

POLITECNICO DI MILANO

Facoltà di Ingegneria dell'Informazione

Corso di Laurea Specialistica in Ingegneria dell'Automazione



**ANALISI, MODELLISTICA E CONTROLLO ADATTATIVO
PREDITTIVO DI UNA COLONNA DI DISTILLAZIONE
ATMOSFERICA DI PETROLIO GREGGIO**

Relatore:

Prof. Francesco Casella

Tesi di Laurea di

Angelo RAIMONDI

Matricola n. 720083

ANNO ACCADEMICO 2009 / 2010

Alla mia famiglia

Ringraziamenti

Il primo e più grande ringraziamento di questa tesi va al Politecnico di Milano e al Tecnológico de Monterrey. Due istituzioni grazie alle quali ho potuto raggiungere il compimento di un importante traguardo professionale e personale.

In particolare desidero ringraziare il Dr. Antonio Favela Contreras, per avermi offerto come lavoro di tesi un tema che per me è di grande interesse scientifico e professionale, per avermi assistito durante questo lavoro di ricerca, e per avermi insegnato molto, specialmente durante le nostre lunghe conversazioni sopra i temi più svariati.

Un ringraziamento di uguale intensità va al Dr. Francesco Casella per aver seguito questo lavoro di tesi a distanza dall'Italia, con tutti i contrattempi che questo comporta.

Inoltre, ringrazio il Dr. José de Jesús Rodríguez Ortiz e la Dr.ssa Irma Yolanda Sánchez Chávez, per aver arricchito questa tesi con le loro osservazioni e consigli.

Grazie al Dr. Juan Manuel Martín Sánchez, per i suoi suggerimenti sul controllo ADEX, e al Dr. Miguel Angel Romero Ogawa, per l'aiuto offerto nella fase di messa a punto del modello dell'impianto utilizzato in questa tesi.

Un ringraziamento doveroso va a Héctor Pastor, Raúl Estrada e Antonio Nevado, per avermi regalato le loro osservazioni sulla applicazione del controllo ADEX nell'industria petrolchimica.

Desidero ringraziare il Departamento de Mecatrónica del Tecnológico de Monterrey e al Dipartimento di Elettronica e Informazione del Politecnico di Milano, che attraverso il programma di Doppia Laurea stipulato tra le due istituzioni, mi hanno dato la possibilità di ricevere una preparazione di livello internazionale e hanno stimolato il mio interesse per la ricerca.

Un grazie infinito per il sostegno che mi hanno sempre dimostrato è rivolto ai miei genitori e alla mia famiglia. Senza la fiducia che hanno riposto in me, non avrei mai potuto raggiungere quest'obiettivo.

Finalmente ringrazio tutti gli amici italiani e messicani conosciuti nella mia carriera universitaria. In particolare desidero ringraziare a Francesco Fusco e Ezequiel Tisminetzky per la lunga e sincera amicizia dimostrata durante questi anni.

Indice

1.	Introduzione	19
1.1.	Descrizione del problema	21
1.2.	Obiettivi della tesi	22
1.3.	Metodologia	23
1.4.	Risultati conseguiti e contributi originali.....	24
1.5.	Organizzazione dei capitoli	24
1.6.	Note sulle unità di misura utilizzate	26
2.	Distillazione del greggio	27
2.1.	Introduzione	29
2.2.	Caratterizzazione del greggio e dei prodotti della distillazione.....	30
2.3.	Il processo di distillazione atmosferica.....	38
2.4.	Variabili di operazione.....	43
2.4.1.	Temperatura della carica all'uscita del forno di vaporizzazione ...	44
2.4.2.	Pressione operativa della colonna di distillazione	45
2.4.3.	Portate e temperature dei reflussi della colonna	50
2.4.4.	Portata di vapor d'acqua usato per lo <i>stripping</i> della colonna.....	51
2.4.5.	Portate di estrazione laterali della colonna	51
3.	Controllo ADEX	53
3.1.	Introduzione	55
3.2.	Controllo Predittivo	57
3.2.1.	Controllo predittivo – concetti fondamentali.....	57
3.2.2.	Strategia di controllo predittivo estesa.....	61
3.3.	Controllo Adattativo – Predittivo	67
3.4.	Controllo Adattativo – Predittivo – Esperto	70
4.	Modellazione	73
4.1.	Introduzione	75
4.2.	Descrizione del simulatore usato	76
4.2.1.	Simulatori causali e acausali.....	76
4.2.2.	Metodo <i>inside-out</i>	77
4.2.3.	Indicazioni sulla costruzione del modello	79
4.3.	Modello termodinamico.....	80

4.4.	Descrizione del caso di studio	81
4.5.	Modellazione stazionaria dell'impianto.....	84
4.5.1.	Modellazione della miscela di greggio	84
4.5.2.	Alimentazione al processo e vapore di stripping	89
4.5.3.	Colonna di <i>pre-flash</i>	90
4.5.4.	Colonna di <i>topping</i>	92
4.6.	Modellazione dinamica.....	95
4.6.1.	Parametri geometrici.....	96
4.6.2.	Definizione di valvole e pompe	97
4.6.3.	Sistema di controllo di base	98
4.7.	Risultati di simulazione	101
4.7.1.	Risultati della simulazione stazionaria	101
4.7.2.	Risultati della simulazione dinamica	106
4.8.	Conclusioni	110
5.	Strategie di controllo.....	113
5.1.	Introduzione	115
5.2.	Controllo decentralizzato	117
5.2.1.	Tecniche di <i>pairing</i>	120
5.2.2.	Isolamento delle perturbazioni significative.....	129
5.3.	Strategia di controllo convenzionale.....	131
5.4.	Strategia di controllo avanzata – Sezione di Pre-flash.....	136
5.4.1.	<i>Pairing</i> e selezione di misure secondarie.....	136
5.4.2.	Compensazione delle perturbazioni.....	141
5.4.3.	Strategia proposta	142
5.5.	Strategia di controllo avanzata – Sezione Atmosferica	148
5.5.1.	<i>Pairing</i> e selezione di misure secondarie.....	148
5.5.2.	Compensazione delle perturbazioni.....	158
5.5.3.	Strategia proposta	160
5.6.	Osservazioni sulla struttura di controllo proposta	164
5.7.	Conclusioni	165
6.	Simulazione ed Analisi comparativa	167
6.1.	Ambiente di simulazione	169
6.2.	Controllo della sezione di pre-flash	173
6.3.	Controllo della sezione atmosferica.....	177
7.	Conclusioni e sviluppi futuri.....	183

7.1. Conclusioni	185
7.2. Sviluppi futuri	186
Bibliografia	187
Appendice A	191
A.1. Pseudo-inversa	193
A.2. Matrici come operatori lineari	194
A.3. Decomposizione a valori singolari.....	195
Appendice B	197
B.1. Matrice dei guadagni relativi - RGA.....	199
B.2. RGA per sistemi non quadrati – NRG	201
B.3. Varianti iterative delle tecniche RGA e NRG.....	204
B.4. Scalatura delle variabili.....	205
B.5. Metodi di sintonia PID per impianti chimici.....	207
Appendice C	209
C.1. Fattori di conversione per il greggio	211
C.2. Potenza – Calore	212
C.3. Lavoro – Energia – Calore	213
C.4. Pressione	213
C.5. Temperatura	214
C.6. Potere calorifico	215
Glossario	217

Indice delle Figure

Figura 2.2-1 – Esempio di curve di volatilità TBP e ASTM D86	32
Figura 2.2-2 - Esempio di approssimazione in pseudocomponenti, in evidenza la curva TBP di partenza	34
Figura 2.2-3 - Curva TBP di un campione di greggio con sovrapposte le curve ASTM D86 dei distillati	35
Figura 2.2-4 - Caratterizzazione di Gap e Overlap	37
Figura 2.3-1 - Schema generale di una raffineria	39
Figura 2.3-2 - Schema concettuale della distillazione frazionata	40
Figura 2.3-3 - Schema di funzionamento di una colonna a piatti con valvole a campanella.....	41
Figura 2.3-4 - A sinistra una illustrazione del 1800, ritraente un piatto a campanella per colonna di distillazione. A destra un elemento di riempimento per la configurazione ad impacchi.	41
Figura 2.3-5 - Schema di una tipica colonna di distillazione atmosferica.....	43
Figura 2.4-1 - Configurazioni a condensazione parziale dei vapori di testa. (A) Condensazione parziale con spurgo degli inerti; (B) Condensazione parziale dove il non condensato controlla la pressione; (C) Condensazione parziale del solo riflusso della colonna; PC, controllore di pressione; dPC, controllore pressione differenziale; LC, controllore di livello; FC, controllore di portata.	46
Figura 2.4-2 - Configurazioni a condensazione totale dei vapori di testa. (A) Condensazione totale con by-pass caldo; (B) Condensazione totale con sotto raffreddamento; (C) Condensazione totale con polmonazione di gas inerte; PC, controllore di pressione; TI, indicatore di temperatura; HIC, controllore manuale degli incondensabili.	49
Figura 3.2-1 - Schema a blocchi del controllo predittivo	57
Figura 3.3-1 – Schema a blocchi del controllo adattativo – predittivo.....	68
Figura 3.4-1 - Schema a blocchi del controllo adattativo-predittivo-esperto ADEX	71
Figura 3.4-2 - Idea base di domino di operazione	71
Figura 4.2-1 - Procedure che implementano i metodi: (a) BP e SR, (b) SC e (c) Inside-out.....	78
Figura 4.4-1 - Istogramma dei prodotti delle sei raffinerie Pemex per l'anno 2007 (quantità espresse in migliaia di barili al giorno) – fonte: http://www.sener.gob.mx/webSener/_static/Secciones/Hidrocarburos/dih/375.html	82
Figura 4.4-2- Schema dell'impianto di distillazione atmosferica considerato	83

Figura 4.5-1 – Curve di distillazione TBP delle qualità di greggio e della carica esaminate	88
Figura 4.5-2 - Curve di distillazione TBP dei blend proposti.....	88
Figura 4.5-3 - Schema della sezione di alimentazione	89
Figura 4.5-4 - Schema del modello della colonna di pre-flash.....	92
Figura 4.5-5 - Schema del modello della colonna di topping.....	95
Figura 4.6-1 - Schema della semplificazione degli anelli di basso livello	98
Figura 4.6-2 - Schema completo del modello realizzato	100
Figura 4.7-1 – Confronto tra i profili di temperatura della colonna di pre-flash ottenuti rispettivamente per simulazione e per misura in campo	103
Figura 4.7-2 - Confronto tra i profili di pressione della colonna di pre-flash ottenuti rispettivamente per simulazione e per misura in campo	103
Figura 4.7-3 - Confronto tra i profilo di temperatura della colonna di topping ottenuti rispettivamente per simulazione e per misura in campo	104
Figura 4.7-4 - Confronto tra i profilo di pressione della colonna di topping ottenuti rispettivamente per simulazione e per misura in campo	104
Figura 4.7-5 – Curve di volatilità ASTM dei prodotti estratti.....	105
Figura 4.7-6 - Variazione della pressione del condensatore della colonan di pre-flash in risposta all'apertura della valvola di sfogo del separatore trifase.....	108
Figura 4.7-7 - Variazione della pressione del condensatore della colonna di topping in risposta alla diminuzione del duty del condensatore	108
Figura 4.7-8 – Variazione della temperatura della carica all’uscita del forno di pre-flash in risposta alla variazione del duty dello stesso forno.....	109
Figura 4.7-9 - Variazione della temperatura della carica all’uscita del forno di topping in risposta alla variazione del duty dello stesso forno.....	109
Figura 5.2-1 - Schema di controllo centralizzato.....	118
Figura 5.2-2 - Schema di controllo decentralizzato.....	119
Figura 5.2-3 - Condetto di guadagno in anello aperto (in alto) ed in anello chiuso (in basso)	123
Figura 5.2-4 - Significato geometrico della SVD	127
Figura 5.3-1 - Schema dell'impianto di pre-flash sotto controllo convenzionale	133
Figura 5.3-2 - Schema dell'impianto di topping sotto controllo convenzionale	134
Figura 5.4-1- Schema di controllo avanzato proposto per la sezione di pre-flash...	148
Figura 5.5-1 - Analisi SVD per los square down del modello della colonna atmosferica	152
Figura 5.5-2 - Analisi SVD per la definizione delle misure secondarie del punto di ebollizione superiore del taglio di nafta pesante	153
Figura 5.5-3 - Analisi SVD per la definizione delle misure secondarie e degli accoppiamenti di controllo per lo stripper di cherosene.....	157

Figura 5.5-4 - Analisi SVD per la definizione delle misure secondarie e degli accoppiamenti di controllo per lo stripper di diesel	157
Figura 5.5-5 – Disaccoppiamento con con una strategia convenzionale.....	159
Figura 5.5-6 – Schema di controllo avanzato proposto per la sezione atmosferica (Colonna).....	163
Figura 5.5-7 – Schema di controllo avanzato proposto per la sezione atmosferica (Strippers).....	163
Figura 6.1-1 - Schema del simulatore utilizzato.....	171
Figura 6.1-2 – Esempio della struttura dei blocchi della strategia di controllo avanzata (PFU Controllers e CDU Controllers).....	172
Figura 6.1-3 – Esempio dei blocchi per la generazione dei riferimenti e per l’abilitazione della strategia di controllo avanzato.....	172
Figura 6.2-1 – Risposta della temperatura del forno di pre-flash ad un cambio di riferimento	173
Figura 6.2-2 – Risposta della temperatura del piatto 2 ad un cambio di riferimento della temperatura del forno di pre-flash	174
Figura 6.2-3 – Risposta della temperatura del piatto 2 ad un cambio di riferimento.....	174
Figura 6.2-4 – Risposta della temperatura del forno di pre-flash ad un incremento de 10% del valore nominale della portata della carica che si presenta al tempo 0.2.....	175
Figura 6.2-5 – Risposta della temperatura del secondo piatto della colonna ad un incremento de 10% del valore nominale della portata della carica che si presenta al tempo 0.2.....	175
Figura 6.2-6 – Cambi di composizione simulati.....	176
Figura 6.2-7 – Risposta della temperatura del forno PFU a cambi di composizione della carica.....	176
Figura 6.2-8 – Risposta della temperatura del piatto 2 a cambi di composizione della carica.....	177
Figura 6.3-1 – Secuencia di perturbazioni di composizione di carica simulate.....	178
Figura 6.3-2 – Gap-overlap del taglio presente tra nafta pesante e cherosene – comparazione tra strategia convenzionale (PID) e strategia proposta (APC)	178
Figura 6.3-3 – Gap Gap-overlap del taglio presente tra cherosene e diesel – comparazione tra strategia convenzionale (PID) e strategia proposta (APC)	178
Figura 6.3-4 – Gap-overlap del taglio presente tra diesel e gasolio atmosferico – comparazione tra strategia convenzionale (PID) e strategia proposta (APC)	179
Figura 6.3-5 – Gap-overlap del taglio presente tra gasolio atmosferico e residuo atmosferico – comparazione tra strategia convenzionale (PID) e strategia proposta (APC).....	179
Figura 6.3-6 – Controllo della temperatura del piatto 6 della colonna atmosferica	181
Figura 6.3-7 – Controllo della temperatura del piatto 13 della colonna atmosferica	181

Indice delle Tabelle

Tabella 2-1 - Nomenclatura di classificazione della "pesantezza" di un campione di greggio.....	34
Tabella 4-1 - Quadro riassuntivo dei dati sperimentali per la caratterizzazione.....	85
Tabella 4-2 – Composizione delle tre miscele considerate.....	86
Tabella 4-3 - Caratteristiche dei vapori di stripping	90
Tabella 4-4 - Profilo di pressione specificato per la colonna di <i>pre-flash</i>	92
Tabella 4-5 - Denominazione dei prodotti della colonna atmosferica.....	93
Tabella 4-6 - Profilo di pressione per la colonna di <i>topping</i>	94
Tabella 4-7 - Specifiche per gli <i>strippers</i>	94
Tabella 4-8 - Specifiche per i <i>pumparound</i>	94
Tabella 4-9 - Caratteristiche geometriche delle colonne	97
Tabella 4-10- Comparazione tra i risultati di simulazione ed i dati di progetto per le sezioni di riscaldamento e condensazione dell'impianto	102
Tabella 4-11 - Valutazione di <i>gap/overlap</i>	105
Tabella 4-12 - Risultati del calcolo di R^2 per alcuni esperimenti di validazione condotti.....	107
Tabella 5-1 - Tavola riassuntiva dei controllori usati nella strategia convenzionale – i controllori indicati da * possono essere inseriti per migliorare la qualità del cherosene a discapito del diesel.....	135
Tabella 5-2 - Intervalli ammissibili per le variabili considerate nell'impianto di <i>pre-flash</i>	137
Tabella 5-3 - Intervalli ammissibili per le variabili considerate nell'impianto di <i>topping</i>	150
Tabella 6-1 - Comparazione tra le strategie simulate	180

Abstract

Il controllo del processo di distillazione del petrolio greggio con la finalità di ottenere prodotti sempre di più alta qualità, ad un costo energetico più basso e limitando la contaminazione, è un tema di ricerca scientifica di grande interesse ed attualità. Il problema che si affronta nel presente lavoro di tesi è quello del progetto di un sistema di controllo avanzato per il processo di distillazione atmosferica del petrolio greggio.

Il lavoro di ricerca si è svolto in tre fasi riguardanti rispettivamente: la modellistica dell'impianto oggetto della tesi, l'analisi della struttura del processo orientata alla definizione delle strategie di controllo ed il progetto di uno schema di controllo basato su controllori adattativi predittivi.

La modellistica dell'impianto è stata svolta servendosi di strumenti informatici innovativi che hanno permesso la definizione di un modello rigoroso e riutilizzabile dell'impianto, secondo il principio della modellazione acausale.

L'analisi della struttura del processo utilizza alcuni strumenti classici della teoria del controllo come la matrice dei guadagni relativi (RGA) e comprova i risultati ottenuti con tecniche recenti come la scomposizione ai valori singolari (SVD). Analisi simili vengono affrontate anche riguardo all'interazione tra perturbazioni e varibili di processo.

Nel progetto della struttura di controllo si applica una metodologia di controllo nuova, basata sui principi del controllo adattativo predittivo. I risultati ottenuti in simulazione vengono confrontati con il rendimento che si ottiene normalmente con strutture di controllo convenzionali basate su controllori PID.

1. Introduzione

In questo capitolo si presenta un'introduzione alla problematica che motiva lo sviluppo della presente tesi, così come i suoi principali obiettivi.

1.1. Descrizione del problema

I combustibili fossili, ed in particolare il petrolio greggio, costituiscono oggi la materia prima maggiormente usata nella generazione dell'energia. Lo stile di vita di molti Paesi è garantito dal continuo approvvigionamento di questa risorsa ed è per questa ragione che la diminuzione della produttività dei giacimenti petroliferi è causa di preoccupazione generalizzata, tanto da considerarsi crisi d'impatto globale. Tale crisi energetica, già in atto da alcuni decenni, giustifica la ricerca scientifica di soluzioni che, su tempi ragionevolmente lunghi, possano sostituire il petrolio come risorsa energetica principale. Assieme alle soluzioni a lungo termine, si studiano anche tecniche per sfruttare la maggior quantità di greggio possibile risparmiando energia. Ovvero si cerca di ottimizzare il rendimento degli impianti coinvolti nella catena di trasformazione del greggio.

L'ingegneria dei Controlli Automatici si profila come disciplina capace di risolvere molte delle esigenze di ottimizzazione proposte dall'industria petrolifera. La maggior parte di queste esigenze consistono nel far sì che le variabili del sistema assumano i valori stabiliti dal progetto teorico dell'impianto. L'Industria ha già da tempo sperimentato la potenza e la versatilità che le tecniche di controllo proposte dall'Automazione offrono. Sebbene la stragrande maggioranza dei controlli presenti nella realtà industriale non vadano oltre il comune controllore ad effetto proporzionale – integrale – derivativo (PID), il livello di raffinatezza degli algoritmi di controllo sviluppati in ambito accademico permette di affrontare oggi problemi di controllo di sistemi complessi, come quelli petroliferi, in modo brillante. Inoltre, attualmente le tecnologie elettroniche ed informatiche hanno raggiunto la sufficiente maturità per supportare praticamente le tecniche di controllo più complesse.

Alla luce dell'argomentazione proposta si può concludere che lo studio d'impianti di raffinazione del greggio e la ricerca di sistemi utili per ottenere rendimenti sempre più elevati attraverso le tecniche di controllo avanzate, è legittimo e di grande rilevanza scientifica.

1.2. Obiettivi della tesi

Con riferimento a quanto introdotto è stato definito come obiettivo della tesi lo sviluppo di un'architettura di controllo per l'ottimizzazione di un impianto di distillazione atmosferica di petrolio greggio.

Si vuole ottenere la regolazione delle variabili operative dell'impianto nel punto di lavoro ottimo con il fine di ottenere i tagli petroliferi desiderati. Per punto di lavoro ottimo s'intende l'insieme dei valori che le variabili di processo dovrebbero assumere in ogni momento durante l'esecuzione del processo di raffinazione con il fine di garantire che l'impianto funzioni in modo conforme al progetto stesso. In altri termini si vogliono utilizzare le tecniche di controllo automatico per far sì che l'impianto operi con le caratteristiche di produzione e efficienza per cui è stato costruito. Normalmente, di fatto, a causa di variazioni o disturbi nel sistema, si verifica che l'impianto non funzioni come desiderato.

In particolare il tema della regolazione della pressione, come più ampiamente illustrato nel capitolo dedicato alla descrizione del processo, è d'importanza duplice nell'ambito del controllo dell'impianto di frazionamento. Da un lato, a causa delle continue alterazioni ad opera di molteplici fattori che influiscono sulla pressione, il suo controllo costituisce la principale sfida di automazione proposta dall'impianto. In secondo luogo le buone prestazioni del sistema di controllo di questa variabile si riflettono direttamente sulla qualità dei prodotti distillati. Per queste ragioni gli obiettivi di controllo di questa tesi sono nello specifico rivolti:

- alla regolazione della pressione di operazione della colonna, la quale, come accennato, è una delle variabili operative più importanti del processo;
- alla attenuazione dei disturbi che affettano la qualità dei prodotti, ottenuta attraverso la regolazione della temperatura del greggio entrante in colonna.

Si propone l'utilizzo di una tecnologia di controllo adattiva-predittiva-esperta commerciale, conosciuta nel mercato come Controllo ADEX. Inoltre, si utilizza come modello per lo sviluppo della strategia di controllo l'unità di frazionamento della raffineria "Ing. Héctor R. Lara Sosa" di Cadereyta Jiménez, N.L., Mexico.

1.3. Metodologia

L'impianto di frazionamento è, come si vedrà nei seguenti capitoli, il più importante processo di trasformazione del greggio presente in una raffineria. Basti pensare che la manutenzione, tanto delle parti fisiche come del software di controllo che compongono l'impianto, è programmata e coordinata con tutti gli altri processi della raffineria. L'impianto in questione è d'importanza strategica per la compagnia petrolifera, in quanto è da questo che dipende tutta la produzione della raffineria. È impensabile effettuare prove che mettano a rischio o semplicemente alterino il normale funzionamento dell'impianto.

Considerata l'impossibilità di provare direttamente sull'impianto varie architetture di controllo si è scelta la seguente metodologia di lavoro:

- Documentare e raccogliere le caratteristiche del sistema di distillazione;
- Realizzare un modello rigoroso dell'impianto nell'ambiente di simulazione di processi chimici *Aspen Plus* della *Aspen Tech*;
- Validare il modello con i dati raccolti dall'impianto reale;
- Simulare il modello assieme a varie strategie di controllo, compresa la strategia realmente implementata nell'impianto, nell'ambiente *Matlab/Simulink*;
- Valutare la migliore strategia di controllo basata su controllori ADEX;
- Definire dei criteri di valutazione delle prestazioni ed analizzare i vantaggi che la tecnica di controllo avanzato scelta presenta rispetto al controllo convenzionale basato su controllori PID.

La simulazione del sistema è uno dei punti cardine del presente lavoro di tesi ed è assieme all'analisi della strategia di controllo uno delle maggiori contributi originali al tema del controllo d'impianti di raffinazione.

1.4. Risultati conseguiti e contributi originali

Tra i contributi originali della presente tesi si segnalano:

- l'elaborazione di un modello rigoroso orientato al controllo adattivo-predittivo per un impianto di distillazione atmosferica reale;
- la proposta di una strategia di controllo basata su una legge adattiva-predittiva unita a un metodo di sintesi per i controllori interessati da detta strategia;
- la valutazione dell'efficacia delle strutture di controllo avanzate esistenti basata nell'analisi del sistema con tecniche derivate dalla matrice dei guadagni relativi (RGA) e tecniche basate nella decomposizione ai valori singolari (SVD) della matrice di trasferimento del processo;
- la proposta dell'utilizzo di un *framework* comune tanto agli strumenti di simulazione come agli strumenti di controllo che permette di diminuire il *time to market* del progetto di automazione.

1.5. Organizzazione dei capitoli

La tesi si compone dei seguenti capitoli.

Capitolo 2: Distillazione del greggio

In questo capitolo s'introducono i concetti relazionati alla distillazione del petrolio greggio. Molte delle idee esposte, sebbene siano legate più all'area dell'Ingegneria Chimica dei Sistemi che all'area dell'Ingegneria del Controllo, risultano necessarie per inquadrare il problema del controllo del processo di distillazione.

Nella prima parte del Capitolo si presentano alcuni concetti di caratterizzazione del greggio assieme ai parametri di rendimento maggiormente usati nelle raffinerie.

Successivamente si espone la struttura tipica di un impianto di distillazione atmosferica con particolare enfasi ai componenti che lo costituiscono.

Il Capitolo si conclude elencando le variabili operative del processo e presentando alcune delle più comuni tecniche di controllo impiegate nella realtà industriale.

Capitolo 3: Controllo ADEX

In questo capitolo si presenta una particolare tecnologia di controllo adattativo-predittivo-esperto: in controllo ADEX. Dopo alcune brevi note sul controllo automatico nell'industria, s'introduce il controllore adattativo-predittivo-esperto ADEX.

Si illustrano i concetti di controllo predittivo legati all'implementazione dei controllori ADEX e successivamente si estendono questi al caso adattativo, giungendo alla formulazione di una legge di controllo adattiva-predittiva (AP).

Il capitolo si conclude presentando come la legge di controllo AP viene inserita in un sistema esperto giungendo alla formulazione completa del controllore ADEX.

Capitolo 4: Modellazione

Nel capitolo si presenta la modellazione dell'impianto di distillazione atmosferica. Si introducono inizialmente alcuni strumenti per la modellazione d'impianti chimici e si propongono dei criteri per la definizione del grado di complessità del modello. Successivamente si presenta il caso di studio assieme alla modellazione in *Aspen* dei diversi sottosistemi che compongono l'impianto. Si descrive la fase di modellazione statica, seguita dalla fase di modellazione dinamica dell'impianto considerato. Il capitolo conclude mostrando alcuni risultati di simulazione utilizzati per la validazione del modello.

Capitolo 5: Strategie di controllo

In questo capitolo si presenta la strategia di controllo avanzata progettata per l'impianto di distillazione atmosferica oggetto della tesi. Si introducono inizialmente alcuni concetti fondamentali nell'ambito del controllo multivariabile, come ad esempio quelli relazionati al controllo decentralizzato. Successivamente si presentano alcune strutture di controllo convenzionale ampiamente usate nel contesto degli impianti di distillazione atmosferica. Alcune di queste strutture vengono utilizzate per simulare le prestazioni del processo sotto controllo convenzionale ed in questo modo avere un metro di paragone ragionevole per il caso in cui si utilizzi una

strategia di controllo avanzata. Tale strategia di controllo si descrive nell'ultima parte del Capitolo. I dettagli della struttura di controllo si illustrano alla luce della teoria del controllo ADEX considerato nel Capitolo 3.

Capitolo 6: Simulazione ed Analisi comparativa

Nel capitolo si presentano i risultati di simulazione riguardanti le strategie di controllo presentate nel Capitolo 5, su tali risultati si sviluppano poi delle analisi comparative. Inizialmente si introduce l'ambiente di simulazione che permette l'esecuzione simultanea dei controllori progettati e del modello dell'impianto descritto nel Capitolo 4. Successivamente si presentano delle simulazioni riguardanti la sezione di *pre-flash* dell'impianto sotto controllo convenzionale e sotto controllo adattivo-predittivo. Si presentano alcuni indici per la valutazione delle prestazioni e si giudica la qualità delle due strategie di controllo messe a confronto. Lo stesso tipo di analisi viene condotta poi sulla sezione di distillazione atmosferica.

1.6. Note sulle unità di misura utilizzate

Nell'ambito dell'industria petrolifera è comune imbattersi in unità di misura diverse sia da quelle usate dal Sistema Internazionale (SI), sia da quelle anglosassoni. Le ragioni di questa peculiarità sono forse da attribuirsi più a ragioni storiche che scientifiche. Resta il fatto che la letteratura specializzata in questa area usa dette unità di misura e solo raramente, in contesti particolari, si fa riferimento alle unità comunemente usate in ambito scientifico come per esempio le unità di misura del SI.

In questa tesi si è scelto di seguire lo stesso principio. Vengono utilizzate le unità tipiche dell'industria petrolifera nelle sezioni di modellistica, le quali sono più affini all'area dell'Ingegneria Chimica dei Sistemi, mentre si usano le unità di misura del SI per le sezioni dedicate al controllo e la simulazione dinamica. Nell'appendice sono riportate le tavole di conversione tra le unità citate nella tesi.

2.

Distillazione del greggio

In questo capitolo si introducono i concetti relazionati alla distillazione del petrolio greggio. Molte delle idee esposte, sebbene siano legate più all'area dell'Ingegneria Chimica dei Sistemi che all'area dell'Ingegneria del Controllo, risultano necessarie per inquadrare il problema del controllo del processo di distillazione.

Nella prima parte del Capitolo si presentano alcuni concetti di caratterizzazione del greggio assieme ai parametri di rendimento maggiormente usati nelle raffinerie.

Successivamente si espone la struttura tipica di un impianto di distillazione atmosferica con particolare enfasi ai componenti che lo costituiscono.

Il Capitolo si conclude elencando le variabili operative del processo e presentando alcune delle più comuni tecniche di controllo impiegate nella realtà industriale.

2.1. Introduzione

Il ruolo che i combustibili fossili hanno ricoperto nella evoluzione della umanità è senza dubbio significativo. Basta ricordare che la parola greca *naphtha* fu utilizzata inizialmente per indicare il fiammeggiare tipico delle emanazioni petrolifere e che i popoli dell'antichità conoscevano i giacimenti di petrolio superficiali, che utilizzavano per produrre medicinali e bitume o per alimentare lampade. Già dalla Prima Rivoluzione Industriale la combustione del carbone si affermò come pratica comune nella vita della gente modificando significativamente la società. Il cambiamento della concezione di spazio e tempo che la locomozione a vapore, basata sulla trasformazione dell'energia da chimica a termica e da termica a meccanica, è sicuramente un esempio emblematico dell'insieme dei fenomeni sociali legati all'impiego dei combustibili fossili nella vita di tutti i giorni. Anche l'impiego diffuso dell'energia elettrica, il quale fu la principale causa della Seconda Rivoluzione Industriale, non sarebbe stato possibile grazie all'uso della generazione termoelettrica a carbone, per altro usata ancora oggi in molti Paesi.

La società e l'economia globale oggi dipendono significativamente dai combustibili fossili ed in particolare da una miscela d'idrocarburi: il petrolio. Il valore del petrolio come fonte di energia trasportabile, usata dalla maggioranza dei veicoli e come base di molti prodotti chimici industriali, lo rende dall'inizio del XX secolo una delle materie prime più importanti del mondo. In conseguenza della crisi energetica del 1973 e della crisi energetica del 1979 si è sollevato l'interesse nella pubblica opinione sui livelli delle scorte di petrolio, portando alla luce la preoccupazione che essendo, il petrolio, una risorsa limitata essa sia destinata ad esaurirsi almeno come risorsa economicamente sfruttabile. In aggiunta alle motivazioni economiche anche forti motivazioni ambientali legate alla contaminazione della combustione, incoraggiano la ricerca di energie alternative col fine di limitare la dipendenza della società dal petrolio. Ciò nonostante l'uso di questa materia prima resta la principale soluzione energetica del pianeta.

Mentre un settore della scienza e dell'economia si sta impegnando a trovare soluzioni alternative alla combustione d'idrocarburi per la generazione di energia, le industrie petrolifere stanno investendo molti sforzi nell'ottimizzazione dei processi di raffinazione del petrolio greggio.

La distillazione del petrolio greggio è ad oggi la tecnica universalmente applicata per ottenere i prodotti a base d'idrocarburi che si usano nella vita di tutti i giorni e rappresenta il processo principale di raffinazione. Il frazionamento del greggio permette di ottenere non solo combustibili, ma anche, materie prime per l'industria farmaceutica, chimica, agricola e delle materie plastiche.

Con il fine di introdurre al processo di distillazione in questo capitolo si presentano prima i concetti fondamentali di caratterizzazione del greggio. Questi concetti sono necessari per capire il funzionamento generale del processo e più avanti per cogliere alcuni dettagli della simulazione.

Successivamente si presenta il principio di funzionamento di una colonna di distillazione atmosferica generica. In questa parte si presentano i componenti della colonna e si illustra sinteticamente il ruolo che ognuno di essi ricopre nel processo.

Il capitolo si conclude con una panoramica sulle variabili di operazione dell'impianto di distillazione. I temi di questa sezione si affrontano dal punto di vista del controllo automatico. Si presenta come le variabili d'operazione influiscono sulla qualità dei distillati. Si introducono anche alcune configurazioni di controllo generalmente usate con il fine di limitare gli effetti di accoppiamento tra le variabili di processo e cancellare le perturbazioni che influiscono sulla distillazione.

2.2. Caratterizzazione del greggio e dei prodotti della distillazione

Il greggio è una miscela molto complessa di migliaia di specie di differenti componenti chimici (Bluck, 2009). Il numero di atomi di carbonio nei componenti varia da uno a quattro per i gas, e può arrivare a più di cento per gli asfalti. Contrariamente a quello che avviene nella maggior parte dei processi di separazione, dove si ottengono sostanze chimiche pure, nella distillazione del greggio i prodotti sono anch'essi miscele complesse. La cromatografia gassosa, la risonanza magnetica nucleare (*NMR, Nuclear Magnetic Resonance*) ed altre tecniche, permettono di identificare con molta precisione molti componenti individuali di una qualità di greggio. Ciò nonostante, risulta tuttora impossibile riconoscere l'identità e la qualità di ciascun componente individuale; inoltre questo è del tutto inutile per la maggior

parte degli obiettivi analitici e di progetto, giacché le caratteristiche dei prodotti della distillazione sono definite anch'esse come miscele con intervalli accettabili di punti di ebollizione. Usualmente è sufficiente caratterizzare il greggio e le sue frazioni attraverso alcuni parametri che si derivano da prove di controllo, curve di volatilità e campioni della densità della miscela. Una referenza universalmente accettata nel campo della petrolchimica è il Manuale dei dati tecnici (*Technical data book – Petroleum Refining*) della API (*American Petroleum Institute*). Secondo questo manuale per caratterizzare un campione di petrolio greggio è necessario definire cinque punti di ebollizione e un indice di paraffinicità, chiamato fattore di caratterizzazione K. Le caratteristiche di una qualunque frazione sconosciuta si possono ottenere attraverso la comparazione dei punti di ebollizione e delle densità del campione con componenti chimici definiti nella serie omologa delle paraffine normali come etano, propano, ecc. (Twu, 1984)

Sebbene esista un'infinità di prove che si effettuano nei laboratori delle raffinerie per caratterizzare le frazioni di greggio (*refinery inspection properties*), le curve di volatilità rappresentano lo strumento maggiormente utilizzato nel processo di caratterizzazione. La curva di volatilità relaziona la percentuale di volume di liquido evaporato con la relativa temperatura di evaporazione. Le curve di volatilità sono curve con base sperimentale. Esistono vari metodi per condurre la prova, tra le più usate si citano la distillazione analitica ASTM (*American Society for Testing of Materials*) e la distillazione TBP (*True Boiling Point*). Anche se le modalità della prova ASTM sono più semplici da applicare, la distillazione TBP costituisce la migliore base teorica per la caratterizzazione di un campione. Lo stesso Manuale dei dati tecnici della API riporta com'è possibile effettuare la conversione da una curva di volatilità ad un'altra. Normalmente si tratta di ottenere una curva TBP o per applicazione diretta del metodo o per conversione.

Nella Figura 2.2-1 si mostrano due curve di volatilità ottenute rispettivamente attraverso il metodo TBP e attraverso la procedura D86 del metodo ASTM. Le curve sono quasi sovrapposte in prossimità della parte centrale del grafico, in altre parole i risultati della prova non differiscono molto in un rango di volume di liquido evaporato compreso tra il 30% e il 70%. Fuori da questo intervallo le due curve si separano a causa delle differenti modalità secondo le quali la prova è svolta. Generalmente le prove TBP, effettuate con un grado di frazionamento maggiore

rispetto alle prove ASTM, presentano un punto di ebollizione iniziale (IBP, *Initial Boiling Point*) più basso e un punto di ebollizione finale (FBP, *Final Boiling Point*) più alto rispetto alle prove ASTM.

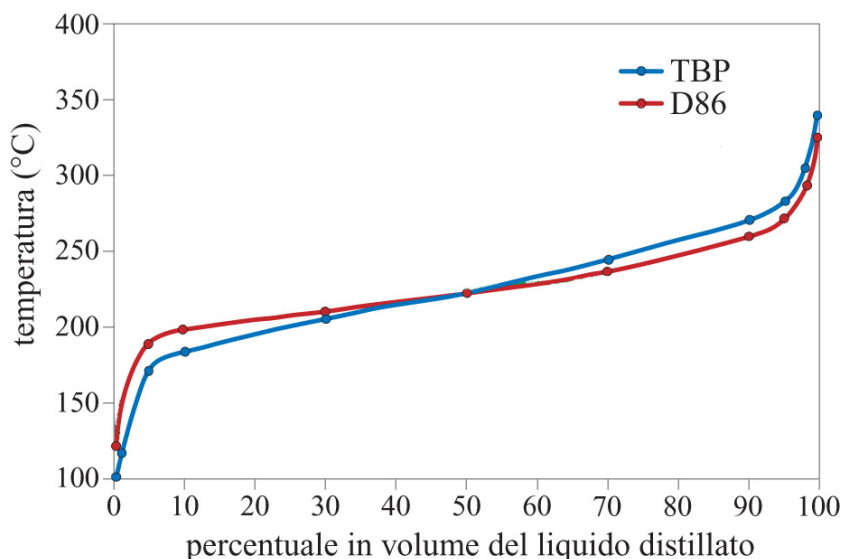


Figura 2.2-1 – Esempio di curve di volatilità TBP e ASTM D86

La caratterizzazione del greggio include anche una misura della densità del campione. Questa può essere espressa in gradi API o attraverso il fattore K. La densità API (misurata in gradi API) si calcola a partire della densità del campione a 60°F usando la seguente formula:

$$Densità\ API = \frac{141,5}{Densità\ Relativa\ @60°F} - 131,5 \quad (2.2.1)$$

Il fattore di caratterizzazione K si calcola a partire della densità relativa del campione a 60°F e del punto di ebollizione medio ponderato (MeABP, *Mean Average Boiling Point*) usando la seguente formula:

$$K = \frac{\sqrt[3]{MeABP}}{Densità\ Relativa\ @60°F} \quad (2.2.2)$$

Il punto di ebollizione medio ponderato è a sua volta funzione di altri due punti di ebollizione proposti dalla API. A seguito si presentano le formule per il calcolo dei punti di ebollizione suggeriti dalla API e necessari per la caratterizzazione.

Punto di ebollizione medio volumetrico (VABP, *Volume Average Boiling Point*):

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

Punto di ebollizione medio molare (MABP, *Molar Average Boiling Point*):

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

Punto di ebollizione medio ponderale (WABP, *Weight Average Boiling Point*):

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

Punto di ebollizione medio cubico (CABP, *Cubic Average Boiling Point*):

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

Punto di ebollizione medio ponderato:

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

Il termine x_i rappresenta una generica frazione di greggio, i sub indici v e w indicano che la frazione è espressa rispettivamente in volume o in grammi. Dove il termine x_i non presenta sub indice indica che si esprime la frazione in moli. Il termine T_{b_i} rappresenta il punto di ebollizione normale del componente i -esimo.

La densità API è un indice di “pesantezza” del greggio considerato, inteso come facilità del prodotto ad evaporare ad una temperatura fissata. La Tabella 2-1 indica il rapporto tra la densità API e la nomenclatura utilizzata per classificare la “pesantezza” del campione. Nel mercato degli idrocarburi un greggio leggero o super-leggero ha un prezzo maggiore rispetto ad un greggio pesante dovuto alla semplicità di estrarre frazioni leggere come benzina e gasolio che queste particolari qualità presentano.

<i>Campione</i>	<i>Densità (g/cm³)</i>	<i>Densità API</i>
<i>Extra-pesante</i>	<i>>1</i>	<i><10</i>
<i>Pesante</i>	<i>1-0.92</i>	<i>10-22.3</i>
<i>Medio</i>	<i>0.92-0.87</i>	<i>22.3-31</i>
<i>Leggero</i>	<i>0.87-0.83</i>	<i>31-39</i>
<i>Super-leggero</i>	<i><0.83</i>	<i>>39</i>

Tabella 2-1 - Nomenclatura di classificazione della "pesantezza" di un campione di greggio

Dalla conoscenza della curva TPB e del fattore K si può suddividere la complessa miscela che costituisce il greggio in un numero arbitrario di frazioni con un piccolo intervallo di ebollizione. Queste frazioni sono note in letteratura come pseudocomponenti (*pseudocomponents*), e come mostrato nella Figura 2.2-2 rappresentano una approssimazione della curva di volatilità inerente ad un determinato greggio.

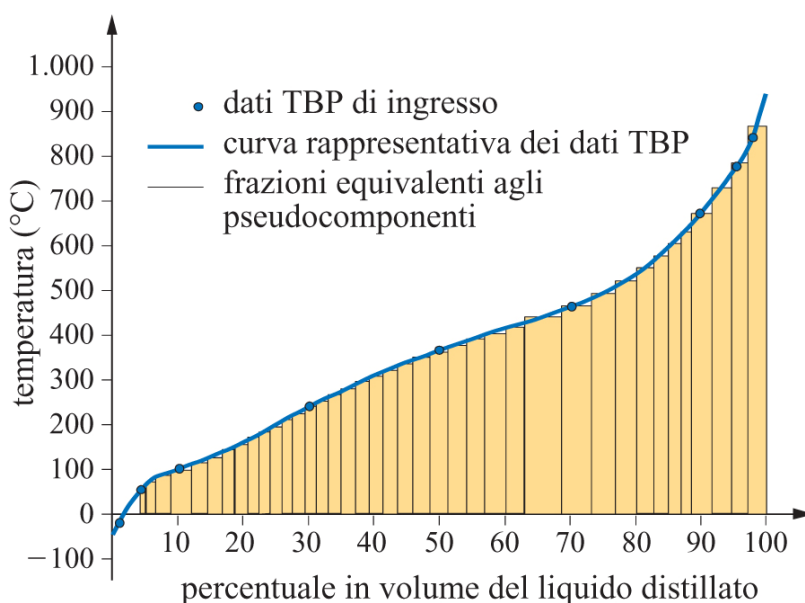


Figura 2.2-2 - Esempio di approssimazione in pseudocomponenti, in evidenza la curva TBP di partenza

Nella stessa figura si nota che l'approssimazione non rispetta un *pattern* ben definito, anche se si può riscontrare una certa correlazione tra l'aumento di pseudocomponenti

e l'aumento della pendenza della curva TBP di partenza. Tutti i metodi di approssimazione tendono a generare un'approssimazione più fine in prossimità della temperatura più basse.

La modellazione del greggio attraverso pseudocomponenti permette di trattare il petrolio come un insieme di componenti elementari di cui sono note le caratteristiche chimiche e fisiche. L'unico criterio da tener presente per quanto riguarda il numero di pseudocomponenti è quello della parsimonia con il fine di evitare l'inutile aumento della grandezza del modello, con conseguente aumento delle richieste computazionali del processo di simulazione. Sebbene un numero troppo grande di pseudocomponenti rende impossibile la simulazione, un numero troppo piccolo di pseudocomponenti rende impossibile la modellazione, non garantendo un'adeguata approssimazione.

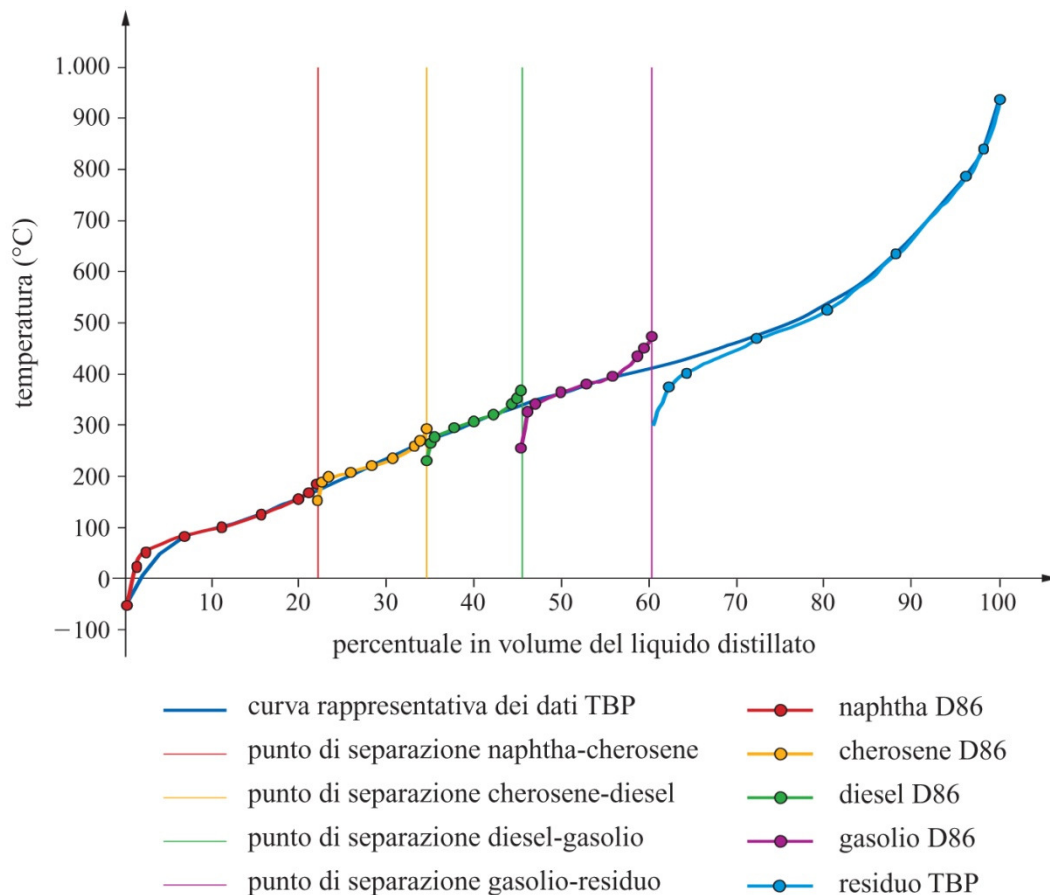


Figura 2.2-3 - Curva TBP di un campione di greggio con sovrapposte le curve ASTM D86 dei distillati

Rispetto alla modellazione chimica, ogni pseudocomponente è caratterizzato da un punto medio di ebollizione in modo che, imponendo il fattore K caratteristico del greggio, si possa derivare la densità associata ad ogni pseudocomponente invertendo la formula (2.2.2). Il Manuale dei dati tecnici della API contiene le procedure utili per definire le proprietà termo-fisiche richieste dall'analisi del processo di distillazione per ogni pseudocomponente. Queste proprietà includono il peso molecolare, la temperatura critica, la pressione critica, il fattore acentrico, il parametro di solubilità, i coefficienti dell'equazione dell'entalpia del gas ideale ed i coefficienti di correlazione per altre proprietà termo-fisiche dipendenti dalla temperatura, come ad esempio: densità del liquido, viscosità e conduttività termica. Per approfondimenti sulla modellazione e simulazione del greggio si vedano (Aspen Technology, Inc., 2006) (Carlson, 1996) (Luyben, Distillation design and control using Aspen simulation, 2006) (Haydary & Pavlík, 2009).

Da un punto di vista pratico la curva TBP frazionata in pseudocomponenti è utile per determinare la qualità dei prodotti processati. Se la distillazione fosse ideale ogni prodotto sarebbe una miscela esatta solo di alcuni pseudocomponenti attigui. In realtà non è possibile una separazione netta tra prodotti adiacenti, e per questo il risultato della distillazione non dà luogo ad una curva esattamente uguale a quella che si otterrebbe dall'unione di un gruppo di pseudocomponenti. Questo fenomeno è chiarito dalla Figura 2.2-3. La figura mostra la curva di volatilità TBP di un greggio campione con sovrapposte le curve ASTM D86 di alcuni distillati. Si può vedere come in prossimità del taglio tra un distillato ed un altro si verifichi un significativo allontanamento tra le caratteristiche del distillato e le caratteristiche del greggio iniziale. In particolare il FBP del prodotto più volatile differisce significativamente verso l'alto rispetto la curva TBP originale. Allo stesso modo l'IBP del prodotto meno volatile differisce verso il basso. Nella parte centrale di ogni curva di caratterizzazione si registra una complessiva aderenza alla curva TBP del greggio di partenza. Quanto più le curve dei prodotti siano sovrapposte alla curva del greggio più la separazione del processo di distillazione è buona ed il processo si avvicina al caso ideale. In particolare i parametri che bisogna tener presente per la valutazione della qualità della separazione sono: la temperatura di ebollizione media dei prodotti, il distacco (*gap*) e la sovrapposizione (*overlap*).

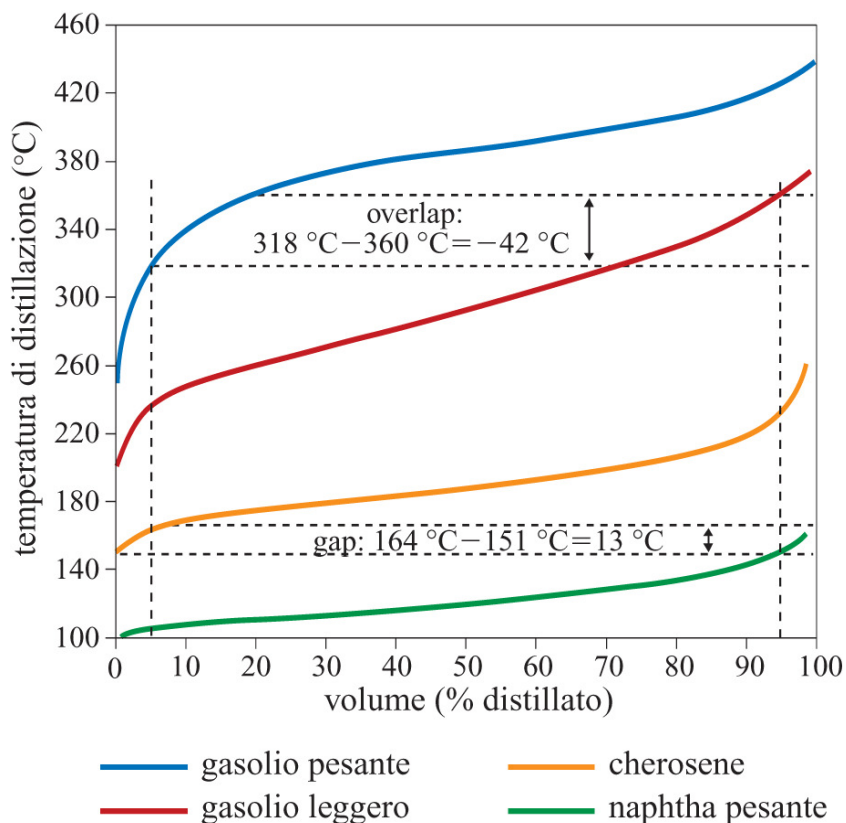


Figura 2.2-4 - Caratterizzazione di Gap e Overlap

I parametri di *gap* e *overlap* sono una misura dell'efficienza della separazione della colonna. La procedura per definire questi due parametri si basa sul confronto delle curve ASTM di due distillati attigui. Come mostra la Figura 2.2-4, si registrano le temperature alle quali risulta evaporato il 5% ed il 95% del volume di liquido dei due prodotti che si vogliono caratterizzare. Si calcola la differenza di temperatura definita dalla seguente formula:

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

Dove i sub indici *i* e *j* indicano due prodotti adiacenti. In particolare *i* si riferisce a la frazione meno volatile e *j* si riferisce alla frazione più volatile. Se il ΔT risultante è positivo si parla di *gap* e la separazione si considera buona, mentre se il ΔT risultante è negativo si parla di *overlap* e la separazione è considerata carente.

2.3. Il processo di distillazione atmosferica

La separazione di soluzioni e miscele nei componenti che le costituiscono è un'operazione di grande importanza nell'industria chimica, petrolchimica e petrolifera. La maggior parte dei processi chimici richiede la separazione delle materie prime con il fine di ottenere prodotti secondari. L'operazione di separazione è un procedimento difficile che si contrappone alle tendenze delle sostanze a mescolarsi. Sebbene tale operazione richiede ingenti quantità di energia resta la più diffusa nell'ambito della raffinazione petrolifera. La distillazione costituisce il processo principale nell'ambito della raffinazione del greggio. L'importanza di questo processo è dovuta al fatto che le prestazioni di molti altri processi che si effettuano a valle dell'impianto di distillazione sono influenzate pesantemente dalla qualità dei distillati ottenuti in questa tappa. La distillazione atmosferica, chiamata in questo modo poiché è condotta a pressione leggermente superiore alla pressione atmosferica, ha il fine di frazionare la carica (petrolio greggio) in differenti prodotti utili a soddisfare le domande del mercato. I prodotti ottenuti possono essere impiegati con o senza ulteriori raffinazioni.

Uno schema generale di una raffineria è rappresentato in Figura 2.3-1. Nella figura si mostrano gli impianti principali che partecipano alla raffinazione del greggio. Il processo di distillazione atmosferica si realizza attraverso di una colonna di distillazione che prende il nome di colonna di distillazione atmosferica (*topping column*). La colonna permette di ottenere la maggior parte dei tagli petroliferi attraverso la separazione fisica dei componenti presenti nella carica. I prodotti di questa distillazione sono:

- Il prodotto della sezione di testa della colonna, tipicamente GPL (Gas Liquido di Petrolio) e nafta leggera;
- I tagli laterali come: nafta pesante, cherosene e gasolio atmosferico (AGO);
- Il residuo di fondo, principalmente costituito da asfalti.

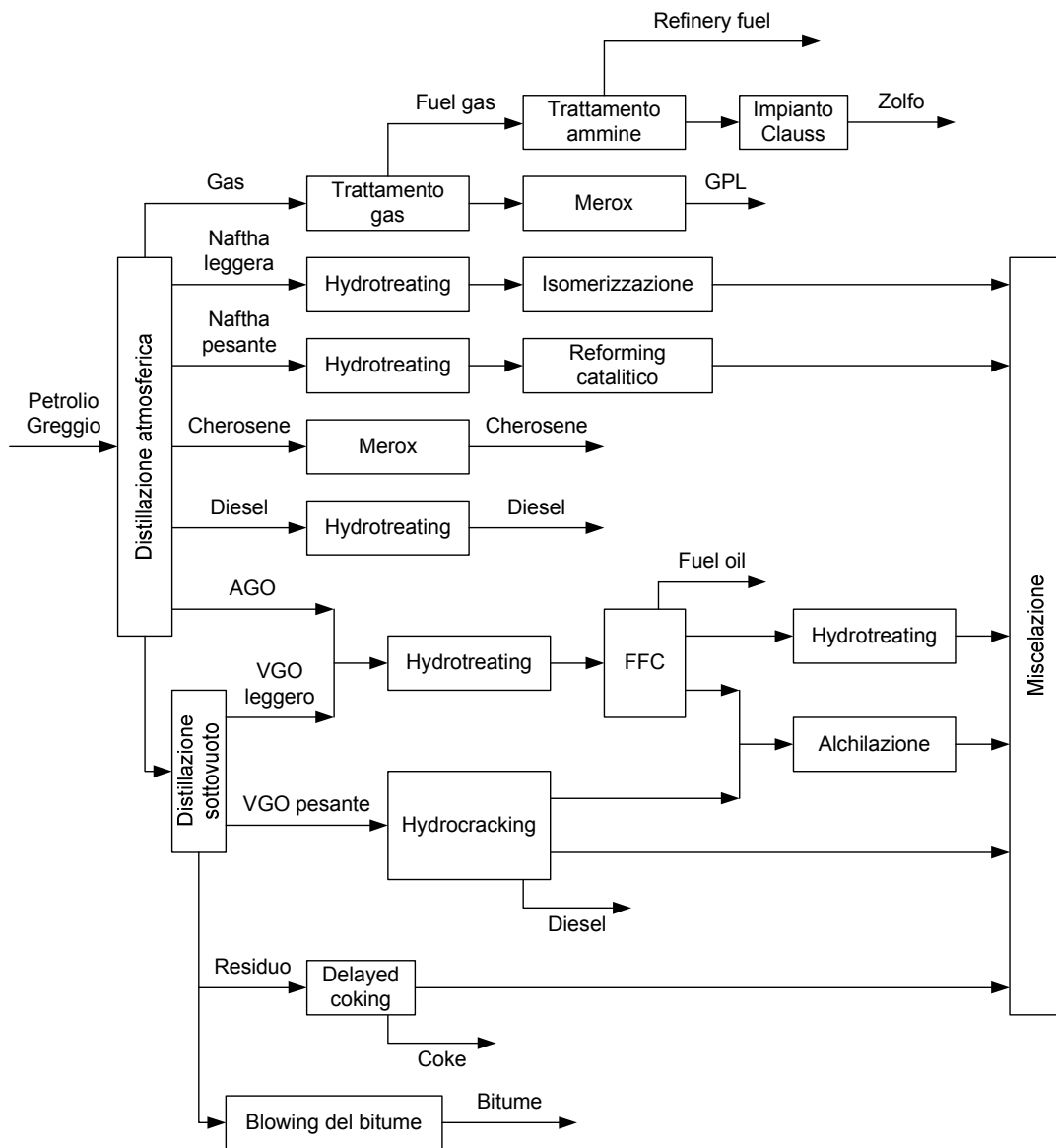


Figura 2.3-1 - Schema generale di una raffineria

La separazione, che sfrutta la differente ripartizione dei componenti in fase liquida e fase gassosa, si realizza in tappe operanti a condizioni prossime all'equilibrio termodinamico. La separazione tra le differenti frazioni della carica si realizza per condensazione frazionata dei vapori del distillato. Ovvero come mostrato nella Figura 2.3-2, si realizzano una serie di distillazioni semplici, che avvengono a condizioni di temperatura e pressione quasi costanti, attraverso la colonna di distillazione.

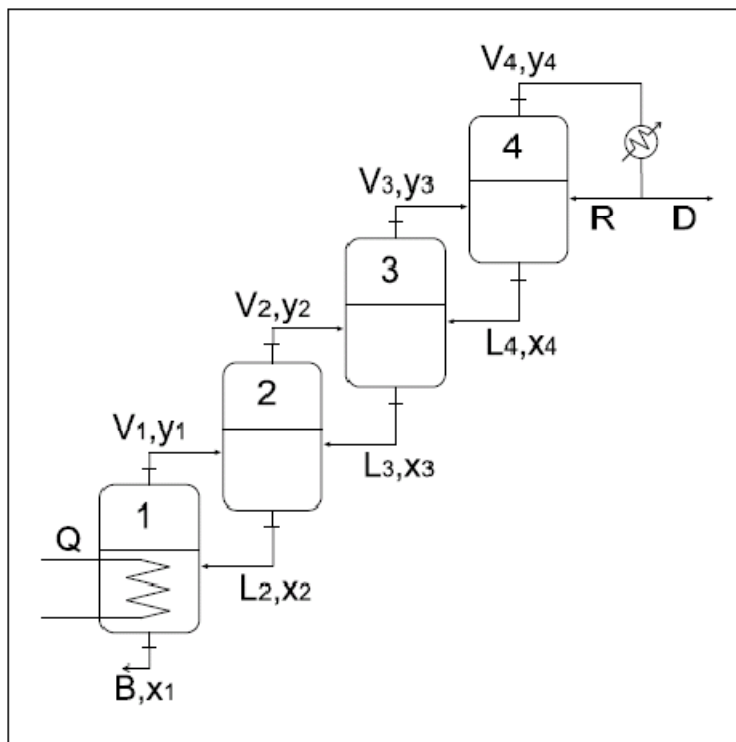


Figura 2.3-2 - Schema concettuale della distillazione frazionata

Concettualmente la colonna deve essere divisa in sezioni comunicanti tra di loro solo attraverso i flussi di distillato (correnti indicate con la lettera V, aventi concentrazione y) dello stadio inferiore verso lo stadio superiore e, flussi di condensato (correnti indicate con la lettere L, aventi concentrazione x) dello stadio superiore verso lo stadio inferiore.

Le soluzioni tecniche per ottenere che il processo di distillazione abbia luogo in condizioni di equilibrio termodinamico sono principalmente concentrate sui dispositivi di contatto gas – liquido. Le tecnologie più usate sono: le colonne a piatti e le colonne a impacchi. Nella prima tipologia sono presenti nella colonna delle superfici chiamate piatti che permettono il deposito della fase liquida. La Figura 2.3-3 illustra il funzionamento di questa tecnologia. Tra i piatti è presente la fase gassosa che riempie la totalità dello spazio lasciato libero della fase liquida. Tra piatto e piatto sono presenti valvole che permettono la risalita del gas, e feritoie, chiamate stramazzi, che permettono la discesa del liquido quando questo supera un determinato livello. Il volume compreso tra un piatto ed un altro piatto successivo svolge la stessa funzione delle sezioni della Figura 2.3-2. La interazione gas – liquido

che ha luogo grazie alle valvole (dettaglio della Figura 2.3-3) e agli stramazzi garantisce che la colonna operi in condizioni di equilibrio termodinamico.

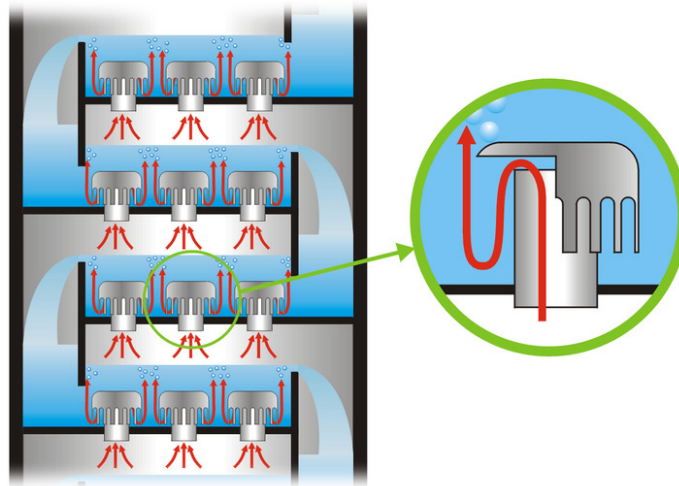


Figura 2.3-3 - Schema di funzionamento di una colonna a piattini con valvole a campanella

Gli impacchi hanno lo stesso obiettivo dei piattini e vengono usati nel caso siano presenti sostanze corrosive ma non incrostanti nel processo, normalmente garantiscono efficienze più elevate a parità di dimensioni della colonna. Alcuni esempi di piattini ed impacchi per colonne di distillazione sono rappresentati nella Figura 2.3-4.

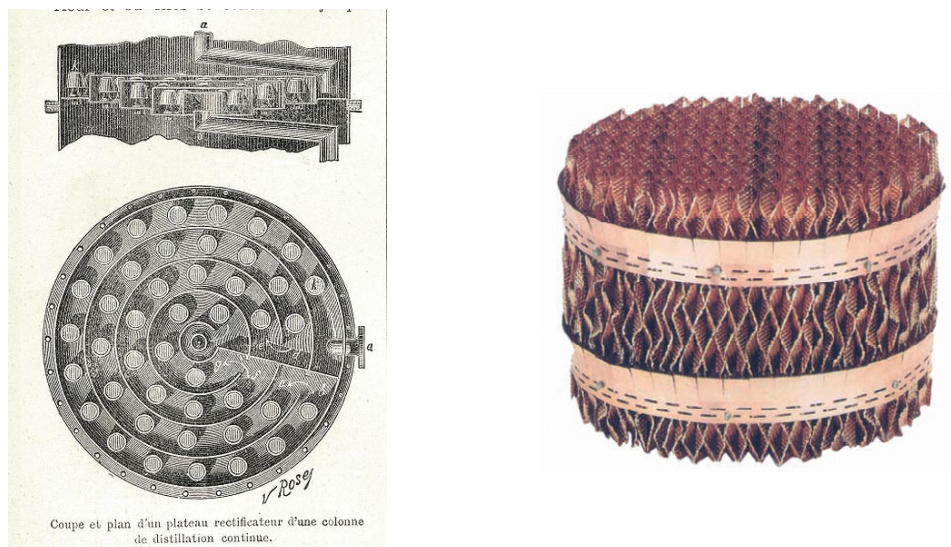


Figura 2.3-4 - A sinistra una illustrazione del 1800, ritraente un piattino a campanella per colonna di distillazione. A destra un elemento di riempimento per la configurazione ad impacchi.

Una tipica colonna di distillazione atmosferica si presenta nella Figura 2.3-5. La colonna riceve il greggio parzialmente vaporizzato proveniente dal forno di alimentazione. Il greggio prima di essere introdotto nel forno è trattato in modo da rimuovere la maggior parte dell'acqua, dei sedimenti e dei sali presenti nella carica, i quali potrebbero essere dannosi per i processi di raffinazione. A valle di questa tappa di trattamento può generalmente esserci una colonna di distillazione delle componenti leggere (*pre-flash column*) la quale ha il compito di rimuovere i tagli più volatili e allo stesso tempo migliorare l'efficienza della colonna atmosferica. La rettificazione della carica avviene solitamente a pressione leggermente superiore alla pressione atmosferica e generalmente inferiore a 2,7 bar assoluti.

Con il fine di controllare l'IBP di ogni prodotto, le correnti laterali corrispondenti si inviano alle colonne laterali (*side-steam strippers*), dove attraverso dell'iniezione di vapor d'acqua si eliminano le componenti leggere responsabili dell'*overlap* che altera l'IBP. Le componenti leggere estratte ritornano alla colonna, mentre il condensato degli *strippers* è raccolto ed inviato a processi ulteriori di raffinazione. L'iniezione di vapore è necessaria anche per l'operazione della colonna di distillazione. Il vapore iniettato nel fondo della colonna si usa per abbassare la pressione parziale degli idrocarburi e permette che si generi la vaporizzazione dei componenti a temperatura più bassa, con conseguente abbassamento della domanda energetica del processo.

La colonna è affiancata anche da vari riflussi, i quali permettono la manipolazione del profilo di temperatura della colonna e conseguentemente la qualità delle separazioni. Generalmente sono sempre presenti:

- riflusso di testa, ottenuto dalla condensazione del prodotto di testa in un condensatore convenzionale;
- riflussi laterali (*pumparound*), necessari per controllare il riflusso nella sezioni inferiori e diminuire il riflusso della sezione di testa.

I riflussi sono utilizzati per rimuovere il calore in eccesso dalla colonna. Il calore estratto da scambiatori presenti nei circuiti di *pumparound* è usato per preriscaldare la carica. Il rendimento energetico dell'intero impianto è controllato principalmente dai circuiti di riflusso. Il flusso ed il calore scambiato nei *pumparound* influisce anche sul grado di vaporizzazione nella zona di immissione della carica.

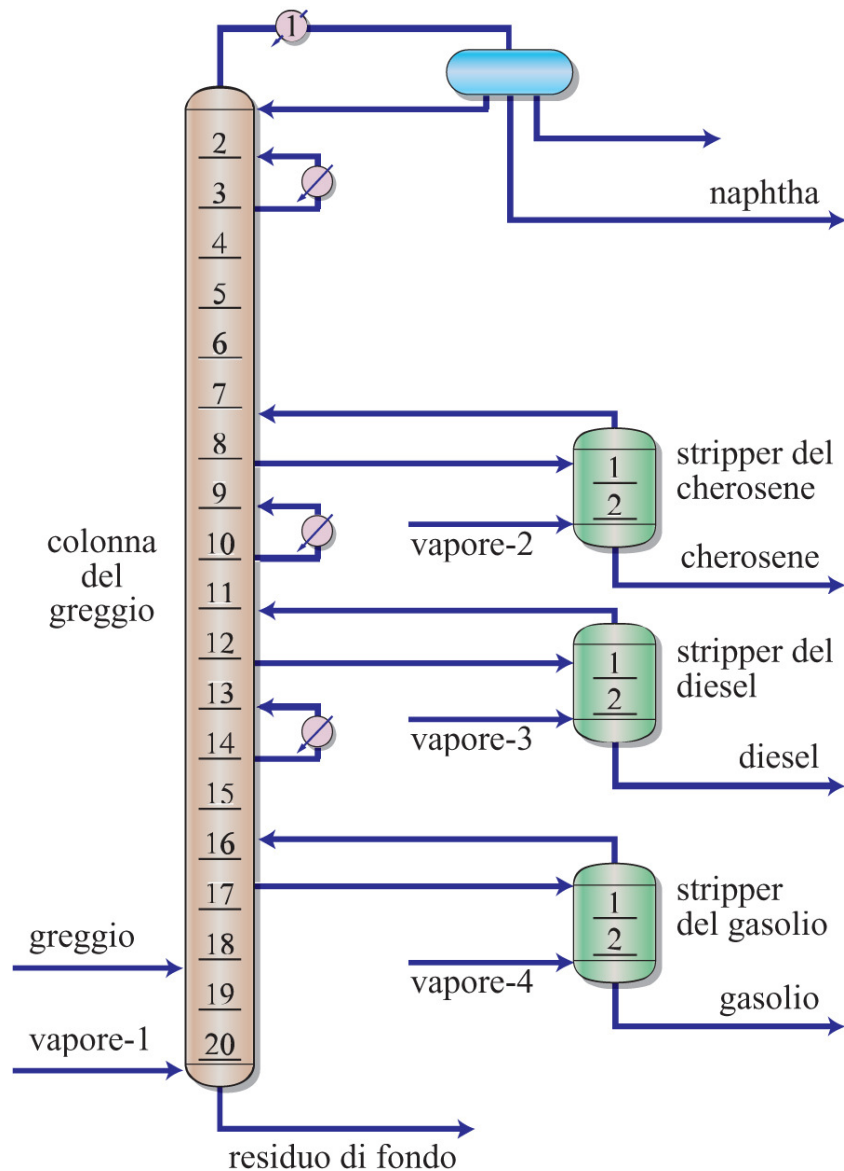


Figura 2.3-5 - Schema di una tipica colonna di distillazione atmosferica

2.4. Variabili di operazione

Per la corretta operazione di una unità di distillazione atmosferica è necessario considerare quali sono gli effetti in termini di qualità dei prodotti distillati e di costi di operazione, che si manifestano a fronte di variazioni nelle principali variabili di operazione dell'impianto.

Le principali variabili di operazione sono:

- Temperatura della carica all'uscita della forno di vaporizzazione;
- Pressione operativa della colonna di distillazione;
- Portate e temperature dei reflussi della colonna;
- Portata di vapor d'acqua usato per lo *stripping* della colonna;
- Portate delle estrazioni laterali della colonna.

Nel seguito si analizzeranno in dettaglio le variabili di operazione elencate e si presenteranno alcuni dei criteri che è necessario tenere in considerazione durante il progetto dell'architettura di controllo.

2.4.1. Temperatura della carica all'uscita del forno di vaporizzazione

La temperatura della carica all'uscita del forno di vaporizzazione deve essere controllata con molta cura. Questa variabile di operazione determina il grado di vaporizzazione del greggio e la quantità di calore che si introduce nel bilancio di energia della colonna. La temperatura della carica in entrata alla colonna è correlata alle caratteristiche del greggio stesso e alla quantità di frazioni che si vogliono produrre. Considerato che tutta l'energia necessaria al processo si introduce attraverso del preriscaldamento del greggio, ogni variazione della temperatura è una perturbazione nel profilo di equilibrio tra fasi liquide e fasi gassose e del profilo di temperatura di tutta la colonna. Tali variazioni, come trattato nella Sezione 2.2, introducono un'alterazione delle caratteristiche chimico-fisiche dei prodotti distillati.

A livello pratico, una temperatura all'uscita del forno minore rispetto a quella di progetto determina una minore quantità di vaporizzato. Questo conduce a una bassa quantità di distillati. Una temperatura troppo alta, invece, occasiona fenomeni di rottura delle molecole di carbonio più lunghe (*cracking*) con conseguente formazione di gas e depositi (*coke*) nei dispositivi di riscaldamento. Questi depositi, assolutamente indesiderati, determinano la diminuzione dell'efficienza del sistema di

riscaldamento e la conseguente necessità di fermare l'impianto per effettuare la pulizia del forno (*decoking*).

2.4.2. Pressione operativa della colonna di distillazione

La pressione operativa della colonna di distillazione è influenzata da due variabili:

- Pressione operativa dell'accumulatore di testa;
- Quantità di vaporizzato presente nella colonna.

La pressione operativa dell'accumulatore si controlla in funzione delle caratteristiche del greggio, delle condizioni dei sistemi di raffreddamento (raffreddamento ad aria o ad acqua) e col fine di ottenere una maggior quantità di condensato, ovvero di prodotto. Se si considera la pressione della colonna costante, la quantità di vaporizzato dipende dai seguenti fattori:

- Composizione della carica;
- Temperatura del greggio all'uscita del forno di vaporizzazione;
- Flusso di vapor d'acqua introdotto nella sezione inferiore della torre;
- Quantità di calore sottratto dai reflussi laterali;
- Portate dei reflussi in entrata e uscita.

Nell'operazione della colonna di distillazione si suole usare la temperatura delle varie sezioni come misure indirette della qualità delle frazioni. Per effettuare questa stima si prende come riferimento la curva di vaporizzazione TBP del greggio processato. La curva TBP è il risultato di una prova effettuata a pressione costante. Una delle ragioni per le quali è necessario controllare la pressione della colonna è quella di poter garantire l'aderenza delle caratteristiche dei prodotti alle stime di progetto.

La pressione della sezione superiore della colonna si controlla normalmente intorno a 1,4 bar, mentre la pressione nella sezione inferiore deve essere controllata intorno ai 2,1 bar. Pressioni di operazione più elevate comportano, a parità di distillato, una temperatura di operazione più elevata, la quale implica un consumo maggiore di

energia e la possibilità che si verifichi il fenomeno di *cracking* già precedentemente citato.

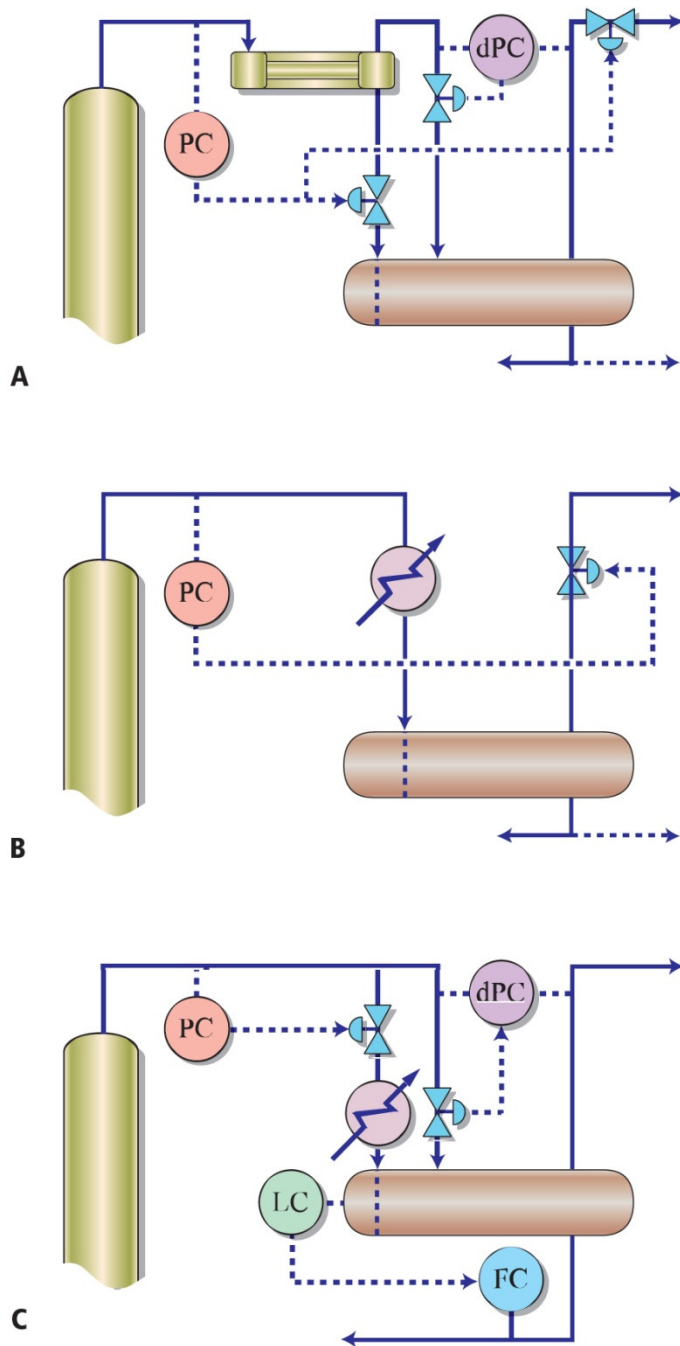


Figura 2.4-1 - Configurazioni a condensazione parziale dei vapori di testa. (A) Condensazione parziale con spurgo degli inerti; (B) Condensazione parziale dove il non condensato controlla la pressione; (C) Condensazione parziale del solo reflusso della colonna; PC, controllore di pressione; dPC, controllore pressione differenziale; LC, controllore di livello; FC, controllore di portata.

Il controllo della pressione nella sezione superiore della colonna si affronta generalmente secondo due modalità distinte dipendendo del tipo di sistema di condensazione di testa con il quale la colonna è equipaggiata. Esistono sistemi di condensazione parziale dei vapori di testa e sistemi a condensazione totale. Nella Figura 2.4-1 si presentano alcune delle configurazioni di controllo usate nel caso in cui la colonna presenti un sistema a condensazione parziale.

Lo schema di controllo della Figura 2.4-1(A) si applica quando tutto il prodotto di testa viene condensato. Ciò nonostante la condensazione totale non è presa in considerazione a causa delle significative quantità di metano e etano presenti in fase gassosa. Tali gas devono essere eliminati dall'accumulatore di testa con il fine di tener controllata la pressione. Lo schema è costituito da:

- Un controllore di pressione (PC), che aziona la valvola di controllo di flusso di condensato che entra nell'accumulatore di testa;
- Un controllore di pressione differenziale (dPC), che regola a zero la differenza di pressione tra l'uscita dei gas non condensati e l'uscita dei gas dell'accumulatore.

Nella Figura 2.4-1(B) è proposto uno schema di controllo di pressione che manipola direttamente il flusso di gas non condensati all'uscita dell'accumulatore di testa. Questo schema si usa quando nella colonna è sempre presente una quantità di gas non condensato, e pertanto risulta più usato nelle colonne stabilizzatrici che nelle colonne di separazione primaria. Lo schema di controllo è costituito solo da un controllore di pressione (PC) che aziona la valvola di uscita dei gas dell'accumulatore.

Lo schema di controllo di Figura 2.4-1(C) è conosciuto in letteratura (Ricci & Montanari, 2009) come schema a "riflusso totale". Questo schema si applica in colonne dove la totalità della fase liquida del distillato della sezione di testa è usata come riflusso mentre la fase gassosa costituisce il prodotto. Lo schema di controllo è costituito da:

- Un controllore di pressione (PC), che regola la pressione della sezione di testa attuando la valvola regolatrice del flusso in entrata al condensatore;

- Un controllore di pressione differenziale (dPC), che ha il compito di regolare la pressione dell'accumulatore di testa attuando una valvola di *by-pass* posta tra l'accumulatore e l'entrata del condensatore;
- Un controllore di livello (LC), che ha il compito di regolare il livello di liquido nell'accumulatore generando il riferimento di un controllore di flusso (FC), il quale regola a sua volta il riflusso.

Esistono poi varie configurazioni di controllo della pressione della sezione di testa che operano con sistemi a condensazione totale. Lo scopo di tali configurazioni è ottenere prodotti di testa nella pura fase liquida. Per ottenere ciò i vapori fuoriuscenti dalla parte superiore della colonna sono condensati ad una temperatura inferiore o al massimo uguale al punto di bolla del taglio che si vuole ottenere. La Figura 2.4-2 mostra gli schemi a condensazione totale.

Nella Figura 2.4-2(A) si illustra una configurazione di controllo dove il controllore di pressione (PC) varia la efficienza del condensatore attraverso la regolazione del flusso di gas condensati e la attuazione della valvola di *by-pass* caldo. Se la pressione della sezione di testa aumenta rispetto al riferimento, la valvola A si apre e la valvola B si chiude, permettendo in questo modo che si condensino più vapori e che la pressione quindi ritorni verso il *set-point*. Al contrario se la pressione scende, la valvola A si chiude e la valvola B si apre, permettendo alla pressione di aumentare. Per ragioni di sicurezza è anche presente un sistema di spurgo per eventuali gas non condensati che si formano a fronte di variazioni delle prestazioni del condensatore.

Lo schema di controllo riportato nella Figura 2.4-2(B) è applicato quando si controlla la pressione della sezione superiore della colonna in assenza di fase gassosa nei condensati, ovvero in condizioni di sotto raffreddamento. Un controllore di pressione (PC) aziona la valvola di controllo del flusso di condensati. Se la pressione della colonna si abbassa rispetto al riferimento, la valvola si chiude e il liquido presente nell'accumulatore evapora. La formazione di gas si usa per aumentare la pressione della torre attraverso una linea di bilanciamento inserita tra l'accumulatore e la linea di uscita dei vapori di testa. Il contrario si verifica nel caso che la pressione aumenti.

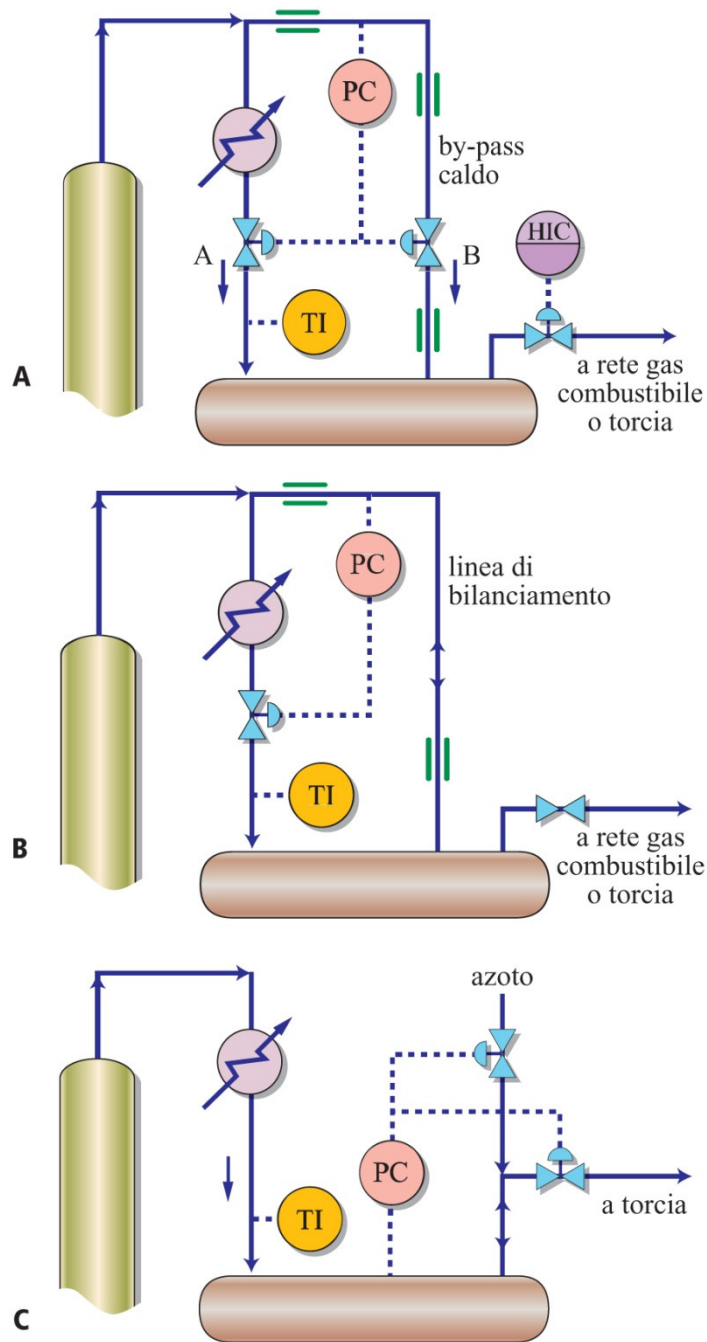


Figura 2.4-2 - Configurazioni a condensazione totale dei vapori di testa. (A) Condensazione totale con *by-pass* caldo; (B) Condensazione totale con sotto raffreddamento; (C) Condensazione totale con polmonazione di gas inerte; PC, controllore di pressione; TI, indicatore di temperatura; HIC, controllore manuale degli incondensabili.

Nella Figura 2.4-2(C) si mostra lo schema di controllo della pressione della sezione di testa in caso di polmonazione con gas inerte dell'accumulatore. Il gas inerte che si utilizza deve essere incondensabile alla temperatura di operazione dell'accumulatore. Tipicamente si usano gas inerti come l'azoto. Un controllore di pressione (PC) regola la pressione dell'accumulatore operando la valvola regolatrice del flusso di azoto entrante nell'accumulatore e la valvola di sfogo. Se è necessario abbassare la pressione nell'accumulatore, il controllore chiude la valvola di ammissione di azoto e apre la valvola di sfogo permettendo ai gas di fuoriuscire. Invece, se è necessario aumentare la pressione della colonna, si pressurizza l'accumulatore caricando azoto.

2.4.3. Portate e temperature dei reflussi della colonna

Il calore che non viene rimosso attraverso i prodotti uscenti dalla colonna deve essere estratto prelevando il liquido da opportune sezioni e rinviandolo nuovamente in colonna dopo il raffreddamento. In una colonna di distillazione atmosferica sono presenti in genere tre reflussi intermedi: quello di testa, quello del cherosene e quello del gasolio. Ovviamente le quantità di calore asportate dai *pumparound* sono funzione della temperatura di prelievo, della temperatura di ritorno e della sua portata; tali quantità di calore sono determinanti per il bilancio termico della colonna e per i valori assunti dalle portate di liquido e di vapore nelle varie sezioni della colonna stessa. La distribuzione del calore asportato lungo la colonna è determinata dal grado di frazionamento richiesto, così come dal livello termico a cui il calore è rimosso. Oltre alla temperatura, anche la portata dei vari reflussi in colonna ha un effetto sul frazionamento. Grandi portate del riflusso in colonna possono determinare allagamenti nella zona di ritorno e fenomeni di gocciolamento (*weeping*) sui piatti sottostanti, causando così una riduzione dell'efficienza dei piatti stessi. Piccole portate di riflusso possono indurre invece trascinalamenti di vapore (*blowing*) verso i piatti sovrastanti al punto di ritorno in colonna, causando ancora una riduzione dell'efficienza del frazionamento.

2.4.4. Portata di vapor d'acqua usato per lo *stripping* della colonna

Il vapor d'acqua surriscaldato è iniettato nella parte inferiore della colonna di distillazione atmosferica per rimuovere dal prodotto di fondo i componenti più leggeri, cioè a minor temperatura di ebollizione. L'effetto del vapore è tale da ridurre la pressione parziale della fase idrocarburica, consentendo così ai componenti a minor temperatura di ebollizione di passare dalla fase liquida a quella gassosa. Un valore tipico di portata di tale iniezione è equivalente al 2% in peso, riferito alla portata di residuo atmosferico in uscita dal fondo della colonna. Una portata troppo bassa tende a lasciare una parte di distillato leggero nel residuo di fondo, mentre un valore troppo elevato può causare la contaminazione dei distillati superiori con tracce di prodotto pesante.

2.4.5. Portate di estrazione laterali della colonna

In ogni punto lungo la colonna di distillazione, e in particolare nel punto di estrazione dalla colonna di una corrente o di un taglio laterale, la temperatura del liquido rappresenta la temperatura di ebollizione del liquido in quel preciso punto. Pertanto un aumento della portata di liquido estratto dalla colonna porta a una diminuzione del riflusso interno; come risultato il liquido diventa più ricco nei componenti meno volatili e, di conseguenza, aumenta la sua temperatura di ebollizione nella sezione considerata. Al contrario, una riduzione della portata di liquido estratto determina un maggiore riflusso interno nella parte sottostante della colonna, con una conseguente riduzione della temperatura. Come regola generale si può affermare che, aumentando la portata di estrazione, si innalza il punto di ebollizione del liquido estratto, mentre riducendola se ne abbassa il punto di ebollizione, che risulta pertanto più ricco nei componenti più volatili.

3.

Controllo ADEX

In questo capitolo si presenta una particolare tecnologia di controllo adattativo-predittivo-esperto: il controllo ADEX. Dopo alcune brevi note sul controllo automatico nell'industria, si introduce il controllore adattativo-predittivo-esperto ADEX.

Si illustrano i concetti di controllo predittivo legati all'implementazione dei controllori ADEX e successivamente si estendono questi al caso adattativo, giungendo alla formulazione di una legge di controllo adattiva-predittiva (AP).

Il capitolo si conclude presentando come la legge di controllo AP viene inserita in un sistema esperto giungendo alla formulazione completa del controllore ADEX.

3.1. Introduzione

Nella conduzione di molti apparati e processi della più svariata natura, si riconosce la necessità di intervenire dall'esterno in modo che essi si comportino nella maniera desiderata (Bittanti, Identificazione dei modelli e sistemi adattativi, 2002) (Bolzern, Scattolini, & Schiavoni, 2004). Ovvero si riconosce la necessità che un "ente", conosciuto come Controllore, generi le azioni necessarie per far sì che un fenomeno fisico evolva nella forma desiderata. Questo tipo di problematica è frequente nella vita di tutti i giorni, e si è presentata all'umanità sin da quando questa ha desiderato sottomettere i fenomeni fisici al proprio servizio. Si può senza dubbio affermare che il primo controllore della storia è stato, ed in molti casi lo è ancora, l'Uomo. Con il tempo l'ingegneria è diventata la scienza devota al compito di facilitare i problemi di controllo, mettendo a disposizione tecniche sempre più raffinate per rendere indipendenti dal diretto controllo umano molti sistemi.

La storia dei controlli automatici, come scienza a se stante, inizia relativamente da poco tempo. Il primo esempio di applicazione della teoria dei controlli è dato dal Regolatore centrifugo, sul quale James Clerk Maxwell affrontò uno studio di analisi dinamica nel suo scritto del 1868 intitolato *On Governors*. In seguito Edward John Routh generalizzò la conclusione di Maxwell per la classe dei sistemi lineari. Indipendentemente da Routh, Adolf Hurwitz analizzò nel 1877 la stabilità del sistema servendosi di equazioni differenziali. Il risultato di Routh e Hurwitz è il noto teorema di Routh-Hurwitz sulla stabilità dei sistemi lineari. Negli anni 1890, il matematico russo, Aleksandr Michajlovič Ljapunov getta le basi della teoria della stabilità. Passarono 40 anni perché Harry Nyquist, un ricercatore dei *Bell Telephone Laboratories*, elaborasse la rivoluzionaria idea del controllo in retroazione e fornisse un criterio che permette di studiarne la stabilità. Da quel momento in avanti si succedettero varie innovazioni tecnologiche nel campo dei controlli automatici, principalmente favorite dal sempre crescente uso della tecnologia elettronica e dei calcolatori.

Dagli anni 50 si afferma nell'industria il controllore ad effetto proporzionale – integrale – derivativo (PID), che è ad oggi lo standard di controllo più usato al mondo. La semplicità del controllore PID ne ha garantito l'ampia diffusione nel mondo industriale, anche a pesare delle sue grandi limitazioni. La ISA (*International*

Society of Automation) nel 2005 stimava che il 99% degli anelli di controllo in ambito industriale era controllato attraverso un PID (*International Society of Automation*, 2005). Nello stesso articolo si presentavano le principali debolezze del PID:

- Difficoltà nel controllo di sistemi affetti da ritardo, con dinamiche non lineari e misure rumorose;
- Poca robustezza rispetto alla variabilità dei processi;
- Sintonizzazione strettamente legata all'esperienza dei manutentori ed alla conoscenza del processo degli stessi;
- Trasmissione del rumore di misura alla variabile di uscita con conseguente deterioramento degli attuatori e spreco di energia.

Nell'articolo si mostrava il *gap* tra le nuove tecniche di controllo, denominate "avanzate" in opposizione al PID considerato "convenzionale", e la qualità dei controllori PID impiegati effettivamente sul campo. Nello stesso articolo, poi, si documentava la sostanziale maturità del mercato rispetto a nuove tecnologie di controllo, dovuto allo sviluppo delle piattaforme elettroniche ed informatiche.

La tecnologia di controllo ADEX, cui prima versione risale all'anno 1976 (Martín Sánchez, *Contribution to model reference adaptive systems from hyperstability theory*, 1974) (Martín Sánchez, *Adaptive Predictive Expert Control System*, 1976) (Martín Sanchez, *A new solution to adaptive control*, 1976) (Martín Sanchez, *Reply to comments on a new solution to adaptive control*, 1987), viene sviluppata, similmente ad altre tecniche di controllo avanzato, per colmare le lacune del controllo PID. Il nucleo dei controllori ADEX è costituito da una legge di controllo predittiva irrobustita da un criterio di adattamento. Intorno a questo nucleo è costruito un sistema esperto per poter garantire buoni risultati di controllo nel caso che la relazione entrata-uscita che regge il controllo AP svanisca a causa di malfunzionamenti (Martín Sánchez, *Adaptive Predictive Expert Control System*, 1980) (Martín Sanchez, *Adaptive Predictive Expert Control System*, 2000).

Questo capitolo è dedicato alla descrizione della teoria di controllo ADEX. Inizialmente si presentano i concetti di controllo predittivo legati all'implementazione dei controllori ADEX. Successivamente si estendono questi concetti al caso adattativo, giungendo alla formulazione di una legge di controllo

adattiva-predittiva. Finalmente si spiega come la legge di controllo AP viene inserita in un sistema esperto giungendo alla formulazione completa del controllore ADEX.

3.2. Controllo Predittivo

Il nucleo dei controllori ADEX è costituito da una tecnica di controllo predittivo. Si ritiene quindi utile analizzare in questa sezione il funzionamento della parte predittiva di tali controllori. Di seguito si presentano: il modello predittivo, la struttura del blocco conduttore ed i concetti di traiettoria proiettata e traiettoria desiderata. Si formula una legge di controllo predittiva elementare e successivamente, si generalizzano le idee presentate, introducendo il concetto di orizzonte di predizione. Si mostra una formulazione della legge di controllo predittivo basata in una cifra di merito quadratica e si introduce una procedura ricorsiva per minimizzare la cifra di merito proposta.

3.2.1. Controllo predittivo – concetti fondamentali

Il concetto fondamentale di controllo predittivo è molto intuitivo e può essere riassunto come: stabilire ad ogni istante di controllo il valore che deve assumere la variabile manipolata per far sì che la variabile d'uscita predetta sia coincidente con il valore desiderato per la stessa variabile (Magni & Scattolini, 2006) (Martín Sánchez & Rodellar, Control Adaptivo Predictivo Experto. ADEX. Metodología, Diseño y Aplicación, 2005). Se il modello predittivo è capace di predire il comportamento del sistema sotto controllo, si ottiene che la variabile d'uscita stessa coincide con la variabile desiderata. Il diagramma a blocchi che sintetizza questa idea è rappresentato in Figura 3.2-1:

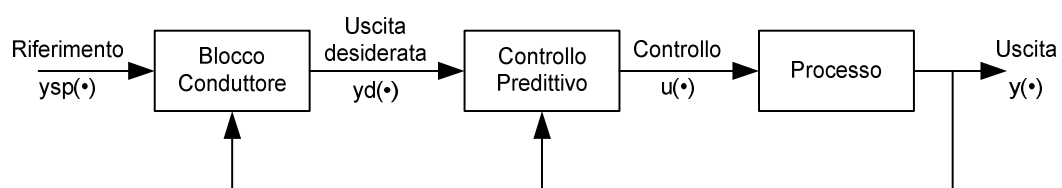


Figura 3.2-1 - Schema a blocchi del controllo predittivo

Il *set-point* è elaborato attraverso un blocco chiamato “blocco conduttore” che calcola una variabile intermedia la quale rappresenta il valore desiderato per la variabile d’uscita. Questo segnale, chiamato “uscita desiderata”, entra in un blocco che contiene il modello del sistema sotto controllo. Il modello, che assume il nome di “modello predittivo”, appartiene alla classe dei modelli stocastici utilizzati nella teoria della predizione. L’uscita del modello predittivo è l’azione di controllo che si applica al sistema. Sotto questa prospettiva, i concetti da chiarire sono:

- Che tipo di modello matematico si definisce per poter prevedere l’uscita del processo sotto controllo negli istanti di tempo futuri;
- Come è strutturato il blocco conduttore;
- Come si ottiene che l’evoluzione dell’uscita del processo sotto controllo sia uguale all’evoluzione desiderata.

Per predire l’uscita del processo ad ogni istante di controllo è necessario definire un modello matematico che possa descrivere la dinamica in anello aperto del processo. Considerata la natura della piattaforma dove il controllore viene implementato, ovvero un calcolatore elettronico che opera con segnali campionati, è naturale scegliere modelli a tempo discreto. Nel caso dei controllori ADEX si adotta un modello del tipo:

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

il quale corrisponde ad un modello auto-regressivo con variabile esogena ARX (*Auto Regressive Exogenous*) (Bittanti, Teoria della predizione e del filtraggio, 2002) (Bittanti, Identificazione dei modelli e sistemi adattativi, 2002) dove gli n parametri a_n modellano il comportamento auto-regressivo e gli m parametri b_m modellano il comportamento della variabile esogena. Nel modello è presente anche un’entrata $\varepsilon(k)$ che rappresenta la somma delle perturbazioni non modellate che agiscono sul sistema. Sebbene la versione implementata nel software di controllo considera un modello ARX MISO (*Multi Input Single Output*), il quale permette di prendere in considerazione più variabili di entrata come ad esempio perturbazioni misurabili, in questa sede si tratteranno le tecniche di controllo ADEX facendo riferimento al modello SISO (*Single Input Single Output*) riportato nell’equazione (3.2.1), giacché

questo non implica perdita di generalità. Il modello di predizione usato è anch'esso un modello ARX del tipo:

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

dove gli \hat{n} parametri $\hat{a}_{\hat{n}}$ modellano il comportamento auto-regressivo, gli \hat{m} parametri $\hat{b}_{\hat{m}}$ modellano il comportamento della variabile esogena. Il termine $\hat{y}(k+1|k)$ rappresenta l'uscita all'istante $k+1$ predetta all'istante k . Si noti che nel modello predittivo non è presente alcun segnale di disturbo $\varepsilon(k)$ e che inoltre i parametri \hat{a}_i , \hat{b}_i , \hat{n} e \hat{m} possono in generale essere diversi dai parametri a_i , b_i , n e m . Nella versione adattativa i parametri \hat{a}_i e \hat{b}_i si aggiornano ad ogni istante di controllo col fine di ottenere le migliori prestazioni possibili.

Un'altra idea chiave nella tecnica di controllo che si sta presentando è il concetto di blocco conduttore. Il blocco conduttore ha il compito di generare ad ogni istante di controllo l'evoluzione desiderata per la variabile di processo, conosciuta in letteratura (Martín Sánchez & Rodellar, Control Adaptivo Predictivo Experto. ADEX. Metodología, Diseño y Aplicación, 2005) come **traiettoria desiderata proiettata** (PDT, *Projected Desired Trajectory*). Nei controllori ADEX, il blocco conduttore è definito mediante il seguente modello a tempo discreto di tipo ARX, che ha come entrata il segnale di riferimento y_{sp} e come condizioni iniziali le uscite passate del processo:

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

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

dove,

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

Dopo la sostituzione si ottiene la PDT k-esima (PDTk):

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

Il modello che usa il blocco conduttore è implementato in modo che coincida con il modello di un sistema di secondo ordine criticamente smorzato con guadagno unitario. Il fatto che la PDT k-esima venga calcolata ad ogni istante di controllo da luogo all'esistenza di una sorta di retro-alimentazione della variabile di processo all'interno della generazione dell'uscita desiderata. Questo approccio è simile al concetto di modello di riferimento usato nei modelli adattativi a modello di riferimento (Landau, 1974) e permette di irrobustire la generazione dell'uscita desiderata rispetto a perturbazioni non modellate che potrebbero portare all'instabilità del controllo.

Il comportamento del blocco conduttore descritto, introduce il concetto di **traiettoria desiderata guida** (DDT, *Driving Desired Trajectory*) (Martín Sánchez & Rodellar, Control Adaptivo Predictivo Experto. ADEX. Metodología, Diseño y Aplicación, 2005). La DDT è prodotta da tutti i primi valori delle PDT k-esime, ovvero è formata da tutte le $y_d(k + 1|k)$ calcolate ad ogni istante di controllo, ed è la traiettoria a cui la variabile di processo tende durante l'esecuzione del controllore. Il senso dell'esistenza della DDT è che calcolando ad ogni istante di controllo la PDT k-esima si tiene conto delle deviazioni a cui la variabile di controllo potrebbe essere suscettibile. La filosofia che sta dietro a questo concetto afferma che è meglio tornare a pianificare ad ogni istante di controllo qual è il modo migliore per portare la variabile di processo al riferimento piuttosto che forzare il sistema a seguire una traiettoria che non è fisicamente realizzabile.

Una volta definito formalmente il modello predittivo e il blocco conduttore resta da definire come fare in modo che la variabile d'uscita predetta sia coincidente con il valore desiderato per questa variabile. In formule si vuole che si verifichi:

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

ovvero ricordando 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 maniera più immediata di ricavare l'azione di controllo $u(k)$ da somministrare al processo è riaccomodando l'equazione (3.2.6) della forma:

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

L'equazione (3.2.7) rappresenta una legge di controllo predittivo di facile implementazione che permette di controllare la maggior parte dei processi che si possono descrivere in una forma riconducibile ad un modello ARX almeno intorno ad un punto di operazione, ma presenta dei forti limiti nel caso che il processo sotto controllo abbia inversa instabile.

3.2.2. Strategia di controllo predittivo estesa

Il problema della legge di controllo predittivo ottenuta nella (2.6) è che questa non prende in considerazione la dinamica del processo sotto controllo durante la generazione della DDT. Una teoria migliorata si basa sulla conoscenza del comportamento dinamico del sistema all'interno di una finestra temporale limitata, chiamata orizzonte di predizione. La legge di controllo che si vuole ottenere ha come scopo di assicurare che all'interno dell'orizzonte di predizione si raggiunga il *set-point* con azione di controllo limitata. Pertanto si introduce una cifra di merito che pesa tanto l'azione di controllo come la variabile di processo. La legge di controllo ottenuta è ottima nel senso che minimizza la cifra di merito proposta.

Il problema è quindi definire all'istante di controllo k una PDT basata su tutti i dati noti del processo all'istante k , ed inoltre su uno scenario fittizio calcolato in base al modello predittivo ed ad una sequenza di uscite anch'esse predette. Le sequenze di ingressi e di uscite predette è tale da minimizzare la cifra di merito, con lo scopo di tenere limitata tanto l'azione di controllo come la variabile di processo.

Prima di addentrarsi nella descrizione formale della tecnica di controllo appena accennata è necessario chiarire che esistono un'infinità di soluzioni, commerciali e non, basate sul concetto appena enunciato. Alcune delle tecniche di controllo predittivo che si riconoscono come tecniche estese sono (Magni & Scattolini, 2006) (Martín Sánchez & Rodellar, Control Adaptivo Predictivo Experto. ADEX. Metodología, Diseño y Aplicación, 2005):

- *Identification and Command (IDCOM)*;

- *Dynamic Matrix Control (DMC)*;
- *Internal Model Control (IMC)*;
- *Extended Horizon Adaptive Control (EHAC)*;
- *Generalized Predictive Control (GPC)*;
- molte altre riportate da (García, Prett, & Morari, 1989) e (Kramer & Unbehauen, 1988).

In questa tesi si fa riferimento ai lavori di ricerca riportati in (Martín Sánchez, Contribution to model reference adaptive systems from hyperstability theory, 1974) ed articoli seguenti.

Per analizzare la teoria estesa è necessario ridefinire in parte il modello predittivo includendo l'orizzonte di predizione. Ovvero:

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

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

dove si considerano come condizioni iniziali gli ingressi e le uscite passate note all'istante k:

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

Si noti che questa formulazione coincide con quella della sottosezione precedente considerando il parametro $\lambda = 1$. Come per la formulazione base è possibile definire un modello ARX multi-variabile. Ulteriormente si può osservare che tale modello contempla solo implicitamente il caso in cui la risposta del sistema è affetta un ritardo puro. Sebbene si possa introdurre esplicitamente un parametro che tenga conto del ritardo e di ulteriori ingressi, il modello (3.2.8) non implica perdita di generalità e pertanto si continuerà ad usare nel resto della trattazione.

Il criterio da soddisfare è che nell'orizzonte di predizione tanto la variabile di controllo, come quella di processo, restino limitate. Perché questo si verifichi si usa una funzione di costo lineare quadratica:

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

Dove $y_r(k+j|k)$ rappresenta una traiettoria di riferimento calcolata nello stesso modo della PDT considerando ora l'orizzonte di predizione λ :

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

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

Come nella (3.2.3) i valori passati di y_r vengono inizializzati con le uscite passate del processo:

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

Dopo la sostituzione si ottiene:

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

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

La funzione di costo impone un compromesso tra l'azione di controllo, pesata dai termini R_j , e la traiettoria da seguire, ponderata tramite i termini Q_j .

La tecnica di minimizzazione della cifra di merito di seguito presentata, permette di trovare la sequenza ottima dell'azione di controllo nell'orizzonte di predizione e richiede una parziale riscrittura del modello predittivo in forma ricorsiva:

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

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

I parametri $\hat{e}_i^{(j)}$ e $\hat{g}_i^{(j)}$ sono coefficienti calcolati ricorsivamente a partire dai parametri \hat{a}_i e \hat{b}_i del modello predittivo:

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

con

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

Sfruttando la struttura ricorsiva è possibile pervenire ad una formulazione matriciale della (3.2.13):

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

Dove \hat{Y} , \hat{U} , Y_k e U_k sono i seguenti vettori:

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

e i termini E , G e G_0 sono matrici definite a partire dai termini ricorsivi come:

$$\begin{aligned}E &= \begin{bmatrix} \hat{e}_1^{(1)} & \hat{e}_2^{(1)} & \dots & \hat{e}_{\hat{n}}^{(1)} \\ \hat{e}_1^{(2)} & \hat{e}_2^{(2)} & \dots & \hat{e}_{\hat{n}}^{(2)} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{e}_1^{(\lambda)} & \hat{e}_2^{(\lambda)} & \dots & \hat{e}_{\hat{n}}^{(\lambda)} \end{bmatrix} & G &= \begin{bmatrix} \hat{g}_2^{(1)} & \hat{g}_3^{(1)} & \dots & \hat{g}_{\hat{m}}^{(1)} \\ \hat{g}_2^{(2)} & \hat{g}_3^{(2)} & \dots & \hat{g}_{\hat{m}}^{(2)} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{g}_2^{(\lambda)} & \hat{g}_3^{(\lambda)} & \dots & \hat{g}_{\hat{m}}^{(\lambda)} \end{bmatrix} \\ G_0 &= \begin{bmatrix} \hat{g}_1^{(1)} & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \hat{g}_1^{(2)} & \hat{g}_1^{(1)} & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \hat{g}_1^{(\lambda)} & \hat{g}_1^{(\lambda-1)} & \hat{g}_1^{(\lambda-2)} & \dots & \hat{g}_1^{(1)} \end{bmatrix}\end{aligned}$$

Se poi si introduce la stessa notazione per la traiettoria desiderata y_r , si ottiene la cifra di merito (3.2.10) in forma matriciale:

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

Dove Y_r corrisponde a:

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

e Q e R sono le matrici di peso semi-definite positive formate rispettivamente dai termini Q_i e R_i come segue:

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

La cifra di merito può essere finalmente riscritta evidenziando il vettore delle azioni di controllo future \hat{U} :

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

L'ottimo per J_k si ottiene dalla seguente condizione:

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

Il risultato della minimizzazione rispetto ad \hat{U} , una volta riacomodato i termini in modo da ottenere la legge di controllo, è il seguente:

$$\hat{U} = [G_0^T Q G_0 + R]^{-1} G_0 Q [EY_k + GU_k - Y_r] \quad (3.2.17)$$

Lo stesso risultato può essere ottenuto risolvendo l'equazione di Riccati associata al problema di minimizzazione della cifra di merito rispetto ad \hat{U} .

Considerato che ad ogni istante di controllo il vettore \hat{U} viene ricalcolato, l'unico valore di interesse pratico è il valore del segnale di manipolazione all'istante k , ovvero:

$$u(k) = \hat{u}(k|k) = g_0^T [EY_k + GU_k - Y_r] \quad (3.2.18)$$

I parametri coinvolti nell'implementazione di questa legge di controllo sono l'orizzonte di predizione λ , le matrici di peso Q e R , ed i parametri α_i e β_i usati per

definire la traiettoria desiderata. Nella versione puramente predittiva le matrici E , G e G_0 sono calcolate una sola volta, nella versione adattativa vengono calcolate ad ogni istante di controllo.

Considerato il carico computazionale del calcolo di questa legge di controllo, specialmente nella variante adattativa, si sceglie di implementare:

- un particolare set di parametri per le matrici di peso Q e R ;
- una legge di controllo tipo scalino all'interno dell'orizzonte di predizione.

I parametri scelti per le matrici Q e R sono:

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

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

Questa scelta comporta che la cifra di merito si riduca a:

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

Inoltre imporre che l'azione di controllo resti immutata in tutto l'orizzonte di predizione comporta:

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

Utilizzando la (3.2.13) con la condizione della (3.2.20) si ottiene il seguente risultato:

$$\hat{y}(k + \lambda|k) = \sum_{i=1}^{\hat{n}} \hat{e}_i^{(\lambda)} y(k + j - i) + \sum_{i=2}^{\hat{m}} \hat{g}_i^{(\lambda)} u(k + j - i)$$

$$+ \hat{u}(k|k) \sum_{i=0}^{\lambda-1} \hat{g}_1^{(\lambda-i)} \quad (3.2.21)$$

Il quale sostituito nella (3.2.19) dopo aver posto la cifra di merito uguale a zero permette di ottenere la seguente legge di controllo:

$$u(k) = \hat{u}(k|k)$$

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

Il carico computazionale di questa legge di controllo è enormemente ridotto rispetto all'algoritmo che usa la (3.2.18). In questo caso è necessario solo calcolare ad ogni istante di controllo i valori dei parametri $\hat{e}_i^{(\lambda)}$ e $\hat{g}_i^{(\lambda)}$ usando la regola ricorsiva precedentemente presentata, e la traiettoria desiderata calcolata come in (3.2.12).

3.3. Controllo Adattativo – Predittivo

I processi industriali sono spesso di natura non lineare e tempo variante. Per questo la modellazione è difficile in molti casi, specialmente quando i processi operano in condizioni che variano con frequenza. Il modello del processo d'altro canto sta al centro di molte delle tecniche di controllo moderno, incluso il controllo predittivo. Questa dipendenza dal modello rende spesso inefficaci i controllori a parametri costanti e giustifica lo sviluppo delle tecniche di controllo adattative. L'utilità di modificare i parametri del controllore in relazione alla relazione entrata-uscita del sistema sotto controllo acquista valore specialmente nel caso del controllo predittivo, dove il controllo è tanto migliore quanto più il modello predittivo modella fedelmente la realtà. In quest'ottica la funzione dell'adattamento è far convergere l'errore di predizione a zero nella maniera più efficiente possibile, di modo che segua verificandosi il proposito della legge di controllo predittiva.

In questa sezione si illustrano i concetti di adattamento del controllo legati alla tecnologia ADEX. La Sezione si apre con un diagramma a blocchi del controllore ADEX nella sua variante adattativa-predittiva (AP). Successivamente vengono riformulati i modelli precedentemente usati in modo da avvicinarsi alla nomenclatura usata nell'ambito dei sistemi adattativi. Si giunge finalmente all'equazione di aggiornamento dei parametri usata nei controllori ADEX.

Nella tecnica di controllo AP (Figura 3.3-1), a differenza dello schema di Figura 3.2-1, l'azione di controllo viene inviata al processo e al modello del processo, nel seguito chiamato "modello adattativo", e successivamente si calcola l'errore di predizione tra l'uscita reale, nel grafico chiamato "uscita del processo", e l'uscita stimata, chiamata "uscita del modello". Tale errore serve per modificare i parametri

del modello adattativo. Si noti che questo coincide con il modello predittivo usato per il controllo secondo le modalità precedentemente illustrate.

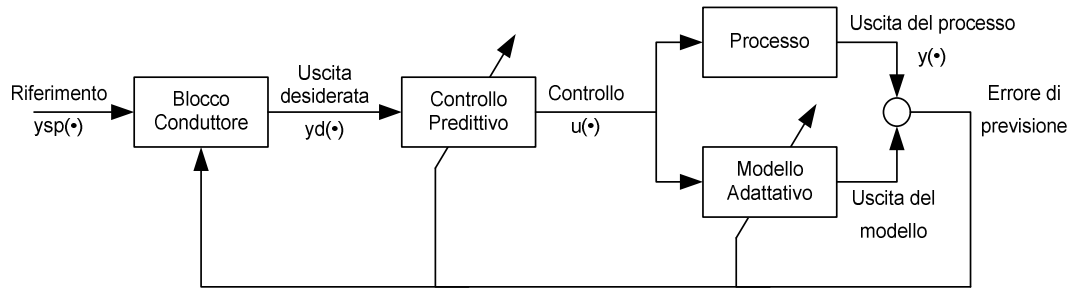


Figura 3.3-1 – Schema a blocchi del controllo adattativo – predittivo

Col fine di giungere alla formulazione del metodo di adattamento si propone una nuova notazione per i modelli predittivi precedentemente formulati.

Il modello predittivo dell'equazione (3.2.2) può essere riscritto come:

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

dove:

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

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

$\hat{\theta}$ e Φ rappresentano rispettivamente il vettore dei parametri del modello AP ed il vettore degli ingressi e delle uscite dello stesso modello. Nel contesto del controllo adattativo i parametri del vettore $\hat{\theta}$ dipendono esplicitamente dal tempo e sono l'oggetto dell'adattamento.

La stessa notazione può essere usata per il processo descritto dall'equazione (2.1), ottenendo:

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

Dove θ gioca lo stesso ruolo della $\hat{\theta}$ del modello AP della (3.3.1).

Col fine di introdurre l'errore di stima a posteriori $e(k|k)$, si definisce il vettore errore di identificazione parametrica $\tilde{\theta}(k)$ come:

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

Ne segue quindi che l'errore di stima a posteriori $e(k|k)$:

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

e che l'errore di stima a priori $e(k|k-1)$:

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

Gli errori di stima, a posteriori e a priori, entrano nell'algoritmo ricorsivo di adattamento proposto dai controllori ADEX. Si propone preliminarmente l'equazione:

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

Perché la (3.3.6) dipenda solo da valori passati di tutte le variabili in gioco, si calcola la dipendenza dell'errore a posteriori dall'errore a priori. Si definisce prima la differenza tra questi come segue:

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

Ora sostituendo la (3.3.6) nella (3.3.7) e evidenziando $e(k|k)$ si ottiene che:

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

Si può concludere che l'algoritmo usato per aggiornare i parametri $\hat{\theta}(k)$ è:

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

O riscritto esplicitando l'errore 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 il termine $G(k)$ uguale a:

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

Nell'implementazione del controllore AP si usa una matrice B costante uguale all'identità.

Nonostante si possano notare delle somiglianze tra la (3.3.11) e l'equazione utilizzata per l'identificazione parametrica attraverso minimi quadrati ricorsivi (Bittanti, Identificazione dei modelli e sistemi adattativi, 2002), bisogna specificare che i controllori in questione non hanno come obiettivo effettuare l'identificazione del sistema sotto controllo. (Martín Sánchez & Rodellar, Control Adaptivo Predictivo Esperto. ADEX. Metodología, Diseño y Aplicación, 2005) fornisce la prova di stabilità e le estensioni per il caso MISO della metodologia presentata.

3.4. Controllo Adattativo – Predittivo – Esperto

La principale limitazione del controllo AP si presenta quando, a causa di malfunzionamenti o errori sistematici nel sistema di misura, i dati non sono più informativi sul processo, ovvero si perde la relazione entrata-uscita. L'effetto diretto di questo malfunzionamento è il deteriorarsi delle prestazioni del controllo. Specialmente nel caso del controllo AP, dove il modello è al centro della filosofia di controllo, si possono verificare comportamenti inaccettabili della variabile di controllo. La soluzione proposta da ADEX è irrobustire il sistema di controllo rispetto a queste anomalie, inserendo il controllore AP in un sistema esperto (Castillo Gómez, 2008). Lo schema risultante è quello mostrato in Figura 3.4-1. Rispetto allo schema di Figura 3.3-1 è stato aggiunto un "Blocco Esperto". Ad ogni istante di controllo questo blocco, basandosi sulle azioni di controllo e sulle uscite del processo, decide se la relazione entrata-uscita del modello predittivo è sensata o se si sta verificando un'anomalia.

In questo caso il controllo passa da la modalità AP alla modalità esperta (EX) ottenendo che il sistema possa essere guidato in una situazione normale attraverso regole logiche e allo stesso tempo impedendo che il modello AP non si modifichi impropriamente a causa del malfunzionamento, ovvero "spegne" il meccanismo di adattamento qualora si riscontri un'anomalia.

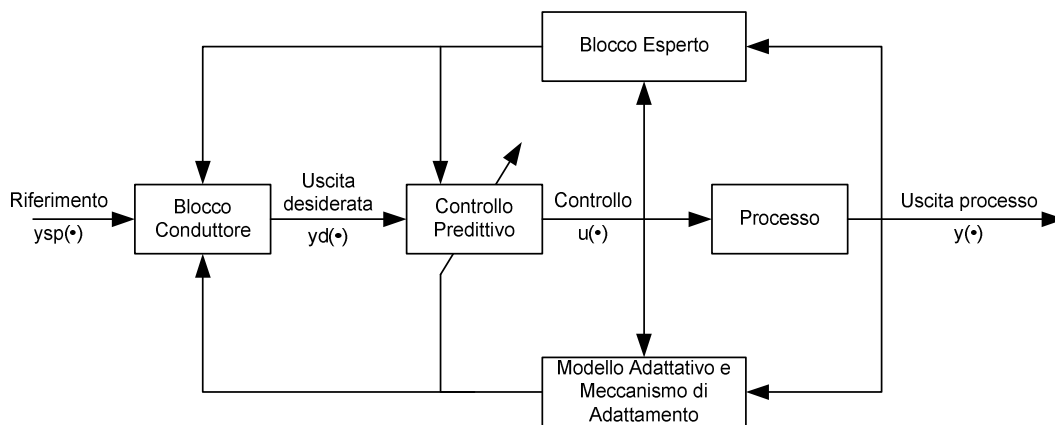


Figura 3.4-1 - Schema a blocchi del controllo adattativo-predittivo-esperto ADEX

Più in dettaglio la commutazione tra controllo AP e controllo EX sfrutta il concetto di dominio di operazione. Nel contesto dei controllori ADEX, si intende per dominio di operazione una modalità di controllo che il controllore assume in relazione al valore della variabile sotto controllo. L'evoluzione della variabile di processo stabilisce quindi la legge di controllo che si applicherà al processo per ottenere le prestazioni desiderate. La Figura 3.4-2 rappresenta come questa idea è implementata nei controllori ADEX.

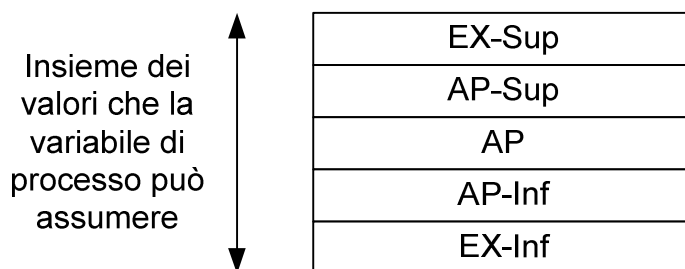


Figura 3.4-2 - Idea base di dominio di operazione

L'insieme di tutti i valori che la variabile di processo può assumere è diviso in cinque partizioni o domini. Il dominio centrale, denominato AP, rappresenta la regione dove la variabile di processo dovrebbe sempre rimanere, ovvero il punto di operazione del processo. In questa regione si usa una legge di controllo adattativa-predittiva. Ora si immagini che a causa di una forte perturbazione o di una variazione delle condizioni

operative, la variabile sotto controllo esca dal dominio centrale, ovvero si allontani dal suo punto di operazione desiderato. Per questi casi il controllore ADEX prevede due domini denominati AP-Superiore e AP-Inferiore. Questi due domini utilizzano ancora una legge di controllo adattativa-predittiva, ma sono caratterizzati da modelli AP differenti per tener conto di eventuali non-linearità del sistema. L'obiettivo di controllo dei controllori dei domini AP-Superiore e AP-Inferiore è riportare la variabile sotto controllo nel dominio AP. Con fini di irrobustimento già citati, sono presenti altri due ulteriori domini denominati EX-Superiore e EX-inferiore. La legge di controllo usata in questi due casi è una legge di controllo esperta basata su regole che cercano di imitare il comportamento di un operatore umano. Il controllore applicherà questo controllo col fine di riportare l'impianto in un punto di funzionamento adeguato. Il concetto di dominio è stato ampliato nelle versioni *custom* dei controllori ADEX. La variabile che decide il cambio di dominio può essere un errore o qualunque altro segnale che si ritenga opportuno per rilevare un'anomalia ed effettuare la commutazione.

4.

Modellazione

Nel capitolo si presenta la modellazione dell'impianto di distillazione atmosferica. Si introducono inizialmente alcuni strumenti per la modellazione di impianti chimici e si propongono dei criteri per la definizione del grado di complessità del modello. Successivamente si presenta il caso di studio assieme alla modellazione in *Aspen* dei diversi sottosistemi che compongono l'impianto. Si descrive la fase di modellazione statica, seguita dalla fase di modellazione dinamica dell'impianto considerato. Il capitolo conclude mostrando alcuni risultati di simulazione utilizzati per la validazione del modello.

4.1. *Introduzione*

La possibilità di poter disporre di un modello di un sistema fisico costituisce senza dubbio un grande vantaggio sotto vari punti di vista. Basti pensare all'utilità di poter predire il comportamento di un sistema senza dover effettuare esperimenti su un impianto reale. Per tutti i processi come gli impianti di raffinazione questo vantaggio si traduce direttamente in un notevole risparmio economico. Un esperimento sull'impianto reale implicherebbe un enorme spreco di materia prima, di energia e di tempo. Una simulazione o più simulazioni risultano più economiche a parità di risultati ottenuti.

La modellazione nell'ambito dei processi chimici si è sviluppata secondo due approcci:

- Modellazione fisica, basata sulla realizzazione di una copia totale o parziale dell'impianto (impianto pilota) fatta appositamente per eseguire prove ed esperimenti non permessi nell'impianto reale;
- Modellazione matematica, basata sulla scrittura di un insieme di equazioni che rappresenta i fenomeni di interesse che si vogliono modellare.

La modellazione matematica si è andata affermando da un ventennio a questa parte nell'industria petrolchimica come in altri ambiti. Sebbene questa richiede un massiccio impiego di tecnologia informatica per la preparazione, elaborazione e analisi dei modelli generati, permette maggiore flessibilità e costi più bassi rispetto alla modellazione fisica.

La formulazione di modelli matematici utili per il progetto e il controllo di colonne di distillazione del greggio rappresenta una sfida complicata. Le principali difficoltà sono costituite da due fattori. In primo luogo le colonne di distillazione sono oggetti dove hanno luogo processi fisici, in particolare di trasporto di massa e di energia, che coinvolgono un gran numero di variabili. Quindi il primo ostacolo per il modellista è disporre di strumenti computazionali capaci di gestire sistemi di equazioni differenziali di grandi dimensioni. In secondo luogo, nel caso particolare di colonne di distillazione di petrolio greggio, è difficile elaborare modelli chimici della miscela che viene processata nell'impianto. Sebbene in letteratura (Carlson, 1996) sono presenti un gran numero di tecniche per stimare le caratteristiche chimico fisiche del

greggio, molte di queste tecniche sono basate su regole empiriche, le quali possono funzionare più o meno bene per un generico impianto. In ambito industriale si può contare su un gran numero di strumenti affidabili per la modellazione e la simulazione. In questa tesi si utilizza *AspenONE* come strumento commerciale per la modellazione e la simulazione di impianti chimici. Nella Sezione 4.2 si presenta una descrizione del simulatore usato mettendo in evidenza alcuni aspetti che riguardano la modellistica di impianti chimici. Nella Sezione 4.3 si descrivono i dettagli riguardanti il modello termodinamico usato, mentre nelle sezioni successive si presenta il modello ottenuto per il caso di studio in esame. La Sezione 4.7 riassume alcuni risultati significativi per la validazione del modello.

4.2. Descrizione del simulatore usato

4.2.1. Simulatori causali e acausali

L'uso di programmi di calcolo sviluppati appositamente per la modellistica e la simulazione è diventata prassi comune tanto nell'analisi come nella progettazione di processi continui. Questi *software*, il cui compito è mettere a disposizione strumenti matematici per la descrizione della realtà fisica (modellatore) e procedure di risoluzione di tali modelli (simulatore), si sono sviluppati secondo approcci differenti a seconda dell'ambito ingegneristico al quale si rivolgevano. Una distinzione marcata tra le filosofie di modellazione è rappresentata dalle modalità secondo le quali si descrive il modello che si intende implementare. Si distinguono simulatori causali e simulatori acausali. La prima categoria è caratterizzata dalla descrizione del modello fisico che si vuole simulare secondo una relazione causa-effetto. Questo tipo di modelli si presta molto bene per esempio per fini di controllo, dove la relazione causa-effetto è chiara ed i sistemi sono rappresentati come enti che producono delle uscite in risposta a degli ingressi. La seconda categoria di simulatori è basata sulla descrizione del modello attraverso un insieme di equazioni dove si affermano dei principi fisici "in sé" e non sono specificate a priori entrate e uscite. In questi modelli le interconnessioni tra le componenti del sistema rappresentano esattamente le connessioni fisiche tra questi, per esempio tubi, cavi, ecc. Il principio fisico che si

afferma nelle connessioni è un bilancio di potenze o energie. Nel caso di *Aspen*, per esempio, il paradigma utilizzato è il bilancio dei flussi e l'equilibrio delle pressioni. I modelli acausali sono per propria natura "ad oggetti", nel senso informatico del termine, perché ogni modello descrive caratteristiche di un componente come appare in natura. Pertanto è assicurata un'alta riusabilità e flessibilità del modello rispetto ai modelli causali. L'unico inconveniente di questo aggiunto grado di estrazione del modello consiste nei requisiti di manipolazione richiesti al programma di simulazione perché questo possa applicare i classici algoritmi di risoluzione numerica, i quali sono intrinsecamente causali.

Nell'ambito della modellazione di sistemi complessi, ed in particolare di processi chimici, si è affermata la seconda filosofia di simulazione. In particolare sono presenti varie soluzioni di tipo commerciale ed accademico che mettono a disposizione librerie di modelli per i componenti che si incontrano con più frequenza negli impianti. A seconda della profondità dell'analisi che si desidera realizzare, i modelli a disposizione possono risultare più o meno rigorosi in dipendenza delle assunzioni fatte. La libreria di *Aspen* utilizzata in questo lavoro è la libreria *PetroFrac* (Aspen Technology, Inc., 2006). Tale libreria comprende tutti i componenti necessari per modellare impianti correlati con l'industria della raffinazione, sebbene sia sempre possibile definire modelli personalizzati a partire dalle classi predeterminate.

4.2.2. Metodo *inside-out*

Vale la pena citare qual è la tecnica di risoluzione utilizzata dal simulatore utilizzato in questo lavoro. Sebbene esistano molte procedure iterative usate per la risoluzione di sistemi di equazioni algebriche non lineari, quella che ha riscontrato maggior successo e che è utilizzata in molti simulatori dedicati a processi chimici è il metodo *inside-out* (Seaders & Henley, 1998). In particolare in *Aspen* il metodo che fornisce le migliori prestazioni e robustezza in presenza di sistemi complessi è quello *inside-out* modificato. La strategia che differenzia questo metodo rispetto ad altri, come il metodo BP (*Bubble Point*), SR (*Sum Rate*) e SC (*simultaneous Correction*), è quella

di ridurre il tempo speso nel calcolare le proprietà termodinamiche utilizzando il procedimento illustrato in Figura 4.2-1.

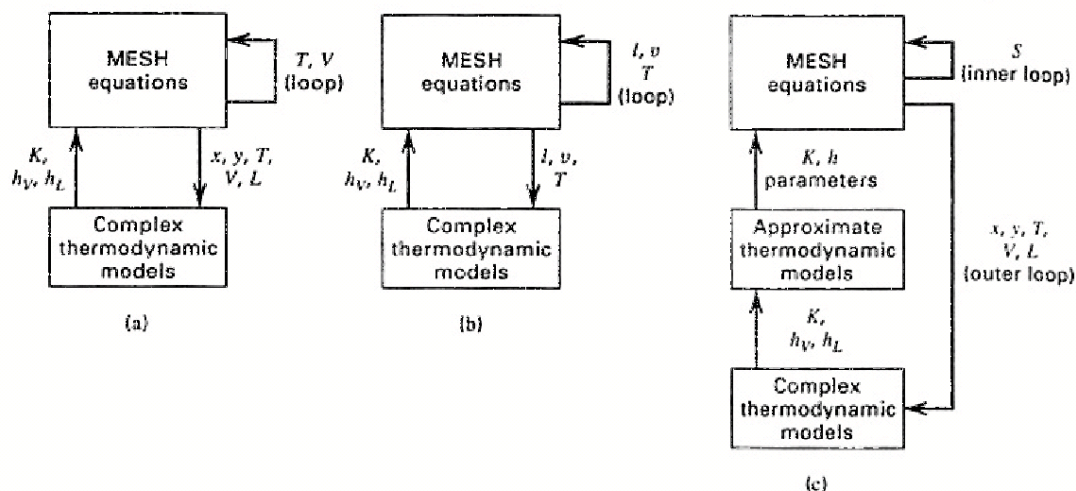


Figura 4.2-1 - Procedure che implementano i metodi: (a) BP e SR, (b) SC e (c) Inside-out.

Il metodo utilizza due modelli termodinamici: uno approssimato e uno rigoroso. Ovviamente il modello approssimato risulta più facile da risolvere e quindi si usa per avvicinarsi rapidamente al valore corretto della soluzione (*inner loop*). Una volta arrivati alla convergenza attraverso il modello approssimato si passa a calcolare una soluzione più precisa attraverso il modello rigoroso che richiede più sforzo computazionale (*outer loop*). La procedura parte dalla definizione delle equazioni MESH (*Mass Energy Summation entHalpy*) che sono risolte nell'anello interno del modello approssimato (Gallinelli, 2005). I parametri di questo modello sono aggiornati dal modello rigoroso a intervalli di tempo più larghi rispetto alla soluzione approssimata.

Il metodo Inside-out descritto viene utilizzato da Aspen tanto nella fase di simulazione statica come in quella di simulazione dinamica. Nella fase di simulazione statica si utilizza per calcolare le proprietà termodinamiche dei componenti partendo dalle proprietà fisiche specificate nella descrizione del modello. Tali proprietà termodinamiche vengono utilizzate dal risolutore per risolvere le equazioni del modello all'equilibrio. Nella fase dinamica mentre, dove si cerca l'ottimizzazione e la riduzione del tempo di calcolo, si decide in generale di ricorrere al calcolo delle proprietà termodinamiche, e quindi all'esecuzione dell'algoritmo

inside-out, quando a causa della simulazione dinamica cambiano le condizioni al contorno delle proprietà termodinamiche. Per non appesantire in fase dinamica si fissa una soglia di tolleranza relativa delle menzionate condizioni al contorno, la quale è un parametro da specificare nel simulatore. Alla prima iterazione di simulazione si calcoleranno tutte le proprietà termodinamiche necessarie per inizializzare le equazioni dinamiche che modellano il sistema a partire dalle condizioni iniziali del sistema e dalle proprietà fisiche. Durante le iterazioni successive tali parametri termodinamici restano costanti fino a quando si manifesta una variazione dello stato del sistema che implica il cambio delle condizioni al contorno che definiscono le proprietà termodinamiche (temperatura, pressione, ecc.). In questa condizione si svolge una iterazione (dinamica) del metodo inside-out che ricalcherà (probabilmente con più iterazioni statiche) le proprietà termodinamiche. Una volta ricalcolate tali proprietà si continua a integrare le equazioni dinamiche del modello fino a che non si presenti l'ulteriore necessità di ricalcolare i parametri con maggiore precisione.

4.2.3. Indicazioni sulla costruzione del modello

Generalmente nei simulatori esistono, per ogni singola apparecchiatura, differenti modelli, dai più semplici a quelli rigorosi, che si differenziano secondo il grado di dettaglio usato nello scrivere le equazioni di bilancio. Nel caso in esame, data la complessità del processo in studio, è necessario prima di tutto decidere quale parte dell'impianto necessita di una descrizione rigorosa e quale no. L'obiettivo di questa tesi è quello di realizzare un modello dinamico dell'impianto di distillazione atmosferica in modo da studiarne la sua dinamica ed implementare su di essa un controllo avanzato. Di conseguenza il modello della colonna complessa da usare è senz'altro rigoroso.

Per la sezione di scambio termico, composta dal treno di scambio e dal forno *pipe steel*, non è necessario operare un'analisi rigorosa perché non è in linea con gli obiettivi della tesi. Pertanto i modelli usati per queste due sezioni sono semplici e richiedono, come più avanti si mostra, solo una specifica sul *duty* e sulle perdite di

carico. Inoltre il treno di scambio viene simulato con un unico scambiatore che richiede un *duty* uguale alla somma dei *duty* dei singoli scambiatori.

4.3. Modello termodinamico

La scelta del modello termodinamico è un passo importante e delicato per la successiva simulazione, poiché ogni proprietà termodinamica, usata o no per i bilanci, è calcolata in base ad esso e la sua struttura si ripercuote sull'andamento del processo iterativo usato per il calcolo. Pertanto, la selezione del modello termodinamico corretto può fare la differenza tra una simulazione ed un'altra, sia dal punto di vista del tempo di esecuzione, sia dal punto di vista di correttezza di risultati.

Generalmente tutti i simulatori rigorosi sono muniti di un database di modelli termodinamici. La rappresentazione di una miscela tramite un modello termodinamico può realizzarsi in due modi:

1. secondo una rappresentazione simmetrica, ovvero attraverso l'utilizzo di un solo modello termodinamico più o meno rigoroso, per rappresentare il comportamento sia della fase vapore sia di quella liquida;
2. secondo una rappresentazione asimmetrica, ovvero l'utilizzo di due modelli termodinamici diversi per rappresentare separatamente con uno la fase liquida e con l'altro quella vapore.

Per selezionare il modello termodinamico più adatto è necessario prima di tutto conoscere la natura della miscela in esame e la precisione che si vuole raggiungere per la successiva analisi. Infatti a seconda del tipo di miscela (apolare, debolmente polare, non ideale ecc.) è consigliato l'utilizzo di un modello o più modelli rispetto ad altri. Inoltre, a seconda del grado di accuratezza da raggiungere, potrebbe essere necessaria una rappresentazione asimmetrica più o meno rigorosa.

Ovviamente tutto ciò va a discapito del tempo di iterazione mentre è a favore dell'esattezza del risultato ottenuto. Si tenga presente che se la miscela è composta da tanti componenti allora per ognuno di essi, ad ogni iterazione, devono essere aggiornate tutte le proprietà.

Nel caso in esame, la miscela a cui facciamo riferimento, il greggio, è formata da un numero altissimo di componenti, per la maggior parte alcani e cicloalcani, ma anche aromatici, nafteni e altre sostanze così come composti ossigenati, solforati, sali ecc. Poiché la parte inorganica della carica è generalmente ridotta prima della distillazione soprattutto per quanto riguarda il contenuto salino, una miscela di questo tipo può essere approssimata ad una contenente solo i composti idrocarburici e ritenerla, così, completamente apolare. Inoltre, la mancata conoscenza del numero reale di componenti obbliga ad approssimare il greggio stesso con una miscela contenente un appropriato numero di pseudocomponenti ad ognuno dei quali sarà applicato il o i modelli termodinamici definiti.

Nel seguente lavoro si è scelto un modello termodinamico simmetrico rigoroso cercando di limitare l'aumento dei tempi di calcolo senza rinunciare alla precisione della soluzione. Questa scelta non è restrittiva dal momento che la miscela è considerata apolare. In particolare il modello termodinamico scelto è il modello termodinamico di Braun basato sulle correlazioni K10 (Aspen Technology, Inc., 2006). Le correlazioni di questo modello sono generate a partire dalle curve K10 mettendo in relazione componenti reali e frazioni di petrolio. Nel modello sono compresi oltre 70 specie di idrocarburi e viene coperto un intervallo di punti di ebollizione compreso tra 450 K e 700 K. La particolare implementazione di questo metodo da parte di *Aspen Tech* permette di gestire anche le frazioni pesanti di greggio.

4.4. Descrizione del caso di studio

L'impianto di riferimento è l'unità di frazionamento della raffineria "Ing. Hector R. Lara Sosa" di Cadereyta Jimenez, N.L.. La raffineria è parte della rete di raffinazione di proprietà dell'Azienda di Stato: *Petroleos Mexicanos (Pemex)*, la quale controlla lo sfruttamento degli idrocarburi in tutta la Repubblica Messicana, dall'esplorazione di giacimenti fino alla distribuzione. La raffineria di Cadereyta, terza in termini di produzione annua (219 mila barili al giorno), è di importanza strategica per l'approvvigionamento di combustibile all'area metropolitana della città di Monterrey, N.L. e a tutto il settore nord-est della Repubblica Messicana. Nella

Figura 4.4-1 sono riportate le quantità prodotte nel 2007 dalle sei raffinerie *Pemex*. La maggior parte delle produzioni della raffineria di Cadereyta è costituito da Diesel (84 mila al giorno) e Benzina (83 mila barili al giorno), mentre GPL e altri prodotti costituiscono solo una piccola percentuale del totale produttivo.

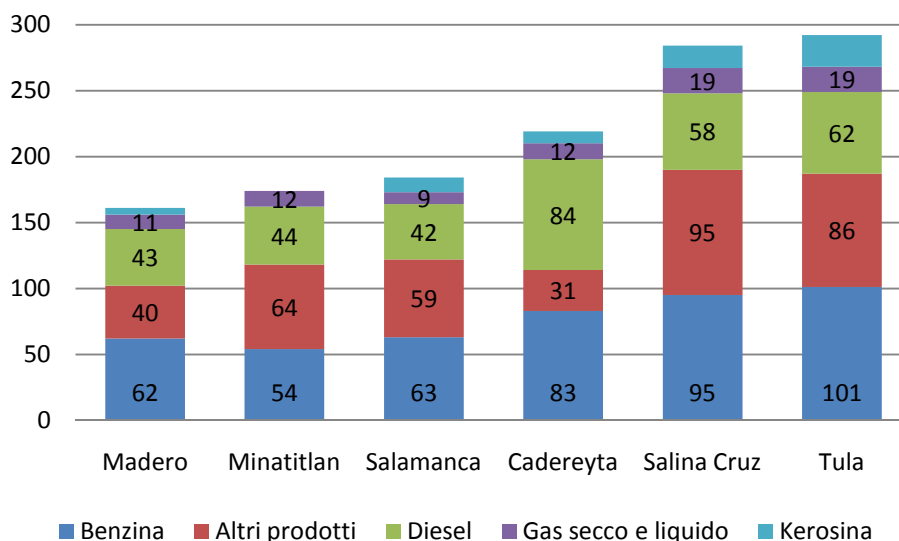


Figura 4.4-1 - Istogramma dei prodotti delle sei raffinerie *Pemex* per l'anno 2007 (quantità espresse in migliaia di barili al giorno) – fonte:
http://www.sener.gob.mx/webSener/_static/Secciones/Hidrocarburos/dih/375.html

Pemex estrae dal sottosuolo messicano tutte le qualità di greggio destinate alla raffinazione o alla vendita. In particolare si distinguono tre:

- il petrolio Maya, che costituisce quasi la metà del greggio estratto in Messico;
- il petrolio Istmo, particolarmente valorizzato per il suo basso contenuto di zolfo, che costituisce un terzo della totalità di petrolio estratto;
- il petrolio Olmeca, il quale rappresenta la quinta della produzione totale.

Non tutte le raffinerie sono alimentate con le tre qualità di greggio. In particolare, la raffineria di Cadereyta, che costituisce l'ultima raffineria della catena di oleodotti che riforniscono gli impianti di *Pemex*, gestisce prevalentemente il greggio tipo Maya e tipo Istmo spesso in miscele (*blend*) molto variabili. La variabilità della composizione del greggio, come verrà chiarito nella seguente Capitolo, costituisce una sfida dal punto di vista del controllo dell'impianto di distillazione primaria.

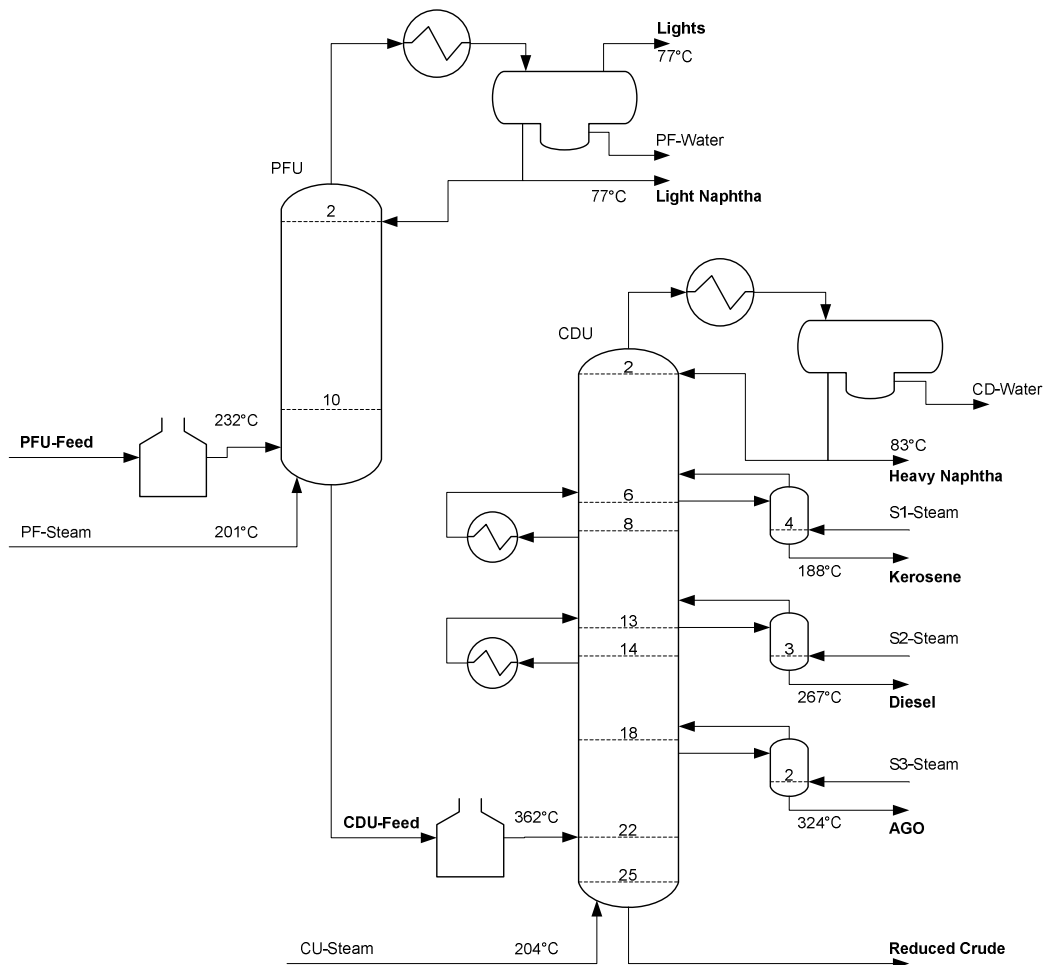


Figura 4.4-2- Schema dell'impianto di distillazione atmosferica considerato

Lo schema dell'impianto di distillazione atmosferica considerato è rappresentato in Figura 4.4-2. Il greggio una volta dissalato e preriscaldato attraverso una batteria di scambiatori di calore entra nella fornace dell'impianto di *pre-flash* (PFU). Qui una colonna dotata di 10 piatti a valvole separa le componenti leggere (*Lights*) e la nafta leggera dal resto della carica. La carica parzialmente raffinata si invia alla fornace dell'impianto di *topping* atmosferico vero e proprio (CDU). In questo impianto è presente una colonna dotata di 25 piatti a valvole, tre *stripper*, rispettivamente destinati alla rettificazione di cherosene, diesel e gasolio atmosferico (AGO), e due pumparound. Alcune temperature d'operazione sono mostrate nella stessa figura assieme alle linee di alimentazione del vapore per le due colonne e per i tre rettificatori.

4.5. Modellazione stazionaria dell'impianto

La modellazione dell'impianto si è svolta nell'ambiente di simulazione *Aspen*. La procedura proposta dalla *Aspen Tech* prevede di generare dapprima una rappresentazione stazionaria dell'impianto, ovvero non includendo i parametri relazionati alla dinamica dei componenti. I termini di accumulo necessari per la modellazione dinamica si introducono in una fase posteriore chiamata modellazione dinamica.

Il modello complessivo è composto da modelli atomici per le colonne di distillazione, le valvole e le pompe. Nella fase di modellazione statica ci si limita alla descrizione dell'impianto così come questo è illustrato Libro di Progetto (CONPROCA, 1999) dell'unità di distillazione analizzata. Rispetto al sistema reale sono state introdotte alcune semplificazioni che a posteriori hanno rivelato non essere influenti sulla qualità del modello. Tali semplificazioni verranno approfondite nelle rispettive sezioni riguardanti la loro modellazione.

4.5.1. Modellazione della miscela di greggio

La materia prima che si processa in un impianto di distillazione atmosferica è il petrolio greggio. Questo implica che la modellazione non può prescindere dalla definizione delle caratteristiche chimico fisiche delle qualità di petrolio processate dall'impianto. Come illustrato nella Sezione 2.2 della presente tesi, sono necessarie come prove di caratterizzazione almeno la densità e la curva di volatilità della carica. L'ambiente di simulazione *Aspen* permette di ottenere la modellazione in pseudocomponenti applicando le metodologie suggerite della API.

I passi necessari per ottenere la modellazione della carica sono:

- Inserimento dei dati caratteristici delle qualità di greggio che costituiscono la carica;
- Definizione delle proporzioni di ciascuna qualità nella carica;
- Suddivisione della carica in pseudocomponenti.

Per il processo preso in esame si considera una carica composta da due qualità di greggio estratte in Messico, denominate Maya, e Istmo. I dati necessari per la modellazione sono:

- curva di distillazione;
- densità in gradi API;
- curva di gravità API;
- analisi dei residui leggeri;

Trattandosi di qualità di greggio commerciali sono presenti in letteratura varie fonti di riferimento. In particolare i valori numerici riportati nella Tabella 4-1, si riferiscono a (Oil & Gas Journal Data Book, 1996).

MAYA API 22,2

TPB Distillation	
Liq. Vol. %	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

API Gravity Curve	
Mid. Vol. %	Gravity
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

Light ends analysis	
Component	Liq. Vol. Frac.
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

TPB Distillation	
Liq. Vol. %	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

API Gravity Curve	
Mid. Vol. %	Gravity
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

Light ends analysis	
Component	Liq. Vol. Frac.
H2O	0,001
C1	0,002
C2	0,005
C3	0,005
IC4	0,010
NC4	0,010
IC5	0,005
NC5	0,025

Tabella 4-1 - Quadro riassuntivo dei dati sperimentali per la caratterizzazione

Una volta definite le caratteristiche delle qualità di greggio. Si costruiscono vari modelli delle miscele (*Blend*) che possono essere processati nell'impianto. In questo lavoro si propongono tre miscele rappresentative di differenti condizioni operative dell'impianto. La Tabella 4-1 mostra le percentuali delle varie qualità presenti nei *blend* proposti.

	<i>Maya</i>	<i>Istmo</i>
Blend 1	50%	50%
Blend 2	30%	70%
Blend 3	70%	30%

Tabella 4-2 – Composizione delle tre miscele considerate

Ottenuti i modelli dei possibili *blend* che costituiscono la carica è necessario effettuare la suddivisione in pseudocomponenti. In questo lavoro si utilizza il metodo di generazione degli pseudocomponenti ADA/PCS di *Aspen*. Il criterio di suddivisione usato si riassume in:

- da 100°F a 800°F, 28 tagli con incremento di 25°F;
- da 800°F a 1200°F, 8 tagli con incremento di 50°F;
- da 1200°F a 1600°F, 4 tagli con incremento di 100°F;

È utile osservare che l'approssimazione che si vuole ottenere è migliore per il primo intervallo di valori di temperatura, ovvero l'intervallo dal quale si estraggono la maggior parte dei prodotti. Si sceglie di diminuire gradualmente la risoluzione dell'approssimazione con l'aumento della temperatura con il fine di ottenere meno pseudocomponenti e ridurre così il carico computazionale della simulazione.

La modellazione delle proprietà chimico fisiche della carica è un passo delicato della modellazione dell'impianto di distillazione. Sebbene sia la forma più usata di simulare rigorosamente i comportamenti non lineari della colonna relazionati con la composizione della carica, questa costituisce tuttora un tema di ricerca aperto. (Carlson, 1996) approfondisce l'argomento della modellazione e chiarisce alcuni criteri di verifica riguardanti le proprietà chimiche e fisiche.

Nella Figura 4.5-1 si riportano le curve di distillazione TBP delle tre qualità di greggio inserite. Mentre nella Figura 4.5-2 si presentano le curve di distillazione TBP dei *blend* proposti nella Tabella 4-2. L'analisi delle curve ottenute è utile tanto in fase di validazione del modello come in fase di progetto del controllo. Dal punto di vista della modellazione si può notare che tutti i *blend* posseggono lo stesso IBP e FBP, corrispondenti rispettivamente alla qualità con IBP minore (Istmo) e alla FBP maggiore (Maya). Inoltre, si nota che la “pesantezza” del *blend*, parametro con il quale si misura la resistenza all'evaporazione della miscela, cresce in relazione alla presenza di componenti pesanti nel *blend* stesso. Il Blend2 è il più leggero dovuto al fatto che il greggio Maya costituisce solo il 30% del volume totale della carica considerata, mentre il Blend3 è più pesante a causa della massiccia presenza di questa qualità nella miscela.

Dal punto di vista del controllo c'è da aspettarsi che una variazione di composizione nella carica, a parità di flusso massico e temperatura in entrata, generi perturbazioni sia nel profilo di temperatura della colonna, sia nei flussi di prodotti in uscita dagli estrattori laterali. Osservando la Figura 4.5-2 si può intuire che se il controllo dei punti di taglio (temperatura del prodotto estratto) deve passare per la manipolazione delle quantità estratte (flussi di prodotti in uscita). Infatti, se si fissa una temperatura di separazione si può vedere che i differenti *blend* prevedono percentuali diverse di liquido evaporato. In generale con *blend* più pesanti si osserva un aumento dei prodotti di fondo della colonna come per esempio diesel, gasolio atmosferico e residuo atmosferico.

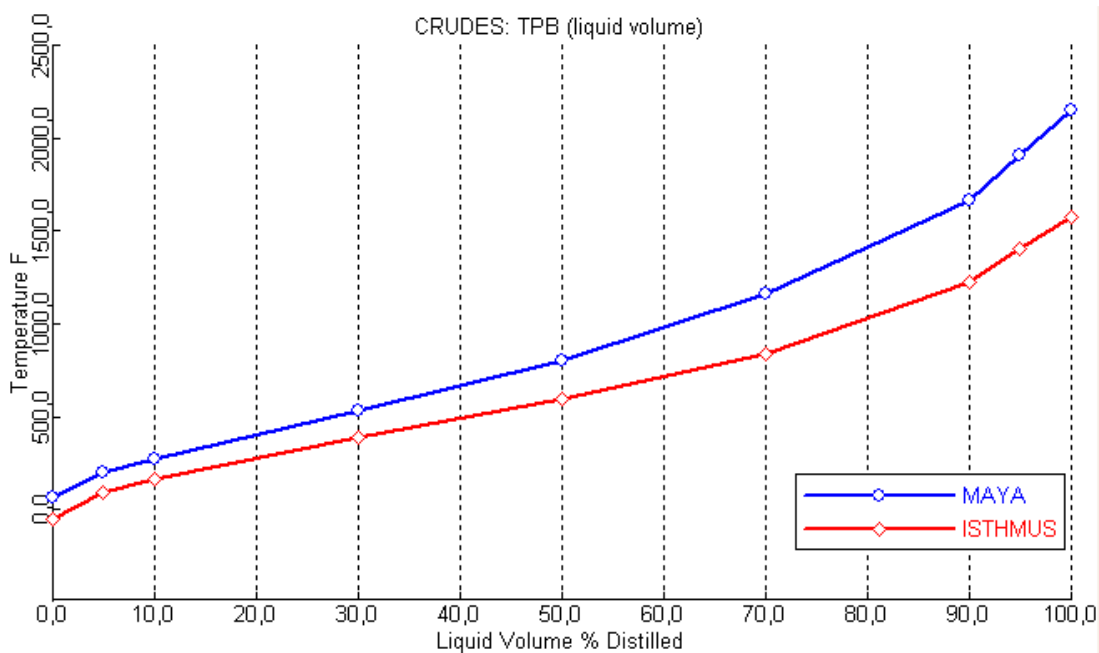


Figura 4.5-1 – Curve di distillazione TBP delle qualità di greggio e della carica esaminate

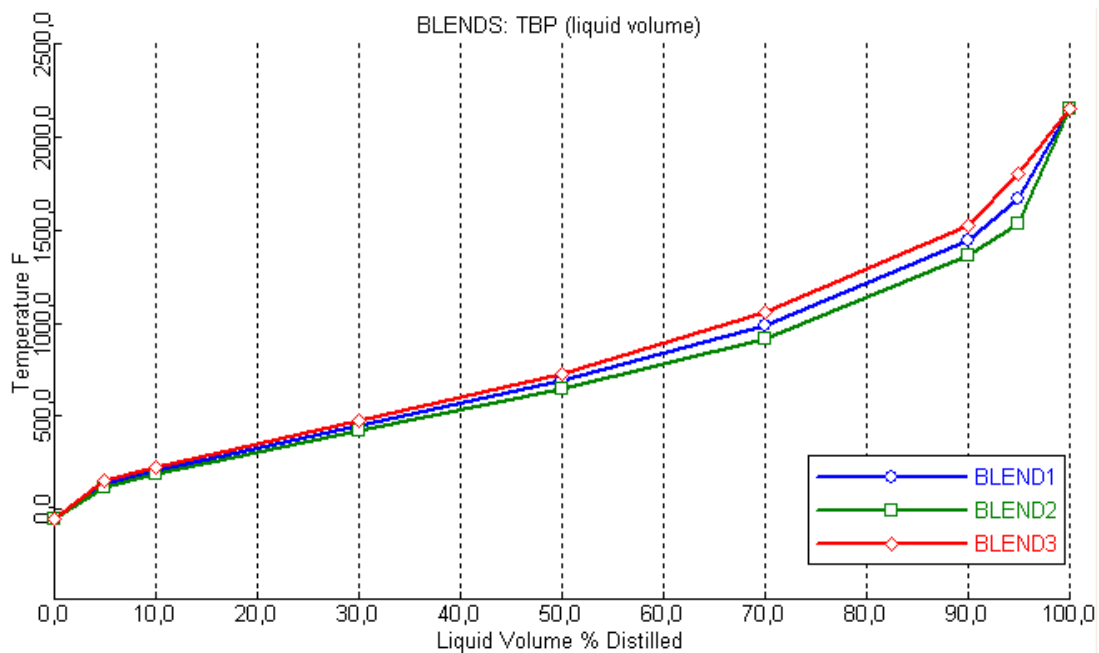


Figura 4.5-2 - Curve di distillazione TBP dei blend proposti

4.5.2. Alimentazione al processo e vapore di stripping

L'alimentazione al processo è rappresentata dalla miscela delle due qualità di petrolio greggio definite precedentemente. Si ricorda che una corrente di materiale monofase a c componenti è completamente specificata una volta definite $c+2$ variabili, di cui $c+1$ intensive ($c-1$ variabili di composizione, una di temperatura e una di pressione) e una estensiva (portata). Tuttavia la procedura usata dai simulatori consiste nell'includere nel conto delle variabili anche quella di composizione che altrimenti è trattata implicitamente, ed aggiungere al set di equazioni anche quella che lega le singole composizioni (form). In questo modo il numero di variabili effettivamente da fissare è $c+3$. Si osservi che in *Aspen* fissando solo $c+2$ variabili intensive la corrente è specificata solo termodinamicamente dal momento che l'algoritmo di risoluzione, in base al modello termodinamico scelto, ricava solo le variabili intensive incognite ed altre proprietà termodinamiche, come l'entropia e l'entalpia molare, alle condizioni richieste. Nel caso in esame le specifiche dell'alimentazione per le due correnti di petrolio greggio sono una temperatura di 200 F e una pressione di 60 psi, mentre per quanto riguarda la portata del *blend* entrante si considera come punto d'operazione dell'impianto 100000 barili/giorno suddivisa secondo le proporzioni della Tabella 4-2 in funzione della simulazione che si vuole effettuare.

Si noti che nella modellazione della sezione di alimentazione al processo è stata effettuata la semplificazione che consiste nell'introduzione di un mixer fittizio a partire di due correnti di greggio definite attraverso l'analisi a pseudocomponenti. Tale modellazione è valida per l'impianto in esame poiché l'unico aspetto legato alla carica è la possibilità di variarne la composizione con il fine di studiare i disturbi che tale alterazione introduce nelle colonne. In Figura 4.5-3 è riportata la sezione di modello inerente alla parte di alimentazione.

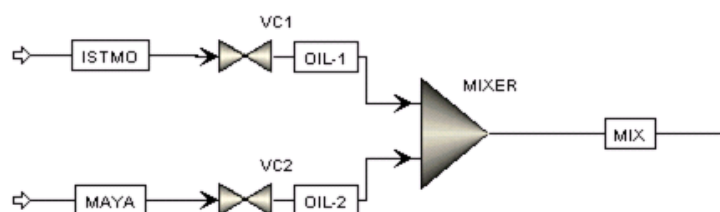


Figura 4.5-3 - Schema della sezione di alimentazione

Il vapore impiegato nello stripping è surriscaldato in modo che espliciti la sua azione strippante. Nella Tabella 4-3 ne sono riassunte le caratteristiche prese in considerazione.

	<i>Temperatura (F)</i>	<i>Pressione (psi)</i>	<i>Portata (libbre/hr)</i>
<i>Vapore colonna Pre-flash</i>	400	60	5000
<i>Vapore colonna Topping</i>	400	60	12000
<i>Vapore Stripper 1</i>	400	60	3300
<i>Vapore Stripper 2</i>	400	60	1000
<i>Vapore Stripper 3</i>	400	60	800

Tabella 4-3 - Caratteristiche dei vapori di stripping

4.5.3. Colonna di *pre-flash*

La colonna di *pre-flash* è la prima sezione nella quale viene parzialmente raffinato il greggio. L'obiettivo di questa colonna è eliminare le componenti leggere che sono presenti nella carica, le quali costituiranno il taglio denominato LIGHTS, ed ottenere un taglio di nafta denominato LIGHT NAPHTHA. Il residuo della distillazione di *pre-flash* costituisce l'alimentazione alla colonna di *topping*. Si noti che nell'impianto reale è possibile escludere la colonna di *pre-flash* dal processo attuando su una opportuna linea di *by-pass*. Nel modello tale opzione non è stata considerata poiché riguarda condizioni di operazione dell'impianto straordinarie.

La sezione di *pre-flash* è costituita da:

- un forno per il controllo della temperatura della carica in entrata alla colonna;
- una colonna a 10 piatti;
- una sezione di condensazione composta da:
 - un treno di scambiatori ad aria ed ad acqua;
 - un separatore trifase per l'accumulo di LIGHTS, LIGHT NAPHTHA, e acqua di processo.

Si è scelto di modellare tale sezione attraverso il modello *Aspen* PREFL1 (Aspen Technology, Inc., 2001). Rispetto al sistema reale il modello introduce le seguenti semplificazioni:

- Il forno, che è in se un processo complesso, è modellato come un componente che riscalda, cedendo calore, la carica. In questo caso è necessario specificare solo la pressione d'operazione del forno e la temperatura della carica all'entrata della colonna, la procedura calcolerà il calore necessario per soddisfare i parametri immessi. Nel caso in esame questi sono una pressione di 50 psi e una temperatura di 450 F.
- Per la sezione di condensazione si usa un modello a condensazione parziale. Il raffreddamento dei vapori fuoriuscenti dalla sezione superiore della colonna si opera mediante un treno di vari scambiatori. Il treno di scambio è semplificato riducendolo ad uno scambiatore che sottrae una quantità di calore uguale alla somma del calore sottratto dai singoli scambiatori reali. É necessario specificare solo pressione e temperatura di operazione. Nel modello è incluso il separatore trifase. Nel caso in esame si impongono una pressione di operazione di 39.7 psi e una temperatura allo scarico della corrente calda di 170 F.

Per quanto concerne il modello della colonna di *pre-flash* non sono state fatte semplificazioni rilevanti con l'intenzione di poter ottenere una simulazione verosimile tanto in fase statica che in fase dinamica. Per questo componente si specifica il profilo di pressione della colonna, il tipo di valvole di cui i piatti sono dotati e la geometria delle sezioni della stessa colonna. Nella Tabella 4-4 si presenta il profilo di pressione specificato. Le valvole che si utilizzano nell'impianto sono di tipo a campanella. In *Aspen* è presente il modello che descrive il comportamento idraulico di tali valvole, ed in particolare è presente un set di parametri riguardanti il modello commerciale. La definizione della geometria della colonna interessa la modellazione dinamica e verrà trattata nella seguente Sezione.

Il modello viene completato dalla definizione delle correnti entranti e uscenti dalla sezione di *pre-flash*. Lo schema del modello realizzato si presenta in Figura 4.5-4.

	<i>Pressione (psi)</i>
<i>Sezione superiore / Condensatore</i>	39.7
<i>Secondo piatto</i>	41.7
<i>Sezione di fondo</i>	44.7

Tabella 4-4 - Profilo di pressione specificato per la colonna di *pre-flash*

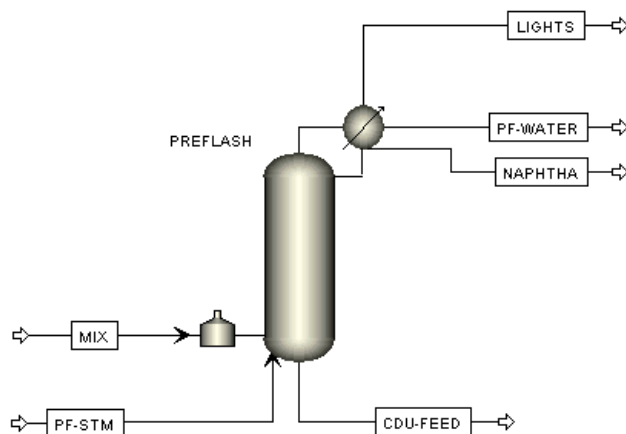


Figura 4.5-4 - Schema del modello della colonna di *pre-flash*

4.5.4. Colonna di *topping*

La sezione di *topping* costituisce la parte più importante dell'impianto di distillazione atmosferica. L'obiettivo di questa sezione è separare la carica parzialmente spuntata nella colonna di *pre-flash* in cinque tagli. Nella Tabella 4-5 si riassumono i prodotti che si ottengono dalla distillazione atmosferica con le relative denominazioni nel modello.

La sezione di *topping* è costituita da:

- un forno per il controllo della temperatura della carica in entrata alla colonna;
- una colonna a 25 piatti;
 - una sezione di condensazione composta da: un treno di scambiatori ad aria ed ad acqua e un separatore bifase per l'accumulo di HEAVY NAPHTHA, e acqua di processo.
- tre *strippers* per la rettificazione dei tagli laterali estratti.

<i>Taglio</i>	<i>Denominazione</i>
<i>Nafta pesante</i>	H-NAPH
<i>Cherosene</i>	KERO
<i>Diesel</i>	DIESEL
<i>Gasolio atmosferico</i>	AGO
<i>Residuo atmosferico</i>	RCRUDE

Tabella 4-5 - Denominazione dei prodotti della colonna atmosferica

Si è scelto di modellare tale sezione attraverso il modello *Aspen* CDU10F (*Aspen* Technology, Inc., 2001). Rispetto al sistema reale il modello introduce le seguenti semplificazioni:

- Il forno, come per il forno della colonna di *pre-flash*, è modellato come un componente che riscalda la carica specificando solo il *duty*. Nel caso in esame si specifica una pressione di 24,18 psi.
- Per la sezione di condensazione si usa un modello a condensazione totale, dovuto al fatto che le componenti leggere sono state rimosse nella sezione di *pre-flash*. Per il treno di scambiatori sono state fatte le analoghe semplificazioni della colonna di *pre-flash*. Nel caso in esame si impone una pressione di operazione di 15,7 psi. Non viene modellato il sistema di spurgo dell'accumulatore che si utilizza nel caso in cui dovesse essere presente una fase di incondensabili.
- I due *pumparound* vengono modellati come due semplici scambiatori di calore.

Considerando le stesse osservazioni fatte per la colonna di *pre-flash* si è deciso di simulare l'impianto di *topping* utilizzando i modelli delle colonne più rigorosi messi a disposizione di *Aspen*. Per la colonna di *topping* si specifica:

- il profilo di pressione;
- il tipo di valvole di cui i piatti sono dotati;
- la geometria della colonna;

- le caratteristiche degli *strippers*;
- le specifiche dei *pumparound*.

Il profilo di pressione per la colonna modellata in questa tesi è riportato nella Tabella 4-6. I piatti della colonna di *topping* sono dotati delle stesse valvole della colonna di *pre-flash*. La geometria della colonna verrà discussa nella seguente sezione. Sono presenti tre *strippers* i quali sono stati modellati secondo le specifiche riportate nella Tabella 4-7. Mentre per i due *pumparound* si riassumono le caratteristiche nella Tabella 4-8.

	<i>Pressione (psi)</i>
<i>Sezione superiore / Condensatore</i>	39.7
<i>Secondo piatto</i>	41.7
<i>Sezione di fondo</i>	44.7

Tabella 4-6 - Profilo di pressione per la colonna di *topping*

	<i>Prodotto</i>	<i>Numero di piatti</i>	<i>Piatto di estrazione</i>	<i>Piatto di reimmissione</i>	<i>Portata prodotto (barili/giorno)</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

Tabella 4-7 - Specifiche per gli *strippers*

	<i>Piatto di estrazione</i>	<i>Piatto di reimmissione</i>	<i>Portata (barili/giorno)</i>	<i>Calore sottratto (MMBTU/hr)</i>
<i>Pumparound 1</i>	8	6	49000	40
<i>Pumparound 2</i>	14	13	11000	15

Tabella 4-8 - Specifiche per i *pumparound*

Il modello viene completato dalla definizione delle correnti entranti e uscenti dalla sezione di *topping*. Lo schema del modello realizzato per questa sezione si presenta in Figura 4.5-5.

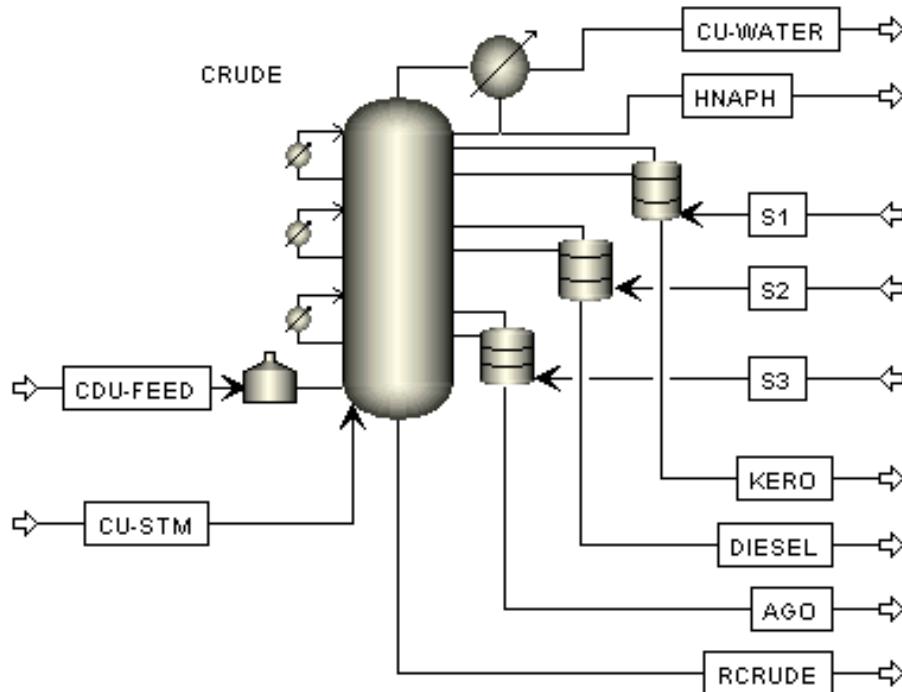


Figura 4.5-5 - Schema del modello della colonna di *topping*

4.6. Modellazione dinamica

La modellazione dinamica è affrontata, in *Aspen*, successivamente alla modellazione statica. Si tratta di includere i parametri necessari per considerare i termini di accumulo nelle stesse equazioni di bilancio utilizzate per la modellazione statica. L'insieme delle equazioni usate per risolvere i problemi dinamici formano il cosiddetto modello *holdup*. Con questo modello si descrive ad ogni istante di tempo l'evoluzione temporale dell'*holdup* di una apparecchiatura o di una parte di essa. Si noti che in quest'ambito il termine *holdup* indica il riempimento dal punto di vista idraulico di una componente. Per effettuare questo tipo di analisi il simulatore considera nota la pressione del componente. Tale semplificazione permette di costruire un modello dinamico dove note le pressioni di tutti i punti del processo possono essere ricavati i flussi di materia. Questo tipo di modellazione è

concettualmente identica a quella utilizzata per i circuiti elettrici dove note le differenze di potenziale elettrico tra i vari nodi e un riferimento possono essere calcolate le correnti che circolano nel circuito. Le equazioni utilizzate per legare le variazioni di pressione sono:

- le equazioni di bilancio di volume;
- le equazioni di residenza, che legano flussi a variazioni di pressione in forma analoga a come la legge di Ohm lega correnti a tensioni nei circuiti elettrici.

Il meccanismo definito dal simulatore per dichiarare le caratteristiche dinamiche dei modelli è mediante l'inserimento di una categoria di parametri definiti "dinamici". In questa categoria rientrano per esempio le dimensioni geometriche dei componenti, le caratteristiche idrauliche delle colonne, i parametri di valvole e pompe, così come il controllo di base dell'impianto.

4.6.1. Parametri geometrici

Gli unici modelli che sono interessati dalla definizione delle caratteristiche dinamiche sono i modelli delle cinque colonne presenti nell'impianto (colonna di *pre-flash*, colonna di *topping*, tre *strippers*). Per gli altri componenti modellati, come per esempio scambiatori e forni, non è necessario definire caratteristiche geometriche per modellare la dinamica in quanto si stanno utilizzando modelli semplificati. In linea di massima i parametri che occorre definire per le colonne sono:

- Diametro delle sezioni centrali;
- Geometria delle sezioni di fondo (*sump*);
- Geometria dei serbatoi di riflusso (*reflux drum*).

Nella Tabella 4-9 si riportano le caratteristiche geometriche per il caso analizzato.

		<i>Colonna di pre-flash</i>	<i>Colonna di topping</i>	<i>Stripper 1</i>	<i>Stripper 2</i>	<i>Stripper3</i>
<i>Diametro sezione centrale (piedi)</i>		10,00	23,85	5,00	4,50	3,35
<i>Sump</i>	<i>Diametro (piedi)</i>	13,50	10,30	7,00	7,50	6,50
	<i>Altezza (piedi)</i>	27,00	20,60	14,00	15,00	13,00
	<i>Geometria</i>	Ellittica	Ellittica	Ellittica	Ellittica	Ellittica
<i>Reflux Drum</i>	<i>Diametro (Piedi)</i>	8,70	9,60	-	-	-
	<i>Lunghezza (Piedi)</i>	14,40	19,00	-	-	-
	<i>Geometria</i>	Ellittica	Ellittica	-	-	-

Tabella 4-9 - Caratteristiche geometriche delle colonne

4.6.2. Definizione di valvole e pompe

Il modello dinamico non può prescindere dalla modellazione dei principali attuatori presenti nell'impianto, ovvero le valvole di controllo di flusso. Considerato che, come verrà ampiamente argomentato nel seguente Capitolo, il controllo che si vuole sviluppare per l'impianto in questione si posiziona già ad un livello gerarchico superiore rispetto alla attuazione della singola valvola, per tali componenti si è scelto di utilizzare il modello più semplice proposto da *Aspen*. Per questo modello è necessario solo specificare o la pressione all'uscita della valvola o la differenza di pressione ai capi della stessa. In alcuni casi, inoltre, si fa a meno della modellazione della valvola imponendo direttamente il valore della variabile controllata, ad esempio il flusso. Ciò è ragionevole assumendo che l'anello di controllo di basso livello sia

controllato perfettamente e disaccoppiato in frequenza con l'anello più esterno. Uno schema di questa idea è presentato in Figura 4.6-1.

Per quanto riguarda le pompe valgono le stesse considerazioni osservate nel caso delle valvole. Si è scelto di modellare le pompe come semplici strumenti che impongono la pressione di una linea. L'unico parametro da specificare in questo caso è la pressione all'uscita della pompa.

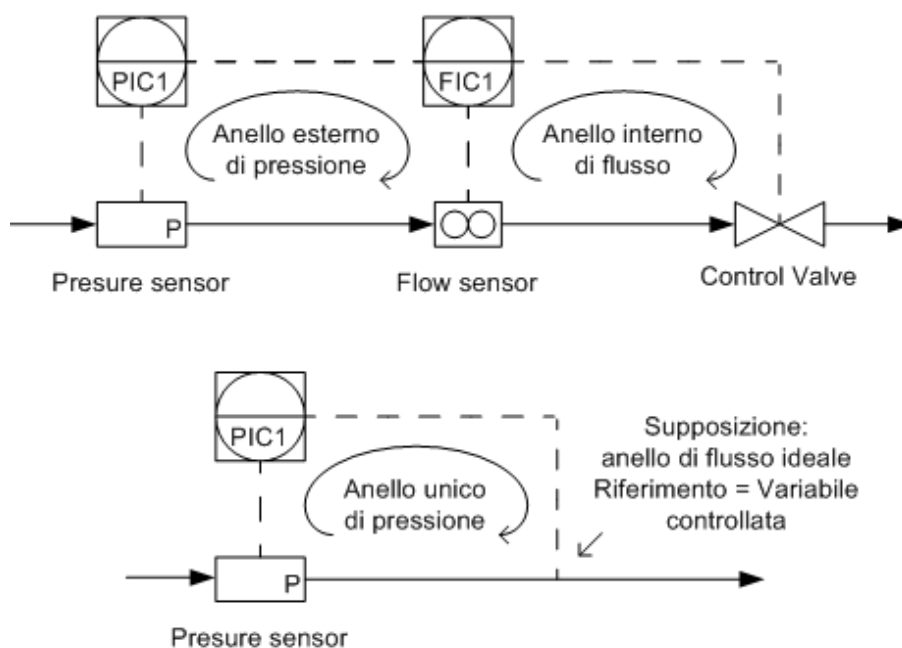


Figura 4.6-1 - Schema della semplificazione degli anelli di basso livello

4.6.3. Sistema di controllo di base

Nel modello dinamico vengono inclusi alcuni dei controllori di base necessari per garantire il funzionamento in automatico dell'impianto. Si vuole ottenere in altri termini il modello dell'impianto assieme al sistema di controllo di basso livello così come appare nella realtà. Il proposito di includere tali controllori è quello di poter in seguito utilizzare uno schema di simulazione misto che comprenda il controllo ADEX (Sviluppato in *Simulink*) ed il modello dell'impianto (Sviluppato in *Aspen*).

I controllori inclusi nel modello dell'impianto vengono descritti in seguito:

Controllo delle portate di acqua di processo. Il livello di acqua di processo raccolta nei *reflux drum* delle due colonne principali non è una variabile critica. Questo livello si controlla semplicemente agendo sul controllo di portata di acqua di processo uscente dai *reflux drum*. Il controllo di portata aziona la apposita valvola di controllo.

Controllo di livello delle sezioni di fondo delle colonne principali. Anche in questo caso la variabile sotto controllo non è rilevante per le prestazioni del processo. È necessario regolare il livello solo per evitare lo svuotamento o l'eccessivo riempimento del *sump*. Il controllo di livello genera il riferimento per il controllo di portata della correnti di residuo, il quale azione l'apposita valvola di controllo.

Controllo della portata di vapore alle colonne principali. Il controllo della portata di vapore riceve come riferimento una quantità proporzionale al flusso massico di greggio entrante nelle colonne. Il controllore aziona la valvola di controllo della portata di vapore.

Controllo del livello delle sezioni di fondo degli *strippers* e portata dei tagli laterali. Il controllo di livello degli *strippers* si controlla attraverso la portata di prodotto sottratta alla colonna. La portata dei tagli laterali sono controllate con un apposito controllore che agisce sulle valvole a valle degli *strippers*.

Controllo della portata di vapore agli *strippers*. La portata di vapore agli *strippers* controlla in ultima analisi il punto di ebollizione finale dei prodotti laterali. La portata viene controllata con un apposito controllore che agisce sulla rispettiva valvola.

I controllori appartenenti agli ultimi due gruppi vengono integrati successivamente in uno schema a cascata con i controllori ADEX per ottenere le caratteristiche desiderate per i prodotti. Nella Figura 4.6-2 si riporta il modello completo dell'impianto analizzato. Si omettono i controllori di base con il fine di non congestionare ulteriormente lo schema.

4.7. Risultati di simulazione

Alla pari delle fasi di modellazione, le quali sono state divise in modellazione statica e dinamica, anche la raccolta dei risultati di simulazione è separata in due categorie equivalenti. La gestione dei risultati secondo questa distinzione è utile per in primo luogo per fini di validazione del modello. È possibile, di fatti, effettuare rapide analisi di consistenza sul modello stazionario dell'impianto. I dati raccolti in questa fase possono facilmente essere confrontati con i punti di operazione dell'impianto reale. Nel caso che i valori siano molto distanti gli uni dagli altri è possibile riconsiderare solo il gruppo di parametri legati alla sola modellazione statica. Se invece i valori ottenuti in simulazione sono simili a quelli reali si può passare a confrontare il comportamento dinamico dell'impianto simulato con il caso reale. Per la valutazione del comportamento dinamico è possibile svolgere alcune prove sull'impianto. Tali prove consistono nella registrazione degli andamenti nel tempo delle variabili del sistema una volta che queste siano state perturbate da piccole variazioni delle variabili di controllo. Il fine è quello di verificare la risposta dinamica del sistema almeno vicino al punto di operazione. Gli stessi esperimenti si possono ripetere sul sistema simulato ed una analisi di correlazione dei dati può essere effettuata per verificare la consistenza del modello dinamico. Considerato che la dinamica dell'impianto è legata a parametri geometrici è probabile che la modellazione dinamica risulti corretta immediatamente.

4.7.1. Risultati della simulazione stazionaria

Come introdotto, in questa fase si considerano i risultati inerenti al modello statico dell'impianto. Tali risultati si confrontano con i dati dell'impianto reale con il fine di validare il modello.

I risultati prodotti per la sezione di *pre-flash* e per la sezione di *topping* sono:

- Calore sottratto dal condensatore di testa;
- Calore ceduto dal forno;
- Profilo di temperatura della colonna;
- Profilo di pressione della colonna;

- Curve ASTM per il greggio processato;
- Valutazione di *gap* e *overlap* tra i prodotti.

Per la sezione di *topping* si valutano anche le temperature di reinmissione delle correnti interessate dai *pumparound*.

Nella Tabella 4-10 si riassumono i risultati riguardanti il calore ceduto dai forni delle due colonne, il calore sottratto dai condensatori ed i dati riguardanti i *pumparound* della colonna di *topping*. La tabella presenta i dati ottenuti dalla simulazione ed i valori teorici secondo il Libro di Progetto dell'impianto considerato.

	<i>Simulazione</i>	<i>Dati di progetto</i>
<i>Duty condensatore colonna di pre-flash (MMBtu/hr)</i>	77,594	76,9
<i>Duty condensatore colonna di topping (MMBtu/hr)</i>	87,201	85,5
<i>Duty forno colonna di pre-flash (MMBtu/hr)</i>	205,357	205
<i>Duty forno colonna di topping (MMBtu/hr)</i>	190,121	190
<i>Duty condensatore PA-1 (MMBtu/hr)</i>	-40,120	-40
<i>Duty condensatore PA-2 (MMBtu/hr)</i>	-15,091	-15
<i>Temperatura di reimmissione Pumparound-1 (F)</i>	338,53	340
<i>Temperatura di reimmissione Pumparound-2 (F)</i>	392,81	390

Tabella 4-10- Comparazione tra i risultati di simulazione ed i dati di progetto per le sezioni di riscaldamento e condensazione dell'impianto

I valori, sebbene differenti, non indicano un allontanamento sostanziale del modello dal sistema reale. Tali differenze sono dovute principalmente al fatto che il Libro di Progetto dell'impianto riporta le condizioni di operazione in presenza di un particolare tipo di greggio che non è esattamente quello modellato. Inoltre lo stesso testo rappresenta solo un indicazione del comportamento dell'impianto in quanto i

valori in esso contenuti sono ottenuti in base a calcoli di progetto e non misure sull'impianto. Nelle Figura 4.7-1 e Figura 4.7-2 si presentano i profili di temperatura e pressione della colonna di *pre-flash*. Mentre nelle Figura 4.7-3 e Figura 4.7-4 si presentano gli stessi profili per la colonna di *topping*. In questo caso i grafici mostrati riportano le curve ottenute in simulazione confrontati con i dati misurati durante una campagna di caratterizzazione. Si nota la sostanziale aderenza del modello alla realtà.

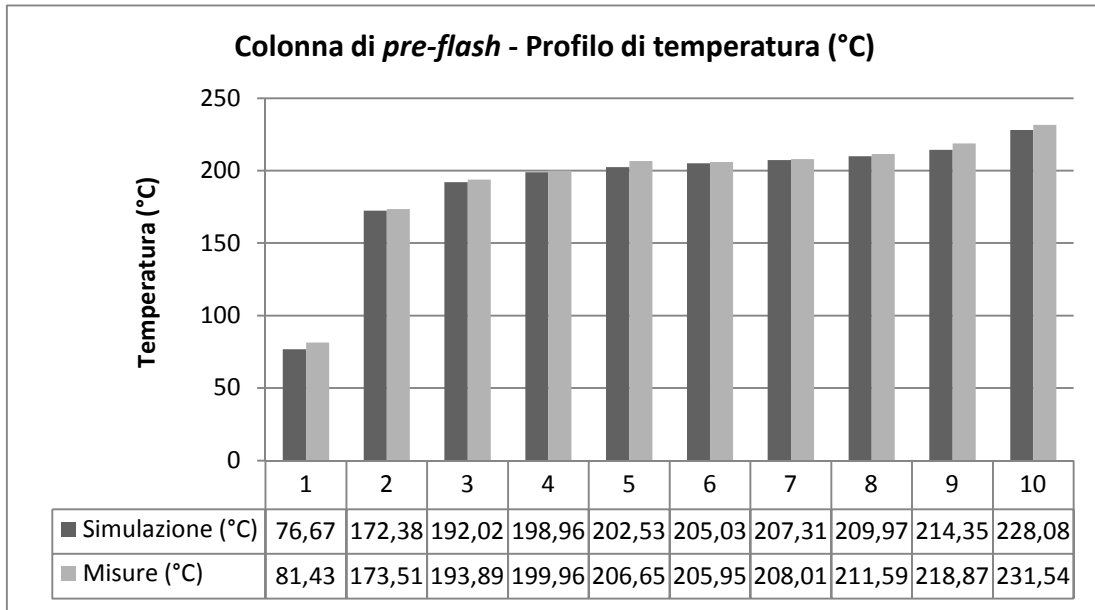


Figura 4.7-1 – Confronto tra i profili di temperatura della colonna di *pre-flash* ottenuti rispettivamente per simulazione e per misura in campo

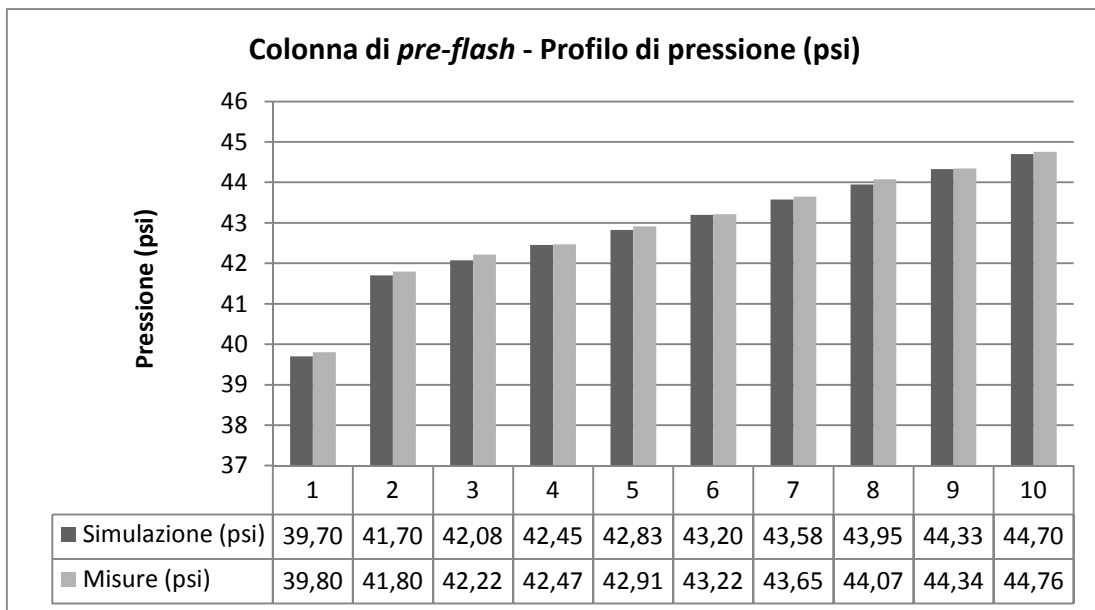


Figura 4.7-2 - Confronto tra i profili di pressione della colonna di *pre-flash* ottenuti rispettivamente per simulazione e per misura in campo

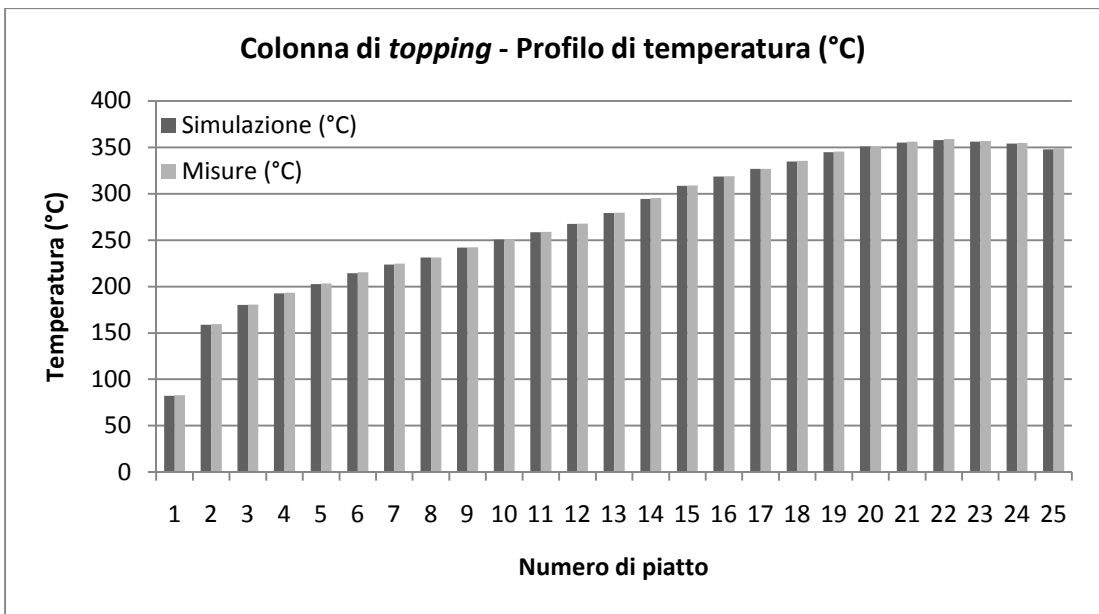


Figura 4.7-3 - Confronto tra i profilo di temperatura della colonna di topping ottenuti rispettivamente per simulazione e per misura in campo

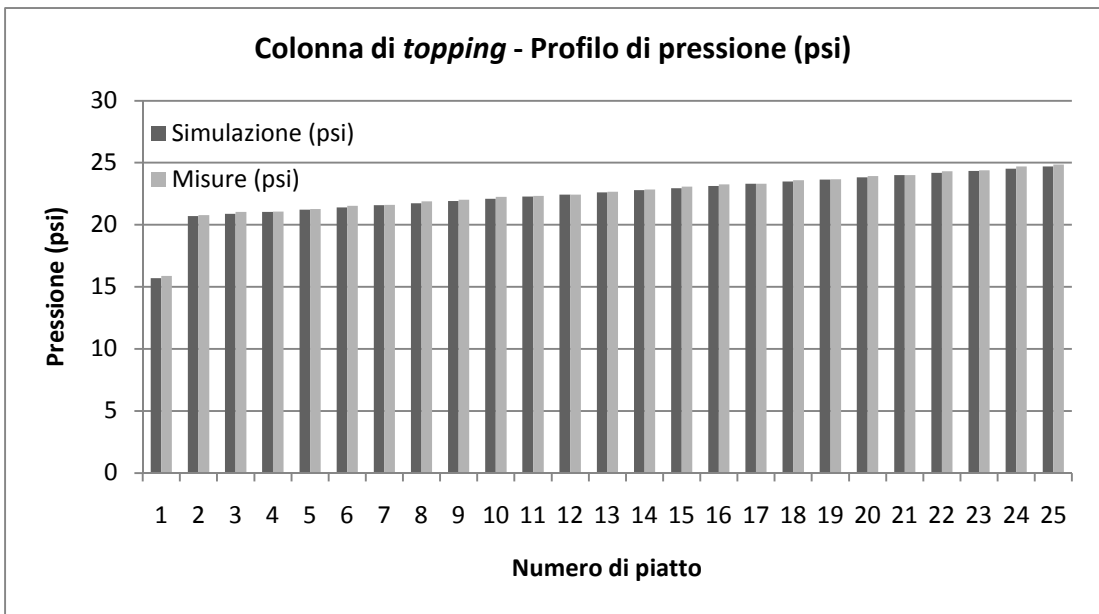


Figura 4.7-4 - Confronto tra i profilo di pressione della colonna di topping ottenuti rispettivamente per simulazione e per misura in campo

La validazione del modello stazionario considera anche la comparazione delle curve di volatilità ASTM dei prodotti estratti. In Figura 4.7-5 si riportano i risultati ottenuti in simulazione. Dall'analisi di queste curve si può definire il *gap/overlap* esistente tra due prodotti contigui. La valutazione di tale parametro permette di verificare se

l'impianto simulato ottiene la stessa qualità di raffinazione dell'impianto reale quando si impongono i valori di operazioni nominali. La Tabella 4-11 riporta i valori di *gap/overlap* normalmente ottenuti nel processo reale e quelli calcolati durante la simulazione.

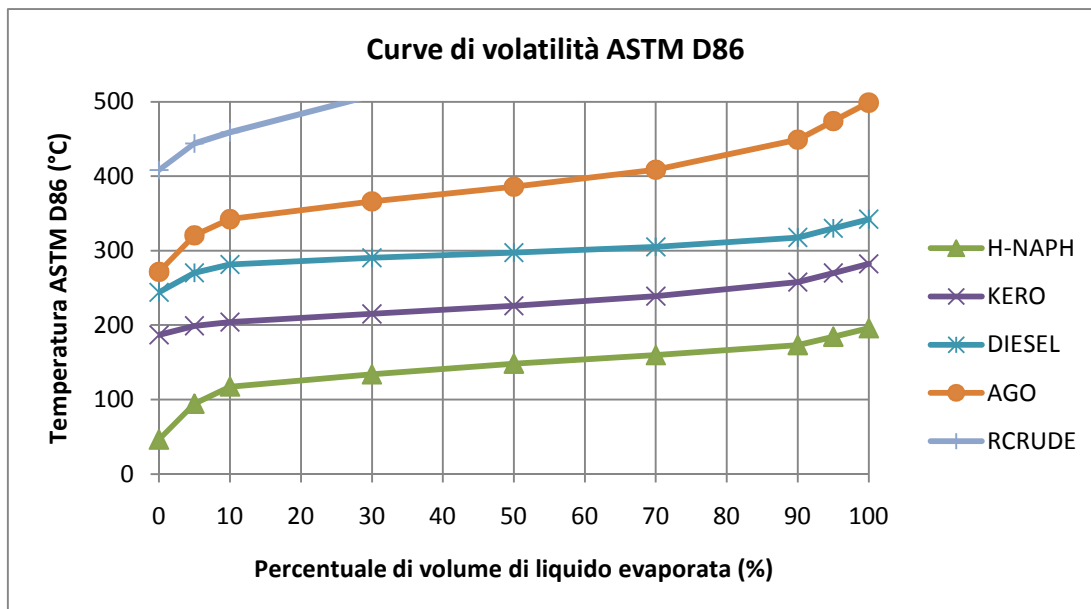


Figura 4.7-5 – Curve di volatilità ASTM dei prodotti estratti

<i>Prodotti considerati</i>	<i>Intervallo di gap/overlap atteso</i>	<i>Valore simulato</i>
<i>H-NAPH / KERO</i>	Da 5 a 15	14,67
<i>KERO / DIESEL</i>	Da -5 a 5	0,39
<i>DIESEL / AGO</i>	Da -20 a 0	-9,30
<i>AGO / RCRUDE</i>	Da -30 a -10	-30,00

Tabella 4-11 - Valutazione di *gap/overlap*

Come si evince dalla Tabella 4-11 i valori ottenuti dalla simulazione rientrano nell'intervallo normalmente atteso per l'impianto analizzato. In base al confronto dei parametri della simulazione stazionaria con i dati dell'impianto si conclude che il modello statico è valido per i fini di controllo proposti in questa tesi.

4.7.2. Risultati della simulazione dinamica

I risultati della simulazione dinamica vengono usati per validare il modello in condizioni diverse da quelle presentate nel punto d'operazione. La dinamica delle variabili è interessante soprattutto per il controllo. È necessario impiegare un modello dinamico il più vicino possibile all'impianto reale in modo che i ragionamenti relazionati al controllo sviluppati sul modello siano applicabili nella realtà. La verifica dei transitori ha come scopo valutare se il modello del sistema risponde a variazioni delle variabili manipolabili come il sistema reale.

Per la validazione della simulazione si sono condotte prove in anello aperto su alcune variabili dell'impianto reale. La durata delle menzionate prove è stata di circa 40. Per la generazione dei risultati dinamici si è scelto di produrre scostamenti nell'ordine del 0,1% – 1% delle variabili manipolabili rispetto il punto di equilibrio. Le stesse perturbazioni sono state introdotte nell'impianto reale. Si considerano le variabili ritenute più importanti per i fini del controllo dell'impianto:

- *Duty* dei forni di riscaldamento, i quali influiscono sulla temperatura della colonna;
- Apertura della valvola di sfogo dell'accumulatore della torre di *pre-flash*: variabile di manipolazione della pressione per la colonna di *pre-flash* in presenza di configurazione a condensazione parziale;
- *Duty* del condensatore della colonna di *topping*: variabile di manipolazione della pressione della colonna di *topping* in presenza di configurazione a condensazione totale;
- Variazioni di portata e composizione della carica: disturbo principale per il processo considerato.

Come verrà ampiamente argomentato nel Capitolo seguente, il processo in analisi è caratterizzato da più o meno significativi accoppiamenti tra le variabili in gioco. La variazione di un'entrata può ripercuotersi su molte uscite. Per i fini di validazione è stato scelto un gruppo ristretto di variabili di uscita. Il criterio di scelta è stato in primo luogo la chiarezza dei segnali letti. I segnali di flusso e pressione, per esempio, sono molto sensibili al rumore introdotto da variazioni della carica e della composizione, mentre i segnali di temperatura e livello sono in generale più

insensibili a disturbi di questo tipo. In generale quindi si sceglie di utilizzare misure del profilo di temperatura e di livello delle colonne. Ciò nonostante nei casi dove si deve validare il comportamento dinamico di componenti più “veloci” come quelli interessati dal controllo di pressione si è scelto di aumentare l’ampiezza della variazione per poter distinguere il rumore dalla risposta transitoria. Una problematica aggiuntiva che è presente nell’impianto reale studiato è che il rendimento scarso del sistema di controllo di temperatura del forno di preriscaldamento della carica influenza significativamente la pressione. Nelle Figura 4.7-6, Figura 4.7-7, Figura 4.7-8 e Figura 4.7-9 si mostrano alcuni risultati della simulazione dinamica assieme alle misure rilevate in campo. L’offset della scala dei tempi è stato aggiustato in modo da ottenere che l’istante di variazione delle due variabili manipolate coincida. Per le variabili considerate si svolge un’analisi dello scostamento del modello dai dati reali mediante il calcolo della somma dell’errore al quadrato (R^2). La Tabella 4-12 presenta sinteticamente alcuni risultati di tale analisi.

<i>Variabile considerata</i>	<i>Tipo di esperimento</i>	<i>Somma dell’errore al quadrato</i>
<i>Pressione colonna di pre-flash</i>	Apertura valvola	2.12e-4
<i>Pressione colonna di pre-flash</i>	Chiusura valvola	1.15e-4
<i>Pressione colonna di topping</i>	Aumento duty	1.67e-4
<i>Pressione colonna di topping</i>	Diminuzione duty	1.73e-4
<i>Temperatura del forno di pre-flash</i>	Aumento duty	2.79e-2
<i>Temperatura del forno di pre-flash</i>	Diminuzione duty	2.51e-2
<i>Temperatura del forno di topping</i>	Aumento duty	3.19e-2
<i>Temperatura del forno di topping</i>	Diminuzione duty	2.97e-2
<i>Temperatura del forno di pre-flash</i>	Aumento carica	1.41e-1
<i>Temperatura del forno di topping</i>	Aumento carica	6.59e-2

Tabella 4-12 - Risultati del calcolo di R^2 per alcuni esperimenti di validazione condotti

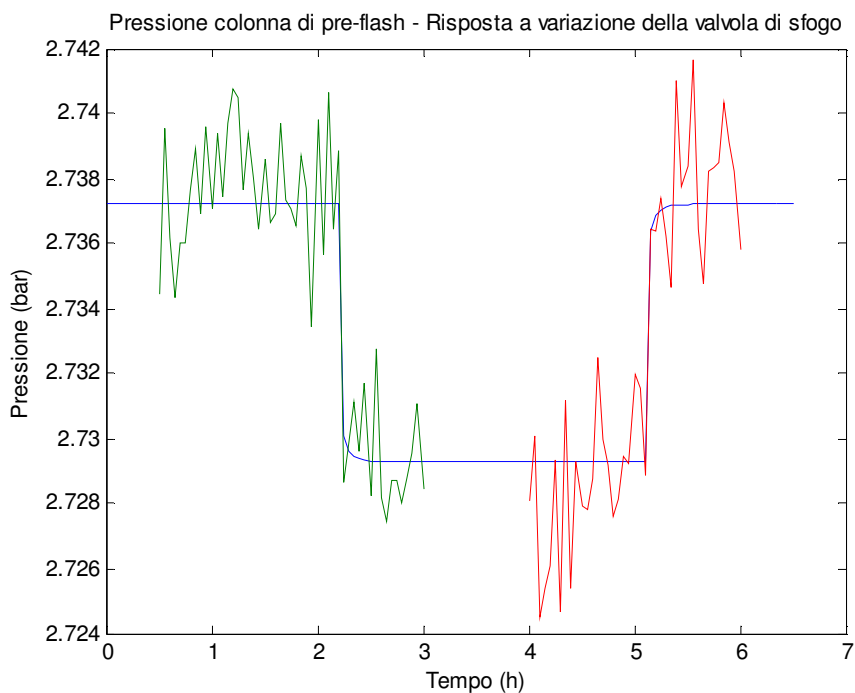


Figura 4.7-6 - Variazione della pressione del condensatore della colonna di *pre-flash* in risposta all'apertura della valvola di sfogo del separatore trifase

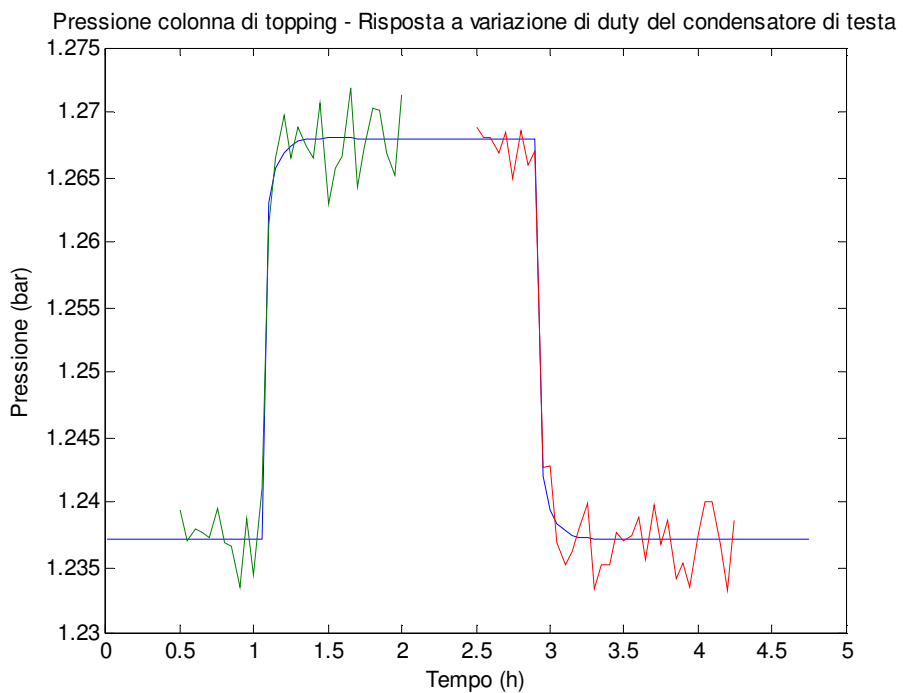


Figura 4.7-7 - Variazione della pressione del condensatore della colonna di *topping* in risposta alla diminuzione del *duty* del condensatore

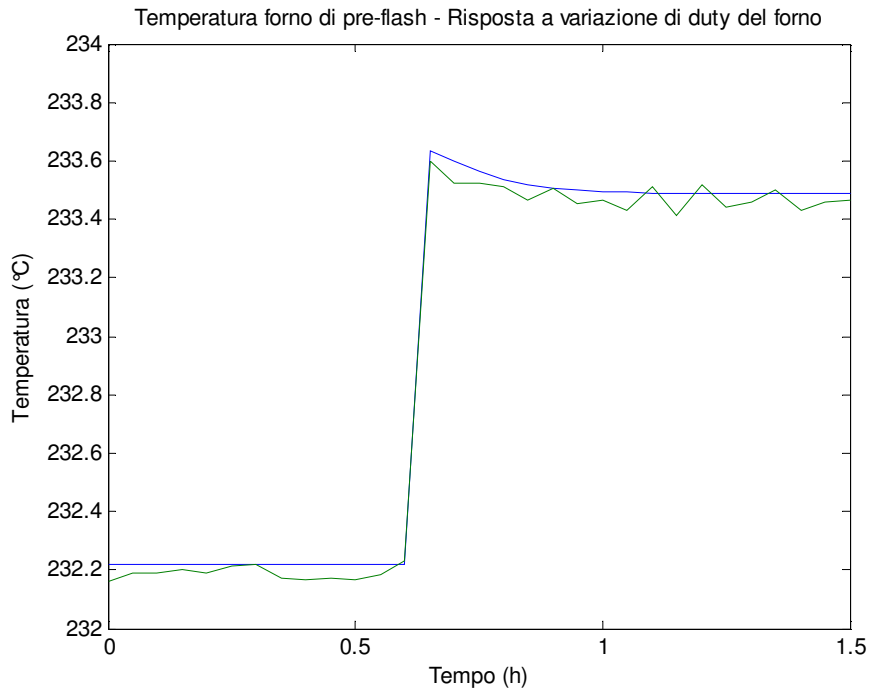


Figura 4.7-8 – Variazione della temperatura della carica all’uscita del forno di *pre-flash* in risposta alla variazione del *duty* dello stesso forno

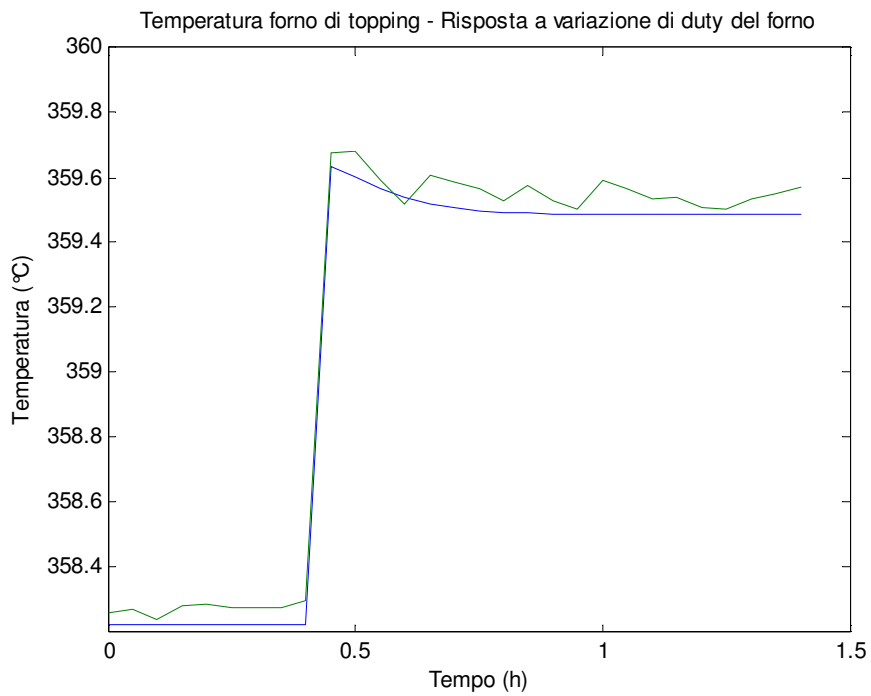


Figura 4.7-9 - Variazione della temperatura della carica all’uscita del forno di *topping* in risposta alla variazione del *duty* dello stesso forno

Sebbene presentino significativi scostamenti casuali rispetto al valore simulato, le risposte riguardanti le pressioni delle sezioni di testa delle colonne principali si avvicinano in media ai risultati di simulazione (R^2 nell'ordine di $1e-4$). Quello che apparentemente sembrerebbe rumore è, come anticipato, la causa delle continue variazioni della temperatura della carica entrante nel forno. Tali variazioni, come si dimostrerà nel capitolo successivo, hanno in realtà un effetto molto visibile sulla pressione. Prendendo in considerazione tale problematica si può dedurre che i transitori sono sostanzialmente coincidenti con ciò che la simulazione predice.

Con rispetto alle temperature dei forni si nota che i valori di stato stabile non corrispondono esattamente con quello che la simulazione vorrebbe, ovvero è presente uno scostamento di qualche decimo di grado tra il modello e le misure. Tale risultato si evince anche dall'analisi di R^2 che per queste variabili risulta essere dell'ordine di grandezza di un centesimo. La validazione del modello rispetto a cambi di composizione della carica è stata difficile in quanto non si dispone di un sensore per l'analisi della composizione che operasse *on-line*. Le analisi di laboratorio, le quali si svolgono ad intervalli della durata di 8-16 ore, hanno potuto solo confermare i valori di stato stabile senza dare nessuna informazione ulteriore sulla dinamica. Si può inferire, conoscendo il comportamento teorico dell'impianto che le variazioni nelle temperatura della carica all'uscita dei forni sono dovute ad alterazioni di composizione. Tenuti in conto i risultati ottenuti si considera il modello dinamico sostanzialmente valido per i fini di controllo proposti da questa tesi.

4.8. Conclusioni

Nel capitolo è stato presentato lo sviluppo della modellazione dell'impianto oggetto della presente tesi. Inizialmente, a partire dalla definizione dei tipi di greggio impiegati nell'industria messicana, si è riusciti a generare un modello di pseudocomponenti utile per la simulazione dell'impianto. Successivamente sono state presentate le modalità che permettono di passare dai dati tecnici dell'impianto alla definizione di un modello statico tanto per la sezione di preflash come per la sezione atmosferica. Inoltre si è illustrato come dal modello statico si possibile passare al modello dinamico dell'impianto. Finalmente, i risultati della simulazione

statica e dinamica di sono confrontati con dei dati proveniente dalla letteratura, osservando che il modello ottenuto è valido per gli obiettivi di analisi e progetto della strategia di controllo avanzato che si propongono nella presente tesi.

5.

Strategie di controllo

Nel capitolo si presenta la strategia di controllo avanzata progettata per l'impianto di distillazione atmosferica oggetto della tesi. Si introducono inizialmente alcuni concetti fondamentali nell'ambito del controllo multivariabile, come ad esempio quelli relazionati al controllo decentralizzato. Successivamente si presentano alcune strutture di controllo convenzionale ampiamente usate nel contesto degli impianti di distillazione atmosferica. Alcune di queste strutture vengono utilizzate per simulare le prestazioni del processo sotto controllo convenzionale ed in questo modo avere un metro di paragone ragionevole per il caso in cui si utilizzi una strategia di controllo avanzata. Tale strategia di controllo si descrive nell'ultima parte del Capitolo. I dettagli della struttura di controllo si illustrano alla luce della teoria del controllo ADEX considerato nel Capitolo 3.

5.1. Introduzione

Nell'industria di processo ed in particolare nell'area petrolifera la principale giustificazione di un progetto di controllo è quella economica. Gli obiettivi che normalmente si vogliono raggiungere consistono, solo per citarne alcuni, nell'incremento della produzione, nella diminuzione dei consumi energetici e della contaminazione, nella riduzione dei prodotti fuori specifica, nel miglioramento della sicurezza dell'impianto. Tuttavia, identificare una relazione diretta tra ogni tipo di beneficio e come debba essere progettato e operato il sistema di controllo è un obiettivo molte volte poco chiaro. L'ostacolo principale è quantificare matematicamente i benefici in questione. Tale tappa di quantificazione è indispensabile per poter applicare gli strumenti propri del controllo. Una delle prime tecniche di controllo che contempla tale problematica è il controllo LQG (*Linear Quadratic Gaussian*) sebbene nella pratica (Edgar, 2004) si sperimenta che non sempre la ponderazione dell'azione di controllo è relazionabile a fattori economici. Una soluzione alternativa che si è affermata negli ultimi decenni, è quella costituita dalla strutturazione gerarchica del controllo (Magni & Scattolini, 2006). I livelli gerarchici che convenzionalmente si distinguono sono suddivisi secondo i differenti obiettivi che si intendono perseguire: nei livelli più bassi viene affrontato il problema della semplice regolazione degli attuatori del processo, mentre nei livelli più alti si calcolano i riferimenti per i controllori di base in funzione di considerazioni economiche che riguardano l'intera impresa. Una scomposizione tipica dal livello più alto al livello più basso è quella presentata in (Shobrys & White, 2001). Si distinguono cinque livelli gerarchici:

- **ERP** - *Enterprise Resource Planing*: A questo livello si pianificano gli obiettivi di produzione e stoccaggio dell'intero impianto o gruppo di impianti in relazione a fattori economici quali il prezzo delle materie prime ed il valore dei prodotti nel mercato;
- **RTO** - *Real-Time Optimization*: In questa tappa si generano le direttive per il coordinamento delle varie unità di produzione. I punti di operazione sono stabiliti in funzione di parametri inerenti al costo di operazione e alla qualità dei prodotti che si vogliono ottenere;

- **APC** - *Advanced Process Control*: Le direttive del RTO sono elaborate in modo da generare i riferimenti per gli anelli di regolazione dell'impianto secondo tecniche di controllo avanzato che prevedono l'ottimizzazione del processo attraverso, per esempio, la moderazione dell'azione di controllo e la diminuzione della variabilità del processo. Le leggi di controllo utilizzate in questo livello sono tipicamente di tipo predittivo o adattativo-predittivo considerati gli ottimi risultati conseguiti da tali tecniche negli ultimi decenni;
- **ARC** - *Advanced Regulatory Control*: In questo livello si applicano strutture di controllo avanzate, come ad esempio gli schemi di controllo in cascata o in *feed-forward*, per la regolazione di componenti di impianto;
- **RRC** - *Regular Regulatory Control*: Costituisce il livello più basso di controllo dove ci si propone di controllare il singolo attuatore mediante anelli di controllo governati da controllori PID o a relè.

Traspare dagli obiettivi che si tengono in conto nella struttura gerarchica di controllo appena introdotta che i concetti dominanti nell'industria chimica sono oltre alla stabilità del processo:

- la minimizzazione degli sprechi energetici;
- il concetto dello “*Zero-discharge*” e della massimizzazione della sicurezza, specialmente a seguito degli incidenti di Three-Mile Island (1979), Bhopal (1984) e Chernobyl (1986);
- la ricerca continua della qualità dei prodotti.

Tali stimoli obbligano a progettare il sistema di controllo in modo da minimizzare soprattutto la variabilità del processo. L'esperienza degli ultimi decenni dimostra che questo obiettivo si raggiunge attraverso le tecniche di controllo basate sulla teoria del controllo predittivo adottate a livello APC, come ad esempio il controllo MPC (*Model Predictive Control*).

Con il fine di progettare la struttura del sistema di controllo dell'impianto di distillazione atmosferica oggetto di questa tesi, in questo Capitolo vengono presentati inizialmente due filosofie di controllo che si sono affermate nell'ambito dei processi

multivariabile: il controllo centralizzato ed il controllo decentralizzato. Si presentano alcuni criteri di progetto quali le tecniche di *pairing* e la selezione di misure secondarie per il controllo decentralizzato, il quale costituisce lo standard industriale *de facto* per i livelli di controllo ARC e RRC.

Nella sezione successiva si illustra una strategia di controllo decentralizzato basata su PID per il caso di studio di questa tesi. Tale strategia si fonda sulle strutture di controllo tipicamente usate negli impianti di distillazione atmosferica. Nelle ultime due sezioni propone una strategia di controllo avanzata basata su una legge di controllo adattativa-predittiva. Tale strategia è ottenuta utilizzando alcune delle tecniche presentate nella Sezione 5.2 assieme ai concetti di controllo ADEX presentati nel Capitolo 3.

5.2. Controllo decentralizzato

Nella stragrande maggioranza dei processi chimici ci si trova di fronte a sistemi i quali presentano, dal punto di vista del controllo, multipli ingressi e multiple uscite, ovvero sistemi MIMO. In generale ogni ingresso può, in misura più o meno grande, influenzare l'andamento di tutte le variabili di uscita. Si ci riferisce a tali sistemi come a sistemi "accoppiati", per indicare che esiste un legame strutturale tra più variabili di ingresso e più variabili di uscita. La presenza di tale accoppiamento limita l'applicazione diretta degli strumenti di controllo sviluppati per sistemi SISO.

Con il fine di estendere le tecniche di controllo SISO al caso multivariabile si sono sviluppate due filosofie complementari (Bolzern, Scattolini, & Schiavoni, 2004). La prima, rappresentata in Figura 5.2-1, è conosciuta come strategia di controllo centralizzata. Questa ha come obiettivo il progetto di una parte del controllore capace di trasformare il sistema MIMO sotto controllo in una batteria di sistemi SISO disaccoppiati tra loro. Tale parte del controllore si conosce appunto come disaccoppiatore, il quale compito è fondamentalmente quello di diagonalizzare il sistema in modo che ogni ingresso abbia effetto solo su una uscita. Se tale operazione di disaccoppiamento è possibile, il sistema ottenuto dalla serie del disaccoppiatore con l'impianto è un sistema completamente controllabile attraverso tecniche di

controllo SISO convenzionali, come possono essere controllori PID. Il controllore risultante è un controllore monolitico costituito dalla serie dei singoli anelli SISO con il disaccoppiatore. In questa struttura tutto il vettore errore, calcolato come differenza tra le uscite (variabili di processo) ed i riferimenti, è utilizzato per definire tutte le azioni di controllo (ingressi dell'impianto) necessarie per raggiungere gli obiettivi di controllo desiderati.

Il vantaggio del controllo centralizzato si può riassumere nel disaccoppiamento perfetto delle variabili del sistema, nei casi dove questo è possibile, mentre gli svantaggi sono costituiti da:

- un'implementazione computazionalmente onerosa;
- la difficile messa a punto e manutenzione delle varie componenti del sistema di controllo;
- l'impossibilità di progettare il blocco di disaccoppiamento in presenza di zeri a parte reale positiva e ritardi puri di tempo, i quali purtroppo sono ricorrenti nei processi chimici.

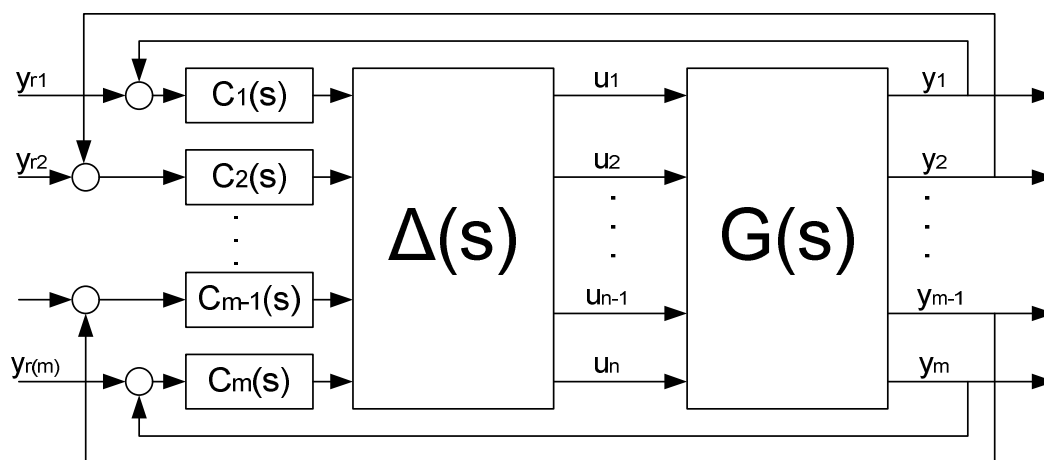


Figura 5.2-1 - Schema di controllo centralizzato

Le limitazioni del controllo centralizzato portano a proporre uno schema dove si decide di non utilizzare il disaccoppiatore. Questo schema, presentato nella Figura 5.2-2, è conosciuto come schema di controllo decentralizzato. Si considerano coppie di variabili ingresso-uscita sulle quali applicare direttamente leggi di controllo SISO cercando di limitare gli effetti delle interazioni tra le variabili. La bontà del controllo

ottenuto dipende dagli accoppiamenti scelti (*pairing*) e dal grado di interazione delle variabili del sistema. In generale le prestazioni di uno schema decentralizzato sono più povere di uno schema centralizzato. Ciò nonostante il controllo decentralizzato risolve molte delle limitazioni del controllo centralizzato presentando i seguenti vantaggi:

- semplicità della struttura di controllo, la quale implica facilitazione delle operazioni di messa a punto e manutenzione dei controllori;
- robustezza rispetto a malfunzionamenti di singoli anelli di controllo.

Per queste ragioni, in ambito industriale, gli schemi decentralizzati si preferiscono a quelli centralizzati, anche se in alcuni casi possono presentarsi schemi misti.

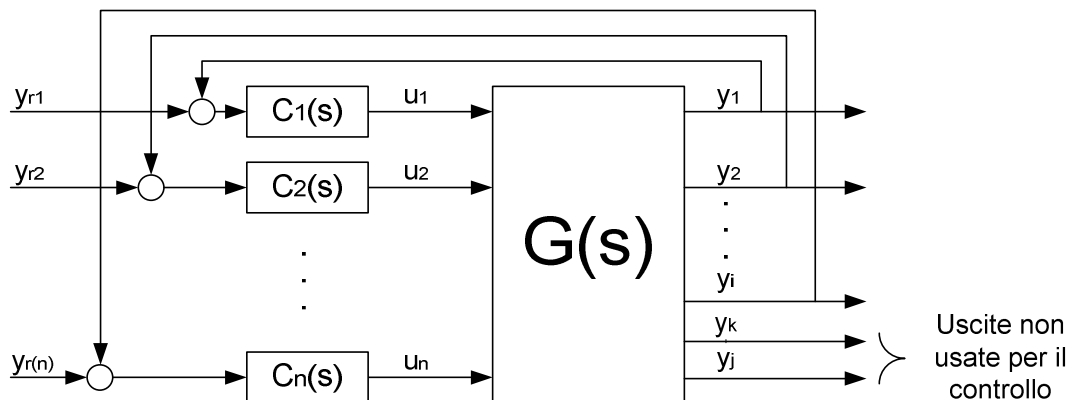


Figura 5.2-2 - Schema di controllo decentralizzato

Dal punto di vista del progetto di uno schema decentralizzato sono necessarie tecniche e criteri per:

- decidere quali sono le migliori coppie ingresso-uscita con il fine di raggiungere le prestazioni richieste;
- come progettare i controllori impiegati nella strategia;
- come tener presente i disturbi misurabili che perturbano il sistema.

Le sezioni successive presentano alcune delle tecniche maggiormente utilizzate in ambito industriale e accademico riguardanti il progetto del controllo decentralizzato.

5.2.1. Tecniche di *pairing*

La scelta delle coppie di variabili ingresso-uscita più opportune è un problema non banale. Ci si propone di selezionare l'ingresso che presenta più interazione con una determinata uscita con il fine di chiudere un anello di controllo tra queste variabili. Si desidera ovviamente che l'anello di controllo realizzato tra le due variabili in questione non modifichi significante il comportamento delle altre variabili del sistema in modo da poter continuare il progetto del sistema di controllo senza dover tener presente l'alterazione della dinamica dovuta al controllore. L'interazione tra variabili è una caratteristica strutturale del sistema. Non esiste una tecnica formale per ottenere gli accoppiamenti più favorevoli in forma rigorosa e univoca per un sistema MIMO qualunque. In ambito industriale, le indicazioni migliori sono suggerite dalla conoscenza della fisica del processo e dalle conclusioni che si possono trarre da osservazioni dell'impianto. Tali indicazioni del buon senso possono a volte essere corroborate a alcune tecniche quali la matrice de guadagni relativi (*Relative Gain Array* - RGA) e l'analisi delle direzioni principali del sistema attraverso la decomposizione a valori singolari (*Singular Value Decomposition* - SVD) della matrice di trasferimento che modella il sistema. In questa sezione si presentano appunto tali tecniche con il fine di fornire la base teorica necessaria per comprendere come queste siano state applicate al caso di studio. Inizialmente si introducono i concetti relativi a RGA, la quale è una tecnica applicabile solo a sistemi MIMO con stesso numero di ingressi e uscite. Si estendono successivamente questi concetti al caso di sistemi non quadrati. La sezione si conclude presentando una tecnica di *pairing* basata su SVD.

Matrice dei guadagni relativi – RGA

Una delle tecniche più semplici per valutare il grado di interazione tra gli ingressi e le uscite del sistema, e in seguito decidere i migliori accoppiamenti secondo un criterio ben definito, è costituita dall'analisi della matrice dei guadagni relativi o RGA. Benché questa tecnica non sia fondata su validi risultati teorici fornisce spesso utili indicazioni su come debba essere strutturato il controllo decentralizzato (Bolzern, Scattolini, & Schiavoni, 2004). L'uso di RGA, come si spiegherà

dettagliatamente nella sezione dedicata al disaccoppiamento dei disturbi, è anche utile per la valutazione delle perturbazioni maggiormente incidenti sul sistema e pertanto per il progetto di eventuali schemi di compensazione delle perturbazioni. La RGA viene introdotta inizialmente come una misura di interazione a pulsazione nulla nei processi asintoticamente stabili rappresentati attraverso matrice di trasferimento quadrata, ovvero per sistemi con stesso numero di ingressi e di uscite. In particolare, nella definizione originale di RGA, è necessario che la matrice dei guadagni statici associata a tale matrice di trasferimento sia invertibile. Si introduce dunque il concetto di guadagno in anello aperto e guadagno in anello chiuso per un sistema MIMO quadrato. Il concetto è schematizzato nella Figura 5.2-3. Si ipotizza che il sistema si trovi in una condizione di equilibrio corrispondente ad un dato valore costante delle variabili di controllo. A questo punto data una variazione a scalino di ampiezza δu_i ad un generico ingresso u_i si verifica che in generale ogni uscita y_j a regime presenterà una variazione δy_{jAA} rispetto al suo valore di equilibrio. In formule risulta che il guadagno in anello aperto tra un generico ingresso u_i e una generica uscita y_j è definito come:

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

dove il termine $G_{ji}(0)$ rappresenta l'elemento ji della matrice di trasferimento che modella il sistema valutato a pulsazione nulla, o in altri termini il guadagno della funzione di trasferimento che relazione l'uscita j con l'entrata i .

Si ipotizza poi che a fronte della stessa variazione δu_i sull'ingresso u_i si possa agire opportunamente sulle altre variabili d'entrata in modo che si manifesti una variazione δy_{jAC} solo nell'uscita y_j . Si definisce il guadagno in anello chiuso tra un generico ingresso u_i e una generica uscita y_j e come:

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

Il guadagno relativo della coppia (u_i, y_j) si definisce come:

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

Pertanto la matrice dei guadagni relativi RGA come:

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

Si dimostra che il calcolo di Λ può essere effettuato semplicemente mediante la formula:

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

Dove il simbolo \otimes rappresenta il prodotto elemento per elemento, o prodotto di Schur, e la T rappresenta l'operazione di trasposizione della matrice. Nella 5.2.5 si è deciso di mettere in evidenza la dipendenza della matrice di trasferimento G dalla pulsazione nulla. Una generalizzazione della RGA è quella di considerare la matrice di trasferimento G ad una pulsazione $\bar{\omega}$ definita. In questo caso la RGA si calcola come:

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

La matrice dei guadagni relativi Λ possiede alcune interessanti proprietà che si riportano in appendice. In sintesi ogni elemento di tale matrice rappresenta il guadagno relativo tra l'uscita e l'entrata rispettivamente corrispondenti alla riga e alla colonna alle quali appartiene l'elemento considerato.

Si osserva che elementi di Λ :

- vicini a 1 rappresentano una interazione favorevole al controllo tra le variabili considerate;
- vicini a 0 indicano l'assenza di interazione tra le variabili considerate;

- positivi, più grandi che 1, indicano la presenza di una forte interazione tra le variabili;
- negativi indicano che il problema di controllo è particolarmente critico perché la chiusura del anello di controllo genera un cambio del segno nel guadagno dei rimanenti anelli.

Per tanto il criterio di *pairing* da seguire è:

- Chiudere anelli di controllo tra variabili alle quali corrispondono elementi della matrice Λ il più possibile vicini a 1;
- Evitare la chiusura di anelli di controllo tra variabili alle quali corrispondono elementi della matrice Λ negativi.

Uno dei principali vantaggi pratici della RGA è che questa genera risultati accettabili anche se valutata a partire della matrice di trasferimento statica del sistema. Il calcolo è semplice ed insensibile allo scalamento delle variabili di ingresso e di uscita. Caratteristica che la rende robusta nei casi di applicazioni reali dove tale scalatura è una tappa necessaria nel progetto del sistema di controllo.

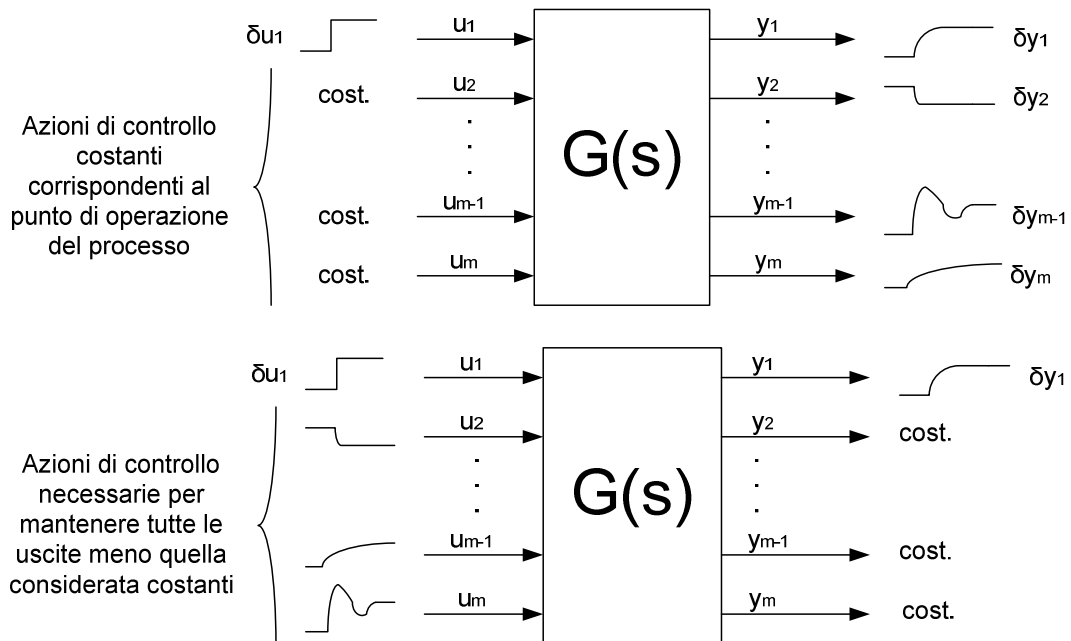


Figura 5.2-3 - Concetto di guadagno in anello aperto (in alto) ed in anello chiuso (in basso)

Matrice dei guadagni relative per sistemi non quadrati – NRG

Nella pratica la RGA risulta uno strumento limitato dovuto al fatto che oltre a presupporre l'utilizzo di un modello lineare costituito dalla matrice di trasferimento del sistema richiede che questo modello presenti lo stesso numero di ingressi e di uscite. La maggior parte dei sistemi che si incontrano nell'industria di processo presentano un numero di uscite superiore al numero di ingressi. Il problema del *pairing* in questi casi risulta maggiormente complicato ed è necessario ridefinire un criterio formale per scegliere gli accoppiamenti. (Chang & Yu, 1990) propongono una estensione della tecnica RGA al caso di sistemi con numero di uscite superiore al numero di ingressi. La matrice di guadagni relativi per sistemi non quadrati (*Non-square Relative Gain Array* – NRG) viene indicata con il simbolo Λ^\dagger e si calcolata secondo la seguente formula:

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

Dove il simbolo \dagger rappresenta l'operazione di inversione della matrice G nel senso di Moore-Penrose. Si noti che la 5.2.7 è del tutto identica alla 5.2.6 ad eccezione dell'operazione di inversione della matrice G , la quale non essendo definita per matrici rettangolari viene sostituita dal calcolo della pseudo-inversa. Le proprietà della NRG si riportano in appendice. In sintesi il risultato della 5.2.7 è una matrice rettangolare delle stesse dimensioni di G , ovvero n ingressi ed m uscite.

L'accoppiamento tra variabili di ingresso e uscita si sviluppa in due fasi:

- Riduzione del sistema ad uno quadrato (*square down*);
- Scelta degli accoppiamenti.

Lo *square down* del sistema si effettua calcolando la somma per righe della matrice Λ^\dagger . Si ottiene un vettore denominato RS (*Row Sum vector*) di dimensione m . Ogni elemento di RS corrisponde ordinatamente a ogni uscita del sistema. Le uscite maggiormente influenzate dalle variazioni degli ingressi, e quindi maggiormente utili per il controllo, sono quelle associate agli elementi più grandi presenti nel vettore

RS. Scegliendo le uscite corrispondenti agli n elementi più grandi di RS si ottiene un sistema quadrato con n ingressi ed n uscite.

A questo punto la scelta degli accoppiamenti può essere effettuata o attraverso la RGA del sistema ridotto o più rapidamente attraverso la stessa matrice NRG depurata dalle righe corrispondenti alle uscite non ritenute utili per il controllo. Il criterio di selezione delle coppie ingresso-uscita è del tutto identico a quello usato con RGA. Uno svantaggio della NRG è che perde una delle proprietà più interessanti della RGA, ovvero la insensibilità dei risultati rispetto alla scalatura delle variabili di uscita.

Decomposizione ai valori singolari – SVD

La maggiore critica che si rivolge ai metodi derivati da RGA è che non sono fondati su risultati teorici rigorosi. Una alternativa basata sull'interpretazione geometrica della matrice di trasferimento è costituita dall'analisi dei valori singolari di tale matrice. Si osservi che nel contesto dei controlli automatici, i valori singolari della matrice di trasferimento sono chiamati valori singolari del sistema o alternativamente guadagni principali. La ragione di tale denominazione deriva dall'interpretazione della risposta in frequenza per i sistemi MIMO. Si ricorda brevemente che per un sistema SISO asintoticamente stabile con funzione di trasferimento $G(s)$ al quale si impone un ingresso della forma $u(t) = U \sin(\bar{\omega}t)$, l'uscita tende asintoticamente a $y(t) = Y \sin(\bar{\omega}t + \alpha)$ dove $Y = U|G(j\bar{\omega})|$ e $\alpha = \arg(G(j\bar{\omega}))$. In generale quindi

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

può essere interpretato come il guadagno del sistema alla pulsazione $\bar{\omega}$.

Per un sistema MIMO la 5.2.8 può essere estesa definendo il guadagno del sistema ad una pulsazione $\bar{\omega}$ determinata come:

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

Ovvero che il guadagno del sistema dipende oltre che dalla pulsazione $\bar{\omega}$ anche dalla direzione dell'ingresso U . Si dimostra che vale la relazione:

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

Dove $\underline{\sigma}$ e $\bar{\sigma}$ rappresentano rispettivamente i valori singolari minimo e massimo della matrice di trasferimento G valutata alla pulsazione $\bar{\omega}$.

La 5.2.10 afferma che indipendentemente dalla direzione del vettore degli ingressi il guadagno del sistema alla pulsazione $\bar{\omega}$ è sempre compreso tra il valore singolare minimo e massimo di G valutata a tale pulsazione, da questo segue la definizione di guadagni principali attribuita agli autovalori di $G(j\bar{\omega})$.

Le caratteristiche strutturali di $G(j\bar{\omega})$ possono quindi suggerire alcuni comportamenti del sistema. Ad esempio il condizionamento di questa matrice, calcolato come il rapporto tra il valore singolare massimo e minimo, è un indice di quanto il sistema sia sensibile alla direzione degli ingressi, e per tanto può essere usato come indice di controllabilità del sistema. Una maggiore profondità nell'analisi dell'interazione tra variabili può avvalersi della decomposizione SVD del sistema. La SVD, che tra l'altro è la tecnica usata per ottenere anche i valori singolari, serve per studiare come gli ingressi si riflettano sulle uscite attraverso la matrice di trasferimento G .

La decomposizione ai valori singolari garantisce che data una matrice $G \in \mathfrak{R}^{m \times n}$ possono essere calcolate due matrici ortonormali $U \in \mathfrak{R}^{m \times m}$ e $V \in \mathfrak{R}^{n \times n}$ tali che valga:

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

Con S matrice pseudo-diagonale delle stesse dimensioni della matrice G . Sulla diagonale di S appaiono i valori singolari di G ordinati dal più grande al più piccolo.

Il significato geometrico della SVD è rappresentato in Figura 5.2-4. Il vettore degli ingressi viene inizialmente ruotato in uno spazio ad n dimensioni dalla matrice V , conosciuta anche come matrice di rotazione di ingresso. Successivamente tale vettore

è scalato nelle sue componenti dai valori singolari della matrice S. Si noti che in generale solo alcune componenti del vettore vengono proiettate nello spazio di uscita ad m dimensioni. Finalmente il vettore scalato viene ruotato nello spazio di uscita dalla matrice U, chiamata anche matrice di trasformazione di uscita (Yu & Luyben).

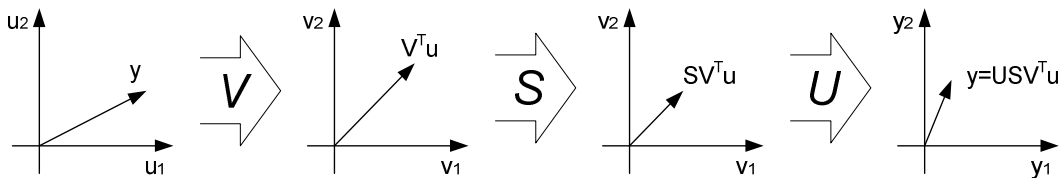


Figura 5.2-4 - Significato geometrico della SVD

Per i fini di analisi che ci si propone in questa sede si noti che vale la seguente partizione delle matrici U, S e V:

$$\begin{aligned}
 U_{m \times m} &= [U_{m \times k}^1 \quad U_{m \times (m-k)}^2] \\
 S_{m \times n} &= \begin{bmatrix} S_{k \times k}^1 & 0_{k \times (n-k)} \\ 0_{(m-k) \times k} & 0_{(m-k) \times (n-k)} \end{bmatrix} \\
 V_{n \times n} &= [V_{n \times k}^1 \quad V_{n \times (n-k)}^2]
 \end{aligned} \tag{5.2.12}$$

Dove k indica il rango della matrice G e 0 indica una matrice delle dimensioni indicate a pedice composta interamente da zeri. Alla luce della partizione 5.2.10 è immediato ridefinire la decomposizione a valori singolari di G come:

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

Le uniche componenti di U che descrivono come il vettore di ingresso è mappato nello spazio di uscita sono solo quelle associate ai valori singolari non nulli della matrice S. Si noti che se G è un sistema con più uscite che ingressi ($m > n$), ed è a rango pieno, k risulta essere pari ad n e la matrice U^1 presenta le stesse dimensioni della matrice G. Inoltre le righe della matrice U^1 sono associate alle uscite del sistema mentre le colonne agli ingressi. Un criterio di *square down* è allora scegliere

le righe che presentano gli elementi maggiori in modulo. Successivamente si può effettuare un'analisi di *pairing* attraverso RGA. Uno dei principali limiti della tecnica appena introdotta è che la decomposizione SVD, come la stessa matrice G , è sensibile allo scalamento delle variabili tanto di ingresso come di uscita.

Le tecniche precedentemente introdotte si usano per scegliere quali sono gli accoppiamenti più convenienti tra variabili di ingresso e variabili di uscita con il fine di ottenere un controllo decentralizzato soddisfacente. Un aspetto che vale la pena menzionare a causa dell'importanza che acquista in ambito industriale, è la cosiddetta selezione di misure secondarie, la quale si può eseguire attraverso le tecniche già citate ed in particolare attraverso la SVD. L'uso di misure secondarie è una pratica comune nell'ambito del controllo di impianti chimici, in particolare nelle colonne di distillazione. Normalmente in tali processi il numero di uscite è superiore al numero di ingressi. È dunque opportuno ridurre il sistema ad un quadrato (*square down* del sistema) selezionando solo le uscite che permettono di ottenere le migliori prestazioni di controllo decentralizzato. Una problematica addizionale in tali processi è costituita dalla presenza di sensori poco affidabili e con scarse caratteristiche dinamiche come ad esempio gli analizzatori di composizione. I criteri di selezione delle misure secondarie si prefiggono lo *square down* del sistema facendo uso di sensori più affidabili (misure secondarie), come ad esempio sensori di temperatura. In (Luyben, Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns, 2005) si presenta, per esempio, una panoramica delle varie tecniche di selezione delle temperature da controllare in una colonna di distillazione con il fine ottenere un buon controllo della composizione. L'uso della tecnica basata su SVD appena presentata può essere considerata per la selezione di misure secondarie senza particolari modificazioni. Si considera la matrice di trasferimento del sistema dotata delle righe che modellano tanto i sensori principali, per esempio analizzatori di composizione, come i sensori candidati ad essere utilizzati come misure secondarie, ad esempio sensori di temperatura. Si effettua la stessa decomposizione che si svolgerebbe per l'analisi degli accoppiamenti del sistema e si valutano le componenti di U^1 colonna per colonna. A questo punto se c'è una relazione tra i sensori candidati per le misure secondarie e le variabili misurate dai sensori principali devono presentarsi elementi significativamente grandi tra le righe

corrispondenti alle misure secondarie. La riga che presenta l'elemento più grande nel gruppo delle misure secondarie indica il sensore da preferirsi.

5.2.2. Isolamento delle perturbazioni significative

Nei sistemi di controllo che hanno come obiettivo la regolazione, la compensazione delle perturbazioni è uno dei temi principali. Senza disturbi il processo può idealmente continuare nel suo stato di equilibrio senza aver bisogno che si somministri alcuna azione di controllo. Ciò nonostante in letteratura sono presenti ben poche tecniche utili a valutare l'impatto che le perturbazioni hanno sulle uscite di un sistema MIMO in modo da poter decidere in che modo eliminare tali disturbi. Le principali tecniche si possono dividere in tecniche derivate da RGA riadattate al problema delle perturbazioni e tecniche basate ancora su SVD (Skogestad & Wolff, *Controllability measures for disturbance rejection*, 1992). Come nella sezione precedente si presenteranno tali tecniche con il fine di chiarirne i concetti fondamentali utilizzati nel progetto della strategia di controllo avanzato proposta per il caso di studio.

Matrice dei guadagni relativi per le perturbazioni – RDG

Tenendo presente lo stesso spirito della RGA è possibile definire una tecnica di valutazione delle interazioni che esistono tra perturbazioni ed uscite del sistema. Il guadagno relativo per perturbazioni (*Relative Disturbance Gain Array* - RDG) è definito come il rapporto tra il generico ingresso u_j necessario per eliminare un disturbo k in tutte le uscite, e l'ingresso u_j necessario per cancellare il disturbo k solo sull'uscita j . Come la RGA, la RDG è calcolabile ad ogni pulsazione. La formula che permette il calcolo immediato di tutta la matrice RDG è:

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

Dove G rappresenta la matrice di trasferimento che modella la relazione entrata-uscita tra ingressi manipolabili e uscite e G_d rappresenta la matrice di trasferimento

che modella la relazione entrata-uscita tra le perturbazioni e le uscite. Il termine \tilde{G} rappresenta una matrice diagonale ottenuta dai termini appartenenti alla diagonale di G , mentre il simbolo \oslash rappresenta la divisione elemento per elemento. Si noti che nella (5.2.14) si è scelto di omettere per semplicità di notazione la dipendenza delle matrici di trasferimento dalla pulsazione.

Le colonne della matrice RDG sono associate alle perturbazioni, mentre le righe alle uscite. Per decidere se una perturbazione influisce significativamente su una uscita è necessario valutare il modulo dell'elemento corrispondente. Un criterio di scelta è:

- Elementi con modulo vicino o più grande che 1 indicano una interazione forte tra perturbazione e uscita tanto più grande quanto maggiore è il valore dell'elemento considerato, per tanto è bene considerare uno schema per la compensazione del disturbo;
- Elementi vicini a 0 indicano invece scarsa interazione e per tanto il disturbo può essere ignorato;

Decomposizione a valori singolari – SVD

Dal punto di vista modellistico le perturbazioni agenti sul sistema possono essere viste a tutti gli effetti come degli ingressi. Per tanto è possibile considerare una matrice di trasferimento tra le perturbazioni e le uscite che tenga in conto del legame ingresso-uscita tra i disturbi e le variabili misurate. Il significato geometrico che si attribuisce a tale matrice è del tutto equivalente a quello che si dà alla matrice di trasferimento che modella la relazione ingresso-uscita tra le variabili manipolabili e le uscite. Ne segue che è possibile analizzare una decomposizione a valori singolari della matrice di trasferimento associata ai disturbi e studiare come si rispecchiano sulle uscite le perturbazioni filtrate dal sistema. In questo caso l'obiettivo non è definire un accoppiamento ingresso-uscita ma è quello di isolare l'insieme di perturbazioni che possono influenzare una determinata uscita. Si considera nuovamente una matrice U^1 ottenuta attraverso SVD. In questo caso è necessario identificare riga per riga, ovvero uscita per uscita, gli elementi che presentano modulo maggiore rispetto agli altri. Le colonne a cui appartengono tali elementi

indicano le perturbazioni da considerare per uno schema di compensazione o disaccoppiamento. Si osserva che:

- il metodo ha senso solo su un sistema quadrato o già ridotto, in quanto l'obiettivo è capire come eliminare l'influenza dei disturbi dalle variabili effettivamente controllate.
- Il modulo degli elementi che appaiono nella matrice U^1 può variare in funzione della scalatura delle variabili di ingresso e di uscita, pertanto si può verificare che una cattiva scalatura generi risultati erranei.

5.3. Strategia di controllo convenzionale

Per l'impianto oggetto di questa tesi, uno schema di controllo convenzionale cerca in primo luogo di ottenere la stabilità del processo sotto controllo. Il secondo obiettivo che si vuole raggiungere è che le azioni di controllo possano essere coordinate in modo da portare il sistema vicino ad un punto di operazione stabilito in modo da garantire la sufficiente qualità dei prodotti distillati. Non si contemplano concetti quali il risparmio energetico e la diminuzione della variabilità del processo. Normalmente si preferisce dare enfasi alla semplicità di manutenzione del sistema di controllo e alla robustezza rispetto a malfunzionamenti dello stesso. Gli obiettivi di tipo economico si perseguono modificando manualmente i riferimenti per i controllori principali.

Assieme al sistema di controllo di base illustrato nel Capitolo precedente, completano lo schema di controllo convenzionale i seguenti controllori:

Controllo di temperatura dei forni di preriscaldamento del greggio

Tali controllori hanno come obiettivo quello di regolare la temperatura di ingresso del greggio alle colonne. L'uscita del controllore costituisce il riferimento di calore per il sistema di controllo che gestisce la combustione del gas utilizzato per il preriscaldamento. I controllori devono rispondere adeguatamente tanto a variazioni della composizione della carica come a variazioni della portata della stessa.

Controllo della pressione della sezione superiore delle colonne principali

I controllori in questione hanno il compito di mantenere la pressione della colonna più stabile possibile per garantire che il prodotto distillato resti nelle specifiche. Tali controllori devono essere calibrati per rispondere rapidamente a perturbazioni introdotte da cambi nella carica.

Controllo di pressione degli *strippers*

I controllori di pressione degli *strippers* agiscono sulla portata estratta dalla colonna di *topping*. In modo simile ai controllori di pressione delle sezioni superiori delle colonne principali tali controllori devono mantenere la pressione regolata intorno al riferimento in modo da non alterare la qualità dei distillati.

Controllo delle temperature ASTM 95% dei prodotti distillati

Tale controllo si implementa controllando il profilo di temperatura delle colonne e degli *strippers* o in alternativa utilizzando opportuni analizzatori. Le temperature ASTM 95% sono quindi nel primo caso delle previsioni basate su delle misure secondarie dettate dall'esperienza acquisita durante l'operazione dell'impianto. Questi controllori sono calibrati in modo da essere più lenti dei controllori di temperatura dei forni e pressione delle colonne in modo da non generare effetti di risonanza.

Controllo delle temperature ASTM 5% dei prodotti distillati

Tale controllo si basa sulle misure fornite dagli analizzatori e viene impiegato solo quando sono richieste specifiche stringenti su un solo prodotto. Infatti, come descritto nel Capitolo 2, è impossibile ottenere il controllo perfetto della temperatura ASTM 5% (ASTM 95%) di un prodotto senza influire sulla temperatura ASTM 95% (ASTM 5%) del distillato attiguo. Il criterio di sintonia usato è lo stesso dei controllori di temperatura ASTM 95%.

Nella Figura 5.3-1 e Figura 5.3-2 si mostrano rispettivamente gli schemi dell'impianto di *pre-flash* e *topping* con in evidenza i controllori della strategia di controllo convenzionale appena introdotta. Mentre la Tabella 5-1 relaziona la nomenclatura utilizzata con variabile di processo (PV) e variabile di controllo (OP).

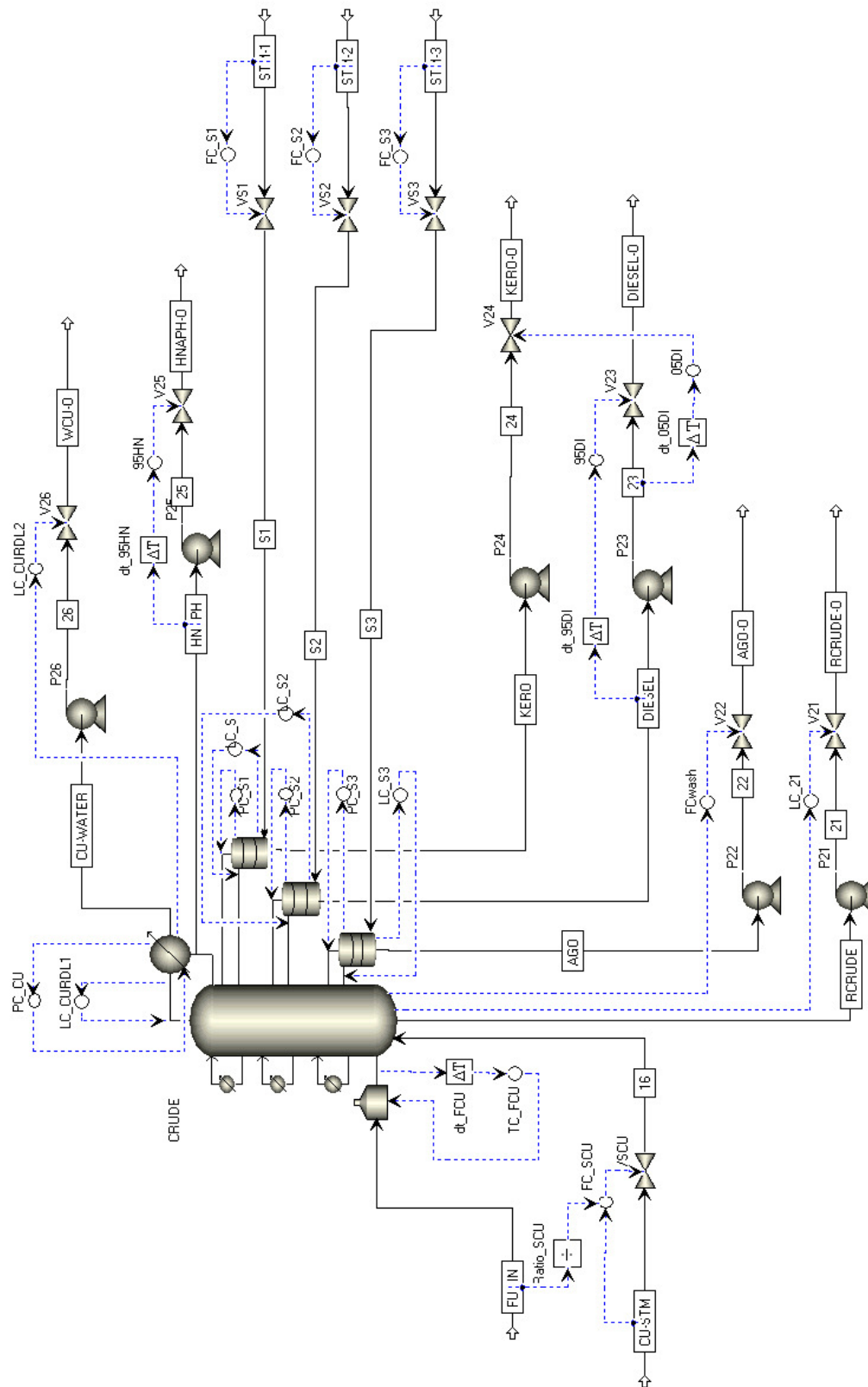


Figura 5.3-2 - Schema dell'impianto di *topping* sotto controllo convenzionale

<i>Nome controllore</i>	<i>Variabile di processo (PV)</i>	<i>Variabile manipolata (OP)</i>
TCF1	Temperatura forno PFU	Duty forno PFU
TCF2	Temperatura forno CDU	Duty forno CDU
FCSPF	Flusso vapore base PFU	Posizione valvola VSPF
FCSCU	Flusso vapore base CDU	Posizione valvola VSCU
FC_S1	Flusso vapore ST1	Posizione valvola VS1
FC_S2	Flusso vapore ST2	Posizione valvola VS2
FC_S3	Flusso vapore ST3	Posizione valvola VS3
FCwash	Flusso liquido piatto 19 CDU	Posizione valvola V22
PC1	Pressione sez. superiore PFU	Posizione valvola V14
PC2	Pressione sez. superiore CDU	Duty condensatore CDU
PCS1	Pressione ST1	Portata leggeri reimmessi ST1
PCS2	Pressione ST2	Portata leggeri reimmessi ST2
PCS3	Pressione ST3	Portata leggeri reimmessi ST3
LC11	Livello sez. fondo PFU	Posizione valvola V11
LC21	Livello sez. fondo CDU	Posizione valvola V21
LCW1	Livello H2O reflux drum PFU	Posizione valvola V13
LCW2	Livello H2O reflux drum CDU	Posizione valvola V26
LC12	Livello prod. reflux drum PFU	Posizione valvola V12
LC22	Livello prod. reflux drum CDU	Portata di riflusso CDU
LCS1	Livello sez. fondo ST1	Portata liquido estratta ST1
LCS2	Livello sez. fondo ST2	Portata liquido estratta ST2
LCS3	Livello sez. fondo ST3	Portata liquido estratta ST3
TC_S2	Temperatura piatto 2 PFU	Portata di riflusso PFU
95HN	ASTM 95% Nafta pesante	Posizione valvola V25
95KE*	ASTM 95% Cherosene	Posizione valvola V24
95DI	ASTM 95% Diesel	Posizione valvola V23
05KE*	ASTM 5% Cherosene	Posizione valvola V25
05DI	ASTM 5% Diesel	Posizione valvola V24

Tabella 5-1 - Tavola riassuntiva dei controllori usati nella strategia convenzionale – i controllori indicati da * possono essere inseriti per migliorare la qualità del cherosene a discapito del diesel

Tutti i controllori utilizzati nella strategia di controllo convenzionale sono di tipo PID. Normalmente per la sintonia dei controllori ci si affida alla conoscenza del processo assieme ad alcune regole empiriche come ad esempio il secondo metodo di Ziegler-Nichols e il metodo di Tyreus-Luyben. In appendice si riportano brevemente tali tecniche assieme alle problematiche più ricorrenti nel loro utilizzo.

5.4. Strategia di controllo avanzata – Sezione di Pre-flash

L'impianto di distillazione atmosferica, come illustrato in più parti di questa tesi, è costituito da due sottoimpianti: la colonna di pre-flash e la colonna di topping. Questi due sistemi sono ovviamente interagenti, ciò nonostante è possibile distinguere gli accoppiamenti esistenti e trattare la colonna di pre-flash e la colonna di topping separatamente. Tale suddivisione permette una analisi più semplice dei problemi di controllo dei due impianti. In questa sezione si illustra la strategia di controllo avanzata sviluppata per la colonna di pre-flash. Dopo un'analisi degli accoppiamenti tra variabili di ingresso e uscita e l'identificazione delle perturbazioni maggiormente significative si definisce una struttura di controllo decentralizzata basata sui controllori ADEX. La sezione si conclude presentando un metodo di progetto dei controllori in questione che sarà utilizzato anche per la sezione atmosferica.

5.4.1. Pairing e selezione di misure secondarie

Come presentato nella sezione introduttiva di questo Capitolo, esistono varie tecniche formali per la valutazione degli accoppiamenti tra le variabili di un sistema MIMO. Per la colonna di pre-flash si è deciso di utilizzare le tecniche NRG e SVD per definire la struttura di controllo decentralizzato più opportuna e nello stesso tempo verificare quanto l'architettura di controllo impiegata nella strategia di controllo convenzionale fosse idonea per il controllo.

Considerato che tanto le tecniche utilizzate per lo studio delle interazioni come quelle applicate per l'analisi delle perturbazioni fanno uso delle matrici di trasferimento tra ingressi e uscite e tra perturbazioni ed uscite si procede

identificando quali siano le variabili di ingresso, le variabili di uscita e le perturbazioni, con il fine di ottenere dette matrici.

Si possono distinguere sei ingressi, manipolabili e non, per il sistema in analisi:

- Duty Q_F del forno di pre-flash (manipolabile);
- Portata di riflusso R (manipolabile);
- Posizione della valvola $V14$ (manipolabile);
- Duty Q_C del condensatore di pre-flash (non manipolabile, misurabile);
- Portata $CF1$ della prima qualità di greggio (non manipolabile, misurabile);
- Portata $CF2$ della seconda qualità di greggio (non manipolabile, misurabile).

<i>Variabile</i>	<i>Unità di misura</i>	<i>Punto di operazione</i>	<i>Minimo</i>	<i>Massimo</i>
Q_F	GJ/h	216,66	50	350
R	kg/h	45000	30000	60000
P_{V14}	%	50	0	100
Q_C	GJ/h	81,86	75	85
$CF1$	m3/h	330	200	400
$CF2$	m3/h	330	200	400
T_i	i=2	si veda il profilo di temperatura (Cap. 4)	120	170
	i=3		140	190
	i=4-6		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

Tabella 5-2 - Intervalli ammissibili per le variabili considerate nell'impianto di pre-flash

Le uscite del sistema si possono dividere in:

- Temperature T_i dei piatti della colonna (il pedice i indica l' i -esimo piatto);

- Temperatura T_F della carica all'uscita del forno di pre-flash;
- Pressione P della sezione superiore della colonna di pre-flash;
- Punto di ebollizione ASTM superiore di Nafta leggera;
- Punto di ebollizione ASTM inferiore del residuo di pre-flash.

Non si considerano come uscite affidabili per il controllo i punti di ebollizione calcolati dagli analizzatori. Con il fine di rendere più agevole l'operazione di identificazione si stabiliscono gli intervalli ammissibili per le variabili elencate. Tali intervalli, riassunti nella Tabella 5-2, risultano utili anche per l'operazione di scalatura delle variabili. Questa operazione è necessaria tanto per l'analisi come per la sintesi dei controllori.

La matrice di trasferimento G^{PFU} che modella la relazione tra gli ingressi e le uscite del sistema e la matrice di trasferimento G_d^{PFU} che modella come le perturbazioni influenzino le uscite si ottengono dalla simulazione del processo perturbando il sistema nel suo punto di operazione. Si modificano tanto gli ingressi come le perturbazioni all'incirca dell'1% del rispettivo intervallo ammissibile. La matrice G^{PFU} risultante, valutata a pulsazione nulla e con variabili scalate, è:

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

Si noti che si sceglie come vettore degli ingressi $u = [Q_F \quad R \quad P_{V14}]^T$ e come vettore delle uscite $y = [T_F \quad P \quad T_2 \quad T_3 \quad T_4 \quad T_5 \quad T_6 \quad T_7 \quad T_8 \quad T_9 \quad T_{10}]^T$.

La NRG per la matrice $G^{PFU}(0)$, assieme al vettore RS associato, risulta essere:

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

Valutando il vettore RS si nota che gli elementi più grandi di questo corrispondono alle uscite T_F , P e T_2 . Il criterio di *square down* suggerisce quindi di considerare un sistema quadrato che utilizzi tali uscite per controllare il sistema mediante uno schema decentralizzato. Il *pairing* migliore si sceglie identificando gli elementi più prossimi ad uno della matrice formata dalle righe corrispondenti alle uscite selezionate (in questo caso prime tre righe di Λ^\dagger). Risultano le seguenti coppie ingresso-uscita:

- Duty del forno (Q_F) – Temperatura della carica (T_F);
- Posizione della valvola V14 (P_{V14}) – Pressione della colonna (P);
- Portata di riflusso (R) – Temperatura del piatto numero 2 (T_2).

Col fine di verificare i risultati della tecnica NRG si sviluppa l'analisi SVD della matrice di trasferimento del sistema. La matrice U_1 associata a $G^{PFU}(0)$ è:

$$U_1 = \begin{bmatrix} -0,17375 & 0,26990 & 0,63261 \\ -0,72728 & 0,53349 & -0,43165 \\ -0,28432 & -0,48032 & -0,09365 \\ -0,25038 & -0,38588 & -0,05888 \\ -0,23215 & -0,29907 & 0,01437 \\ -0,22677 & -0,24613 & 0,07012 \\ -0,22210 & -0,20262 & 0,11685 \\ -0,20741 & -0,15352 & 0,15463 \\ -0,20296 & -0,10806 & 0,20552 \\ -0,18761 & -0,03421 & 0,27453 \\ -0,15260 & 0,18826 & 0,49087 \end{bmatrix}$$

Dall'analisi per colonne della matrice si nota che gli ingressi hanno effetto maggiore su le prime tre uscite. Ciò nonostante non è possibile ottenere direttamente un *pairing* ragionevole per le variabili in questione a causa della sensibilità del metodo alla scelta della scalatura adottata. Si può procedere allo *square down* del sistema utilizzando le indicazioni della tecnica SVD e successivamente applicare la tecnica RGA al sistema quadrato ottenuto. La RGA risulta:

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

Il criterio d'accoppiamento indica che dovrebbero essere usate le seguenti coppie ingresso-uscita:

- Duty del forno (Q_F) – Temperatura della carica (T_F);
- Posizione della valvola V14 (P_{V14}) – Pressione della colonna (P);
- Portata di riflusso (R) – Temperatura del piatto numero 2 (T_2).

Inoltre appare che non sussistono grandi interazioni tra le variabili considerate. Si nota che le coppie suggerite da SVD utilizzato congiuntamente con RGA risultano uguali a quelle indicata dall'analisi NRG. Inoltre tali risultati concordano con il senso comune, il quale suggerisce che si controlli la temperatura del forno con la quantità di calore introdotta in questo e la pressione della colonna con la valvola di scarico degli incondensati.

5.4.2. Compensazione delle perturbazioni

Considerato che la struttura di controllo utilizza solo tre delle undici possibili uscite, per l'analisi dell'incidenza delle perturbazioni si considera solo la matrice di trasferimento tra le perturbazioni e le uscite utilizzate per il controllo. Tale matrice di trasferimento, valutata a pulsazione nulla e con variabili scalate, è:

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

Si noti che si sceglie come vettore delle perturbazioni $d = [Q_C \quad CF1 \quad CF2]^T$ e come vettore delle uscite $y = [T_F \quad P \quad T_2]^T$. La RDG calcolata è:

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

Il criterio di valutazione RDG indica di tener conto delle portate di greggio nel controllo di temperatura della carica, mentre indica che la variazione del calore scambiato nel condensatore di testa può influire sulla temperatura del secondo piatto della colonna e quindi sulla qualità del taglio di nafta leggera. Tali indicazioni si possono interpretare alla luce della conoscenza del processo. È evidente che un aumento della portata di carica genera una diminuzione della temperatura del greggio in uscita dal forno se non si incrementa la quantità di calore introdotto. Allo stesso modo appare chiaro che una alterazione della quantità di calore scambiato nel condensatore di testa si traduce in un cambio della temperatura di prodotto accumulato nel separatore trifase. Una porzione di tale prodotto viene retro alimentata al processo attraverso una determinata portata di riflusso e pertanto può alterare significativamente la temperatura del secondo piatto della colonna il quale viene interessato da tale flusso per primo.

5.4.3. Strategia proposta

Tenendo conto dei risultati ottenuti nelle sezioni precedenti si propone di implementare una strategia di controllo avanzata basata su due controllori ADEX. Il primo controllore ha come obiettivo mantenere la temperatura della carica costante a fronte delle variazioni di temperatura e portata delle due qualità di greggio immesse nell'impianto. La variabile manipolata per raggiungere in modo soddisfacente tale obiettivo è la quantità di calore che il forno deve cedere alla carica, pertanto l'uscita del controllore avanzato è il riferimento per un apposito sistema di controllo del forno di pre-flash. Un secondo controllore ha come obiettivo mantenere il più vicino possibile al riferimento la temperatura del secondo piatto della colonna in modo da fissare il profilo di temperatura della stessa ed in questo modo rispettare le specifiche dei prodotti distillati.

Il progetto dei controllori prevede la definizione di differenti gruppi di parametri (ADEX S.L., 2008). In particolare è necessario definire il:

- blocco esperto;
- blocco di processo, nel quale si specificano parametri come il periodo di campionamento ed il periodo di controllo;
- blocco di controllo, nel quale si definiscono parametri di operazione come il massimo incremento della variabile di controllo ed eventuali filtri della variabile di processo misurata;
- blocco conduttore, il quale genera la traiettoria desiderata;
- meccanismo di adattamento.

Blocco esperto

In questa sezione del controllore si specificano i domini di operazione del controllore stesso. Si ricorda che per dominio di operazione si intende l'intervallo della variabile di processo nel quale è definito un controllore. I dati da fornire quindi per questo blocco sono relativi al numero di controllori che si desidera utilizzare ed al loro intervallo di pertinenza.

Per il controllore di temperatura del forno di pre-flash si sceglie di prevedere tre domini di operazione controllati attraverso leggi di controllo adattivo-predittivo.

Dominio Centrale – Questo dominio considera il caso in cui la variabile di processo sia vicina al riferimento. Bisognerà progettare una legge di controllo per la diminuzione graduale dell'errore scegliendo di limitare la variabilità del processo indotta da variazioni troppo forti della variabile di controllo. Il dominio centrale considera una banda di 6°C intorno al riferimento di temperatura del forno (232°C).

Dominio Superiore ed Inferiore – Questi domini prendono in considerazione il caso in cui la variabile di processo si allontani significativamente dal suo riferimento a causa di perturbazioni della composizione della carica. Normalmente per variazioni della composizione a scalino, ovvero quando si è in presenza di cambi di *blend*, la variazione nella temperatura del forno è di circa 10°C. In questo caso l'obiettivo del controllo è riportare la variabile di processo nel dominio centrale il più rapidamente possibile senza oscillazioni che possano generare un nuovo allontanamento. In tutti i casi la manipolazione deve rimanere nei limiti di progetto per l'impianto. In questo schema si devono includere nel modello AP i polinomi riguardanti i flussi di greggio immesso nell'impianto per favorire la predizione della variabile di processo a fronte di queste perturbazioni e garantire così un rapido ritorno al dominio centrale.

Per il controllore di temperatura del secondo piatto della colonna si sceglie una strategia simile. In questo caso si nota sperimentalmente che il riflusso influenza il transitorio di pressione. Tale accoppiamento dinamico può generare oscillazioni tanto della variabile di processo (temperatura del secondo piatto della colonna) come della pressione. Con il fine di limitare tale rischio si penalizza l'azione di controllo nel caso in cui la temperatura si allontani a causa delle perturbazioni dal suo riferimento. Quando l'effetto delle perturbazioni si riduce sulla pressione, la quale presenta un transitorio rapido, si nota un avvicinamento della temperatura del piatto 2 al suo riferimento. A questo punto si può attuare sul riflusso in misura maggiore con il fine di azzerare l'errore di temperatura, senza correre il rischio di perturbare significativamente la pressione. Il dominio centrale è stabilito come una banda di 4°C intorno al set point di 173°C. Mentre i domini inferiore e superiore considerano bande di 10°C.

Blocco di processo

In questa sezione del controllore ADEX si specificano il *periodo di campionamento* T_s ed il *periodo di controllo* T_c . Per periodo di campionamento si intende l'intervallo di tempo con il quale il controllore legge le variabili di processo. Tale grandezza non deve essere confusa con il periodo di controllo, il quale rappresenta l'intervallo di tempo con il quale il controllore modifica la manipolazione. L'introduzione di tale differenza è ormai pratica comune in vari controllori digitali, ed è dovuta al fatto che grazie alle elevate capacità computazionali disponibili è possibile effettuare operazioni di filtraggio dei segnali letti in modo da migliorare, se necessario, le prestazioni del controllo. Il periodo di campionamento è dettato dai limiti del sistema informatico che assiste l'aggiornamento dei dati nell'impianto e dal numero di variabili che si vuole elaborare.

Un criterio di selezione del periodo di controllo comune a tutti i controllori digitali è quello di valutare la risposta del processo (in questo caso si intende la dinamica tra variabili di ingresso e di uscita considerate) ad un cambio a scalino della manipolazione, ed adottare una T_s compresa tra $1/10$ ed $1/40$ del tempo di assestamento della variabile di processo.

Per i due controllori che riguardano la colonna di pre-flash si sceglie un periodo di controllo di 3 minuti considerato che in anello aperto si presentano tempi di assestamento a variazioni a scalino della variabile di controllo compresi tra 45 e 120 minuti. Si sceglie un periodo di campionamento uguale al periodo di controllo, considerato che si svolgono solo delle prove in simulazione e che quindi i segnali letti non richiedono filtraggio. Nell'implementazione reale del controllore è possibile modificare tale parametro senza influenzare il progetto del sistema di controllo.

Blocco di controllo

Fanno capo a questa sezione del controllore ADEX tutti quei parametri che servono per tener conto delle caratteristiche dei sensori e degli attuatori dell'impianto. È di fatti necessario, per garantire un funzionamento soddisfacente e sicuro, specificare gli intervalli ammissibili per i segnali letti (rango di operazione dei sensori) e per la variabile manipolata (rango di operazione degli attuatori). Inoltre è buona norma

specificare quale possa essere l'incremento massimo ammissibile per la variabile manipolata. Tutti i parametri citati vanno ricercati nelle specifiche degli strumenti di operazione dell'impianto. Inoltre le limitazioni della variabile di controllo possono essere impostate in funzione del dominio di operazione che si sta considerando.

Blocco conduttore

Il blocco conduttore rappresenta la parte del controllore destinata alla generazione della traiettoria della variabile di processo. Tale traiettoria corrisponde alla risposta di un sistema del secondo ordine criticamente smorzato con guadagno unitario con il fine di poter guidare la variabile di processo, il più rapidamente possibile e senza oscillazioni, verso il riferimento. Fissata la struttura del modello di traiettoria è quindi possibile modificarne la velocità definendo solo un parametro, ovvero la *costante di tempo* TC. Questo parametro si esprime in periodi di controllo. È possibile limitare la velocità di cambio della variabile di processo desiderata agendo su un opportuno parametro chiamato *velocità di cambio* RC. Questo parametro si esprime in percentuale di incremento della variabile di processo su periodi di controllo. Un ultimo parametro connesso alla generazione della traiettoria è l'*orizzonte di predizione* PH. Come argomentato nel Capitolo 3 l'orizzonte di predizione permette di tener presente la dinamica del processo con il fine di mantenere limitate sia la variabile di processo sia l'azione di controllo. Da un punto di vista pratico ridurre l'orizzonte di predizione forza il controllore a seguire fedelmente la traiettoria pianificata dal blocco conduttore (nel caso estremo di PH=1 non si considera affatto la dinamica del processo), mentre aumentarlo a dismisura genera una traiettoria sempre più vicina alla risposta in anello aperto. Inoltre nel caso di processi con ritardo o zeri a parte reale positiva è necessario che l'orizzonte di predizione sia maggiore rispettivamente del ritardo massimo atteso o al sotto-impulso che presenta il sistema in modo da tener conto correttamente della dinamica del processo.

Per i due controllori considerati in questa sezione si utilizza una costante di tempo TC di 1,5 periodi di controllo, ovvero si vuole che il sistema esaurisca il suo transitorio a fronte di un cambio di riferimento dopo circa 20 minuti. Mentre si limita il cambio di temperatura a 1°C per minuto avendo considerato il consumo energetico

inerente a forti variazioni del riferimento di calore per il forno. L'orizzonte di predizione è stato fissato nell'ordine di 30 minuti.

Meccanismo di adattamento

In questa sezione del controllore ADEX sono raggruppati tutti i parametri relazionati al meccanismo di adattamento. In particolare si specifica il modello ARX approssimato dell'impianto attraverso il numero dei coefficienti utili per la modellazione della variabile di processo (PV), della manipolazione (OUT) e delle perturbazioni (PEX). Si specificano anche i valori iniziali (A_i , B_i , C_i , ...) del modello. Nella stessa sezione si imposta il *livello di rumore* NL atteso per la variabile di processo. Tale parametro è utile per limitare le modifiche dei parametri del modello dovute al rumore. È anche presente un coefficiente, chiamato *velocità di adattamento* AM, che modera la velocità di aggiornamento dei parametri del modello. Tale guadagno corrisponde ad una matrice di peso nella formulazione del meccanismo di adattamento mostrata nel Capitolo 3. Si può modificare tale velocità per ogni gruppo di parametri del modello.

Un criterio di scelta del numero di parametri è quello di limitarsi alle dinamiche principali del processo, ovvero è meglio essere parsimoniosi e non pretendere di modellare tutti i processi con un numero elevato di parametri (Nevado, de Mora, & Pastor, 2005). Le ragioni di tale scelta sono condizionate a due fattori, in primo luogo l'adattamento in linea soffre del rumore presente nei segnali e non permette di identificare quali parametri sono effettivamente inutili per la modellazione del processo. Inoltre l'obiettivo dell'adattamento non è identificare il processo ma solo far sì che la variabile di processo predetta sia uguale alla variabile di processo reale in modo da ottenere un controllo predittivo soddisfacente. È buona norma specificare come valore di ritardo atteso il minimo ritardo che si può verificare e lasciare alcuni parametri B_i per identificare allungamenti del ritardo. Per quanto riguarda i valori iniziali da introdurre nell'algoritmo di adattamento è utile ricordare che in assenza di limitazioni, questo provvede a raggiungere il set di parametri ottimo per il controllo di forma rapida e stabile (Martín Sánchez & Rodellar, Control Adaptivo Predictivo Experto. ADEX. Metodología, Diseño y Aplicación, 2005). Ciò nonostante è possibile identificare off-line la dinamica del processo e fornire quindi un modello più accurato nel punto di operazione del processo.

La velocità di adattamento ed il livello di rumore vanno valutati d'accordo al processo reale una volta valutata la variabilità dei segnali. Nel caso considerato si identifica il modello del processo attraverso minimi quadrati a partire dalle prove in anello aperto svolte per ottenere le matrici di trasferimento del sistema. I parametri ottenuti si forniscono al controllore come inizializzazione del meccanismo di adattamento, il quale, in anello chiuso, adatterà tali parametri per fare in modo che l'errore di predizione tenda a zero. L'accorgimento di procedere con una inizializzazione di questo tipo serve tanto in simulazione come nelle applicazioni reali per fare in modo che l'azione di controllo sia moderata nei primi istanti di controllo, quando il modello predittivo non ha ancora raggiunto la convergenza. Si noti che in simulazione non si limita in alcun modo l'algoritmo di adattamento e non si impone il livello di rumore.

Schema di controllo

Lo schema di controllo rappresentato in Figura 5.4-1 è quello che si propone per il controllo della colonna di *pre-flash*. Si prevede di utilizzare oltre al sistema di controllo di base (non rappresentato) due controllori ADEX e un controllore PID sintonizzato adeguatamente. Il controllore denominato T_F -PFU-Ctrl, sostituisce il controllore della strategia convenzionale denominato *TF1*, e si occupa della generazione dei riferimenti per il sistema di preriscaldamento del greggio (Q_F) basandosi sulla misura di temperatura della carica all'uscita del forno (T_F) e delle misure dei flussi qualità di greggio inviati all'impianto (CF1 e CF2). Il controllore T_2 -PFU-Ctrl, sostituisce il controllore della strategia convenzionale *TC_S2*, e genera il riferimento per il sistema di controllo della portata di riflusso con il fine di mantenere la temperatura del secondo piatto della colonna controllato. Per ultimo il controllore di pressione P -PFU-Ctrl agisce sulla valvola V14 per mantenere la pressione intorno al riferimento come nella strategia convenzionale. Ciò nonostante, quest'ultimo controllore si sintonizza in modo da non interferire con i controllori della nuova strategia. Si utilizza una configurazione PI calibrata in modo da ottenere un tempo di assestamento a fronte di perturbazioni di circa 10 minuti evitando sovraoscillazioni.

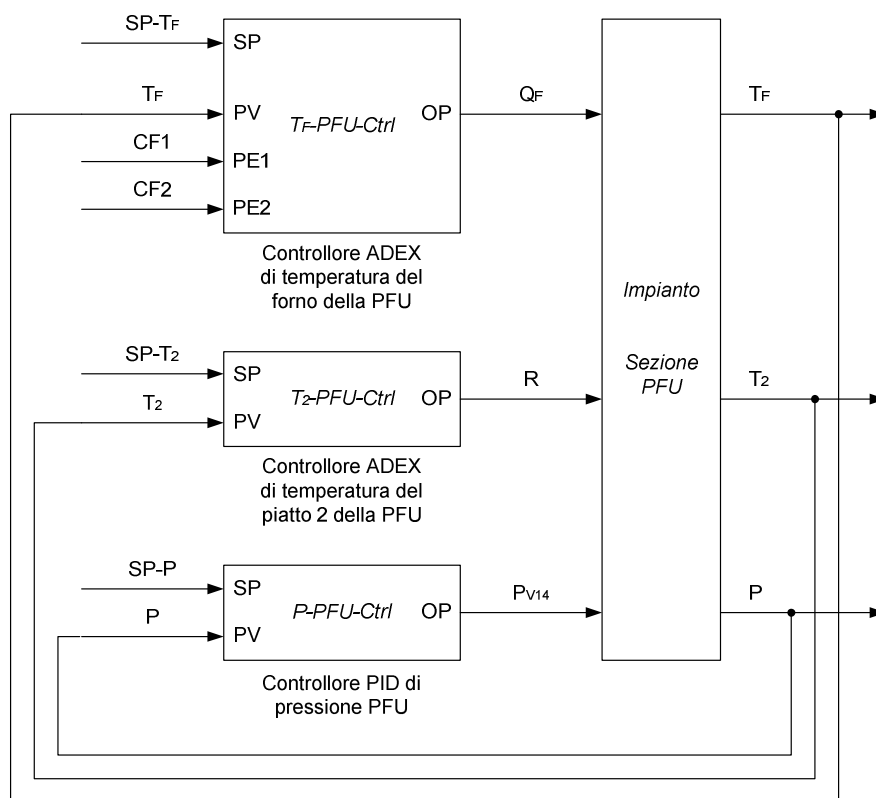


Figura 5.4-1- Schema di controllo avanzato proposto per la sezione di pre-flash

5.5. Strategia di controllo avanzata – Sezione Atmosferica

5.5.1. Pairing e selezione di misure secondarie

Seguendo lo stesso procedimento utilizzato per la colonna di pre-flash, si identificano le variabili di ingresso e di uscita della sezione atmosferica con lo scopo di ottenere il modello lineare dell'impianto intorno al suo punto di operazione. Tale modello si utilizza per le analisi preliminari di *pairing* tra le variabili.

Se si considera la sezione atmosferica senza prendere in considerazione le connessioni dei componenti che la compongono, si possono distinguere 16 ingressi:

- Duty Q_F del forno di topping (manipolabile);
- Duty Q_C del condensatore di topping (manipolabile);
- Posizione della valvola V23 (manipolabile);
- Posizione della valvola V24 (manipolabile);
- Posizione della valvola V25 (manipolabile);

-
- Duty Q_{PA1} del pumparound 1 (manipolabile);
 - Duty Q_{PA2} del pumparound 2 (manipolabile);
 - Overhead H_i dei tre strippers (manipolabile);
 - Portate S_{Si} di vapore agli strippers (manipolabile);
 - Portata di riflusso R (non manipolabile, misurabile);
 - Portata $CF1$ della prima qualità di greggio (non manipolabile, misurabile);
 - Portata $CF2$ della seconda qualità di greggio (non manipolabile, misurabile).

Le uscite del sistema si possono dividere in:

- Temperature T_i dei piatti della colonna (il pedice i indica l' i -esimo piatto);
- Temperature T_{Si} dei piatti degli strippers (il pedice i indica l' i -esimo piatto);
- Temperatura T_F della carica all'uscita del forno di topping;
- Pressione P_C della sezione superiore della colonna di topping;
- Pressioni P_i degli strippers;
- Punti di ebollizione ASTM dei prodotti.

Gli intervalli ammissibili per le variabili elencate si riportano nella Tabella 5-3. Tali valori si utilizzano anche per l'operazione di scalatura delle stesse variabili.

Considerata l'imponente quantità di informazioni da dover gestire per poter applicare le stesse tecniche di analisi sviluppate per la sezione di pre-flash, si decide di analizzare la sezione atmosferica considerando la colonna principale e gli strippers separatamente. La struttura dell'impianto facilita anche la scelta dei alcuni accoppiamenti. Si nota, infatti, che il controllo della pressione degli strippers può essere effettuato solo manipolando la portata di vapore reimpresso in colonna (overhead), pertanto si sceglie di escludere tanto le une come le altri variabili dall'insieme a disposizione per l'analisi degli accoppiamenti. Allo stesso modo per il controllo della temperatura del forno di topping è naturale scegliere come variabile di manipolazione il calore introdotto nello stesso. Per ultimo, considerando che la colonna richiede la condensazione totale dei vapori di testa, è necessario controllare la pressione attraverso la regolazione del calore scambiato come illustrato nel Capitolo 2.

<i>Variabile</i>	<i>Unità di misura</i>	<i>Punto di operazione</i>	<i>Minimo</i>	<i>Massimo</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
$CF1$	m3/h	330	200	400
$CF2$	m3/h	330	200	400
T_i	$i=2$		130	190
	$i=3-8$	°C	si veda il profilo di temperatura (Cap. 4)	250
	$i=9-14$		210	320
	$i=15-25$		280	380
$i=1 \forall j$	si veda il profilo di temperatura (Cap. 4)		160	240
T_{Sij}	$i=2 \forall j$	°C	240	300
	$i=3 \forall j$		300	360
	T_F	°C	362	250
P_C	bar	1,0825	0,5	1,5

Tabella 5-3 - Intervalli ammissibili per le variabili considerate nell'impianto di topping

Si identificano tre matrici di trasferimento che modellano il legame tra ingressi e uscite rispettivamente per la colonna principale, il primo ed il secondo stripper. Si modificano tanto gli ingressi come le perturbazioni all'incirca dell'1% del rispettivo intervallo ammissibile con il fine di identificare i parametri di tali matrici.

Per la colonna principale si considerano come uscite le temperature dei piatti, la temperatura del forno di preriscaldamento e la pressione della colonna. Si prendono in considerazione come ingressi le quantità di calore sottratte dal condensatore di testa e dai pumparound ed il calore introdotto dal forno di preriscaldamento. La matrice G^{CDU} risultante, valutata a pulsazione nulla e con variabili scalate, è:

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

Avendo scelto come vettore degli ingressi $u = [Q_C \quad Q_F \quad P_{V25} \quad Q_{PA1} \quad Q_{PA2}]^T$ e vettore delle uscite $y = [T_F \quad P \quad T_2 \quad \dots \quad T_{25}]^T$.

Per definire uno schema di controllo decentralizzato è necessario in primo luogo riconoscere quali delle uscite del sistema sono più convenienti per il controllo. Considerato che tanto la temperatura del forno di preriscaldamento (T_F) come la pressione (P) sono uscite certamente necessarie per il controllo, e che lo stesso vale per le loro rispettive variabili di controllo (Q_F) e (Q_C), si sviluppa una analisi SVD per riconoscere quali sono le temperature da scegliere per il controllo del profilo di

temperatura della colonna attraverso la gestione del calore sottratto dai due pumparound. L'analisi SVD per questo square down del sistema si sviluppa utilizzando solo le righe associate alle temperature e le colonne associate ai pumparound. Per semplificare la visualizzazione dei risultati si rappresenta in Figura 5.5-1 un istogramma che riporta il modulo normalizzato delle componenti dei vettori che compongono la matrice U^1 associata all'analisi in questione.

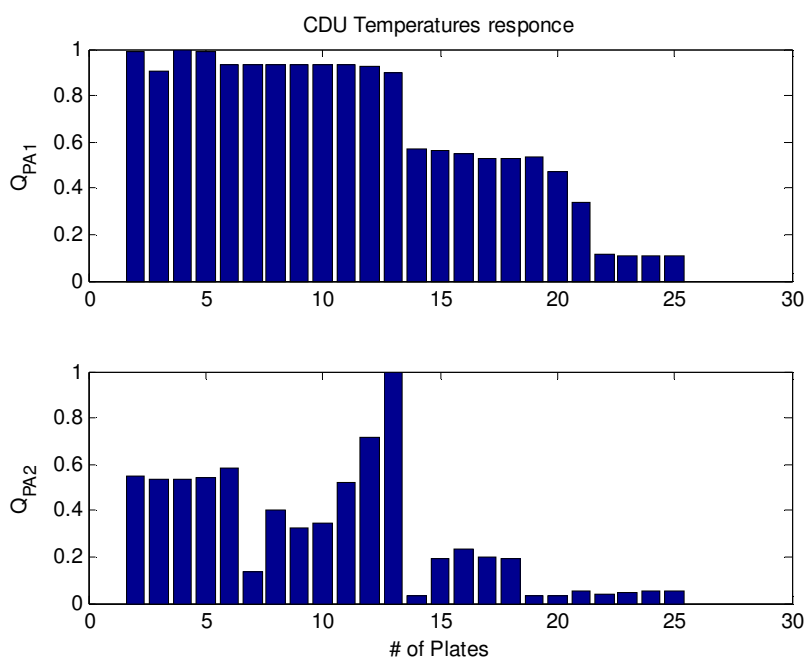


Figura 5.5-1 - Analisi SVD per lo square down del modello della colonna atmosferica

L'analisi SVD indica che per il controllo del primo pumparound è consigliabile tener presente la temperatura del piatto 4, sebbene le temperature dei piatti 2 e 5 siano influenzate nella stessa misura. Per il secondo pumparound risulta più chiaro che la temperatura migliore per il controllo è quella inerente al piatto 13. Tali risultati sono coerenti con la struttura dell'impianto. Si può infatti notare che il primo pumparound deve avere una maggiore correlazione con l'alterazione della temperatura dei piatti vicini ai suoi punti di estrazione/reinmissione (piatti 6 e 8). Lo stesso vale per il secondo pumparound che si trova connesso alla colonna nei piatti 13 e 14.

La strategia di controllo avanzato pretende di sostituire anche la misura dell'analizzatore ASTM del taglio di nafta pesante con una misura di temperatura. A questo proposito si verifica quale temperatura della colonna principale è maggiormente influenzata dalla variazione della posizione della valvola V25, la

quale è la variabile destinata al controllo del punto di ebollizione superiore della nafta pesante. Si scompone attraverso SVD un vettore composto dai guadagni statici che modellano la relazione ingresso-uscita tra la posizione della valvola V25 e le temperature della colonna principale. I valori del vettore U^1 risultante si presentano in Figura 5.5-2. Risulta che il punto di ebollizione superiore della nafta pesante è correlato alla temperatura del piatto 3. Tale risultato è congruente con quello che suggerirebbe l'esperienza. Il piatto 3, infatti, è uno dei primi a ricevere il reflusso del drum di nafta, pertanto è normale che si riscontri un legame con le caratteristiche di questo prodotto.

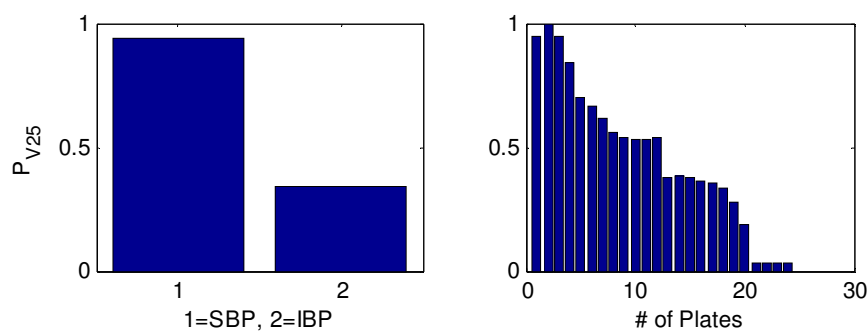


Figura 5.5-2 - Analisi SVD per la definizione delle misure secondarie del punto di ebollizione superiore del taglio di nafta pesante

Col fine di verificare la bontà degli accoppiamenti suggeriti dalle analisi SVD condotte si applica il criterio NRG alla matrice $G^{CDU}(0)$. Considerata la difficoltà di lettura dei risultati generata dall'ingente quantità di dati è possibile applicare l'algoritmo della NRG alla matrice Λ^\dagger ottenuta, giungendo alla matrice NRG "iterativa" (conosciuta anche come INRG – *Iterative NRG*) valutata ad una iterazione. Seguendo il procedimento sulla matrice risultante, ovvero iterando l'applicazione della formula NRG, si dimostra che per un numero sufficiente di iterazioni si giunge ad una matrice che presenta elementi non nulli vicini ad uno solo nelle posizioni relative agli accoppiamenti migliore e zeri altrove. La INRG per questo caso è:

pertanto la temperatura che si misura in questa posizione può essere ragionevolmente sostituita a quella del forno di preriscaldamento per chiudere un anello di controllo della temperatura della carica. Inoltre, per quanto riguarda il controllo del profilo della colonna le due analisi indicano risultati vicini e coerenti con l'ubicazione dei pumparound. Si sceglie di accoppiare:

- Calore introdotto nel forno di preriscaldamento (QF) – Temperatura del forno di preriscaldamento (TF);
- Calore sottratto dal condensatore di testa (QC) – Pressione della colonna (P);
- Calore sottratto del primo pumparound (QPA1) – Temperatura del piatto 6 della colonna (T6);
- Calore sottratto del primo pumparound (QPA2) – Temperatura del piatto 13 della colonna (T13).
- Posizione della valvola V25 (P_{V25}) – Temperatura del piatto 3 (T3);

Si passa all'analisi dello stripper di cherosene. Questo ha come obiettivo migliorare la distillazione di questo prodotto. Il controllo convenzionale utilizza la posizione della valvola V24 per raggiungere questo obiettivo. Si noti che anche il flusso di vapore S1 che si alimenta allo stripper genera una modesta azione di controllo sul prodotto distillato. Normalmente tale aspetto non si prende in considerazione nelle strategie di controllo convenzionali. Normalmente si sceglie di controllare la qualità del prodotto misurandone il punto di ebollizione ASTM superiore ed inferiore attraverso opportuni analizzatori. Tali strumenti riportano misure che si aggiornano ad intervalli di tempo poco adatti al controllo poiché eccessivamente lunghi ed inoltre richiedono di una manutenzione continua e meticolosa. Il controllo avanzato pretende di sostituire le misure degli analizzatori con opportune misure di temperatura con il fine di migliorare le prestazioni del sistema di controllo ed abbattere i costi di manutenzione. A tale scopo si propone di svolgere due analisi SVD. La prima relazione l'effetto delle entrate sui punti di ebollizione ASTM misurati attraverso gli analizzatori. La seconda analisi individua le temperature sensibili alle stesse variazioni delle variabili di entrata. La matrice G^{S1} inerente alla prima prova, valutata a pulsazione nulla e con variabili scalate, è:

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

Mentre quella associata alla seconda prova è:

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

I risultati delle analisi SVD descritte si presentano in Figura 5.5-3. Si nota che è possibile identificare chiaramente una correlazione tra il punto di ebollizione superiore (SBP) e la temperatura del piatto 4 dello stripper di cherosene. È altrettanto chiara la correlazione tra il punto di ebollizione inferiore (IBP) e la temperatura del piatto 1 dello stesso stripper. Per questa parte del sistema si sceglie quindi di utilizzare i seguenti accoppiamenti per il controllo:

- Posizione della valvola V24 (P_{V24}) – Temperatura del piatto 4 dello stripper di cherosene;
- Flusso di vapore (S1) che si alimenta allo stripper di cherosene – Temperatura del piatto 1 dello stesso stripper.

Per lo stripper di diesel si svolge lo stesso tipo di analisi. I risultati si presentano nella Figura 5.5-4. In questo caso si registra la correlazione tra temperatura del piatto 3 dello stripper con il punto di ebollizione superiore del diesel. Allo stesso modo si nota l'accoppiamento tra la temperatura del piatto 1 ed in punto di ebollizione inferiore. Per questa parte del sistema si sceglie di utilizzare i seguenti accoppiamenti per il controllo:

- Posizione della valvola V23 (P_{V23}) – Temperatura del piatto 3 dello stripper di diesel;
- Flusso di vapore (S2) che si alimenta allo stripper di diesel – Temperatura del piatto 1 dello stesso stripper.

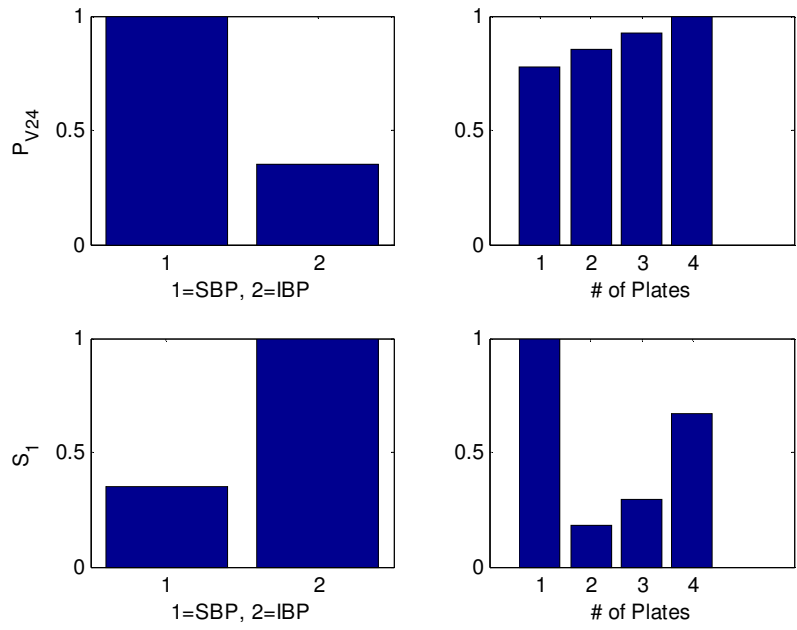


Figura 5.5-3 - Analisi SVD per la definizione delle misure secondarie e degli accoppiamenti di controllo per lo stripper di cherosene

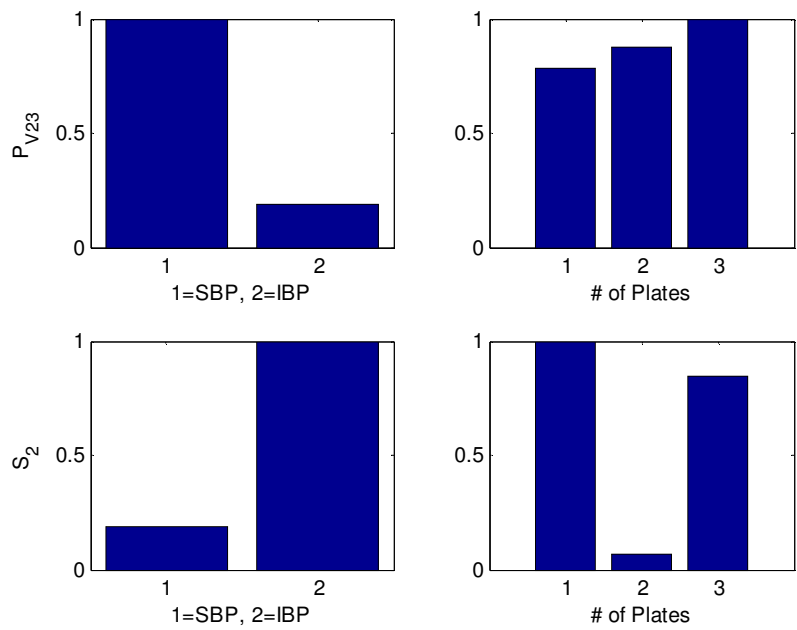


Figura 5.5-4 - Analisi SVD per la definizione delle misure secondarie e degli accoppiamenti di controllo per lo stripper di diesel

5.5.2. Compensazione delle perturbazioni

La compensazione delle perturbazioni è un tema grandemente esplorato per le colonne di distillazione atmosferica di greggio. L'obiettivo principale è quello di rendere insensibili rispetto a variazioni della carica le caratteristiche dei distillati. Le tecniche di controllo consolidate in questo ambito consistono nell'utilizzo di strutture di disaccoppiamento ed anticipo. (Shinsky, 1984) presenta un esempio concettuale di una di queste strategie di disaccoppiamento basata in controllori PID. Le conclusioni che si traggono da tale esempio fungono da base per la definizione di una strategia basata in controllori AP.

Come presentato nel Capitolo 2, se si definisce come prodotto di distillazione l'idrocarburo identificato da un punto di ebollizione superiore ed un punto di ebollizione inferiore, data una certa carica questa contiene una determinata percentuale di prodotti d'accordo agli intervalli di ebollizione specificati. Per rendere insensibile rispetto alle variazioni della composizione della carica i punti di separazione tra ogni prodotto è necessario modificare opportunamente le portate dei prodotti così come suggerito dalle curve ASTM o TBP. In altri termini i controllori di portata devono adattarsi ai nuovi volumi di prodotto in cui la carica si sta separando. L'esperienza indica che una variazione del flusso di estrazione di un prodotto leggero, ovvero estratto nella parte superiore della colonna, influisce sulla variazione delle caratteristiche dei prodotti più pesanti, ovvero estratti nelle parti inferiori della colonna, mentre non si verifica il contrario. Tale tipo di accoppiamento, al di là delle dimostrazioni legate alla struttura del processo, si dimostra facilmente se si considera la matrice di trasferimento che prende in considerazione come ingressi le posizioni delle tre valvole preposte al controllo del flusso di prodotto estratto dalla colonna (PV25, PV24, PV23) e le tre temperature rappresentative del punto di ebollizione superiore dei relativi prodotti estratti (T3, T14, T23).

Uno dei limiti principali di questa strategia basata in controllori PID è costituito dalla necessità di una serie di opportune funzioni non lineare capaci di modellare le relazioni tra il flusso di carica ed i rispettivi volumi di distillato. Inoltre la sintonia e la manutenzione dell'intero schema di controllo può risultare complesse. Sebbene tale schema presenti quindi dei limiti, l'idea di fondo resta utile. È necessario prendere in considerazione come perturbazioni i flussi di prodotti estratti con maggiore volatilità ed allo stesso tempo manipolare la quantità di vapore introdotto nello stripper per compensare variazioni del profilo della colonna.

5.5.3. Strategia proposta

Prendendo in considerazione i risultati ottenuti nelle sezioni precedenti si propone di implementare una strategia di controllo avanzato basata su controllori adattivi predittivi. Il primo controllore ha come compito quello di mantenere la temperatura del forno costante anche in presenza di variazioni della composizione e del flusso. La variabile manipolata per raggiungere questo obiettivo è la quantità di calore che viene somministrata al forno. Si noti che tale variabile è a tutti gli effetti di implementazione pratica il riferimento di un sistema di controllo di “basso livello” dedicato al somministro di gas naturale ai bruciatori del forno. Il secondo controllore deve assicurare che la temperatura del piatto 2 della colonna non soffra di variazioni a fronte di perturbazioni. Il controllo di questa temperatura, come illustrato nelle sezioni precedenti, ha un effetto importante sulla stabilizzazione globale dell'intero profilo di temperatura della colonna.

Il progetto dei controllori ADEX richiede la definizione dei seguenti parametri:

- Blocco di processo, nel quale si specificano parametri come il periodo di controllo ed il periodo di campionamento;
- Blocco di controllo, nel quale si definiscono parametri di operazione come il massimo incremento della variabile di controllo e la eventuale definizione di filtri della variabile di processo;

-
- Blocco conduttore, il quale genera la traiettoria desiderata per la variabile di processo;
 - Meccanismo adattativo.

Blocco di processo

Per i controllori considerati nella sezione atmosferica dell'impianto si scelgono periodi di controllo di 10 minuti, considerato che la risposta in anello aperto del sistema presenta un tempo di stabilizzazione a una variazione a scalino di compreso tra 60 e 300 minuti. Addizionalmente si definisce un periodo di campionamento uguale al periodo di controllo considerato che si sviluppano prove di simulazione e che pertanto non è necessario filtrare i segnali.

Blocco di controllo

Come nel caso della sezione di *preflash*, tutti i parametri inerenti a questa parte del controllore si scelgono d'accordo alle specifiche degli strumenti dell'impianto. Per il caso di studio si prendono come parametri di progetto i valori specificati nella Tabella 5-3.

Blocco conduttore

Per i controllori considerati in questa sezione si utilizza una costante di tempo **TC** uguale a 3 periodi di controllo. L'orizzonte di predizione si sceglie intorno ai 180 minuti.

Meccanismo adattativo

Nel caso di studio considerato si identifica il modello del processo attraverso della tecnica dei minimi quadrati a partire di una simulazione del processo in anello aperto. L'algoritmo adattativo non viene limitato in alcun modo.

Schema di controllo

Lo schema di controllo rappresentato nella Figura 5.5-6 e nella Figura 5.5-7 è quello proposto per il controllo della colonna atmosferica e per gli *strippers*. Si utilizzano, oltre al sistema di controllo di base (il quale non è rappresentato nelle figure), sei controllori ADEX e tre controllori PID. Il controllore denominato *TF-CDU-Ctrl*, si impiega al posto del controllore della strategia convenzionale denominato *TF2*. Questo controllore si fa carico della generazione del riferimento per il sistema di controllo della temperatura del forno della colonna atmosferica, basandosi sulla misura della temperatura dello stesso forno e dei flussi di greggio che vengono alimentati alla sezione atmosferica. I controllori *T3-CDU-Ctrl*, *T6-CDU-Ctrl* e *T13-CDU-Ctrl* sono controllori ADEX che hanno come obiettivo mantenere il profilo di temperatura della colonna stabile. Le variabili manipolate da questi due controllori sono rispettivamente la posizione della valvola V25 e le quantità di calore QPA1 e QPA2 trasferite dai *pumparound*. Il controllore *P_CDU-Ctrl* modifica dinamicamente la quantità di calore QC trasferito dallo scambiatore di calore di testa per mantenere la pressione stabile in forma simile a quanto si fa nella strategia di controllo convenzionale. Questo controllore si sintonizza in modo da non interferire con i controllori della strategia di controllo avanzata. Sostanzialmente si disaccoppia in frequenza tale anello di controllo in modo da essere più veloce di quelli di temperatura. Si utilizza una configurazione PI sintonizzata in modo da tenere un tempo di stabilizzazione di 20 minuti in presenza di perturbazioni.

Per ultimo, si propone di controllare gli stripper della colonna atmosferica in modo da correggere il FBP di ogni distillato. In particolare si considerano la corrente di cherosene e diesel. Per ogni uno di questi si definiscono due controllori ADEX rispettivamente identificati dai nomi *T1S1-Ctrl* e *T1S2-Ctrl*. Questi controllori, d'accordo alla analisi di interazione svolte nelle sezioni precedenti, utilizzano come variabili di processo le temperatura dei primi piatti dello *stripper* 1 (associato alla corrente di cherosene) e dello *stripper* 2 (associato alla corrente di diesel). Gli stessi controllori ricevono come entrata di perturbazione le misure dei flussi di nafta pesante (FNP) e cherosene (FKE) come si mostra nella Figura 5.5-7. Lo schema di controllo si completa con due controllori PI che hanno come funzione compensare il flusso di vapore che si alimenta agli *strippers* 1 e 2 basandosi sulla misura della temperatura del fondo degli stessi *strippers*.

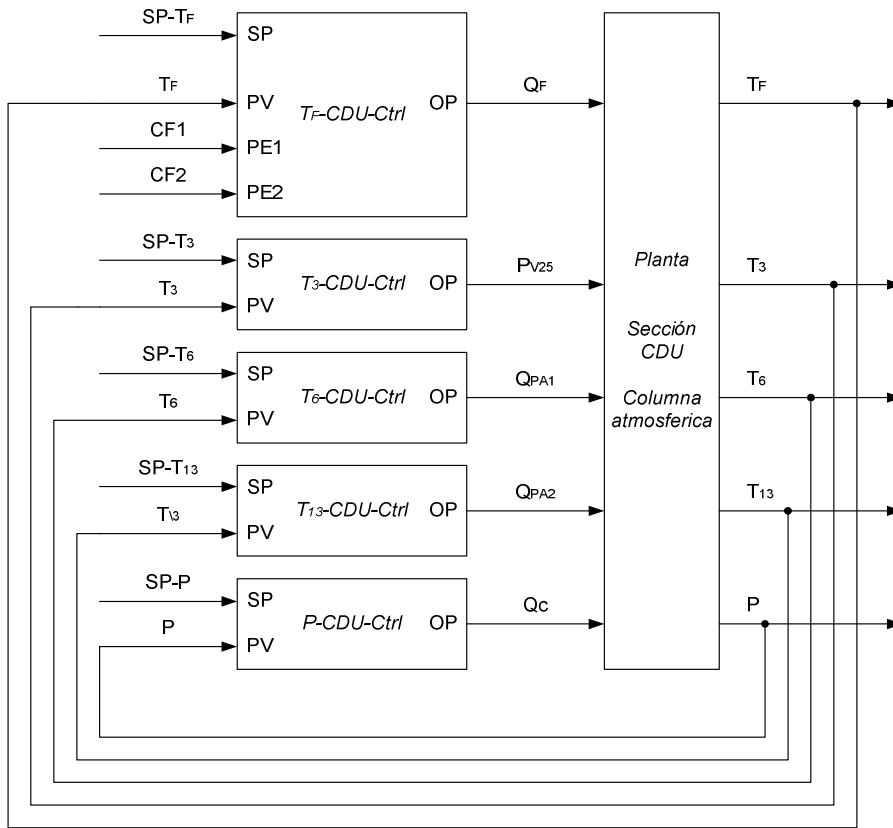


Figura 5.5-6 – Schema di controllo avanzato proposto per la sezione atmosferica (Colonna)

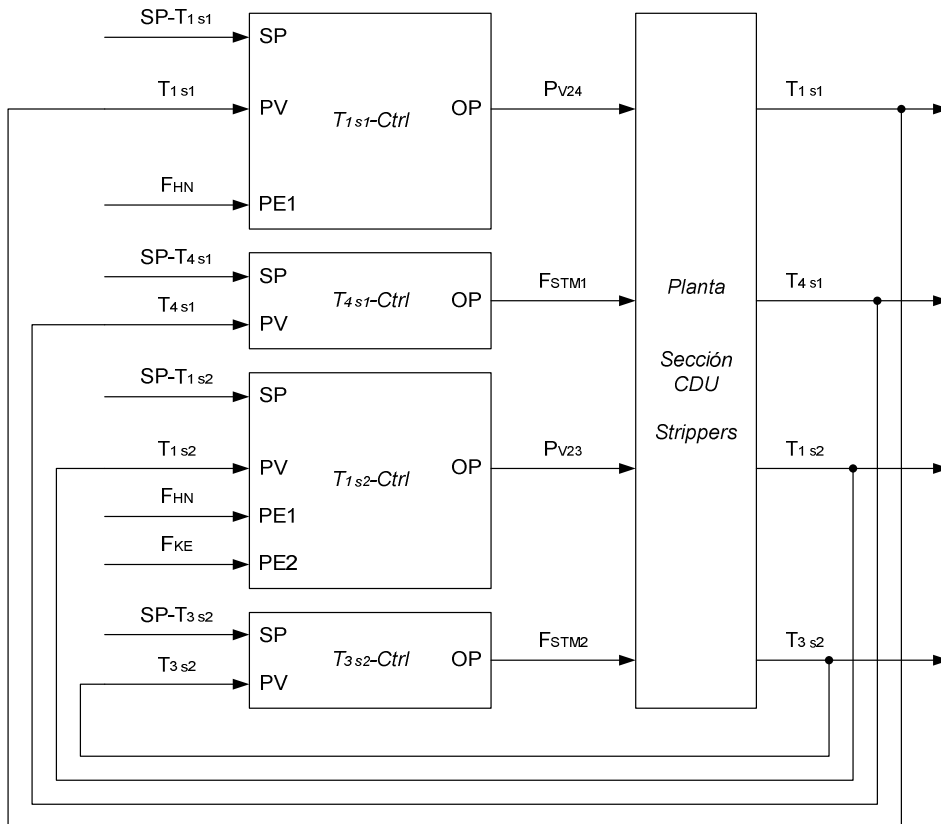


Figura 5.5-7 – Schema di controllo avanzato proposto per la sezione atmosferica (Strippers)

5.6. Osservazioni sulla struttura di controllo proposta

La struttura di controllo proposta è, come quella convenzionale basata in controllori PID, di tipo decentralizzato, e pertanto, conserva tutti i vantaggi pratici di questo tipo di implementazione. Infatti, dal punto di vista del progetto e della manutenzione del sistema di controllo, si dispone di uno schema facilmente comprensibile dagli ingegneri di processo e dagli operatori che possono visualizzare chiaramente la dipendenza di una azione di controllo da un controllore.

Oltre a questo vantaggio significativo vantaggio, l'utilizzo dei controllori ADEX permette di considerare gli accoppiamenti tra le variabili del processo, normalmente sacrificati dagli schemi decentralizzati, direttamente a livello del controllore stesso. Ovvero, in uno schema decentralizzato classico, si decide di controllare le variabili di processo attuando su un numero uguale di variabili di manipolazione con una batteria di controllori SISO indipendenti. In questo caso quindi è necessario scegliere con cura le modalità secondo le quali si decide di chiudere anelli di controllo per fare in modo da limitare gli effetti dell'interazione tra le variabili del sistema. Nel caso in cui siano difficile il controllo senza disaccoppiamento si può pensare di inserire dei blocchi per la compensazione delle interazioni per migliorare il rendimento del sistema di controllo, pervenendo in effetti ad una struttura di controllo mista di tipo decentralizzato-centralizzato. Tali strutture di controllo rappresentano soluzioni *ad hoc* che richiedono di un grado di preparazione maggiore riguardo al progetto e alla manutenzione.

Con i controllori ADEX è possibile compensare l'effetto degli accoppiamenti senza la necessità dell'inserimento di blocchi disaccoppianti che complicano lo schema di controllo. Infatti è possibile considerare gli accoppiamenti a livello di modello del processo. Il risultato è un controllore MISO dove si considerano ingressi supplementari per tener conto degli accoppiamenti del sistema.

Si può notare come questo principio si applichi nella definizione della struttura di controllo dello schema di Figura 5.5-7. Appaiono quattro controllori per le quattro variabili di processo che si vogliono controllare (temperature degli strippers). Ogni controllore genera la azione di controllo necessaria per mantenere la rispettiva variabile sotto controllo, così come prevede una architettura decentralizzata. Ciò non ostante limitarsi a uno schema di questo tipo comporterebbe un controllo povero,

come dimostrato nella sezione 5.5.2. Pertanto si introducono come ingressi accessori al modello che descrive la dinamica delle variabili sotto controllo presente in ogni controllore quelle variabili che interagiscono con le variabili di processo considerate. In questo modo il controllore possiede l'informazione necessaria per pianificare la azione di controllo più opportuna tenendo conto delle interazioni, senza però la necessità di complicare lo schema di controllo. In questa prospettiva i controllori ADEX rappresentano una alternativa ai controllori PID, che a differenza delle soluzioni avanzate che si presentano nel mercato, non richiede la definizione di un blocco monolitico di controllo. Tali controllori risultano flessibili quanto i PID ma riescono a superarne i limiti senza la necessità di complicare il progetto della struttura di controllo.

5.7. Conclusioni

Nel capitolo è stato presentato la formulazione di una strategia di controllo avanzata basata su controllori adattivi predittivi. La strategia proposta è stata generata a partire dall'analisi della struttura del processo sotto controllo. Si è riusciti a mostrare che attraverso delle tecniche di analisi di iterazione utilizzate si può definire uno schema di controllo decentralizzato congruente con la natura del processo. In particolare si può osservare che tecniche basate in principi differenti come la SVD e la RGA arrivano allo stesso risultato. Le stesse tecniche permettono di giustificare schemi di controllo che sostituiscono sensori a dinamica lenta come gli analizzatori di composizione con sensori più rapidi come i sensori di temperatura. Nell'ultima parte del capitolo si descrivono le modalità di sintonia dei controllori adattivi predittivi impiegati secondo una metodologia che mira all'ottimizzazione tanto della sezione di preflash come della sezione atmosferica.

6.

Simulazione ed Analisi comparativa

Nel capitolo si presentano i risultati di simulazione riguardanti le strategie di controllo presentate nel Capitolo 5, su tali risultati si sviluppano poi delle analisi comparative. Inizialmente si introduce l'ambiente di simulazione che permette l'esecuzione simultanea dei controllori progettati e del modello dell'impianto descritto nel Capitolo 4. Successivamente si presentano delle simulazioni riguardanti la sezione di pre-flash dell'impianto sotto controllo convenzionale e sotto controllo adattivo-predittivo. Si presentano alcuni indici per la valutazione delle prestazioni e si giudica la qualità delle due strategie di controllo messe a confronto. Lo stesso tipo di analisi viene condotta poi sulla sezione di distillazione atmosferica.

6.1. Ambiente di simulazione

I vantaggi di poter contare su un modello rigoroso dell'impianto che si desidera controllare sono stati illustrati ampiamente nel Capitolo 4 dedicato alla modellazione. Il beneficio principale è che il modello può essere trattato praticamente come l'impianto reale col fine di svolgere prove e osservazioni sulle dinamiche principali del processo e grazie a ciò sviluppare la struttura di controllo che si ritiene migliore. Molti dei programmi di modellazione presenti nel mercato permettono di includere nello stesso ambiente anche le equazioni del controllo in modo da poter gestire una simulazione dell'impianto "completa". I *software* più avanzati mettono a disposizione anche delle librerie totalmente orientate al controllo. Lo svantaggio di un approccio simile è che quasi la totalità della programmazione inerente allo sviluppo dei controllori viene inevitabilmente persa quando si passa all'implementazione nel sistema reale. In questa tesi si propone una possibile soluzione per questo tipo di problematica. L'idea è sviluppare il controllo avanzato direttamente nella piattaforma progettata per la sua esecuzione reale (nel caso del controllo ADEX un calcolatore industriale), per poi connetterlo con l'impianto simulato. Questo è possibile e conveniente solo se si riesce a mascherare l'impianto simulato in modo che il controllore lo interpreti come reale.

Nel mondo industriale si è affermata la pratica di gestire la totalità dei segnali dell'impianto attraverso una base di dati (*database*) accessibile da tutti i dispositivi che fanno parte del sistema di acquisizione e controllo. In estrema sintesi il funzionamento di tale base di dati può essere così schematizzato:

- i sensori, o i dispositivi che si occupano delle misure di campo, a ogni opportuno intervallo di tempo pubblicano tali dati nel *database*;
- i controllori leggono le variabili condivise necessarie e calcolano le opportune azioni di controllo. Tali azioni di controllo vengono pubblicate a loro volta nella base di dati;
- gli attuatori, o i sistemi preposti al governo di questi, ad intervalli di tempo fissati si aggiornano rispetto alle variabili di controllo presenti nel *database*;
- i dati presenti nella base di dati servono anche per la supervisione da parte degli operatori.

Tutti i trasferimenti di dati tra componenti del sistema di acquisizione e controllo sono gestiti secondo un protocollo comune. Il protocollo di comunicazione che si è affermato come standard *de facto* nell'industria di processo è il protocollo OPC (*Object linking and embedding for Process Control* – Collegamento e impressione di oggetti orientata al controllo di processo). Risulta chiaro quindi che i controllori sono dal punto di vista delle comunicazioni solo delle periferiche che accedono alla base di dati di processo per leggere o scrivere variabili identificabili attraverso un codice identificativo (*tag*). Se il simulatore dell'impianto può pubblicare le variabili di interesse per il controllore attraverso un protocollo commerciale, come ad esempio OPC, questo appare al sistema di controllo esattamente come l'impianto reale. Per fare in modo che il sistema di controllo possa essere connesso all'impianto reale basterà che si usi lo stesso protocollo e gli stessi *tags* utilizzati per la simulazione. Lo svantaggio di un approccio di questo genere è che è necessario conoscere esattamente l'architettura di comunicazione del sistema dove si vuole installare il sistema di controllo e disporre di una copia fedele della base di dati del processo.

Un compromesso accettabile tra l'approccio classico e quello proposto è costituito dall'utilizzo di un *framework* comune tanto al simulatore dell'impianto come al controllore. Ovvero un ambiente che possa leggere e scrivere le variabili utilizzate da questi due componenti attraverso delle apposite librerie progettate per questo scopo. In questa tesi si è identificato Matlab/Simulink come *framework* comune tanto alla piattaforma di controllo ADEX come al simulatore Aspen. È da precisare che il ruolo di Simulink in questa tesi è solo quello di offrire al programma di simulazione (Aspen) e alla piattaforma di controllo (ADEX) uno spazio comune di comunicazione e scambio di dati. Simulink non entra in gioco praticamente mai per l'integrazione delle equazioni dei modelli specificati in Aspen e non aggiunge niente ai controllori utilizzati.

Lo schema di simulazione Simulink è presentato in Figura 6.1-1. Nella parte centrale della figura è presente un blocco denominato *Plant model* che rappresenta il modello dell'impianto. Questo blocco racchiude la funzione di comunicazione tra Simulink e l'ambiente di modellazione Aspen. A sinistra del blocco appena introdotto sono presenti due blocchi denominati rispettivamente *PFU Controllers* e *CDU Controllers* (Figura 6.1-2). Questi blocchi contengono le funzioni di comunicazione tra la piattaforma di controllo ADEX e Simulink. I riferimenti per i controllori vengono

generati da due blocchi Simulink denominati rispettivamente *PFU SPs Generator* e *CDU SPs Generator* (Figura 6.1-3). È anche presente un blocco denominato *PERTs Generator* la cui funzione è generare delle opportune sequenze di perturbazioni per valutare il sistema di controllo. Si utilizzano gli strumenti messi a disposizione da Simulink per registrare l'evoluzione delle variabili di processo durante la simulazione. Uno schema simile, che si limita ad acquisire le misure delle variabili del sistema, è utilizzato per registrare le prestazioni del sistema di controllo di base sviluppato interamente in Aspen.

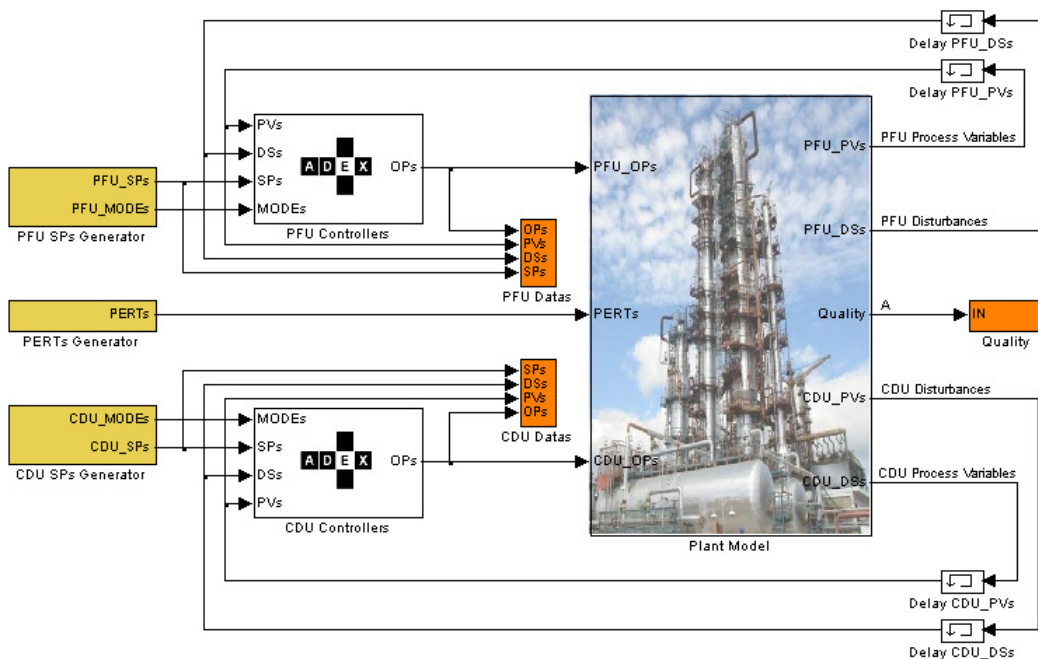


Figura 6.1-1 - Schema del simulatore utilizzato

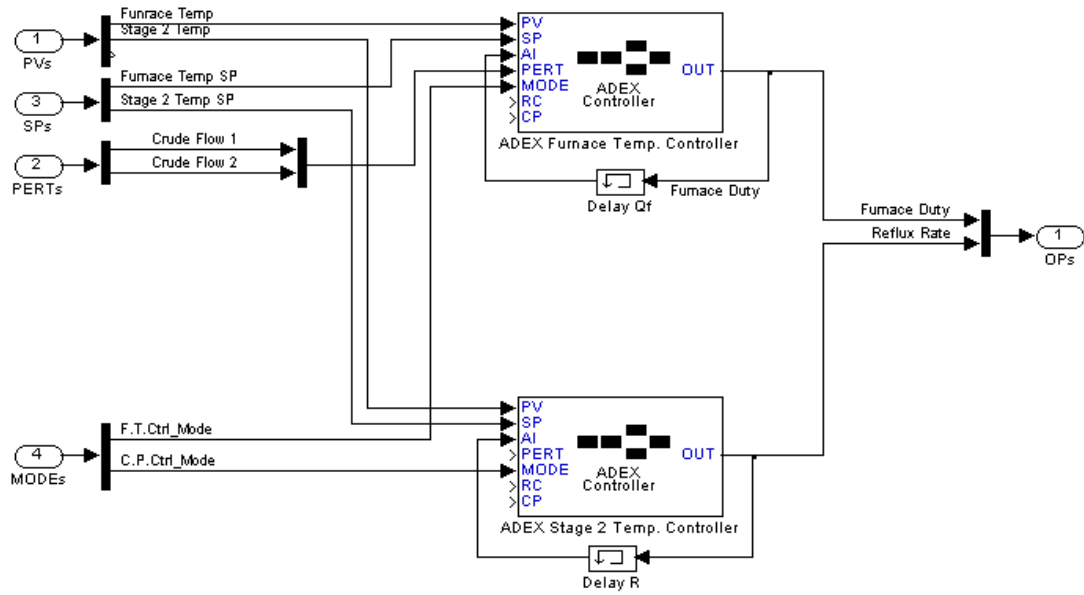


Figura 6.1-2 – Esempio della struttura dei blocchi della strategia di controllo avanzata (PFU Controllers e CDU Controllers)

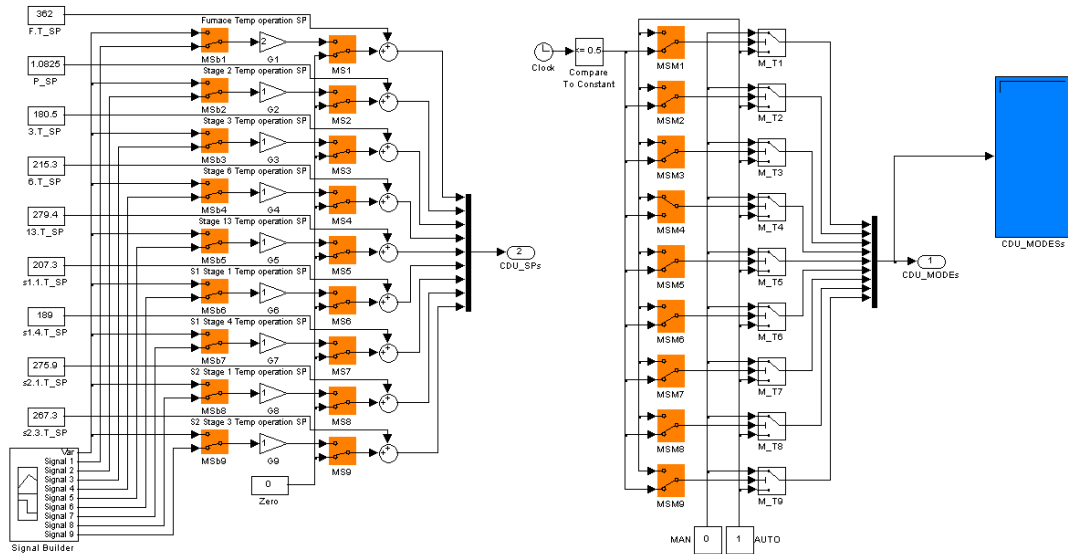


Figura 6.1-3 – Esempio dei blocchi per la generazione dei riferimenti e per l’abilitazione della strategia di controllo avanzato

6.2. Controllo della sezione di pre-flash

Con la finalità di valutare la qualità del controllo ottenuto si sceglie di eseguire una serie di simulazioni ognuna delle quali ha come obiettivo mettere in risalto un particolare dettaglio delle prestazioni dei controlli. I dati della simulazione del sistema di controllo avanzato vengono confrontati con quelli ottenuti dalla simulazione nelle stesse condizioni del sistema di controllo convenzionale.

Per la valutazione della risposta a cambi di riferimento si considera una sequenza per i set-point di temperatura del forno e di temperatura del secondo piatto della colonna. La prova è svolta modificando i riferimenti un controllore alla volta per verificare anche l'influenza del cambio di un set-point sull'altra variabile. Dalla condizione di equilibrio nel punto di operazione si richiede ad uno dei due controllori di incrementare la variabile di processo di 2°C. Dopo un intervallo di un ora si riporta il sistema alla temperatura originale. La sequenza di scalini successivamente si ripete nel senso opposto, ovvero si richiede una diminuzione di 2°C seguita da un incremento della stessa quantità fino a riportare il sistema nel suo punto di operazione ottimale.

I risultati del cambio di riferimento della temperatura del forno, assieme all'andamento della variabile di controllo si mostrano in Figura 6.2-1. Mentre nella Figura 6.2-2 si riporta il comportamento della temperatura del piatto 2 assieme alla sua variabile di controllo durante la stessa prova.

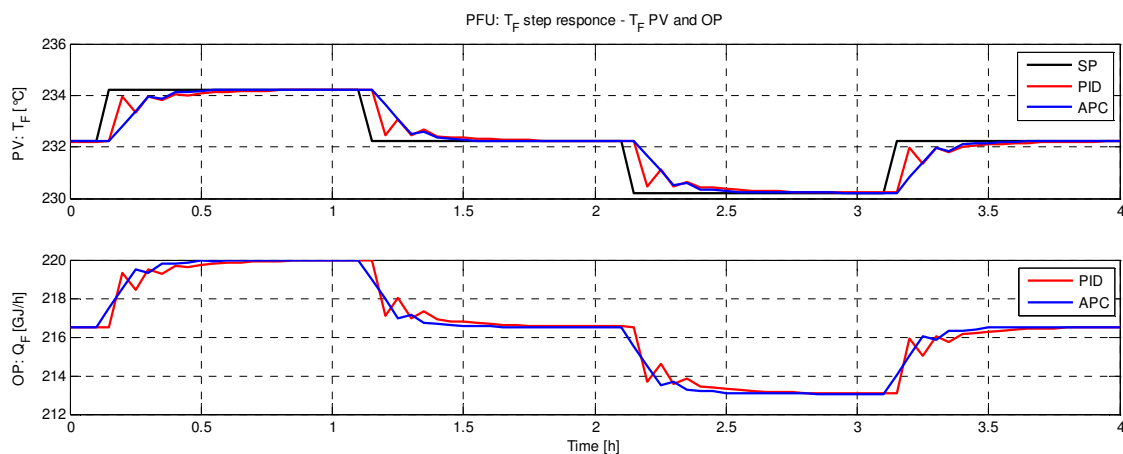


Figura 6.2-1 – Risposta della temperatura del forno di pre-flash ad un cambio di riferimento

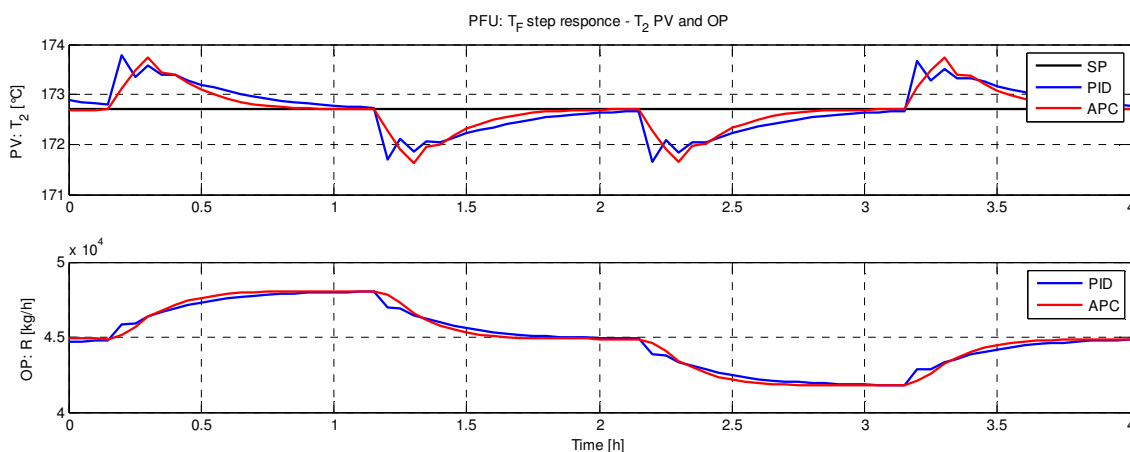


Figura 6.2-2 – Risposta della temperatura del piatto 2 ad un cambio di riferimento della temperatura del forno di pre-flash

La risposta della temperatura del secondo piatto della colonna alla stessa sequenza di cambi di riferimento si può osservare nella Figura 6.2-3. Le variazioni della temperatura del piatto 2 non influenzano la temperatura del forno di pre-flash.

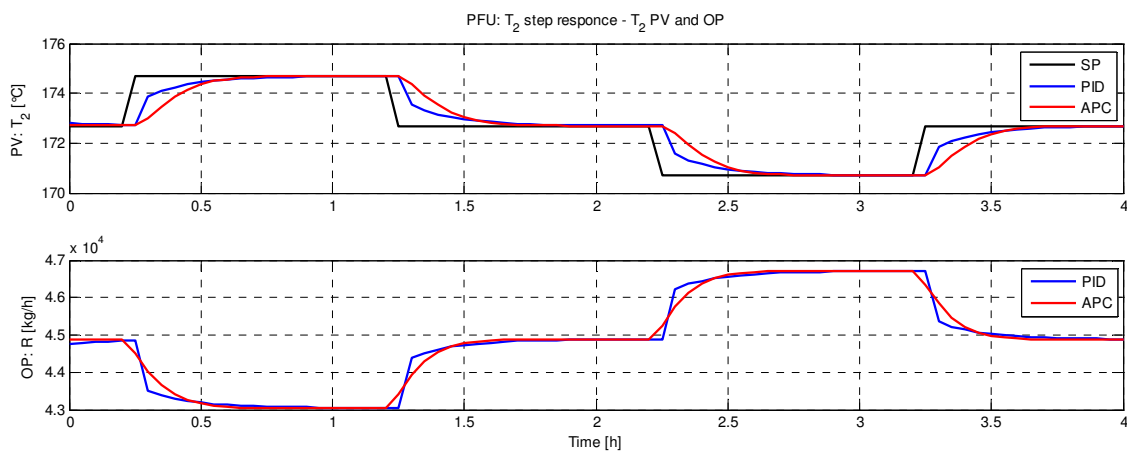


Figura 6.2-3 – Risposta della temperatura del piatto 2 ad un cambio di riferimento

Rispetto alla risposta a cambi di riferimento, le due strategie messe a confronto raggiungono sostanzialmente gli stessi risultati. Ciò nonostante la legge di controllo adattivo-predittivo permette di guidare le variabili di processo verso il riferimento in modo più regolare. Tale miglioramento è introdotto dalla ponderazione dell'azione di controllo. Si nota che è possibile raggiungere il riferimento in tempi uguali o più

brevi rispetto ad una strategia basata in PID diminuendo le richieste energetiche del forno di pre-flash.

Per valutare le prestazioni dei controllori rispetto a perturbazioni si considerano due sequenze di valori per le portate delle due qualità di greggio che si somministrano all'impianto. Per primo si valuta la risposta del sistema di controllo a fronte di un innalzamento del flusso di greggio del 10% rispetto al valore nominale. Gli andamenti delle due variabili di processo e delle rispettive variabili di controllo si riportano in Figura 6.2-4 per la temperatura del forno ed in Figura 6.2-5 per la temperatura del secondo piatto della colonna.

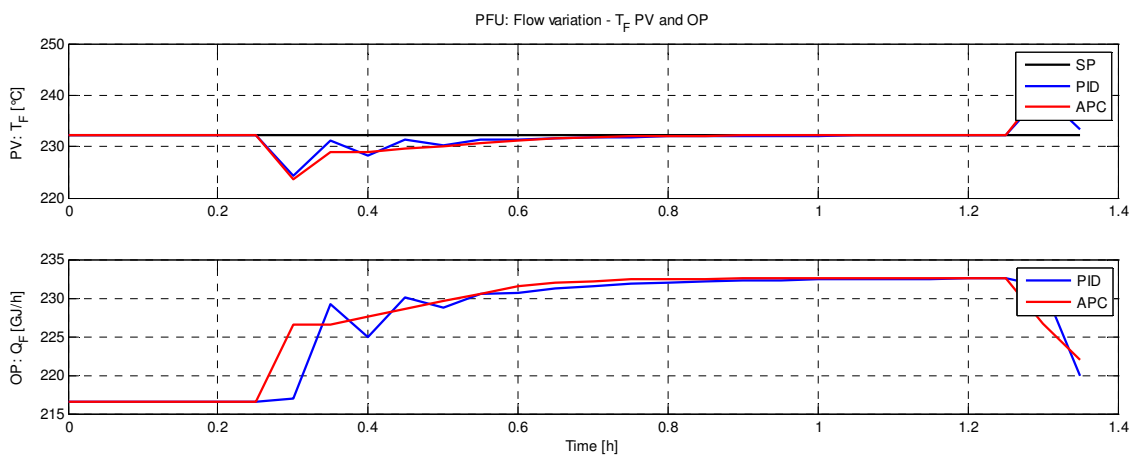


Figura 6.2-4 – Risposta della temperatura del forno di pre-flash ad un incremento di 10% del valore nominale della portata della carica che si presenta al tempo 0.2

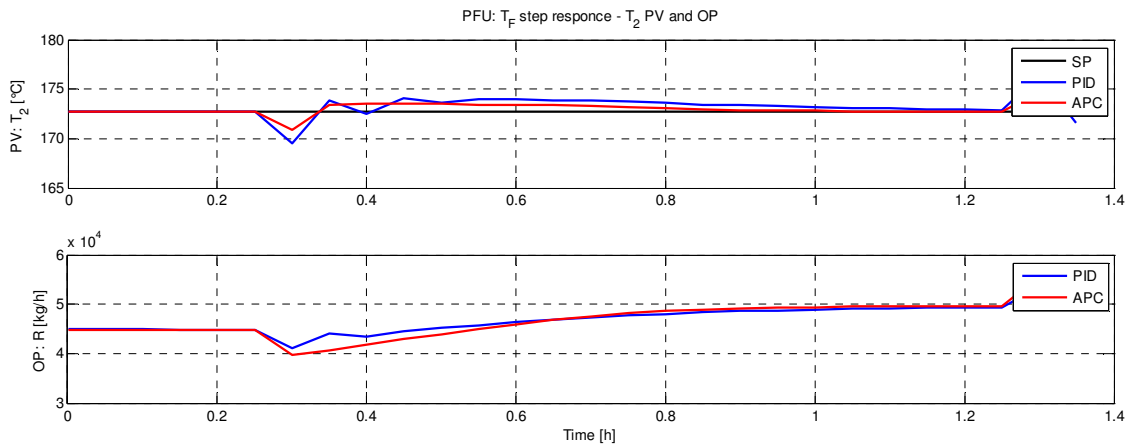


Figura 6.2-5 – Risposta della temperatura del secondo piatto della colonna ad un incremento di 10% del valore nominale della portata della carica che si presenta al tempo 0.2

Si prende in considerazione anche il caso in cui il *blend* cambi composizione. La simulazione svolta genera variazioni di composizione agendo sulla portata delle due qualità di greggio caricate. La sequenza di variazioni è riportata in Figura 6.2-6, mentre le risposte delle due variabili di processo sono riportate in Figura 6.2-7 ed in Figura 6.2-8.

Si nota che la variabilità del processo diminuisce significativamente nella strategia di controllo avanzata proposta. In particolare l'uso di differenti domini di operazione permette di utilizzare differenti azioni di controllo allo scopo di reagire rapidamente alle perturbazioni ed allo stesso tempo limitare la generazione di perturbazioni sulle altre variabili del sistema.

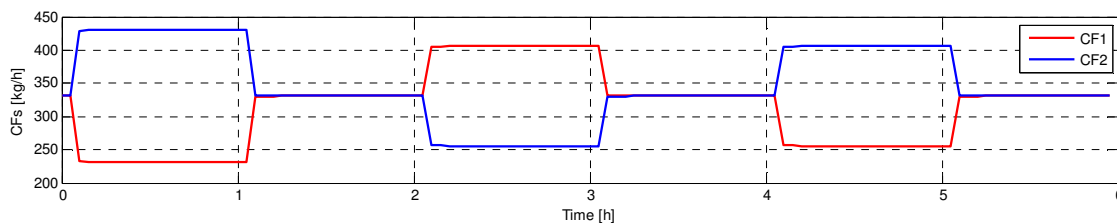


Figura 6.2-6 – Cambi di composizione simulati

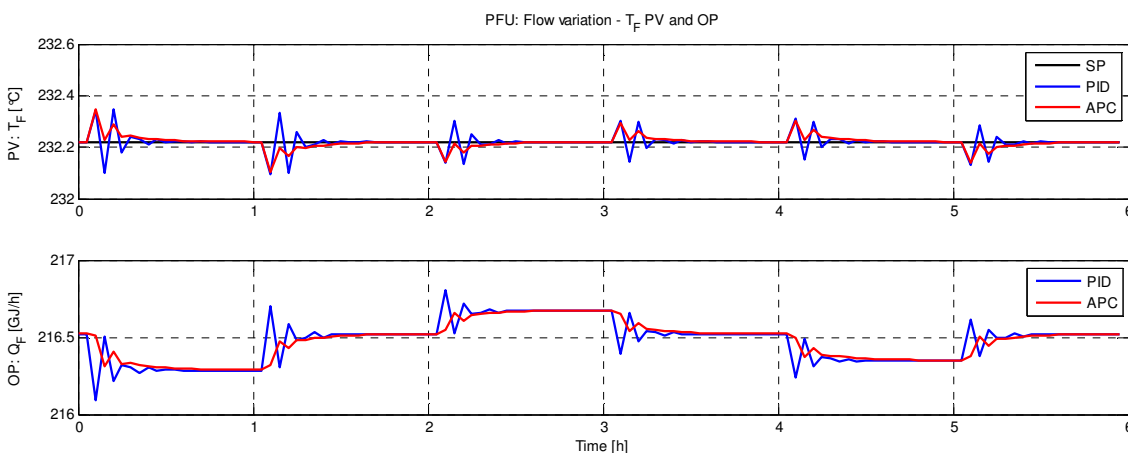


Figura 6.2-7 – Risposta della temperatura del forno PFU a cambi di composizione della carica

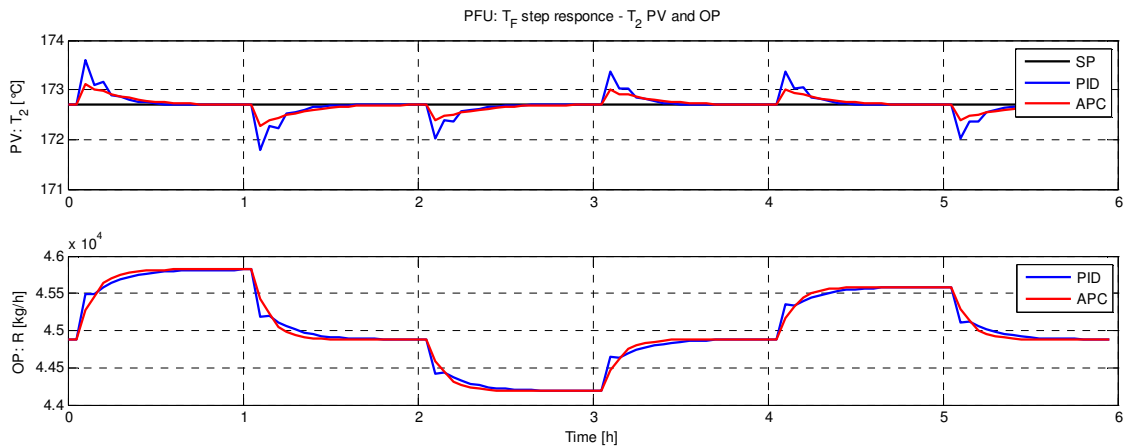


Figura 6.2-8 – Risposta della temperatura del piatto 2 a cambi di composizione della carica

6.3. Controllo della sezione atmosferica

Per la valutazione delle prestazioni del sistema di controllo progettato si effettuano una serie di simulazioni, ogni una della quali con la finalità di mettere in evidenza particolari situazioni del processo reale. I dati della simulazione del sistema di controllo avanzato si confrontano con i dati ottenuti utilizzando una strategia di controllo convenzionale. Considerata la quantità di variabili presenti nella sezione atmosferica dell'impianto di distillazione si è deciso di riportare solo i risultati ritenuti più significativi dal punto di vista dell'operazione dell'impianto stesso. Come si ha illustrato nel Capitolo 2, si valuta la qualità del frazionamento della carica in funzione dei punti di ebollizione dei prodotti ottenuti. In particolare si considerano i parametri di *gap-overlap* che si stabiliscono tra i punti di taglio dei distillati. Si ricorda che i parametri appena citati vengono influenzati particolarmente da variazioni di composizione di carica. Pertanto si sceglie di simulare esattamente tali condizioni con il fine di valutare le prestazioni del sistema di controllo. La sequenza di perturbazioni di composizione di carica che viene simulata si rappresenta in Figura 6.3-1, mentre le seguenti figure mostrano i valori di *gap-overlap* per i punti di taglio tra:

- Nafta pesante – Cherosene (Figura 6.3-2);
- Cherosene – Diesel (Figura 6.3-3);
- Diesel – Gasolio atmosferico (Figura 6.3-4);

- Gasolio atmosferico – Residuo atmosferico (Figura 6.3-5).

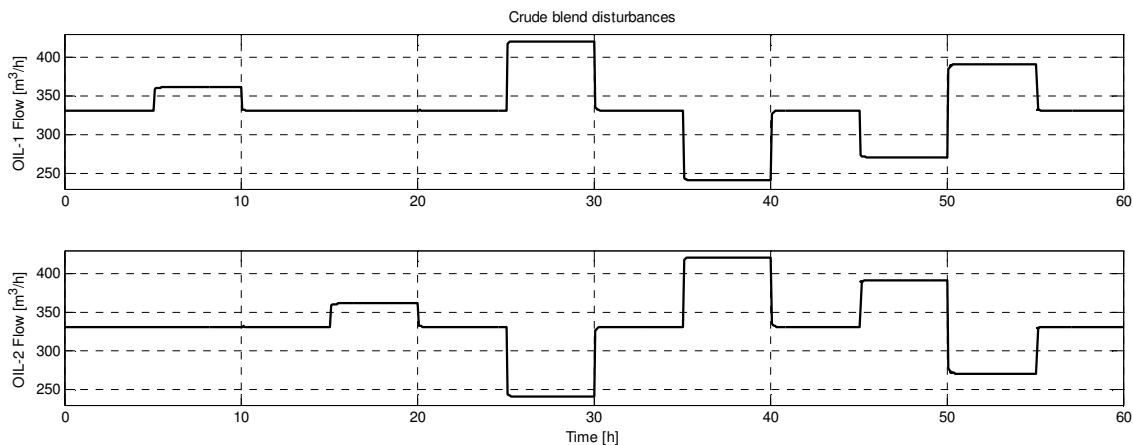


Figura 6.3-1 – Sequenza di perturbazioni di composizione di carica simulate

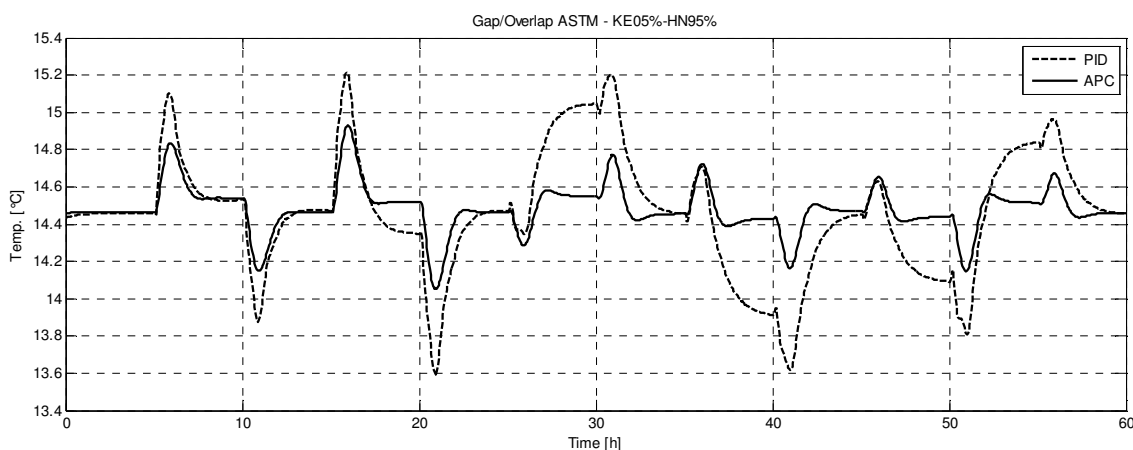


Figura 6.3-2 – *Gap-overlap* del taglio presente tra nafta pesante e cherosene – comparazione tra strategia convenzionale (PID) e strategia proposta (APC)

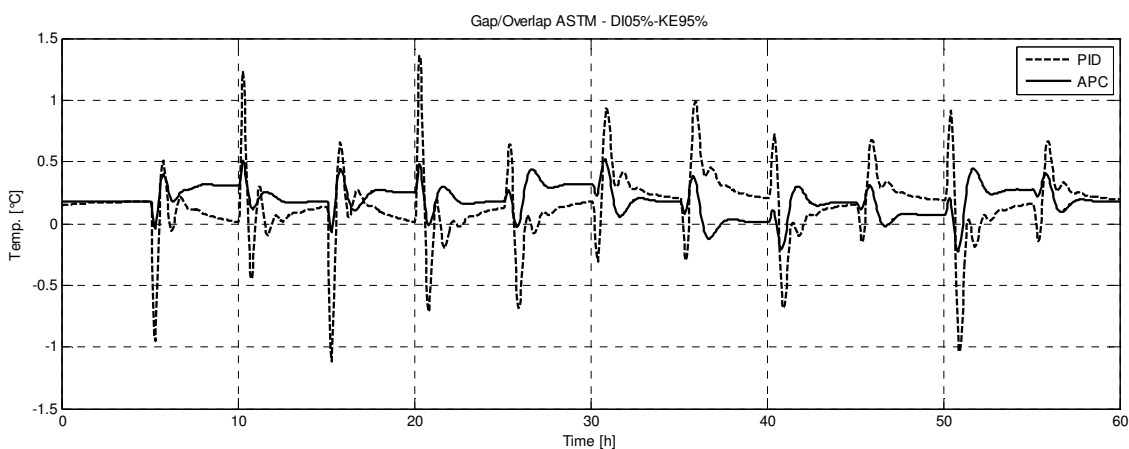


Figura 6.3-3 – *Gap-overlap* del taglio presente tra cherosene e diesel – comparazione tra strategia convenzionale (PID) e strategia proposta (APC)

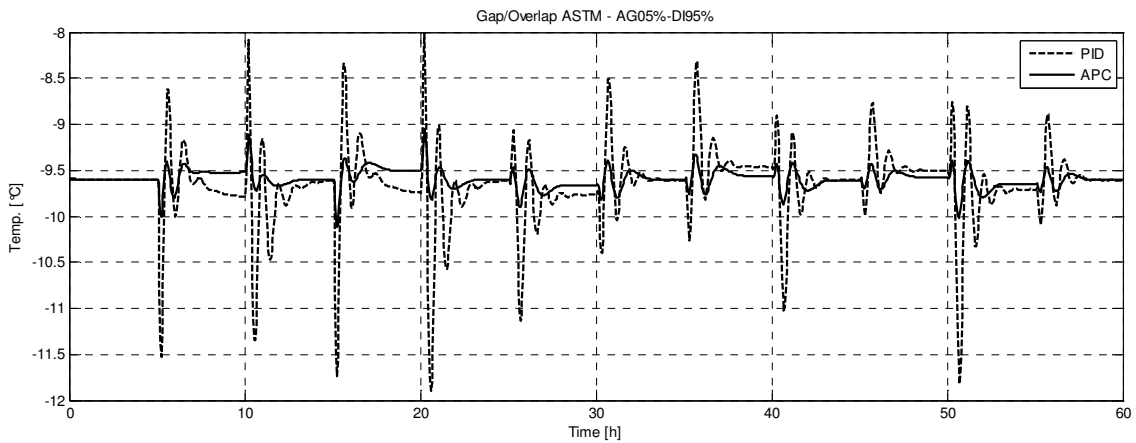


Figura 6.3-4 – Gap-overlap del taglio presente tra diesel e gasolio atmosferico – comparazione tra strategia convenzionale (PID) e strategia proposta (APC)

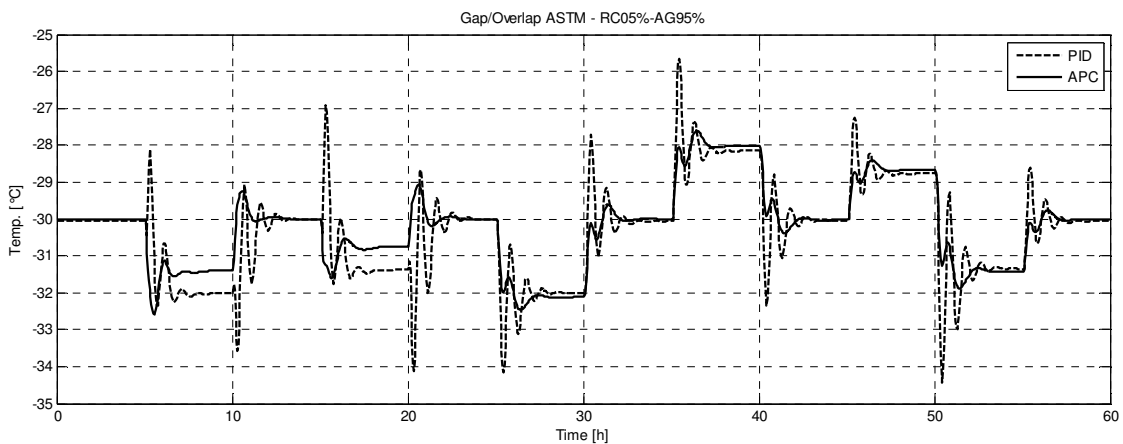


Figura 6.3-5 – Gap-overlap del taglio presente tra gasolio atmosferico e residuo atmosferico – comparazione tra strategia convenzionale (PID) e strategia proposta (APC)

Come si può osservare si riesce a raggiungere un sostanziale miglioramento tanto in termini di diminuzione della variabilità del processo come in termini di accorciamento del tempo di stabilizzazione a fronte di variazioni repentine di carica. Tali miglioramenti si quantificano in termini di:

- diminuzione della varianza dei segnali considerati;
- intervallo di tempo durante il quale la variabile considerata (gap-overlap) resta fuori di una banda di valori ammissibili.

I risultati si riassumono nella Tabella 6-1.

Corte	Media		Varianza		Intervallo di Gap-Overlap ammissibile	Tempo fuori della banda (ore)	
	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

Tabella 6-1 - Comparazione tra le strategie simulate

Le ragioni di un miglioramento tanto evidente si possono attribuire tanto alla struttura di controllo proposta come alla legge di controllo utilizzata. Per quanto riguarda il controllo del profilo di temperatura della colonna di distillazione, si può notare dall'analisi degli andamenti inerenti al controllo di temperatura dei piatti controllati attraverso i *pumparound* che l'effetto delle perturbazioni è attenuato significativamente. I risultati del controllo del profilo si mostrano nella Figura 6.3-6 e nella Figura 6.3-7.

Il miglioramento del controllo della colonna è anche da attribuirsi alla legge di controllo utilizzata, la quale è basata sostanzialmente sul principio del controllo predittivo unito ad un meccanismo di adattamento. Tale conclusione si può trarre dall'analisi delle curve nelle prime venti ore di simulazione, nelle quali vengono introdotte perturbazioni riguardanti cambi di composizione. In questa situazione, si stanno di fatti simulando alterazioni dei parametri delle proprietà fisiche della carica, senza alterare altre condizioni di operazione come il flusso della carica, la pressione di immissione del greggio e la temperatura. Il miglioramento del rendimento del sistema di controllo rispetto ad una strategia basata su controllori PID resta evidente nella riduzione dell'ampiezza delle oscillazioni e del tempo di stabilizzazione. Considerato che le condizioni operative restano sostanzialmente costanti durante la simulazione dei cambi di composizione si può supporre che il merito di questo miglioramento è dovuto quindi al meccanismo di adattamento.

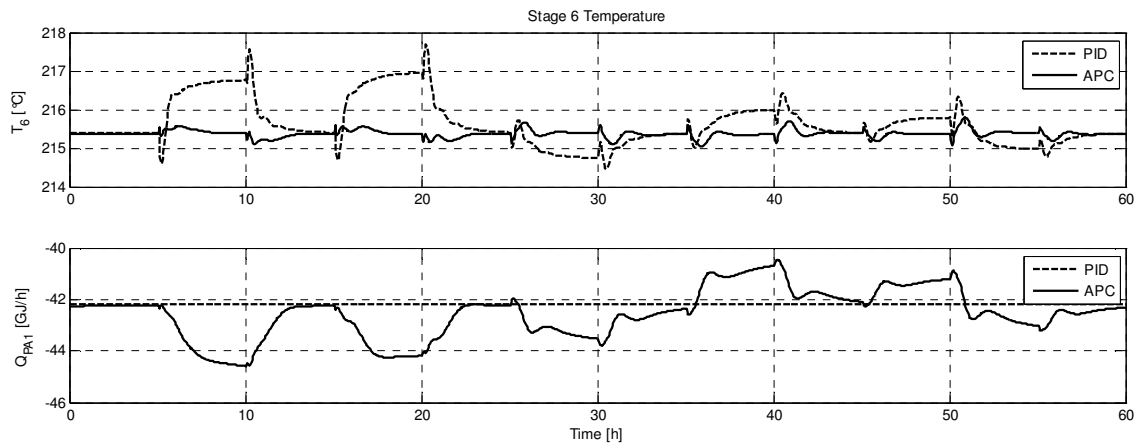


Figura 6.3-6 – Controllo della temperatura del piatto 6 della colonna atmosferica

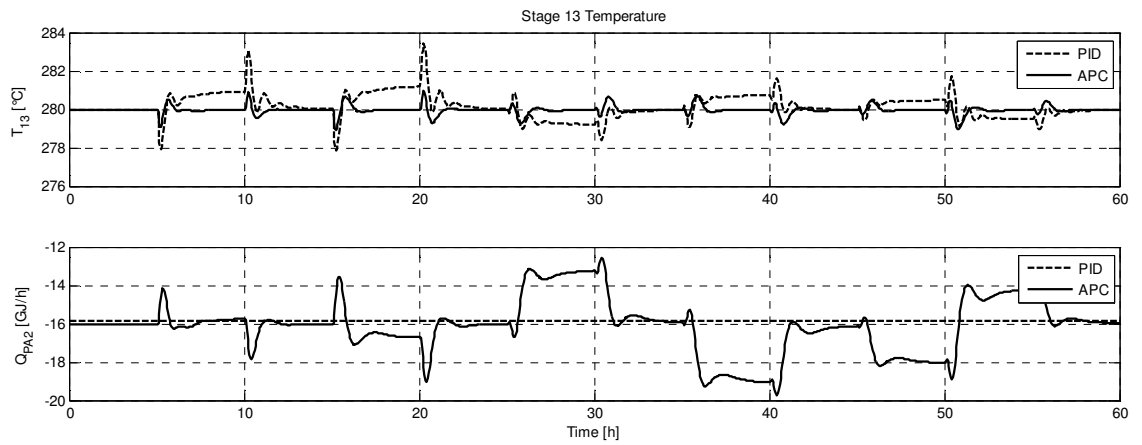


Figura 6.3-7 – Controllo della temperatura del piatto 13 della colonna atmosferica

7.

Conclusioni e sviluppi futuri

In questo capitolo si presentano le conclusioni del presente lavoro di tesi. Vengono presentati anche possibili sviluppi futuri.

7.1. Conclusioni

Il presente lavoro di tesi ha ottenuto multipli risultati tanto nell'area del controllo come nell'area della modellazione di processi. Sinteticamente tali risultati si riassumono in:

- Elaborazione di un modello rigoroso orientato al controllo adattivo predittivo di un impianto di distillazione atmosferica reale;
- Proposta di una strategia di controllo basata in una legge di controllo adattiva supportata da un metodo di sintesi dei controllori coinvolti in detta strategia;
- Valutazione dell'efficacia delle strutture di controllo che vengono riportate in letteratura mediante l'uso di tecniche derivate dalla matrice dei guadagni relativi (RGA) e tecniche basate nella scomposizione ai valori singolari (SVD) della matrice di trasferimento del processo;
- Proposta di un *framework* comune tanto agli strumenti di simulazione come agli strumenti di controllo, che permette la diminuzione del *time to market* del progetto di automazione.

Rispetto al primo risultato della tesi si può concludere che la applicazione di modelli rigorosi nell'area del controllo e della supervisione di processo è fattibile tanto per le finalità di analisi come per quelle di progetto della struttura di controllo. Dall'analisi dei risultati che riguardano le prestazioni della strategia di controllo proposta si può concludere che il controllo adattivo predittivo è una valida alternativa alle strategie convenzionali specialmente in quei casi dove si operano processi varianti nel tempo.

In base agli stessi risultati si può concludere che anche gli strumenti di analisi utilizzati, come ad esempio le tecniche RGA y SVD, costituiscono dei validi aiuti nella fase preliminare del progetto del sistema di controllo. Si noti altresì la robustezza che tali metodi presentano rispetto a variazioni o incertezze sui dati nominali dell'impianto.

L'ultimo risultato ottenuto, vale a dire la realizzazione di un *framework* comune tanto agli strumenti di simulazione come agli strumenti di controllo, permette di affermare che è possibile diminuire il tempo di arrivo al mercato del prodotto di automazione.

7.2. Sviluppi futuri

Nel contesto del concetto di “impianto virtuale” si propongono come possibili lavori futuri:

- L’implementazione di un modello virtuale dell’impianto che prenda in considerazione aspetti relazionati con l’implementazione del sistema di supervisione e controllo. Per esempio il modello del sistema di condivisione di variabili basato su OPC può diminuire significativamente il tempo di implementazione;
- Lo sviluppo di algoritmi di prova per automatizzare il lavoro di modellistica;
- La valutazione dei parametri critici riguardanti il processo di modellazione. Vale a dire i parametri che influenzano maggiormente la qualità del modello.

Nel contesto del controllo adattivo predittivo esperto si propone di:

- Sviluppare algoritmi e modelli per la sintesi del blocco esperto;
- Dimostrare la stabilità di tali tecniche;

Bibliografía

(1996). In *Oil & Gas Journal Data Book* (pp. 265-330). Tulsa, Oklahoma, United States of America: PennWell Publishing Co.

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_aree/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 adaptivo predictivo modular y su aplicación en una estrategia avanzada de control. *Tesis de Maestría* . Monterrey, Nuevo León, Estados Unidos Mexicanos: Instituto Tecnológico y de Estudios Superiores de Monterrey.

Chang, J.-W., & Yu, C.-C. (1990). The relative gain for non-square multivariable systems. *Chemical Engineering Science* , 1309-1324.

CONPROCA. (1999). *Libros de Proyecto*.

Edgar, T. F. (2004). Control and operation: when does controllability equal profitability? *Computers and Chemical Engineering* , 41-49.

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?* Retrieved November 20, 2009, from 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*, pp. 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.

Luyben, W. L. (2005). Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns. *Journal of Process Control* , 115-134.

Magnani, G., Ferretti, G., & Rocco, P. (2007). *Tecnologie dei sistemi di controllo*. Milano: McGraw-Hill.

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.

Martín Sánchez, J. M., & Rodellar, J. (2005). *Control Adaptivo 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.

Nevado, A., de Mora, C., & Pastor, H. (2005). Control Adaptivo 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_ree/scienze_della_terra/enciclopedia/italiano_vol_2/089-104ITA3.pdf

Seaders, J., & Henley, E. (1998). *Separation process principles*. John Wiley and Sons.

Shinsky, G. F. (1984). *Distillation control*.

Shobrys, D. E., & White, D. C. (2001). Planning, scheduling and control systems: why cannot they work together. *Computers and Chemical Engineering* , 149-160.

Skogestad, S., & Postlethwaite, I. (2008). *Multivariable feedback control*. Chichester: Wiley.

Skogestad, S., & Wolff, E. A. (1992). Controllability measures for disturbance rejection. *IFAC Workshop on interactions between process design and process control*, (pp. 2-7). London.

Treccani. (2009). *Enciclopedia degli Idrocarburi*. Retrieved January 01, 2010, from Enciclopedia Treccani: http://www.treccani.it/Portale/sito/altre_ree/Tecnologia_e_Scienze_applicate/enciclopedia/

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.

Tyreus, B. D., & Luyben, W. L. (1992). Tuning PI controllers for integrator/dead time processes. *Ind. Eng. Chem. Res.* , 2628–2631.

Yu, C.-C., & Luyben, W. L. Control of Multicomponent distillation columns using rigorous composition estimators. *I. Chem. E. Symposium Series No.104*, (pp. A29-A69).

Appendice A

Algebra lineare

In questa appendice si richiamano alcuni concetti di algebra lineare relazionati con alcune tecniche di progetto della struttura di controllo, come ad esempio la decomposizione a valori singolari.

A.1. Pseudo-inversa

Data una generica matrice $\mathbf{A} \in \mathfrak{R}^{m \times n}$, con $m \neq n$, la matrice inversa non è definita. Risulta possibile tuttavia definire una classe di matrici, chiamate pseudo-inverse ed indicate dal apice \dagger , che sono il risultato della generalizzazione dell'operazione d'inversione matriciale normalmente definita per matrici quadrate ($m=n$).

Se la matrice \mathbf{A} ha rango pieno, ovvero $\rho(\mathbf{A}) = \min \{m, n\}$, è possibile distinguere due classi di matrici inverse generalizzate:

- Con $m < n$, l'inversa destra di \mathbf{A} è quella matrice $\mathbf{A}_d \in \mathfrak{R}^{n \times m}$ che rende vera l'identità:

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

- Con $m > n$, l'inversa sinistra di \mathbf{A} è quella matrice $\mathbf{A}_s \in \mathfrak{R}^{n \times m}$ che verifica l'identità:

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

Due tra le possibili inverse generalizzate concepibili, sono di particolare rilevanza:

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

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

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

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

Queste particolari pseudo-inverse soddisfano le relazioni di Moore-Penrose:

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

Si noti che nel caso in cui la matrice presenti dimensioni uguali, la matrice pseudo-inversa si riduce alla tradizionale inversa.

A.2. Matrici come operatori lineari

L'equazione matriciale $y=Ax$ può essere interpretata alla luce dei concetti di spazio e sottospazio vettoriale. Lo spazio vettoriale \mathfrak{R}^n è l'insieme di tutti i vettori colonna (riga) con n componenti reali. Dati due spazi vettoriali $X \subseteq \mathfrak{R}^n$ e $Y \subseteq \mathfrak{R}^m$, aventi rispettivamente dimensioni n ed m , e dati due generici vettori $x \in X$ e $y \in Y$, la più generica trasformazione lineare tra gli spazi si può rappresentare attraverso l'operatore matriciale $A \in \mathfrak{R}^{m \times n}$, come segue:

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

Quindi una matrice può essere sempre interpretata come un operatore che trasforma un vettore x appartenente dallo spazio di "partenza" X allo spazio di "arrivo" Y mappandolo in un vettore y . Pertanto qualunque trasformazione lineare ha (almeno) una matrice che la rappresenta. Inoltre, qualunque matrice è la rappresentazione di qualche trasformazione lineare.

Esistono due sottospazi importanti associati alla matrice A : quello immagine (*range*) e quello nullo (*null*). Si definisce spazio immagine della trasformazione A , $R(A)$, (o spazio delle colonne) il sottospazio di Y definito dalla seguente proprietà:

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

Cioè è dato dalle combinazioni lineari delle colonne di A (tutti i possibili vettori Ax). Si definisce spazio nullo (*kernel o null-space*) della trasformazione A , $N(A)$, il sottospazio di X definito dalla seguente proprietà:

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

Il *null-space* rappresenta perciò tutti quei vettori di X che vengono trasformati nel vettore nullo di Y .

A.3. Decomposizione a valori singolari

La decomposizione a valori singolari (*Singular Values Decomposition - SVD*) permette di rappresentare una generica matrice $A \in \mathbb{R}^{m \times n}$ di rango $\rho(A) = k$, come il prodotto di tre matrici U , S e V dove:

- $V \in \mathbb{R}^{n \times n}$ è una matrice ortonormale, chiamata di rotazione d'ingresso;
- $U \in \mathbb{R}^{m \times m}$ è matrice ortonormale, chiamata di rotazione di uscita;
- $S \in \mathbb{R}^{m \times n}$ è matrice pseudo-diagonale, chiamata matrice dei valori singolari.

In formule risulta:

$$A = USV^T$$

In particolare la matrice S può assumere differenti strutture dipendendo dalle dimensioni m ed n e del rango k della matrice A . In generale vale la seguente partizione delle matrici U , S e V :

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

Si noti che se si considera la sola matrice S^1 questa è univocamente definita ed è diagonale e presenta sulla sua diagonale tutti i valori singolari ordinati in maniera decrescente.

La decomposizione in valori singolari esiste sempre ed è unica, salvo qualora siano presenti combinazioni lineari delle colonne di U e V con uguali valori singolari.

Le principali proprietà della decomposizione a valori singolari sono:

- Le colonne u_i della matrice U , con $i=1, \dots, k$, corrispondono ai valori singolari positivi e sono una base ortonormale per lo spazio immagine di A .

- Le colonne v_j della matrice V , con $j=k+1, \dots, n$, corrispondono ai valori singolari positivi e costituiscono una base ortonormale per il *null* di A .

La decomposizione a valori singolari consente anche di eseguire il calcolo della pseudo-inversa in modo semplice. Si dimostra che la decomposizione in valori singolari della pseudo-inversa A^\dagger della matrice A è:

$$\mathbf{A}^\dagger = \mathbf{V}\mathbf{S}^\dagger\mathbf{U}^T$$

Ora si noti che la operazione di pseudo-inversione della matrice S si ottiene sostituendo gli elementi non nulli di S , ovvero i valori singolari presenti sulla diagonale, ordinatamente con il loro reciproco. Quindi calcolando la SVD della matrice A si ottiene rapidamente anche la relativa matrice pseudo-inversa.

Appendice B

Misure di interazione tra variabili per sistemi MIMO

In questa appendice si richiamano i concetti relativi alle tecniche di misura dell'interazione tra variabili nei sistemi MIMO presentate nel Capitolo 5, si riporta anche un'appendice riguardante la scalatura delle variabili. Si presentano in dettaglio le proprietà notevoli che possono essere applicate per migliorare e giustificare i risultati di analisi.

B.1. Matrice dei guadagni relativi - RGA

Per sistemi descritti da una matrice di trasferimento G quadrata non singolare si definisce la matrice dei guadagni relativi (RGA) ad una pulsazione $\bar{\omega}$ fissata mediante la formula:

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

Si riassumono a seguito alcune proprietà della RGA.

Proprietà 1: Definito un vettore CS (*Column Sum*) che rappresenta la somma degli elementi delle colonne di Λ , il generico elemento $cs(i)$ è sempre uguale a 1. Lo stesso vale per un vettore RS (*Row Sum*) che rappresenta la somma degli elementi delle righe di Λ . Infatti vale che:

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

Ed inoltre:

$$G^{-1}G = I$$

Pertanto la proprietà 1 risulta dimostrata.

Proprietà 2: RGA è invariante rispetto alla scalatura degli ingressi e delle uscite. La scalatura delle variabili di ingresso (uscita) si può interpretare come una post (pre)-moltiplicazione di G per una matrice diagonale non singolare S_I (S_O).

Nel caso della scalatura degli ingressi vale:

$$G_{IS} = GS_I \quad \text{e che} \quad G_{IS}^{-1} = S_I^{-1}G^{-1}$$

Dalla quale segue che la RGA in questo caso è uguale a:

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

Ovvero che il generico elemento di Λ_{IS} è uguale al corrispondente elemento di Λ ottenuta senza scalatura delle entrate:

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

Nel caso delle scalatura delle uscite vale:

$$G_{OS} = S_O G \text{ e che } G_{OS}^{-1} = G^{-1}S_O^{-1}$$

Dalla quale segue che la RGA in questo caso è uguale a:

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

Proprietà 4: Ogni permutazione di riga o colonna della matrice di trasferimento G appare uguale nella RGA. Si considerino infatti due matrici di permutazione P_I e P_O le quali si applicano a G della seguente forma:

$$G_P = P_O G P_I$$

Vale che:

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

Quindi la NRG è:

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

B.2. RGA per sistemi non quadrati – NRG

Per sistemi descritti da una matrice di trasferimento G non quadrata, ovvero con numero di uscite (m) diverso dal numero di ingressi (n), si definisce la matrice dei guadagni relativi (NRG) ad una pulsazione $\bar{\omega}$ determinata mediante la formula:

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

Dove il simbolo \dagger rappresenta l'operazione di inversione della matrice G nel senso di Moore-Penrose.

Si definisce per la matrice Λ^\dagger la somma di elementi per riga RS (*Row Sum*) come:

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

Il generico elemento $rs(i)$ può essere ottenuto direttamente dal' i -esimo elemento della diagonale della matrice GG^\dagger , in quanto:

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

In forma del tutto simile, si definisce la somma di elementi per colonne CS (*Column Sum*) come:

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

Proprietà 1: Il generico elemento $cs(i)$ può essere ottenuto direttamente dal i -esimo elemento della diagonale della matrice $G^\dagger G$, ed in particolare è sempre uguale a 1. Infatti vale che:

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

Ed inoltre:

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

Pertanto la proprietà 1 risulta dimostrata.

Proprietà 2: la somma degli elementi di CS è uguale al numero di colonne della matrice G . Lo stesso vale per la somma degli elementi di RS. In formule:

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

Proprietà 3: NRG è invariante rispetto alla scalatura degli ingressi, mentre varia a fronte di una scalatura delle uscite. La scalatura delle variabili di ingresso (uscita) si può interpretare come una post (pre)- moltiplicazione di G per una matrice diagonale non singolare S_I (S_O).

Nel caso della scalatura degli ingressi vale:

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

Dalla quale segue che la NRG in questo caso è uguale a:

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

Ovvero che il generico elemento di Λ_{IS}^\dagger è uguale al corrispondente elemento di Λ^\dagger ottenuta senza scalatura delle entrate:

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

Nel caso delle scalatura delle uscite vale:

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

Nel caso di scalatura delle uscite, in generale non si può fattorizzare S_O dalla NRG e per tanto non si verifica che $\Lambda_{OS}^\dagger = \Lambda^\dagger$.

Proprietà 4: Ogni permutazione di riga o colonna della matrice di trasferimento G appare uguale nella NRG. Si considerino infatti due matrici di permutazione P_I e P_O le quali si applicano a G della seguente forma:

$$G_P = P_O G P_I$$

Vale che:

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

Quindi la NRG è:

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

Proprietà 5: NRG è una generalizzazione di RGA in quanto se si considera un sistema quadrato l'operazione di pseudo-inversione si riduce all'operazione di inversione.

Proprietà 6: Gli elementi di NRG tendono all'infinito quando la matrice di trasferimento G del sistema tende ad essere singolare. Per tanto la NRG può essere usata anche come indice di controllabilità del sistema. Per la dimostrazione si veda (Chang & Yu, 1990).

B.3. Varianti iterative delle tecniche RGA e NRG

Quando le matrici che si vogliono analizzare sono di grandi dimensioni la lettura dei risultati delle tecniche RGA e NRG si complica. In (Skogestad & Postlethwaite, Multivariable feedback control, 2008) si dimostra che calcolando iterativamente la RGA di una RGA si può giungere in un numero limitato di iterazioni a una matrice che composta quasi interamente da zeri, la quale presenta elementi unitari solo in corrispondenza delle coppie entrata-uscita più adatte al controllo che verrebbero suggerite comunque dalla RGA. Ovvero, calcolare la RGA iterativa (*Iterative RGA* -

IRGA) semplifica la lettura dei risultati della RGA classica. Lo stesso si verifica per l'estensione a sistema non quadrati della RGA, ovvero la NRG.

B.4. Scalatura delle variabili

La scalatura delle variabili risulta molto importante nelle applicazioni pratiche. L'uso di variabili scalate rende più semplice tanto l'analisi come la sintesi dei controllori che si vogliono implementare. La scalatura consiste basicamente nel decidere quali sono gli intervalli entro i quali le variabili come azioni di controllo, variabili di processo e perturbazioni si muoveranno.

Si consideri il sistema non scalato:

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

dove simbolo $\hat{\cdot}$ rappresenta le variabili nelle unità di misura senza scalatura. (Skogestad & Postlethwaite, Multivariable feedback control, 2008) suggeriscono che una buona pratica è manipolare variabili con modulo più piccolo dell'unità. Ciò si può ottenere normalizzando ogni variabile per il massimo valore che ci si aspetta o per il massimo valore consentito. Per esempio per perturbazioni e variabili manipolabili si può usare:

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

Dove \hat{d}_{max} e \hat{u}_{max} rappresentano i valori massimi che rispettivamente il disturbo e la manipolazione possono assumere.

Per il riferimento, la variabile di processo e l'errore di controllo, le quali sono misurate con le stesse unità di misura, si può considerare la scalatura rispetto il

massimo errore di controllo consentito o il massimo cambio di riferimento che ci si aspetta. Per esempio:

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

Nel caso di sistemi MIMO è possibile che sia necessario normalizzare secondo differenti valori ogni variabile. Si possono quindi introdurre opportune matrici diagonali di scalamento per i vettori degli ingressi, delle uscite e delle perturbazioni, dove ogni elemento delle diagonali rappresenta il valore rispetto al quale normalizzare la corrispondente variabile. I vettori di variabili scalati si esprimono come:

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

E pertanto il modello del sistema scalato diventa:

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

Dove le matrici G e G_d equivalgono a :

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

Si ricorda che l'inversa delle matrici di scalamento si ottiene semplicemente sostituendo i termini della diagonale con i loro rispettivi reciproci.

B.5. Metodi di sintonia PID per impianti chimici

Il secondo metodo di Ziegler-Nichols è una tecnica euristica di sintonia per controllori PID basata nell'identificazione dell'intersezione del diagramma polare del processo con l'asse reale negativo (Magnani, Ferretti, & Rocco, 2007). Tale identificazione si svolge in anello chiuso e può essere svolta o attraverso un controllore PID privato delle azioni integrale e derivativa o attraverso di una retroalimentazione dotata di relè. Nel caso in cui si usi un controllore PID si tratta di portare il sistema al limite di stabilità aumentando gradualmente il guadagno proporzionale. Il guadagno in questione si conosce come guadagno limite (*ultimate gain*) K_u . A tale guadagno è associato un periodo di oscillazione T_u conosciuto come periodo limite (*ultimate period*). Noti tali valori si possono ottenere degli opportuni parametri K_p , T_i e T_d d'accordo alla Tabella .

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

Tabella B.1 - Tabella di Ziegler e Nichols (secondo metodo)

Tale tecnica presenta vari svantaggi:

- i controllori risultanti spesso presentano accettabili prestazioni rispetto al filtraggio di perturbazioni ma scarsi risultati di inseguimento del riferimento;
- in molti casi il controllo ottenuto si rivela eccessivamente aggressivo presentando oscillazioni inaccettabili per alcuni processi;
- il procedimento per portare il sistema al limite di stabilità richiede molta perizia da parte degli incaricati.

È anche possibile utilizzare un metodo di sintonia che non richieda di portare il sistema al limite di stabilità. Tale tecnica, la quale è anche totalmente automatizzabile, è la tecnica di retroalimentazione con relè. Anche questo metodo

permette di ottenere il punto di intersezione tra diagramma polare del processo e asse reale negativo con il fine di misurare i parametri K_u e T_u e quindi ottenere i coefficienti K_p , T_i e T_d . Rispetto al metodo basato sull'aumento graduale del guadagno di anello, tale procedimento risulta essere più sicuro, tanto da essere già implementato in molti controllori industriali come tecnica di auto-sintonia.

(Tyreus & Luyben, 1992) analizzando le problematiche di controllo che sorgono dall'applicazione delle regole di Ziegler-Nichols ai processi chimici, propongono di ridurre l'aggressività dei controllori ottenuti attraverso la sintonia ottenuta secondo la Tabella . Tale tecnica è preferita a quella di Ziegler-Nichols per la moderazione dell'azione di controllo che introduce, ciò nonostante spesso vengono introdotte penalizzazioni di uno o più dei tre effetti del PID per migliorare le prestazioni del controllo.

	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>	$0.45 K_u$	$2.2 T_u$	$T_u / 6.30$

Tabella B.2 - Tabella di Tyreus e Luyben

Appendice C

Unità di Misura

In questa appendice si riassumono le principali unità di misura utilizzate nell'ambito dell'industria petrolifera. Assieme a tali unità si forniscono tavole e formule di conversione per poter riportare i dati misurati alle unità del Sistema Internazionale di Misura.

C.1. Fattori di conversione per il greggio

Il petrolio greggio, ed i prodotti della raffinazione, sono normalmente misurati tanto per volume, in galloni o barili, come per peso, in tonnellate. La relazione tra volume e peso è usualmente misurata in densità. Questa è espressa secondo il sistema anglosassone o in alternativa secondo la gravità specifica. La quantità di prodotti raffinati si espressa in barili al giorno (bpd). Per le unità di volume si riporta una tabella di conversione.

	<i>Barile US</i>	<i>Litri</i>	<i>Galloni US</i>	<i>Galloni UK</i>	<i>Piedi cubici</i>	<i>Metri cubici</i>
<i>Barile US</i>	1	0,0063	0,0238	0,0286	0,1781	264,17
<i>Litri</i>	158,984	1	3,7854	4,5461	28,3173	1
<i>Galloni US</i>	42	0,2642	1	1,2009	7,4805	6,2898
<i>Galloni UK</i>	34,973	0,2199	0,8327	1	6,2288	219,97
<i>Piedi cubici</i>	5,6146	0,0353	0,1337	0,1605	1	35,315
<i>Metri cubici</i>	3,7854	1	0,0038	0,0046	0,02831	1

C.2. Potenza – Calore

	<i>british thermal unit per hour</i>	<i>foot pound force per minute</i>	<i>foot pound force per second</i>	<i>horsepower</i>	<i>kilocaloria all'ora</i>	<i>kilogrammo forza per metri al secondo</i>	<i>cavallo vapore</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.3. Lavoro – Energia – Calore

	<i>joule</i>	<i>cavallo vapore per ora</i>	<i>Kilocal.</i>	<i>kilowatt per ora</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. Pressione

	<i>pascal</i>	<i>bar</i>	<i>Atmosfera tecnica</i>	<i>Atmosfera metrica</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

Scala Kelvin (K)

da gradi Centigradi: $K = ^\circ\text{C} + 273,15$

da gradi Rankine: $K = 1,8 \cdot ^\circ\text{R}$

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

Scala centigrada ($^\circ\text{C}$)

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

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

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

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

da gradi Centigradi: $^\circ\text{F} = 9/5 \cdot ^\circ\text{C} + 32$

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

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

Scala Rankine ($^\circ\text{R}$)

da gradi Kelvin: $^\circ\text{R} = (5/9) K$

da gradi Centigradi: $^\circ\text{R} = 491,67 + (9/5) \cdot ^\circ\text{C}$

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

C.6. Potere calorifico

La caratteristica principale di un combustibile è il suo potere calorifico. Questo rappresenta la quantità di calore sviluppata nella reazione di combustione in condizioni standard predefinite. In genere viene misurato in kcal/kg per i solidi e liquidi, mentre per i gas si esprime con kcal/m³. Nella maggior parte dei combustibili, che contengono idrogeno, si distingue un potere calorifico superiore (che include il calore di condensazione del vapore d'acqua che si forma nella combustione) e un potere calorifico inferiore (che non considera tale calore). È inoltre usata come unità di misura del potere calorifico la quantità di petrolio equivalente (tep) che equivale a 107 kcal.

Glossario

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 liquido
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