



Corso Luigi Einaudi, 55 - Torino

**Appunti universitari**

**Tesi di laurea**

**Cartoleria e cancelleria**

**Stampa file e fotocopie**

**Print on demand**

**Rilegature**

NUMERO: 1479A -

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						Identificazione di processo - Esercizi
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						Modelli di sistemi MIMO, Analisi di stabilità
sabato, ottobre 18, 2014						Analisi di stabilità sistemi MIMO
domenica, ottobre 19, 2014						Controllo di sistemi MIMO
lunedì, ottobre 20, 2014						A1
martedì, ottobre 21, 2014						Controllo di sistemi MIMO. Esercizi su sistemi MIMO
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						Esercizi su sistemi MIMO
mercoledì, ottobre 29, 2014						A1
giovedì, ottobre 30, 2014						Esercizi su sistemi MIMO
venerdì, ottobre 31, 2014						
sabato, novembre 01, 2014						
domenica, novembre 02, 2014						
lunedì, novembre 03, 2014						A1
martedì, novembre 04, 2014						Dinamica di sistemi non lineari
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						Controllo di sistemi non lineari. PFD & P&ID.
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						Controllo di apparecchiature
mercoledì, novembre 19, 2014						A1
giovedì, novembre 20, 2014						Controllo di apparecchiature
venerdì, novembre 21, 2014						
sabato, novembre 22, 2014						
domenica, novembre 23, 2014						
lunedì, novembre 24, 2014						A1
martedì, novembre 25, 2014						Controllo di apparecchiature. Esercitazione
mercoledì, novembre 26, 2014						Esercitazione
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						Esercitazione
mercoledì, dicembre 03, 2014						A1
giovedì, dicembre 04, 2014						Esercitazione
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						Controllori Industriali. Avvio e fermata di impianti chimici.
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						Model Predictive Control.
mercoledì, dicembre 17, 2014						A1
giovedì, dicembre 18, 2014						Avvio e fermata di impianti chimici.
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 <sup>L'OBIETTIVO DEL</sup> CONTROLLO <sup>E'</sup> 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 CONDENSATO

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:

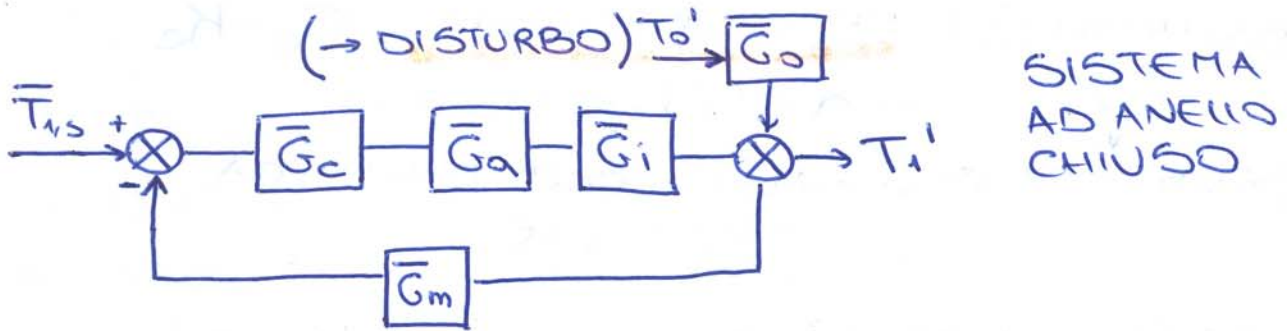
$$\frac{d\bar{R}'}{ds} = s\bar{R}' + \phi \quad \text{VALORE DELLA FUNZ AL } t = \phi$$

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

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

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.  
↳ MISURATORE ↳ ATTUATORE

$\bar{G}_o, \bar{G}_i \rightarrow$  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)

$$\bar{T}_1' = \frac{\bar{G}_c \bar{G}_i}{1 + \bar{G}_c \bar{G}_i} T_1' s + \frac{\bar{G}_o}{1 + \bar{G}_c \bar{G}_i} T_o'$$

DEVO TROVARE I POLI  $1 + \underbrace{\bar{G}_c \bar{G}_i}_{G_{ol}} = 0$   $\hookrightarrow$  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 GLICOLATA FACCIO SPERIMENTAZIONE QUANDO POSSO

SPERIMENTAZIONE

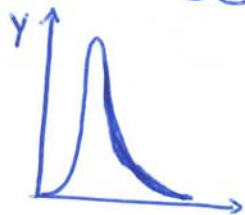
↳ SU SIST. PRECEDENTEMENTE ALLO STAZIONARIO

↳ VARIAZIONE A GRADINO

↳ " A IMPULSO (DELTA DIRAC)

↳ " A ONDA QUADRA

SE AD ESEMPIO FACCIO IMPULSO:



ASSOMIGLIA A 1' ORDINE CON RITARDO

POI DETERMINO PARAMETRI

CONFRONTO CON QUELLI CHE CONOSCO



SE NON ABBIAMO ORDINE 1, MA SUPERIORE:

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

$\downarrow$  MOMENTO DI ORDINE  $j$

$\Sigma$  DI TERMINI CON  $1 \neq$  MOMENTI

PROCEDIM:

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

\* INTRODUCO MOMENTI RIDOTTI

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

\* 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

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

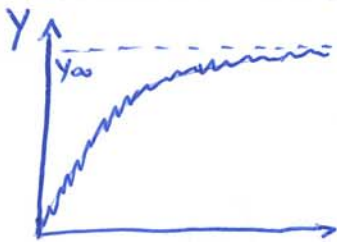
IN BASE ALL'ORDINE DEL MIO SISTEMA



PROBL: RUMORE DI MISURA RENDE DIFFICILE FARE LA DERIVATA PRIMA

② CON UN GRADINO  $e^{-}$   $\approx$ , MA CALCOLI + DIFFICILI, POICHE'  $\mu(s) \neq 1$

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



A NOTO = AMPIEZZA GRADINO

K,  $\tau$  LI OTTENGO CON UN BEST FIT

LES: MINIMI QUADRATI

DIFFICILE CON RITARDO

X SIST. DEL 1° ORDINE  $e^{-}$  + SEMPLICE:

\* FACCIAMO SPERIMENTAZIONE

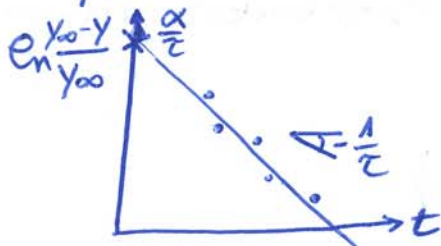
$$\lim_{t \rightarrow \infty} AK(1 - e^{-(t-t_0)/\tau}) = y_{\infty} = AK \Rightarrow K = \frac{y_{\infty}}{A}$$

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

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

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

CAMBIO DI VARIABILE



X ORDINI SUPERIORI MOLTO + COMPLESSO

SPERIMENTAZ. FACILE  
CALCOLI DIFFICILI

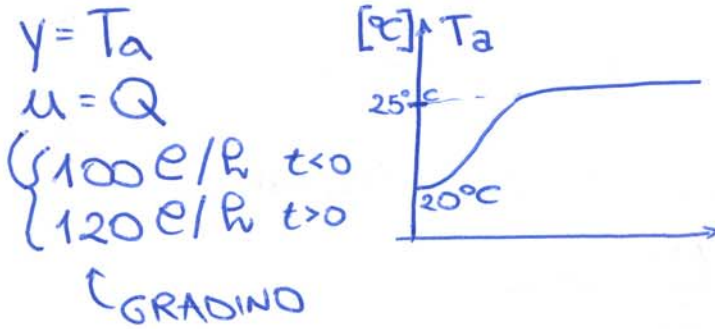
SI PUO' FARE IN FASE DI AVVIO O IN FERMO



# ESERCITAZIONE 1

## ESERCIZIO 1a

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



SIST. LINEARE  
 VARIAZ.  $T$  PROPORZIONALE  
 A VARIAZ. PORTATA

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

↑  
 GUADAGNO

$$u' = u - u_s \quad y'(s) = G(s) u'(s)$$

$$y' = y - y_s$$

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

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

↗ 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  $\alpha = 2 \text{ s}$

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

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

$$K = 10,865$$

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

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

$$m_1 = 56,31$$

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

### ESERCIZIO 2

2° ORDINE

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

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

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

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

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

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

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

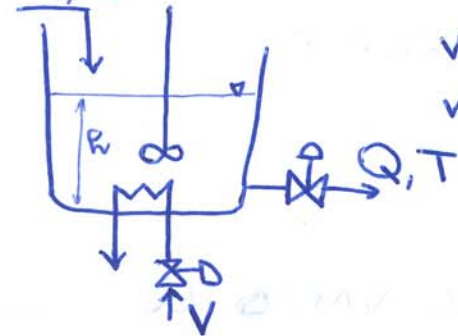
$$m_1 = 0,999 \rightarrow \mu_1 = \frac{m_1}{m_0} = 1,0166$$

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



# 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

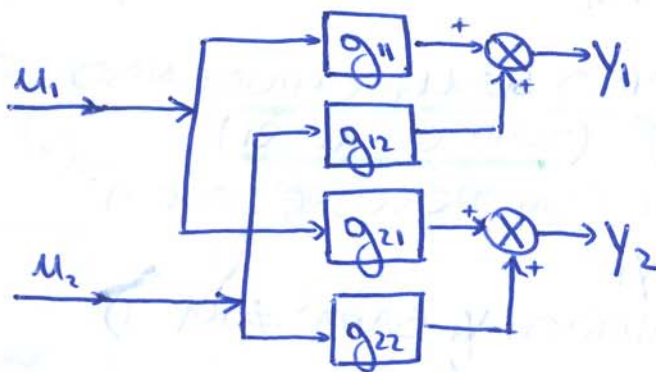
BASATO SULLA CONOSCENZA DELLA MATRICE DELLA FUNZIONE DI TRASFERIMENTO

↳ 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

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

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



SE  $\lambda_{ii}$  VIENE UNITARIO, VUOLE DIRE  $\Delta y_{ir} = 0$ ,  
 QUINDI NON C'E' EFFETTO INDIRETTO ☺  
 ↳ CASO MIGLIORE

SE  $\lambda_{ii}$  VIENE = 0 NON VA BENE ☹

SE  $\lambda_{ii} > 1$  VUOLE DIRE  $\Delta y_{ir}$  E' OPPOSTO IN SEGNO  
 A  $\Delta y_{im}$ , MA  $|\Delta y_{ir}| < |\Delta y_{im}|$  ☹

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

SE  $0 < \lambda_{ii} < 1$  EFFETTI CONCORDI ☹

DOVREMMO FARE  $\forall$  POSSIBILE ACCOPPIAM.  $\lambda_{ij}$

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

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

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

↳  $\lambda_{ii}$  + 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

$\Downarrow$

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

INDICE DI NIEDERLINSKI

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

NECESSARIO E SUFFICIENTE X SIST. 2 X 2

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

$\varphi > 0$  STABILE  
 $\varphi < 0$  INSTABILE

$N = 1 - \varphi$

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

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

MEGLIO NON USARE.

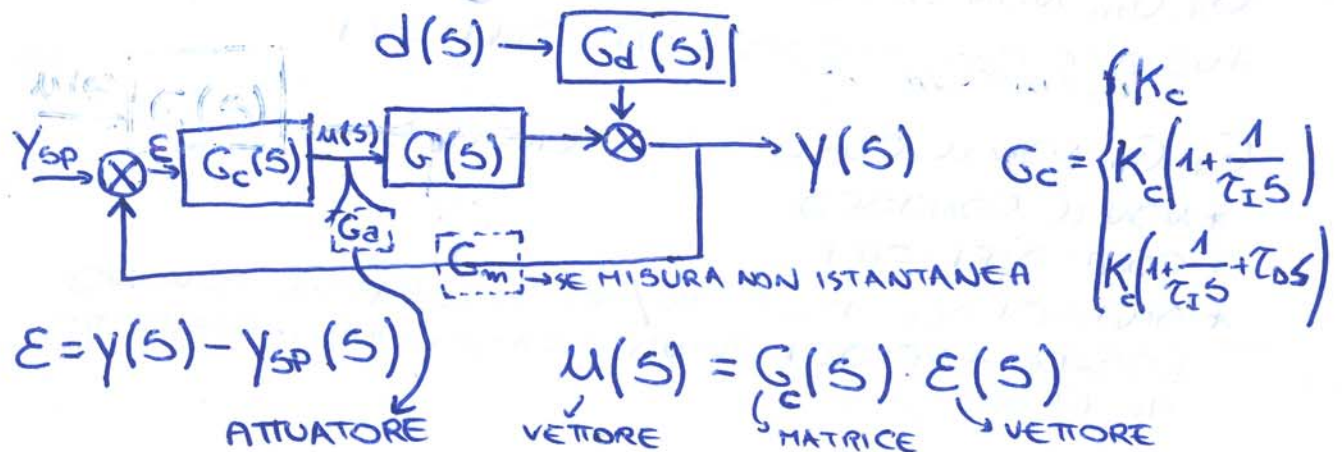
USARE SOLO COME CONTROLLO

### 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

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



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

$$s^2 + (2+5K)s + (1+5K+2K^2) = 0 \rightarrow s_1 = p_1(K)$$

$$\rightarrow s_2 = p_2(K)$$

USIAMO METODO DI ROUGHT:

RADICI CON PARTI  $Re < 0$  SE:

- TUTTI I TERMINI  $> 0$

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

$$1+5K+2K^2 > 0 \rightarrow \forall K \Rightarrow 0 < K < \infty \quad (\text{QUASI SEMPRE})$$

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  $u_1$  ← TUNING  
 $\hookrightarrow$  OPEN LOOP 2° CONTROLLORE

- 2) DETUNING → MODIFICO I PARAMETRI OTTENUTI

ES: CORREGGO  $K_c$  ← CON  $z-N, \dots$  RIGUARDARE  
 CON GUADAGNI RELATIVI  
 NON  $\exists$  REGOLE GENERALI  $\rightarrow \neq$  TIPI



B) HD + VARIABILI MANIPOLABILI DI V. CONTROLLATE

$m_1$   $y_1$   
 $m_2$   $y_2$   
 ~~$m_3$~~

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

**DISACCOUPLIATORI** → FUNZ. TRASF. AGGIUNTIVE

X COMPENSARE LE INTERAZIONI



$V_i \neq U_i$  → RISULTATO DEL CALCOLO DEL CONTROLLORE  
 QUELLO CHE VIENE IMPLEMENTATO

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

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

$$Y_1 = \left( g_{11} - \frac{g_{21}}{g_{22}} g_{12} \right) V_1$$

$$Y_2 = \left( g_{22} - \frac{g_{12}}{g_{11}} g_{21} \right) V_2$$

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

INTERAZ. VENGONO CONSIDERATE NEL PROGETTO

VENGONO 2 ANELLI SEPARATI INDIPENDENTI (NO INTERAZIONI) → COMPENSATE

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  $\Sigma$  E POI NEL PROCESSO FACCIO CAMBIAM. VARIABILI

QUESTI ULTIMI 2 (DISACCOUPLIATORI) USATI X COLONNE DISTILLAZIONE



# ESERCIZIO 1

1) SIST. APERTO  $\begin{cases} \text{AUTOVALORI } A < 0 \\ \text{POLI } G(s) < 0 \end{cases}$

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

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

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

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

INSTABILE  
 $\begin{cases} 3 > 0 \\ -1 < 0 \end{cases}$   
 STABILE

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

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

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

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  $\rightarrow 2 \times 2$

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

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





## 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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

... ~~PANCA PANCA~~

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?

$$\varphi = \frac{K_{12} K_{21}}{K_{11} K_{22}} = \frac{4 \cdot 1}{(2)(3)} = 2 \quad K = \begin{bmatrix} 2 & 1 \\ 4 & 1 \end{bmatrix}$$

$$N = 1 - \varphi = 1 - 2 = -1 < 0 \rightarrow \text{INSTABILE} \quad (2 \times 2)$$

2) G(s) RIMANE LA STESSA

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

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



### ESERCIZIO 6

DECIDIAMO GUARDANDO RGA( $\lambda$ ) CHE MEGLIO PERMETTA ACCOPPIAMENTO

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

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

$$\lambda_{11} = \frac{1}{1-\varphi_{12}} = \frac{1}{1-0,278} = 1,38 \quad RGA = \begin{bmatrix} 1,38 & -0,38 \\ -0,38 & 1,38 \end{bmatrix}$$

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

1-1  
2-2

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

$$\varphi_{13} = \frac{4 \cdot 3}{-10 \cdot 0,5} = \frac{12}{-5} = -2,4 \rightarrow \lambda_{11} = \frac{1}{1+0,47} = 0,706$$

$$N = 1 + 0,4 = 1,4 > 0 \quad RGA = \begin{bmatrix} 0,39 & -0,39 \\ -0,39 & 0,39 \end{bmatrix}$$

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

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

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

1-3  
2-2



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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

### ESERCIZIO 10

$$\begin{aligned} M_1 &\rightarrow RR & X_1 &\rightarrow X_A \\ M_2 &\rightarrow V & X_2 &\rightarrow X_B \end{aligned}$$

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

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

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

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

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

NON POSSO USARE DISACCOPIARE DINAMICO

ATTENZIONE → ESERCIZIO MERDOSO  
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 BATTEREZZO COSÌ VIENE ACCOPPIAMENTO  
 $Y_1 - U_2, Y_2 - U_1$

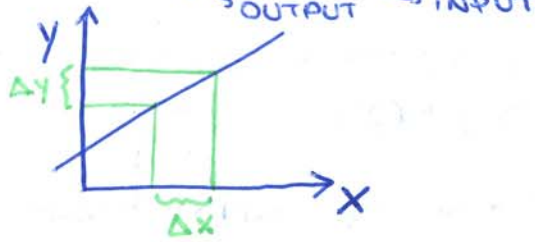
NON POSSO USARE NIBERNISKI

28/10/19

# SISTEMI NON LINEARI

SIST. LINEARE QUANDO  $y$  E  $u$  SONO LEGATI LINEARMENTE

$$y = a u + b$$



SISTEMA NON LINEARE: (ESEMPIO)

$$y = u^2$$



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

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

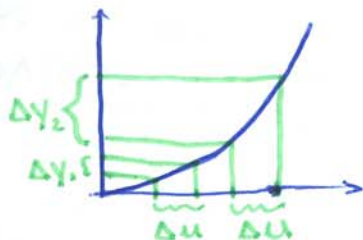
PRINCIPIO DI SOVRAPPOSIZIONE DEGLI EFFETTI

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

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

\* SISTEMA NON LINEARE

LA VARIAZIONE  $\Delta y$  DIPENDE, FATTO UN CERTO  $\Delta u$ ,  
Dallo stato iniziale



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

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

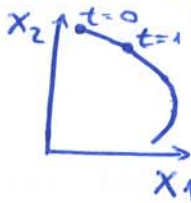


X SIST. NON LINEARI DEVO RISOLVERE  
L'EQVAZIONE DIFFERENZIALE (CON MATLAB)

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

MA EVOLUZIONE DINAMICA DIPENDE DALLE 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° OTENGO 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

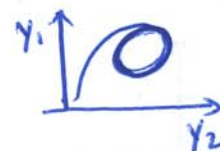


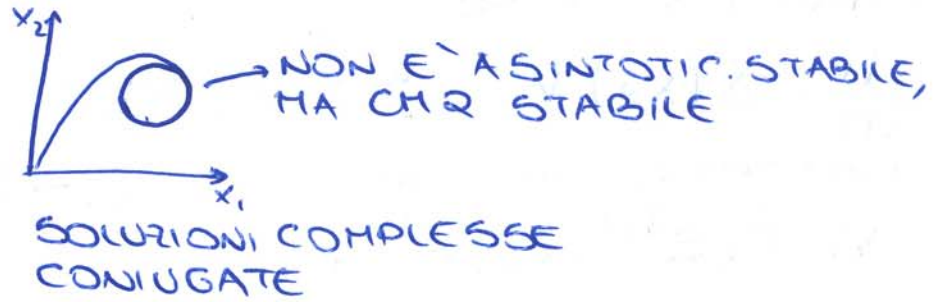
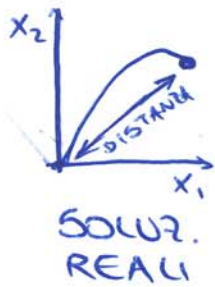
R. STAZIONARIO

$\rightarrow$  UN PUNTO NEL  
DIAGRAMMA  
DELLE FASI

$\rightarrow$  PERIODICHE  $\rightarrow$  LINEA CHIUSA

REGIME DINAMICO





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  $S$  RIMANENDO, NELL'EVOLUZIONE, VICINO A  $S$  (IN UN INTORNO  $\epsilon$ )

$$\|X(t) - X_e\| < \epsilon$$

BIBO: BOUNDED INPUT - BOUNDED OUTPUT  
LIMITATO

SE FINISCE PROPRIO SUL PUNTO  $S$  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

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

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

$\begin{matrix} \text{||} \\ \text{0} \end{matrix}$   $\hookrightarrow$  JACOBIANA

$\hookrightarrow$  X DEFINIZIONE DI STATO DI EQUILIBRIO



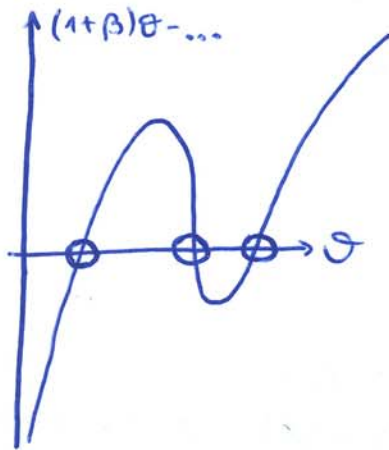
NE L'ESERCIZIO DEL CSTR:

• MOLTEPLICITA' DEGLI STATI STAZ.

PONGO  $= A \neq$  LE 2 EQUAZ.

SOSTITUISCO  $\beta$  NELLA 2<sup>a</sup>, COSÌ OTTENGO UN'EQUAZ. SOLA IN  $\alpha$

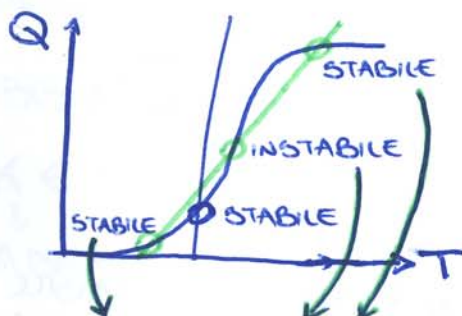
IL SIST. PRESENTA 3 PUNTI DI FUNZIONAMENTO STAZIONARIO



• A STO PUNTO STUDIO LA STABILITA' DEI 3 PUNTI TROVATI STUDIANDO  $\lambda$ :

↳ 2 STABILE  
↳ 1 INSTABILE

MOTIVAZIONE FISICA:



$Q$  SCAMBIO DEL REATTORE CON L'ESTERNO =  $Q$  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

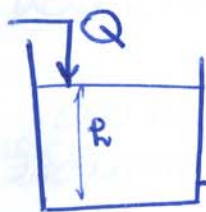
SE STO CALCOLANDO DELLE CONC. TENGO SOLUZ. POSITIVE ( $\xi_{is} > 0$ ) (NON SU X)

∃ 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:  $Q_0 - C\sqrt{h_s} = 0$

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

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

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



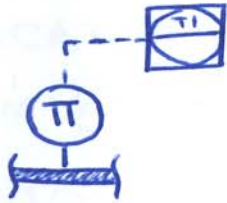
\* UTILITY → HANNO DELLE SIGLE



\* + TABELLA CON INFORMAZIONI ESSENZIALI  
OPZIONALI

TABELLA ANCHE X APPARECCHIATURA, CON  
INFORMAZIONI GENERALI

### \* LOOP APERTO (DI ACQUISIZIONE)

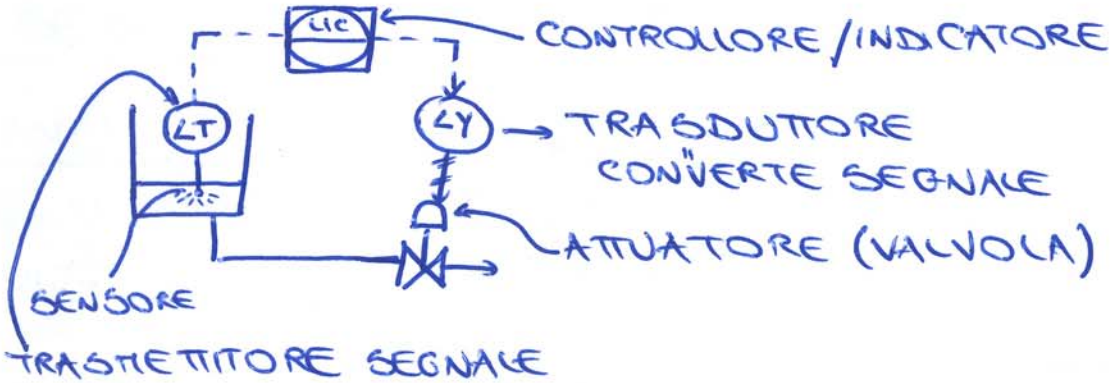


LA MISURA DI T VIENE MISURATA DA UN DISPOSITIVO DI CAMPO

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



# CONTROLLO DI APPARECCHIATURE

APPLICAZ. PRATICHE

BARRESI

TEORIA SERVE DA UN CERTO LIVELLO IN POI

MODELLO DEL SIST. SI FA POCHISSIME VOLTE  
(X SIST. COMPLESSI) (O IMPIANTI PERICOLOSI)  
USANDO ASPEN DYNAMIC

DEVO SCEGLIERE COSA CONTROLLARE/MANIP.  
 $\exists \neq$  POSSIBILITA' (E  $\neq$  ACCOPPIAM. POSSIBILI)

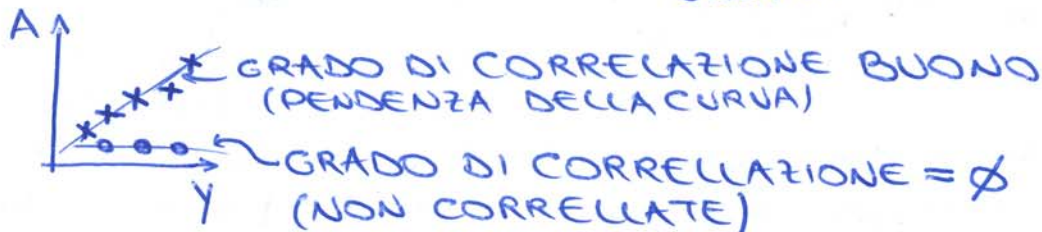
CONTROLLO DEVE ESSERE EFFICACE/VELOCE  
SE POSSO NON USO DECOUPLER

## ANALISI DEI GRADI DI LIBERTA'

$$P = V - E$$

$\uparrow$  VARIABILI INDIPEND.  
 $\uparrow$  EQUAZIONI INDIPENDENTI VINCOLI

TEOREMA BACHINGHAM  $\rightarrow$  USO NUMERI ADIMENSIONATI GRUPPI

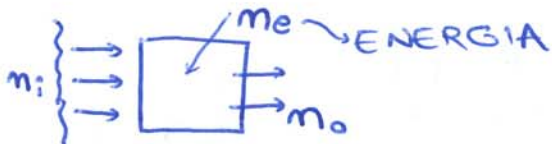


USO TANTI LOOP DI CONTROLLO SISO QUANTI SONO I GDL - DISTURBI

$$n_d = P - n_{\text{DISTURBI}}$$

$\hookrightarrow$  NUM. MAX DI VARIABILI CONTROLLABILI

X LE COLONNE I GDL VANNO DA 3 A 6, NUM. MIGLIORE E' 4, DIPENDE DA COSA STO CONSIDERANDO, DEVO VEDERE SE HO BARIOTTO, CONDENS, RIBOLLITORE, ...



HO C COMPONENTI + 2 VAR. FISICHE: T, P, INOLTRE  
 (POTREI AGGIUNGERE POTENZIALE ELETTRICO (+ IONI))  
 ↓  
 C+2

IN INGRESSO POSSO SOLO REGOLARE PORTATE,  
 NON COMPOSIZ. IN USCITA INVECE SÌ

$$n_s = n_i + n_e + n_o (C+2)$$

VINCOLI: C+1

BILANCI DI  
 MATERIA

BILANCIO  
 DI ENERGIA

SIST. MONOFASICO

(C-1)(n\_o-1) TUTTE LE CORRENTI HANNO LA  
 STESSA COMPOSIZ.

2(n\_o-1) IN TUTTE LE CORRENTI HO STESSA  
 T, P (IN USCITA)

$$n_c = C n_o + n_o$$

$$n_d = n_s - n_c = n_i + n_e + n_o \leftarrow \text{E' VENUTO CHE } n_d \text{ E'}$$

↑  
 X SIST. MONOFASICO PARI AL NUMERO DI  
 CORRENTI TOTALI

SONO I LOOP (NON CONDISERO HOLD-UP)

X SIST. MULTIFASICI HO GLI STESSI GDL COMPLES-  
 SIVI, MA NE CONSUMO UNO IN + X HOLD-UP

↳ LIMITE SUPERIORE

VARIABILI: P(C-1) SI AGGIUNGONO  
 ↳ NUMERO FASI

$$n_t = n_i + n_e + n_o (C+2) + P(C-1)$$

X VINCOLI HO GLI STESSI DI PRIMA + EQUAZ. DI FASE  
 V COMPONENTE

$$n_c = n_o + C n_o + CP - 1$$

HO ASSUNTO CHE OGNI  
 CORRENTI IN USCITA SIA  
 MONOFASICA (LO VOGLIO  
 VS MARTELLI)



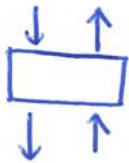
UNITA' COMPLESSE



SE CONSIDERO 2 SEPARATI DEVO CONSIDERARE CORRENTE ENERGETICA

CONVIENE CONSIDERARLO IL BLOCCO UNICO

PIATTO DI UNA COLONNA DI DIST.



4 CORRENTI

2 FASI

NELLA PRATICA HO 3 GDL

STESSO RISULTATO X COLONNA UNICA

(TUTTI GLI ALTRI SONO CONTROLLI DI PRESSIONE  $N+2$ , MA  $N=1$  POICHE' GLI ALTRI A  $P=$ )

QUESTO MI DA' GDL MAX, IN REALTA' POSSO USARNE MENO

LEGGE DI GIBBS (REGOLATA) → A VARIABILI INTENSIVE

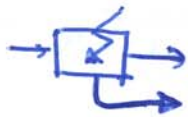
$$M_G = C - P + 2$$

QUESTO E' IL NUMERO MAX, MA FACCIO OCCHIO A:

1) PARTITORI



DEVO RISPETTARE BILANCIO DI MATERIA



3 CORRENTI  
2 FASI → 3 GDL →  $M_d = 3$

$M_G = 1$  → POSSO REGOLARE UNA SOLO VARIAB. INTENSIVA

$M_G$  DIPENDE DAL NUM. DI COMPONENTI

$M_d$  DIPENDE SOLO DA NUM DI CORRENTI E DAL NUM. DI FASI

VALVOLA DEVE ESSERE BEN DIMENSIONATA IN MODO DA INFLUENZARE FLUSSO, MA SENZA ESAGERARE (EVITARE SATURAZIONE)

POSSO ANCHE USARE BYPASS, MA SPRECO LAVORO COMPRESSO COMPLICATO, POICHE' CONDIZ. OTTIMALI PERICOLOSA MENTE VICINI A POMPAGGIO, POSSO REGOLARE  $P$  TRAMITE  $P$  IN ASPIRAZIONE, DEVO UTILIZZARE UN BYPASS X AVERE PORTATA > PORTATA CRITICA (CON  $P > P_{CRITICA}$ )

QUANDO MI AVVICINO AL POMPAGGIO RICIRCOLO IL GAS E AUMENTA LA PRESS.

LA VALVOLA POSSO METTERLA SU ASPIRAZIONE, SUL BYPASS O SULLO SCARICO IN MANDATA

X REGOLARE PORTATA SOLIDO VARIO LA VELOC. DI PORTATA MISURANDO CON CELLA DI CARICA, SENNO' USO COCLEA (REGOLO VELOCITA' ROTAZ.) (FATTORE RIEMPIM.  $\beta$  VARIA)

POSSO PESARE CON CELLA DI CARICO, CON SERB. APPESO, X SIST. DISCONTINUI

## • CONTROLLO T

IN SCAMBIATORE DI CALORE

↳ DIFFICILE DA CONTROLLARE SE USO UN LIQ. E ANCORA + COMPLESSO SE USO UN FLUIDO DI PROCESSO DI RECUPERO

RISCALDATORE DI VAPORE, TOCCANDO LA PORTATA CAMBIA SIA COEFF. TRASF. +  $T$  PERM.

LA COSA PEGGIORE E' SIST. CON TEMPO DI RISP. LUNGO E VARIABILE

X LO + SI REGOLA LA PORTATA DI VAPORE



## CONTROLLI A PRIORITA'

↳ SE HO + VARIABILI CONTROLLATE DI VARIABILI MANIPOLABILI

↳ GUARDO COSA E' + PERICOLOSO ← SELETTORE

↳ ES: FLOODING X COLONNA  
PRESSIONE CALDAIA  
POMPAGGIO POMPA

X REATTORI TUBOLARI X CONTROLLARE  $T_{picco}$   
USO + TERMOCOPPIE

↳ IL PROBL. E' QUANDO UNA TERMOCOPPIA E' GUASTA

UNA SOLUZ. E' LA RIDONDANZA, MA COSTI ↑  
E DEVO CAPIRE QUALE DELLE 2 E' ROTTA

SE DEVO REGOLARE UNA PORTATA (O UN PH)  
CON AMPIO RANGE, MA PRECISO USO 2 VALVOLE,  
UNA GROSSOLANA E L'ALTRA X PRECISIONE

## CONTROLLO SCAMBIATORI Q

CASO + SEMPLICE: MISURO  $T_o$ , REGOLO  $F_{RECER.}$

+ EFFICACE MISURARE ANCHE  $F_{in}$ ,  $T_{in}$

POSSO ANCHE USARE VALVOLA A 3 VIE, MA  
E' MEGLIO 2 VALVOLE A 2 VIE

X CONDENSATORI E' + PROBLEMATICO,  
POICHE' DEVO RAFFREDDARE TUTTO E FARLO  
CONDENSARE TUTTO, SENZA SOTTORAFFREDDARE  
TROPPO

↳ SOTTORAFFREDDO UN PO' X MISURARE DI  
AVER CONDENSATO TUTTO

STESSI PROBLEMI X EVAPORATORI  
POSSO USARE SIST. A THEROSIFONE

UNA PORTATA LA POSSO RIDURLA, MA NON SEMPRE POSSO AUMENTARLA

DEVO VEDERE QUALI SONO I POSSIBILI DISTURBI, DOVUTI ANCHE A CONDIZ. ESTERNE/AMBIENTE

IN REALTÀ ANCHE  $U$  VARIA

$$U \propto Re^{0.8}$$

LE COSE MIGLIORANO UN PO', MA POCO

MANIPOLAZ. DELLA PORTATA NON È COSÌ SODDISFACENTE

ALTERNATIVA: BYPASS, MA NON È MIGLIORATO TANTO !!, MA È + VELOCE ☺

SE USO ACQUA DI TORRE PROBI. SPORCAMENTO

IN BYPASS CONVIENE BYPASSARE IL FLUIDO REGOLATO

### SCAMBIATORI A VAPORE

→  $H_{VAP}$

RIE SCO A REGOLARE DIRETTAM.  $Q$  CHE VOGLIO

POSSO IN ALTERNATIVA MISURARE PORTATA IN USCITA, REGOLANDO  $U$

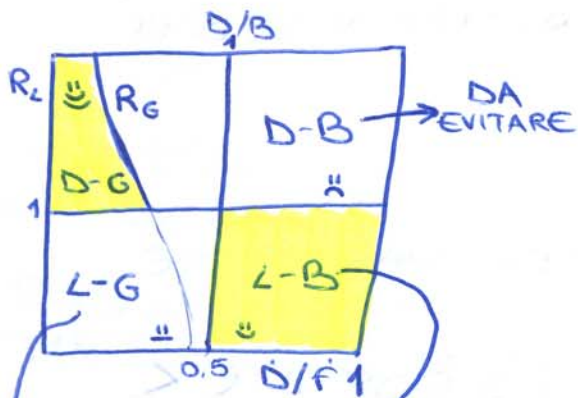
MEGLIO SCAMBIATORE VERTICALE

POSSO ANCHE REGOLARE  $T_{cond}$  CON PRESS, MA NEL CASO DEL VAPORE DEVO FARE ATTENZIONE A OSCILLAZIONI, QUINDI USO SISTEMA IN CASCATA

DEVO STARE IN POSIZ. CENTRALE DELLA VALVOLA. (VS SATURAZIONE), REGOLANDO, CON UN CONTROLLO IN CASCATA + LENTO, LA POSIZ. DELLA VALVOLA CON LA PORTATA DI VAPORE



CONVIENE REGOLARE PORTATA + PICCOLA



ES:



$$R_2 = \frac{L}{D} < 1 \Rightarrow D$$

$$R_G = \frac{G}{B} < 1 \Rightarrow G$$

MANIPOLARE QUESTE 2

D = DISTILLATO

↳ DIRETTAM. SU PORTATA

G = BOIL-UP → VELOCE ☺

FAVOREVOLE POICHE' ANCH'ESSO CONTROLLO UNA VOLTA ENERGIA, UNA VOLTA MATERIA) UN PO' + LENTAMENTE

CONTROLLO IN 2 RIFLUSSO, NON VA MOLTO BENE POICHE' NON CONTROLLO MASSE

PUREZZE LE VOGLIO SUPERIORI AL 99%

∃ RELAZIONI X SIST. BINARI IDEALI X CALCOLARE

$$R_{min} \rightarrow R = 1,2 \div 1,3 R_{min}$$

$$\frac{D}{F} = Y_d \cdot X_{Fd} \quad 0 < Y_d < 1$$

SE HO PRODOTTO PURO IN TESTA  $X_D = 1$

$$(R_c)_{min} = \frac{1}{(\alpha - 1) X_{Fd}}$$

↳ VOLATILITÀ COSTANTE

$$(R_c)_{min} = \frac{Y_d}{(\alpha - 1) Y_a X_{Fd}}$$

$$\begin{cases} n \rightarrow \infty (\infty \text{ STADI}) \\ X_D = 1 \\ q = 1 \end{cases}$$

$$R_{c,min} = \frac{Y_d}{(\alpha - 1) D/F}$$

TALVOLTA FISSO LA PORTATA DI Q AL RIBOLLITORE,  
MA ALTRE VOLTE LA REGOLO X REGOLARE IL  
BOIL-UP

USO BOIL-UP ~~V~~ ALLAGAMENTO, ESSENDO  
IL + VELOCE

POSSO INIETTARE DEGLI INCONDENSABILI,  
MA POI ME LI RITROVO

X CONTROLLO COMPOSIZ. USO X LO + UN  
MISURATORE DIFFERENZIALE

↳ CONTROLLO DIRETTO SI PUÒ FARE, MA  
UN GASCROMATO GRAFO, CHE COSTA  
MOLTO CARO POICHE' NON DEVI PIANTARSI  
MAI, E INOLTRO E' UN'ANALISI MOLTO LENTA,  
LO USO SOLO COME RIPROVA FINALE

USO RELAZIONE T / COMPOSIZIONE

### ESTRAZIONE LIQUIDO-LIQUIDO

POSSO USARE ES. STRAMAZZO

LA POSSO FARE IN 2 MODI

1) COLONNA

2) SERIE MISCELATORI + SEDIMENTATORI

POSSO ANCHE USARE UN SIFONE

### DISTILLAZIONE BATCH

POCO USATA, X GRAPPA

CONTROLLO COMPLICATO

DEVO MANTENERE GRADAZ. GIUSTA E FERMARMI

X AVERE COMPOSIZ. MEDIA DESIDERATA



# AVVIO E FERMATA DI APPARECCHIATURE E IMPIANTI

NON VI È UNA PROCEDURA RIGIDA

## IMPIANTO OLIO

• CONTROLLARE DI AVER RIEMPIUTO I SERBATOIO

AVVIO IN // SE HO SEZIONI ≠ A SE STANTI, OPPURE AVVIO IN SEQUENZE

NEL NOSTRO CASO ← RIDUCO TEMPISTICHE START-UP POSSO FARE SE

COMPRO DELL'OLIO

GIÀ DEGOMMATO

X TK104, O ANCHE

DECOLORATO X TK103

⇒ 3 AVII IN //

SOLUZIONE OTTIMALE: ± MINORE IN // MA DEVO ESSERE SICURO, + COMPLESSO

## AVVIO DEGOMMAZIONE:

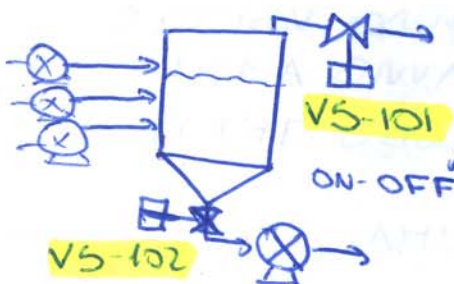
1) AVVIO P101, P102, P103

LA MATERIA INVIATA IN V101, MA IN V101 NON C'È IL VUOTO, MA ARIA

HO ACCUMULO NEL SERBATOIO, QUINDI LA PRESSIONE AUMENTA

20 mbar BASTANO X ESPLOSIONE

AGGIUNGO QUINDI:



UNA VALVOLA DI SPURGO ARIA VS-101, CHE APRO PRIMA DELLE 3 POMPE

AGGIUNGO ANCHE VALVOLA VS-102 ON-OFF IN FONDO

SE HO REAZ. CHIMICA DEVO EVENTUALMENTE SMALTIRE PRODOTTI DI SCARTO DOVUTI ALL'AVVIO

**AVVIO - FERMATA IMPIANTI**

||  
START-UP

||  
SHUT-DOWN

- X MANUTENZIONE ORDINARIA
- X MALFUNZIONAMENTI

≈ 20% INCIDENTI INDUSTRIA PETROLCHIMICA

PROBL: STRESS TERMICI, MECCANICI, ...

ES: X SCAMBIATORE Q A 200°C NON PARTO SUBITO CON VAPORE HP, MA VADO X GRADI

FERMATE

- ↳ SHUTDOWN PROGRAMMATO
- " " PROLUNGATO (MOTHBALLING)
- " " PARZIALE

- 1) DEPRESSURIZZAZIONE, RAFFREDDAMENTO → FA SCENDERE P
- 2) DRENAGGIO ↳ SFIATI MAGARI AIUTATO
- 3) RIMOZ. IDROC. / SOST. PERICOLOSE
- 4) CHIUSURA / APERTURA LINEE
- 5) RENDO RESPIRABILE, + PROBL. Fe S
- 6) ISPEZIONE

- 1) DEPRESSURIZZAZ. → SET ↓ P ↓  
↳ SFIATI  
CON RAFFREDDAM. RISCHIO SOTTOVUOTO DEPRESSURIZZAZ.  
(6 mbar SI ACCARTOCCHIA)  
↳ USO INERTE → POI DA ELIMINARE  
POICHE' IRRESPIRABILI  
ACQUA ↳ RISCHIO CONGELAM, SERVE DRENAGGIO



## AVVIO

SE L'AVVIO HO OPERAZ. PRELIMINARI

X ALTRI AVII CONTROLLO SEZIONATORI

MANUTENZIONE VALVOLE

CONTROLLO SERVIZI DI PROCESSO

RIMUOVO ARIA, CON  $N_2$ , VAP, ACQUA, ...

TEST DI TENUTA → CON LIQ. SE COCCIOLA  
↳ X GAS ACQUA-SAPONE VEDO  
SE FA BOLLICINE

POI AVVIO VERO E PROPRIO

X COLONNA DI DISTILLAZIONE

↳ AVVIO A RIFLESSO TOTALE

1) CARICO LIQUIDO CON COMPOSIZ. ≈ FEED  
CHE ARRIVA AL KETTLE

2) ACCENDO RIBOLLITORE, CHE CREA VAP,  
CHE SALE IN COLONNA

CONVIENE, NONOSTANTE HO CONTROLLO P,  
APRIRE SPURGO E  $N_2$

3) IL CONDENSATORE CONDENSA

POI ASPETTO CHE ARRIVO A REGIME, F

QUANDO ARRIVO A SET POINT INIZIO A

TIRAR FUORI PRODOTTO DI CODA

X LAVORA A PRESSIONE CHIUSO SPURCHI,  $N_2$   
E USO CONTROLLORE P

PLC → HARDWARE ≠, CAPACI DI LAVORARE 24h  
FAVNO ANCHE OPERAZIONI + COMPLESSE  
PROCESSORI + GROSSI  
COLEGABILE A PC  
X LOGICHE DI CONTROLLO AVANZATE E X SICUREZZA  
↳ X ROBUSTEZZA ELEVATA

DCS → DISTRIBUTIVE CONTROL SYSTEM  
E' UNA RETE DI COMPUTER  
(COLEGATI ANCHE PID, PLC)

MOLTO AFFIDABILE

- LIVELLO DI CAMPO → STRUMENTAZ.
- LIVELLO DI PROCESSO → CONTROLLARE
- SUPERVISORE

SCADA → DCS IN MINIATURA  
SOFTWARE X GESTIONE APPARECCHIATURA  
UN UNICO PC GESTISCE MACCHINA  
CON INTERFACCIA GRAFICA



OGNI TOT AL CONTROLLORE ARRIVA LA MISURA, FA IL CALCOLO E POI MANDO AZIONE DI CONTROLLO A UN HOLD ELEMENT

HOLD FUNCTION → RICEVE OGNI TOT E LO TRASFORMA A UN SEGNALE A  $t$  CONTINUO

CAMPIONAMENTO SU  $t$  DISCRETO ABBASTANZA PICCOLO X DINAMICA, MA SENZA ESAGERARE X PESANTEZZA CALCOLI

HOLD ORDINE  $\phi \rightarrow$  A GRADINI  
 " " 1  $\rightarrow$  APPROX 1° ORDINE  
 " " 2  $\rightarrow$  ...  
 :

TEMPO DISCRETO  $\rightarrow$  MODELLI  $\neq$   
 MODELLI NEL TEMPO DISCRETO

$t = k \Delta$   $\rightarrow$  TEMPO CAMPIONAMENTO  
 $k = 0, 1, 2, \dots$

$$\begin{cases} X_{k+1} = \tilde{A} X_k + \tilde{B} U_k \\ Y_k = \tilde{C} X_k + \tilde{D} U_k \\ X_0 \text{ DATO} \end{cases}$$

CALCOLI SEMPLICI

11666  
 11  
 2

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

PARTE 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

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



LE COSE NISTE 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  $1^\circ\text{C}$  IN + ABBASSO CON  $P_k$  DI  $1^\circ\text{C}$

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

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 DELLE  $X_i$   
(X MOTIVI ECONOMICI)

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

↳ t ↓, COSTI ↓, ...

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