las mezclas propuestas en la Tabla 4-2.

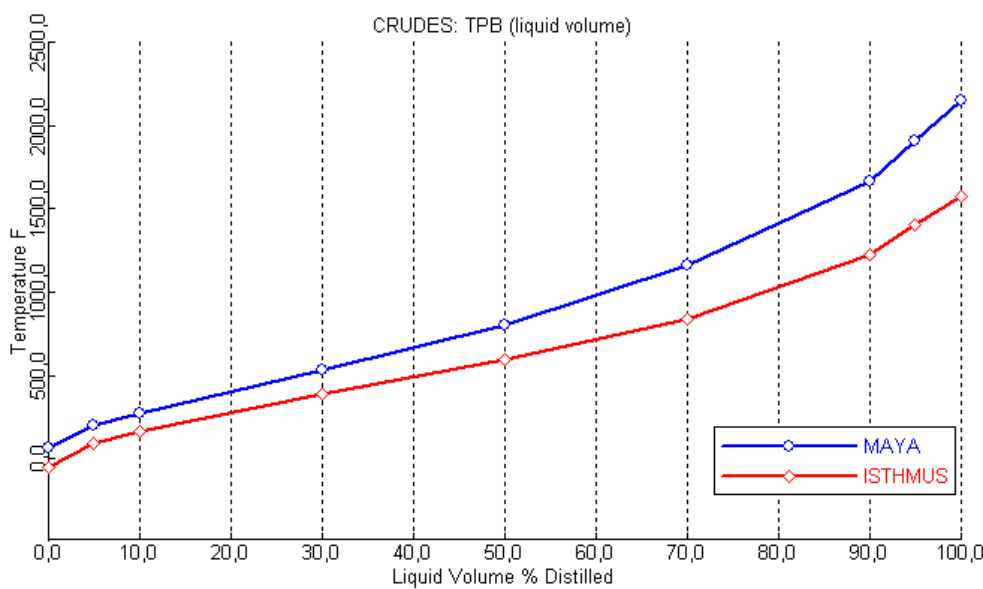


Figura 4.5-1 – Curvas de destilación TBP de los tipos de crudo que componen la carga examinada

El análisis de las curvas obtenidas es útil tanto en la fase de validación del modelo como en la fase de diseño del control. Desde la perspectiva de la modelación se puede notar que todas las mezclas poseen el mismo IBP y FBP, correspondientes respectivamente a los tipos de crudo con IBP menor (Istmo) y FBP mayor (Maya). Además, se nota que la “pesadez” de la mezcla, parámetro con el cual se mide la resistencia a la evaporación de la misma, crece en relación con la presencia de componentes pesados. La Mezcla 2 es la más

ligera debido al hecho que el crudo Maya constituye sólo el 30% del volumen total de la carga considerada, mientras que la Mezcla3 es más pesada a causa de la sólida presencia de este tipo de crudo en la mezcla.

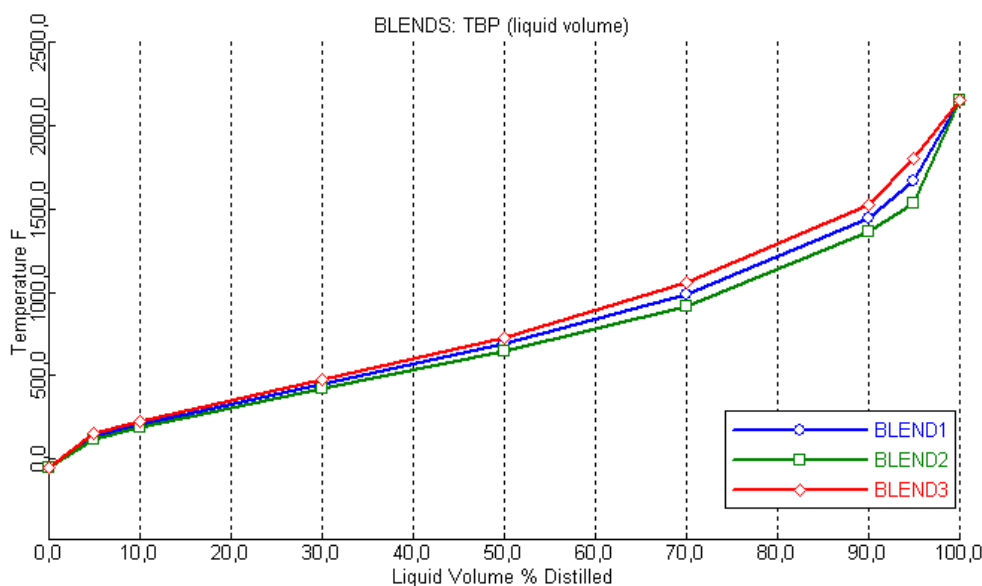


Figura 4.5-2 – Curvas de destilación TBP de las mezclas consideradas

Es importante notar que para el diseño del controlador de la columna es de esperarse que una variación de composición en la carga, al igual que el flujo de materia y la temperatura de entrada, generan perturbaciones ya sea en el perfil de temperatura de la columna o en el flujo de productos que sale de los extractores laterales. Observando la Figura 4.5-2 se puede intuir que el control de los puntos de corte (temperatura del producto extraído) debe pasar por la manipulación de flujo de producto a la salida. De hecho, si se fija una temperatura de separación se puede apreciar que las diferentes mezclas prevén porcentajes diferentes de líquido evaporado. En general con mezclas más pesadas se observa un aumento de los productos del fondo de la columna como por ejemplo diesel, gasóleo atmosférico y residuo atmosférico.

4.5.2. Alimentación al proceso y vapor de *stripping*

La alimentación al proceso está representada por la mezcla de los dos tipos de petróleo crudo definidos previamente. En general, una corriente de material monofásico con c componentes está completamente especificada una vez definidas $c+2$ variables, de las cuales $c+1$ intensivas ($c-1$ variables de composición, una de temperatura y una de presión) y una extensiva (flujo). Sin embargo el procedimiento usado en los simuladores consiste en incluir en la cuenta de las variables también aquellas de composiciones que de lo contrario serían tratadas implícitamente, y agregar al set de ecuaciones aquellas que relaciona las composiciones individuales. De este modo el número de variables que hay que fijar es $c+3$. Se observa que en *Aspen* fijando sólo $c+2$ variables intensivas, la corriente se especifica termodinámicamente sólo al momento que el algoritmo de resolución, en base al modelo termodinámico elegido, extraiga sólo las variables intensivas incógnitas y otras propiedades termodinámicas, como la entropía y la entropía reducida, a las condiciones requeridas. En el caso examinado las especificaciones de la alimentación para las dos corrientes de petróleo crudo son una temperatura de 200 °F y una presión de 60 psi, mientras que para el flujo de la mezcla entrante se considerara como punto de operación de la planta 100'000 barriles/día dividida según las proporciones de la Tabla 4-2 en función de la simulación que se quiere realizar.

En la modelación de la sección de alimentación al proceso ha sido efectuada la simplificación que consiste en la introducción de un *mixer* ficticio que mezcla las dos corrientes de crudo definidas mediante el análisis a pseudocomponentes. Esta modelación es válida para la planta examinada, porque el único aspecto ligado a la carga es la posibilidad que se pueda variar su composición con el fin de estudiar las perturbaciones que esta alteración introduce en la columna. En la Figura 4.5-3 se muestra la sección del modelo inherente a la parte de alimentación.

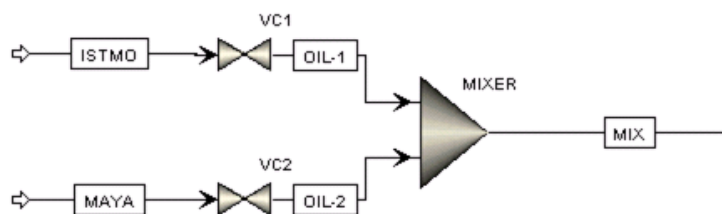


Figura 4.5-3 – Esquema de la sección de alimentación.

El vapor de *stripping* está sobrecalentado de manera que pueda liberar las componentes ligeras de la carga. En la Tabla 4-3 se resumen las características tomadas en cuenta.

	<i>Temperatura</i> (°F)	<i>Presión</i> (psi)	<i>Flujo</i> (libre/hr)
<i>Vapor columna Preflash</i>	400	60	5000
<i>Vapor columna Topping</i>	400	60	12000
<i>Vapor Stripper 1</i>	400	60	3300
<i>Vapor Stripper 2</i>	400	60	1000
<i>Vapor Stripper 3</i>	400	60	800

Tabla 4-3 – Características de los vapores de *stripping*

4.5.3. Columna de *preflash*

La columna de *preflash* es la primera sección en la cual se obtiene una parcial refinación del crudo. El objetivo de esta columna es eliminar los componentes ligeros que están presentes en la carga, los cuales darán lugar al corte denominado LIGHTS, y obtener el corte de nafta denominado LIGHT NAPHTHA. El residuo de la destilación de *preflash* constituye la alimentación a la columna atmosférica. La sección de *preflash* está constituida por:

- un horno para el control de la temperatura de la carga de entrada a la columna;

- una columna a 10 platos;
- una sección compuesta de:
 - un tren de intercambiadores de aire y agua;
 - un separador trifásico para el acumulado de LIGHTS, LIGHT NAPHTHA, y agua de proceso.

Se considera adecuado modelar esta sección a través el modelo *Aspen PREFLI* (Aspen Technology, Inc., 2001). Respecto al sistema real el modelo introduce las siguientes especificaciones:

- El horno, que en sí es un proceso complejo, ha sido modelado como un componente que calienta, proporcionando calor a la carga. En este caso es necesario especificar sólo la presión de la operación del horno y la temperatura de la carga a la entrada de la columna, el procedimiento calculará el calor necesario para satisfacer los parámetros introducidos. Para nuestro caso de estudio éstos son una presión de 50 psi y una temperatura de 450 °F.
- Para la sección de condensación se usa un modelo de condensación parcial. La refrigeración de los vapores que salen de la sección superior de la columna se logra mediante un tren de varios intercambiadores. El tren de intercambio térmico es simplificado modelando un único intercambiador que subtrae una cantidad de calor igual a la suma de los calores substraído por la red de intercambiadores reales. El modelo está completamente especificado a través de la declaración de presión y temperatura de operación. En el modelo está incluido también el separador trifásico. Para el caso de estudio se define una presión de operación de 39.7 psi y una temperatura del escape de la corriente caliente de 170 °F.

En lo que respecta el modelo de la columna de *preflash* no se han hecho simplificaciones relevantes con la intención de poder obtener una simulación verosímil tanto en la fase estática como en la fase dinámica. Para este componente se especifica el perfil de presión de la columna, el tipo de válvula del cual los platos están equipados y la geometría de las secciones de la misma columna. En la Tabla 4-4 se presenta el perfil de presión

especificado. Las válvulas que se utilizan en la planta son de tipo campanilla. *Aspen* incluye el modelo que describe el comportamiento hidráulico de éstas válvulas, y en particular, un set de parámetros relacionados con el modelo comercial. La definición de la geometría de la columna es interesante para la modelación dinámica y se tratará en la siguiente sección. El modelo viene completado con la definición de las corrientes entrantes y salientes de la sección de *preflash*. El esquema final del modelo realizado se presenta en la Figura 4.5-4.

	<i>Presión (psi)</i>
<i>Sección superior / Condensadores</i>	39.7
<i>Segundo plato</i>	41.7
<i>Sección de fondo</i>	44.7

Tabla 4-4 - Perfil de presión especificado por la columna de *preflash*

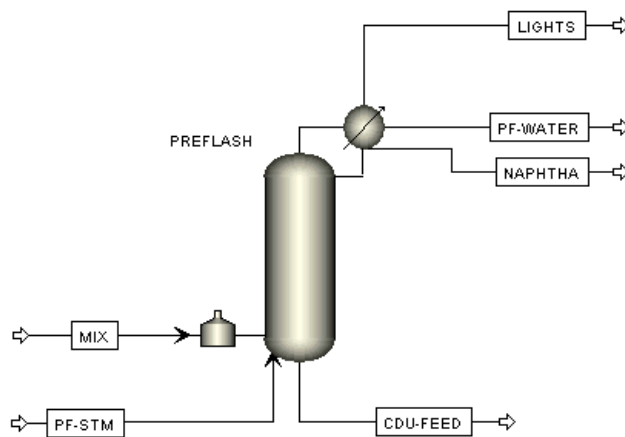


Figura 4.5-4 – Esquema del modelo de la columna de *preflash*

4.5.4. Columna atmosférica

La sección de *topping* constituye la parte más importante de la planta de destilación atmosférica. El objetivo de esta sección es separar la carga ya depurada de los ligeros por

la columna de *preflash* en 5 cortes. En la Tabla 4-5 se abrevian los productos que se obtienen de la destilación atmosférica con las relativas denominaciones en el modelo.

La sección de *topping* está constituida por:

- un horno para el control de la temperatura de la carga en la entrada a la columna;
- una columna de 25 platos;
- una sección de condensación compuesta de: un tren de intercambios de aire y de agua y un separador bi-fase para la acumulación de HEAVY NAPHTHA, y agua de proceso;
- tres *strippers* para la rectificación de los cortes laterales extraídos.

<i>Corte</i>	<i>Denominación</i>
<i>Nafta pesada</i>	H-NAPH
<i>Keroseno</i>	KERO
<i>Diesel</i>	DIESEL
<i>Gasóleo atmosférico</i>	AGO
<i>Residuo atmosférico</i>	RCRUDE

Tabla 4-5 – Denominación de los productos en la columna atmosférica

Se ha elegido modelar esta sección a través del modelo *Aspen CDU10F* (Aspen Technology, Inc., 2001). El modelo introduce las siguientes simplificaciones:

- El horno, igual que el horno de la columna de *preflash*, se modela como un componente que calienta la carga especificando sólo el calor introducido en la carga. En nuestro caso de estudio se especifica una presión de 24,18 psi.
- Para la sección de condensación se usa un modelo de condensación total debido al hecho que los componentes ligeros han sido removidos en la sección de *preflash*. Para el tren de intercambiadores se hicieron las simplificaciones similares a las

realizadas por la columna de *preflash*. La presión de operación se establece alrededor de 15,7 psi. No se modela el sistema de purga del acumulador;

- Los dos *pumparound* son modelados como dos simples intercambiadores de calor.

Considerando las mismas observaciones hechas para la columna de *preflash*, se ha decidido simular la planta de *topping* utilizando los modelos más precisos de las columnas presentes en las librerías de *Aspen*. Para la columna de *topping* se especifica:

- el perfil de presión;
- el tipo de válvulas de los platos;
- la geometría de la columna;
- las características de los *strippers*;
- las especificaciones de los *pumparound*.

El perfil de presión para la columna modelada en esta tesis es reportada en la Tabla 4-6. Los platos de la columna de *topping* están dotados de la misma válvula que la columna de *preflash*. La geometría de la columna se presenta en la siguiente sección. Los tres *strippers* han sido modelados según las especificaciones reportadas en la Tabla 4-7, mientras que para los dos *pumparound* se resumen las características en la Tabla 4-8. El modelo se completa definiendo las corrientes en entrada y las corrientes a la salida de la sección de *topping*. El esquema del modelo realizado para toda esta sección se presenta en la Figura 4.5-5.

	<i>Presión (psi)</i>
<i>Sección superior / Condensador</i>	39.7
<i>Segundo plato</i>	41.7
<i>Sección de fondo</i>	44.7

Tabla 4-6 - Perfil de presión para la columna de *topping*

	<i>Producto</i>	<i>Numero de platos</i>	<i>Plato de extracción</i>	<i>Plato de re-inmisión</i>	<i>Alcance de producto (barril/día)</i>
<i>Stripper 1</i>	KERO	4	6	5	11700
<i>Stripper 2</i>	DIESEL	3	13	12	16500
<i>Stripper 3</i>	AGO	2	18	17	8500

Tabla 4-7 - Especificaciones para los *strippers*

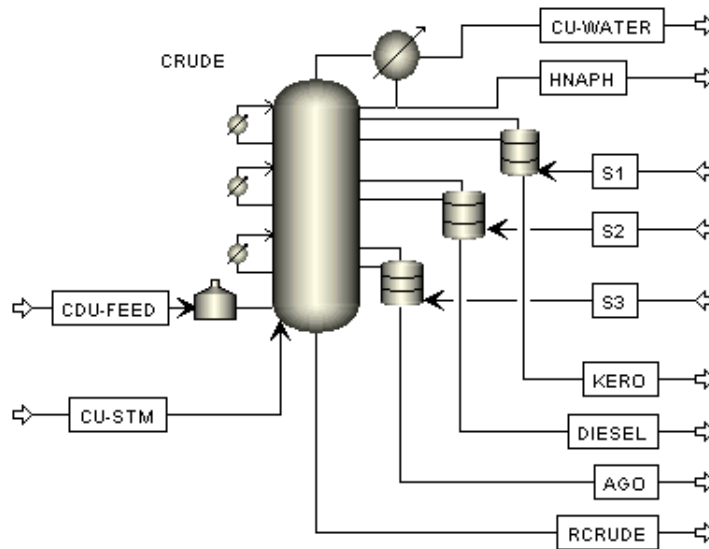


Figura 4.5-5 – Esquema del modelo de la columna de *topping*

	<i>Plato de extracción</i>	<i>Plato de re inmisión</i>	<i>Alcance (barril/día)</i>	<i>Calor extraído (MMBTU/hr)</i>
<i>Pumparound 1</i>	8	6	49000	40
<i>Pumparound 2</i>	14	13	11000	15

Tabla 4-8 - Especificaciones para los *pumparound*

4.6. Modelación dinámica

La modelación dinámica se desarrolla seguidamente a la modelación estática. Para la misma se trata de incluir los parámetros necesarios para considerar los términos de acumulación en las mismas ecuaciones de balance utilizadas para la modelación estática. El conjunto de las ecuaciones usadas para resolver los problemas dinámicos forman el

considerado modelo *holdup*. Con este modelo se describe a cada instante de tiempo la ecuación temporal del *holdup* de un componente o de una parte de este. Hay que observar que en este ámbito el término indica el llenado desde el punto de vista hidráulico de un componente. Para efectuar este tipo de análisis, el simulador considera conocida la presión del componente. Esta simplificación permite de construir un modelo dinámico donde dadas las presiones de todos los puntos del proceso, puedan ser obtenidos los flujos de materia. Este tipo de modelación es conceptualmente idéntica a aquella utilizada para los circuitos eléctricos donde dadas las diferencias de potencial eléctrico entre varios nodos y una referencia pueden ser calculadas las corrientes que circulan en el circuito. Las ecuaciones utilizadas para vincular las variaciones de presión son:

- las ecuaciones de balance de volumen;
- las ecuaciones de residencia, que relacionan los flujos a las variaciones de presión en forma similar a como la ley de Ohm relaciona corrientes a voltajes en los circuitos eléctricos.

El mecanismo establecido por el simulador para definir las características dinámicas de los modelos es mediante la inserción de una categoría de parámetros definidos “dinámicos”. En esta categoría entran por ejemplo las dimensiones geométricas de los componentes, las características hidráulicas de las columnas, los parámetros de válvulas y bombas, así como el control básico de la planta.

4.6.1. Parámetros geométricos

Los únicos modelos que se consideran para nuestro caso de estudio en la etapa de definición de las características dinámicas del proceso son los modelos de las cinco columnas presentes en la planta (columna de *preflash*, columna de *topping* y los tres *strippers*). Para los otros componentes modelados, como por ejemplo intercambiadores y hornos, no es necesario definir características geométricas para modelar la dinámica porque se emplean modelos simplificados. En principio, los parámetros que conviene definir para las columnas son:

- Diámetro de las secciones centrales;
- Geometría de las secciones de fondo (*sump*);
- Geometría de los depósitos de flujo (*reflux drum*).

En la Tabla 4-9 se reportan las características geométricas para el caso analizado.

	<i>Columna de preflash</i>	<i>Columna de topping</i>	<i>Stripper1</i>	<i>Stripper2</i>	<i>Stripper3</i>	
<i>Diámetro sección central (pies)</i>	10,00	23,85	5,00	4,50	3,35	
<i>Sump</i>	<i>Diámetro (pies)</i>	13,50	10,30	7,00	7,50	6,50
	<i>Altura (pies)</i>	27,00	20,60	14,00	15,00	13,00
	<i>Geometría</i>	Elíptica	Elíptica	Elíptica	Elíptica	Elíptica
<i>Reflux Drum</i>	<i>Diámetro (Pies)</i>	8,70	9,60	-	-	-
	<i>Longitud (Pies)</i>	14,40	19,00	-	-	-
	<i>Geometría</i>	Elíptica	Elíptica	-	-	-

Tabla 4-9 – Características geométricas de la columna

4.6.2. Definición de válvulas y bombas

El modelo dinámico no puede prescindir de la modelación de los principales actuadores y elementos finales de control presentes en la planta, es decir las válvulas de control de flujo. Considerando que, como está ampliamente argumentado en el siguiente capítulo, el control que se quiere desarrollar para la planta en cuestión se coloca a un nivel jerárquico superior respecto a la aplicación de cada válvula. Así, para estos componentes se ha optado por utilizar el modelo más simple propuesto por *Aspen*. Para este modelo es necesario especificar sólo la presión a la salida de la válvula o bien la diferencia de presión en las cabezas de la misma. En algunos casos se hace a menos la modelación de la válvula

imponiendo directamente el valor de la variable controlada, por ejemplo el flujo. Esto es razonable asumiendo que el lazo de control interno sea controlado perfectamente y desacoplado en frecuencia respecto al lazo externo. Un esquema de esta idea se presenta en la Figura 4.6-1. En cuanto a las bombas, se toman las mismas consideraciones establecidas en el caso de las válvulas. Se ha elegido modelar las bombas como simples instrumentos que definen la presión de la línea. El único parámetro a especificar en este caso es la presión a la salida de la bomba.

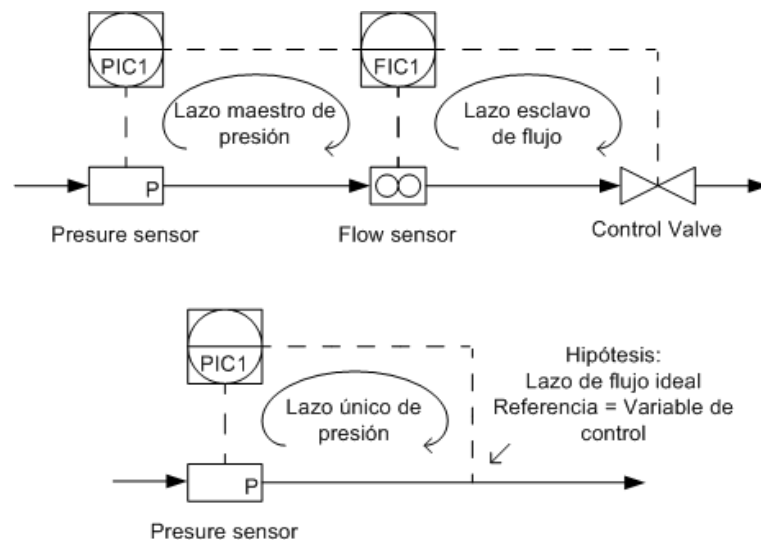


Figura 4.6-1 – Esquema de la simplificación del lazo de control interno

4.6.3. Sistema de control de básico

En el modelo dinámico vienen incluidos algunos de los controles básicos necesarios para garantizar el funcionamiento automático de la planta. Se pretende obtener, en otros términos el modelo de la planta junto con el sistema de control básico tal como aparece en la realidad. El propósito de incluir estos controladores es de poder utilizar un esquema de simulación mixto que comprenda el control adaptativo predictivo (desarrollado en *Simulink*) y el modelo de la planta (desarrollado en *Aspen*).

Los controladores incluidos en el modelo de la planta vienen descritos seguidamente:

Control de los flujos de agua del proceso

El nivel de agua del proceso que se recoge en el *reflux drum* de las dos columnas principales no es una variable crítica. Este nivel se controla simplemente actuando sobre el control del flujo del agua del proceso que sale de los *reflux drum*.

Control del nivel de las secciones de fondo de las columnas principales

Es necesario regular el nivel sólo para evitar el vaciado o el llenado excesivo del *sump*. El control de nivel genera la referencia para el sistema de control de los flujos de residuo, el cual acciona la válvula específica de control.

Control del flujo de vapor a las columnas principales

El control del flujo de vapor recibe como referencia una cantidad proporcional al flujo de crudo entrante en la columna expresado en masa. El controlador acciona la válvula de control del flujo de vapor.

Control del nivel de las secciones de fondo de los *strippers* y flujo de los cortes laterales.

El control de nivel de los *strippers* se controla a través del flujo de producto sustraído de la columna. Los flujos de los cortes laterales están regulados con un controlador específico que actúa sobre la válvula aguas abajo de los *strippers*.

Control del flujo de vapor a los *strippers*

El flujo de vapor a los *strippers* controla en última instancia el punto de ebullición final de los productos laterales. El flujo viene controlado por un controlador específico que actúa sobre su respectiva válvula.

Los controladores pertenecientes a los últimos dos grupos vienen integrados sucesivamente en un esquema cascada con los controladores adaptativo predictivo para obtener las características deseadas en los productos. En la Figura 4.6-2 se reporta el modelo completo de la planta analizada. Se omiten los controladores básicos con el fin de no congestionar el esquema.

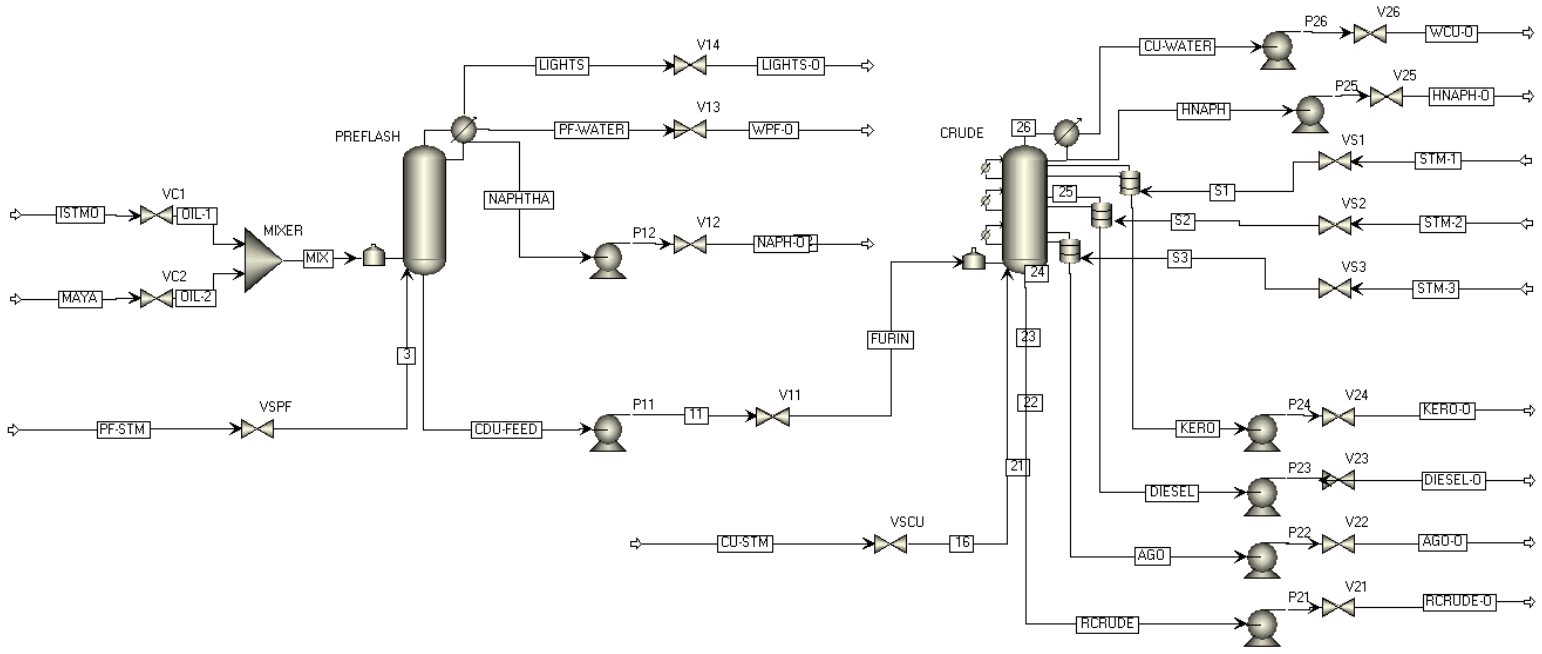


Figura 4-6-2 – Esquema completo del modelo realizado

4.7. Resultados de simulación

Al igual que las fases de modelación, fueron divididas en modelación estática y dinámica, también la recolección de los resultados de simulación está dividida en dos categorías equivalentes. La gestión de los resultados es útil para fines de validación del modelo. Es posible, de hecho, efectuar análisis rápidos de consistencia en el modelo estacionario de la planta. Los datos recogidos en esta fase pueden fácilmente ser confrontados con los puntos de operaciones de la planta real. En el caso que los valores sean muy distantes unos de otros es posible reconsiderar sólo el grupo de parámetros vinculados a la sola modelación estática. En cambio, si los valores obtenidos en la simulación son similares a los reales se puede pasar a comparar el comportamiento dinámico de la planta simulado con el caso real. Para la evaluación del comportamiento dinámico es posible realizar algunas pruebas sobre la planta. Dichas pruebas consisten en el registro del desempeño en el tiempo de las variables del sistema una vez que estas han sido perturbadas por pequeñas variaciones de las variables de control. El fin es comprobar la respuesta dinámica del sistema al menos cercano al punto de operación. Los mismos experimentos se pueden repetir en el sistema simulado y un análisis de correlación de los datos puede ser efectuado para verificar la consistencia del modelo dinámico establecido. Considerado que la dinámica de la planta está vinculada a parámetros geométricos y físico-químicos es probable que la modelación dinámica resulte correcta inmediatamente.

4.7.1. Resultados de la simulación estacionaria

Como introducción, se consideran los resultados inherentes al modelo estático de la planta. Estos resultados se confrontan con los datos de la planta real con el fin de validar el modelo.

Los resultados producidos para la sección de *preflash* y para la sección de *topping* son:

- Calor sustraído del condensador de cabeza;
- Calor cedido del horno;

-
- Perfil de temperatura de la columna;
 - Perfil de presión de la columna;
 - Curva ASTM para el crudo procesado;
 - Evaluación de *gap* y *overlap* entre los productos

Para la sección de *topping* se evalúan también las temperaturas de re-circulación de las corrientes de los *pumparound*. En la Tabla 4-10 se resumen los resultados sobre el calor cedido por los hornos de las dos columnas, el calor extraído de los condensadores y los datos relativos a los *pumparound* de la columna de *topping*. La tabla presenta los datos obtenidos de la simulación y los valores teóricos según ejemplos presentes en literatura (Luyben, Distillation design and control using Aspen simulation, 2006). Los valores, aunque diferentes, no indican un alejamiento sustancial del modelo respecto a un sistema real. Estas diferencias son debidas principalmente al hecho que las plantas reportadas en la literatura no operan en las mismas condiciones de operación y además no se especifica el tipo particular de crudo modelado. En la Figura 4.7-1 y en la Figura 4.7-2 se presentan los perfiles de temperatura y presión de la columna de *preflash*. Mientras que en la Figura 4.7-3 y la Figura 4.7-4 se presentan los mismos perfiles para la columna de *topping*.

La validación del modelo estacionario considera también la comparación de las curvas de volatilidad ASTM de los productos extraídos. En la Figura 4.7-5 se reportan los resultados obtenidos en la simulación. Por el análisis de esta curva se puede definir el *gap/overlap* existente entre dos productos continuos. La evaluación de estos parámetros permite verificar si la planta simulada obtiene la misma calidad de refinación que la planta real cuando se asignan los valores de operación nominal. En la Tabla 4-1 se muestran los valores de *gap/overlap* normalmente obtenidos en el proceso real y aquellos calculados durante la simulación. Los valores obtenidos de la simulación entran en el rango normal esperado de la planta analizada. La evaluación de los resultados de la simulación estacionaria permite concluir que el modelo estático es válido para los fines de control propuestos en esta tesis.

	<i>Simulación</i>	<i>Datos de literatura</i>
<i>Calor condensador de columna de preflash (MMBtu/hr)</i>	77,594	76,9
<i>Calor condensador de columna de topping (MMBtu/hr)</i>	87,201	85,5
<i>Calor horno columna de preflash (MMBtu/hr)</i>	205,357	205
<i>Calor horno columna de topping (MMBtu/hr)</i>	190,121	190
<i>Calor condensador PA-1 (MMBtu/hr)</i>	-40,120	-40
<i>Calor condensador PA-2 (MMBtu/hr)</i>	-15,091	-15
<i>Temperatura de re-circulación Pumpharound-1 (°F)</i>	338,53	340
<i>Temperatura de re-circulación Pumpharound-2 (°F)</i>	392,81	390

Tabla 4-10 - Comparación entre los resultados de simulación y los datos de literatura para la sección de calefacción y condensación de la planta

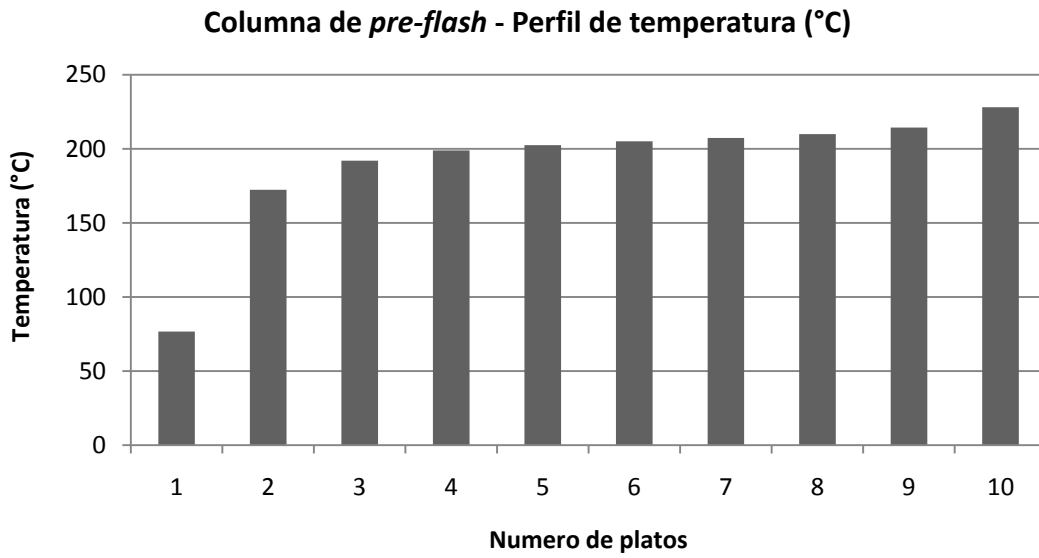


Figura 4.7-1 – Perfil de temperatura de la columna de *pre-flash*

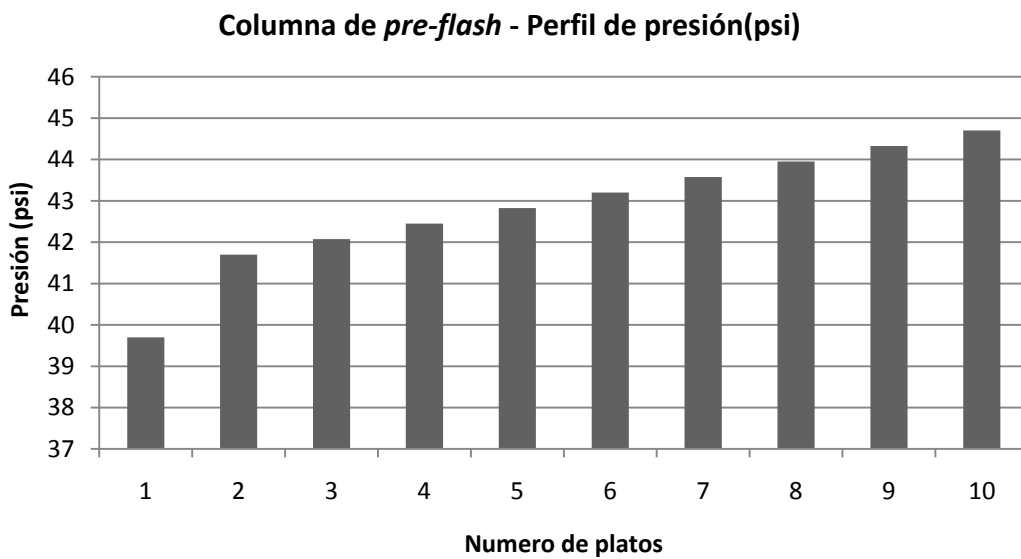


Figura 4.7-2 – Perfil de presión de la columna de *pre-flash*

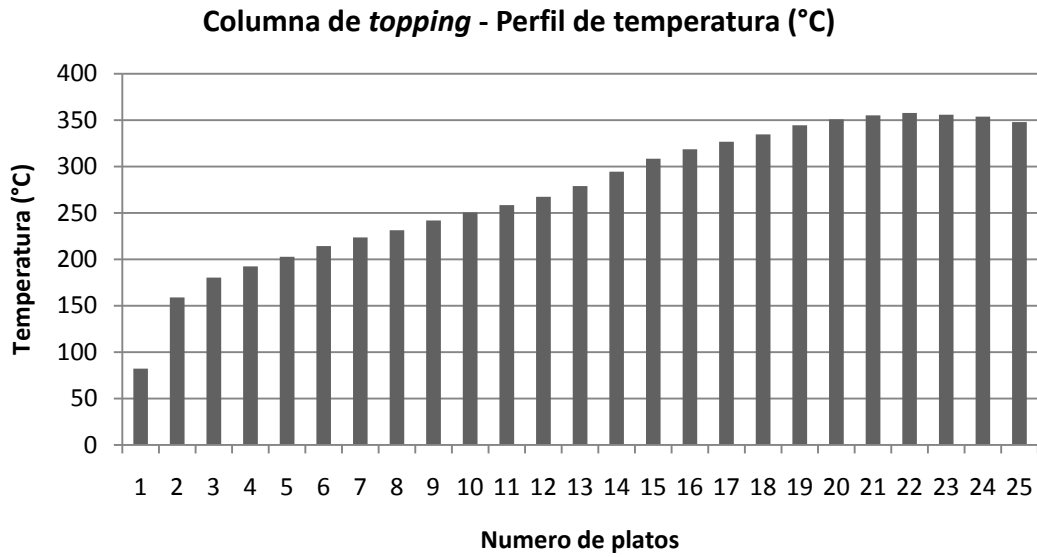


Figura 4.7-3 – Perfil de temperatura de la columna de *topping*

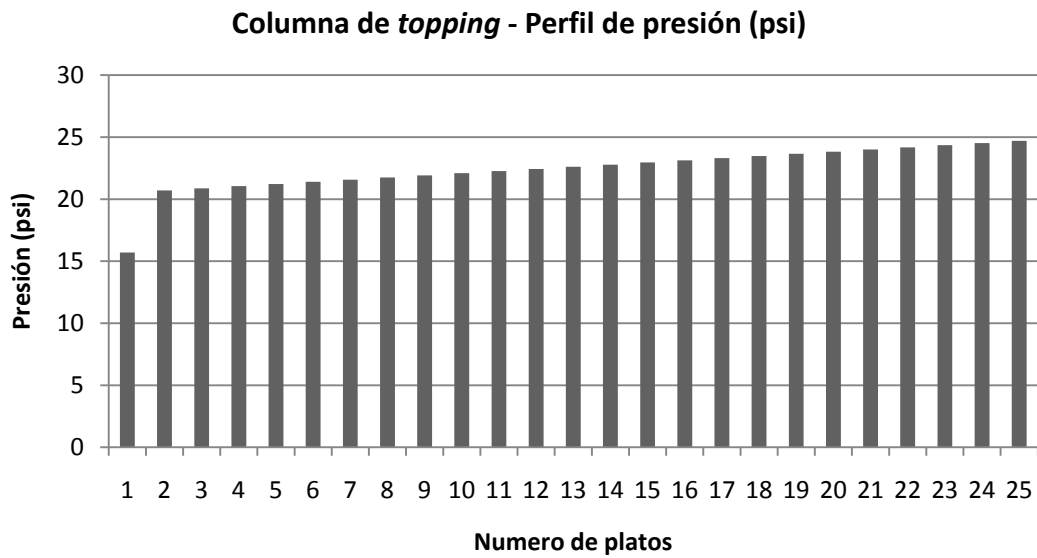


Figura 4.7-4 – Perfil de presión de la columna de *topping*

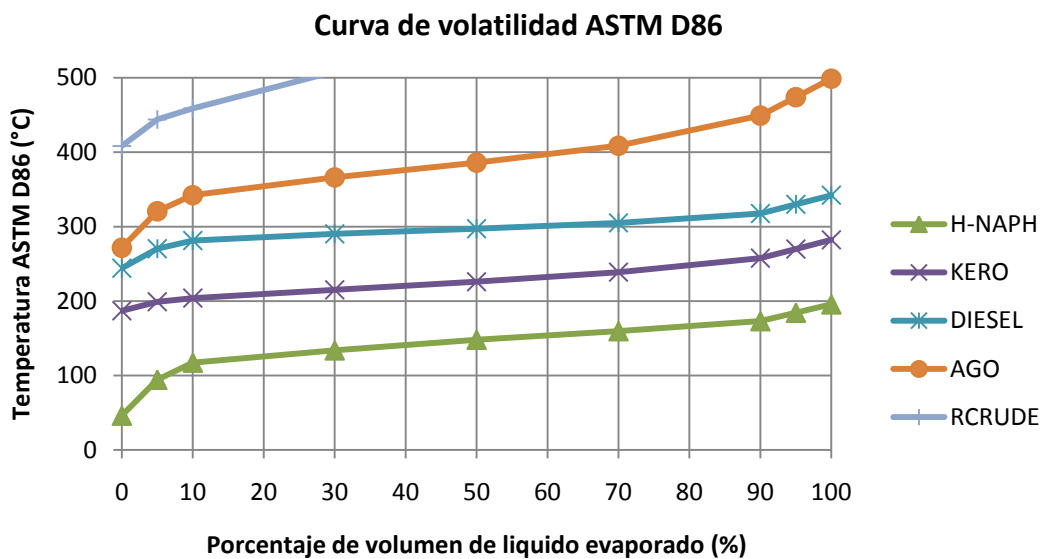


Figura 4.7-5 – Curva de volatilidad ASTM de los productos extraídos

<i>Productos considerados</i>	<i>Intervalo de gap/overlap esperado</i>	<i>Valor simulado</i>
<i>H-NAPH / KERO</i>	De 5 a 15	14,67
<i>KERO / DIESEL</i>	De -5 a 5	0,39
<i>DIESEL / AGO</i>	De -20 a 0	-9,30
<i>AGO / RCRUDE</i>	De -30 a -10	-30,00

Tabla 4-11 - Evaluación de gap/overlap

4.1. Conclusiones

En el capítulo se presentó el trabajo desarrollado sobre la de modelación de la planta objeto de la presente tesis. Primeramente, a partir de la definición de los tipos de crudo empleados en la industria petrolera mexicana, se ha logrado generar un modelo de pseudocomponentes útil para la simulación de la planta. Seguidamente se presentó como desde los datos técnicos de la planta se puede llegar a la definición de un modelo estático tanto para la sección de *preflash* como para la sección atmosférica. Adicionalmente se ha ilustrado como desde el modelo estático es posible llegar a un modelo dinámico de la planta. Finalmente, los resultados obtenidos de la simulación estática y dinámica se han corroborado a través de la comparación con resultados provenientes de la literatura, observando que el modelo obtenido es válido para a los objetivos de análisis y diseño de la estrategia avanzada de control que se plantean en la presente tesis.

5.

Estrategias de control

El objetivo del presente capítulo es mostrar el desarrollo y aplicación de la estrategia de control avanzado que ha sido diseñada para la planta de destilación atmosférica objeto de la tesis. Inicialmente se introducen algunos conceptos fundamentales en el ámbito del control multivariable, como por ejemplo los conceptos relacionados con el control descentralizado. Seguidamente se presentan algunas estructuras de control convencional ampliamente empleadas en el contexto de las plantas de destilación atmosférica. Algunas de estas estructuras se utilizan para simular el desempeño del proceso bajo control convencional y por lo tanto obtener una base de comparación para el caso en el cual se utilice una estrategia de control avanzada. Esta estrategia de control avanzada se describe en la última parte del capítulo. Los detalles de la estructura de control se ilustran tomando en cuenta la teoría del control adaptativo predictivo considerada en el Capítulo 3.

5.1. Introducción

En la industria de proceso y en particular en el área petrolera, la principal justificación de un proyecto de control apegado al respeto al medio ambiente y su impacto social es económica. Los objetivos que normalmente se quieren alcanzar consisten, sólo por citar algunos, en el incremento de la producción, la disminución de los consumos energéticos y de la contaminación, la reducción de los productos fuera de especificación, así como la mejora de la seguridad de la planta. Sin embargo, identificar una relación directa entre cada tipo de beneficio y cómo debería ser diseñado y operado el sistema de control es un objetivo muchas veces poco claro. El obstáculo principal es cuantificar matemáticamente los beneficios en cuestión. Esta etapa de cuantificación es indispensable para poder utilizar las herramientas del área del control. Una de las primeras técnicas que toma en cuenta esta problemática es el control LQG (*Linear Quadratic Gaussian*). Sin embargo en la práctica (Edgar, 2004) se experimenta que no siempre la ponderación de la acción de control se puede relacionar con factores económicos. Una solución alternativa que se ha ido afirmando en las últimas décadas, es la que está constituida por la estructuración jerárquica del sistema de control (Magni & Scattolini, 2006). Los niveles jerárquicos que convencionalmente se distinguen están divididos según los diferentes objetivos que se quieren alcanzar: en los niveles más bajos se busca la simple regulación de los actuadores del proceso, mientras que en los niveles más altos se calculan las referencias en función de consideraciones económicas que interesan a toda la empresa. Una descomposición típica desde el nivel más alto hacia al nivel más bajo se presenta en (Shobrys & White, 2001). Generalmente se identifican cinco niveles jerárquicos:

- **ERP** – *Enterprise Resource Planning*: En este nivel se planifican los objetivos de producción y almacenamiento de toda la planta o del sistema de plantas (redes de refinerías por ejemplo) en relación a factores económicos como el precio de las materias primas y el precio de los productos;
- **RTO** – *Real-Time Optimization*: En esta etapa se generan las directivas para el coordinamiento de las unidades de producción. Los puntos de operación están establecidos en función de parámetros inherentes al costo de operación y a la calidad de los productos que se quiere obtener;

- **APC** – *Advanced Process Control*: Las directivas del RTO se elaboran para generar los valores de referencia para los lazos de regulación de la planta según técnicas de control avanzado que buscan la optimización del proceso a través, por ejemplo, de la definición de la acción de control y de la disminución de la variabilidad del proceso. Las leyes de control utilizadas en este nivel son típicamente de tipo predictivo o adaptativo-predictivo considerados los resultados óptimos conseguidos por tales técnicas en las últimas décadas;
- **ARC** – *Advanced Regulatory Control*: En este nivel se aplican estrategias de control avanzado para la regulación de componentes de la planta, tales como el control en cascada o ante-alimentado;
- **RRC** – *Regular Regulatory Control*: Constituye el nivel más bajo de control donde se busca controlar el proceso regulando las acciones hacia el actuador por medio de lazos de control basados en PID o relevadores.

Desde los objetivos que se toman en cuenta en la estructura jerárquica de control que se acaba de introducir parece muy claro que los conceptos dominantes en la industria química además de la estabilidad del proceso son:

- la minimización de los gastos energéticos;
- el concepto de las “cero-emisiones” y de la maximización de la seguridad, especialmente después de los accidentes de Three-Mile Island (1979), Bhopal (1984) y Chernobyl (1986);
- la búsqueda continúa de la calidad.

Estos estímulos obligan a diseñar el sistema de control de manera que se disminuya esencialmente la variabilidad del proceso. La experiencia adquirida en las últimas décadas demuestra que este objetivo se puede alcanzar por medio de técnicas de control basadas en la teoría del control predictivo desarrolladas a nivel APC, como por ejemplo el control MPC (*Model Predictive Control*).

Con la finalidad de diseñar la estructura del sistema de control de la planta de destilación atmosférica, objeto de esta tesis, en este capítulo, se presentan inicialmente dos filosofías de control que se han afirmado en el ámbito de los procesos multivariables: el control centralizado y el control descentralizado. Se presentan algunos criterios de diseño como las técnicas de aparejamiento (*pairing*) y la selección de mediciones secundarias para el control descentralizado, el cual hoy en día representa el estándar para los niveles de control ARC y RRC.

En la siguiente sección se ilustra una estrategia de control descentralizado basada en controladores PID para el caso de estudio de esta tesis. Esta estrategia está fundamentada en las estructuras de control típicamente empleadas en las plantas de destilación atmosférica. En las últimas dos secciones se propone una estrategia de control avanzado basada en una ley de control adaptativo-predictivo. Esta estrategia se obtiene a través de las técnicas presentadas en la Sección 5.2 junto con los conceptos de control adaptativo-predictivo presentados en el Capítulo 3.

5.2. Control descentralizado

La mayoría de los procesos químicos se pueden esquematizar como sistemas que presentan múltiples entradas y múltiples salida, es decir sistemas MIMO (*Multiple Inputs Multiple Outputs*). En general cada entrada puede, en medida más o menos grande, afectar el comportamiento de todas las variables de salida. Es común referirse a estos sistemas como sistemas “acoplados” para indicar que existe una liga estructural entre algunas variables de entrada y otras de salida. La presencia de este acoplamiento limita la aplicación directa de las herramientas de control desarrolladas para sistemas de una entrada una salida SISO (*Single Input Single Output*).

Con la finalidad de extender las técnicas de control SISO al caso multivariable se han desarrollado dos filosofías complementarias (Bolzern, Scattolini, & Schiavoni, 2004). La primera, representada en Figura 5.2-1, se conoce como estrategia de control centralizado. Esta tiene como objetivo el diseño de una parte del controlador capaz de transformar el

sistema MIMO bajo control en una serie de sistemas SISO desacoplados entre ellos. Esta parte del controlador se conoce exactamente como desacoplador, el cual tiene básicamente la tarea de diagonalizar el sistema de manera que cada entrada tenga efecto sólo sobre una salida. Si esta operación de desacoplamiento es posible poniendo en serie el desacoplador con la planta, el sistema obtenido es un sistema completamente controlable a través de las técnicas de control SISO convencionales como por ejemplo los controladores PID. El controlador resultante es un controlador constituido por la serie de los lazos de control SISO independientes con el desacoplador. En esta estructura todo el vector de error, calculado como la diferencia entre las salidas (variables de proceso) y las referencias, es utilizado para generar todas las acciones de control necesarias para lograr el control deseado. La ventaja del control centralizado se puede resumir en que es posible, en algunos casos, lograr el desacoplamiento perfecto entre las variables del sistema, mientras que las desventajas son:

- una implementación computacional muy elaborada;
- el difícil ajuste y mantenimiento de varias partes del sistema de control;
- la imposibilidad de diseñar el bloque de desacoplamiento en presencia de ceros con parte real positiva y retrasos de tiempo en la planta, los cuales sin embargo son recurrentes en los procesos químicos.

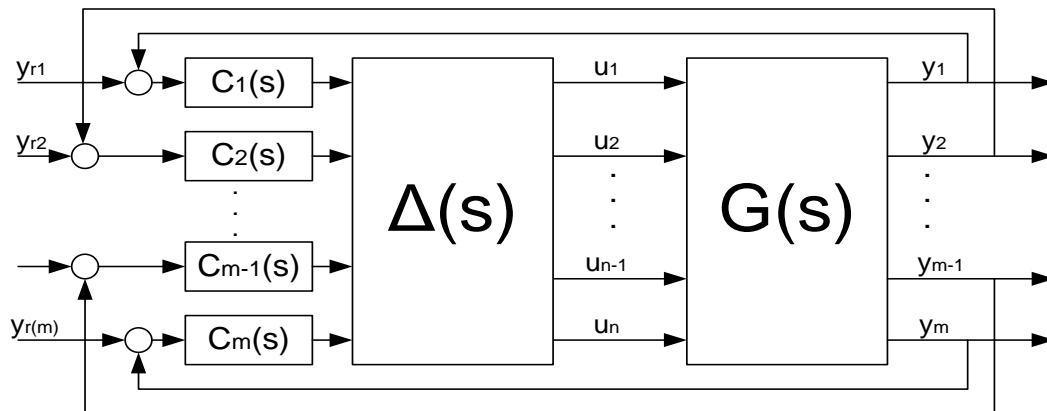


Figura 5.2-1 - Esquema de control centralizado

Estas limitaciones del control centralizado nos conducen a proponer un esquema en donde se decide de no utilizar el bloque de desacoplamiento. Este esquema, ilustrado en la Figura

5.2-2, se conoce como esquema de control descentralizado. En este esquema se consideran las parejas de variables entrada-salida con las cuales se pueda aplicar directamente una ley de control SISO donde se busca que el control desarrollado utilizando estas parejas, sea capaz de limitar los efectos de las interacciones entre las variables de todo el sistema. La calidad del control depende de los aparejamientos escogidos (*pairing*) y también del grado de interacción que existe entre las variables. En general las prestaciones que ofrece un esquema descentralizado son menos buenas que los de un esquema centralizado. Sin embargo el control descentralizado soluciona muchas de las limitaciones del control centralizado presentando las siguientes ventajas:

- sencillez de la estructura de control, hecho que simplifica la implementación del sistema de control y su mantenimiento;
- robustez respecto a fallas en los lazos de control.

Estas razones, en el ámbito industrial, los esquemas de control descentralizado se prefieren a los esquemas centralizados, aunque en algunos casos se pueden presentar esquemas mixtos.

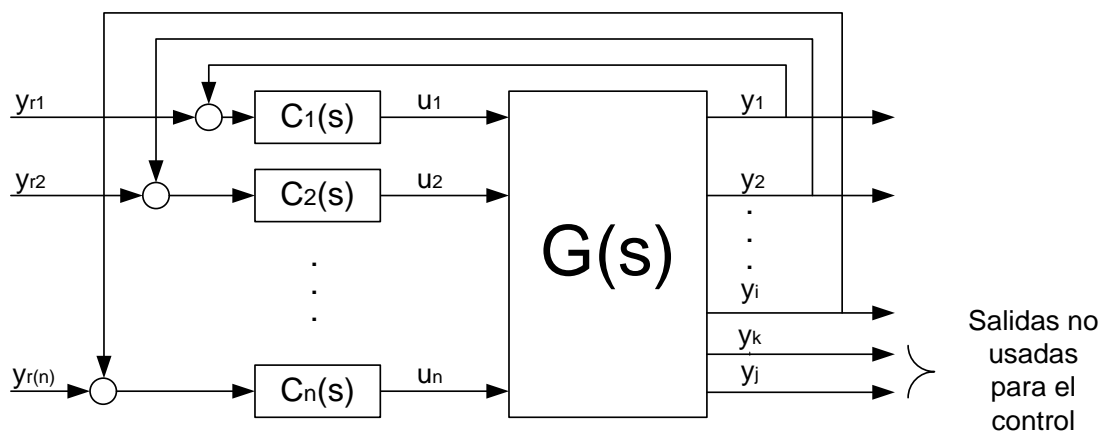


Figura 5.2-2 - Esquema de control descentralizado

En el diseño de un esquema de control descentralizado se necesitan técnicas y criterios para:

- decidir cuáles son las mejores parejas entrada-salida con la finalidad de lograr el mejor control posible;
- diseñar los controladores utilizados en la estrategias;
- tomar en cuenta las perturbaciones medibles.

En las secciones sucesivas se presentan algunas de las técnicas más utilizadas en los ámbitos industrial y académico relacionadas con la definición del control descentralizado.

5.2.1. Técnicas de aparejamiento

El problema del aparejamiento no es un problema trivial. El diseñador del sistema de control busca seleccionar la entrada que presente más interacción con una determinada salida, con la finalidad de cerrar un lazo de control entre estas dos variables. Se desea que este lazo de control no modifique significativamente el comportamiento de las otras variables del sistema de manera de poder seguir el diseño del sistema de control sin tener que tomar en cuenta las alteraciones de la dinámica relacionadas con la introducción de cada controlador. La interacción entre variables es una característica estructural del sistema. No existe una técnica formal para obtener los aparejamientos mayores en forma rigurosa y unívoca para un sistema MIMO en general. En el ámbito industrial, las indicaciones que se suele seguir son dictadas por el sentido común y por el conocimiento del proceso. Tales indicaciones pueden ser a veces corroboradas por técnicas como la de la matriz de ganancias relativas (*Relative Gain Array - RGA*) y el análisis de las direcciones del sistema a través de la descomposición a valores singulares (*Singular Values Decomposition - SVD*) de la matriz de transferencia que modela el sistema. En esta sección se presentan estas técnicas con la finalidad de proporcionar la base teórica necesaria para entender cómo éstas se aplican al caso de estudio. Inicialmente se introducen los conceptos relativos al método RGA, el cual es sólo aplicable a sistemas MIMO con el mismo número de entradas y salidas. Posteriormente se extienden estos conceptos al caso de sistemas no cuadrados. La sección concluye presentando una técnica de aparejamiento basada en la descomposición en valores singulares.

Matriz de ganancias relativas – RGA

Una de las técnicas más sencillas para evaluar el grado de interacción entre variables de un sistema, para luego decidir los apareamientos mejores acorde con un criterio definido, está constituida por el análisis de la matriz de ganancias relativas o RGA. Aunque esta técnica no está fundamentada sobre resultados teóricos rigurosos, muchas veces permite el llegar a conclusiones correctas para la estructuración del un esquema de control descentralizado (Bolzern, Scattolini, & Schiavoni, 2004). El uso de RGA, como se explicará detalladamente en la sección dedicada al desacoplamiento de las perturbaciones, se usa también para una evaluación de la incidencia de los disturbios sobre el sistema, y por lo tanto para el proyecto de eventuales esquemas de cancelación de las perturbaciones. La RGA se introdujo inicialmente como método de medición de la interacción a frecuencia cero en los procesos asintóticamente estables representados por medio de matriz de transferencia cuadrada, es decir, para sistemas con el mismo número de entradas que salidas. En particular, en la definición original de RGA, es necesario que la matriz de las ganancias estáticas asociadas a la matriz de transferencia sea invertible. Se introduce entonces el concepto de ganancia en lazo abierto y ganancia en lazo cerrado para un sistema MIMO cuadrado. El concepto esquematizado en la Figura 5.2-3 considera la hipótesis que el sistema se encuentra en una condición de equilibrio correspondiente a un valor constante de las variables de control y así si se introduce un cambio en escalón de amplitud δu_i sobre una entrada genérica u_i , se verifica que en general cada salida y_j , un vez pasado el transitorio, presentará una variación δy_{jAA} con respecto al valor de equilibrio ya mencionado. Analíticamente resulta que la ganancia en lazo abierto entre una entrada genérica u_i y una salida genérica y_j está definida como:

$$g_{ji} \triangleq G_{ji}(0) = \frac{\delta y_{jAA}}{\delta u_i} \quad (5.2.1)$$

donde el termino $G_{ji}(0)$ representa el elemento ji de la matriz de transferencia que modela el sistema evaluado en $s=0$, o en otros términos, la ganancia estática de la función de transferencia que relaciona la salida j con la entrada i . Ahora se hace la hipótesis que se pueden manipular adecuadamente las entradas del sistema de manera que la única salida

interesada por la variación en la entrada i sea la salida j . La variación δy_{jAC} que se manifiesta en esta salida sirve para definir la ganancia en lazo cerrado entre la entrada genérica u_i y la salida genérica y_j como:

$$h_{ji} \triangleq \frac{\delta y_{jAC}}{\delta u_i} \quad (5.2.2)$$

La ganancia relativa de la pareja (u_i, y_j) se define como:

$$\lambda_{ji} \triangleq \frac{g_{ji}}{h_{ji}} \quad (5.2.3)$$

Y por lo tanto la matriz de las ganancias relativas RGA se representa por:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & \cdots & \lambda_{1m} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ \lambda_{m1} & \cdots & \lambda_{mm} \end{bmatrix} \quad (5.2.4)$$

Se puede demostrar que el cálculo de Λ se puede llevar a cabo sencillamente a través de la fórmula:

$$\Lambda(G(0)) \triangleq G(0) \otimes (G(0)^{-1})^T \quad (5.2.5)$$

Donde el símbolo \otimes representa el producto elemento por elemento, o producto de Schur, y la T representa la operación de transposición de la matriz. En la ecuación 5.2.5 se observa el hecho que la matriz Λ depende de $G(0)$. Una generalización de la RGA consiste en considerar la matriz de transferencia G a una frecuencia $\bar{\omega}$ definida. En este caso la RGA se calcula como:

$$\Lambda(G(j\bar{\omega})) \triangleq G(j\bar{\omega}) \otimes (G(j\bar{\omega})^{-1})^T \quad (5.2.6)$$

La matriz de ganancias relativas Λ presenta algunas propiedades interesantes que se sintetizan en Apéndice B. En síntesis, cada elemento de esta matriz representa la ganancia relativa entre la salida y la entrada correspondiente al renglón y a la columna a las cuales pertenece el elemento considerado.

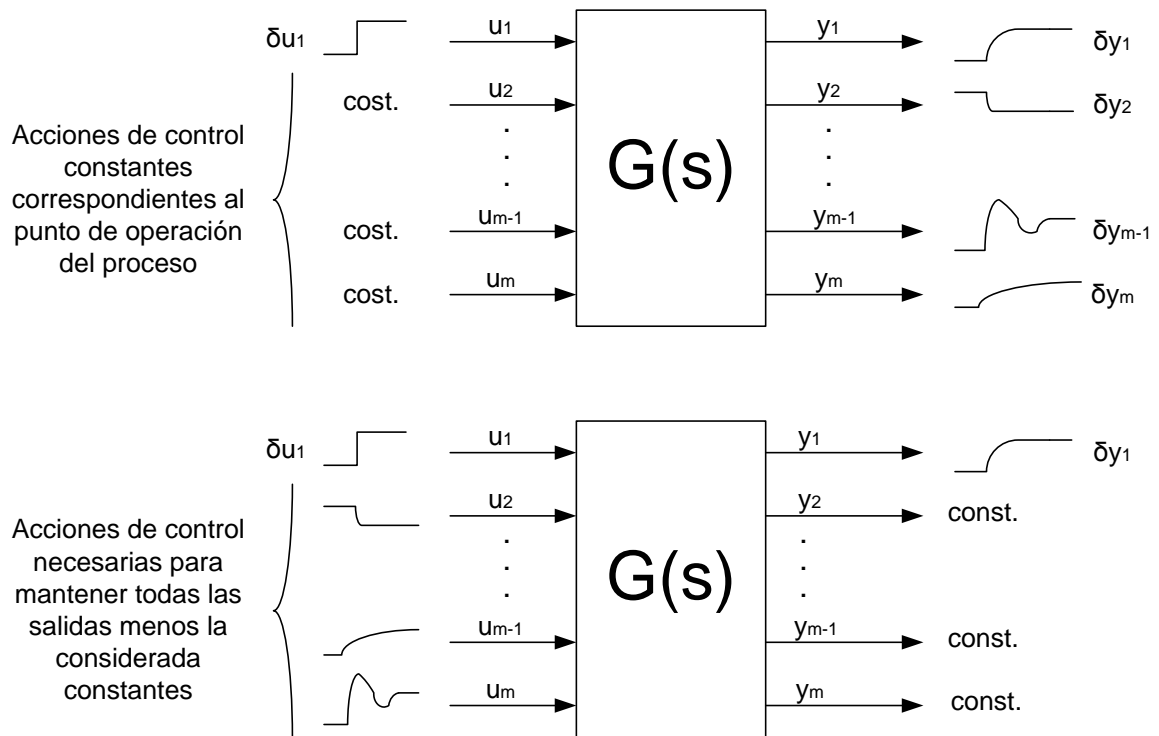


Figura 5.2-3 - Concepto de ganancia en lazo abierto y lazo cerrado

Es muy importante mencionar que los elementos de Λ :

- cercanos a 1 representan una interacción útil para el control generado entre las variables consideradas;
- cercanos a 0 indican la ausencia de interacción entre variables;
- positivo, más grandes que 1, indican la presencia de una fuerte interacción entre las variables;

- negativos indican que el problema de control es particularmente crítico porque cerrar un lazo de control genera un cambio de signo en la ganancia de los lazos que quedan a cerrar.

Por lo tanto un criterio de aparejamiento que se puede seguir es:

- Cerrar lazos de control entre variables a las cuales corresponden elementos de la matriz Λ los más cercanos posible a 1;
- Evitar cerrar lazos de control entre variables correspondientes a elementos negativos de la misma matriz.

Una de las principales ventajas prácticas de la genérica RGA es que ésta genera resultados aceptables cuando se evalúa la matriz de transferencia del sistema a la frecuencia cero. El cálculo es simple e insensible al escalamiento de las variables de entrada y salida. Característica que la vuelve robusta en las aplicaciones reales donde este escalamiento es necesario en el proyecto del sistema de control.

Matriz de las ganancias relativas para sistemas no cuadrados – NRG

En la práctica la genérica RGA resulta una herramienta limitada debido al hecho de que, además de suponer el uso de un modelo lineal del sistema, requiere también que el proceso a controlar presente el mismo número de entradas y salidas. La mayoría de los procesos que se encuentran en la industria química presentan un número de salidas superior al número de entradas. El problema del aparejamiento en estos casos se complica y es necesario volver a definir un criterio para la selección de los aparejamientos. (Chang & Yu, 1990) proponen una extensión de la técnica RGA para los sistemas que presentan más salidas que entradas. La matriz de ganancias relativas para sistemas no cuadrados (*Non-square Relative Gain Array* – NRG) está indicada por el símbolo Λ^\dagger y se calcula acuerde con la siguiente fórmula:

$$\Lambda^\dagger(G(j\bar{\omega})) \triangleq G(j\bar{\omega}) \otimes (G(j\bar{\omega})^\dagger)^T \quad (5.2.7)$$

donde el símbolo \dagger representa la operación de inversión de la matriz G en el sentido de Moore-Penrose. Es importante notar que la (5.2.7) es totalmente idéntica a la (5.2.6) a excepción de la operación de inversión de la matriz G , la cual no estando definida por matrices rectangulares se substituye con la operación de pseudo-inversión. Las propiedades de la NRG se reportan en el Apéndice B. En resumen el resultado de la (5.2.7) es una matriz rectangular con las mismas dimensiones de G , es decir n entradas y m salidas.

El aparejamiento entre variables de entrada y salida se desarrolla en dos etapas:

- Reducción del sistema a uno cuadrado (*square down*);
- Identificación de las parejas.

El *square down* del sistema se efectúa calculando la suma por renglones de la matriz Λ^\dagger . Se obtiene un vector denominando RS (*Row Sum vector*) de dimensión m . Cada elemento de RS corresponde respectivamente acorde con su posición a una salida del sistema. Las salidas mayormente afectadas por variaciones de las entradas, y por lo tanto útiles para el control, son las que son asociadas a los elementos más grandes de RS. Escogiendo las salidas correspondientes a los m elementos más grandes de RS se obtiene un sistema cuadrado con m entradas y m salidas.

Una vez que se ha obtenido el subsistema cuadrado es posible proceder a los aparejamientos o por medio del método RGA o por medio de la misma matriz NRG eliminando los renglones correspondientes a las salidas no útiles para el control. El criterio de selección de las parejas entrada-salida es totalmente idéntico al criterio para RGA. Una desventaja de NRG es que ésta pierde una de las propiedades más interesantes de RGA, es decir la insensibilidad de los resultados respecto al escalamiento de las variables de salida.

Descomposición en valores singulares – SVD

La mayor crítica que se da a los métodos derivados de la RGA es que éstos no están fundamentados en resultados teóricos rigurosos. Una alternativa basada en la interpretación geométrica de la matriz de transferencia está constituida por el análisis de los valores

singulares de esta matriz. En el contexto de los controles automáticos, los valores singulares de la matriz de transferencia se llaman valores singulares del sistema o alternativamente ganancias principales. La razón de esta denominación deriva de la interpretación de la respuesta en frecuencia para los sistemas MIMO. Se recuerda brevemente que para un sistema SISO asintóticamente estable con función de transferencia $G(s)$ al cual se le impone una entrada de la forma $u(t) = U \sin(\bar{\omega}t)$, la salida tiende asintóticamente a $y(t) = Y \sin(\bar{\omega}t + \alpha)$ donde $Y = U|G(j\bar{\omega})|$, $\alpha = \arg(G(j\bar{\omega}))$. En general entonces:

$$|G(j\bar{\omega})| = \frac{|Y(j\bar{\omega})|}{|U(j\bar{\omega})|} \quad (5.2.8)$$

se puede interpretar como la ganancia del sistema a la frecuencia $\bar{\omega}$.

Para un sistema MIMO, la ecuación (5.2.8) puede ser extendida definiendo la ganancia del sistema a una frecuencia $\bar{\omega}$ determinada como:

$$\frac{\|Y(j\bar{\omega})\|_2}{\|U(j\bar{\omega})\|_2} = \frac{\|G(j\bar{\omega})U(j\bar{\omega})\|_2}{\|U(j\bar{\omega})\|_2} \quad (5.2.9)$$

Es decir, la ganancia del sistema depende, además de la frecuencia en la que se evalúa, también de la dirección de la entrada U . Además, es válida la relación que establece que:

$$\underline{\sigma}(G(j\bar{\omega})) \leq \frac{\|G(j\bar{\omega})U(j\bar{\omega})\|_2}{\|U(j\bar{\omega})\|_2} \leq \bar{\sigma}(G(j\bar{\omega})) \quad (5.2.10)$$

donde $\underline{\sigma}$ e $\bar{\sigma}$ representan respectivamente los valores singulares mínimo y máximo de la matriz de transferencia G evaluada a la frecuencia $\bar{\omega}$.

La ecuación (5.2.10) establece que independientemente de la dirección del vector de las entradas, la ganancia del sistema a la frecuencia $\bar{\omega}$ será siempre acotado entre los valores singulares mínimo y máximo de G evaluada a esta frecuencia. Las características

estructurales de $G(j\bar{\omega})$ pueden entonces sugerir algunos comportamientos del sistema relacionados con la naturaleza de las entradas y de las salidas. Por ejemplo el condicionamiento de esta matriz, calculado como la relación entre el valor singular máximo y el valor singular mínimo, es un índice de cuánto el sistema es sensible a la dirección del vector de entrada, y por lo tanto puede ser usado como índice de controlabilidad. Una mayor profundidad en el análisis de la interacción entre variables se puede beneficiar de la descomposición SVD del sistema. La SVD, que es también una de las técnicas más eficaces para calcular los valores singulares del sistema, se puede usar para estudiar como las entradas se reflejan en las salidas a través de la matriz de transferencia G .

La descomposición a los valores singulares garantiza que dada una matriz $G \in \mathbb{R}^{m \times n}$ puedan siempre ser calculadas dos matrices ortonormales $U \in \mathbb{R}^{m \times m}$ y $V \in \mathbb{R}^{n \times n}$ tales que:

$$G = U S V^T \quad (5.2.11)$$

Con S matriz pseudo-diagonal con las mismas dimensiones de G . En la diagonal de S aparecen los valores singulares de G ordenados desde el más grande al más pequeño.

El significado geométrico de la SVD está representado en la Figura 5.2-4. El vector de las entradas u inicialmente es rotado en un espacio a n dimensiones por la matriz V , llamada también matriz de rotación de entrada (Yu & Luyben). Seguidamente el vector transformado por V está escalado por la matriz S . Es importante notar que sólo algunas componentes del vector se proyectan en el espacio de salida de dimensión m . Finalmente, el vector escalado es rotado por la matriz de rotación de salida U .

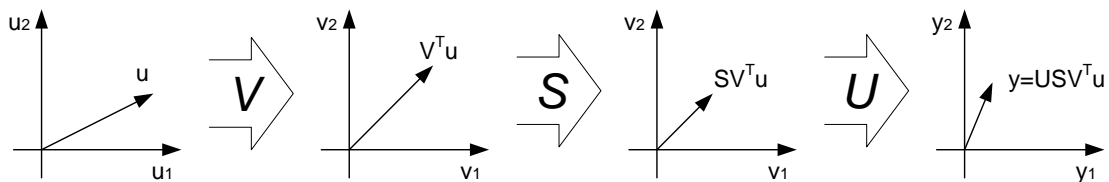


Figura 5.2-4 - Significado geométrico de la SVD

Para realizar el análisis de los aparejamientos se pueden partir las matrices V, S y U de la siguiente forma:

$$\begin{aligned}
 U_{m \times m} &= [U_{mxk}^1 \quad U_{mx(m-k)}^2] \\
 S_{m \times n} &= \begin{bmatrix} S_{kxk}^1 & 0_{kx(n-k)} \\ 0_{(m-k)xk} & 0_{(m-k)x(n-k)} \end{bmatrix} \\
 V_{n \times n} &= [V_{nxk}^1 \quad V_{nx(n-k)}^2]
 \end{aligned} \tag{5.2.12}$$

donde k indica el rango de la matriz G y 0 indica una matriz con las dimensiones indicadas por el subíndice formada enteramente por ceros. Con la partición (5.2.12) se puede redefinir la descomposición SVD de G como:

$$G = U^1 S^1 V^{1T} \tag{5.2.13}$$

Las únicas componentes de U que describen cómo el vector de entrada está mapeado en el espacio de salida son las que están asociadas a los valores singulares diferentes de cero de la matriz S. Es oportuno notar que si G es un sistema con más salidas que entradas ($m > n$), y es de rango completo, k resulta igual a n y la matriz U^1 presenta las mismas dimensiones de la matriz G. Además los renglones de la matriz U^1 están asociados a las salidas del sistema mientras que las columnas a las entradas. Un criterio de *square down* es entonces escoger los renglones que presentan elementos mayores en módulo. Seguidamente se puede efectuar un análisis de aparejamiento a través de la técnica RGA.

Uno de los principales límites de la técnica presentada es que la descomposición SVD, como la misma matriz G, es sensible al escalamiento de las variables de entrada y salida.

En general las técnicas introducidas previamente se usan para escoger cuáles son los aparejamientos más convenientes entre las variables de entrada y de salida del proceso a controlar con la finalidad de obtener un esquema de control descentralizado satisfactorio. Un aspecto que merece ser mencionado a causa de la importancia que ha adquirido en el ámbito industrial es la selección de las mediciones secundarias, la cual se puede llevar a cabo por medio de las técnicas ya citadas y en particular a través de la SVD. El uso de mediciones secundarias es una costumbre común en el ámbito del control de plantas

químicas, en particular en las columnas de destilación. Normalmente en estos procesos el número de salidas es superior al número de entradas. Por lo tanto, es oportuno reducir el sistema a uno cuadrado seleccionando las mediciones que permiten de obtener las mejores prestaciones de control. Una problemática adicional en estos procesos se debe a la presencia de sensores poco confiables, como por ejemplo los analizadores de composición. Los criterios de selección de las mediciones secundarias se efectúan con el *square down* del sistema utilizando sensores más confiables, como por ejemplo sensores de temperatura. En (Luyben, Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns, 2005) se presenta, por ejemplo, una panorámica de técnicas variadas de selección de las temperaturas a controlar en una columna de destilación, con el fin de obtener un buen control de la composición de los productos. El uso de la técnica basada en SVD se puede considerar para la selección de mediciones secundarias sin particulares modificaciones. Se considera la matriz de transferencia del sistema compuesta de los renglones que modelan el comportamiento de los sensores principales, por ejemplo los analizadores de composición, y también los renglones que modelan los sensores secundarios que se quieren utilizar para el remplazo, por ejemplo los sensores de temperatura. Se efectúa la misma descomposición SVD que se lleva a cabo para el análisis de los aparejamientos del sistema y se evalúan las componentes de U^1 columna por columna. Posteriormente se evalúa la relación entre los elementos asociados a los sensores principales y los elementos asociados a los sensores secundarios. Si hay una relación entre las mediciones debe de reflejarse en estos elementos. Se escoge el sensor para mediciones secundarias más sensible a las variaciones de alguna entrada.

5.2.2. Aislamiento de las perturbaciones

En los sistemas de control que tienen como objetivo la regulación, la cancelación de las perturbaciones es un tema importante. Sin perturbaciones el proceso puede idealmente seguir en su estado de equilibrio deseado sin necesidad que se suministren acciones de control. Sin embargo en la literatura están presentes pocas técnicas útiles para evaluar el impacto que las perturbaciones tienen sobre las salidas de un sistema MIMO. Las

principales técnicas se pueden dividir en técnicas derivadas de la RGA y técnicas basadas en la SVD (Skogestad & Wolff, Controllability measures for disturbance rejection, 1992). Como en la sección precedente seguidamente se presentan estas técnicas para perturbaciones con la finalidad de clarificar como éstas se aplican en el diseño de la estrategia de control propuesta en esta tesis.

Matriz de las ganancias relativas para perturbaciones – RDG

Tomando en cuenta la misma filosofía de la RGA es posible definir una técnica de evaluación de las interacciones que existen entre las perturbaciones y las salidas del sistema. La ganancia relativa para perturbaciones (*Relative Disturbance Gain Array* - RDG) está definida como la relación entre la entrada genérica u necesaria para eliminar una perturbación k en todas las salidas, y la entrada u necesaria para cancelar el mismo disturbio sólo en la salida j . Como la RGA, la RDG se puede calcular a cada frecuencia. La fórmula que permite el cálculo inmediato de toda la matriz RDG es:

$$RDG(G, G_d) = (\tilde{G}G^{-1}G_d) \oslash G_d \quad (5.2.14)$$

donde G representa la matriz de transferencia que modela la relación entrada-salida entre las entrada manipulables y las salidas y G_d representa la matriz de transferencia que modela la relación entrada-salida entre las entradas de perturbaciones y las salidas. El término \tilde{G} indica una matriz diagonal obtenida a partir de los términos que pertenecen a la diagonal de la matriz G , mientras que el símbolo \oslash indica la división elemento por elemento. En la ecuación (5.2.14) se omiten, para simplificar la notación, la dependencia explícita de la frecuencia de todas las matrices citadas.

Las columnas de RDG están asociadas a las entradas de perturbaciones, mientras que los renglones a las salidas. Para decidir si una perturbación influye significativamente sobre una salida es necesario evaluar el módulo del elemento correspondiente. Un criterio de selección es:

-
- Elementos con módulo mayor a uno indican una interacción fuerte entre las perturbaciones y las salidas, tanto más fuerte, cuanto más grande es el modulo. En este caso hay que considerar un esquema de cancelación de la perturbación;
 - Elementos cercanos a cero indican que la interacción es débil y que el efecto de la perturbación sobre la salida puede ser ignorada.

Descomposición en valores singulares para perturbaciones

Desde el enfoque de la modelación, las perturbaciones que actúan sobre el sistema pueden ser evaluadas exactamente como las entradas. Por lo tanto es posible considerar una matriz de transferencia entre las perturbaciones y las salidas. El significado geométrico que se da a esta matriz es definitivamente igual al significado que se da a la matriz de transferencia G en la evaluación de los aparejamientos anteriormente expuesta. Por lo tanto se puede utilizar la descomposición SVD para estudiar como la G_d conecta las perturbaciones con las salidas. En este caso el objetivo no es definir un aparejamiento sino aislar las perturbaciones que pueden afectar una determinada salida. Se considera nuevamente una matriz U^1 obtenida de la descomposición de G_d . En este caso es necesario identificar renglón por renglón, es decir salida por salida, los elementos que presentan un módulo mayor respecto a otros. Las columnas a las cuales pertenecen estos elementos nos indican las perturbaciones que hay que considerar para un esquema de cancelación o desacoplamiento. Es importante mencionar que con esta técnica se observa que:

- El método tiene sentido sólo sobre sistemas cuadrados o reducido a uno cuadrado, debido al hecho que es necesario eliminar el efecto de las perturbaciones sólo sobre las salidas controlables;
- El módulo de los elementos que aparecen en la matriz U^1 puede variar en función del escalamiento de las variables de entrada salida, y por lo tanto se puede verificar que con un mal escalamiento se generen resultado equivocados.

5.3. Estrategia de control convencional

Para la planta objeto de esta tesis, un esquema de control convencional busca en primer lugar la estabilidad del proceso bajo control. El segundo objetivo que se quiere alcanzar es que las acciones de control puedan ser coordinadas de manera que el sistema pueda quedarse en el punto de operación establecido para garantizar la calidad de los productos destilados. No se toman en cuenta factores tales como el ahorro energético y la disminución de la variabilidad del proceso. Normalmente se prefiere poner énfasis sobre conceptos como la simplicidad del mantenimiento del sistema de control y la robustez respecto a las fallas del mismo. Los objetivos de tipo económico se tratan de alcanzar modificando manualmente los valores de referencia de los controladores principales.

Junto con el sistema de control básico ilustrado en el capítulo precedente, completan el esquema de control convencional los siguientes controladores:

Control de temperatura de los hornos de pre-calentamiento del crudo

Tales controladores tienen como objetivo regular la temperatura de entrada del crudo a las columnas. La salida del controlador constituye la consigna para un sistema de control que maneja la combustión de gas utilizado para el calentamiento en un arreglo de control cascada. Los controladores tienen que responder adecuadamente tanto a variaciones de la composición de la carga como a variaciones del flujo de la misma.

Control de presión de la sección superior de las columnas principales

Los controladores tienen la tarea de mantener la presión de la columna lo más estable posible para garantizar que el producto destilado se obtenga conforme a las especificaciones. Tales controladores están calibrados para responder rápidamente a las perturbaciones introducidas por cambios en la carga.

Control de presión de los *strippers*

Los controladores de presión de los *strippers* manipulan el flujo extraído desde la columna de *topping*. De forma similar a los controladores de presión de las secciones superiores de las columnas principales, tales controladores tiene que mantener la presión regulada alrededor de la referencia para que los productos mantengan sus especificaciones.

Control de las temperaturas ASTM 95% de los productos destilados

Este control se implementa controlando el perfil de temperatura de las columnas y de los *strippers* o alternativamente utilizando algunos analizadores de composición. Las temperaturas ASTM 95% se estiman entonces a partir de mediciones secundarias. Estos controladores están calibrados para ser más lentos que los controladores de temperatura de los hornos y de las presiones con el fin de no generar efectos de resonancia.

Control de las temperaturas ASTM 5% de los productos destilados

Este control está basado sobre las mediciones de los analizadores y viene empleado sólo cuando se requieren especificaciones estrictas sobre un único producto. De hecho, como se describe en el Capítulo 2, es imposible controlar la temperatura ASTM 5% (ASTM 95%) de un producto sin afectar la temperatura ASTM 95% (ASTM 5%) del destilado adyacente. El criterio de sintonización utilizado para los controladores de temperatura ASTM 95% se usa también para estos controladores de temperatura ASTM 5%.

En la Figura 5.3-1 y en la Figura 5.3-2 se muestran respectivamente los esquemas de la planta de *preflash* y *topping* evidenciando los controladores de la estrategia de control convencional que se acaba de describir. En la Los controladores **indicados con * pueden ser activados para mejorar la calidad del kerosene en perjuicio de la calidad diesel**

Tabla 5-1 se resumen los nombres y las funciones de los controladores que aparecen en las dos figuras.

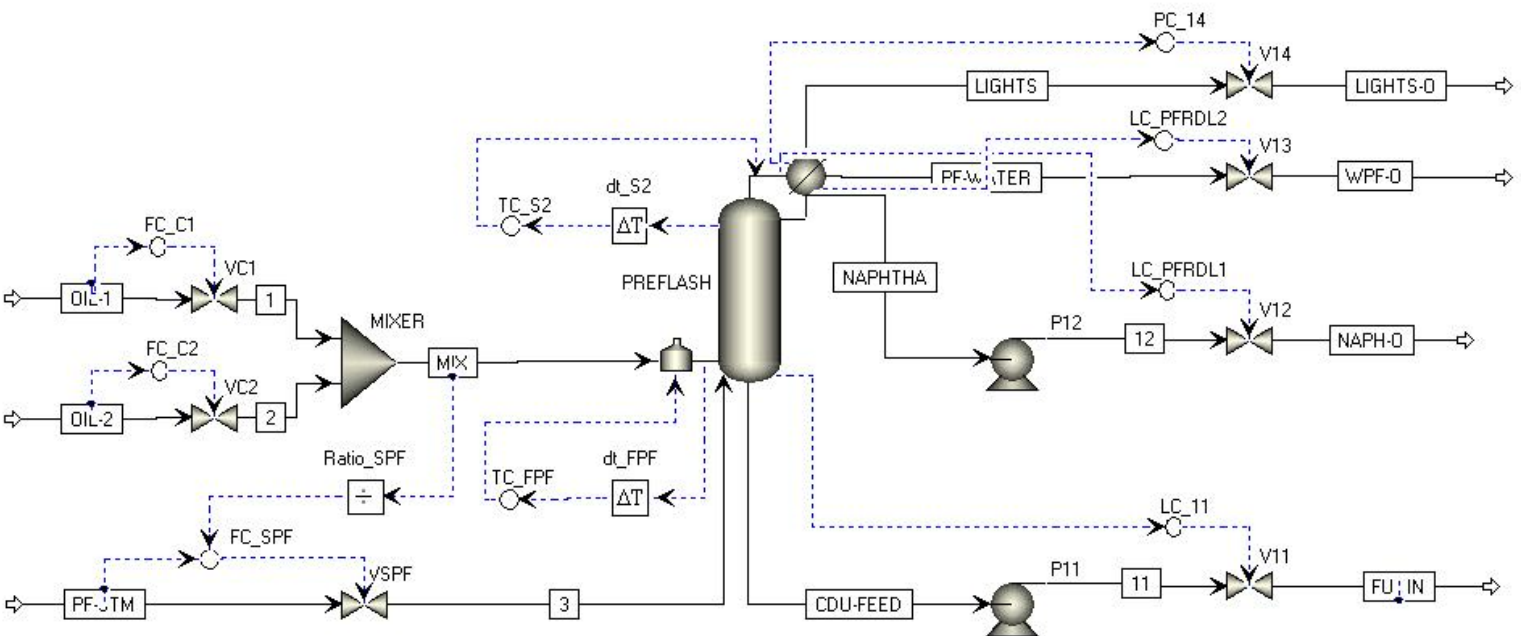


Figura 5.3-1 - Esquema de la planta de *preflash* bajo control convencional

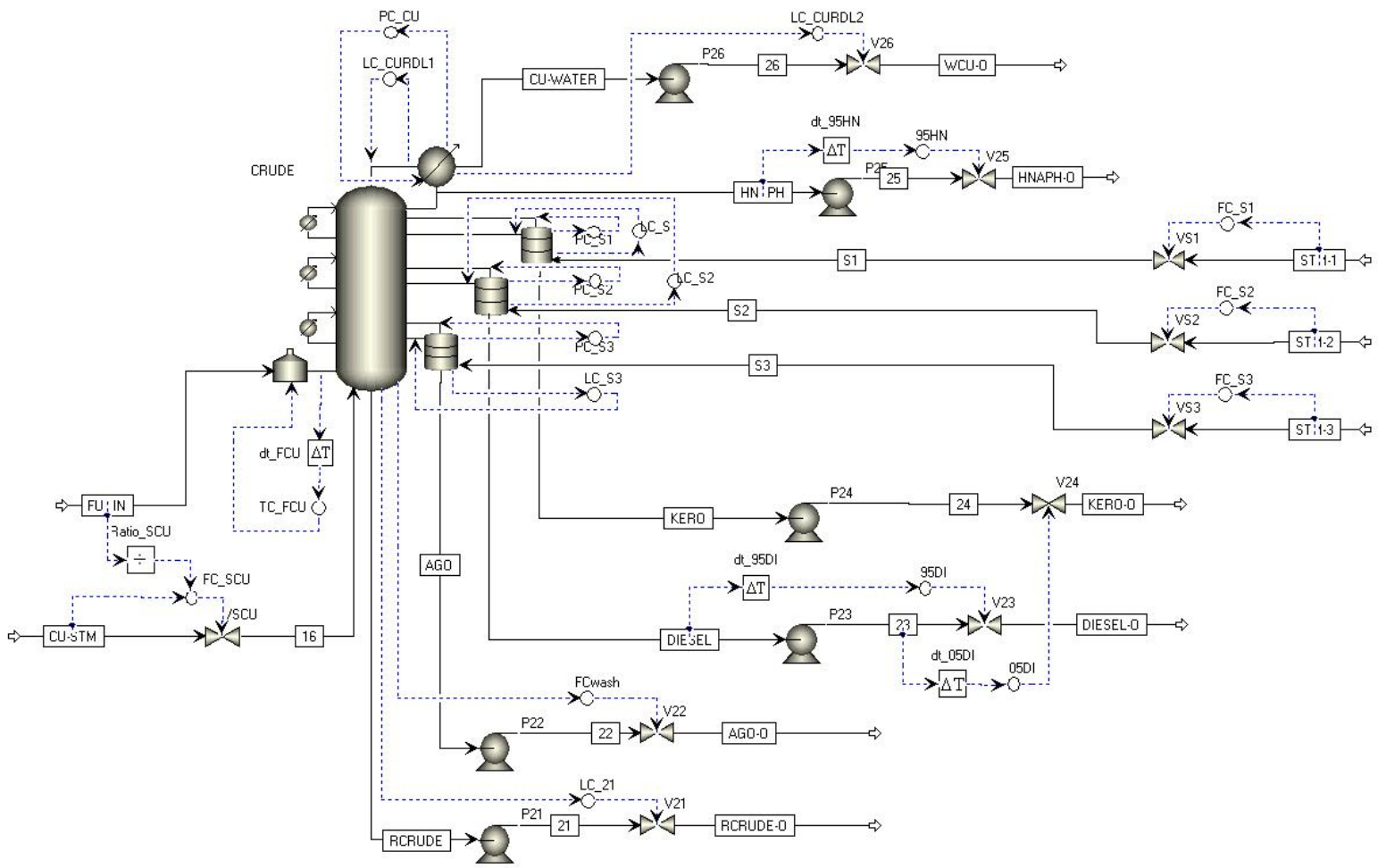


Figura 5.3-2 - Esquema de la planta de topping bajo control convencional

<i>Nombre controlador</i>	<i>Variable de proceso (PV)</i>	<i>Manipulación (OP)</i>
TCF1	Temperatura horno PFU	Calor horno PFU
TCF2	Temperatura horno CDU	Calor horno CDU
FCSPF	Flujo vapor base PFU	Posición válvula VSPF
FCSCU	Flujo vapor base CDU	Posición válvula VSCU
FC_S1	Flujo vapor ST1	Posición válvula VS1
FC_S2	Flujo vapor ST2	Posición válvula VS2
FC_S3	Flujo vapor ST3	Posición válvula VS3
FCwash	Flujo líquido extraído 19 CDU	Posición válvula V22
PC1	Presión sec. superior PFU	Posición válvula V14
PC2	Presión sec. superior CDU	Calor condensador CDU
PCS1	Presión ST1	Flujo de ligeros retroali. ST1
PCS2	Presión ST2	Flujo de ligeros retroali.ST2
PCS3	Presión ST3	Flujo de ligeros retroali.ST3
LC11	Nivel sec. inferior PFU	Posición válvula V11
LC21	Nivel sec. inferior CDU	Posición válvula V21
LCW1	Nivel H2O reflux drum PFU	Posición válvula V13
LCW2	Nivel H2O reflux drum CDU	Posición válvula V26
LC12	Nivel prod. reflux drum PFU	Posición válvula V12
LC22	Nivel prod. reflux drum CDU	Flujo de reflujo CDU
LCS1	Nivel sec. inferior ST1	Flujo de líquido extraído ST1
LCS2	Nivel sec. inferior ST2	Flujo de líquido extraído ST2
LCS3	Nivel sec. inferior ST3	Flujo de líquido extraído ST3
TC_S2	Temperatura plato 2 PFU	Flujo de reflujo PFU
95HN	ASTM 95% Nafta pesada	Posición válvula V25
95KE*	ASTM 95% Kerosene	Posición válvula V24
95DI	ASTM 95% Diesel	Posición válvula V23
05KE*	ASTM 5% Kerosene	Posición válvula V25
05DI	ASTM 5% Diesel	Posición válvula V24

Los controladores indicados con * pueden ser activados para mejorar la calidad del kerosene en perjuicio de la calidad diesel

Tabla 5-1 - Tabla de los controladores utilizados en la estrategia convencional

Todos los controladores utilizados en la estrategia de control convencional son de tipo PID. Normalmente para la sintonización de estos controladores se utiliza el conocimiento de la planta y algunas reglas empíricas como por ejemplo el segundo método de Ziegler y Nichols y el método de Tyreus-Luyben. En apéndice se reportan brevemente tales técnicas de sintonía juntas con las problemáticas relacionadas.

5.4. Estrategia de control avanzada – Sección de Preflash

La planta de destilación atmosférica, como se ha explicado previamente, está constituida por dos subsistemas: la columna de *preflash* y la columna de *topping*. Estos dos sistemas son dependientes el uno del otro, pero es posible distinguir los acoplamientos que existen y tratar la columna de *preflash* y la columna de *topping* por separado. Esta subdivisión permite un análisis más sencillo de los problemas de control de las dos plantas. En esta sección se ilustra la estrategia de control avanzada desarrollada para la columna de *preflash*. Después de un análisis de los acoplamientos entre las variables de entrada y de salida, y la identificación de las perturbaciones mayormente incidentes se define una estructura de control descentralizada basada en una estrategia de control adaptativo predictivo. La sección se concluye presentando un método de diseño de los controladores que se emplea también para la sección atmosférica.

5.4.1. Aparejamiento y selección de las mediciones secundarias

En secciones anteriores se han presentado varias técnicas formales para la evaluación de los aparejamientos entre las variables de un sistema MIMO. Para la columna de *preflash* se decidió utilizar las técnicas NRG y SVD para la definición de la mejor estructura de control descentralizado y al mismo tiempo verificar cuando la arquitectura de control empleada en la estrategia de control convencional sea la idónea.

Considerado que tanto las técnicas utilizadas para el estudio de las interacciones como las que se aplican para el análisis de las perturbaciones se apoyan en la representación del sistema en matrices de transferencia, se procede a identificar tales matrices.

Para el sistema en cuestión, se pueden distinguir seis entradas manipulables y no manipulables. Estas son:

- Calor Q_F del horno de *preflash* (manipulable);
- Caudal de reflujo R (manipulable);
- Posición de la válvula V14 (manipulable);
- Calor Q_C del condensador de *preflash* (no manipulable, medible);
- Flujo CF1 de la primera mezcla de crudo (no manipulable, medible);
- Flujo CF2 de la segunda mezcla de crudo (no manipulable, medible).

Las salidas del sistema se pueden dividir en:

- Temperaturas T_i de los platos de la columna (i indica el número de plato);
- Temperatura TF de la carga a la salida del horno de *preflash*;
- Presión P de la sección superior de la columna de *preflash*;
- Punto de ebullición ASTM superior de Nafta ligera;
- Punto de ebullición ASTM inferior del residuo de *preflash*.

Es importante mencionar que no se consideran confiables para el control, los puntos de ebullición calculados por los analizadores. Con la finalidad de facilitar la operación de identificación, se establecen los rangos admisibles para las variables enumeradas. Tales rangos, resumidos en la Tabla 5-2, resultan también útiles para la operación de escalamiento de las variables. Esta operación es necesaria tanto para el análisis como para la síntesis de los controladores.

<i>Variable</i>	<i>Unidad</i>	<i>Punto de operación</i>	<i>Mínimo</i>	<i>Máximo</i>	
Q_F	GJ/h	216,66	50	350	
R	kg/h	45000	30000	60000	
P_{V14}	%	50	0	100	
QC	GJ/h	81,86	75	85	
$CF1$	m3/h	330	200	400	
$CF2$	m3/h	330	200	400	
T_i	i=2		120	170	
	i=3		140	190	
	i=4-6	°C	Ver perfil de temperatura (Figura 4.7-2)	150	200
	i=7-8			160	210
	i=9-10			170	220
T_F	°C	232	0	400	
P	bar	2,7372	2	3,2	
<i>ASTM 95% LN</i>	°C	160	140	180	
<i>ASTM 5% R-PF</i>	°C	94	50	130	

Tabla 5-2- Rangos admisibles para las variables consideradas en la planta de *preflash*

Así, la matriz de transferencia G^{PFU} que modela la relación entre las entradas y las salidas del sistema y la matriz de transferencia G_d^{PFU} que modela como las perturbaciones afectan las salidas se obtiene de la simulación en *Aspen* de la planta alrededor de su punto de operación. Se modifican las entradas y las perturbaciones de alrededor del 1% del rango de operación definido por estas variables. La matriz G^{PFU} calculada, evaluada a frecuencia cero y con las variables escaladas es:

$$G^{PFU}(0) = \begin{bmatrix} 0,55301 & -0,00200 & -0,00006 \\ 2,30313 & -0,12531 & -0,00264 \\ 0,88683 & -0,18407 & 0,00014 \\ 0,78170 & -0,15482 & 0,00009 \\ 0,72593 & -0,13203 & 0,00006 \\ 0,71000 & -0,11995 & 0,00005 \\ 0,69616 & -0,10994 & 0,00004 \\ 0,65080 & -0,09567 & 0,00003 \\ 0,63768 & -0,08535 & 0,00002 \\ 0,59073 & -0,06601 & 0,00001 \\ 0,48476 & -0,01132 & -0,00005 \end{bmatrix}$$

Se escoge como vector de las entradas $u = [Q_F \quad R \quad P_{V14}]^T$ y como vector de las salidas $y = [T_F \quad P \quad T_2 \quad T_3 \quad T_4 \quad T_5 \quad T_6 \quad T_7 \quad T_8 \quad T_9 \quad T_{10}]^T$.

La NRG para la matriz $G^{PFU}(0)$, junto con el vector RS asociado, es:

$$\Lambda^\dagger = \begin{bmatrix} 0,55097 & -0,01199 & -0,03576 \\ -0,11706 & 0,06234 & 1,05459 \\ -0,24217 & 0,57453 & -0,01205 \\ -0,14982 & 0,36974 & -0,00486 \\ -0,04371 & 0,18639 & 0,00086 \\ 0,02545 & 0,08818 & 0,00329 \\ 0,08068 & 0,01895 & 0,00442 \\ 0,11988 & -0,03380 & 0,00441 \\ 0,17255 & -0,08163 & 0,00419 \\ 0,23097 & -0,12122 & 0,00199 \\ 0,37227 & -0,05150 & -0,02108 \end{bmatrix} \quad RS = \begin{bmatrix} 0,50332 \\ 0,99987 \\ 0,32032 \\ 0,21506 \\ 0,14354 \\ 0,11692 \\ 0,10404 \\ 0,09050 \\ 0,09511 \\ 0,11173 \\ 0,29968 \end{bmatrix}$$

Evaluando el vector RS se releva que los elementos más grandes de esta corresponden a las salidas T_F , P y T_2 . El criterio de *square down* sugiere entonces de considerar un sistema cuadrado que utilice estas salidas para controlar el sistema por medio de un esquema descentralizado. El aparejamiento mejor se elige identificando los elementos más cercanos a uno en la matriz obtenida de la NRG quitando los renglones no asociados a las salidas seleccionadas. Resultan las siguientes parejas entrada-salida:

- Calor del horno (Q_F) – Temperatura de la carga (T_F);

-
- Posición de la válvula V14 (P_{V14}) – Presión de la columna (P);
 - Caudal de reflujo (R) – Temperatura del plato número 2 (T_2).

Para verificar los resultados de la técnica NRG se desarrolla también un análisis SVD de la matriz de transferencia del sistema. La matriz U^1 asociada a $G^{PFU}(0)$ es:

$$U^1 = \begin{bmatrix} -0,17375 & 0,26990 & 0,63261 \\ -0,72728 & 0,53349 & -0,43165 \\ -0,28432 & -0,48032 & -0,09365 \\ -0,25038 & -0,38588 & -0,05888 \\ -0,23215 & -0,29907 & 0,01437 \\ -0,22677 & -0,24613 & 0,07012 \\ -0,22210 & -0,20262 & 0,11685 \\ -0,20741 & -0,15352 & 0,15463 \\ -0,20296 & -0,10806 & 0,20552 \\ -0,18761 & -0,03421 & 0,27453 \\ -0,15260 & 0,18826 & 0,49087 \end{bmatrix}$$

Se observa que las entradas tienen efectos mayores sobre las primeras tres salidas. Sin embargo, no es posible obtener directamente las parejas de control debido a la sensibilidad del método SVD al escalamiento de las variables. Es necesario efectuar la reducción de la matriz de transferencia del sistema a una matriz cuadrada utilizando las indicaciones de la SVD y después aplicar una técnica de aparejamiento como RGA para obtener los pares. Seleccionando las primeras tres salidas y aplicando RGA se obtiene:

$$A = \begin{bmatrix} 1,09617 & -0,02094 & -0,07524 \\ -0,10449 & 0,06467 & 1,03982 \\ 0,00831 & 0,95627 & 0,03542 \end{bmatrix}$$

El criterio de aparejamiento sugiere de utilizar los siguientes pares:

- Calor del horno (Q_F) – Temperatura de la carga (T_F);
 - Posición de la válvula V14 (P_{V14}) – Presión de la columna (P);
 - Flujo de reflujo (R) – Temperatura del plato numero 2 (T_2).
-

RGA confirma que no existen grandes interacciones entre las variables consideradas. Se puede ver que SVD usado conjuntamente con RGA nos proporciona el mismo resultado que NRG. Este resultado concuerda con el sentido común, que sugiere de utilizar el calor del horno para controlar su temperatura y la válvula de descarga de los ligeros para controlar la presión de la columna.

5.4.2. Cancelación de las perturbaciones

Considerado que la estructura de control propuesta utiliza sólo tres de las posibles salidas, para el análisis de incidencia de las perturbaciones sobre el sistema se considera sólo la matriz de transferencia que relaciona las perturbaciones con las mismas salidas definidas para el control. Esta matriz de transferencia, evaluada a frecuencia cero y con variables escaladas es igual a:

$$G_d^{PFU}(0) = \begin{bmatrix} -0,01992 & -0,28415 & -0,28125 \\ -0,87265 & -0,39138 & -0,34637 \\ -0,05037 & -0,35737 & -0,33864 \end{bmatrix}$$

Habiendo escogido como vector de perturbaciones $d = [Q_C \quad CF1 \quad CF2]^T$ y como vector de salidas $y = [T_F \quad P \quad T_2]^T$. La RDG calculada es:

$$RDG = \begin{bmatrix} 0,01038 & 1,06814 & 1,07152 \\ 0,07226 & -0,29439 & -0,36523 \\ -0,84561 & 0,11162 & 0,12164 \end{bmatrix}$$

El criterio de evaluación de la RDG sugiere tomar en cuenta los flujos de crudo que entran en la planta para optimizar el control de temperatura del horno, mientras que es útil tomar en cuenta el calor del condensador de la columna con la finalidad de eliminar perturbaciones en la temperatura del plato 2. Estas indicaciones concuerdan con el sentido común y pueden ser interpretadas bajo el conocimiento del proceso. Es evidente que un

aumento de los flujos de carga genera una disminución de la temperatura del horno sino se aumenta el calor del mismo. De la misma forma el calor del condensador influye sobre la temperatura del producto condensado, el cual a través del reflujo regresa a la columna afectando en primer lugar el plato 2.

5.4.3. Estrategia propuesta

Tomando en cuenta los resultados obtenidos en las secciones precedentes se propone implementar una estrategia de control avanzado basada en dos controladores adaptativos - predictivos. En particular se elige una particular implementación comercial de control adaptativo – predictivo – experto: la tecnología de control ADEX®. El primer controlador tiene como tarea mantener la temperatura del horno constante aun en presencia de variaciones de composición y flujo. La variable manipulada para lograr este objetivo es la cantidad de calor que el horno tiene que suministrar a la carga. La salida de este controlador es la referencia para el sistema de control de los quemadores de gas del horno. El segundo controlador tiene que asegurar que la temperatura del plato 2 no se vea afectada por las perturbaciones con el fin de mantener el perfil de temperatura de la columna controlado.

El diseño de los controladores ADEX requiere de la definición de los parámetros del:

- Bloque experto, para definir los dominios de operación;
- Bloque de proceso, en el cual se especifican parámetros como el periodo de muestreo y el período de control;
- Bloque de control, en el cual se definen los parámetros de operación como el máximo incremento de la variable de control y la eventual definición de filtros sobre la variable de proceso;
- Bloque conductor, el cual genera la trayectoria deseada;
- Mecanismo de adaptación.

Bloque experto

En esta sección del controlador se especifican los dominios de operación del controlador. Se recuerda que por dominio de operación se entiende el rango de la variable de proceso en el cual se define una ley de control en particular. Los datos requeridos para definir completamente esta parte del controlador son relativos al número de controladores que se quiere utilizar y el rango de operación destinado a cada uno de ellos.

Para el controlador de temperatura del horno de *preflash* se escogen tres dominios de operación controlados a través de leyes de control adaptativo predictivo.

Dominio Central – Este dominio considera el caso en el cual la variable de proceso se encuentra cerca de la referencia. La ley de control busca disminuir gradualmente el error limitando fuertes variaciones de la variable de control. El dominio central considera una banda de 6°C alrededor de la referencia de temperatura del horno (232°C).

Dominio Superior e Inferior – Estos dominios toman en cuenta el caso en el cual la variable de proceso esté lejos de forma significativa respecto a su referencia, por ejemplo para cambios abruptos en el flujo de carga. Normalmente con variaciones en escalón de la composición, las cuales se verifican con una magnitud alrededor del 5% de la mezcla nominal, se presentan variaciones tipo impulso con una magnitud de diez grados en la temperatura. En este caso el objetivo del control es regresar la variable de proceso al dominio central lo más rápido posible sin generar perturbaciones en las otras variables de proceso.

Para el controlador de temperatura del segundo plato de la columna se escoge una estrategia parecida. En este caso se observa experimentalmente que el reflujo afecta los transitorios de presión. Este acoplamiento dinámico puede generar oscilaciones tanto en la variable de proceso (temperatura del segundo plato de la columna) como en la presión. Con la finalidad de limitar estas oscilaciones se penaliza la acción de control cuando se producen perturbaciones de presión. Una vez que estas perturbaciones desaparecen, el controlador entra en un dominio donde se quiere ajustar la variable de proceso con más fuerza. El dominio central se define como una banda de 4°C alrededor del *set-point* de 173°C, mientras que para los dominios superior e inferior se consideran bandas de 10°C.

Bloque de proceso

En esta sección de los controladores ADEX, se especifican el período de muestreo T_s y el periodo de control T_c . Como período de muestreo se entiende el intervalo de tiempo con el cual el controlador adquiere las variables de proceso. Este parámetro no debe de ser confundido con el periodo de control, el cual representa el intervalo de tiempo con el cual el controlador modifica su manipulación. La introducción de esta diferenciación es común en muchos controladores digitales, y se debe al hecho que en las computadoras modernas es posible efectuar algunas operaciones de tratamiento de señales si el proceso lo requiere. El período de muestreo está limitado por la capacidad del sistema informático para la actualización de los datos de la planta.

Un criterio de selección del período de control común a todos los controladores digitales se lleva a cabo mediante la evaluación de la rapidez de respuesta del proceso (en esta contexto se entiende la dinámica entrada-salida considerada por el controlador) después de un cambio escalón de la manipulación. Se puede adoptar un período de control T_c entre $1/10$ y $1/40$ del tiempo de estabilización de la variable de proceso.

Para los dos controladores que se consideran para la planta de *preflash* se escogen períodos de control de 3 minutos, considerando que en lazo abierto se presentan tiempos de estabilización a variaciones escalón entre 45 y 120 minutos. Adicionalmente se define un período de muestreo igual al periodo de control considerando que se están desarrollando pruebas de simulación y que no se requiere filtrar las señales simuladas.

Bloque de control

Pertenece a esta sección del controlador ADEX, todos los parámetros que se ocupan para tomar en cuenta las características de los sensores y de los actuadores de la planta. Es importante considerar, con la finalidad de garantizar un funcionamiento seguro, los rangos admisibles para las señales adquiridas (rango de operación de los sensores) así como para la variable manipulada (rango de operación de los actuadores). Es también importante especificar cuál puede ser el incremento máximo admisible para la variable manipulada. Todos los parámetros mencionados se escogen de acuerdo a las especificaciones de los

instrumentos de la planta. Para el caso de estudio se tomaron como parámetros de diseño los rangos especificados en la Tabla 5-2.

Bloque conductor

El bloque conductor representa la sección del controlador destinada a la generación de la trayectoria deseada para la variable de proceso. Esta trayectoria corresponde a la respuesta de un sistema de segundo orden críticamente amortiguado con ganancia unitaria, con la finalidad de poder guiar la variable de proceso hacia su referencia de forma rápida y sin oscilaciones. Una vez que sea fija la estructura del modelo de trayectoria, es posible modificar la rapidez de ésta cambiando un sólo parámetro: la *constante de tiempo* TC. Este parámetro se expresa en periodos de control. Adicionalmente, es posible limitar la velocidad de cambio de la variable de proceso deseada operando sobre un parámetro definido como *velocidad de cambio* RC. Este parámetro se expresa como el porcentaje del incremento de la variable de proceso por periodo de control. Un último parámetro relacionado con la generación de la trayectoria de la variable de proceso es el *horizonte de predicción* PH. Como se explica en el Capítulo 3, el horizonte de predicción permite de tomar en cuenta la dinámica del proceso con la finalidad de mantener acotadas tanto la manipulación como la variable bajo control. Desde un enfoque práctico, la reducción del PH obliga al controlador a seguir la trayectoria deseada sin importar la naturaleza del proceso, mientras que un aumento del PH genera una respuesta cada vez más parecida a la respuesta en lazo abierto del sistema. En el caso de ceros con parte real positiva o retrasos es necesario tomar en cuenta un valor adecuado del horizonte de predicción con el fin de obtener un control satisfactorio.

Para los dos controladores considerados en esta sección se utiliza una constante de tiempo TC igual a 1,5 periodos de control, es decir que se desea que el sistema alcance su estado estable después de 20 minutos. Se limita el cambio de temperatura a 1°C una vez que se consideró el consumo energético inherente a variaciones fuertes de la referencia para el sistema de control de los quemadores. El horizonte de predicción se escogió alrededor de 30 minutos.

Mecanismo de adaptación

En esta sección de los controladores ADEX se definen los parámetros relacionados con el mecanismo de adaptación. En particular se especifica el modelo ARX aproximado de la planta por medio de la definición del número de coeficientes útiles para la modelación de la variable de proceso (PV), de la manipulación (OUT) y de las perturbaciones (PE_x). Así mismo, se especifican los valores iniciales de los parámetros de dicho modelo. En la misma sección se declara el nivel de ruido que se espera en las señales adquiridas. Este parámetro sirve para limitar la adaptación cuando las señales se encuentran en una banda aceptable definida de ruido. Otra limitación para el mecanismo de adaptación se puede introducir por medio de un parámetro denominado *velocidad de adaptación*. Mediante este parámetro se pondera la matriz utilizada en el algoritmo de adaptación ilustrado en el Capítulo 3.

Un criterio de selección del número de parámetros es limitarse a las dinámicas principales del proceso, es decir, que es mejor no pretender modelar todos los procesos con un número elevado de parámetros. Esto se explica considerando que el mecanismo de adaptación sufre del ruido presente en las señales, el cual no permite muchas veces la convergencia e identificación correcta de los parámetros. Tal identificación no está requerido por el algoritmo de control considerado que requiere sólo que los parámetros sean tales que permitan que la variable predicha sea igual a la variable real. Para la definición del retraso es útil considerar el mínimo retraso esperado y dejar algunos parámetros que modelan la parte exógena del modelo, libres de eventuales variaciones de dicho retraso. Para lo que concierne la inicialización de los valores del modelo, se recuerda que, el mecanismo de adaptación en ausencia de limitaciones llega a identificar los mejores parámetros en el tiempo más breve posible (Martín Sánchez & Rodellar, Control Adaptativo Predictivo Experto. ADEX. Metodología, Diseño y Aplicación, 2005).

La velocidad de adaptación y el nivel de ruido tienen que ser evaluados inherentemente a la variabilidad de las señales del proceso real. En el caso de estudio considerado se identifica el modelo del proceso por medio de la técnica de los mínimos cuadrados a partir de unas simulaciones en lazo abierto del proceso solicitando el sistema con pruebas a escalón. El algoritmo de adaptación no se limita de ninguna forma.

Esquema de control

El esquema de control representado en la Figura 5.3-1 es el que se propone para el control de la columna de *preflash*. Se quiere utilizar, además del sistema de control de base (que no está representado en la figura), dos controladores ADEX y un controlador PID sintonizado para no interferir con estos. El controlador denominado *TF-PFU-Ctrl*, se emplea en lugar del controlador de la estrategia convencional denominado *TF1*. Este controlador se encarga de la generación de la referencia para el sistema de control del horno de la columna de *preflash*, basándose en la medición de la temperatura de dicho horno y de los flujos de crudo que se alimentan a la planta. El controlador *T2-PFU-Ctrl*, toma el lugar del controlador de la estrategia convencional denominado *TC_S2*. Este controlador genera la referencia para el sistema de control del caudal de reflujo con la finalidad de mantener constante la temperatura del segundo plato de la columna. El controlador *P-PFU-Ctrl* manipula la válvula V14 para mantener la presión controlada como en la estrategia de control convencional. Este controlador se sintoniza para no interferir con los controladores de la nueva estrategia. Se utiliza una configuración PI sintonizado para tener un tiempo de estabilización de 10 minutos en presencia de perturbaciones evitando sobre impulsos y oscilaciones.

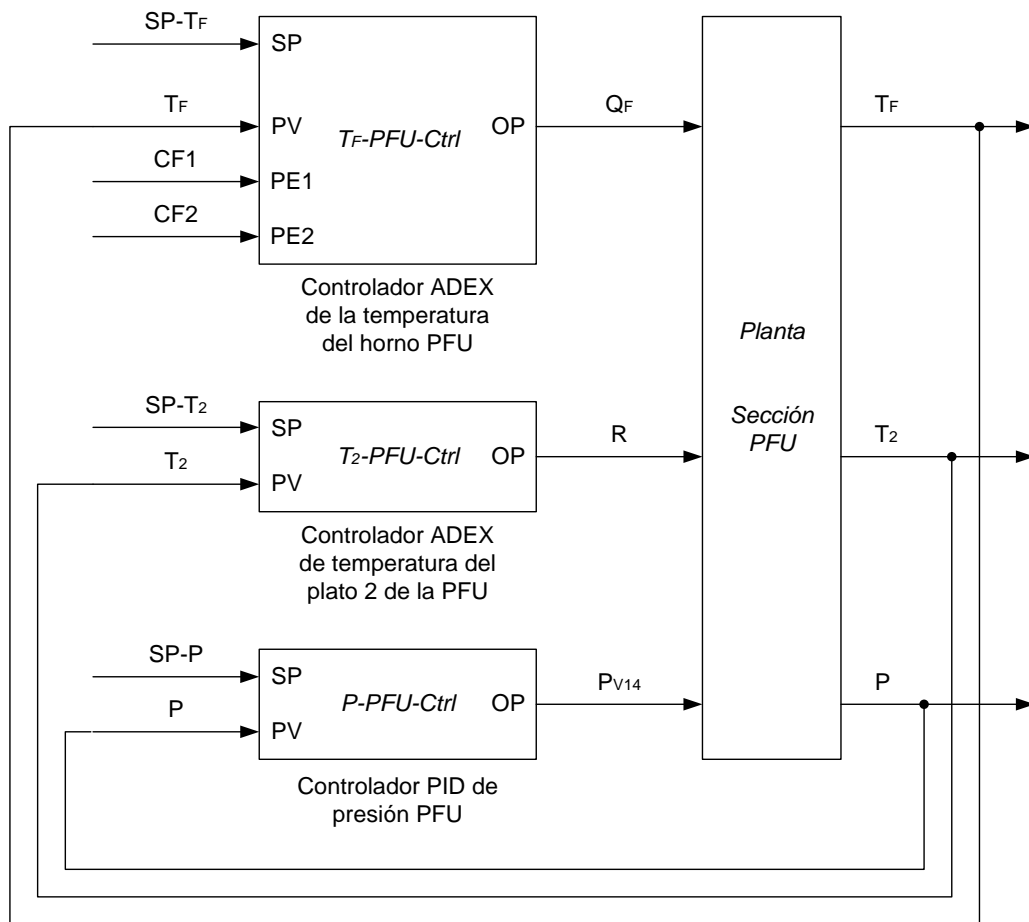


Figura 5.4-1- Esquema de control avanzado propuesto para la sección de *preflash*

5.5. Estrategia de control avanzada – Sección atmosférica

5.5.1. Aparejamiento y selección de mediciones secundarias

Siguiendo el mismo procedimiento utilizado para la columna de *preflash*, primeramente se identifican las variables de entrada y salida de la sección atmosférica para obtener el modelo lineal de la planta alrededor de su punto de operación. Este modelo se utiliza para el análisis preliminar de acoplamiento entre variables. Si se considera la sección atmosférica sin tomar en cuenta las conexiones de los componentes que la integran, se pueden distinguir 16 entradas:

- Calor Q_F del horno de *topping* (manipulable);
- Calor Q_C del condensador *topping* (manipulable);
- Posición de la válvula V23 (manipulable);
- Posición de la válvula V24 (manipulable);
- Posición de la válvula V25 (manipulable);
- Calor Q_{PA1} del *pumparound* 1 (manipulable);
- Calor Q_{PA2} del *pumparound* 2 (manipulable);
- *Overhead* H_i de los tres strippers (manipulable);
- Flujos S_{Si} de vapor alimentados a los strippers (manipulable);
- Flujo de reflujo R (no manipulable, medible);

Las salidas del sistema se pueden dividir en:

- Temperaturas T_i de los platos de la columna (i indica el numero de plato);
- Temperaturas T_{Si} de los platos de los strippers (i indica el numero de plato);
- Temperatura T_F de la carga a la salida del horno de *topping*;
- Presión P_C de la sección superior de la columna de *topping*;
- Presiones P_i de los strippers;
- Puntos de ebullición ASTM de los productos.

Los rangos admisibles para las variables citadas se reportan en la Tabla 5-3. Estos valores se utilizan también para la operación de escalamiento.

Considerado la gran cantidad de información que es necesaria tomar en cuenta para poder aplicar el mismo procedimiento de análisis desarrollado para la columna de *preflash*, se realizó en análisis de la sección atmosférica considerando la columna principal y los strippers por separado. Se puede observar que la estructura de la planta facilita también algunos acoplamientos. Adicionalmente es importante notar que el control de la presión de los strippers se puede efectuar sólo por medio de la manipulación del flujo de la fase gaseosa que se reintroduce en la columna (*overhead*), por lo tanto se decidió excluir las primeras y las segundas variables del conjunto disponible para el análisis de los aparejamientos. De la misma manera se seleccionó manipular el calor introducido en el

horno de la columna atmosférica para el control de su temperatura. Por último, considerando que la columna requiere de la condensación total de los vapores de la sección superior, es necesario controlar la presión por medio de la regulación del calor que se transfiere como se ilustra en el Capítulo 2.

<i>Variable</i>	<i>Unidad de medición</i>	<i>Punto de operación</i>	<i>Mínimo</i>	<i>Máximo</i>
Q_F	GJ/h	194,02	100	300
Q_C	GJ/h	79,38	50	100
P_{V23}	%	50	0	100
P_{V24}	%	50	0	100
P_{V25}	%	50	0	100
Q_{PA1}	GJ/h	42,20	20	60
Q_{PA2}	GJ/h	15,82	5	25
S_{Si}	$i=1$	kg/h	1496	2000
	$i=2$	kg/h	456	800
	$i=3$	kg/h	336	600
R	kg/h	109200	80000	120000
$CF1$	m ³ /h	330	200	400
$CF2$	m ³ /h	330	200	400
T_i	$i=2$		130	190
	$i=3-8$	°C	150	250
	$i=9-14$	Ver perfil de temperatura (Figura 4.7-3)	210	320
	$i=15-25$		280	380
T_{Sij}	$i=1 \forall j$		160	240
	$i=2 \forall j$	°C	240	300
	$i=3 \forall j$		300	360
T_F	°C	362	250	450
P_C	bar	1,0825	0,5	1,5

Tabla 5-3 – Rangos admisibles para las variables de la planta de de destilación atmosférica

Se identifican tres matrices de transferencia que modelan la relación entre las entradas y las salidas para la columna principal, el primer y el segundo stripper. Se varían tanto las entradas como las perturbaciones alrededor del 1% del respectivo rango admisible con la finalidad de identificar los parámetros de tales matrices.

Para la columna principal se consideran como salidas las temperaturas de los platos, la temperatura del horno de calentamiento y la presión de la columna. Se consideran como entradas las cantidades de calor substraídas por los condensadores de la sección superior y de los pumparound. Además se considera como entrada el calor suministrado por el horno de calentamiento. La matriz G^{CDU} resultante, evaluada a frecuencia nula y con variables escaladas, es:

$$G^{CDU}(0) = \begin{bmatrix} 0,219 & 1,810 & 0,039 & 0,088 & 0,086 \\ 4,598 & 9,733 & 1,020 & 1,680 & 1,650 \\ 2,674 & 6,233 & 2,563 & 1,083 & 1,065 \\ 2,670 & 6,317 & 2,702 & 1,098 & 1,078 \\ 2,628 & 6,350 & 2,560 & 1,103 & 1,082 \\ 2,545 & 6,267 & 2,283 & 1,092 & 1,070 \\ 2,353 & 5,933 & 1,887 & 1,038 & 1,013 \\ 2,445 & 5,983 & 1,807 & 0,990 & 1,020 \\ 2,453 & 6,000 & 1,658 & 0,972 & 1,022 \\ 2,487 & 6,000 & 1,512 & 0,980 & 1,025 \\ 2,483 & 6,000 & 1,453 & 0,978 & 1,025 \\ 2,453 & 5,983 & 1,440 & 0,965 & 1,025 \\ 2,399 & 5,933 & 1,443 & 0,945 & 1,020 \\ 2,299 & 5,767 & 1,448 & 0,903 & 1,000 \\ 1,561 & 3,867 & 1,012 & 0,612 & 0,622 \\ 1,563 & 3,889 & 1,040 & 0,613 & 0,610 \\ 1,527 & 3,889 & 1,027 & 0,600 & 0,593 \\ 1,472 & 3,867 & 0,982 & 0,578 & 0,573 \\ 1,475 & 3,811 & 0,953 & 0,579 & 0,575 \\ 1,512 & 3,100 & 0,902 & 0,578 & 0,586 \\ 1,320 & 2,967 & 0,751 & 0,505 & 0,513 \\ 0,954 & 2,733 & 0,508 & 0,368 & 0,371 \\ 0,314 & 2,283 & 0,084 & 0,126 & 0,125 \\ 0,306 & 2,267 & 0,083 & 0,122 & 0,121 \\ 0,302 & 2,258 & 0,081 & 0,122 & 0,120 \\ 0,304 & 2,225 & 0,079 & 0,122 & 0,120 \end{bmatrix}$$

Habiendo escogido como vector de las entradas $u = [Q_C \quad Q_F \quad P_{V25} \quad Q_{PA1} \quad Q_{PA2}]^T$ y vector de las salidas $y = [T_F \quad P \quad T_2 \quad \dots \quad T_{25}]^T$.

Para definir un esquema de control descentralizado es necesario primeramente reconocer cuáles salidas del sistema son más convenientes para el control. Considerando que tanto la temperatura del horno de calentamiento (T_F) como la presión (P) son salidas indispensables para el control, y que resulta lo mismo para las respectivas variables de control (Q_F) y (Q_C), se desarrolla una análisis SVD con la finalidad de reconocer cuáles son las mejores temperaturas para controlar el perfil de temperatura de la columna a través de la manipulación del calor substraído por los dos *pumparound*. El análisis SVD para este tipo de *square down* del sistema se desarrolló utilizando sólo los renglones asociados a las temperaturas y las columnas asociadas a los *pumparound*. Para simplificar la visualización de los resultados, se presenta en la Figura 5.5-1 un histograma que reporta el módulo normalizado de las componentes de los vectores que componen la matriz U^1 asociada al análisis en cuestión.

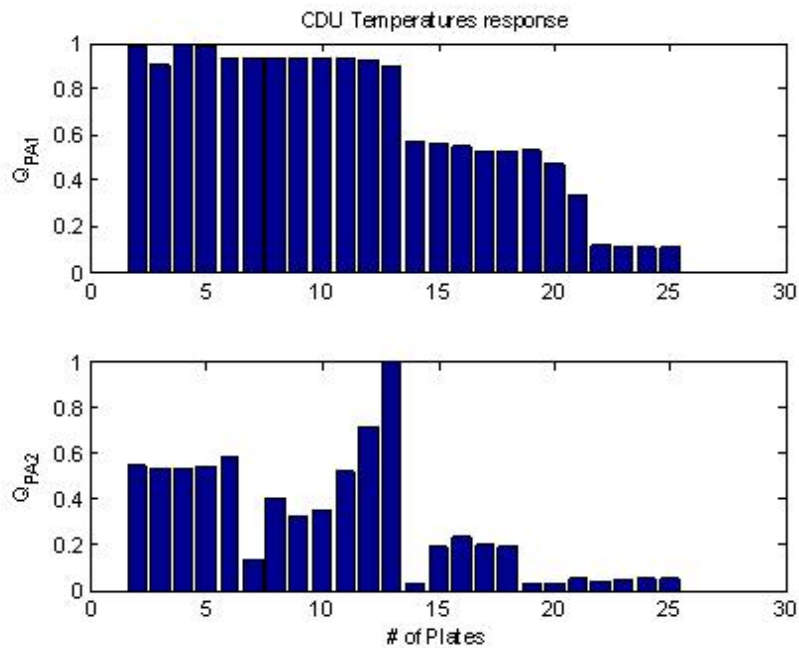


Figura 5.5-1 - Análisis SVD para el square down del modelo de la columna atmosférica

El análisis SVD indica que para el control a través del primer *pumparound* hay que considerar la temperatura del plato 4 como variable de proceso, aunque se pueden utilizar las temperaturas de los platos 2 y 5 con resultados similares. Para el segundo *pumparound* resulta que la mejor temperatura para el control es la del plato 13. Tales resultados son coherentes con la estructura de la planta. Se puede notar que el primer *pumparound* tiene que tener una mayor correlación con la temperatura de los platos cercanos a sus puntos de extracción/inmisión (platos 6 y 8). Lo mismo vale para el segundo *pumparound* que se encuentra conectado a la columna en los platos 13 y 14.

La estrategia de control avanzado busca sustituir la medición del analizador ASTM de los cortes de nafta pesada con una medición de temperatura. Para hacer esto se determinó cuál es la temperatura más sensible a las variaciones de la apertura de la válvula V25, la cual es la variable designada para el control del punto de ebullición final de la nafta pesada. Así se descompone a través de SVD un vector formado por las ganancias estáticas que modelan la relación entrada-salida entre la posición de la válvula V25 y las temperaturas de la columna principal. Los valores del vector U^1 resultante se presentan en la Figura 5.5-2. Ahí se observa que el punto de ebullición final de la nafta pesada esta correlacionado a la temperatura del plato 3. Este resultado es congruente con aquel que sugiere el conocimiento de la planta. El plato 3, de hecho, es uno de los primeros que entra en contacto con el fluido frio que se retroalimenta al proceso por medio del reflujo del drum de nafta, por lo tanto es normal que se reconozca una liga entre esta temperatura y las características de este producto.

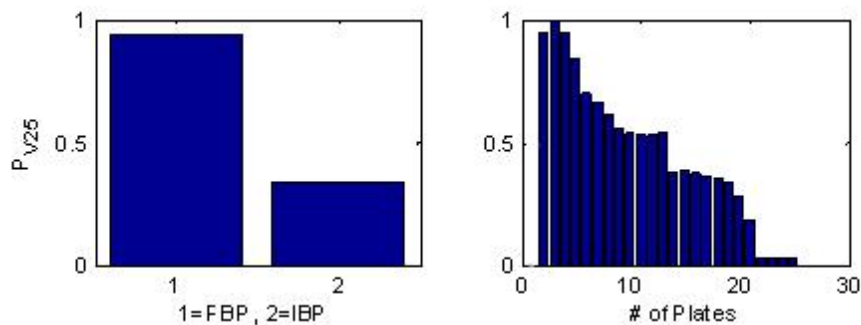


Figura 5.5-2 - Análisis SVD para la definición de las mediciones secundarias relacionadas con el punto de ebullición final del corte de nafta pesada

Con la finalidad de validar los resultados obtenidos por la SVD, se desarrolla un análisis NRG sobre la matriz $G^{CDU}(0)$. Considerando la dificultad de lectura de los datos que se puede generar con matrices de grandes dimensiones, es posible aplicar el algoritmo NRG a la matriz Λ^\dagger obtenida, llegando a la matriz NRG “iterativa” (llamada también INRG – *Iterative NRG*) evaluada a una iteración. Siguiendo el procedimiento sobre la matriz resultante, es decir, iterando la aplicación de la fórmula NRG, se demuestra que con un número suficiente de iteraciones se llega a una matriz que presenta elementos unitarios en correspondencia con los acoplamientos mejores para el control, y ceros en los otros elementos. La INRG para este caso es:

$$\Lambda_I^\dagger = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Con este análisis resulta que, considerando en las columnas $u = [Q_C \quad Q_F \quad P_{V25} \quad Q_{PA1} \quad Q_{PA2}]^T$ y en los renglones $y = [T_F \quad P \quad T_2 \quad \dots \quad T_{25}]^T$, se tiene:

- El calor introducido en el horno de calentamiento (QF) está mayormente acoplado con la temperatura del plato 22 (T22);
- El calor sustraído por el condensador de la sección superior (QC) esta acoplado con la presión de la columna (P);
- Una variación del calor sustraído por el primer *pumparound* (QPA1) afecta mayormente la temperatura del plato 6 (T6);
- Una variación del calor sustraído por el segundo *pumparound* (QPA2) afecta mayormente la temperatura del plato 13 (T13);
- Finalmente, un cambio de la posición de la válvula V25 (P_{V25}) impacta sobre la temperatura del plato 3 de la columna (T3).

Aunque parece que hay algunas diferencias entre los resultados de la SVD y los resultados de la INRG, el plato 22 corresponde al punto de inmisión de la carga en la columna, por lo tanto la temperatura que se mide en esta posición puede ser razonablemente sustituida con la temperatura del horno de calentamiento para controlar la temperatura de la carga. Por lo que se refiere al control del perfil de la columna, los dos análisis indican resultados cercanos y coherentes con la colocación de los *pumparound*. Para el control se escoge acoplar:

- Calor introducido en el horno de calentamiento (QF) – Temperatura del horno de calentamiento (TF);
- Calor substraído por el condensador de la sección superior (QC) – Presión de la columna (P);
- Calor substraído por el primer *pumparound* (QPA1) – Temperatura del plato 6 de la columna (T6);
- Calor substraído por el segundo *pumparound* (QPA2) – Temperatura del plato 13 de la columna (T13).
- Posición de la válvula V25 (P_{V25}) – Temperatura del plato 3 (T3);

Con el stripper de keroseno se quiere lograr una mejora de la calidad del producto. El control convencional manipula la válvula V24 para lograr este objetivo. Nótese que el flujo de vapor S1, con el cual se alimenta el stripper, puede afectar también la calidad del producto en términos del punto de ebullición. Normalmente este aspecto no se toma en cuenta en las estrategias de control convencional. Otra costumbre es utilizar analizadores para medir el punto de ebullición ASTM inicial y final del producto. Estos instrumentos reportan mediciones que se actualizan con poca frecuencia y por lo tanto limitan fuertemente el desempeño del control. En la estrategia de control avanzado propuesta se desea substituir las mediciones de los analizadores con mediciones de temperatura con la finalidad de mejorar el desempeño del sistema de control. Para identificar la mejor locación de los sensores de temperatura a lo largo de la columna y de los strippers se desarrollan algunos análisis SVD. Primero se relaciona el efecto de las entradas sobre los puntos de ebullición ASTM medidos por medio de los analizadores. Seguidamente se obtienen las temperaturas más sensibles a las mismas variaciones de las variables de entrada. La matriz G^{S1} inherente a la primera prueba, evaluada a la frecuencia nula y con variables escaladas, es:

$$G^{S1}(0) = \begin{bmatrix} 1.7446 & 0.0333 \\ 0.5953 & 0.0399 \end{bmatrix}$$

Para la segunda prueba se obtiene:

$$G^{S1}(0) = \begin{bmatrix} 1.0825 & -0.010 \\ 1.1800 & -0.067 \\ 1.2775 & -0.103 \\ 1.3800 & -0.133 \end{bmatrix}$$

Los resultados de los análisis SVD se presentan en la Figura 5.5-3. Ahí se puede identificar claramente que existe una correlación entre el punto de ebullición final y la temperatura del plato 4 del stripper de keroseno. También está clara la correlación entra el punto de

ebullición inicial y la temperatura del plato 1 del mismo stripper. Para esta parte del sistema se escoge utilizar entonces los siguientes aparejamientos:

- Posición de la válvula V24 (P_{V24}) – Temperatura del plato 4 del stripper de keroseno;
- Flujo de vapor (S1) del stripper de keroseno – Temperatura del plato 1 del mismo stripper.

Para el stripper de diesel se manejan los mismos análisis. Los resultados se reportan en Figura 5.5-4. En este caso se verifica que existe correlación entre la temperatura del plato 3 del stripper y el punto de ebullición final del diesel. Así mismo se nota un acoplamiento entre la temperatura del plato 1 y el punto de ebullición inicial del mismo producto. Se escogen los siguientes aparejamientos para esta parte del sistema:

- Posición de la válvula V23 (P_{V23}) – Temperatura del plato 3 del stripper de diesel;
- Flujo de vapor (S2) del stripper de diesel – Temperatura del plato 1 del mismo stripper.

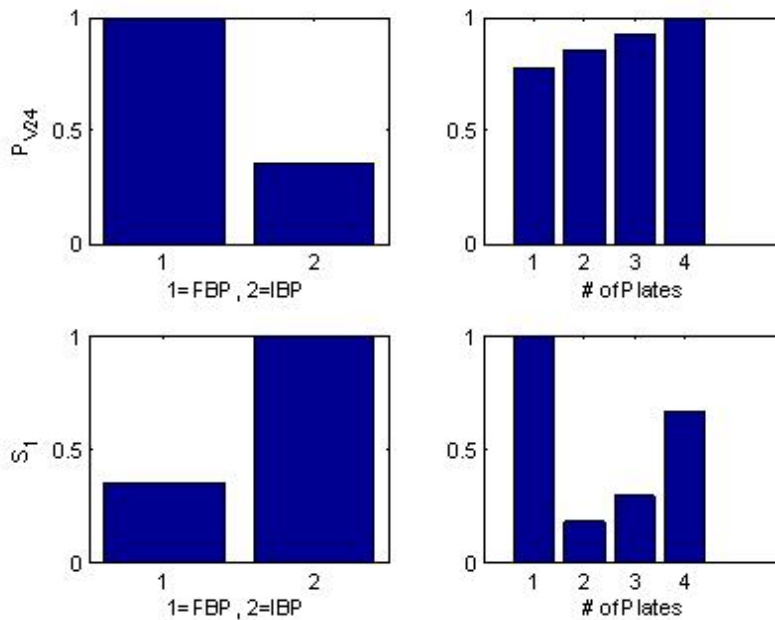


Figura 5.5-3 - Análisis SVD para la definición de las mediciones secundarias y de los aparejamientos para el control del stripper de keroseno

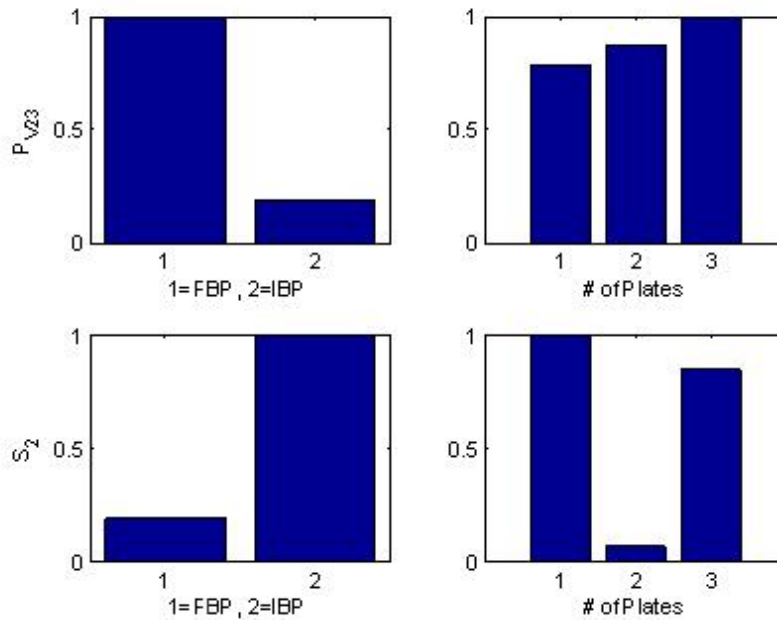


Figura 5.5-4 - Análisis SVD para la definición de las mediciones secundarias y de los aparejamientos para el control del stripper de diesel

5.5.2. Cancelación de las perturbaciones

La cancelación de las perturbaciones es un tema muy investigado en el marco de las columnas de destilación atmosférica de crudo. El objetivo es volver insensibles las características del destilado respecto a variaciones de la carga. Las técnicas de control experimentadas en este contexto se basan en el empleo de estructuras de desacoplamiento y ante alimentación. En (Shinskey, 1984) se presenta un ejemplo conceptual de una estrategia de desacoplamiento basada en controladores PID. Las conclusiones que se obtienen desde este análisis se utilizan como base para la definición de una estrategia de control basada en controladores AP.

Como se explicó en el Capítulo 2, si se define como producto de destilación un hidrocarburo identificado por un punto de ebullición final y un punto de ebullición inicial, dada una carga determinada resulta que ésta estará compuesta por unos determinados porcentajes de productos de acuerdo a los puntos de ebullición especificados. Para volver insensible el sistema respecto a variaciones de la composición de la carga es necesario modificar dinámicamente los flujos de los productos como sugieren las curvas ASTM o TBP. En otros términos, los controladores de flujo tienen que seguir la nueva distribución de productos característica de una particular composición de carga. Experimentalmente se observa que una variación del flujo de un producto ligero, es decir extraído desde la parte final de la columna, afecta las características de los productos más pesados, es decir los que se extraen en las secciones inferiores de la columna. Nótese que no se verifica un acoplamiento en sentido contrario. Esta interacción entre variables se demuestra sencillamente analizando la estructura de la matriz de transferencia del sistema si se toman como entradas las variables de control de los flujos de producto extraído (PV25, PV24, PV23) y las tres temperaturas representativas de los puntos de ebullición finales de los mismos productos (T3, T14, T23). De este análisis resulta que esta matriz presenta estructura triangular:

$$G^*(0) = \begin{bmatrix} 1.3512 & 0.2200 & 0.0637 \\ 1.5375 & 1.3800 & 0.0575 \\ 1.2625 & 1.9950 & 1.5475 \end{bmatrix}$$

de aquí se concluye la interacción entre variables en una única dirección.

En (Shinsky, 1984) se propone desacoplar el sistema con el esquema representado en la Figura 5.5-5. Si se considera un determinado producto, la válvula de control del flujo extraído está manipulada por un controlador que tiene como referencia la suma de los flujos extraídos de la columna desde el destilado más ligero hasta al destilado que se considere. Este controlador tiene una acción de ante-alimentación generada por el producto de la medición del analizador de la corriente extraída por una función del flujo de carga que se

esté considerando. Un segundo controlador de flujo de vapor que se alimenta hacia el stripper del mismo producto tiene la tarea de disminuir las perturbaciones basándose en la anticipación de la medición del flujo del producto extraído.

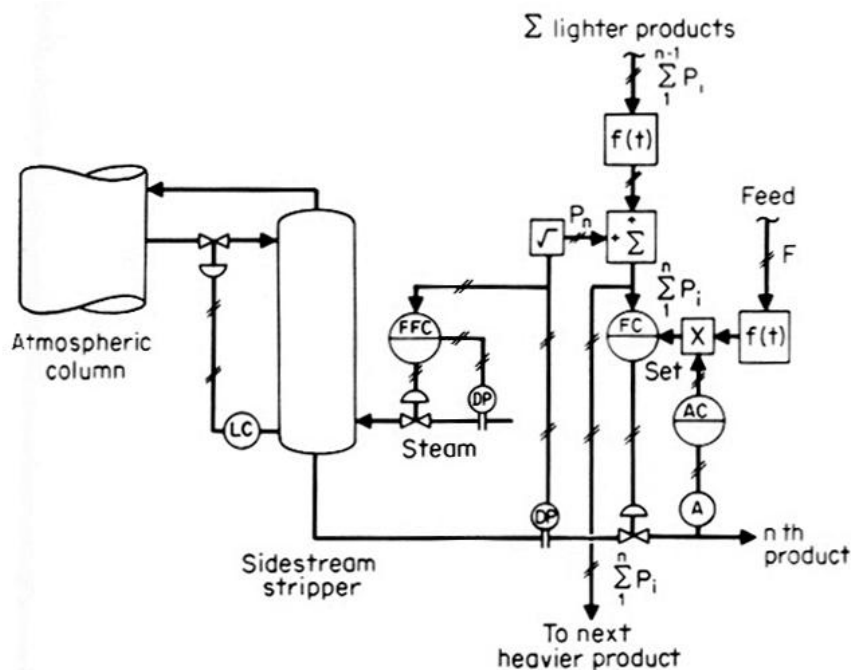


Figura 5.5-5 – Ejemplo de una estrategia de control convencional para desacoplar el sistema

Una de las limitaciones de esta estrategia consiste en que es necesario definir una serie de funciones no lineales para tomar en cuenta las relaciones entre el flujo de carga y los respectivos volúmenes de destilados. Además, la sintonización y el mantenimiento de los controladores de esta estrategia son operaciones complejas debido a la estructura de control. Se puede concluir que aunque este esquema presente varias limitaciones, la idea general es muy útil para desarrollar una estructura de control robusta ante perturbaciones. Para esto, es necesario tomar en cuenta como perturbaciones los flujos de productos extraídos así como manipular la cantidad de vapor introducido en los strippers para compensar las variaciones del perfil de temperatura de la columna.

5.5.3. Estrategia propuesta

Tomando en cuenta los resultados obtenidos en las secciones precedentes se propone implementar una estrategia de control avanzado basada en controladores adaptativos - predictivos. El primer controlador tiene como tarea mantener la temperatura del horno constante aun en presencia de variaciones de composición y flujo. La variable manipulada para lograr este objetivo es la cantidad de calor que el horno tiene que suministrar a la carga. La salida de este controlador es la referencia para el sistema de control de los quemadores de gas del horno. El segundo controlador tiene que asegurar que la temperatura del plato 2 no se vea afectada por las perturbaciones con el fin de mantener controlado el perfil de temperatura de la columna.

El diseño de los controladores ADEX requiere de la definición de los parámetros del:

- Bloque de proceso, en el cual se especifican parámetros como el periodo de muestreo y el período de control;
- Bloque de control, en el cual se definen los parámetros de operación como el máximo incremento de la variable de control y la eventual definición de filtros sobre la variable de proceso;
- Bloque conductor, el cual genera la trayectoria deseada;
- Mecanismo de adaptación.

Bloque de proceso

Para los dos controladores que se consideran para la planta atmosférica se escogen períodos de control de 10 minutos, considerando que en lazo abierto se presentan tiempos de estabilización a variaciones escalón entre 60 y 300 minutos. Adicionalmente se define un período de muestreo igual al periodo de control considerando que se están desarrollando pruebas de simulación y que no se requiere filtrar las señales simuladas.

Bloque de control

Como en el caso de la sección de *preflash*, todos los parámetros inherentes a esta parte del controlador se escogen de acuerdo a las especificaciones de los instrumentos de la planta. Para el caso de estudio se tomaron como parámetros de diseño los rangos especificados en la Tabla 5-3.

Bloque conductor

Para los controladores considerados en esta sección se utiliza una constante de tiempo **TC** igual a 3 periodos de control. El horizonte de predicción se escogió alrededor de 180 minutos.

Mecanismo de adaptación

En el caso de estudio considerado se identifica el modelo del proceso por medio de la técnica de los mínimos cuadrados a partir de unas simulaciones en lazo abierto del proceso solicitando el sistema con pruebas a escalón. El algoritmo de adaptación no se limita de ninguna forma.

Esquema de control

El esquema de control representado en la Figura 5.5-6 y en la Figura 5.5-7 es el que se propone para el control de la columna atmosférica y para el control de los *strippers*. Se utilizan, además del sistema de control de base (que no está representado en las figuras), seis controladores ADEX y tres controladores PID sintonizados para no interferir con éstos. El controlador denominado *TF-CDU-Ctrl*, se emplea en lugar del controlador de la estrategia convencional denominado *TF2*. Este controlador se encarga de la generación de la referencia para el sistema de control del horno de la columna atmosférica, basándose en la medición de la temperatura de dicho horno y de los flujos de crudo que se alimentan a la planta. Los controladores *T3-CDU-Ctrl*, *T6-CDU-Ctrl* y *T13-CDU-Ctrl* son controladores ADEX cuyo objetivo es mantener el perfil de temperatura de la columna. Las variables

manipuladas por estos controladores son respectivamente la posición de la válvula V25 y los calores QPA1 y QPA2 transferidos por los *pumparound*. El controlador *P_CDU_Ctrl* manipula el calor QC transferido por el intercambiador de la sección superior de la columna para mantener la presión controlada como en la estrategia de control convencional. Este controlador se sintoniza para no interferir con los controladores de la nueva estrategia. Se utiliza una configuración PI sintonizado para tener un tiempo de estabilización de 20 minutos en presencia de perturbaciones evitando sobre impulsos y oscilaciones.

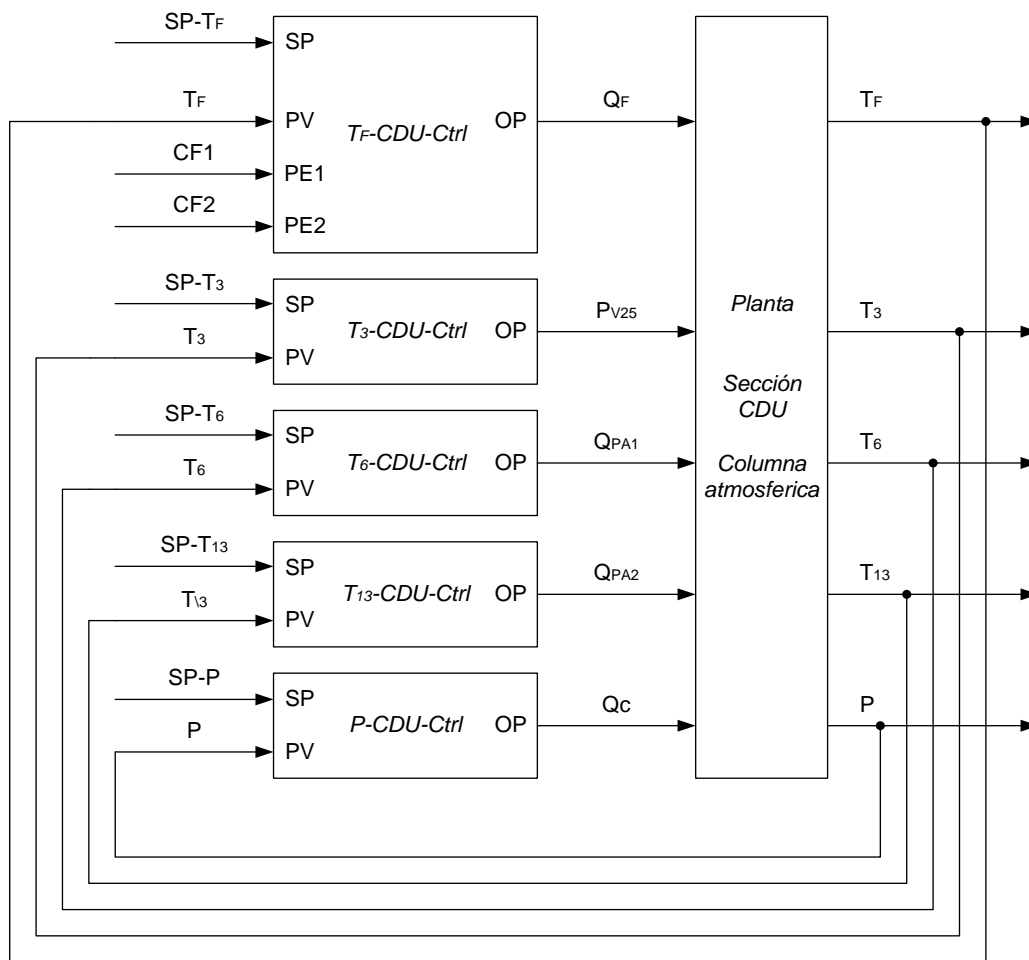


Figura 5.5-6 – Esquema de control avanzado propuesto para la sección atmosférica (Columna)

Por último, se propone controlar los strippers de la columna atmosférica con la finalidad de ajustar el FBP de cada destilado. En particular se consideran las corrientes de keroseno y

diesel. Para estos se definen dos controladores ADEX respectivamente identificados por los nombres T1S1-Ctrl y T1S2-Ctrl. Tales controladores, de acuerdo al análisis desarrollado en las secciones precedentes, utilizan como variables de proceso las temperaturas de los primeros platos del *stripper* 1 (asociado a la corriente de keroseno) y del *stripper* 2 (asociado a la corriente de diesel). Los mismos controladores reciben como entradas de perturbaciones las mediciones de los flujos de nafta pesada (FNP) y keroseno (FKE) como se muestra en la Figura 5.5-7. El esquema de control se completa con dos controladores PI que tienen la función de compensar el flujo de vapor alimentado a los *strippers* 1 y 2 basándose en la medición de las temperaturas de los platos inferiores de dichos *strippers*.

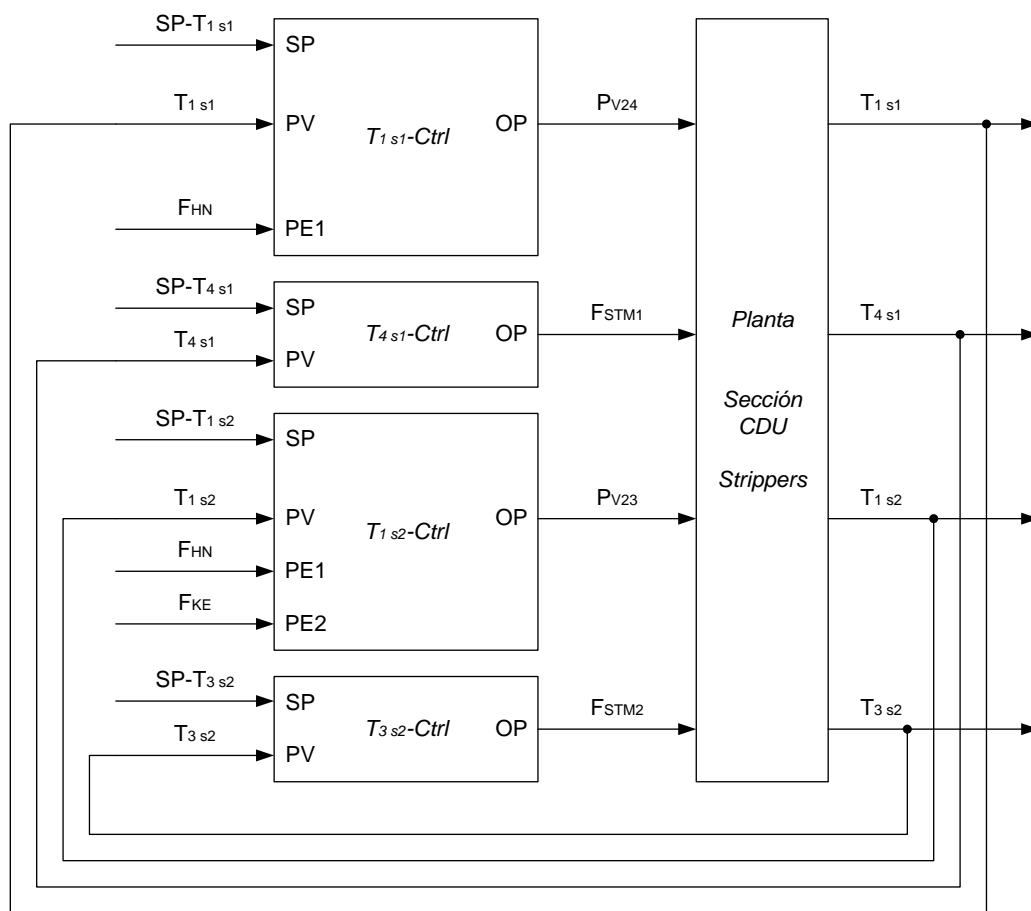


Figura 5.5-7 – Esquema de de control avanzado propuesto para la sección atmosférica (*Strippers*)

5.6. Conclusiones

A lo largo del capítulo se presentó la formulación de una estrategia de control avanzada basada en controladores adaptativos predictivos. La estrategia propuesta se generó a partir de herramientas de análisis de la estructura de la planta bajo control. Se logró mostrar que a través de dichas técnicas se puede estructurar un esquema de control descentralizado congruente con el sentido físico del proceso. En particular se puede observar que técnicas basadas en principios totalmente diferentes como lo son la SVD y la RGA llegan al mismo resultado. Las mismas técnicas permiten justificar las formas de sustitución de sensores con dinámicas lentas (analizadores del FBP de los destilados), con el monitoreo del perfil de temperatura de las columnas. Finalmente se mostraron las etapas de ajuste de los controladores adaptativos predictivos según una metodología que busca lograr la optimización del control tanto en la sección de *preflash* como en la sección atmosférica.

6.

Simulación y Análisis comparativo de resultados

En el presente capítulo se comparan los resultados obtenidos de las simulaciones de la planta de destilación atmosférica tanto bajo control convencional como bajo control avanzado propuesto en el Capítulo 5. Basados en estos resultados se desarrolla el análisis comparativo. Inicialmente se introduce el ambiente de simulación que permite la ejecución simultánea de los controladores diseñados y del modelo de la planta presentado en el Capítulo 4. Seguidamente se presentan algunas simulaciones de la sección de *preflash*. Posteriormente se introducen algunos índices para la evaluación del desempeño de los sistemas de control basados en las dos estrategias de control mencionadas. Finalmente el mismo análisis se ejecuta para la sección de *topping* de la planta.

6.1. Ambiente de simulación

Las ventajas de poder confiar en un modelo riguroso de la planta que se desea controlar se ilustraron ampliamente en el Capítulo 4 dedicado a la modelación. El beneficio principal es que el modelo puede ser manejado prácticamente como la planta real con la finalidad de desarrollar pruebas y observaciones sobre las dinámicas principales del proceso y por lo tanto desarrollar la estructura de control que se determine como la mejor. Muchos de los programas computacionales comerciales para la modelación de procesos permiten incluir en el mismo ambiente de simulación tanto el modelo de la planta como las leyes de control con la finalidad de ofrecer una simulación de la planta “completa”. Los programas más avanzados contienen también librerías enteramente dedicadas al control. La desventaja de esta forma de solución es que la totalidad de la programación inherente al desarrollo de los controladores se pierde inevitablemente a la hora de implementar tales estrategias en la planta real. En esta tesis se propone una posible solución para este tipo de problemática. La idea es desarrollar el control avanzado directamente en la plataforma diseñada para su ejecución real (en el caso del control ADEX instalado en una computadora industrial), para sucesivamente conectarlo con la planta simulada. Esto es posible y conveniente sólo si es posible interconectar la planta simulada en las mismas condiciones usadas para la planta real.

En el mundo industrial se ha ido haciendo cada vez común el manejo de la totalidad de las señales de la planta a través de una base de datos (*database*) accesible a todos los dispositivos que pertenecen al sistema de adquisición y control. Brevemente el funcionamiento de esta base de datos consiste en que:

- Los sensores, o los dispositivos que se encargan de las mediciones de campo, a cada intervalo de tiempo publican tales mediciones en el *database*;
- Los controladores leen las variables expuestas por el *database* y calculan las acciones de control. Estos valores de las manipulaciones se vuelven a escribir en la base de datos;

- Los actuadores, o los sistemas que se encargan del manejo de éstos, a intervalos de tiempo preestablecidos se actualizan tomando en cuenta las variables de manipulación presentes en el *database*;
- Los datos presentes en la base de datos se usan también para la supervisión de la planta.

Todas las transferencias de datos necesitan de un protocolo de comunicación común. El protocolo de comunicación que se ha adoptado como estándar en la industria de proceso es el protocolo OPC (*Object linking and embedding for Process Control*). Resulta claro que los controladores son desde el punto de vista de las comunicaciones sólo unos periféricos genéricos que se comunican con la base de datos del proceso para leer y escribir variables identificadas por un código (*tag*). Si el simulador de la planta puede publicar las variables de interés para el controlador a través de un protocolo comercial, por ejemplo OPC, éste se presenta ante el sistema de control exactamente como la planta real. Para hacer que el sistema de control desarrollado, basándose en el simulador, se pueda conectar directamente con la planta real será necesario que éste use el mismo protocolo y los mismos *tags* utilizados en la simulación. Para esto es necesario conocer exactamente la arquitectura de comunicación del sistema donde se quiere instalar el sistema de control y disponer de una copia de la base de datos del proceso real.

Un compromiso aceptable entre la forma clásica, que pretende desarrollar el control para el análisis en un ambiente diferente respecto al ambiente de la implementación, y la forma propuesta en el presente trabajo es el establecido por el uso de un *framework* común tanto para el simulador de la planta como para el controlador. Es decir un ambiente que pueda leer y escribir las variables utilizadas por estos dos componentes por medio de librerías desarrolladas para este fin. En esta tesis se identificó Matlab/Simulink como espacio de trabajo común tanto a la plataforma de control ADEX como al simulador Aspen. El esquema de simulación se muestra en Figura 6.1-1. En la parte central de la figura está presente un bloque denominado *Plant model* que representa el modelo de la planta. Este bloque contiene la función de comunicación entre Simulink y el ambiente de modelación Aspen. A la izquierda del bloque mencionado están presentes dos bloques denominados respectivamente *PFU Controllers* y *CDU Controllers* (Figura 6.1-2). Estos bloques

contienen las funciones de comunicación entre la plataforma de control ADEX y Simulink. Las referencias para los controladores se generan por dos bloques Simulink denominados respectivamente *PFU SPs Generator* y *CDU SPs Generator* (Figura 6.1-3). Está también presente un bloque denominado *PERTs Generator* que tiene como finalidad la generación de oportunas secuencias de perturbaciones para la evaluación del sistema de control. Adicionalmente se utilizan los instrumentos de Simulink para registrar la evolución de las variables de proceso a lo largo de la simulación. En esquema similar, que se limita a la adquisición de las mediciones de las variables del sistema, se utiliza para registrar el desempeño del sistema de control convencional enteramente desarrollado en *Aspen*.

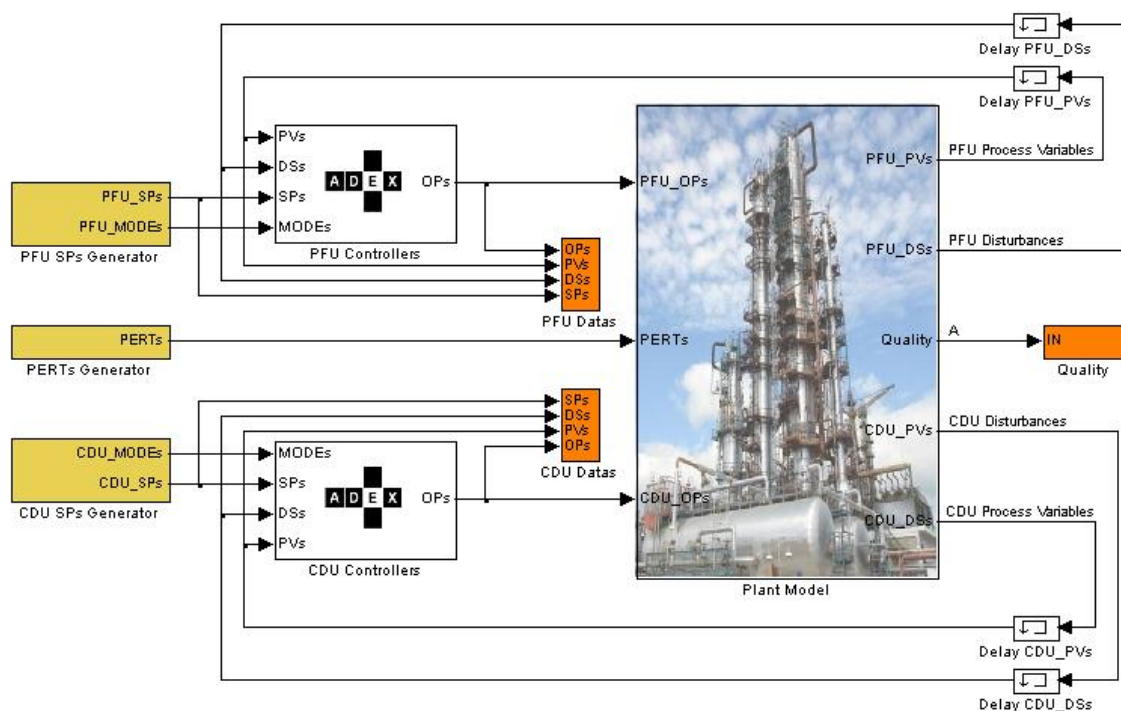


Figura 6.1-1 – Esquema del simulador utilizado

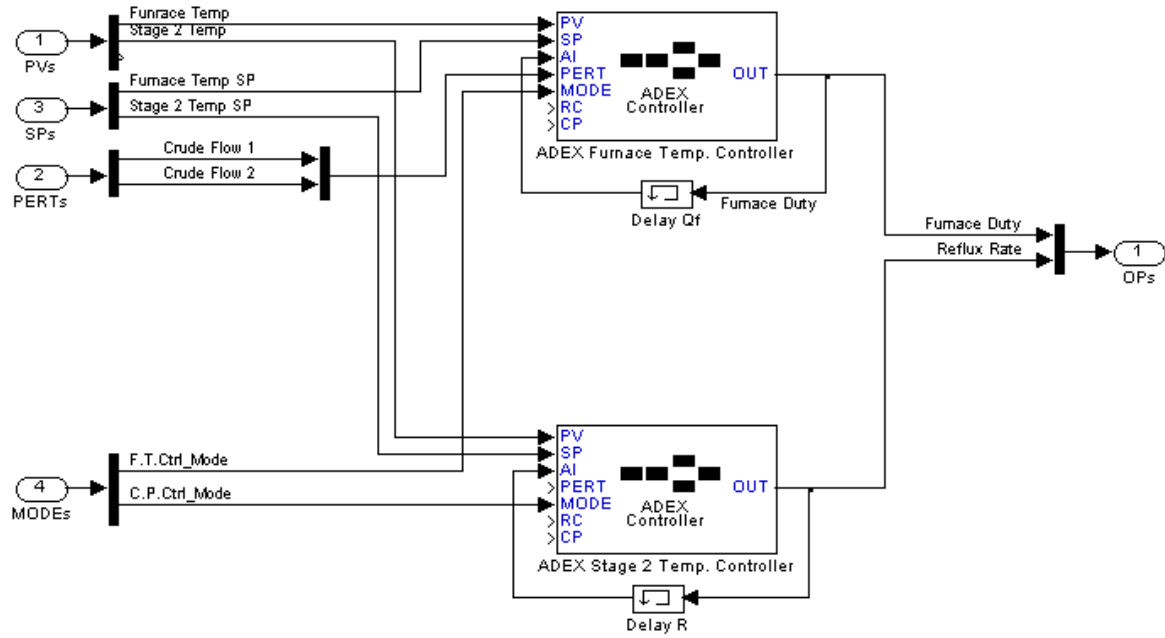


Figura 6.1-2 – Ejemplo de la estructura de los bloques de la estrategia de control avanzada (PFU Controllers e CDU Controllers)

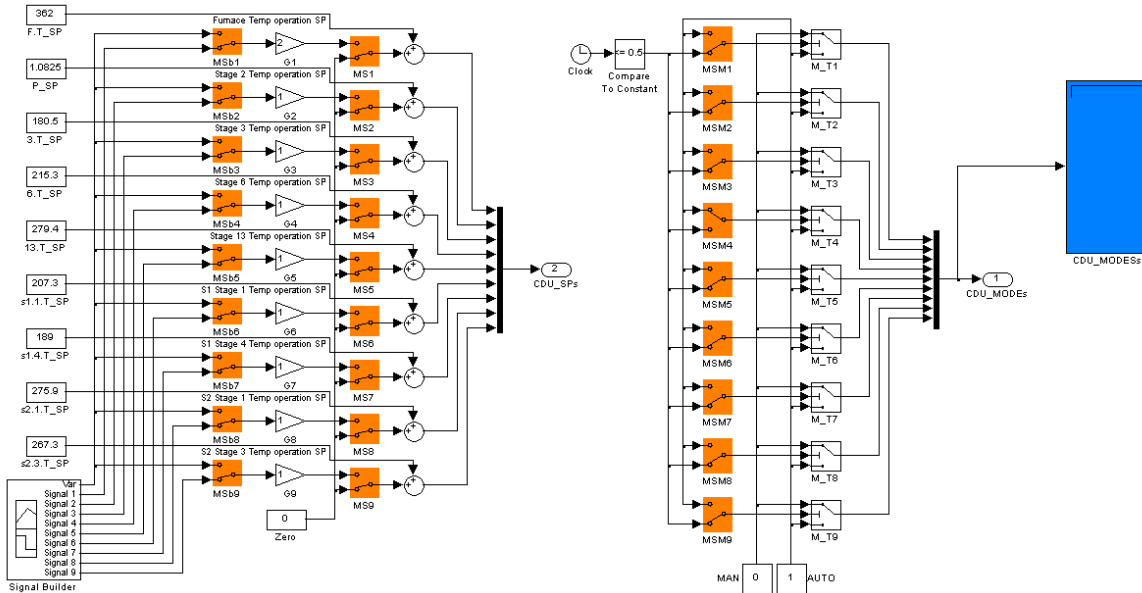


Figura 6.1-3 – Ejemplo de la estructura de los bloques para la generación de las referencias y las habilitaciones de los controladores (PFU Controllers e CDU Controllers)

6.2. Control de la sección de preflash

Con la finalidad de evaluar la calidad del control obtenido se desarrollan una serie de simulaciones, cada una de las cuales tiene como objetivo enfocarse en un detalle particular del desempeño de los controladores. Los datos de la simulación del sistema de control avanzado se confrontan con los datos obtenidos en las mismas condiciones por el sistema de control convencional sintonizado a través de la técnica Tyreus-Luyben.

Para la evaluación de la respuesta a cambios de referencia se considera una secuencia de cambios de *set-point* de la temperatura del horno y de la temperatura del segundo plato de la columna. La prueba se desarrolla modificando el set-point de un controlador a la vez para verificar también el efecto del acoplamiento entre variables. Desde la condición de equilibrio en el punto de operación se pide a uno de los dos controladores de incrementar la variable de proceso en 2°C. Luego de un intervalo de una hora se regresa el sistema a su temperatura original. La secuencia de escalones se repite seguidamente bajando la temperatura 2°C. Los resultados del cambio de referencia de la temperatura del horno, junta con la variable de control se muestran en Figura 6.2-1. En la Figura 6.2-2 se reporta la evolución de la temperatura del plato 2 junto con su variable de control.

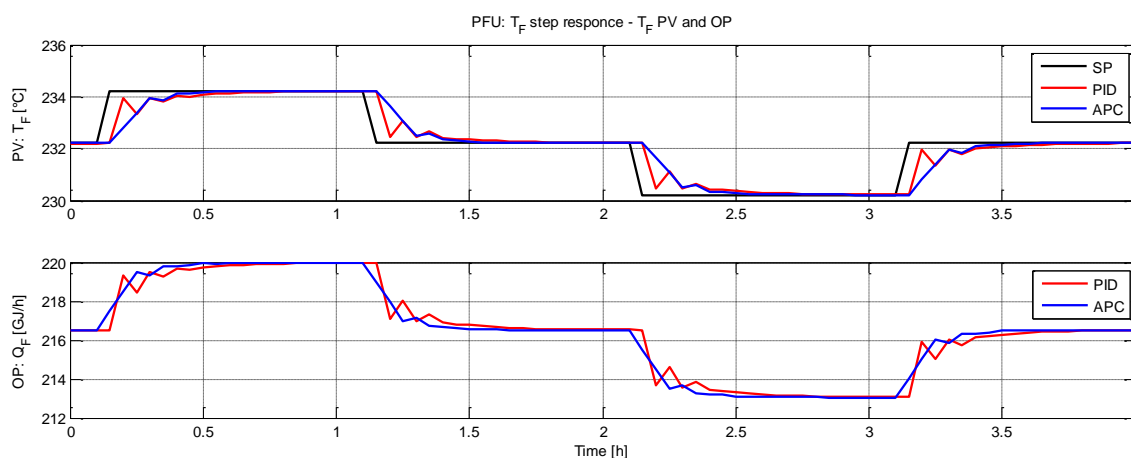


Figura 6.2-1 – Respuesta de temperatura del horno de *preflash* a un cambio de referencia

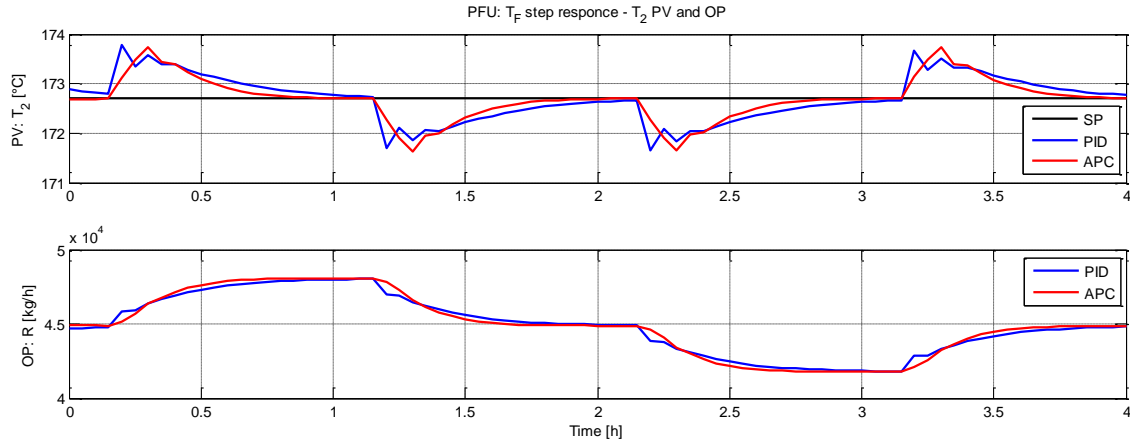


Figura 6.2-2 – Respuesta de la temperatura del segundo plato de la columna a un cambio de referencia del horno de *preflash*

La respuesta de la temperatura del segundo plato de la columna a la misma secuencia de cambios de referencia se puede observar en la Figura 6.2-3. Ahí se pueden observar que las variaciones de la temperatura del plato 2 no afectan la temperatura del horno de *preflash*.

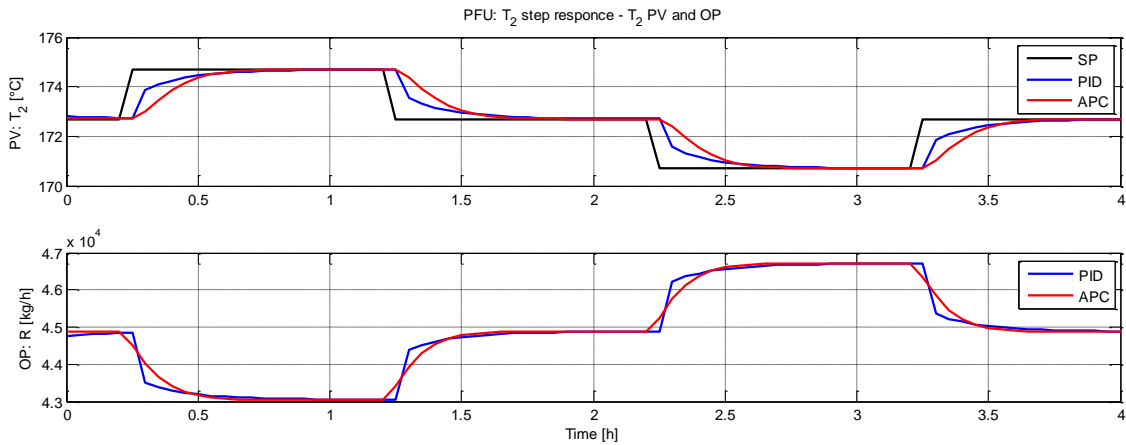


Figura 6.2-3 – Respuesta de la temperatura del plato 2 a un cambio de referencia

Si se consideran las respuestas a los cambios de referencia, las dos estrategias de control alcanzan esencialmente los mismos resultados. Sin embargo la ley de control adaptativo-predictivo permite guiar las variables de proceso hacia la referencia de forma más regular. Esta mejora se logra debido a la ponderación de la acción de control. Con la estrategia de control avanzado que se propone es posible alcanzar la referencia en tiempos iguales o más

cortos respecto a la estrategia basada en PID disminuyendo la demanda energética de la columna de *preflash*.

Para evaluar la estrategia de los controladores respecto a perturbaciones se consideran dos secuencias para los flujos de carga entrantes en el proceso. Primero se evalúa la respuesta del sistema de control respecto al aumento del 10% del flujo de la carga. En Figura 6.2-4 se muestra la respuesta a este tipo de perturbación para la temperatura del horno de precalentamiento mientras que en la Figura 6.2-5 se reporta la temperatura del plato 2 de la columna.

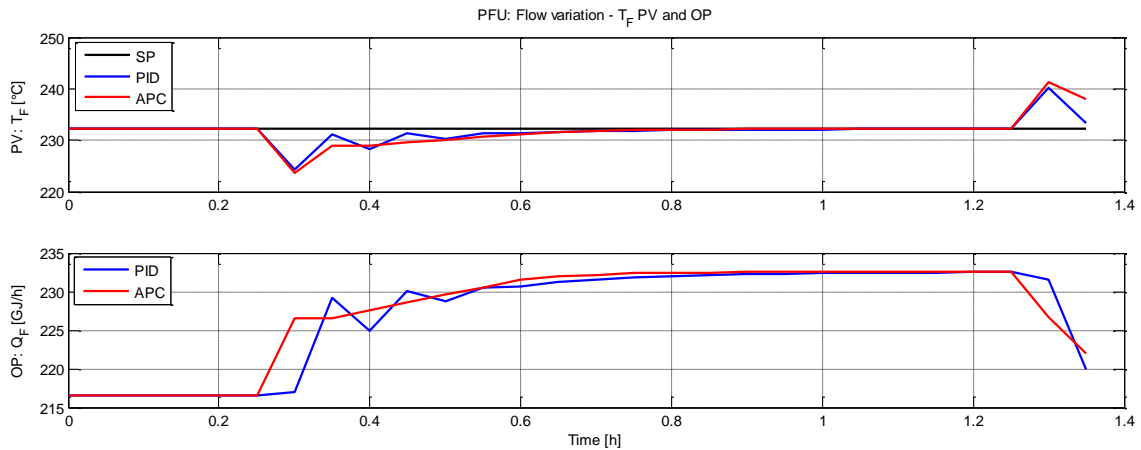


Figura 6.2-4 – Respuesta de la temperatura del horno de *preflash* a un incremento del 10% del valor nominal del flujo de la carga que se presenta al tiempo 0.2

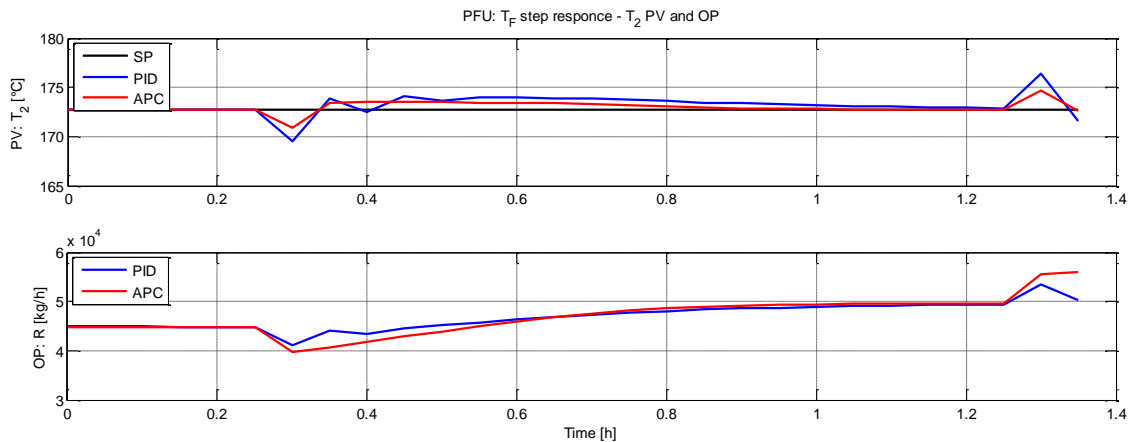


Figura 6.2-5 – Respuesta de la temperatura del segundo plato de la columna a un incremento del 10% del valor nominal del flujo de la carga que se presenta al tiempo 0.2

En las simulaciones siguientes se considera también el caso en el cual la carga cambie su composición. La simulación toma en cuenta variaciones de composición manipulando el flujo de los dos tipos de crudo que se alimentan a la planta. La secuencia de variaciones se reporta en la Figura 6.2-6, mientras que las respuestas de las dos variables de proceso se reportan en la Figura 6.2-7 y en la Figura 6.2-8. La variabilidad de proceso disminuye significativamente en la estrategia de control avanzada que se propone. En particular el uso de diferentes dominios de operación permite utilizar diferentes acciones de control con la finalidad de reaccionar rápidamente a las perturbaciones y al mismo tiempo limitar la generación de perturbaciones en las otras variables del sistema.

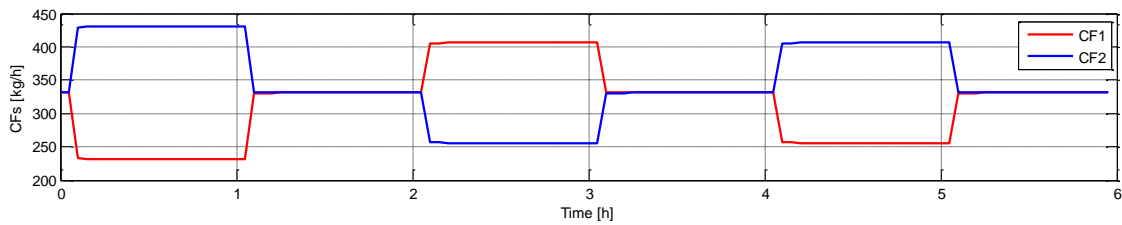


Figura 6.2-6 – Cambios de composición simulados

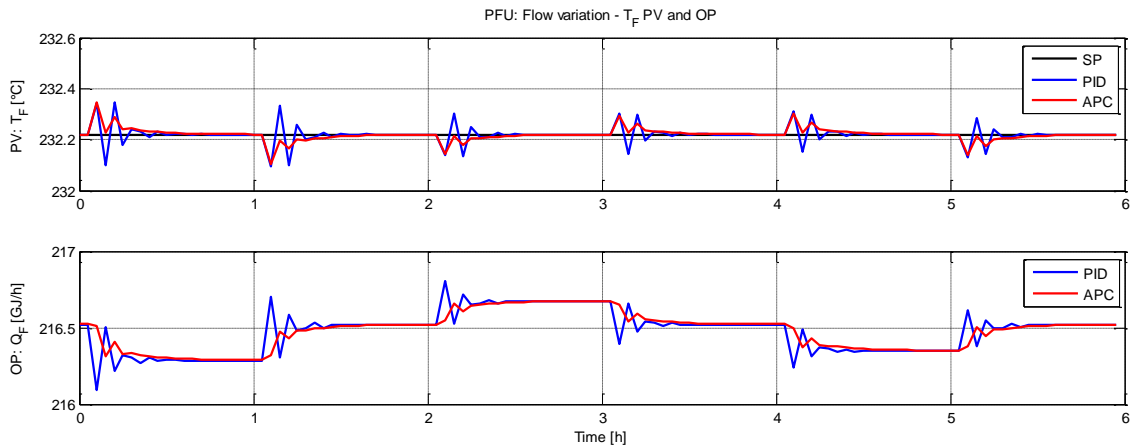


Figura 6.2-7 – Respuesta de la temperatura del horno PFU a cambios de composición de la carga

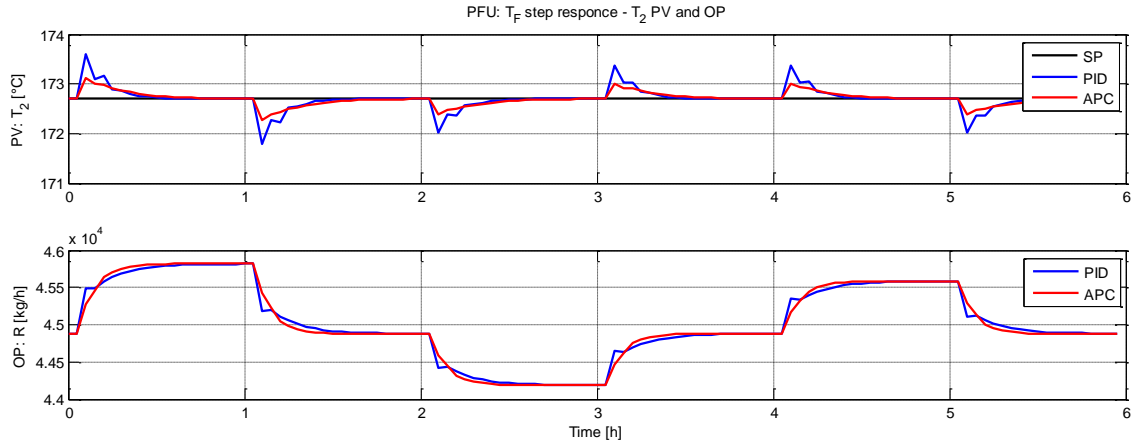


Figura 6.2-8 – Respuesta de la temperatura del plato 2 a cambios de composición de la carga

6.3. Control de la sección atmosférica

Con la finalidad de evaluar la calidad del control obtenido se escoge ejecutar una serie de simulaciones cada una de las cuales tiene como objetivo enfocarse en un detalle particular del desempeño de la estructura de control propuesta. Los datos de la simulación del sistema de control avanzado se confrontan con los datos obtenidos en las mismas condiciones por el sistema de control convencional. Considerada la cantidad de lazos de control necesarios para la regulación de la columna se decide reportar sólo algunos de los resultados que se creen más significativos desde el punto de vista de operación de la planta. Como se ha ilustrado en el Capítulo 2, se califica el fraccionamiento de la carga de crudo como bueno si los puntos de ebullición de los productos se respetan. Además hay que evaluar la presencia y al magnitud de los parámetros inherentes al *gap-overlap* que se establece en los puntos de corte entre cada destilado. Estos aspectos se ven afectados particularmente por variaciones abruptas de la composición de la carga. Así, para el caso de estudio, se decide simular tales perturbaciones para evaluar el desempeño de la estructura de control. La secuencia de perturbaciones de la carga que se simula se muestra en Figura 6.3-1, mientras que las siguientes figuras muestran respectivamente los valores de *gap-overlap* para los puntos de corte de:

- Nafta pesada – Keroseno (Figura 6.3-2);
- Keroseno – Diesel (Figura 6.3-3);
- Diesel – Gasóleo atmosférico (Figura 6.3-4);
- Gasóleo atmosférico – Residuo atmosférico (Figura 6.3-5).

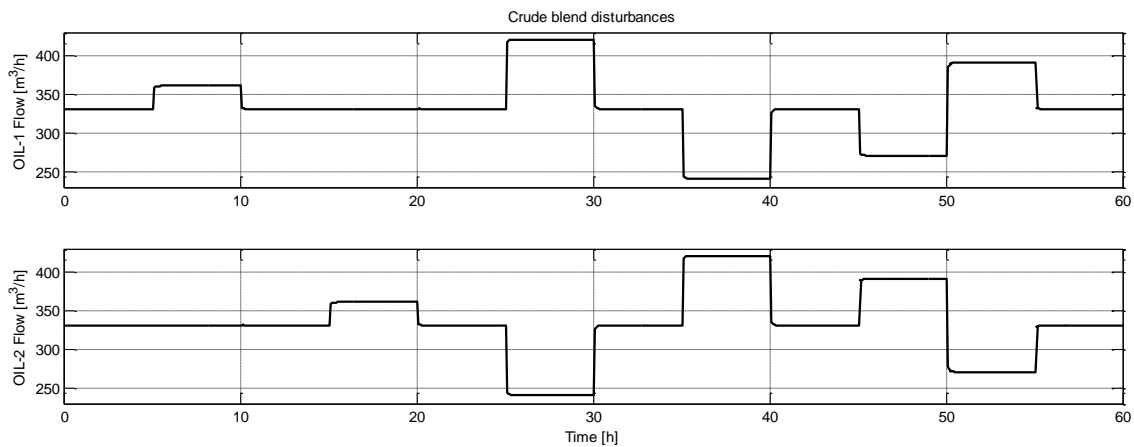


Figura 6.3-1 - Secuencia de perturbaciones de la carga de crudo simuladas

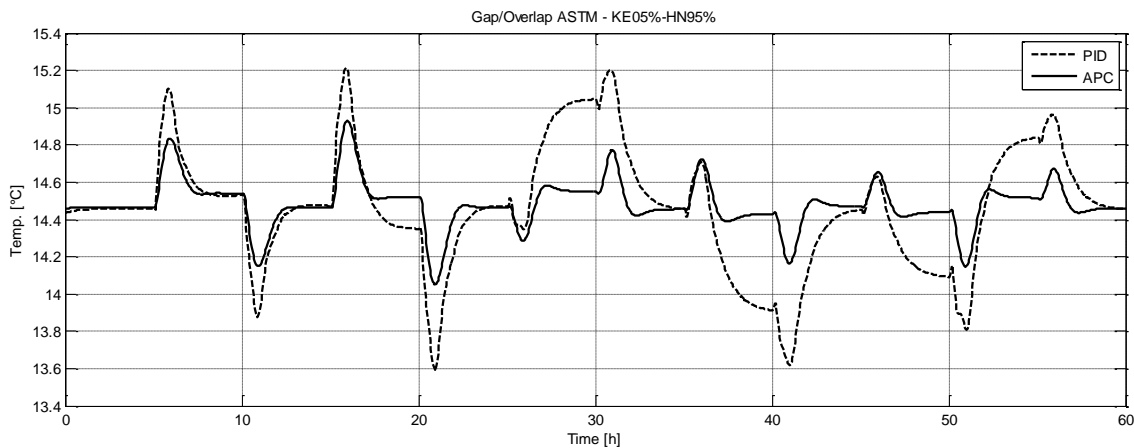


Figura 6.3-2 – *Gap-overlap* del corte entre nafta pesada y keroseno – comparación entre la estrategia convencional (PID) y la estrategia avanzada propuesta (AP)

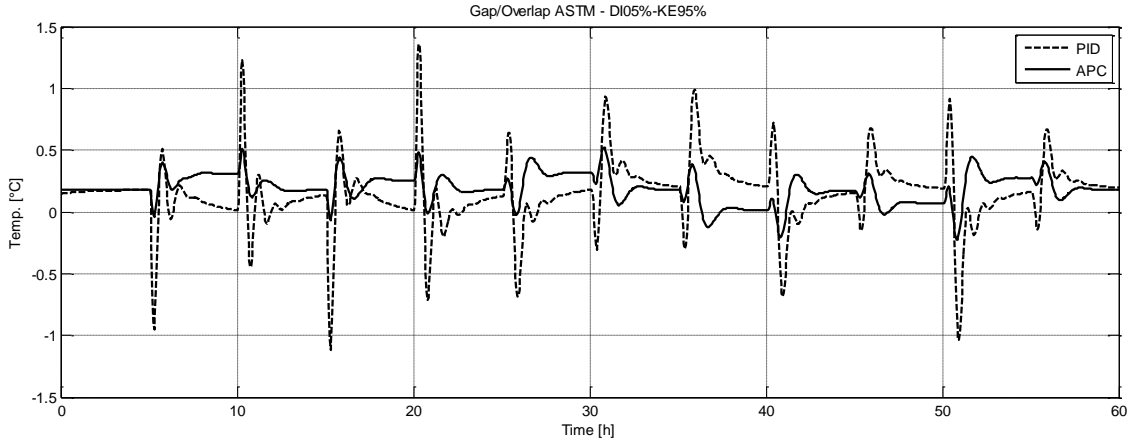


Figura 6.3-3 – *Gap-overlap* del corte entre keroseno y diesel – comparación entre la estrategia convencional (PID) y la estrategia avanzada propuesta (APC)

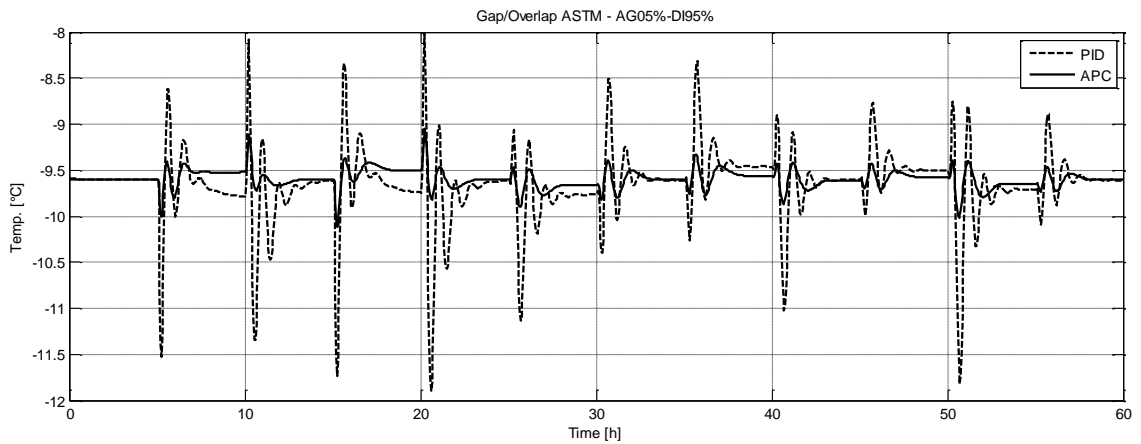


Figura 6.3-4 – *Gap-overlap* del corte entre diesel y gasóleo atmosférico – comparación entre la estrategia convencional (PID) y la estrategia avanzada propuesta (APC)

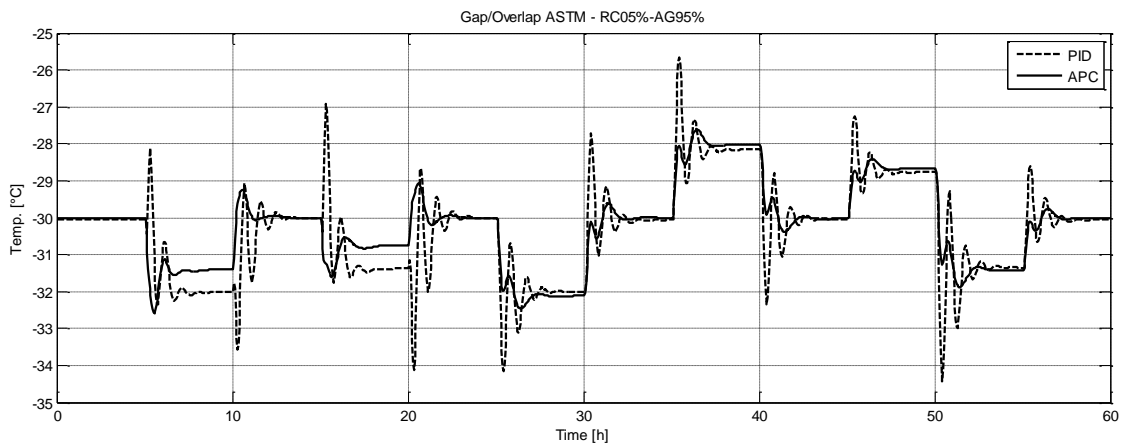


Figura 6.3-5 – *Gap-overlap* del corte entre gasóleo atmosférico y residuo atmosférico – comparación entre la estrategia convencional (PID) y la estrategia avanzada propuesta (APC)

Como se puede observar se logra una mejora substancial tanto en términos de disminución de la variabilidad del proceso como en términos de acortamiento del tiempo de estabilización en frente de variaciones abruptas de carga. Tales mejoras se cuantifican en términos de

- disminución de la variancia de las señales consideradas;
- tiempo bajo el cual las señales consideradas quedan fuera del rango de valores que se consideran aceptables para el desempeño de la planta.

Los resultados se reportan en forma resumida en la Tabla 6-1.

Corte	Media		Varianza		<i>Intervalo de gap/overlap admisible</i>	<i>Tiempo fuera de la banda admisible (horas)</i>	
	PID	APC	PID	APC		PID	APC
NP-KE	14.46	14.48	0.105	0.016	De 5 a 15	8	0
KE-DI	0.146	0.190	0.070	0.014	De -5 a 5	0	0
DI-AGO	-9.65	-9.60	0.176	0.011	De -20 a 0	13	1
AGO-RC	-30.3	-30.2	1.728	1.237	De -30 a -10	30	20

Tabla 6-1 - Comparación entre las estrategias de control simuladas

Las razones de una mejora tan evidente se pueden atribuir al control del perfil de temperatura de la columna de destilación. Si se analizan los históricos inherentes a los platos controlados por medio de los pumparound se puede notar que las perturbaciones son significativamente atenuadas. Los resultados de la regulación del perfil de temperatura se muestran en la Figura 6.3-6 y en la Figura 6.3-7.

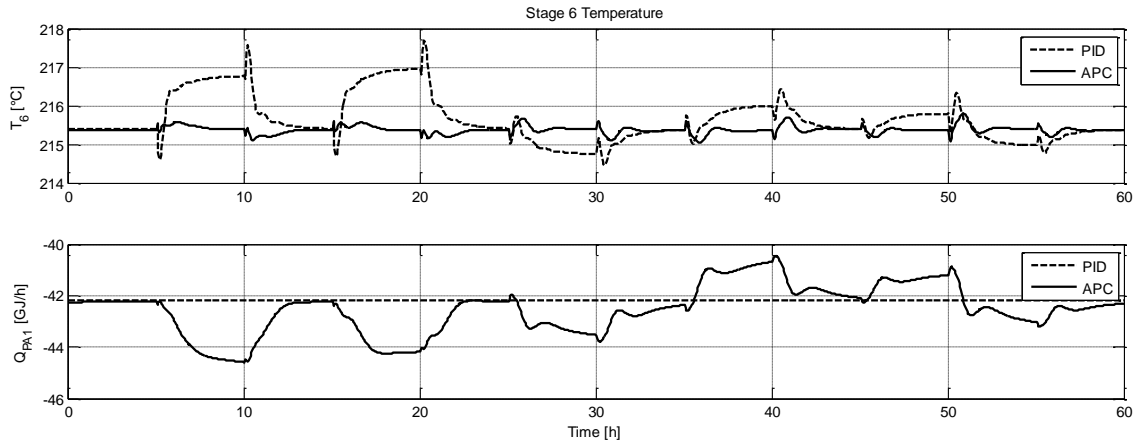


Figura 6.3-6 – Control de la temperatura del plato 6 de la columna atmosférica

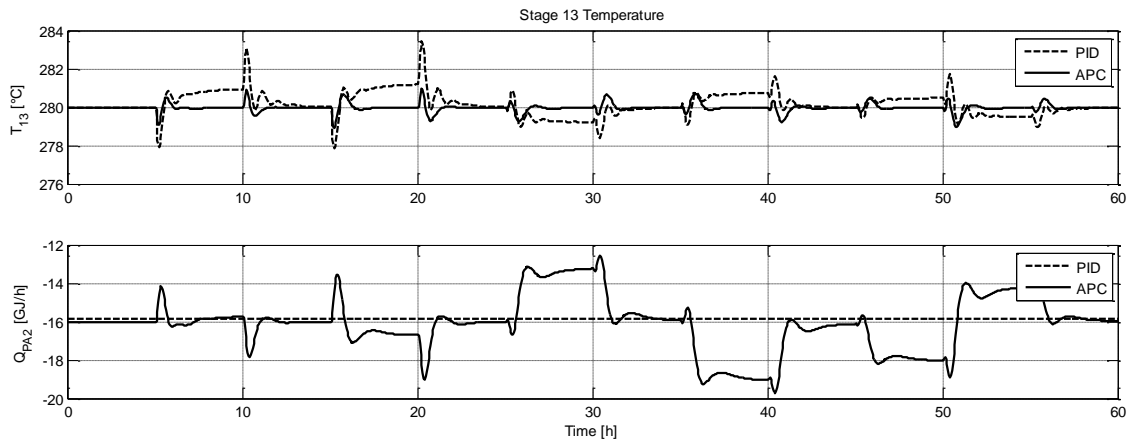


Figura 6.3-7 - Control de la temperatura del plato 13 de la columna atmosférica

7.

Conclusiones y trabajos futuros

En este capítulo se presentan las conclusiones derivadas del presente trabajo de tesis, así como se proponen posibles trabajos futuros.

7.1. Conclusiones

El presente trabajo de tesis logra obtener múltiples resultados tanto en la área del control, como en la área de la modelación de procesos. Sintéticamente tales resultados se pueden resumir en:

- La elaboración de un modelo riguroso orientado al control adaptativo-predictivo para una planta de destilación atmosférica real;
- La propuesta de una estrategia de control basada en una ley de control adaptativa-predictiva junta a una metodología de síntesis de los controladores involucrados en dicha estrategia;
- La evaluación de la eficacia de las estructuras de control avanzadas existentes basadas en la análisis del sistema por medio de técnicas derivada de la matriz de las ganancias relativas (RGA) y técnicas basadas en la descomposición en valores singulares (SVD) de la matriz de transferencia del proceso;
- La propuesta de un *framework* común tanto a las herramientas de simulación como a las herramientas de control que permita de disminuir el *time to market* del proyecto de automatización.

Con respecto al primer resultado de la tesis se puede concluir que el empleo de modelos rigurosos en el área del control y de la supervisión de procesos es factible tanto por fines de análisis como de diseño de la estructura de control. Resulta acertado el concepto de “planta virtual” gracias a que hoy en día las tecnologías informáticas permiten poder contar con un modelo detallado de la planta.

Desde el análisis de los resultados que reguardan el desempeño de la estrategia de control propuesta se puede concluir que el control adaptativo predictivo es una válida alternativa a las estrategias de control convencionales especialmente cuando éste está respaldado por el conocimiento del proceso y sus requerimientos económicos.

Con fundamento en los mismos resultados se puede concluir también que las herramientas de análisis utilizadas, tales como las técnicas RGA y SVD, pueden ser una ayuda valiosa en

la etapa de diseño del sistema de control. Es importante notar la robustez de los dos métodos que garantizan acertar a los mismos resultados basándose sobre datos diferentes o parciales de la planta.

Finalmente, el último resultado que se obtuvo, es decir la realización de un *framework* común tanto a las herramientas de simulación como de control, permite afirmar que es posible disminuir el tiempo de llegada al mercado del producto de automatización aprovechando las tecnologías informáticas.

7.2. Trabajos futuros

En el marco del desarrollo del concepto de “planta virtual” se proponen como posibles trabajos futuros:

- La implementación de un modelo virtual de la planta que tome en cuenta aspectos relacionados con la implementación del sistema de supervisión y control. Por ejemplo el tiempo dedicado a la implementación del sistema de control puede ser disminuido modelando los sistemas de adquisición de datos basados en OPC;
- El desarrollo de algoritmos de pruebas para automatizar el trabajo de modelación;
- La evaluación de los parámetros críticos del proceso de modelado. Es decir los parámetros cuya exactitud afecta mayormente la calidad del modelo.

En el marco del control adaptativo predictivo experto se propone de:

- Desarrollar algoritmos y modelos para la síntesis del bloque experto;
- Demonstrar la estabilidad de tales técnicas;

Bibliografía

- ADEX S.L. (2008). *ADEX Configurator*. Madrid, España: ADEX S.L.
- ADEX S.L. (2008). *ADEX Methodology*. Madrid, España: ADEX S.L.
- Aspen Technology, Inc. (2006). *Getting started building and running a process model*. Cambridge, Massachusset, United States of America: Aspen Technology, Inc.
- Aspen Technology, Inc. (2006). *Getting started customizing unit operation models*. Cambridge, Massachusset, United States of America: Aspen Technology, Inc.
- Aspen Technology, Inc. (2006). *Getting started modeling petroleum processes*. Cambridge, Massachusset, United States of America: Aspen Technology, Inc.
- Aspen Technology, Inc. (2001). *Unit operation models*. Cambridge, Massachusset, United State of America: Aspen Technology, Inc.
- Bittanti, S. (2002). *Identificazione dei modelli e sistemi adattativi*. Bologna, Italia: Pitagora Editrice.
- Bittanti, S. (2002). *Teoria della predizione e del filtraggio*. Bologna, Italia: Pitagora Editrice.
- Bluck, D. (2009). *Fondamenti - Processi di distillazione - Enciclopedia degli idrocarburi - Treccani Portale*. Tratto il giorno Novembre 1, 2009 da Treccani - Enciclopedia e Vocabolario [on line: http://www.treccani.it/export/sites/default/Portale/sito/altre_ree/scienze_della_terra/enciclopedia/italiano_vol_2/071-_88_ITA3.pdf](http://www.treccani.it/export/sites/default/Portale/sito/altre_ree/scienze_della_terra/enciclopedia/italiano_vol_2/071-_88_ITA3.pdf)
- Bolzern, P., Scattolini, R., & Schiavoni, N. (2004). *Fondamenti di controlli automatici*. Milano, Italia: McGraw-Hill.
- Carlson, E. C. (1996, October). Don't Gamble With Physical Properties For Simulation. *Chemical Engineering Progress* , 35-46.
- Castillo Gómez, J. (Mayo de 2008). Diseño e implementación de un controlador adaptativo predictivo modular y su aplicación en una estrategia avanzada de control. *Tesis de Maestria* . Monterrey, Nuevo León, Estados Unidos Mexicanos: Instituto Tecnológico y de Estudios Superiores de Monterrey.
- García, C. E., Prett, D. M., & Morari, M. (1989). Model predictive control: Theory and Practice; a Survey. *Automatica* , 25, 335-348.
- Haydary, J., & Pavlík, T. (2009, April 15). STEADY-STATE AND DYNAMIC SIMULATION OF CRUDE OIL DISTILLATION USING ASPEN PLUS AND ASPEN DYNAMICS. *Petroleum & Coal* .
- International Society of Automation. (2005, March 1). *ISA / Is it time to replace PID?* Tratto il giorno November 20, 2009 da ISA | InTech:

<http://www.isa.org/InTechTemplate.cfm?Section=Archives4&template=/ContentManagement/ContentDisplay.cfm&ContentID=42556>

Kramer, K., & Unbehauen, H. (1988). Survey to adaptive long-range predictive control. *Proceedings of 12th IMACS World Congress on Scientific Computation, 1*, p. 358-365. Paris.

Landau, D. (1974). A survey of model reference adaptive techniques. Theory and Application. *Automatica*, 10, 356-375.

Luyben, W. L. (2006). *Distillation design and control using Aspen simulation*. Bethlehem, Pennsylvania, United States of America: Wiley-Interscience.

Magni, L., & Scattolini, R. (2006). *Complementi di controlli automatici*. Bologna, Italia: Pitagora Editrice.

Martín Sánchez, J. M. (1980). *Patent No. 0037579*.

Martín Sánchez, J. M. (1976). *Patent No. 4.197.576*. United State of America.

Martín Sanchez, J. M. (1976). A new solution to adaptive control. *Proceedings of IEEE*, 64, 1209-1218.

Martín Sánchez, J. M. (1974). Contribution to model reference adaptive systems from hiperstability theory. *Doctoral dissertation*. Barcelona, España: Universidad Pólitenica de Catalunya.

Martín Sanchez, J. M. (2000). *Patent No. PCT/US00/17836*.

Martín Sanchez, J. M. (1987). Reply to comments on a new solution to adaptive control. *Proceedings of IEEE*, 65, 587-588.

Martin Sánchez, J. M., & Rodellar, J. (1996). *Adaptive Predictive Control: from the concepts to plant optimization*. Prentice Hall International.

Martín Sánchez, J. M., & Rodellar, J. (2005). *Control Adaptativo Predictivo Experto. ADEX. Metodología, Diseño y Aplicación*. Madrid, España: UNED.

Nevado, A., de Mora, C., & Pastor, H. (2005). Control Adaptativo Predictivo Experto: Metodología y Aplicación industrial. *1er Seminario de Aplicaciones Industriales de Control Avanzado - SAICA 2005*. Madrid.

Ricci, P., & Montanari, R. (2009). *Distillazione atmosferica del greggio - Processi di distillazione - Enciclopedia degli idrocarburi - Treccani Portale*. Tratto il giorno November 1, 2009 da Treccani - Enciclopedia e Vocabolario on line: http://www.treccani.it/export/sites/default/Portale/sito/altre_aree/scienze_della_terra/enciclopedia/italiano_vol_2/089-104ITA3.pdf

Twu, C. H. (1984). An internally consistent correlation for predicting the critical properties and molecular weights of petroleum and coal-tar liquids. *Fluid Phase Equilibria*, 16, 137-150.

Apéndice A

Algebra lineal

En esta apéndice se muestran algunos conceptos de álgebra lineal útiles para la comprensión de algunas técnicas de diseño de la estructura de control, como por ejemplo la descomposición en valores singulares.

A.1. Pseudo-inversa

Data una matriz genérica $\mathbf{A} \in \mathfrak{R}^{m \times n}$, con $m \neq n$, la matriz inversa no está definida. Sin embargo resulta posible definir una clase de matrices, llamadas pseudo-inversas e indicadas con el superíndice \dagger , que son el resultado de la generalización de la operación de inversión matricial normalmente definida para las matrices cuadradas ($m=n$).

Si la matriz \mathbf{A} tiene rango completo, es decir $\rho(\mathbf{A}) = \min \{m, n\}$, es posible distinguir dos clases de matrices inversas generalizadas:

- Si $m < n$, la inversa derecha de \mathbf{A} es aquella matriz $\mathbf{A}_d \in \mathfrak{R}^{n \times m}$ que verifica la identidad:

$$\mathbf{A}\mathbf{A}_d = \mathbf{I}_{m \times m}$$

- Si $m > n$, la inversa izquierda de \mathbf{A} es aquella matriz $\mathbf{A}_s \in \mathfrak{R}^{n \times m}$ que verifica la identidad:

$$\mathbf{A}_s\mathbf{A} = \mathbf{I}_{n \times n}$$

Entre las posibles matrices inversas generalizadas concebibles, asumen particular importancia las matrices:

- Pseudo-inversa derecha ($m < n$):

$$\mathbf{A}_d^\dagger = \mathbf{A}^T(\mathbf{A}\mathbf{A}^T)^{-1}$$

- Pseudo-inverso izquierda ($m > n$):

$$\mathbf{A}_s^\dagger = (\mathbf{A}^T\mathbf{A})^{-1}\mathbf{A}^T$$

Estas particulares matrices satisfacen las relaciones de Moore-Penrose:

$$\begin{aligned} \mathbf{AA}^\dagger \mathbf{A} &= \mathbf{A} \\ \mathbf{A}^\dagger \mathbf{AA}^\dagger &= \mathbf{A}^\dagger \\ (\mathbf{AA}^\dagger)^\mathbf{T} &= \mathbf{AA}^\dagger \\ (\mathbf{A}^\dagger \mathbf{A})^\mathbf{T} &= \mathbf{A}^\dagger \mathbf{A} \end{aligned}$$

Se puede observar que en caso en el cual la matriz \mathbf{A} presente dimensiones iguales, la matriz pseudo-inversa se reduce a la matriz inversa tradicional.

A.2. Matrices como operadores lineales

La ecuación matricial $\mathbf{y}=\mathbf{Ax}$ se puede interpretar por medio del concepto de espacio vectorial. El espacio vectorial \mathfrak{R}^n es el conjunto de todos los vectores columna (renglones) de n componentes reales. Dados dos espacios vectoriales $X \subseteq \mathfrak{R}^n$ y $Y \subseteq \mathfrak{R}^m$, los cuales tienen respectivamente dimensiones n y m , y dados dos vectores genéricos $\mathbf{x} \in X$ y $\mathbf{y} \in Y$, la transformación lineal más general se puede representar por medio del operador matricial $\mathbf{A} \in \mathfrak{R}^{m \times n}$, como sigue:

$$\mathbf{y} = \mathbf{Ax}; \mathbf{x} \in \mathfrak{R}^n; \mathbf{y} \in \mathfrak{R}^m$$

Por lo tanto una matriz puede siempre ser interpretada como un operador que transforma un vector \mathbf{x} que pertenece a un espacio de “inicio” X hacia el espacio de “fin” Y mapeándolo en un vector \mathbf{y} . Por lo tanto cualquiera transformación lineal tiene (por lo menos) una matriz que la representa y cualquiera matriz es la representación de cualquiera transformación lineal.

Existen dos particiones del espacio de la matriz A que merecen ser nombradas: el espacio imagen (*range*) y el espacio nulo (*null*). Se define el espacio imagen de la transformación A, $R(A)$, (o espacio de las columnas) la partición del espacio de Y definida por la siguiente propiedad:

$$R(A) = \{y | y = Ax, x \in X\}; R(A) \subseteq Y$$

Es decir que éste está generado por la combinación lineal de las columnas de A (todos los posibles valores de Ax). Se define espacio nulo (*kernel* o *null-space*) de la transformación A, la partición de X definida por la siguiente propiedad:

$$N(A) = \{x | Ax = 0, x \in X\}; N(A) \subseteq X$$

El *null-space* representa por lo tanto todos los vectores de X que vienen transformados en el vector nulo de Y.

A.3. Descomposición en valores singulares

La descomposición en valores singulares (*Singular Values Decomposition - SVD*) permite de representar una genérica matriz $A \in \mathfrak{R}^{m \times n}$ de rango $\rho(A) = k$ donde $k = \min \{m, n\}$, como el producto de tres matrices U, S e V donde:

- $V \in \mathfrak{R}^{n \times n}$ matriz orto normal, llamada de rotación de entrada;
- $U \in \mathfrak{R}^{m \times m}$ matriz orto normal, llamada de rotación de salida;
- $S \in \mathfrak{R}^{m \times n}$ matriz pseudo-diagonal, llamada matriz de los valores singulares.

En formulas resulta:

$$\mathbf{A} = \mathbf{USV}^T$$

En particular la matriz S puede asumir diferentes estructuras dependiendo de las dimensiones m y n y del rango k de la matriz A . En general vale la siguiente partición de las matrices U , S e V :

$$\begin{aligned} U_{m \times m} &= [U_{m \times k}^1 \quad U_{m \times (m-k)}^2] \\ S_{m \times n} &= \begin{bmatrix} S_{k \times k}^1 & 0_{k \times (n-k)} \\ 0_{(m-k) \times k} & 0_{(m-k) \times (n-k)} \end{bmatrix} \\ V_{n \times n} &= [V_{n \times k}^1 \quad V_{n \times (n-k)}^2] \end{aligned}$$

Se observa que si se considera la pura matriz S^1 , ésta está unívocamente definida, es diagonal y presenta sobre su diagonal todos los valores singulares de la matriz A ordenados en forma descendente.

La descomposición en valores singulares existe siempre y es única, a excepción de los casos en los cuales existan valores singulares múltiples en ésta caso las columnas de U y V pueden ser combinaciones lineales de ellas.

Las propiedades de la descomposición en valores singulares son:

- Las columnas u_i de la matriz U , con $i=1, \dots, k$, corresponden a los valores singulares positivos y son una base orto normal para el espacio imagen de A .
- Las columnas v_j de la matriz V , con $j=k+1, \dots, n$, corresponden a los valores singulares positivos y constituyen una base orto normal para el *null* de A .

La descomposición en valores singulares permite desarrollar el cálculo de la matriz pseudo-inversa de forma sencilla. Se demuestra que la descomposición en valores singulares de la matriz pseudo-inversa A^\dagger de la matriz A es:

$$\mathbf{A}^\dagger = \mathbf{VS}^\dagger \mathbf{U}^T$$

Ahora se observa que la operación de pseudo-inversión de la matriz S se obtiene substituyendo los elementos no nulos de S , es decir los valores singulares presentes en la diagonal, de forma ordenada con el recíproco de éstos.

Apéndice B

Mediciones de interacción entre variables para sistemas MIMO

En este apéndice se presentan algunos conceptos relativos a las técnicas de medición del grado de interacción entre variables en los sistemas MIMO presentadas en el Capítulo 5. Se ilustran en detalle las propiedades que se pueden aplicar para mejorar y justificar los análisis.

B.1. Matriz de las ganancias relativas - RGA

Para los sistemas modelados por una matriz de transferencia G cuadrada no singular se define la matriz de las ganancias relativas evaluada a la frecuencia $\bar{\omega}$ por medio de la fórmula:

$$\Lambda(G(j\bar{\omega})) \triangleq G(j\bar{\omega}) \otimes (G(j\bar{\omega})^{-1})^T$$

Se resumen en seguida algunas propiedades de la RGA

Propiedad 1: Definido un vector CS (*Column Sum*) que representa la suma de los elementos de las columnas de Λ , el elemento genérico $cs(i)$ es siempre igual a 1. Lo mismo vale para un vector RS (*Row Sum*) que representa la suma de los elementos de los renglones de Λ . De hecho vale que:

$$(g^{-1}g)_{ii} = \sum_{k=1}^m g_{ki}^{-1} g_{ik} = \sum_{j=1}^m \lambda_{ij} = cs(i)$$

Propiedad 2: RGA es invariante respecto al escalamiento de las entradas y de las salidas. El escalamiento de las variables de entrada (salida) se puede interpretar como una post (pre) multiplicación de G por una matriz diagonal no singular S_I (S_O).

En el caso del escalamiento de las entradas vale:

$$G_{IS} = GS_I \text{ y que } G_{IS}^{-1} = S_I^{-1}G^{-1}$$

Desde la cual resulta que la RGA en este caso es igual a:

$$\Lambda_{IS} = (GS_I) \otimes (S_I^{-1}G^{-1})^T$$

Es decir el genérico elemento de Λ_{IS} es igual al correspondiente elemento de Λ obtenida sin escalamiento de las entradas:

$$(\lambda_{IS})_{ij} = g_{ij}s_j \frac{1}{s_j} g_{ji}^{-1} = g_{ij}g_{ji}^{-1} = (\lambda)_{ij}$$

En el caso del escalamiento de las salidas vale:

$$G_{OS} = S_O G \text{ y que } G_{OS}^{-1} = G^{-1}S_O^{-1}$$

Sigue que:

$$\Lambda_{OS} = (S_O G) \otimes (G^{-1}S_O^{-1})^T = G \otimes (G^{-1})^T$$

Propiedad 4: Cada permutación de renglón o columna de la matriz de transferencia G aparece igual en la RGA. Se consideren de hecho dos matrices de permutación P_I y P_O las cuales se aplican a G de la siguiente forma:

$$G_P = P_O G P_I$$

Vale que:

$$G_p^{-1} = P_I^T G^{-1} P_O^T$$

Por lo tanto la RGA es:

$$\begin{aligned} \Lambda_p &= G_p \otimes (G_p^{-1})^T = [P_O G P_I] \otimes (P_I^T G^{-1} P_O^T)^T = [P_O G P_I] \otimes [P_I G^{-1T} P_O] \\ &= P_O [G \otimes G^{-1T}] P_I = P_O \Lambda P_I \end{aligned}$$

B.2. RGA para sistemas no cuadrados – NRG

Para sistemas modelados por una matriz de transferencia G no cuadrada, es decir que presentan número de salidas (m) diverso del número de entradas (n), se define la matriz de las ganancias relativas para sistemas no cuadrados evaluada a la frecuencia $\bar{\omega}$ por medio de la fórmula:

$$\Lambda^\dagger(G(j\bar{\omega})) \triangleq G(j\bar{\omega}) \otimes (G(j\bar{\omega})^\dagger)^T$$

Donde el símbolo \dagger representa la operación de inversión de la matriz G en el sentido de Moore-Penrose.

Se define para la matriz Λ^\dagger la suma de elementos por renglón RS (*Row Sum*) como:

$$RS = \left[\sum_{j=1}^n \lambda_{1j}^\dagger \quad \sum_{j=1}^n \lambda_{2j}^\dagger \quad \cdots \quad \sum_{j=1}^n \lambda_{mj}^\dagger \right]^T = [rs(1) \quad rs(2) \quad \cdots \quad rs(m)]^T$$

El genérico elemento $rs(i)$ puede ser obtenido directamente desde el elemento de índice i de la diagonal de la matriz GG^\dagger porque:

$$(gg^\dagger)_{ii} = \sum_{k=1}^n g_{ik}g_{ki}^\dagger = \sum_{j=1}^n \lambda_{ij}^\dagger = rs(i)$$

De manera del todo similar, se define la suma de los elementos columnas CS (*Column Sum*) como:

$$CS = \left[\sum_{i=1}^m \lambda_{1i}^\dagger \quad \sum_{i=1}^m \lambda_{2i}^\dagger \quad \cdots \quad \sum_{i=1}^m \lambda_{ni}^\dagger \right]^T = [cs(1) \quad cs(2) \quad \cdots \quad cs(n)]^T$$

Propiedad 1: el genérico elemento $cs(i)$ puede ser obtenido directamente desde el elemento de índice i de la diagonal de la matriz $G^\dagger G$, en particular este elemento es siempre igual a 1. Vale que:

$$(g^\dagger g)_{ii} = \sum_{k=1}^m g_{ki}^\dagger g_{ik} = \sum_{j=1}^m \lambda_{ij}^\dagger = cs(i)$$

Además:

$$G^\dagger G = (G^T G)^{-1} G^T G = I$$

Por lo tanto la propiedad 1 queda demostrada.

Propiedad 2: la suma de los elementos de CS es siempre igual al número de columnas de G. Lo mismo vale para la suma de los elementos de RS. En fórmulas:

$$\sum_{i=1}^m rs(i) = \sum_{i=1}^m \sum_{j=1}^n \lambda_{ij}^{\dagger} = \sum_{j=1}^n \sum_{i=1}^m \lambda_{ij}^{\dagger} = \sum_{i=1}^n cs(i) = n$$

Propiedad 3: NRG es invariante respecto al escalamiento de las entradas, mientras que varía respecto al escalamiento de las salidas. El escalamiento de las variables de entrada (salida) se puede interpretar como una post (pre) multiplicación de G por una matriz diagonal no singular S_I (S_O).

En el caso del escalamiento de las entradas vale:

$$G_{IS} = GS_I \text{ e que } G_{IS}^{\dagger} = S_I^{-1}G^{\dagger}$$

NRG en este caso es igual a:

$$\Lambda_{IS}^{\dagger} = (GS_I) \otimes (S_I^{-1}G^{\dagger})^T$$

Es decir el elemento genérico de Λ_{IS}^{\dagger} es igual al correspondiente elemento de Λ^{\dagger} obtenido sin escalamiento de las entradas:

$$(\lambda_{IS}^{\dagger})_{ij} = g_{ij}s_j \frac{1}{s_j} g_{ji}^{\dagger} = g_{ij}g_{ji}^{\dagger} = (\lambda^{\dagger})_{ij}$$

En el caso del escalamiento de las salidas vale:

$$G_{OS} = S_O G \text{ e que } G_{OS}^\dagger = (G^T S_O^2 G)^{-1} G^T S_O^T$$

En general no se puede manejar como factor S_O y por lo tanto no se verifica $\Lambda_{OS}^\dagger = \Lambda^\dagger$.

Propiedad 4: Cada permutación de renglón o de columna de la matriz G aparece igual en la NRG. Se consideren dos matrices de permutación P_I y P_O las cuales se aplican a G de la siguiente forma:

$$G_P = P_O G P_I$$

Vale que:

$$G_P^\dagger = P_I^T G^\dagger P_O^T$$

Por lo tanto la NRG es:

$$\begin{aligned} \Lambda_P^\dagger &= G_P \otimes (G_P^\dagger)^T = [P_O G P_I] \otimes (P_I^T G^\dagger P_O^T)^T = [P_O G P_I] \otimes [P_I G^{\dagger T} P_O] \\ &= P_O [G \otimes G^{\dagger T}] P_I = P_O \Lambda^\dagger P_I \end{aligned}$$

Propiedad 5: NRG es una generalización de RGA porque si se considera un sistema cuadrado la operación de pseudo-inversión se reduce a lo operación de inversión.

Propiedad 6: los elementos de NRG tienden a infinito cuando la matriz de transferencia del sistema tiende a ser singular. Por lo tanto la NRG puede ser usada también como índice de controlabilidad del sistema. Para la demostración se vea (Chang & Yu, 1990).

B.3. Variantes iterativas de las técnicas RGA y NRG

Cuando las matrices en análisis son de grandes dimensiones se verifica que es difícil identificar los pares de variables de acoplar respecto a los criterios de las técnicas RGA y NRG. En (Skogestad & Postlethwaite, Multivariable feedback control, 2008) se demuestra que calculando iterativamente la RGA del resultado de una RGA se puede llegar en un número limitado de iteraciones a una matriz compuesta casi enteramente de ceros, la cual presenta unos en los elementos que corresponden a las parejas que se escogerían a través de RGA. Es decir calcular la RGA iterativa (*Iterative RGA - IRGA*) simplifica la lectura de los resultados de la simple RGA. Lo mismo se verifica para la extensión a sistemas no cuadrados de la RGA, es decir la NRG.

B.4. Escalamiento de las variables

El escalamiento de las variables resulta muy importante en las aplicaciones prácticas. El uso de variables escaladas vuelve más sencillas tanto los análisis como el diseño de los controladores que se quieren implementar. El escalamiento consiste básicamente en decidir cuáles son los rangos probables y admisibles de las variables del sistema.

Se considere el sistema no escalado:

$$\hat{y} = \hat{G}\hat{u} + \hat{G}_d\hat{d}; \quad \hat{e} = \hat{y} - \hat{r}$$

Donde el símbolo $\hat{}$ representa las variables en las unidades de medición sin escalamiento. (Skogestad & Postlethwaite, Multivariable feedback control, 2008) sugieren que es una buena práctica manipular las variables de manera que el módulo de estas aparezca menos de la unidad. Esto se obtiene dividiendo cada variable entre el máximo valor que se espera (en el caso de variables de proceso y perturbaciones) o entre el máximo valor admisible (para las manipulaciones). Por ejemplo para las perturbaciones y las variables manipulables se pueden usar:

$$d = \frac{\hat{d}}{\hat{d}_{max}}; \quad u = \frac{\hat{u}}{\hat{u}_{max}}$$

Donde \hat{d}_{max} y \hat{u}_{max} representan respectivamente los valores máximos que la perturbación y la manipulación pueden alcanzar.

Para la referencia, la variable de proceso y el error de control (las cuales se miden según las mismas unidades de medición) se pueden considerar el escalamiento con respecto al máximo error de control permitido o el máximo cambio de referencia que se espera. Por ejemplo:

$$e = \frac{\hat{e}}{\hat{e}_{max}}; \quad r = \frac{\hat{r}}{\hat{e}_{max}}; \quad y = \frac{\hat{y}}{\hat{e}_{max}}$$

En el caso de sistemas MIMO es posible que sea necesario normalizar según diferentes valores cada variable. Se pueden introducir oportunas matrices diagonales de escalamiento para los vectores de las entradas, de las salidas y de las perturbaciones, donde cada elemento sobre de las diagonales representa el valor respecto al cual normalizar la correspondiente variable. Los vectores de variables escalados se representan como:

$$d = D_d^{-1}\hat{d}; \quad u = D_u^{-1}\hat{u}; \quad e = D_e^{-1}\hat{e}; \quad r = D_e^{-1}\hat{r}; \quad y = D_e^{-1}\hat{y};$$

El modelo del sistema escalado se vuelve:

$$y = Gu + G_d d; \quad e = y - r$$

Donde las matrices G y G_d equivalen a:

$$G = D_e^{-1}\hat{G}D_u \quad G_d = D_e^{-1}\hat{G}_dD_d$$

B.5. Métodos de sintonía PID para plantas químicas

El segundo método de Ziegler-Nichols es una técnica heurística de sintonía para controladores PID basada en la identificación de la intersección del diagrama polar del proceso con el eje real negativo (Magnani, Ferretti, & Rocco, 2007). Esta identificación se desarrolla en lazo cerrado y puede ser llevada a cabo o por medio de un controlador PID una vez que las acciones integral y derivativa están eliminadas o a través de una retroalimentación con relevador. En el caso en el cual se quiere usar un controlador PID es necesario llevar el sistema al límite de estabilidad aumentando gradualmente la ganancia proporcional. La ganancia en cuestión se conoce como ganancia última (*ultimate gain*) K_u . a esta ganancia está asociado un periodo de oscilación T_u conocido como periodo último

(*ultimate period*). Desde estos dos valores se pueden obtener los parámetros K_p , T_i y T_d del PID de acuerdo a la Tabla 0-1.

	K_p	T_i	T_d
P	$0.50 K_u$	-	-
PI	$0.45 K_u$	$T_u / 1.2$	-
PID	$0.60 K_u$	$T_u / 2$	$T_u / 8$

Tabla 0-1 - Tabla de Ziegler y Nichols (segundo método)

Esta técnica presenta varias desventajas:

- Los controladores resultantes tienen un desempeño aceptables sólo respecto al filtraje de las perturbaciones y no respecto a cambios de referencia;
- En muchos casos el control obtenido se revela muy agresivo y presenta oscilaciones inaceptables para algunos sistemas;
- El procedimiento para llevar el sistema al límite de estabilidad requiere de mucha atención.

Si no se quiere utilizar un método de sintonización que obligue a llevar el sistema al límite de la inestabilidad es posible utilizar el método de la retroalimentación con relevador. También este método permite de identificar el punto de intersección entre el diagrama polar del sistema y el eje real negativo. Se obtienen los parámetros K_u y T_u y a partir de estos los parámetros K_p , T_i y T_d del controlador PID. Este método respecto al precedente resulta más seguro y totalmente automatizable, de hecho muchos controladores comerciales ya lo implementan como técnica de *self-tuning*.

(Tyreus & Luyben, 1992) analizando las problemáticas de control que genera el método de Ziegler-Nichols cuando éste es aplicado a procesos químicos, proponen un método que tiene la finalidad de reducir la agresividad del controlador. El método propuesto se sintetiza

en la Tabla 0-2. Esta técnica se prefiere para la moderación de la acción de control que introduce, sin embargo muchas veces se penalizan uno o más de los tres coeficientes del PID para tratar de mejorar el desempeño del control.

	K_p	T_i	T_d
<i>P</i>	0.50 K_u	-	-
<i>PI</i>	0.313 K_u	2.2 T_u	-
<i>PID</i>	0.45 K_u	2.2 T_u	$T_u / 6.30$

Tabla 0-2 - Tabla de Tyreus y Luyben

Apéndice C

Unidad de medición

En este apéndice se resumen las principales unidades de medición empleadas en el ámbito de la industria petrolera. Juntas a estas unidades se anexan tablas y fórmulas de conversión para permitir de reportar los datos ilustrados en la tesis en las unidades del Sistema Internacional de medición.

C.1. Factores de conversión para el crudo

El crudo, y los productos de refinación, son normalmente medidos tanto por volumen, en galones o barriles, como por peso, en toneladas. La relación entre peso y volumen está usualmente medida en densidad expresada según el sistema anglosajón o alternativamente según la gravedad específica. La cantidad de los productos refinados se expresa en barriles diarios (bpd). Para las unidades de volumen se reporta la siguiente tabla de conversión.

	<i>Barril US</i>	<i>Litros</i>	<i>Galones US</i>	<i>Galones UK</i>	<i>Pies cúbicos</i>	<i>Metros cúbicos</i>
<i>Barril US</i>	1	0,0063	0,0238	0,0286	0,1781	264,17
<i>Litros</i>	158,984	1	3,7854	4,5461	28,3173	1
<i>Galones US</i>	42	0,2642	1	1,2009	7,4805	6,2898
<i>Galones UK</i>	34,973	0,2199	0,8327	1	6,2288	219,97
<i>Pies cúbicos</i>	5,6146	0,0353	0,1337	0,1605	1	35,315
<i>Metros Cúbicos</i>	3,7854	1	0,0038	0,0046	0,02831	1

	<i>British thermal unit por hora</i>	<i>foot pound force per minute</i>	<i>foot pound force per second</i>	<i>horsepower</i>	<i>kilocaloría al hora</i>	<i>kilogramo fuerza por metros al segundo</i>	<i>caballo vapor</i>	<i>kilowatt</i>
	<i>BTU/h</i>	<i>lb_f·ft/min</i>	<i>lb_f·ft/s</i>	<i>HP</i>	<i>kcal/h</i>	<i>kg_f·m/s</i>	<i>CV</i>	<i>kW</i>
<i>BTU/h</i>	1	0,077	4,63	2544,43	3,97	33,46	2509,62	3412,14
<i>lb_f·ft/min</i>	12,97	1	60	33000	51,47	433,98	75	44253,7
<i>lb_f·ft/s</i>	0,216	0,0167	1	550	0,8578	7,23	542,47	101,97
<i>HP</i>	0,000393	3e-5	0,0018	1	0,00156	0,013	0,986	1,34
<i>kcal/h</i>	0,25	0,019	1,166	641,19	1	8,43	632,41	859,84
<i>kg_f·m/s</i>	0,030	0,0023	0,138	76,04	0,12	1	75	737,56
<i>CV</i>	0,000398	0,0133	0,0018	1,014	0,0016	0,013	1	1,36
<i>kW</i>	0,00029	0,000023	0,0013	0,746	0,0012	0,01	0,735	1

C.2. Potencia – Calor

C.3. Trabajo – Energía – Calor

	<i>joule</i>	<i>caballo vapor por hora</i>	<i>Kilocal.</i>	<i>kilowatt por hora</i>	<i>horse power hour</i>	<i>british thermal unit</i>
	<i>J</i>	<i>CV·h</i>	<i>kcal</i>	<i>kW·h</i>	<i>HP·h</i>	<i>BTU</i>
<i>J</i>	1	0,384e-6	0,00024	0,27e-3	0,37e-6	0,00095
<i>CV·h</i>	2,6041e6	1	632,41	0,736	0,9861	2'509
<i>kcal</i>	4,1868e3	0,0016	1	0,0012	0,00155	3,97
<i>kW·h</i>	3,600e3	1,36	859,8	1	1,34	3'412,14
<i>HP·h</i>	2,684e6	1,014	641,19	0,746	1	2'544,43
<i>BTU</i>	1'055,056	0,0004	0,252	0,00029	0,000393	1

C.4. Presión

	<i>pascal</i>	<i>bar</i>	<i>Atmosfera técnica</i>	<i>Atmosfera métrica</i>	<i>pounds per square inch</i>
	<i>Pa</i>	<i>bar</i>	<i>kg/cm²</i>	<i>atm</i>	<i>psi</i>
<i>Pa</i>	1	100000	98066,50	101325	6894,76
<i>bar</i>	0,01e-3	1	0,981	1,01	0,069
<i>kg/cm²</i>		1,0197	1	1,033	0,0703
<i>atm</i>	0,0099	0,987	0,968	1	0,068
<i>psi</i>	0,145	14,5	14,22	14,696	1

C.5. Temperatura

Escala Kelvin (K)

desde grados Centígrados: $K = ^\circ\text{C} + 273,15$

desde grados Rankine: $K = 1,8 \cdot R$

desde grados Fahrenheit: $K = [5/9 \cdot ^\circ\text{F}] + (459,67/1,8)$

Escala centígrada ($^\circ\text{C}$)

desde grados Rankine: $^\circ\text{C} = (R - 32) \cdot 5/9$

desde Kelvin: $^\circ\text{C} = K - 273,15$

desde grados Fahrenheit: $^\circ\text{C} = (5/9) \cdot ^\circ\text{F} - (32/1,8)$

Escala Fahrenheit ($^\circ\text{F}$)

desde grados Centígrados: $^\circ\text{F} = 9/5 \cdot ^\circ\text{C} + 32$

desde grados Rankine: $^\circ\text{F} = R - 459,67$

desde Kelvin: $^\circ\text{F} = (9/5) \cdot K - 459,67$

Escala Rankine (R)

desde Kelvin: $R = (5/9) K$

desde grados Centígrados: $R = 491,67 + (9/5) \cdot ^\circ\text{C}$

desde grados Fahrenheit: $R = 459,67 + ^\circ\text{F}$

C.6. Poder calorífico

La característica principal de un combustible es el poder calorífico que posee. El poder calorífico representa la cantidad de calor que se libera en la reacción de combustión en condiciones estándar definidas. En general se mide en kcal/kg para los sólidos y líquidos, mientras que para los gases se expresa en kcal/m³. En la mayoría de los combustibles que contienen hidrógeno, se hace una distinción entre poder calorífico superior, que toma en cuenta el calor de condensación del vapor de agua que se forma a lo largo de la combustión, y poder calorífico inferior, el cual no considera tal calor. Se usa además como unidad del poder calorífico la cantidad de petróleo equivalente (tep) la cual vale 107 kcal.

Apéndice D

Parámetros de los Controladores ADEX

En este apéndice se resumen los parámetros de los controladores ADEX utilizados en el caso de estudio objeto de esta tesis.

D.1. Lista de parámetros

En este apartado se enumeran los parámetros de los controladores ADEX junto con una breve descripción de las funciones asociadas.

Bloque de proceso

ST – *Periodo de muestreo*, que determina la frecuencia con que el controlador ADEX recibirá información desde el esquema donde se inserta, y particularmente los valores actuales de las medidas de la PV del vector de salida del proceso, la señal de perturbación PERT, el vector de entrada real AI y el vector de modo de operación MODE. El periodo de muestreo es el periodo de tiempo de ejecución de los esquemas lógicos que ejecuta el procesador (Cycle Time) y su valor se presenta en segundos en este campo.

CP – *Periodo de Control*, que determina el número de periodos de muestreo entre dos acciones de control generadas por el controlador ADEX cuando funciona bajo control automático. Este valor puede establecerse por teclado o por la lógica del esquema de control.

Bloque de control

LV – *Valor inferior*, que es el valor de ingeniería más bajo en el rango de variación medible de la variable del proceso.

UV – *Valor superior*, que es el valor de ingeniería más alto en el rango de variación considerado arriba.

FL – *Constante de filtrado*. El valor filtrado de la variable del proceso en el instante de muestreo k, FPV(k), se obtiene al medir el valor PV(k), usando FL de la siguiente manera:

$$FPV(k) = FL * PV(k) + (1-FL) * FPV(k-1)$$

- LL** – *Límite inferior* para la salida del controlador.
- UL** – *Límite superior* para la salida del controlador.
- IL** – *Límite incremental* para la salida del controlador.
- LIL** – *Límite incremental inferior* para la salida del controlador. Este límite de control reducido se aplica cuando el proceso está en estado estacionario cercano al valor de la consigna.
- SI** – *Incremento significativo*. Incremento en valor absoluto de PERT que si se produce, liberará al controlador del límite LIL, aunque PV continúe entorno a la consigna. Esto permitirá al controlador responder con una acción de control mayor y así reducir el impacto de PERT pudiera tener sobre PV.

Mecanismo adaptativo

- NL** – *Nivel de ruido*, que indica las máximas variaciones que pueden ser observadas en la medición de la PV1 mientras OUT1, OUT2 y PERT son constantes y el proceso está en estado estacionario. Estas variaciones pueden ser originadas por el ruido de medición que actúa en PV y también por el efecto dinámico de otras variables, que no son consideradas en el modelo AP.
- N** – Este parámetro aparece en la fila de los parámetros relacionados con la PV y en la fila de los parámetros relacionados con OUT. En el primer caso, se refiere al número de parámetros A_i considerados en el modelo AP mientras que en el segundo, al número de parámetros B_i . El resto de los parámetros del modelo AP mostrados, y no considerados, son ignorados (tratados como si fueran 0).
- A** – Este parámetro es presentado también en la fila de los parámetros de la PV y de los parámetros de OUT. Este valor puede ser 0 (deshabilitando), o 1 (habilitando) la adaptación de los parámetros A_i o B_i respectivamente.
- AG** – *Ganancia de Adaptación*. Al igual que N y A, este parámetro aparece en la fila de la PV1 y en la de OUT1. Algunas veces es posible mejorar la actuación del mecanismo adaptativo cambiando, sólo por propósitos de adaptación, el rango

interno de variación de algunas variables de E/S en el modelo AP. El rango interno de variación se define por defecto en porcentaje por encima del rango de variación de la variable definida en las unidades de ingeniería. Este parámetro, AG, en este caso modificará el rango interno de variación de la PV1 o OUT1, dependiendo de la fila considerada, multiplicando el valor por defecto.

DP – *Periodos de Retardo*. Un cambio en OUT1 requerirá un cierto número de periodos de control antes de que se empiece a producir un cambio en PV1. Este número de periodos de control menos 1 es lo que se llama periodos de retardo.

S – *Signo* de la ganancia estática del proceso, que se hará igual a 1 si la respuesta del proceso (PV1) frente a un incremento positivo de la salida del controlador (OUT1), es también positivo. En caso opuesto, S se hará igual a -1.

AM – *Mecanismo Adaptativo*. Este parámetro gradúa la velocidad de adaptación del parámetro del modelo AP, cuyos valores oscilan entre 0, cuando está desactivada, y 1, cuando es máxima. Pueden utilizarse valores intermedios.

A1, A2, A3 Actuales – Los valores de estos parámetros representan el valor actual de adaptación generado por el mecanismo adaptativo para los correspondientes parámetros A_i del modelo AP.

A1, A2, A3 Iniciales – Los valores de estos parámetros son aquellos introducidos por el usuario para ser los valores iniciales de los parámetros del modelo AP antes de que el Mecanismo Adaptativo haya empezado a funcionar.

B1 a B6 Actuales – Los valores de estos parámetros representan el valor actual de adaptación generado por el mecanismo adaptativo para los correspondientes parámetros B_i del modelo AP.

B1 a B6 Iniciales – Los valores de estos parámetros son aquellos introducidos por el usuario para ser los valores iniciales de los parámetros B_i del modelo AP antes de que el Mecanismo Adaptativo haya empezado a funcionar.

Bloque conductor

- RC** – *Velocidad de Cambio*. Este parámetro limita la velocidad de cambio de la trayectoria que conduce la salida del proceso hacia la consigna. El valor de RC se introduce en unidades de ingeniería por periodo de control.
- PH** – *Horizonte de Predicción*. Este parámetro define el horizonte de predicción, esto es, los pasos adelante desde el instante de control real, en los que se definirá la trayectoria de la salida deseada del proceso. La correspondiente señal de control del proceso para el OUT del sistema MISO seleccionado se calculará para hacer que la variable del proceso predicha iguale a la variable del proceso deseada al final del horizonte de predicción.
- TC** – *Constante de Tiempo*. Este parámetro determina la constante de tiempo en periodos de control de la trayectoria deseada por defecto generada por el bloque conductor por medio de un modelo de segundo orden con una ganancia estática y un factor de amortiguamiento igual a 1. Por ejemplo, si se elige TC igual a 1.5 periodos de control, la salida deseada del proceso tardará cerca de unos 9 periodos de control en producir un cambio en el valor de la consigna sin sobrepasarla.

D.2. Configuración para el caso de estudio

En este apartado se resumen los valores numéricos para los parámetros de ajustes de los controladores ADEX empleados en la presente tesis. Se presentan primeramente algunos parámetros que son comunes a todos los controladores empleados debido a la estrategia diseñada. Seguidamente se ilustran los valores numéricos de los parámetros que caracterizan los controladores ADEX para la sección de *preflash* y para la sección atmosférica.

D.2.1 Valores de los parámetros comunes a todos los controladores ADEX de la estrategia propuesta

Los parámetros que seguidamente se enumeran son comunes a todos los controladores de la estrategia de control avanzado propuesta. Tales parámetros típicamente se utilizan tomando valores particulares según el caso para solucionar problemas de implementación en aplicaciones reales y resultan con valores iguales en el conjunto de los controladores ADEX para el caso de estudio presentado en esta tesis, el cual se llevó a cabo en simulación.

CP – *Periodo de control*. Se utiliza el valor de 1 porque en simulación no hay diferencia entre tiempo de muestreo **ST** y periodo de control.

FL – *Constante de filtrado*. Debido al hecho que en simulación no se están manejando señales ruidosas no se utiliza el filtrado de estas señales. **FL** es igual a 1.

NL – *Nivel de ruido*. Las señales no están afectadas por ruido, por lo tanto no es necesario utilizar este parámetro. **NL** es igual a 0.

N – Tamaño de los polinomios del modelo adaptativo. Debido a las dinámicas identificadas se utilizan 2 parámetros para la parte auto-regresiva del modelo (**As**) y 3 parámetros para la parte exógena (**Bs**). Se verifica que con esta configuración se

puede garantizar buen funcionamiento también en presencia de variaciones de retrasos.

A – Habilidad de la adaptación. Se decide de tener la adaptación siempre funcionando. **A** es siempre igual a 1.

AG – Ponderación de la adaptación polinomio por polinomio. Este parámetro no es requerido por la estrategia, por lo que se configura siempre igual a 1.

S – *Signo de la ganancia*. Se identifican las ganancias tomando en consideración el signo, por lo tanto no es necesario especificar esta diferencia a través de este parámetro. **S** se asigna siempre igual a 1.

D.2.2 Valores de los parámetros particulares de los controladores ADEX de la sección de *preflash*

	<i>TF-PFU-Ctrl</i>	<i>T2-PFU-Ctrl</i>
ST	5min	5min
LV	180	130
UV	280	160
LL	50	0
UL	350	100
IL	5	100
LIL	5	100
SI	0.1	0.1
DP	0	0
AM	0.7	0.7
RC	5	5
PH	7	7
TC	1.5	1.5

D.2.3 Valores de los parámetros particulares de los controladores ADEX de la sección atmosférica

	<i>TF-CDU</i>	<i>T3-CDU</i>	<i>T6-CDU</i>	<i>T13-CDU</i>	<i>T1S1-CDU</i>	<i>T1S2-CDU</i>
ST	10min	10min	10min	10min	10min	10min
LV	310	180	190	240	160	160
UV	410	220	230	290	240	240
LL	100	0	20	5	0	0
UL	300	100	60	25	100	100
IL	4	100	1	0.25	100	100
LIL	4	100	1	0.25	100	100
SI	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
DP	0	0	0	0	0	0
AM	0.7	0.5	0.5	0.5	0.3	0.3
RC	5	2	2	2	1	1
PH	15	15	15	15	15	15
TC	3	3	3	3	3	3

Glosario

AGO	Atmospheric gas oil
AP	Adaptive Predictive
APC	Advanced Process Control
AP-Ex	Adaptive Predictive Expert
API	American Petroleum Institute
ARC	Advanced Regulatory Control
ARX	AutoRegressive eXogenous
ASTM	American Society for Testing of Materials
BP	Bubble Point
CABP	Cubic Average Boiling Point
CDU	Crude Distillation Unit
CP	Control Period
DDP	Driving Desired Trajectory
DMC	Direct Matrix Control
EHAC	Extended Horizon Adaptive Control
ERP	Enterprise Resource Paining
FBP	Final Boiling Point
GPC	Generalized Predictive Control
GPL	Gas de petróleo líquido
IBP	Initial Boiling Point
IDCOM	IDentification and COMmand
IMC	Internal Model Control
INRGA	Iterative No-square Relative Gain Array
IRGA	Iterative Relative Gain Array
ISA	International Society of Automation
LQG	Linear Quadratic Gaussian
MABP	Molar Average Boiling Point

MeABP	Mean Average Boiling Point
MESH	Mass Energy Summation Enthalpy
MIMO	Multiple Inputs Multiple Outputs
MISO	Multiple Inputs Single Output
MPC	Model Predictive Control
NMR	Nuclear Magnetic Resonance
NRGA	No-square Relative Gain Array
OLE	Object Linking and Embedding
OPC	OLE for Process Control
PDT	Projected Desired Trajectory
PFU	PreFlash Unit
PH	Prediction Horizon
PID	Proportional Integral Derivative
RC	Rate of Change
RDG	Relative Disturbance Gain array
RGA	Relative Gain Array
RRC	Regular Regulatory Control
RTO	Real Time Optimization
SI	Sistema Internacional de medición
SIMO	Single Input Single Output
SISO	Single Input Single Output
ST	Sample Time
SVD	Singular Values Decomposition
TBP	True Boiling Point
TC	Time Constant
VABP	Volumetric Average Boiling Point
WABP	Weight Average Boiling Point