



Corso Luigi Einaudi, 55 - Torino

Appunti universitari

Tesi di laurea

Cartoleria e cancelleria

Stampa file e fotocopie

Print on demand

Rilegature

NUMERO: 1576A -

ANNO: 2015

A P P U N T I

STUDENTE: Gemello

MATERIA: Controllo avanzato + Eserc. Prof.Fissore

Il presente lavoro nasce dall'impegno dell'autore ed è distribuito in accordo con il Centro Appunti.

Tutti i diritti sono riservati. È vietata qualsiasi riproduzione, copia totale o parziale, dei contenuti inseriti nel presente volume, ivi inclusa la memorizzazione, rielaborazione, diffusione o distribuzione dei contenuti stessi mediante qualunque supporto magnetico o cartaceo, piattaforma tecnologica o rete telematica, senza previa autorizzazione scritta dell'autore.

ATTENZIONE: QUESTI APPUNTI SONO FATTI DA STUDENTIE NON SONO STATI VISIONATI DAL DOCENTE.
IL NOME DEL PROFESSORE, SERVE SOLO PER IDENTIFICARE IL CORSO.

CONTROLLO AVANZATO

Laurea Magistrale in Ingegneria Chimica e dei Processi Sostenibili

Descrizione del corso

Il Corso di Controllo Avanzato ha come obiettivo quello di completare la formazione del futuro ingegnere chimico nel campo del controllo di apparecchiature e di processi chimici.

Nella parte introduttiva del corso verranno richiamati i concetti fondamentali relativi alla **dinamica** e al **progetto di controllori per sistemi SISO** (*Single Input-Single Output*) che lo studente ha avuto modo di apprendere nel corso di Laurea di I livello.

Nella prima parte del corso verrà completato lo studio dei sistemi SISO lineari prendendo in esame le tecniche di **identificazione di processo** che permettono di stimare i parametri della funzione di trasferimento di un processo senza utilizzare un modello matematico del processo stesso, ma mediante i risultati di una opportuna sperimentazione.

Seguirà l'esame dei **sistemi MIMO** (*Multiple Input-Multiple Output*) in cui si hanno più variabili da controllare e più variabili che si possono manipolare. Si prenderanno in esame sistemi lineari con controllori convenzionali de-centralizzati, costituiti da più anelli in retroazione in cui non si fa un esplicito uso del modello del processo per il calcolo dell'azione di controllo (il modello può essere utilizzato per il *tuning* del controllore).

Si affronterà quindi il problema dello studio della **dinamica** e del **controllo di sistemi non lineari**, mettendo in luce le principali differenze rispetto ai sistemi lineari e presentando le tecniche di controllo più diffuse in ambito industriale.

Si passerà quindi allo studio del **controllo di apparecchiature e di processi** dell'industria chimica (scambiatori di calore, evaporatori, cristallizzatori, colonne di distillazione, pompe, compressori, ...), esaminando i più comuni schemi di controllo e la documentazione che deve essere prodotta in fase progettuale (PFD, P&ID).

Si esamineranno quindi le tecniche di controllo in cui si fa esplicito uso del modello del processo per calcolare le azioni di controllo (**Model Predictive Control**).

Nella parte conclusiva del corso si affronterà lo studio dello *start-up* e dello *shut-down* di apparecchiature e processi.

Pre-requisiti

E' richiesta la conoscenza degli argomenti trattati nel corso di *Controllo e Strumentazione per i processi chimici* (Laurea di I livello). In particolare, è opportuno che gli studenti iscritti al corso abbiano una conoscenza dei seguenti argomenti:

- trasformata di Laplace;
- funzione di trasferimento;
- dinamica di sistemi di ordine 1, 2 e superiore;
- sistemi di controllo *feedback*: funzione di trasferimento ad anello chiuso, equazione caratteristica, stabilità, funzioni di trasferimento di controllori P, PI e PID, tecniche di *tuning* dei controllori;
- sistemi di controllo avanzati: *feed-forward* e controllo in cascata.

Esercitazione progettuale

Il corso prevede una esercitazione finalizzata alla stesura di PFD e di P&ID di un processo industriale.

Tale esercitazione, che verrà svolta in gruppo e in aula, dovrà essere consegnata **entro e non oltre venerdì 16 gennaio 2015**, e la sua valutazione concorrerà alla formazione della valutazione finale dell'allievo.

La consegna dell'esercitazione in questione è necessaria per potere sostenere l'esame nell'Anno Accademico 2014-2015.

Si richiede che ciascun gruppo di lavoro consegni **in forma cartacea & in forma elettronica** (sul Portale della Didattica):

- *Process Flow Diagram*;
- *Piping & Instrumentation Diagram*;
- Descrizione (e motivazione) del sistema di controllo presentato nel *Process Flow Diagram*.

Gli studenti potranno prendere visione dei propri elaborati o al termine dell'esame scritto, o prendendo un appuntamento col docente a mezzo *e-mail*.

Valutazione

L'esame finale consisterà in una **prova scritta** della durata di 2 ore e prevederà la risoluzione di almeno 3 esercizi, di cui:

- almeno 1 esercizio sull'identificazione di processo con il metodo dei momenti o sullo studio della dinamica e progetto del controllore per sistemi MIMO;
- almeno 1 esercizio di stesura di un PFD per un semplice processo chimico;
- almeno 1 esercizio di lettura e comprensione di un P&ID.

Nel compito di esame l'allievo sarà chiamato a rispondere al almeno 1 domanda sugli argomenti teorici del corso.

Per sostenere l'esame scritto è **necessario** prenotarsi per mezzo del Portale della Didattica.

Durante l'esame **non** è consentito l'uso di libri ed appunti, computer, palmari, *tablet*, ...

Durante l'esame agli studenti **non** è consentito comunicare tra loro.

Nel caso in cui uno studente sia visto copiare e/o comunicare, esso sarà allontanato dall'aula e il suo elaborato non sarà valutato.

Alla prova scritta è necessario arrivare almeno 10 minuti prima dell'orario indicato sul Portale della Didattica, muniti di calcolatrice, penne, matita, gomma e fogli per la "brutta".

Gli scritti d'esame saranno visionabili prendendo un appuntamento col docente a mezzo *e-mail*, o in data che verrà concordata in occasione dell'esame scritto.

La valutazione dell'esame scritto, nel caso in cui essa sia sufficiente (> 18), sarà corretta sulla base della valutazione dell'esercitazione. La valutazione finale sarà costituita per l'85% dal voto dell'esame scritto e per il 15% dal voto dell'esercitazione.

E' possibile ripetere l'esame scritto qualora non riteniate adeguata la valutazione. Non è però possibile ripetere varie volte l'esame scritto per poi scegliere quello che ha portato alla valutazione più elevata, ovvero, nel momento in cui vi ri-presentate all'esame scritto, la valutazione precedente viene cancellata, indipendentemente dal fatto che il nuovo elaborato venga consegnato o no.

	8:30-10:00	10:00-11:30	11:30-13:00	13:00-14:30	14:30-16:00	aula
lunedì, settembre 29, 2014						A1
martedì, settembre 30, 2014						A1
mercoledì, ottobre 01, 2014						A1
giovedì, ottobre 02, 2014						25
venerdì, ottobre 03, 2014						
sabato, ottobre 04, 2014						
domenica, ottobre 05, 2014						
lunedì, ottobre 06, 2014						
martedì, ottobre 07, 2014						
mercoledì, ottobre 08, 2014						
giovedì, ottobre 09, 2014						
venerdì, ottobre 10, 2014						
sabato, ottobre 11, 2014						
domenica, ottobre 12, 2014						
lunedì, ottobre 13, 2014						
martedì, ottobre 14, 2014						A1
mercoledì, ottobre 15, 2014						A1
giovedì, ottobre 16, 2014						25
venerdì, ottobre 17, 2014						
sabato, ottobre 18, 2014						
domenica, ottobre 19, 2014						
lunedì, ottobre 20, 2014						A1
martedì, ottobre 21, 2014						
mercoledì, ottobre 22, 2014						
giovedì, ottobre 23, 2014						
venerdì, ottobre 24, 2014						
sabato, ottobre 25, 2014						
domenica, ottobre 26, 2014						
lunedì, ottobre 27, 2014						A1
martedì, ottobre 28, 2014						
mercoledì, ottobre 29, 2014						A1
giovedì, ottobre 30, 2014						
venerdì, ottobre 31, 2014						
sabato, novembre 01, 2014						
domenica, novembre 02, 2014						
lunedì, novembre 03, 2014						A1
martedì, novembre 04, 2014						
mercoledì, novembre 05, 2014						
giovedì, novembre 06, 2014						
venerdì, novembre 07, 2014						
sabato, novembre 08, 2014						
domenica, novembre 09, 2014						
lunedì, novembre 10, 2014						A1
martedì, novembre 11, 2014						
mercoledì, novembre 12, 2014						
giovedì, novembre 13, 2014						
venerdì, novembre 14, 2014						
sabato, novembre 15, 2014						
domenica, novembre 16, 2014						
lunedì, novembre 17, 2014						A1
martedì, novembre 18, 2014						A1
mercoledì, novembre 19, 2014						
giovedì, novembre 20, 2014						
venerdì, novembre 21, 2014						
sabato, novembre 22, 2014						
domenica, novembre 23, 2014						
lunedì, novembre 24, 2014						A1
martedì, novembre 25, 2014						A1
mercoledì, novembre 26, 2014						
giovedì, novembre 27, 2014						
venerdì, novembre 28, 2014						
sabato, novembre 29, 2014						
domenica, novembre 30, 2014						
lunedì, dicembre 01, 2014						A1
martedì, dicembre 02, 2014						A1
mercoledì, dicembre 03, 2014						
giovedì, dicembre 04, 2014						
venerdì, dicembre 05, 2014						
sabato, dicembre 06, 2014						
domenica, dicembre 07, 2014						
lunedì, dicembre 08, 2014						
martedì, dicembre 09, 2014						A1
mercoledì, dicembre 10, 2014						
giovedì, dicembre 11, 2014						
venerdì, dicembre 12, 2014						
sabato, dicembre 13, 2014						
domenica, dicembre 14, 2014						
lunedì, dicembre 15, 2014						A1
martedì, dicembre 16, 2014						A1
mercoledì, dicembre 17, 2014						
giovedì, dicembre 18, 2014						
venerdì, dicembre 19, 2014						
sabato, dicembre 20, 2014						
domenica, dicembre 21, 2014						
lunedì, dicembre 22, 2014						
martedì, dicembre 23, 2014						
mercoledì, dicembre 24, 2014						
giovedì, dicembre 25, 2014						

15+17 PERUCCA

CONTROLLO AVANZATO

SCRITTO + ESERCITAZ. DI GRUPPO

PRENDENDO UN'APPARECCHIATURA VOGLIO CONTROLLARE IL PROCESSO

ES: IN UN DISTILLATORE ^{L'OBIETTIVO DEL} CONTROLLO ^{E'} LA PUREZZA DEI PRODOTTI; CONTROLLO PORTA ACQUA-VAP, PRESSIONE, ALTEZZA LIQUIDO (NPSH), PORTATA BENZENE, ...

DISTINGUO TRA OBIETTIVO DEL CONTROLLO E LA VARIABILI DISPONIBILI NEL PROCESSO PER IL CONTROLLO (PORTATE)

SISTEMI MIMO → MULTIPLE INPUT
MULTIPLE OUTPUT

(LC) = CONTROLLO DI LIVELLO → CONTROLLO PORTATA DI BENZENE E TOLUENE
↳ CON UNA VALVOLA REGOLO

(TC) = CONTROLLO TEMPERATURA
↳ CONTROLLO PORTATA VAPORE

(FC) = CONTROLLO DI PORTATA → X LA PORTATA REIMMESSA IN COLONNA

(PC) = CONTROLLO DI PRESSIONE
↳ CONTROLLO DEGLI INCONDENSABILI

QUELLO CHE ACCADE IN UN ANELLO DI CONTROLLO HA CONSEGUENZE SUGLI ALTRI ANELLI

SE T COLONNA ↓ NON HO SEPARAZ. CORRETTA

↳ AUMENTO PORTATA VAP. → ↑ LIVELLO CONSENSATO

IN CONDIZ. STAZIONARIE: R COSTANTE

$$0 = Q_{0s} - C\sqrt{R_s}$$

VARIABILI DI SCARTO: $R' = R - R_s$

$$Q_0' = Q_0 - Q_{0s}$$

$$A_p \frac{dR}{dt} = Q_0 - Q_{0s} - (C\sqrt{R} - C\sqrt{R_s})$$

$$= Q_0' - C\sqrt{R} + C\sqrt{R_s}$$

EQUAZ. DIFF. NON LINEARE

VOGLIO VEDERE COME R E Q_0 VARIANO DAL VALORE STAZ. A CAUSA DI UN DISTURBO

APPROSSIMAZ:

SVILUPPO DI TAYLOR DEL 1° ORDINE

$$\sqrt{R} = \sqrt{R_s} + \frac{1}{2\sqrt{R_s}}(R - R_s)$$

$$A_p \frac{dR'}{dt} = Q_0' - C \frac{1}{2\sqrt{R_s}} R'$$

$$\frac{dR'}{dt} = \alpha Q_0' - \beta R'$$

$$\begin{cases} \alpha = \frac{1}{A_p} \\ \beta = \frac{C}{A_p 2\sqrt{R_s}} \end{cases}$$

HO OTTENUTO UN'EQUAZ. DIFF. LINEARE

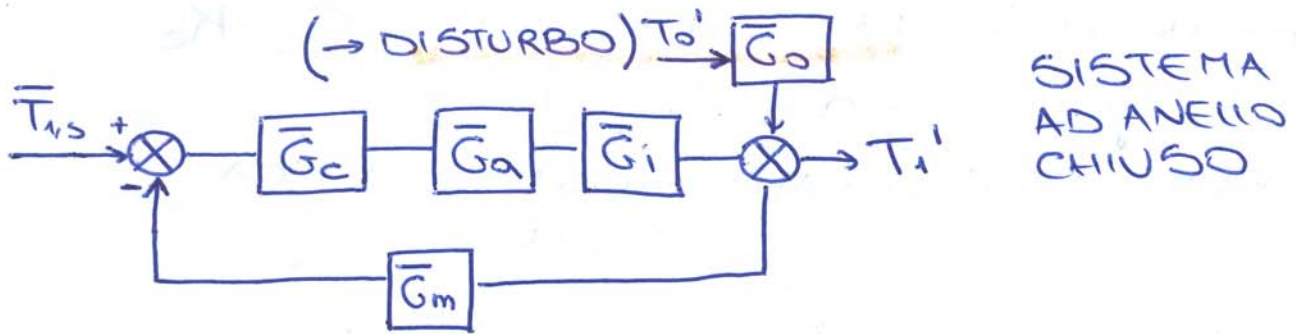
TRASFORMATA DI LAPLACE:

$$\frac{d\bar{R}'}{ds} = s\bar{R}' + \emptyset \quad \hookrightarrow \text{VALORE DELLA FUNZ AL } t = \emptyset$$

$$s\bar{R}' = \alpha \bar{Q}_0' - \beta \bar{R}'$$

$$(s + \beta)\bar{R}' = \alpha \bar{Q}_0' \Rightarrow \bar{R}' = \frac{\alpha}{s + \beta} \bar{Q}_0'$$

FUNZ. DI TRASFERIMENTO DEL SISTEMA
SIST. DEL 1° ORDINE



$\bar{G}_m = \bar{G}_a = 1$ \rightsquigarrow LI CONSIDERO MOLTO VELOCI O INCORPORATI NELLA FUNZIONE DI TRASF.
ATTUATORE
MISURATORE

\bar{G}_0, \bar{G}_i \rightarrow RICAVATI DAI BILANCI

\bar{G}_c \rightarrow PARAMETRI DEL CONTROLLORE

- SCELGO I PARAMETRI CHE GARANTISCONO LA STABILITA' DEL SIST. NEL TEMPO
- SCELGO I PARAMETRI CHE NON MI DIANO SOLO LA STABILITA' MA ALTRI RISULTATI NELLA DINAMICA COME LE SOVRAELONGAZ.

ANALISI DI STABILITA' DEL SISTEMA DALL'EQUAZ. CARATTERISTICA DEL SIST.

(OUTPUT LEGATO AGLI INPUT)

$$\bar{T}_1' = \frac{\bar{G}_c \bar{G}_i}{1 + \bar{G}_c \bar{G}_i} T_{1's} + \frac{\bar{G}_0}{1 + \bar{G}_c \bar{G}_i} T_0'$$

DEVO TROVARE I POLI $1 + \underbrace{\bar{G}_c \bar{G}_i}_{G_{OL}} = 0$ \leftarrow EQUAZ. CARATTERISTICA

- * METODO DI ROUGHT
- * ANALISI DEL LUOGO DELLE RADICI
- * ANALISI DELLA RISPOSTA IN FREQUENZA

IDENTIFICAZIONE DI SISO LINEARI

QUANDO NON ABBIAMO $G(s)$

METODI SPERIMENTALI

↳ FUNZIONE DI TRASFERIM.

* MODELLI A PRINCIPI PRIMI

* MODELLI EMPIRICI

↳ X PROCESSI POCO CONOSCIUTO

" " DIFFICILM. MODELLIZZABILI

X MODELLI MATEMATICI TROPPO
COMPLICATI

ES. COLONNA DISTILLAZIONE E' UN SIST. NON LINEARE (USO ASPEN)

$$y_i = \alpha x_i = \frac{P_{vi}}{P_i} x_i$$

NELL'IMPIANTO X TUNNEL RAFFREDDAM. AD ACQUA GICOLATA FACCIAMO SPERIMENTAZIONE QUANDO POSSO

SPERIMENTAZIONE

↳ SU SIST. PRECEDENTEMENTE ALLO STAZIONARIO

↳ VARIAZIONE A GRADINO

↳ " A IMPULSO (DELTA DIRAC)

↳ " A ONDA QUADRA

SE AD ESEMPIO FACCIAMO IMPULSO:



ASSOMIGLIA A 1° ORDINE CON RITARDO

POI DETERMINO PARAMETRI

CONFRONTO CON QUELLI CHE CONOSCO



SE NON ABBIAMO ORDINE 1, MA SUPERIORE:

$$g(s) = \sum_{j=0}^{\infty} (-1)^j \frac{s^j}{j!} m_j$$

\downarrow
 \leftarrow MOMENTO DI ORDINE j

Σ DI TERMINI CON I \neq MOMENTI

PROCEDIM:

* RICAPO K (GUADAGNO) = $\lim_{s \rightarrow 0} g(s) = m_0$

* INTRODUCO MOMENTI RIDOTTI

$$M_j = \frac{m_j}{K} = \frac{m_j}{m_0}$$

* TROVO $g^*(s)$

* POI EQUAGLIO E OTTENGO a_1, a_2, \dots

SI PUO' ANCHE FAR VARIARE u IN MODO CASUALE, HA IL VANTAGGIO CHE POSSO FARLO DURANTE IL FUNZIONAMENTO

1) IMPULSO

2) GRADINO

3) u CASUALE

① $Y(s) = G(s) \cdot u(s)$

$Y(s) = G(s)$

$Y(t) = G(t)$

$$G(s) = \sum_{i=0}^{\infty} \frac{(-i)^i s^i}{i!} m_i$$

$$= m_0 - s m_1 + \frac{1}{2} s^2 m_2 + \dots$$

$$G(s) = \int_0^{\infty} e^{-st} G(t) dt$$

$$= \int_0^{\infty} \sum_{i=0}^{\infty} \frac{(-st)^i}{i!} G(t) dt$$

$$= \sum_{i=0}^{\infty} \frac{(-1)^i s^i}{i!} \underbrace{\int_0^{\infty} t^i G(t) dt}_{m_i}$$

MA NOI LO VOGLIAMO NELLA FORMA

$$G(s) = \frac{K}{a_n s^n + \dots + a_1 s + 1}$$

IN BASE ALL'ORDINE DEL MIO SISTEMA

PROBL: RUMORE DI MISURA RENDE DIFFICILE FARE LA DERIVATA PRIMA

② CON UN GRADINO $E \approx$, MA CALCOLI + DIFFICILI, POICHÉ $u(s) \neq 1$

$$y(t) = AK(1 - e^{-(t-t_0)/\tau})$$



A NOTO = AMPIEZZA GRADINO

K, τ LI OTTENGO CON UN BEST FIT

↳ ES: MINIMI QUADRATI

DIFFICILE CON RITARDO

X SIST. DEL 1° ORDINE + SEMPLICE:

* FACCIAMO SPERIMENTAZIONE

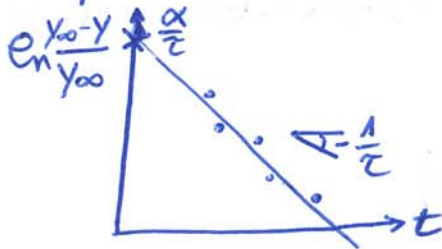
$$\lim_{t \rightarrow \infty} AK(1 - e^{-(t-t_0)/\tau}) = y_{\infty} = AK \Rightarrow K = \frac{y_{\infty}}{A}$$

$$y(t) = y_{\infty} (1 - e^{-(t-t_0)/\tau})$$

$$\frac{y_{\infty} - y}{y_{\infty}} = e^{-\frac{t-t_0}{\tau}}$$

$$\ln \frac{y_{\infty} - y}{y_{\infty}} = \frac{t-t_0}{\tau} - \frac{1}{\tau} t$$

CAMBIO DI VARIABILE



X ORDINI SUPERIORI MOLTO + COMPLESSO

SPERIMENTAZ. FACILE
CALCOLI DIFFICILI

SI PUÒ FARE IN FASE DI AVVIO O IN FERMO

ESERCITAZIONE 1

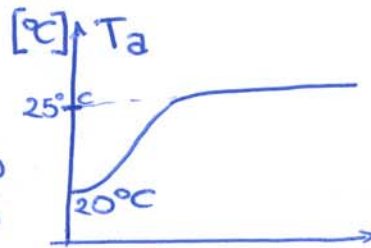
ESERCIZIO 1a

FACCIO GRADINO DI PORTATA DI ACQUA CALDA (u) E VALUTO QUANTO VARIA LA T DELL'AMBIENTE

$$y = T_a$$

$$u = Q$$

$$\begin{cases} 100 \text{ e/R} & t < 0 \\ 120 \text{ e/R} & t > 0 \end{cases}$$



GRADINO

$$K = \frac{\Delta y}{\Delta u} = \frac{5}{20} = 0,25$$

↑
GUADAGNO

SIST. LINEARE
 VARIA T PROPORZIONALE
 A VARIAZ. PORTATA

$$u' = u - u_s$$

$$y' = y - y_s$$

$$y'(s) = G(s) u'(s)$$

$$\Delta y = K \Delta u$$

$$y_\infty = y_0 + K \Delta u = 20 + 0,25 \cdot 60 = 30^\circ\text{C}$$

OK

NEL CASO CHE STIAMO APPENA ACCENDENDO IL TERMO E $T_a = 10^\circ\text{C}$ E SE SCALDO CON

$Q = 120 \text{ e/R}$, OTTENGO: → AUMENTO SEMPRE $\Delta T = 20^\circ\text{C}$

$$y_\infty = y_0 + K \Delta u = 10^\circ\text{C} + 0,25 \cdot 20 = 15^\circ\text{C}$$

↑
ESSENDO SIST. LINEARE

VEDIAMO CHE IL RITARDO È $\alpha = 2 \text{ ns}$

STUDIAMO QUINDI y PER $t > 2 \text{ ns}$

$$K = m_0 = \int_0^{\infty} g(t) dt = \int_0^{\infty} y(t) dt = \Delta t \left(\frac{y_2}{2} + \sum_{i=3}^{N-2} y_i + \frac{y_{N-1}}{2} \right)$$

$$K = 10,865$$

$$m_1 = \int_0^{\infty} t^* g(t) dt = \Delta t \left(\frac{y_2 \cdot 0}{2} + \sum y_i (t_i^* - 2) + \frac{y_{N-1} \cdot t_{N-3}}{2} \right)$$

PRENDIAMO $t^* = 0$ QUANDO $t = 2 \text{ ns}$

$$m_1 = 56,31$$

$$\tau = \mu_1 = \frac{m_1}{m_0} = \frac{56,31}{10,865} = 5,18 \text{ [ns]}$$

ESERCIZIO 2

2° ORDINE

$$G(s) = \frac{K}{a_1 s^2 + a_2 s + 1} = \frac{K}{\tau^2 s^2 + 2\tau\zeta s + 1}$$

$$G(s) = \int_0^{\infty} e^{-st} \cdot G(t) dt = \int_0^{\infty} \sum_{j=0}^{\infty} \frac{(-st)^j}{j!} G(t) dt$$

$$= \sum_{j=0}^{\infty} (-1)^j \frac{s^j}{j!} \underbrace{\int_0^{\infty} t^j g(t) dt}_{m_j}$$

$$\mu_j = \frac{m_j}{m_0}$$

$$G^*(s) = 1 - \mu_1 s + \mu_2 \frac{s^2}{2}$$

$$G^*(s) = \frac{G(s)}{K}$$

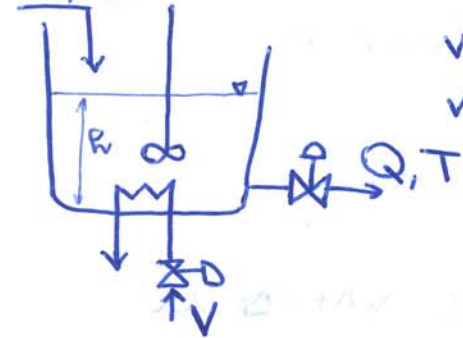
$$K = m_0 = 0,5 \cdot 1,957 = 0,9785 \approx 0,98$$

$$m_1 = 0,999 \rightarrow \mu_1 = \frac{m_1}{m_0} = 1,0166$$

$$\frac{1}{a_1 s^2 + a_2 s + 1} = 1 - \mu_1 s + \mu_2 \frac{s^2}{2}$$

SIST. MULTIVARIABILE LINEARI (MIMO)

Q_0, T_0 → DISTURBI



V. CONTROLLATE: T, R → INFLUENZA T_{REF}

V. MANIPOLABILI: V, Q
 ↳ PORTATA USCITA
 ↳ PORTATA VAPORE

MANIPOLO V X REGOLARE T
 " Q " " " R

C'E UN PROBLEMA: SE APRO Q X REGOLARE R
 VARIO IL BILANCIO DI ENTALPIA, CHE MI
 DETERMINA UN DISTURBO SU T

INTERAZ. TRA GLI ANELLI DI CONTROLLO

↑
SOLO PARZIALE: V NON INFLUENZA R

UN ALTRO ESEMPIO SONO I 2 RUBINETTI DELLA
 DOCCIA ACQUA CALDA/FREDDA CHE INFLUENZA
 PORTATA E TEMPERATURA

↓
INTERAZIONE COMPLETA

2 METODI X MIMO: ← STUDIATO DA NOI

1) UNIONE DI ≠ ANELLI SISO OPPORTUNAMENTE
CONFIGURATI E PROGETTATI → DECENTRALIZZATO

2) ALGORITMO COLLEGA TUTTO → MPC

(+ MODERNO) → $Q = f(T, R)$; $V = f(T, R)$
 CENTRALIZZATO

PROBLEMI:

1) INTERAZ. TRA ANELLI DI CONTROLLO SISO

2) CON QUALE V. MANIPOLABILE REGOLO V. CONTROLLATE?

↳ ACCOPPIAMENTO SISO ← ≠ ACCOPPIAMENTI
 POSSIBILI

$$\underbrace{(sI-A)^{-1}(sI-A)}_1 x(s) = (sI-A)^{-1} B u(s) + (sI-A)^{-1} \Gamma d(s)$$

$$Y(s) = C x(s) = [C (sI-A)^{-1} B] u(s) + [C (sI-A)^{-1} \Gamma] d(s)$$

VIA ANALITICA

$$\begin{cases} G(s) = C (sI-A)^{-1} B \\ G_d(s) = C (sI-A)^{-1} \Gamma \end{cases}$$

VIA SPERIMENTALE:

$$\begin{pmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \\ \vdots \end{pmatrix} = \underbrace{\begin{pmatrix} g_{11}(s) & g_{12}(s) & \dots \\ g_{21}(s) & & \\ \vdots & & \end{pmatrix}}_{G(s)} \begin{pmatrix} u_1(s) \\ u_2(s) \\ \vdots \end{pmatrix}$$

RICAVO TUTTI I $g_{ij}(s)$ UNO X UNO CON SPERIMENTAZIONE \approx SISO

POI DEVO FARE:

- 1) ANALISI STABILITÀ
- 2) PROGETTO CONTROLLARE
- 3) TROVO ACCOPPIAMENTO MIGLIORE

← DA MODELLO MATEMATICO

ACCOPPIAMENTI PAIRING

A VOLTE BASTA IL BUON SENSO

INTERAZIONI TRA I ≠ ANELLI DI CONTROLLO

- ↳ NON GRADITO
- ↳ SI CREA UN DISTURBO ULTERIORE

CERTO ACCOPPIAMENTO CHE MINIMIZZI INTERAZIONI

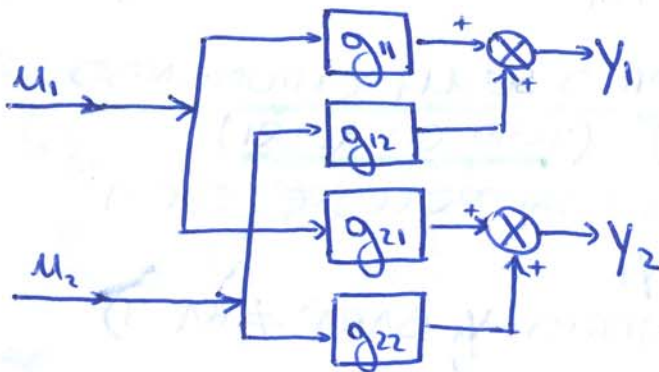
BASATO SULLA CONOSCENZA DELLA MATRICE DELLA FUNZIONE DI TRASFERIMENTO

↳ IN REALTÀ BASTANO I GUADAGNI

SISTEMA 2 X 2

$$\begin{pmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} g_{11}(s) & g_{12}(s) \\ g_{21}(s) & g_{22}(s) \end{pmatrix} \begin{pmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{pmatrix}$$

$$\begin{cases} Y_1(s) = g_{11}(s)U_1(s) + g_{12}(s)U_2(s) \\ Y_2(s) = g_{21}(s)U_1(s) + g_{22}(s)U_2(s) \end{cases}$$



SOSTITUISCO m_2 A U_1, U_2 ← OPEN LOOP

$$\begin{pmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} g_{11} & g_{12} \\ g_{21} & g_{22} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} m_1 \\ m_2 \end{pmatrix}$$

$$\begin{cases} Y_1 - Y_{1sp} = E_1 \\ U_1 = f(E_1) \end{cases} \leftarrow \text{DIPENDE DAL CONTROLLO} \begin{cases} Y_2 - Y_{2sp} = E_2 \\ U_2 = f(E_2) \end{cases}$$

SE λ_{11} VIENE UNITARIO, VUOLE DIRE $\Delta y_{12} = 0$,
 QUINDI NON C'È EFFETTO INDIRETTO ☺
 ↳ CASO MIGLIORE

SE λ_{11} VIENE = 0 NON VA BENE ☹

SE $\lambda_{11} > 1$ VUOLE DIRE Δy_{12} È OPPOSTO IN SEGNO
 A Δy_{1m} , MA $|\Delta y_{12}| < |\Delta y_{1m}|$ ☺

SE $\lambda_{11} < 0$ VUOLE DIRE CHE HANNO SEGNO OPPOSTO
 E L'EFFETTO INDIRETTO È $>$ IN MODULO ☹

SE $0 < \lambda_{11} < 1$ EFFETTI CONCORDI

DOVREMMO FARE \forall POSSIBILE ACCOPPIAM. λ_{ij}

$$\lambda_{ij} = \frac{\left(\frac{\partial y_i}{\partial m_j}\right)_{\text{OPEN LOOP}}}{\left(\frac{\partial y_i}{\partial m_j}\right)_{\text{TUTTI CHIUSI, ECCETTO } m_i}}$$

$$\sum_{i=1}^m \lambda_{ij} = \sum_{j=1}^m \lambda_{ji} = 1$$

QUINDI SE $\lambda_{11} = 0,7 \Rightarrow \lambda_{12} = 0,3$

↳ λ_{11} + VICINO A 1, QUINDI SCELGO 1-1

$$\text{RGA} = \begin{pmatrix} 0,7 & 0,3 \\ 0,3 & 0,7 \end{pmatrix}$$

MATRICI SIMMETRICHE

SE $\lambda_{11} = 1,2$

$$\text{RGA} = \begin{pmatrix} 1,2 & -0,2 \\ -0,2 & 1,2 \end{pmatrix} \text{ MEGLIO 1-1}$$

TEOREMA NIEDERLINSKI

- 1) $G(s)$ STABILE $\leftarrow \neq$ IPOTESI
- 2) $G(s)$ RAZIONALE
 \hookrightarrow NO RITARDI

3) n CONTROLLORI FEEDBACK PROPORZIONALE STABILI

$$N = \frac{|G(0)|}{\prod_{i=1}^m g_{ii}(0)}$$

INDICE DI NIEDERLINSKI

\rightarrow SE $N < 0$ IL SISTEMA È INSTABILE (CHIUSO)

NECESSARIO E SUFFICIENTE X SIST. 2 X 2

$$\varphi = \frac{K_{12} K_{21}}{K_{11} K_{22}}$$

$\rightarrow > 0$ STABILE
 $\rightarrow < 0$ INSTABILE

SI PUÒ USARE SOLO CON ACCOPPIAM. 1-1, 2-2

$$N = 1 - \varphi$$

X SIST. MAGGIORI $\rightarrow < 0$ INSTABILE
 SOLO CONDIZIONE $\rightarrow > 0$ NON LO SO
 SUFFICIENTE

MEGLIO NON USARE.

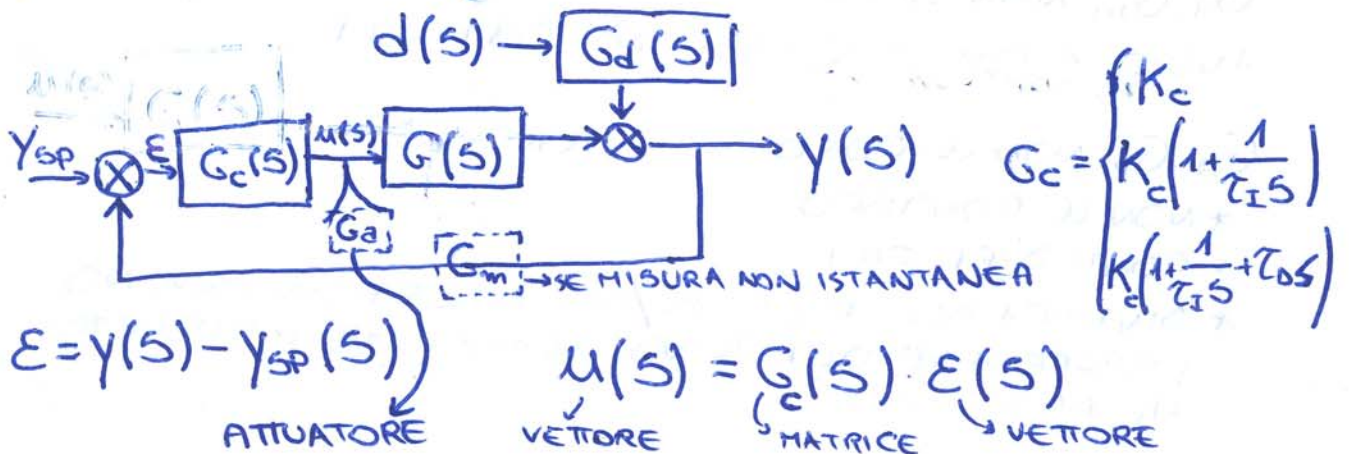
USARE SOLO COME CONTROLLO

PROGETTO DEL CONTROLLORE

- * STABILITÀ
- * OTTIMIZZAZIONE

DOPO AVER FATTO $|I + GG_c|$

$$Y(s) = G(s) u(s) + G_d(s) d(s)$$



* LA DINAMICA DEL MISURATORE DELL'ATTUATORE SONO GIÀ COMPRESSE IN $G(s)$ SPERIMENTALE

↓

$$G_d = G_m = \pm \text{ SEMPRE}$$

OTTENGO:

$$u(s) = G_c(s) \cdot E(s) = G_c(s) (Y_{sp} - Y)$$

$$Y = G (G_c (Y_{sp} - Y)) + G_d d$$

$$Y = G G_c Y_{sp} - G G_c Y + G_d d$$

$$Y + G G_c Y = G G_c Y_{sp} + G_d d$$

$$(I + G G_c) Y = G G_c Y_{sp} + G_d d$$

$$Y = (I + G G_c)^{-1} G G_c Y_{sp} + (I + G G_c)^{-1} G_d d$$

$$Y = \frac{1}{|G G_c + I|} \text{Adj}(I + G G_c) G G_c Y_{sp} +$$

$$\frac{1}{|G G_c + I|} \text{Adj}(I + G G_c) G_d d$$

↓ AGGIUNTA

X TROVARE I POLI FACCIO IL DETERMINANTE

$$|I + G G_c| = 0 \rightarrow \begin{matrix} s_1 \\ s_2 \end{matrix}$$

SE $\text{Re}(s) < 0 \rightarrow$ SISTEMA STABILE

ESEMPIO

$$G(s) = \begin{pmatrix} \frac{1}{s+1} & \frac{2}{s+1} \\ \frac{3}{s+1} & \frac{4}{s+1} \end{pmatrix}$$

$$s^2 + (2+5K)s + (1+5K+6K^2-4K^2) = 0$$

$$s^2 + (2+5K)s + (1+5K+2K^2) = 0 \rightarrow s_1 = \beta_1(K)$$

$$\rightarrow s_2 = \beta_2(K)$$

USIAMO METODO DI ROUGHT:

RADICI CON PARTI $Re < 0$ SE:

- TUTTI I TERMINI > 0

$$2+5K > 0 \rightarrow K > -5/2$$

$$1+5K+2K^2 > 0 \rightarrow \forall K \quad \Leftrightarrow \forall K > 0$$

STABILE $\forall K$

QUASI SEMPRE

OK, LO CAPIAMO ANCHE CON INDICE DI NYBERNISKI, CHE E' CONDIZ. NECESSARIA E SUFFICIENTE IN 2x2

$$N = 1 - \zeta = \dots$$

$$(I + GG_c)^{-1}$$

$$\begin{pmatrix} \frac{s+1+2K}{s+1} & \frac{K}{s+1} \\ \frac{4K}{s+1} & \frac{s+1+3K}{s+1} \end{pmatrix}^{-1} \Rightarrow \begin{matrix} (X \text{ } 3 \times 3 \text{ USARE MATLAB}) \\ X \text{ } 2 \times 2 \dots \text{ GUARDARE A CASA} \end{matrix}$$

VEDI PAG 15, 16

SE VOGLIO OTTIMIZZARE CONTROLLORE:

- 1) PROGETTO DEL 1° CONTROLLORE $x y_1$, COME SE FOSSE SISO

$\hookrightarrow y_1$ DIPENDE SOLO DA u_1
 \hookrightarrow OPEN LOOP 2° CONTROLLORE

TUNING

- 2) DETUNING \rightarrow MODIFICO I PARAMETRI OTTENUTI

ES: CORREGGO K_c
 CON GUADAGNI RELATIVI

CON z - N , ... RIGUARDARE

NON E' REGOLE GENERALI \rightarrow \neq TIPI

B) HD + VARIABILI MANIPOLABILI DI V. CONTROLLATE

m_1
 m_2
 ~~m_3~~

y_1
 y_2

NE SACRIFICO UNO
A TENTATIVI, IN BASE A 2
INTERAZIONI MINIME

DISACCOPPIATORI → FUNZ. TRASF. AGGIUNTIVE

X COMPENSARE LE INTERAZIONI



$V_1 \neq U_1$ → RISULTATO DEL CALCOLO DEL CONTROLLORE
QUELLO CHE VIENE IMPLEMENTATO

$$\begin{cases} U_1 = \underbrace{g_{c1}}_{V_1} E_1 + g_{I1} (\underbrace{g_{c2}}_{V_2} E_2) \rightarrow \text{SI AGGIUNGE UN NUOVO TERMINE} \\ U_2 = g_{c2} E_2 + g_{I2} (g_{c1} E_1) \end{cases}$$

REGOLO U_i CONTROLLANDO ENTRAMBI GLI SCOSTAMENTI
X ANNULLARE LA INTERAZIONI

$$y_1 = (g_{11} + g_{12} g_{I2}) v_1 + (g_{12} + g_{11} g_{I1}) v_2$$

$$y_2 = \dots$$

IN T. GENERALI:
 $G_I = G^{-1} G_R$

ALLO STESSO MODO SCELGO g_{I2} IN MODO CHE
 $y_2 = f(v_2, x_1)$

PONGO QUESTO TERMINE = A ZERO IN MODO CHE

$$y_1 = f(v_1, x_2)$$

USIAMO QUESTA NEL PROGETTO

$$\begin{cases} y_1 = \left(g_{11} - \frac{g_{21} g_{12}}{g_{22}} \right) v_1 \\ y_2 = \left(g_{22} - \frac{g_{12} g_{21}}{g_{11}} \right) v_2 \end{cases}$$

$$\begin{cases} g_{I1} = - \frac{g_{12}}{g_{11}} \\ g_{I2} = - \frac{g_{21}}{g_{22}} \end{cases}$$

VENGONO 2 ANELLI SEPARATI INDIPENDENTI (NO INTERAZIONI) → COMPENSATE

INTERAZ. VENGONO CONSIDERATE NEL PROGETTO

SE HO RITARDO SU g_1 , PER RISPETTARE LA CAUSALITA' AGGIUNGO UN RITARDO SU g_2

↓
MATRICE DEI RITARDI

↓
POSSO POI USARE DISACCOUPLIATORI DINAMICI

DECOMPOSIZIONE IN VALORI SINGOLARI

$K \in \mathbb{R}^{n \times m}$ → RETTANGOLARE ← MATRICE DEI GUADAGNI

$$K = W \Sigma V^T$$

W = AUTOVETTORI (KK^T)

$\Sigma \leftarrow \sigma_i =$

$V^T \leftarrow$

USIAMO MATLAB → $[W, S, V] = \text{svd}(K)$

$$y = W \Sigma V^T u$$

$$\underbrace{W^T y}_{\eta} = \Sigma \underbrace{V^T u}_{\mu}$$

CAMBIO VARIABILI

$$\eta = \Sigma \mu$$

↓
DIAGONALE

↓
SIST. DISACCOUPLIATO
STAZIONARIO

PROGETTO BASANDOMI SU Σ E POI NEL PROCESSO FACCIO CAMBIAM. VARIABILI

QUESTI ULTIMI 2 (DISACCOUPLIATORI) USATI X COLONNE DISTILLAZIONE

ESERCIZIO 1

1) SIST. APERTO \rightarrow AUTOVALORI $A < 0$
 \rightarrow POLI $G(s) < 0$

$$\bullet \text{DET} |A - \lambda I| = 0 \quad \text{DET} \begin{vmatrix} 4-\lambda & -1 \\ 5 & -2-\lambda \end{vmatrix} = (4-\lambda)(-2-\lambda) - (-1)5$$

$$= \lambda^2 - 4\lambda + 2\lambda - 8 + 5$$

$$\Rightarrow \lambda^2 - 2\lambda - 3 = 0$$

$$\lambda_{1,2} = \frac{2 \pm \sqrt{1+3}}{1} = 1 \pm 2$$

INSTABILE

$$3 > 0$$

$$-1 < 0$$

STABILE

$$2) \bullet G(s) = [C \ (sI - A)^{-1} B]$$

1) CALCOLO $\text{DET} (sI - A)$

$$(sI - A) \Rightarrow \text{DET} \begin{pmatrix} s-4 & +1 \\ -5 & s+2 \end{pmatrix} = s^2 - 2s - 3 = 0$$

2) CALCOLO TRASPOSTA \rightarrow SCAMBIO RICHE COLONNE

$$\begin{pmatrix} s-4 & -5 \\ +1 & s+2 \end{pmatrix}$$

3) MATRICE DEI COMPLEMENTI ALGEBRICI DELLA TRASPOSTA

\hookrightarrow SCAMBIO T. SULLA DIAGONALE
 CAMBIO SEGNO + SCAMBIO GLI ALTRI $\rightarrow 2 \times 2$

$$\begin{pmatrix} s+2 & -1 \\ +5 & s-4 \end{pmatrix}$$

$$g) (sI - A)^{-1} = \frac{1}{s^2 - 2s - 3} \begin{pmatrix} s+2 & -1 \\ +5 & s-4 \end{pmatrix}$$

$$\frac{1}{\text{DET}(A) \cdot (3)}$$



ESERCIZIO 2

$$A = \begin{pmatrix} -3 & 2 \\ +1 & -1 \end{pmatrix} \quad B = \begin{pmatrix} 0 & -5 \\ 2 & -3 \end{pmatrix} \quad C = \begin{pmatrix} 1 & 5 \\ 0 & 1 \end{pmatrix}$$

$$1) |A - \lambda I| = \begin{vmatrix} -3-\lambda & 2 \\ 1 & -1-\lambda \end{vmatrix} = (\lambda+3)(\lambda+1) - 2 \\ = \lambda^2 + 4\lambda + 3 - 2 = 0$$

2) I POLI CORRISP.
AGLI AUTOVALORI

$$\lambda_{1,2} = \begin{cases} -0,27 < 0 \\ -3,73 < 0 \end{cases}$$

$$\text{DET}(sI - A)^{-1} \Rightarrow \begin{vmatrix} s+3 & -2 \\ -1 & s+1 \end{vmatrix} = (s+3)(s+1) - 2$$

$$(sI - A)^T = \begin{pmatrix} s+3 & -1 \\ -2 & s+1 \end{pmatrix}$$

NON DA
FARE SE
NON È
RICHIESTO
 $G(s)$

$$\begin{pmatrix} s+1 & 2 \\ 1 & s+3 \end{pmatrix} \frac{1}{(s+3)(s+1) - 2} \approx (sI - A)^{-1}$$

$$G(s) = \begin{bmatrix} 1 & 5 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \frac{s+1}{(s+3)(s+1) - 2} & \frac{2}{\dots} \\ \frac{1}{\dots} & \frac{s+3}{\dots} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 0 & -5 \\ 2 & -3 \end{bmatrix}$$

$$= \begin{bmatrix} 10 & -20 \\ 0 & -8 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \frac{s+1}{\dots} & \dots \\ \dots & \dots \end{bmatrix}$$

$$= \frac{1}{(s+3)(s+1) - 2} \begin{bmatrix} 10(s+1) - 20 & 20 - 20(s+3) \\ 0 & -16 - 8(s+3) \end{bmatrix}$$

$$\left(1 - \frac{2}{s+1}\right) \left(1 - \frac{5}{2s+1}\right) - \left(\frac{-4}{s+1}\right) \left(\frac{-5}{3s+1}\right) = 0$$

$$\frac{(2s+1)^2 (s+1)^2 (3s+1)^2 - 2 (2s+1)^2 (3s+1)^2 (s+1) + (s+1)(2s+1)(3s+1)}{(s+1)(2s+1)(3s+1)}$$

$$\frac{-5(s+1)^2 (2s+1)^2 (3s+1)^2 + 10(s+1)(2s+1)(3s+1)^2 + \dots}{(s+1)(2s+1)(3s+1)}$$

$$\frac{-10(2s+1)}{(s+1)(2s+1)(3s+1)}$$

... ~~PANZO PANZO~~

POI USO ROUGHT

ALTERNATIVA: NIBERNISKI

* G(s) STABILE?

$$(s+1)(2s+1)(3s+1) \Rightarrow 0$$

$$\text{POLI} \rightarrow \begin{cases} -1 < 0 & \text{STABILE} \\ -1/2 < 0 & = \\ -1/3 < 0 & = \end{cases}$$

* G(s) RAZIONALE → NO RITARDI

* N > 0?

$$\varphi = \frac{K_{12} K_{21}}{K_{11} K_{22}} = \frac{4 \cdot 1}{(2)(5)} = 0.4 \quad K = \begin{bmatrix} 2 & 1 \\ 4 & 1 \end{bmatrix}$$

$$N = 1 - \varphi = 1 - 0.4 = 0.6 > 0 \rightarrow \text{STABILE} \quad (2 \times 2)$$

2) G(s) RIMANE LA STESSA

$$\varphi = \underline{\quad}$$

$$K = \begin{bmatrix} \quad & \quad \\ \quad & \quad \end{bmatrix}$$

ESERCIZIO 6

DECIDIAMO GUARDANDO RGA(λ) CHE MEGLIO PERMETTA ACCOPPIAMENTO

$$1) \begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{3}{2s+1} & -\frac{0,167}{(s+1)\left(\frac{s}{3}+1\right)} \\ -10 & \frac{2}{s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1 \\ U_2 \end{bmatrix}$$

$$\varphi_{12} = \frac{K_{12}K_{21}}{K_{11}K_{22}} = \frac{10 \cdot 0,167}{2 \cdot 3} = \frac{1,67}{6} = 0,278$$

$$\lambda_{11} = \frac{1}{1-\varphi_{12}} = \frac{1}{1-0,278} = 1,38$$

$$RGA = \begin{bmatrix} 1,38 & -0,38 \\ -0,38 & 1,38 \end{bmatrix}$$

$\begin{matrix} 1-1 \\ 2-2 \end{matrix}$

$$N = 1 - \varphi = 0,722 > 0 \rightarrow \text{STABILE}$$

$$2) \begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{3}{2s+1} & \frac{0,5}{0,5s^2+1,5s+1} \\ -10 & \frac{4}{(s+1)(3s+1)} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1 \\ U_3 \end{bmatrix}$$

$$\varphi_{13} = \frac{4 \cdot 3}{-10 \cdot 0,5} = \frac{12}{-5} = -2,4 \rightarrow \lambda_{11} = \frac{1}{1+0,417} = 0,706$$

$\begin{matrix} 1,39 \\ 0,29 \end{matrix}$

$$N = 1 + 0,4 = 1,4 > 0$$

$$RGA = \begin{bmatrix} 0,39 & -0,39 \\ -0,39 & 0,39 \end{bmatrix}$$

$\begin{matrix} 1-3 \\ 2-1 \end{matrix}$

$$3) \begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{-0,167}{(s+1)\left(\frac{s}{3}+1\right)} & \frac{+0,5}{0,5s^2+1,5s+1} \\ \frac{2}{s+1} & \frac{4}{(s+1)(3s+1)} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_2 \\ U_3 \end{bmatrix}$$

$$\varphi_{23} = \frac{-0,167 \cdot 4}{2 \cdot 5} = -0,668 \rightarrow RGA = \begin{bmatrix} 0,4 & 0,6 \\ 0,6 & 0,4 \end{bmatrix}$$

$\begin{matrix} 1-3 \\ 2-2 \end{matrix}$

$$N = 1 - \varphi = 1 + 1,5 = 2,5 > 0$$

$$(\tau - \mu_1)^2 = -2\mu_1\tau + \frac{1}{2}\mu_2$$

$$\tau^2 - 2\mu_1\tau + \mu_1^2 = -2\mu_1\tau + \mu_2$$

$$\tau^2 = \mu_2 - \mu_1^2 \rightarrow \tau = +\sqrt{\mu_2 - \mu_1^2}$$

$$\alpha = \mu_1 - \sqrt{\mu_2 - \mu_1^2}$$

$$\frac{1}{2}\alpha^2 = -\mu_1(\mu_1 - \alpha) + \frac{1}{2}\mu_2$$

$$\alpha^2 = -2\mu_1\alpha + \mu_1^2 + \mu_2$$

$$\alpha = \frac{\mu_1 \pm \sqrt{\mu_1^2 - 2\mu_1^2 + \mu_2}}{1} \rightarrow \text{OK!}$$

$$K_{11} = m_0 = 1,93$$

$$K_{12} = 1,74$$

$$K_{21} = 0,94$$

$$K_{22} = 2,09$$

$$\lambda_{11} = \frac{1}{1 - \zeta} = 1,72$$

$$\zeta = \frac{K_{12}K_{21}}{K_{11}K_{22}} = 0,418$$

$$g_{I1} = -\frac{g_{12}}{g_{11}} = -\frac{1,74}{1,93} = 0,9$$

$$\text{RGA} = \begin{pmatrix} 1,72 & -0,72 \\ -0,72 & 1,72 \end{pmatrix}$$

\downarrow
 $\begin{matrix} 1 & 1 \\ 2 & 2 \end{matrix}$

$$g_{I2} = -\frac{g_{21}}{g_{22}} = -\frac{0,94}{2,09} = 0,45$$

DECOUPLING STATICO \rightarrow ABBIAMO CONSIDERATO SOLO I GUADAGNI NON LE $g_{ij}(s)$

ESERCIZIO 10

$$\begin{aligned} M_1 &\rightarrow RR & X_1 &\rightarrow X_A \\ M_2 &\rightarrow V & Y_2 &\rightarrow X_B \end{aligned}$$

$$K_{11} = 0,6 \quad K_{12} = 0,5 \quad K_{21} = 0,3 \quad K_{22} = 0,5$$

$$\begin{bmatrix} Y_1 \\ Y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{0,6}{\tau_1 s + 1} e^{-2s} & \frac{0,5}{2^{\circ} \text{ORDINE}} e^{-s} \\ \frac{0,3}{\tau_2 s + 1} e^{-3s} & \frac{0,5}{\tau_2 s + 1} e^{-s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1 \\ U_2 \end{bmatrix}$$

$$\zeta = \frac{K_{12} K_{21}}{K_{11} K_{22}} = \frac{0,3 \cdot 0,5}{0,5 \cdot 0,6} = 0,5 \rightarrow \lambda_{11} = \frac{1}{1 - 0,5} = 2$$

$$RGA = \begin{bmatrix} 2 & -1 \\ -1 & 2 \end{bmatrix}$$

$$D = \begin{bmatrix} 2 & 1 \\ 3 & 1 \end{bmatrix} \begin{array}{l} \text{MATRICE DEI RITARDI} \\ \text{GLI ELEMENTI SULLA DIAGONALE} \\ \text{DEVONO ESSERE I MINORI} \end{array}$$

NON POSSO USARE DISACCOUPIARE DINAMICO

ATTENZIONE → ESERCIZIO MERDOSSO
FATTO IN CLASSE

$$\begin{cases} T = \frac{1}{s+1} F_H + \frac{2}{s+1} F_L \\ P = \frac{3}{s+1} F_H + \frac{4}{s+1} F_L \end{cases} \quad \begin{cases} Y_1 = \frac{1}{s+1} U_1 + \frac{2}{s+1} U_2 \\ Y_2 = \frac{3}{s+1} U_1 + \frac{4}{s+1} U_2 \end{cases}$$

MA SE BATTETTO COSÌ VIENE ACCOPPIAMENTO
 $Y_1 - U_2, Y_2 - U_1$

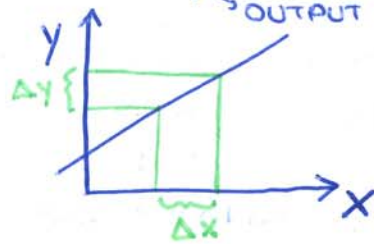
NON POSSO USARE NIBERNISKI

28/10/19

SISTEMI NON LINEARI

SIST. LINEARE QUANDO y E u SONO LEGATI LINEARMENTE

$$y = au + b$$



SISTEMA NON LINEARE: (ESEMPIO)



PARTO DA CONDIZ. FUNZIONAM. STAZ. $\begin{cases} y = y_s \\ u = u_s \end{cases}$

VI E' UNA VARIAZ. SU $u \rightarrow u_1 = u_s + \Delta u_1$

* SIST. LINEARE $\Rightarrow \Delta y_1 = a \Delta u_1$

SE $u_2 = u_s + 2\Delta u_1 \Rightarrow \Delta y_2 = a \cdot 2\Delta u_1$

$$\Delta y_2 = 2 \Delta y_1 = \Delta y_1 + \Delta y_1$$

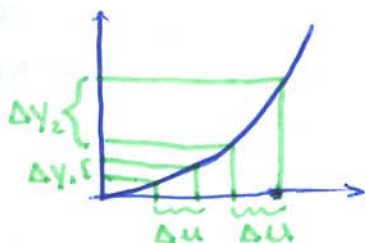
PRINCIPIO DI SOVRAPPOSIZIONE DEGLI EFFETTI

$$\frac{\Delta y}{\Delta x} = a \rightarrow \text{E' SEMPRE LO STESSO}$$

LA FUNZ. DI TRASFERIM. E' SEMPRE LA STESSA
NON DIPENDE DALLA POSIZ. DAL SISTEMA

* SISTEMA NON LINEARE

LA VARIAZIONE Δy DIPENDE, FATTO UN CERTO Δu ,
DALLO STATO INIZIALE



$$\frac{dy}{du} = 2u \quad dy = 2u du$$

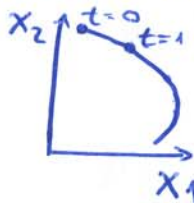
$$\Delta y = 2u \Delta u$$

X SIST. NON LINEARI DEVO RISOLVERE L'EQUAZIONE DIFFERENZIALE (CON MATLAB)

X ESEMPIO NOSTRO: USO GRUPPI ADIMENSIONALI E POI INPONGO CONDIZ. AL CONTOURNO E POI RISOLVO CON MATLAB

MA EVOLUZIONE DINAMICA DIPENDE DAUE CONDIZ. INIZIALI \rightarrow SERIE TEMPORALI \neq

TRACCIO TRAIETTORIA / ORBITA DEL SIST $\leftarrow 2 \times 2$



AL VARIARE DEL TEMPO
PERDO INFORMAR. SUL TEMPO
TRAIETTORIA \neq IN BASE AL PUNTO DI PARTENZA

DIAGRAMMA O RITRATTO DI FASE DEL SISTEMA

DIAGRAMMA / PIANO DELLE FASI

DEFINIZIONI

$$\begin{cases} \frac{dx}{dt} = f(x) \\ x(t=0) = x_0 \end{cases}$$

SE HO DERIVATA 2° OTTENG 2 EQVAZ. DIFFERENZ. DI ORDINE 1

DEVE SODDISFARE CONDIZ. DI \exists E DI UNICITA'

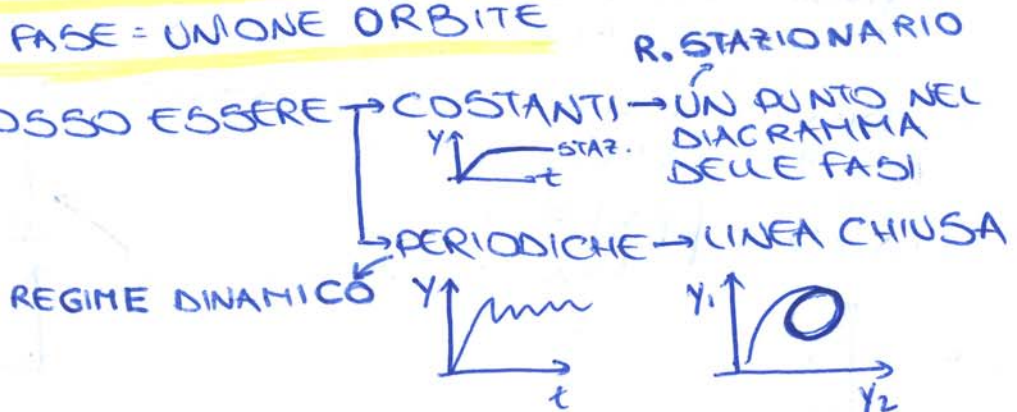
QUANDO HA RAPPORTI INCREMENTALI LIMITATI (FUNZ. DI LIPCHIT)

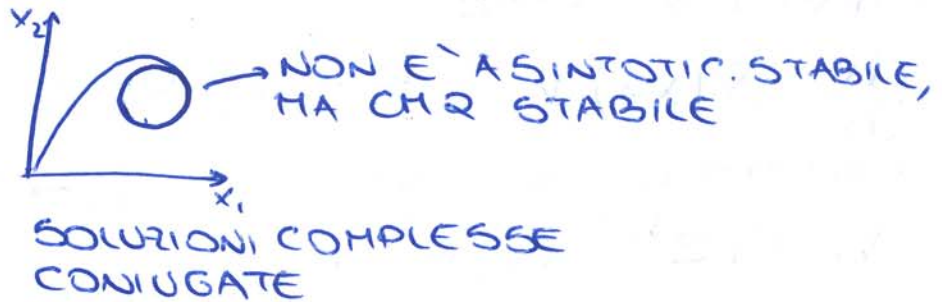
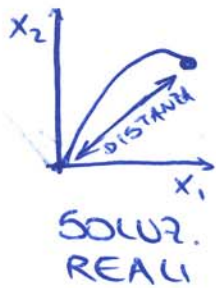
SPAZIO DELLE FASI: UNIONE DELLE TRAIETTORIE

ORBITA: UNA DELLE POSSIBILI TRAIETTORIE PARAMETRIZZ.

RITRATTO DI FASE = UNIONE ORBITE

ORBITE POSSO ESSERE LIMITATE





2) DEVO VEDERE SE SONO SOLUZIONI DI EQUILIBRIO STABILI O MENO

STATO EQ. STABILE SE NOI PARTIAMO DA UN PUNTO x DISTA DAL PUNTO DI EQUILIBRIO δ RIMANENDO, NELL'EVOLUZIONE, VICINO A δ (IN UN INTORNO ϵ)

$$\|x(t) - x_e\| < \epsilon$$

BIBO: BOUNDED INPUT - BOUNDED OUTPUT
LIMITATO

SE FINISCE PROPRIO SUL PUNTO δ SI DICE ASINTOTICAMENTE STABILE

$$\lim_{t \rightarrow \infty} x(t) = x_e$$

BACINO DI ATTRAZIONE: INTERVALLO DI x_0 x CUI $x(t \rightarrow \infty) \rightarrow x_e$

GLOBALMENTE STABILE SE $\forall x_0$ SI ARRIVA A $x = x_e$

NELLA PRATICA: X VEDERE LA STABILITA' SI FA UNO STUDIO APPROSSIMATO, LINEARIZZANDO NELL'INTORNO DEL PUNTO DI EQUILIBRIO

SERIE DI POTENZE STOPPATO AL 1° ORDINE

$$f_i(x) \approx f_i(x_e) + \nabla f_i|_{x_e} (x - x_e)$$

$$f(x) \approx f(x_e) + J(x_e) (x - x_e)$$

0

JACOBIANA

x DEFINIZIONE DI STATO DI EQUILIBRIO

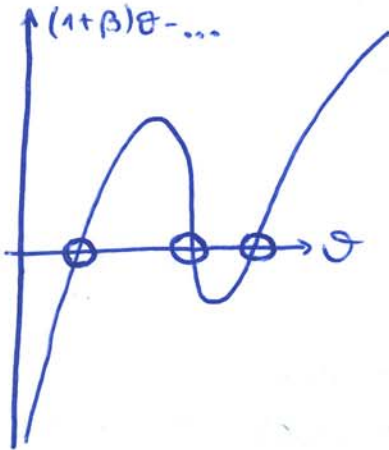
NELL'ESERCIZIO DEL CSTR:

• MOLTEPLICITA' DEGLI STATI STAZ.

PONGO $\beta = A \neq 0$ LE 2 EQUAZ.

SOSTITUISCO β NELLA 2^a, COSÌ OTTENGO UN'EQUAZ. SOLA IN α

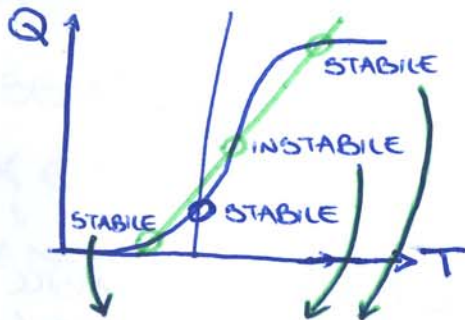
IL SIST. PRESENTA 3 PUNTI DI FUNZIONAMENTO STAZIONARIO



• A STO PUNTO STUDIO LA STABILITA' DEI 3 PUNTI TROVATI STUDIANDO λ_i :

↳ 2 STABILE
↳ 1 INSTABILE

MOTIVAZIONE FISICA:



$Q_{\text{SCAMBIO DEL REATTORE CON L'ESTERNO}} = Q_{\text{SVILUPPATO DA REAZ. CHIMICA}}$
 CONVETTIVO CON PARETE SERPENTINO

CAMBIA LA PENDENZA DELLA RETTA (O LA T INIZ. REATTORE)

↳ POSSO AVERE UNA O + SOLUZ. POSSIBILI

MOLTEPLICITA' STATI STAZIONARI

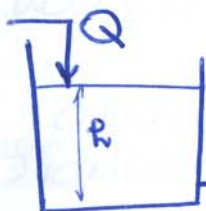
SE STO CALCOLANDO DELLE CONC. TENGO SOLUZ. POSITIVE ($\xi_{is} > 0$) (NON SU X)

∃ 2 FILOSOFIE X RISOLVERE PROBLEMI DEI SIST. LINEARI:
NON

1) + VECCHIA, SI CERCA DI USARE SIST. LINEARE (COME X MIMO ACCOPPIATI ≈ SISO)

2) APPROCCI + COMPLESSI → MODEL PREDICTIVE CONTROL

LINEARIZZAZIONE LOCALE



$$A \frac{dh}{dt} = Q_0 - C\sqrt{h}$$

NEL PUNTO STAZIONARIO: $Q_0 - C\sqrt{h_s} = 0$

$$h_s = \left(\frac{Q_0}{C}\right)^2 \text{ ALTEZZA LIQUIDO STAZ.}$$

$$\sqrt{h_s} \approx \sqrt{h_s} + \frac{h - h_s}{2\sqrt{h_s}} \quad \text{VA BENE IN PROSSIMITA' DI } h_s$$

UNA VOLTA AL SET-POINT DEVO MANTENERE h VICINO AD h_s E QUINDI LA RELAZIONE VALE

PROBL: QUANDO h VARIA MOLTO

ABBIAMO OTTENUTO UN SIST. LINEARE

K E τ SONO VENUTI f(h_s) (VEDI SLIDE)

ADATTO I PARAMETRI: → CONTROLLORE ADATTATIVO

1) GAIN SCHEDULING: MI CALCOLO PRIMA UNA TABELLINA CON VALORE DELL'OUTPUT AL VARIARE DELL'INPUT → TANTO LAVORO PRIMA

MISURO OUTPUT E DA TABELLINO CAMBIO I PARAMETRI DEL CONTROLLORE → SPESSE SOLO K

DIAGRAMMI NELL'INGEGNERIA DI PROCESSO: BFD, PFD, P&ID

BLOCK FLOW DIAGRAM (BFD)

SI CONSIDERANO BLOCCHI UNICI
NON ENTRIAMO NEL DETTAGLIO

SERVE ALL'INIZIO DELLA PROGETTAZ. DELL'IMPIANTO

CORRENTI LEGGERE VS L'ALTO

SE LINEE SI INCROCIANO: 

PROCESS FLOW DIAGRAM (PFD)

MOSTRA LE APPARECCHIATURE, LE UTILITIES,
LE CORRENTI, I LOOP DI CONTROLLO PRINC.

INDICANDO VARIABILI MISURATE/CONTROLLATE

CONCLUDE FASE PROGETTUALE

* APPARECCHIATURA

↳ ETICHETTA ALFANUMERICA: P-101 A/B

POMPA
ZONA DELL'IMPIANTO
≠ AREE (AREA 100)

POMPA
SPECIFICA

2 POMPE
(B=BACKUP)

* CORRENTI

↳ IDENTIFICATE CON UN NUMERO



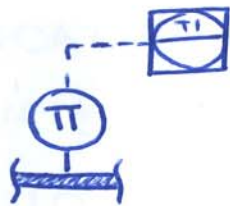
* UTILITY → HANNO DELLE SIGLE



* + TABELLA CON INFORMAZIONI ESSENZIALI
OPZIONALI

TABELLA ANCHE X APPARECCHIATURA, CON
INFORMAZIONI GENERALI

* LOOP APERTO (DI ACQUISIZIONE)

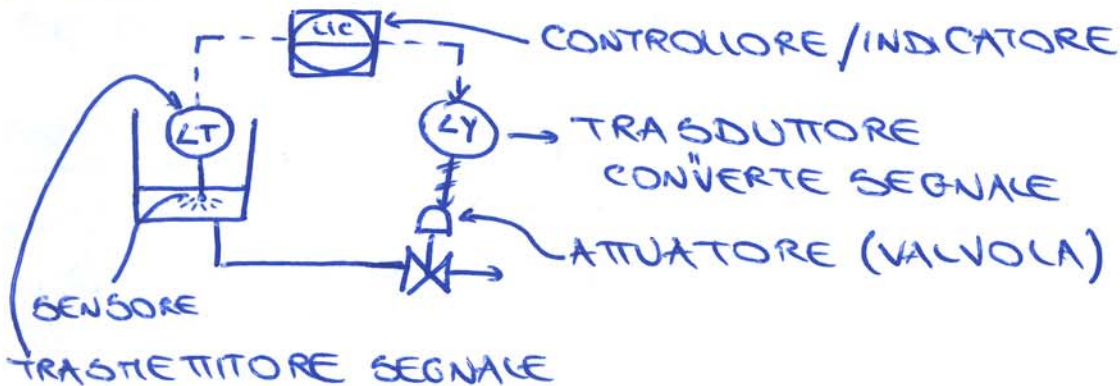


LA MISURA DI T VIENE MISURATA DA UN DISPOSITIVO DI CAMPO

VIENE INVIATA DAL TT (TEMPERATURE TRANSMITTER) AL SISTEMA DCS (TI)

MISURA VISUALIZZATA SUL VIDEO DELL' OPERATORE

* LOOP DI REGOLAZIONE



MISURO E AGISCO SU VALVOLA

* LOOP DI CONTROLLO CON ESD (DI EMERGENZA)

INVIA IL SEGNALE DI FERMATA AL MOTORE E UN SEGNO DI ALLARME SU UN QUADRO

SWITCH (INTERROMPONO O APRONO COMPLETAM.) + ALLARME

} E' UN INTERLOCK

CONVIENE NON CONTROLLARE 2 VOLTE DA CONC.
(IN CORRENTI \neq) X INTERAZIONI

PORTATA D'INGRESSO SI PUO' REGOLARE SE NON
CONTROLO PORTATE ~~STAND-ALONE~~ USCITA E
SE LA COLONNA E' STAND-ALONE

POSSO CONTROLLARE PRESSIONE
IN GENERALE NON LO FACCIÒ POICHE' LA P SI PUO'
ABBASSARE, MA NON CONVIENE

POSSO IN GENERALE CONTROLLARE P, LE 2 PORTATE
IN USCITA SOLO SE INGRESSO REGOLABILE, O LE
COMPOSIZ. (NON CONVIENE 2)

CONVIENE CONTROLLARE UNA PORTATA E UNA COMPOSIZ.

IN GENERALE CONVIENE ~~CONTROLLARE~~ LA PORTATA
PICCOLA

E' EFFICACE AGIRE SU BOILUP, POICHE' VAP. SALE
VELOCEMENTE E QUINDI RISPOSTA VELOCE

BOILUP POSSO USARLO UNA VOLTA SOLA:

PORTATA / COMPOSIZ. / ANTIALLAGAMENTO

MI SERVONO CONTROLLI DI QUALITA' E DI HOLD-UP
(LIVELLO)

IN REALTA' LA COLONNA POSSO NON GUARDARLA NEL
SUO COMPLESSO, MA AI SINGOLI PIATTI, I PIATTI CON
VALVOLA X VARIARE P, MA MOLTO COSTOSI

ANDIAMO A VEDERE QUANTI LOOP SEMPLICI
POSSIAMO FARE

↳ RISULTATO: BISOGNA VEDERE QUANTE SONO LE
CORRENTI, POICHE' USO VALVOLE

INIZIALMENTE PROGETTO IN CONDIZ. STAZIONARIE
E POI, SE FUNZIONA, GUARDO CONDIZ. DINAMICHE

OTTENGO:

$$\underline{n_d = n_i + n_e + n_o - p + 1}$$

SE $P=1$ MI VIENE IL
RISULTATO PRECEDENTE

SE HO 2 FASI HO UN GDL IN MENO (X HOLD-UP)



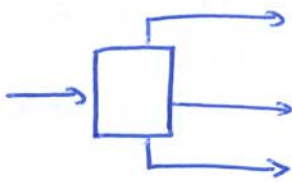
3 CORRENTI → INGRESSO, U SCITA
2 FASI → 1 ENERGETICA

$$n_d = 3 - 1 = 2$$

X REGOLA GIBBS

P, T , PORTATA; MA ~~NON~~ POSSO USARE SIA T CHE P
POICHE' SONO 2 VARIABILI INTENSIVE

FLASH ADIABATICO TRIFASE:



$$\begin{aligned} n_i &= 1 \\ n_o &= 3 \\ n_e &= 0 \text{ (ADIABATICO)} \\ p &= 3 \\ \hookrightarrow n_d &= 2 \end{aligned}$$

HO UNA CORRENTE IN + DI PRIMA, MA POSSO
CONTROLLARNE SEMPRE 2, POICHE' SPRECO GDL
X MANTENERE INTERFACCE

SE VOGLIO CONTROLLARE HOLD-UP AGGIUNGO 2
LOOP DI CONTROLLO

IN UN SISTEMA (UNIONE ≠ APPARECCHIATURE)
SUBITO NON CONSIDERO HOLD-UP, POI LI AGGIUNGO

CORRENTI IN COMUNE DA CONSIDERARE UNA SOLA
VOLTA

HO 11 CORRENTI TOT. NELL'ESEMPIO (PAG. 3)

3 SIST. BIFASICI

$$\hookrightarrow 11 - 3 = 8 \text{ GDL}$$

IN REALTA' NON HO MESSO CW,
POICHE' HA PORTA FISSA PURCHE'
CONDENSI TUTTO

SE HO REAZIONE CHIMICA

SE ALL'EQUILIBRIO NO GDL IN T $\left\{ \begin{array}{l} + \text{VINCOLI} \\ + \text{VARIABILI} \end{array} \right.$

SE HO REAZ. A UN CERTO GRADO DI AVANZAM. CAMBIA

SE HO REAZ. A CONTROLLO CINETICO DIPENDE DAL TEMPO DI PERMANENZA E L'HOLDUP INFLUENZA

$$M_G = C - P + 2 - R$$

KETTLE HA STRAMAZZO \rightarrow CONTROLLO INTRINSECO

HOLD-UP PUO' INFLUENZARE LA QUALITA'

L'HOLD-UP SI CONTA CMQ SOLO UNA VOLTA

CONTROLLO DI APPARECCHIATURE

• CONTROLLO LIVELLO

\hookrightarrow BLANDO X SMORZARE VARIAZ. PORTATA INGRESSO

POSSO USARLO COME POLMONE

• CONTROLLO DI PRESSIONE

\hookrightarrow ESTREMAMENTE VELOCE

UTILIZZABILE ANCHE X HOLD-UP

\hookrightarrow SE P A HD + MATERIA

X CONSERVARE GAS POSSO USARE GASOMETRI

CASO + COMPLESSO: SOTTOVUOTO

POSSO REGOLARE P CON DEGLI INCONDENSABILI

O UTILIZZO CONDENSAT. BAROMETRICO

POSSO USARE DELLE VALVOLE

\hookrightarrow \neq SOLUZ. VALIDE, MA COSTI \neq

(VALVOLA + GROSSA COSTA DI +)

\hookrightarrow A SECCO

\hookrightarrow A UMIDO

\hookrightarrow GUARDIA IDRAULICA

• CONTROLLO PORTATA

\hookrightarrow SPESSO DENTRO A CONTROLLO IN CASCATA

X LIQ. USO POMPA \rightarrow CENTRIFUGA

\hookrightarrow VOLUMETRICA

RISCALDATORE CON FLUIDO DI PROCESSO (DI RECUPERO) SONO OBBLIGATO A UTILIZZARE UN BYPASS ESSENDO PORTATA FLUIDO DI RECUPERO COSTANTE

SE USO Q SENSIBILE CAMBIA ΔT
(SE $Q_{COND} \Delta T = 0$, MA $\neq T$)

CON REATTORI IL RISULTATO DIFENDE DALLA DIM., QUANDO SCAMBIO CON CAMICIA NON BASTA USO SERPENTINO O SCAMBIATORI ESTERNI (EVENTUALM. COLLEGATO ALLA CAMICIA)

CONTROLLO P SE FLUIDO CHE EVAPORA

CONTROLLO IN CASCATA

↳ LOOP INTERNO X EVITARE PROPAGAZIONE DISTURBO INTERNO

FEEDFORWARD → IN AVANTI → ES. CONTROLLO DEL RAPPORTO

↓
IN SCAMBIATORI DI Q

" GENERATORI " " → HO DOPPIO CONTROLLO

CONTROLLO DI FORNI

↳ POSSO CONTROLLARE IN MODO \neq

+ SEMPLICE: CONTROLLO IN RETROAZIONE MISURO T E REGOLO PORTATA

POSSO AGGIUNGERE CONTROLLORE IN CASCATA

VS RITARDO USO FEEDFORWARD, MA DEVO MISURARE SIA F_{in} , CHE T_{in}

+ RAFFINATO: FEEDFORWARD SU F_{out} + FEEDBACK SU T_{in}

MEGLIO SE REGOLO RAPPORTO IN BASE A O_2 NEI FUMI

ESEMPIO:

SCAMBIATORE A MISCELA ← + SEMPLICE

$$\begin{cases} W_H + W_C = W \\ W_H H_H + W_C H_C = W H \end{cases}$$

$$H = H_C + \frac{W_H}{W_H + W_C} (H_H - H_C)$$

$$T = T_C + \frac{W_H}{W_H + W_C} (T_H - T_C)$$

VEDO QUALE DEVE ESSERE IL GUADAGNO



NON-LINEARE

ANCHE IL TEMPO MORTO VARIA, POICHE' E' LEGATO ALLA PORTATA

CON VALVOLA A TRE VIE RECOLO RAPPORTO TRA W_H E W_C

SCAMBIATORE A SUPERFICIE

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{me}$$

↑
SU CUI AGISCO

SE SCAMBIO + Q DIMINUISCE FORZA SPINGENTE E IL SIST. E' QUINDI AUTOREGOLANTE

$$Q = W_H C_H (T_{H1} - T_{H2})$$

$$Q = W_C C_C (T_{C1} - T_{C2})$$

$$\frac{Q}{UA (T_{H1} - T_{C1})} = \frac{1}{\frac{1}{UA} \dots \text{SLIDE}}$$

X REGOLARE POCO Q DEVO CAMBIARE TANTO LA PORTATA !!

FEEDFORWARD E' + SOFISTICATO

FEEDBACK HA UN RITARDO, PERCHE' REGOLA QUANDO DISTURBO C'E' GIA', MA REGOLA CHI SEMPRE, MISURANDO USCITA

FEEDFORWARD E' + PERICOLOSO, NON VEDO EVENTUALI DERIVE

POSSO ANCHE TROVARE ENTALPIA H, IN BASE ALLA PORTATA DI LIQ. DA RISCALDARE IN GRUPPO IN RAPPORTO CON LA PORTATA DI (VAPORE) CONDENSATO IN USCITA

SOTTORAFFREDDATO + FACILMENTE CONTROLLABILE IN UN CONDENSATORE

CONTROLLO COLONNE DI DISTILLAZIONE

* SCELTA VARIABILI MANIPOLABILI

UNA COLONNA E' UN PARTITORE

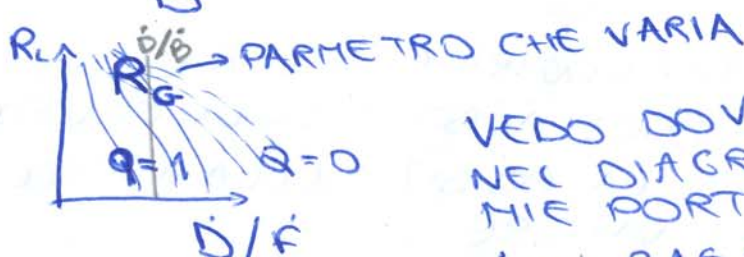
IN REACTA' HO TRE PARTITORI } COLONNA
 FONDO " → BOILUP
 CONDENS. IN TESTA

$$\frac{\dot{D}}{\dot{B}} = \left(\frac{\dot{D}}{\dot{F}} \right) / \left(1 - \frac{\dot{D}}{\dot{F}} \right)$$

$$R_L = \frac{\dot{L}}{\dot{D}}$$

$$R_G = \frac{\dot{G}}{\dot{B}} = \frac{\dot{D}}{\dot{F}} (R_L + 1) - (1 - Q)$$

FATTORE CALORICO
 $Q=1$ LIQ. BOILENTE
 $Q=0$ VAP. SATURO



VEDO DOVE MI POSIZIONO NEL DIAGRAMMA IN BASE ALLE MIE PORTATE

↳ IN BASE A DOVE SONO CAPISCO CONTROLLO MIGLIORE

GRAFICI CON PARAMETRO: $(1 - \frac{1}{\alpha}) / Y_i$

LEGGO I SINGOLI DIAGRAMMI X VEDERE
COSA CONVIENE

2 REGOLE:

1) IO NON POSSO VIOLARE PARTITORE
↳ MAI D-B

2) SUGGERIMENTO: REGOLO PORTATE <, MA IN PARTE POSSO FARE IL CONTRARIO, ANCHE SE CI RIMETTO UN PO'

↳ POSSO MANIPOLARE UNA PORTATA FINO A CHE E' $4 \div 5$ VOLTE L'ALTRA

↳ ESPANDO ZONE D-G, L-B
PAGANDO UN PICCOLO PREZZO

POSSO METTERE CONTROLLO DI RAPPORTO CON PORTATA IN INGRESSO X RESA COSTANTE

RIBOLLITORE A TERMO SIFONE HA SCAMBIO > DEL KETTLE E <, MA + INGOMBRANTE

KETTLE HA CONTROLLO INTRINSECO LIVELLO

POSSO FARE CIRCOLAZ. FORZATA

NORMALMENTE LAVORO A SEPARAZIONE COST.

LAVORO A SEPARAZ. MASSIMA SE PRODOTTO MOLTO COSTOSO O SE NON PAGO ENERGIA, USANDO CASCAMI TERMICI

↳ NON USO RAPPORTO 1:3, CHE VALE X COLONNA STAND-ALONE

CONVIENE CONTROLLARE UNA PORTATA E UNA COMPOSIZ., E POI FACCIO ACCOPPIAMENTI ED EVENTUALI DISACCOPIATORI IN + CONTROLLO PRESSIONE

HOLD-UP

SE HO 2 FASI POSSO USARE UNA FASE X
L'ALTRA

QUINDI CONTROLLO P CON LIQ
O HOLD-UP CON VAPORE

REATTORE CON CAMICIA

DEVO CONSIDERARE I RITARDI
X CONFRONTARE T_{in} E T_{out} , CONOSCENDO
IL TEMPO DI PERMANENZA

2) X RISCALDARE IL SERBATOI, QUANDO IL LIVELLO HO RAGGIUNTO IL SET-POINT INIZIO A RISCALDARE CON SERPENTINO E CONTEMPORAN. AVVIO AGITAZIONE

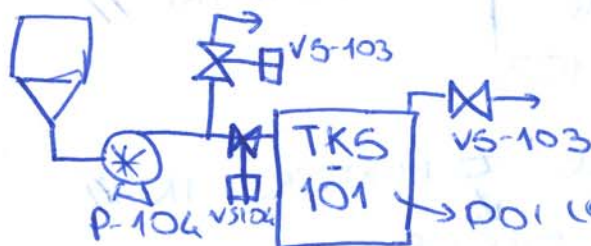
PROBL: RAGGIUNTO IL SET-POINT DI LIVELLO

↳ POSSIBILITA' 1: APRO VS-102

↳ " 2: ASPETTO CHE SI SCALDI

CONVIENE ASPETTARE PERCHE' SE FREDDI P104 NON CE LA FA

USO UN ALTRO SERB. DOPO P104, CHE USO SOLO X AVVIO ↳ TKS-101, ANCHE CON VALVOLA DI SCARICO VS-104



VOIENDO QUANDO INIZIA AD ARRIVARE ROBA A TKS-101 POSSO CHIUDERE LE 3 POMPE E RICIRCOLO TKS-101 AL SERB. VIOI

IN ALTERNATIVA RICIRCOLO DIRETTAMENTE DA P-104 (NO TKS-101)

IN ALTERNATIVA SE RAGGIUNGO SET-POINT, SPENGO DIRETTAM. 3 POMPE (P101, P102, P103), MA NON VA BENE SE HO REAZ. CHIMICHE

3) QUANDO SONO A REGIME CHIUDO VS104 E APRO VS103 E A SUA VOLTA AVVIO A101, APRENDO UNO SPIATO E AVVIANDO TK101

....

TK102 LO POSSO SCALDARE PRIMA

....

2) DRENAGGIO LIQUIDI

↳ DEVE ESSERE CONTEMPORANEO TRA ≠ SERB.
IN SERB. APPOSITI

NON POSSO ^{SOLO} USARE POMPA CENTRIFUGA X RISCHIO
CAVITAZIONE E BASTA, MA QUANDO SONO IN " "
" USO VALVOLA DI RADICE

TUBAZ. LEGGERMENTE INCLINATA X SVUOTAM.,
USO UN SECCHIELLO SE TUBO PICCOLO E SOST.
NON PERICOLOSE

EVITARE SOTTOVUOTO CON AZOTO/VAP/CO₂

3) RIMOZ. IDROCARBURI

↳ NO USO VAPORE VS ELETTRICITA' STATICA

USO INERTI E VALVOLE

POSSO ANCHE USARE ACQUA CHE RAFFREDDA
ANCHE, MA IL PROBL. E' CHE PESA DI + DEGLI
IDROCARBURI

4) CHIUSURA / APERTURA LINEE

USO SEZIONATORI X ISOLARE ≠ APPARECCHIAT.

↳ UNA LISTA

5) PROBL: FERRO SOLFURO

(RUGGINE (Fe₂O₃) REAGISCE CON H₂S ⇒ FeS

↳ E' INCENDIABILE CON O₂ ARIA

↳ BAGNO PERIODICAMENTE

6) ISPEZIONE, PRIMA RENDO RESPIRABILE

CONTROLLORI INDUSTRIALI

PV = VARIABILE DI PROCESSO
MV = " MANIPOLABILE

GESTIONE DELL'IMPIANTO \Leftarrow TECNICHE MARKETING

↓
STRATEGIE DI PRODUZIONE \rightarrow COSA PRODUCO?
↓
QUANTO?

GESTIONE UNITA' PRODUTTIVA \Leftarrow DCS/SCADA

↓
DA I SET-POINT X I \neq CONTROLLORI \Leftarrow PID

PID \rightarrow CONTROLORE, MINICOMPUTE
HA DEGLI INPUT / DEGLI OUTPUT
MISURATORI

PROCEDURA CICLICA \rightarrow RIPETUTA OGNI t_c

CONTROLLO A RELE' \rightarrow CONTROLLO ON-OFF

\hookrightarrow MOLTO ROZZO

ATTENZIONE AL RUMORE DI MISURA

X EVITARE CONTINUI ON/OFF USO UNA CERTA
ISTERESI (RITARDO)

\hookrightarrow QUANDO ACCENDO ASPETTO UN PO' A SPENGERE

PID \rightarrow CONTROLORE PID \neq LEGGE CONTROLLO PID

PUO' FARE 3 LEGGE DI CONTROLLO

\rightarrow PID

\rightarrow PI-D

\rightarrow I-PD

\rightarrow AZIONE DI CONTROLLO NON PROPORZ.
ALL'ERRORE NEL DERIVATIVO, MA
 \propto ALLA VARIABILE MANIPOLABILE

\hookrightarrow AZ. CONTROLLO PD \propto ALLA VARIABILE MANIPOLAB.

RICEVE SEGNALE IN TENSIONE O IN CORRENTE

ES: TERMOCOPIA

OUTPUT IN 4-20 mA DI CORRENTE CONTINUA

SPESSE ANCHE AUTOTUNING (MA FUNZIONA MALE)

MODEL PREDICTIVE CONTROL

ALGORITMO DI CALCOLO MOLTO COMPLESSO

FATTO DA AZIENDE SPECIALIZZATE → ES: ASPENTECH, ...

SVILUPPATO IN AZIENDE AMERICANE PETROLCHIMICHE
NATO NEGLI ANNI '70 ↓

X CRISI DEL PETROLIO X GUERRA KIPPUR

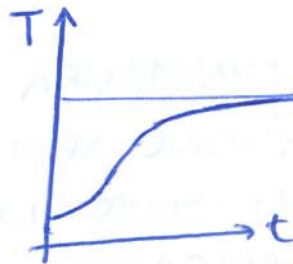
↳ PETROLIO CARO

BISOGNAVA MASSIMIZZARE PROD. E MINIMIZZARE I
COSTI ENERGETICI

NON POSSIAMO + USARE MIMO DECENTRALIZZATI,
CHE NON SI INTERESSANO AL MODELLO MATEMATICO

MPC USANO MODELLI DEL PROCESSO X PREVISIONI

ESEMPIO



DEVO PORTARE T A UN CERTO SET-POINT

NEI PRIMO CASO CONSUMO + VAPORE

IN ENTRAMBI I CASI RAGGIUNGO SET-POINT

DEVO TENER CONTO DEL COSTO E DELLO SCOSTAM.
DAI SET-POINT

AL $t=0$ DEVO FARLO CON MODELLO PREDITTIVO
X PREDIRE DINAMICA

DEVO CAPIRE QUAL'E' L'OTTIMO

PID, PLC LAVORANO SU t DI CICLO CONTINUO → Δ

MPC LAVORANO SU t DI CICLO DISCRETI → MEZZ'ORA
QUALCHE "

ANELO DI CONTROLLO ≠

MPC → MODELLO MATEMATICO X PREDIRE IL
COMPORTAM. DI UN SISTEMA

CONTROLLORI A TEMPO DISCRETO

↳ CALCOLI + COMPLESSI

↳ DI CAMPIONAMENTO

↳ SOLUZIONE FUTURA

COMPAGNONO NUOVI ELEMENTI:

• CAMPIONATORI → ANALOGICO/DIGITALE

• BLOCCO HOLD → TENGO COST. FINO A QUANDO
NON HO NUOVA MISURA/CALCOLO
(X MISURE DISCRETE)

MODELLI COMODI POICHE' NON USANO EQ. DIFFERENZIALI

EQUAZIONE ALLA DIFFERENZA

PARTO SEMPRE DA EQUAZ. DI BILANCIO

$$ES: A_p \frac{dh}{dt} = F_{in} - c h$$

$$A_p \frac{dx}{dt} = u - c x \rightarrow \text{EQ. DIFF. DEL 1° ORDINE LINEARE}$$

METODO + SEMPLICE: EULERO ESPlicito

$$A_p \frac{x_{k+1} - x_k}{\Delta t} = u_k - c x_k$$

$$x_{k+1} = \left(1 - \frac{c \Delta t}{A_p} \right) x_k + \frac{\Delta t}{A_p} u_k \rightarrow \text{TEMPO DI CAMPIONAMENTO}$$

SENNO' POSSO USARE EULERO IMPLICITO, ...
≠ MODI X DISCRETIZZARE

E RELAZIONI X PASSARE DA A, B, C, D A $\tilde{A}, \tilde{B}, \tilde{C}, \tilde{D}$

LE COSE VISTE ORE VACEVANO X SIST. LINEARI

COME TENIAMO CONTO CHE STIAMO USANDO DEI MODELLI IDEALI E MATEMATICI?

$$X_{k+1} = A X_k + B U_k$$

$$\hat{Y}_k = C X_k + P_k$$

QUANTO IL MIO MODELLO MATEMATICO SBAGLIA

$$P_k = Y_k - C X_k$$

SE AD ESEMPIO IL MIO MODELLO SBAGLIA DI 1°C IN + ABBASSO CON P_k DI 1°C

$$\hat{Y}_k = C X_k + P_k$$

MODELLO
IDEALE
PREDETTO

CORREZIONE

ASSUMO CHE L'ERRORE SIA SEMPRE LO STESSO
POI QUANDO HO NUOVA MISURA MODIFICO

2 TIPI DI CALCOLO

1) OTTIMIZZAZIONE DI STAZIONARIO

2) OTTIMIZZAZIONE DINAMICA

1) DETERMINA QUALI SONO GLI OPTIMI DEVE X_i
(X MOTIVI ECONOMICI)

2) SAPENDO IL SET-POINT CORRETTO VADO AD ESSO
NEL MIGLIOR MODO POSSIBILE

↳ t ↓, COSTI ↓, ...

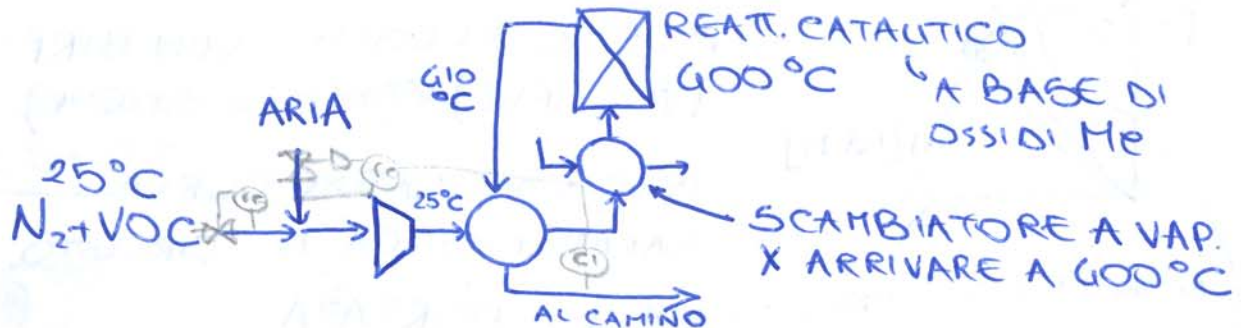
AL TEMPO k MISURO Y_k , RICAVO P_k E TRAMITE
OTTIMIZZAZIONI RICAVO LE U_k
POI DOPO TOT. TEMPO RIFACCIO

ESERCITAZIONE 4

ESERCIZIO 1

MISCELA $N_2 + VOC \rightarrow$ SE IGNITE SVILUPPANO POCO Q

$$\Delta T_{ad} = 5 \div 10^\circ C$$



AGGIUNGO ARIA X AVERE IN USCITA 2% DI O_2 (MIN.)

HO UN RECUPERATO DI Q

SCAMBIATORE Q IN CONTROCORRENTE $\rightarrow \Delta T_{min}$
X RECUPERO Q

1° COSA DA FARE \rightarrow CONTROLLO ALIMENTAZIONI
SE ALIMENTO DI $+ p \uparrow$

METTO CONTROLLO DI PORTATA (FC) SU $N_2 + VOC$
X PORTATA COSTANTE

VOC PROVENGONO DA \neq SER. IMPIANTO

QUINDI METTO UN SERBATOIO POLMONE X EVITARE
UNA SOVRAPRESSIONE O UN SET POINT $>$ DEI VOC
PRESENTI

REGOLIAMO ANCHE L'ARIA CON FC X PORT. COST.

NON USO CONTROLLORE RAPPORTO PERCHÉ:

1) VOC È FATTO DA \neq COMPONENTI / VARIABILE

2) DEVO AVERE 2% O_2 IN USCITA

↳ POSSO USARE UN MISURATORE DI O_2
(- COSTOSO DI UN GAS CROMATOGRFO)

REGOLO SET-POINT FC ARIA (CONTROLLO IN CASCATA)