

Lenka Blahová

Návrh riadenia destilačnej kolóny

Semestrálny projekt

Vedúci semestrálneho projektu:

Ing. Anna Vasičkaninová

Máj, 2005

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov

SLOVENSKÁ TECHNICKÁ UNIVERZITA V BRATISLAVE
FAKULTA CHEMICKEJ A POTRAVINÁRSKEJ TECHNOLOGIE
STU V BRATISLAVE

Katedra: informatizácie a riadenia procesov

Číslo: 2/2005

Vec: Zadanie semestrálneho projektu na ukončenie bakalárskeho štúdia.

[1] Meno študenta /ky/: Lenka Blahová

(u vydatých aj rodné)

[2] Meno vedúceho projektu: Ing. Anna Vasičkaninová

[3] Názov projektu:

/So všetkými podrobnosťami: formulácia úlohy, rozsahu, podmienok riešenia, harmonogramu riešenia a pod./

Návrh riadenia destilačnej kolóny

Vytvorenie modelu destilačnej kolóny na základe analýzy jej vlastností.

Návrh PID regulátorov pomocou klasických a moderných metód syntézy regulátorov. Simulačné overenie činnosti navrhnutých regulátorov pri riadení destilačnej kolóny a ich porovnanie v prostredí Matlab/Simulink.

4. Termín odovzdania záverečnej práce projektu: 21. 05. 2005

5. Záverečná práca projektu sa odovzdáva v 2 zviazaných exemplároch vedúcemu projektu.

Dátum: 14. 02. 2005

Doc. Dr. Ing. Miroslav Fikar
vedúci katedry

Pod'akovanie

Dovoľujem si poďakovať vedúcej môjho semestrálneho projektu Ing. Anne Vasičkaninovej za odbornú pomoc a trpezlivosť pri vypracovávaní.

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov

Obsah

1 Úvod.....	5
2 Metóda IMC pre návrh PID regulátora.....	5
2.1 Princíp metódy IMC.....	5
2.2 Návrh PID regulátora metódou IMC.....	8
3 Rektifikačná kolóna.....	10
3.1 Matematický model etážovej rektifikačnej kolóny.....	11
3.2 Identifikácia prenosu.....	14
3.3 Návrh PID regulátora metódou IMC.....	16
3.4 Porovnanie metódy IMC s inými metódami.....	21
3.4.1 Experimentálne metódy.....	21
3.4.2 Analytická metóda.....	28
4 Záver.....	31
5 Literatúra.....	32

1 Úvod

V destilačných kolónach prebiehajú procesy s prestupom látky, ktoré sú pre chemický priemysel veľmi dôležité. Etážové rektifikačné kolóny patria k najzložitejším systémom chemických technológií. Pri vytvorení matematického popisu kolóny sa berú do úvahy zjednodušujúce predpoklady. Preto je potrebné nájsť vhodnú metódu na nastavenie regulátora, ktorý zabezpečuje riadenie. V tejto práci sme sa zamerali na metódu IMC pre nastavenie parametrov regulátorov a porovnanie tejto metódy so známymi experimentálnymi a analytickými metódami.

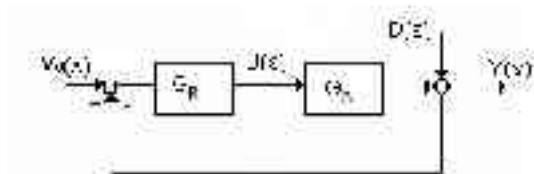
2 Metóda IMC pre návrh PID regulátora

Metóda IMC (Internal model Control – riadenie s vnútorným modelom) spojuje výhody spätnoväzbového a priamoväzbového riadenia. IMC regulátor je možné previesť na klasický PID regulátor, jeho parametre sú potom navrhované podľa typu sústavy. Voľbou jedného parametra dôjde k nastaveniu požadovaného priebehu regulačného pochodu. Metóda je vhodná pre stabilné sústavy a zaručuje robustné nastavenie regulátora.

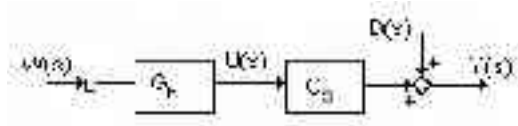
2.1 Princíp metódy IMC

V klasickej teórii riadenia figuruje buď regulátor spätnoväzbový, alebo priamoväzbový (obr.1 a 2). Spätnoväzbový regulátor dokáže reagovať na nemerateľné poruchy (aj keď s určitým oneskorením, až sa ich vplyv prejaví na výstupe sústavy), a jeho návrh nevyžaduje znalosť presného modelu sústavy (postačuje aj hrubý opis systému). Existuje však nebezpečenstvo vzniku nestability po uzavretí spätnoväzbovej slučky. U priamoväzbového riadenia nemôže byť regulačný obvod nestabilný, pokiaľ sú regulátor a sústava stabilné. Kvalita jeho regulácie je však závislá na presnosti modelu sústavy a regulátor nemôže eliminovať vplyv nemerateľných porúch.

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov



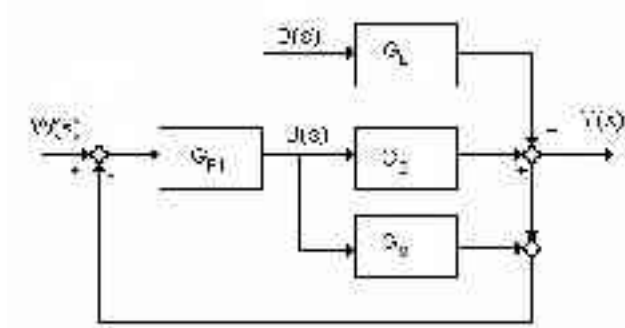
Obr.1 Bloková schéma spätnoväzbového riadenia



Obr.2 Bloková schéma priamoväzbového riadenia

Stratégiu riadenia, ktorá je známa pod označením IMC, navrhol v 80-tych rokoch Morari so svojimi spolupracovníkmi.

Bloková schéma regulačného obvodu s IMC regulátorom je znázornené na obr.3. Prenosový blok G_M predstavuje model regulovanej sústavy G_S , blok s označením G_{RI} je regulátor. V prípade, že model sústavy je presný ($G_M = G_S$) a na sústavu nepôsobí žiadna porucha ($d=0$), je spätnoväzbový signál nulový a spätná väzba je teda rozpojená (obvod sa chová ako priamoväzbový). Pri nesúlhlase modelu a pri výskyte poruchy začne pôsobiť spätná väzba.



Obr. 3. Regulačný obvod s IMC regulátorom

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov

Pre uzavretý regulačný obvod na obr. 3 platí:

$$Y(s) = \frac{G_S(s)G_{RI}(s)}{1 + G_S(s)G_{RI}(s) - G_M(s)G_{RI}(s)} W(s) + \frac{G_D(s) - G_M(s)G_{RI}(s)G_D(s)}{1 + G_S(s)G_{RI}(s) - G_M(s)G_{RI}(s)} D \quad (1)$$

Ak je model presný ($G_M(s) = G_S(s)$), zjednoduší sa rovnica (1) na tvar:

$$Y(s) = G_{RI}(s)G_S(s)W(s) + [G_D(s) - G_D(s)G_{RI}(s)G_S(s)]D(s) \quad (2)$$

kde:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{W(s)} = \frac{G_S(s)G_{RI}(s)}{1 + G_S(s)G_{RI}(s) - G_M(s)G_{RI}(s)} \quad (3)$$

Ak porovnáme klasický uzavretý regulačný obvod (obr. 1) s IMC modelom:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{W(s)} = \frac{G_S(s)G_R(s)}{1 + G_S(s)G_R(s)} \quad (4)$$

$$G_R(s) = \frac{G_{RI}(s)}{1 - G_{RI}(s)G_S(s)} \quad (5)$$

$$G(s) = \frac{G_S(s)G_{RI}(s)}{1 + G_S(s)G_{RI}(s) - G_M(s)G_{RI}(s)} \quad (6)$$

Návrh regulátora metódou IMC je v princípe podobný ako u priamoväzbového riadenia – prenos regulátora je rovný prevrátenej hodnote prenosu sústavy. Metódu je možné použiť pre stabilné sústavy, tzv. sústavy so stabilnými pólmi. Aby bola zaistená stabilita a fyzikálna realizovateľnosť regulátora, je potrebné z modelu sústavy G_M vopred oddeliť nestabilné nuly a dopravné oneskorenie. Nestabilné nuly sa po inverzii zmenia na nestabilné póly a dopravné oneskorenie na fyzikálne nerealizovateľné záporné oneskorenie (predbiehanie). Rozdelenie prenosu modelu na stabilné a nestabilné časti (faktorizácia) je dané vzťahom :

$$G_M = G^p(s)G^n(s) \quad (7)$$

$G^n(s)$ je nestabilná časť prenosu s pólmi v kladnej polrovine roviny s . Aby prenos regulátora bol čisto lomenou funkciou, príp. aby regulátor vykazoval derivačné chovanie, dopĺňa sa prenos regulátora filtrom s prenosom F :

$$G_{RI}(s) = \frac{F(s)}{G^P(s)} \quad (8)$$

Prenosová funkcia filtra sa obyčajne volí v tvare

$$F(s) = \frac{1}{(\lambda s + 1)^r} \quad (9)$$

kde rádom menovateľa r zaisťujeme požadovaný výsledný rád prenosu regulátoru.

Po dosadení za G_{RI} z rovnice (8) a následnom vykrátení stabilných častí je výsledný tvar rovnice (2):

$$Y(s) = G^n(s)F(s)W(s) + [G_D(s) - G_D(s)G^n(s)F(s)]D(s) \quad (10)$$

Z rovnice (9) vyplýva, že voľbou časovej konštanty filtra λ sa dá nastaviť rýchlosť odozvy uzavretého regulačného obvodu.

2.2 Návrh PID regulátora metódou IMC

Štruktúra PID regulátora je zdanlivo odlišná od štruktúry IMC regulátora podľa obr. 3, ale po prevode do ekvivalentného spätnoväzbového zapojenia je možné pre väčšinu modelov používaných v praxi navrhnúť metódou IMC regulátor typu PID (alebo jednoduchšie typy PI, PD či P). Postup odvádzania týchto vzťahov bude ukázaný na sústave prvého rádu s dopravným oneskorením, ktorá má prenosovú funkciu:

$$G_s(s) = \frac{Z}{Ts + 1} e^{-ds} \quad (11)$$

Podľa spôsobu aproximácie dopravného oneskorenia je možné odvodiť rôzne vzťahy pre nastavenie PID regulátora. Pri aproximácii dopravného oneskorenia Padého rozvojom prvého rádu:

$$e^{-ds} = \frac{1 - \frac{d}{2}s}{1 + \frac{d}{2}s} \quad (12)$$

je faktorizácia podľa (7) rovná:

$$G^n(s) = 1 - \frac{d}{2}s \quad (13)$$

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov

$$G^p(s) = \frac{Z}{\left(1 + \frac{d}{2}s\right)(Ts+1)} \quad (14)$$

Pre filter (9) prvého rádu ($r = 1$) je prenos regulátora G_{RI} podľa (8) rovný:

$$G_{RI}(s) = \frac{\left(1 + \frac{d}{2}s\right)(Ts+1)}{Z(\lambda s+1)} \quad (15)$$

a prenos ekvivalentného spätnoväzbového regulátora podľa (5) má výsledný tvar:

$$G_{RI}(s) = \frac{\left(1 + \frac{d}{2}s\right)(Ts+1)}{Z\left(\lambda + \frac{d}{2}\right)s} \quad (16)$$

Jednoduchou úpravou je možné prenos PID regulátora previesť do klasického tvaru:

$$G_R(s) = Z_R \left(1 + \frac{1}{T_I s} + T_D s\right) \quad (17)$$

kde jednotlivé parametre regulátora sa vypočítajú porovnaním rovníc (16) a (17):

$$Z_R = \frac{2 T+d}{Z(2 \lambda+d)} \quad (18)$$

$$T_I = \frac{d}{2} + T \quad (19)$$

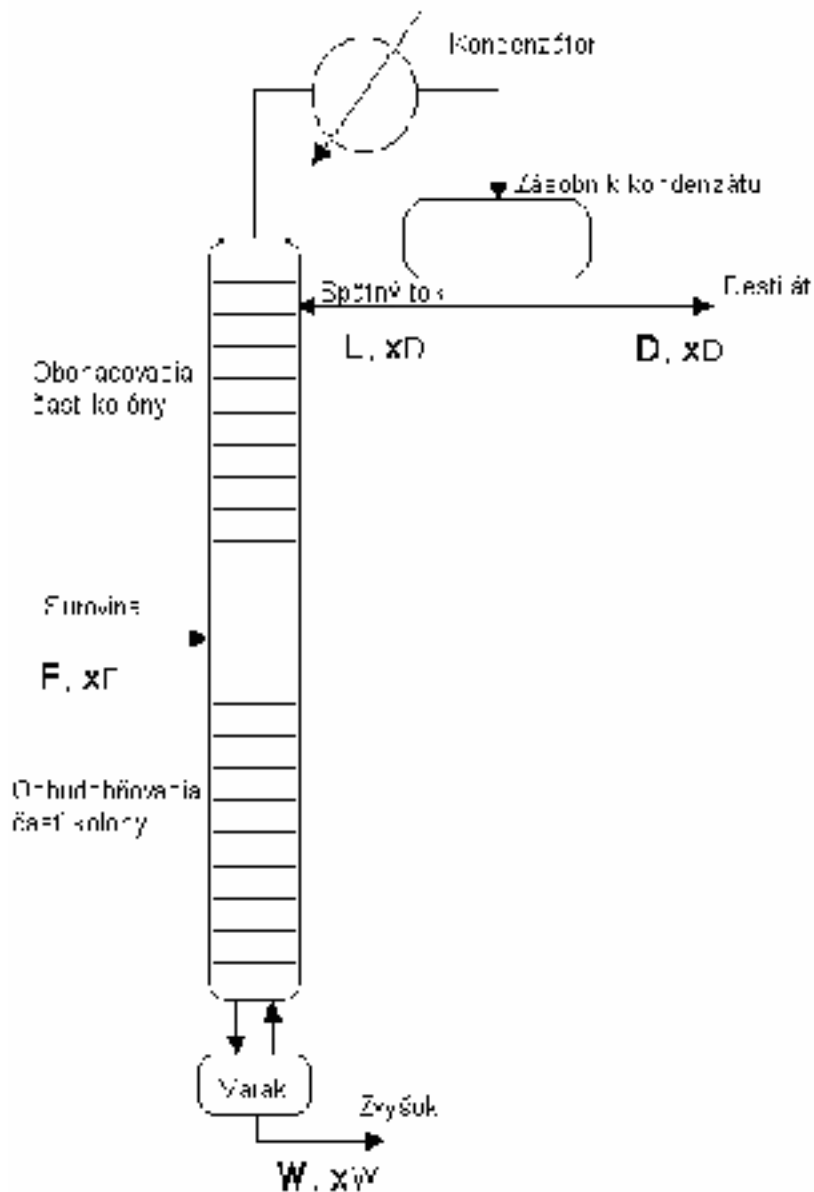
$$T_D = \frac{Td}{2 T+d} \quad (20)$$

Časová konštanta filtra λ , ktorá je jediným voliteľným parametrom regulátora, ovplyvňuje len zosilnenie regulátora.

3 Rektifikačná kolóna

Rektifikácia je separačný proces, ktorý je založený na dvojsmernom prestupe látky a prestupe tepla medzi prúdom pary a kvapaliny. Proti stúpajúcemu prúdu pary steká prúd kondenzátu tak, aby medzi kvapalnou a plynnou fázou nastal intenzívny styk.

Nepretržitá rektifikácia binárnych zmesí - surovina F sa nepretržite privádza na určitú – nástrekovú etáž rektifikačnej kolóny. Pary z nástrekovej etáže postupujú smerom nahor a obohacujú sa pritom o nižšievriacu zložku, prúdiacu zvrchu kolóny (hlavy kolóny do kondenzátora. Z kondenzátora sa časť kondenzátu vracia na hlavu kolóny ako spätný tok (reflux) – L a časť sa odoberá ako produkt – destilát D . Spätný tok tečie smerom nadol, ochudobňuje sa o nižšievriacu zložku. Z dna kolóny sa časť kvapaliny privedeným teplom odparí a časť sa odoberá ako produkt – zvyšok W . Nástreková etáž rozdeľuje kolónu na obohacovaciú časť – nad nástrekovou etážou a ochudobňovaciú časť – pod nástrekovou etážou. Schéma nepretržite pracujúcej rektifikačnej kolóny ja na obr. 5.



Obr. 5 Etážová rektifikačná kolóna

3.1 Matematický model etážovej rektifikačnej kolóny

Etážové rektifikačné kolóny patria k najzložitejším systémom chemických technológií. Schéma etážovej rektifikačnej kolóny, ktorá má varák, kondenzátor a zásobník kondenzátu, je na obr. 5. Kolóna s 25 etážami delí binárnu zmes, má jediný vstup (nástrek) na 14 etáž a výstupy len z varáka (zvyšok) a zásobníka kondenzátu (destilát). Kvapalina, ktorá steká kolónou (spätný

Slovenská technická univerzita v Bratislave

Fakulta chemickej a potravinárskej technológie

Katedra informatizácie a riadenia procesov

tok), vchádza do varáka, kde sa spája s kvapalnou zadržou. Vo varáku prebieha odparovanie a pary idú do kolóny. Pary z hlavy kolóny kondenzujú a dopĺňajú zadrž kvapaliny v zásobníku kondenzátu. Časť kondenzátu sa vracia späť do kolóny ako vonkajší spätný tok.

Parametre kolóny pre delenie binárnej zmesi benzén – toluén: 25 etáží, nástreková etáž 14., účinnosť varáka=100%, účinnosť etáží=60%. Zadrže kvapalnej fázy v kolóne sú: 1kmol vo varáku, 0,1kmol na každej etáži, 0,2kmol v kondenzátore. Koeficienty rovnovážnej krivky

v tvare $c_{ye}^* = \frac{a + c c_{xe} + e c_{xe}^2}{1 + b c_{xe} + d c_{xe}^2}$ pre zmes benzén – toluén: $a=0,0021567456$, $c=2,3066176$, $e=$

$-0,88823513$, $b=0,82112327$, $d=-0,39916116$.

Parametre kolóny v pôvodnom ustálenom stave sú: $F^s = 22,5 \text{ kmol.h}^{-1}$, $D^s = 7,74 \text{ kmol.h}^{-1}$, $L^s = 22,26 \text{ kmol.h}^{-1}$, $c_{xF}^s = 0,23$, $c_{xD}^s = 0,667$.

Simulácia prechodovej charakteristiky: L sa zmení z hodnoty $L^s=22,26 \text{ kmol.h}^{-1}$ na hodnotu $L=24,26 \text{ kmol.h}^{-1}$. účinnosť varáka je 1; účinnosť etáží je 0.6; sú definované Murpeeho

účinnosti etáží v parnej fáze $\eta = \frac{c_{yk} - c_{yk-1}}{c_{yk}^* - c_{yk-1}}$

Celková materiálová bilancia kolóny:

$$F = D + W \quad (21)$$

Celková materiálová bilancia prchavejšej zložky:

$$F c_{xF} = D c_{xD} + W c_{xW} \quad (22)$$

Pri odvodení matematického modelu sa obmedzíme na opis systému, ktorý získame po zavedení týchto zjednodušení:

- kvapalná fáza sa na etážach, v zásobníku kondenzátu aj vo varáku mieša dokonale,
- k výmene látky dochádza len na etážach,
- kolóna je tepelne izolovaná, straty tepla do okolia a teplotné zmeny pozdĺž kolóny sú zanedbateľné,
- zadrže parnej fázy na etážach sú zanedbateľné,
- nástrek sa privádza kvapalnú v konštantnom množstve a na bode varu,
- kvapalina na všetkých etážach, vo varáku aj v zásobníku kondenzátu je na bode varu,
- prietok kvapalnej fázy pozdĺž kolóny je konštantný a stabilizovaný,

Slovenská technická univerzita v Bratislave

Fakulta chemickej a potravinárskej technológie

Katedra informatizácie a riadenia procesov

- tlak je pozdĺž kolóny konštantný,
- pary odchádzajú z hlavy kolóny a v kondenzátore úplne kondenzujú,
- relatívna prchavosť zmesi pozdĺž kolóny je konštantná,
- para odchádzajúca z etáže je v rovnováhe s kvapalinou na etáži.

Matematický model etážovej rektifikačnej kolóny predstavuje sústava nelineárnych diferenciálnych rovníc prvého rádu získaných materiálovými bilanciami prchavejšej zložky:

- pre varák

$$\frac{d[H_0 c_{x0}(t)]}{dt} = (L+F)c_{x1}(t) - Gc_{y0}(t) - Wc_{xW}(t) \quad (23)$$

- pre i-tu etáž ochudobňovacej časti kolóny ($i = 1, \dots, 13$)

$$\frac{d[H_i c_{xi}(t)]}{dt} = (L+F)c_{x,i+1}(t) + Gc_{y,i-1}(t) - (L+F)c_{xi}(t) - Gc_{yi}(t) \quad (24)$$

- pre nástrekovú k-tu etáž ($k = 14$)

$$\frac{d[H_k c_{xk}(t)]}{dt} = Fc_{xF}(t) + Lc_{x,k+1}(t) + Gc_{y,k-1}(t) - (L+F)c_{xk}(t) - Gc_{yk}(t) \quad (25)$$

- pre j-tu etáž obohacovacej časti kolóny ($j = 15, \dots, 25$)

$$\frac{d[H_j c_{xj}(t)]}{dt} = Lc_{x,j+1}(t) + Gc_{y,j-1}(t) - Lc_{xj}(t) - Gc_{yj}(t) \quad (26)$$

- pre kondenzátor

$$\frac{d[H_K c_{xK}(t)]}{dt} = Gc_{yN}(t) - Dc_{xD}(t) - Lc_{xD}(t) \quad (27)$$

kde:

n je počet etáží ($n = 25$)

H je mólová zádrž kvapaliny vo varáku, na etážach a v kondenzátore

L je mólový prietok spätného toku

F je mólový prietok nástreku

G je mólový prietok parnej fázy kolónou

W je mólový prietok zvyšku

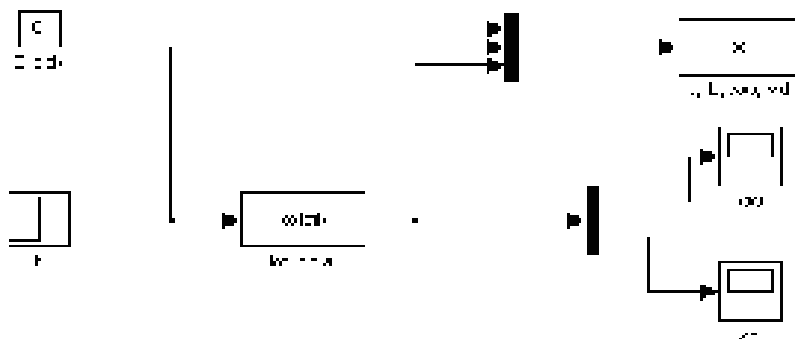
D je mólový prietok destilátu

c_y je mólový zlomok prchavejšej zložky v parnej fáze

c_x je mólový zlomok prchavejšej zložky v kvapalnej fáze.

Pomocou týchto rovníc sme odvodili s-funkciu kolsfk.m, ktorá je uvedená v prílohe

3.2 Identifikácia prenosu

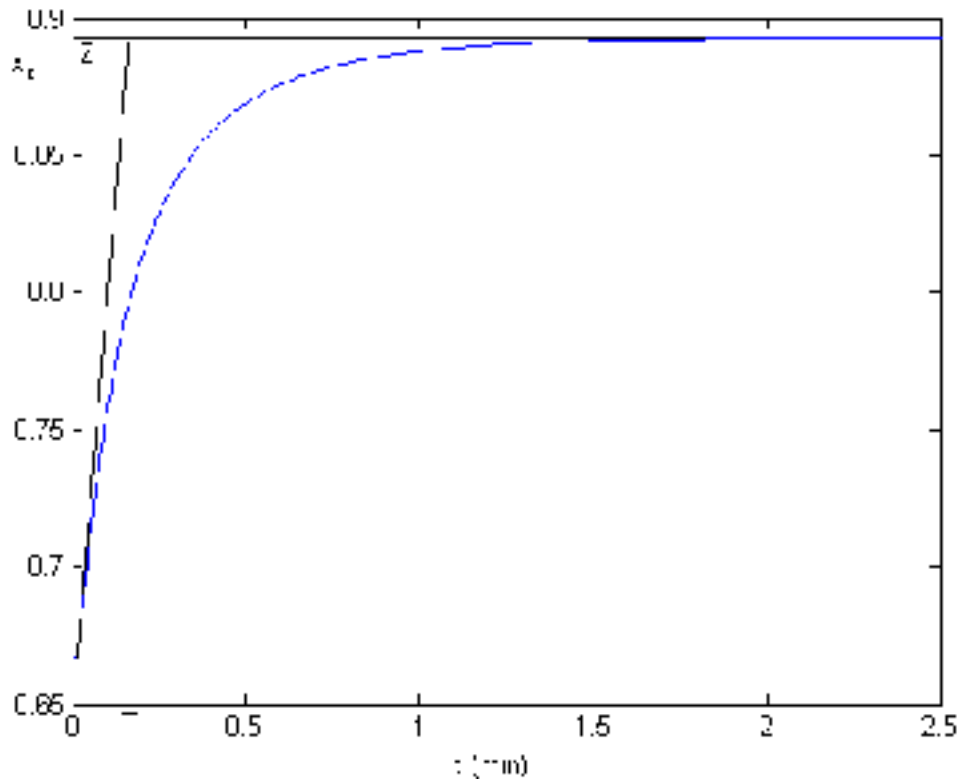


Obr. 4 Simulačná schéma etážovej rektifikačnej kolóny

Na obr. 4 je uvedená schéma, pomocou ktorej bola simulovaná prechodová charakteristika destilačnej kolóny.

Z nameranej prechodovej charakteristiky vyplýva, že destilačnú kolónu môžeme opísať ako sústavu prvého rádu s dopravným oneskorením, s parametrami Z , T , d :

$$G_s(s) = \frac{Z}{Ts + 1} e^{-ds} \quad (28)$$



Obr. 5 Prechodová charakteristika systému (čas je v [h])

Identifikáciou prenosu sme určili hodnotu zosilnenia Z , časovej konštanty T a dopravného oneskorenia d .

$$Z = 0,1131$$

$$T = 0,1907 \text{ h}$$

$$d = 0,1 \text{ h}$$

3.3 Návrh PID regulátora metódou IMC

Pre prenos regulátora v tvare:

$$G_R(s) = Z_R \left(1 + \frac{1}{T_I s} + T_D s \right) \quad (29)$$

sme určili konštanty regulátora z rovníc:

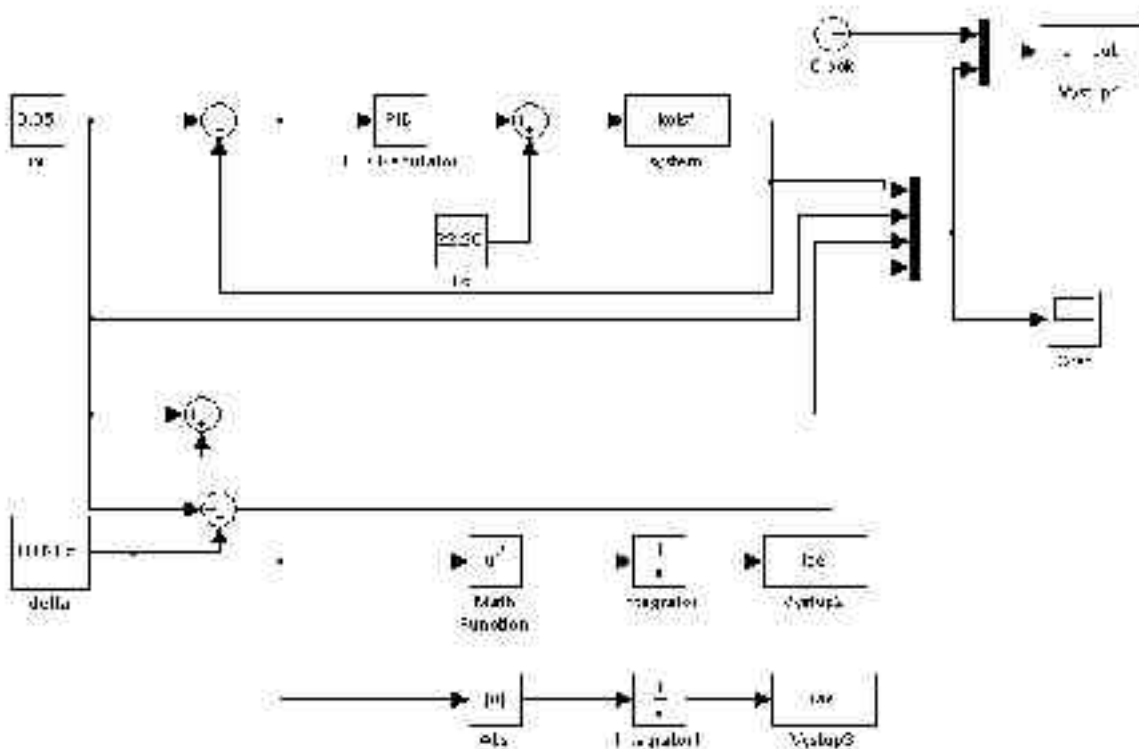
$$T_I = \frac{d}{2} + T \quad (30)$$

$$T_D = \frac{Td}{2(T+d)} \quad (31)$$

Zosilnenie regulátora Z_R má voliteľný parameter regulátora - časovú konštantu filtra λ a vypočítali sme ho pre rôzne hodnoty časovej konštanty filtra λ pomocou rovnice:

$$Z_R = \frac{2(T+d)}{Z(2\lambda+d)} \quad (32)$$

Vypočítané hodnoty sme usporiadali do tabuľky 1.



Obr. 6 Schéma uzavretého regulačného obvodu pre riadenie destilačnej kolóny
 Simulácia tohto obvodu s regulátorom, ktorý je zobrazený na obr 6, sa robila v prostredí Matlab, kde sa regulátor nachádza v tvare:

$$G_R(s) = P + \frac{I}{s} + Ds \quad (33)$$

a zadávajú sa hodnoty P, I a D, z čoho vyplývajú rovnice:

$$P = Z_R \quad (34)$$

$$I = Z_R / T_I \quad (35)$$

$$D = Z_R T_D \quad (36)$$

Upravené hodnoty P, I, D sú tiež uvedené v tabuľke 1 pre príslušné hodnoty časovej konštanty filtra λ .

Slovenská technická univerzita v Bratislave

Fakulta chemickej a potravinárskej technológie

Katedra informatizácie a riadenia procesov

Časovú konštantu filtra sme volili podľa kritérií uvedených v literatúre [1]:

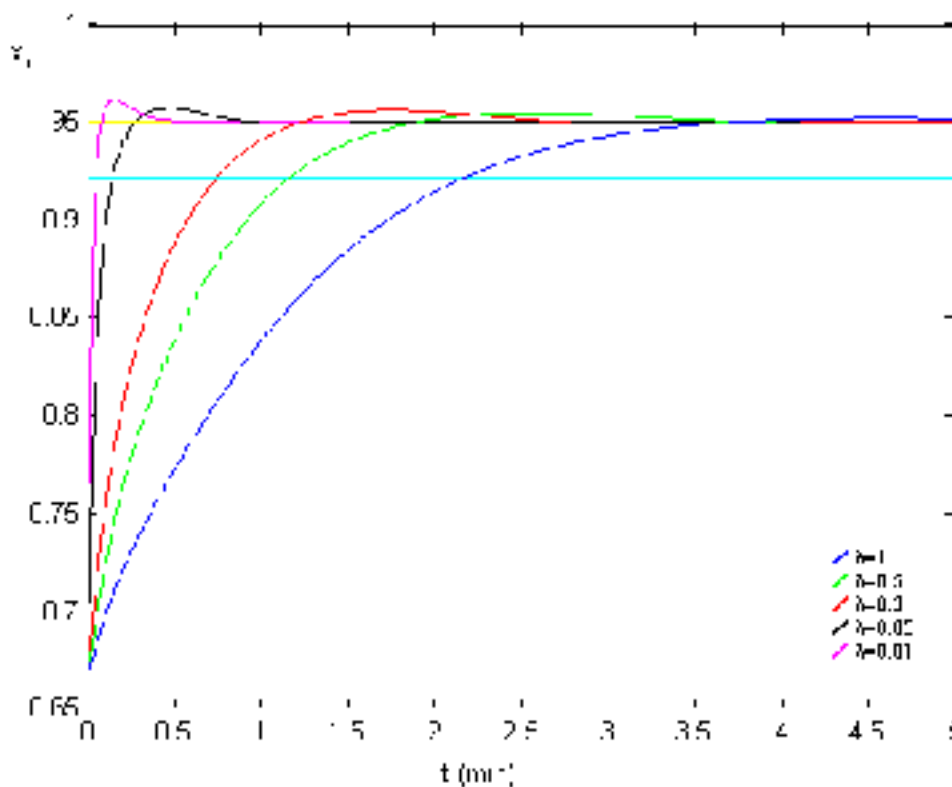
$$\lambda > 0.1T \Rightarrow \lambda > 0.0191 \quad \text{a zároveň} \quad \lambda > 0.8d \Rightarrow \lambda > 0.008.$$

Tabuľka 1

λ	Z_R	P	I	D
1	1,72	1,72	8,80	0,01
0,5	3,43	3,43	17,52	0,02
0,3	5,68	5,68	29,00	0,03
0,05	31,47	31,47	160,83	0,15
0,01	115,41	115,41	589,71	0,56

$T_I = 0,20$ $T_D = 0,01$

Hodnoty P, I a D sme zadali do parametrov pre regulátor v schéme na obr. 6 a zosimulovali. Nakoniec sme porovnali priebehy riadenej veličiny x_D , tabuľka 2, ktoré sú zobrazené na obr. 7.



Obr.7 Priebehy riadenej veličiny x_D pri riadení PID regulátormi navrhnutými metódou IMC pre rôzne hodnoty časovej konštanty filtra λ

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov

Tabuľka 2

λ	t_{reg}	σ_{MAX} (%)	iae	ise
1	2.17	0.21	0.277	0.042
0.5	1.17	0.49	0.147	0.021
0.3	0.746	0.64	0.094	0.012
0.05	0.145	0.75	0.020	0.003
0.01	0.052	1.19	0.009	0.001

V tabuľke 2 sú uvedené hodnoty ukazovateľov kvality. Jednotlivé symboly znamenajú: t_{reg} je čas regulácie, t. j. čas za ktorý sa pozorovaná veličina dostane do okolia delta; σ_{MAX} je maximálne prer regulovanie v percentách. V našom prípade časová konštanta filtra λ bola z intervalu (0,01; 1). Pre lambda väčšie ako 1 sa predlžoval čas regulácie, takže sa s takou hodnotou neuvažovalo. Pre metódu IMC sme urobili aj ďalšie aproximácie člena e^{-ds} s časovou konštantou filtra $\lambda = 0,05$ a porovnali sme jednotlivé priebehy riadenej veličiny v tabuľke 3 a na obr. 8.

Ak uvažujeme, že člen s dopravným oneskorením $e^{-ds} = 1$, dostaneme PI regulátor, pre ktorý platí:

$$Z_R = P = \frac{T + 0.5d}{Z\lambda} = 34.6218 \quad (37)$$

$$T_I = T + 0.5d = 0.1957 \quad (38)$$

$$I = Z_R / T_I = 176.9129 \quad (39)$$

Aproximácie pomocou prvých členov Taylorovho rozvoja:

Aproximácia $e^{-ds} = 1 - ds$

Výsledkom je PI regulátor, pre ktorý platí:

$$Z_R = P = \frac{T}{Z\lambda + Zd} = 28.1144 \quad (40)$$

$$T_I = T = 0.1907 \quad (41)$$

$$I = Z_R / T_I = 147.4274 \quad (42)$$

Aproximácia $e^{-ds} = \frac{1}{1 + ds}$

Výsledkom je PID regulátor, pre ktorý platí:

$$Z_R = P = \frac{T + d}{Z\lambda} = 35.5064 \quad (43)$$

$$T_I = T + d = 0.2007 \quad (44)$$

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov

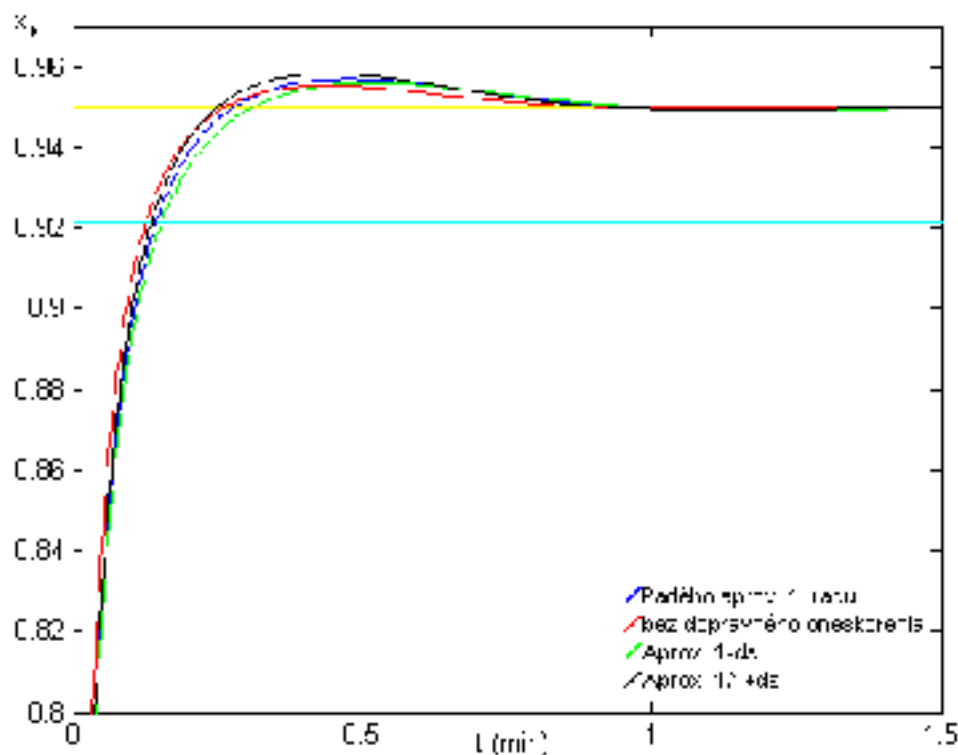
$$T_D = \frac{Td}{T+d} = 0.0095 \quad (45)$$

$$I = Z_R / T_I = 176.9129 \quad (46)$$

$$D = Z_R T_D = 0.3374 \quad (47)$$

Tabuľka 3

aproximacia	t_{reg}	σ_{MAX} (%)	iae	ise
Padého 1. rád	0.145	0.75	0.020	0.003
bez dopr. onesk.	0.127	0.57	0.017	0.002
1-ds	0.155	0.63	0.021	0.003
1/1+ds	0.137	0.88	0.020	0.003



Obr. 8 Porovnanie rôznych aproximácií člena s dopravným oneskorením pre metódu IMC

Na obr. 8, keďže priebehy sú takmer identické, je použitý rozsah tak, aby boli vidieť rozdiely medzi jednotlivými aproximáciami.

3.4 Porovnanie metódy IMC s inými metódami

Na porovnanie sme si vybrali riadenie systému regulátorom, navrhnutým pomocou metódy IMC s časovou konštantou filtra $\lambda = 0,05$, pretože je najvhodnejšou hodnotou pre náš systém. $\lambda = 0,01$

už nevyhovuje požiadavkám uvádzaných v literatúre pre jeho voľbu a v predchádzajúcej kapitole je uvedené len pre posúdenie.

3.4.1 Experimentálne metódy

Porovnanie metódy IMC a experimentálnych metód pomocou rôznych kritérií regulácie je uvedené v tabuľke 4 na konci tejto kapitoly.

Metóda priamej aproximácie

Máme prenos uzavretého regulačného obvodu opísaného rovnicou:

$$G_S(s) = \frac{Ts+1}{Z} \frac{1}{\tau_R s+1 - e^{-ds}} \quad (48)$$

a člen e^{-ds} nahradíme pomocou Padého aproximácie:

$$e^{-ds} = \frac{1 - \frac{d}{2}s}{1 + \frac{d}{2}s} \quad (49)$$

získame PID regulátor s filtrom prvého rádu a s časovou konštantou filtra τ^* :

$$G_S(s) = \frac{T+d2}{Z(d+\tau_R)} \left[1 + \frac{1}{(t+d2)s} + \frac{Td2}{(T+d2)s} \right] \frac{1}{\tau s+1} \quad (50)$$

kde

$$\tau = \frac{\tau_R d}{2(d+\tau_R)} \quad (51)$$

Pri tejto metóde sa volí časová konštantu uzavretého regulačného obvodu τ_R menšia ako časová konštantu prenosu T .

Pre $\tau_R = 0,05$

$$Z_R = P = \frac{T+d2}{Z(d+\tau_R)} \frac{1}{\tau s+1} = 28,7318 \quad (52)$$

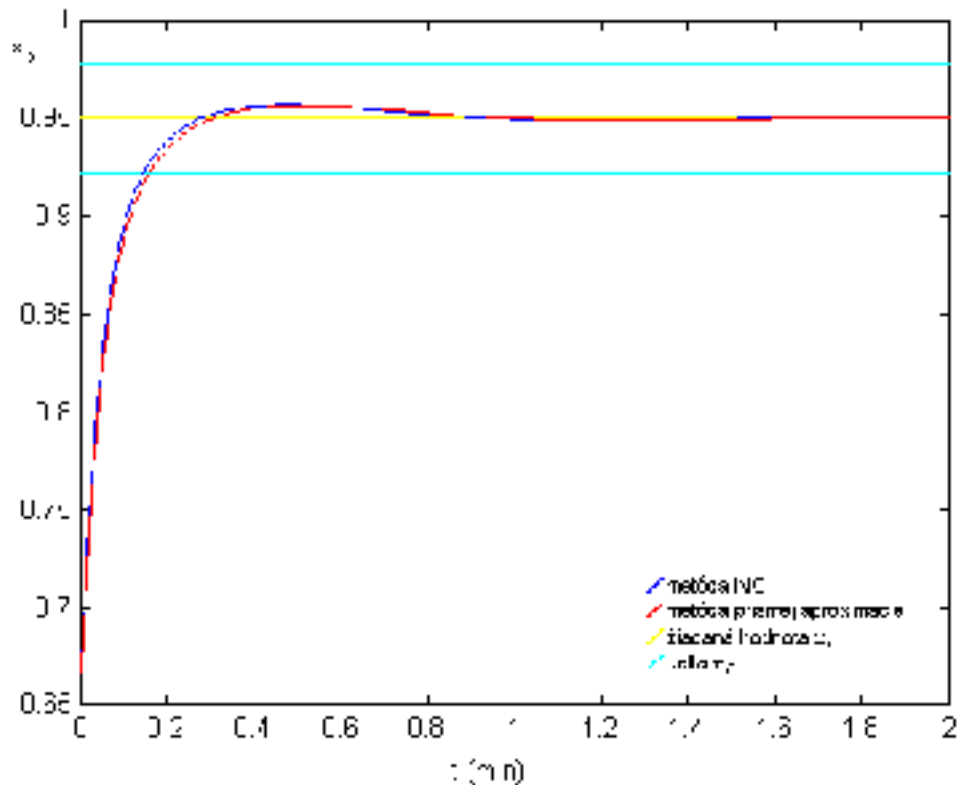
$$T_I = \frac{T+d2}{Z(d+\tau_R)} \left[\frac{1}{(t+d2)s} \right] \frac{1}{\tau s+1} = 0,1965 \quad (53)$$

$$T_D = \frac{T+d2}{Z(d+\tau_R)} \left[\frac{Td2}{(T+d2)s} \right] \frac{1}{\tau s+1} = 0,004852 \quad (54)$$

$$I = Z_R / T_I = 146,2065 \quad (55)$$

$$D=Z_R T_D=0,1394 \quad (56)$$

Priebeh meranej veličiny je zobrazený na obr. 9 spolu s priebehom nameraným pomocou metódy IMC.



Obr. 9 Porovnanie metódy IMC a metódy priamej aproximácie

Ziegler - Nicholsova metóda

$$Z_R=P=\frac{1}{Z} \cdot \frac{2}{d} T = 202.4237 \quad (57)$$

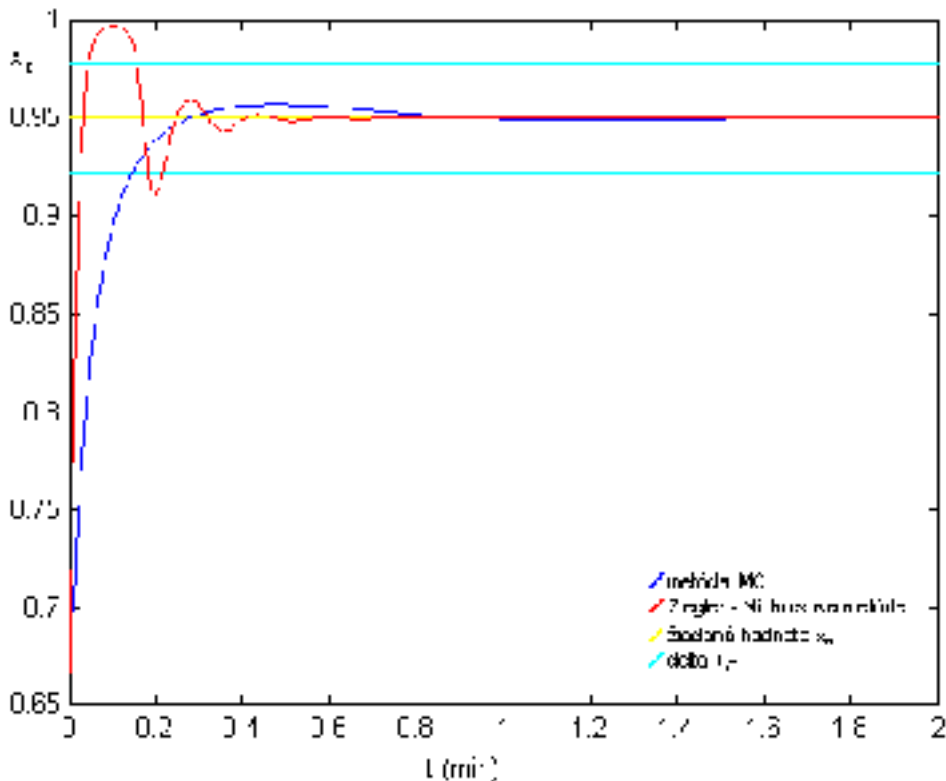
$$T_I=2 \quad d=0.02 \quad (58)$$

$$T_D=0.5 \quad d=0.005 \quad (59)$$

$$I=Z_R/T_I=10121.1853 \quad (60)$$

$$D=Z_R T_D=1.0121 \quad (61)$$

Nameraná veličina podľa tejto metódy je zobrazená na obr. 10 a porovnaná s priebehom nameraným metódou IMC.



Obr.10 Porovnanie metódy IMC a Ziegler - Nicholsovej metódy

Cohen - Coonova metóda

$$Z_R = P = \frac{1}{Z} \frac{T}{d} \left[\frac{4}{3} + \frac{1}{4} \frac{d}{T} \right] = 227.1266 \quad (62)$$

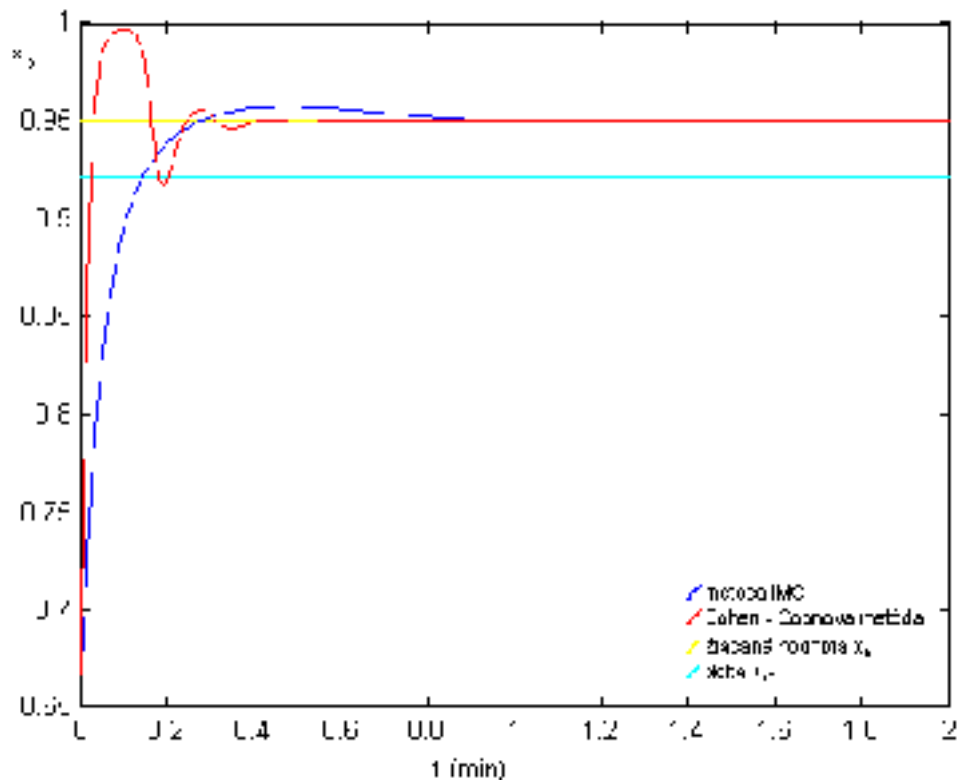
$$T_I = d \left[\frac{32 + 6 \frac{d}{T}}{13 + 8 \frac{d}{T}} \right] = 0.0241 \quad (63)$$

$$T_D = d \left[\frac{4}{11 + 2 \frac{d}{T}} \right] = 0.0036 \quad (64)$$

$$I = Z_R / T_I = 9432.0360 \quad (65)$$

$$D = Z_R T_D = 0.8181 \quad (66)$$

Nameraná veličina podľa tejto metódy je zobrazená na obr. 11 a porovnaná s priebehom nameraným metódou IMC.



Obr.11 Porovnanie metódy IMC a Cohen - Coonovej metódy

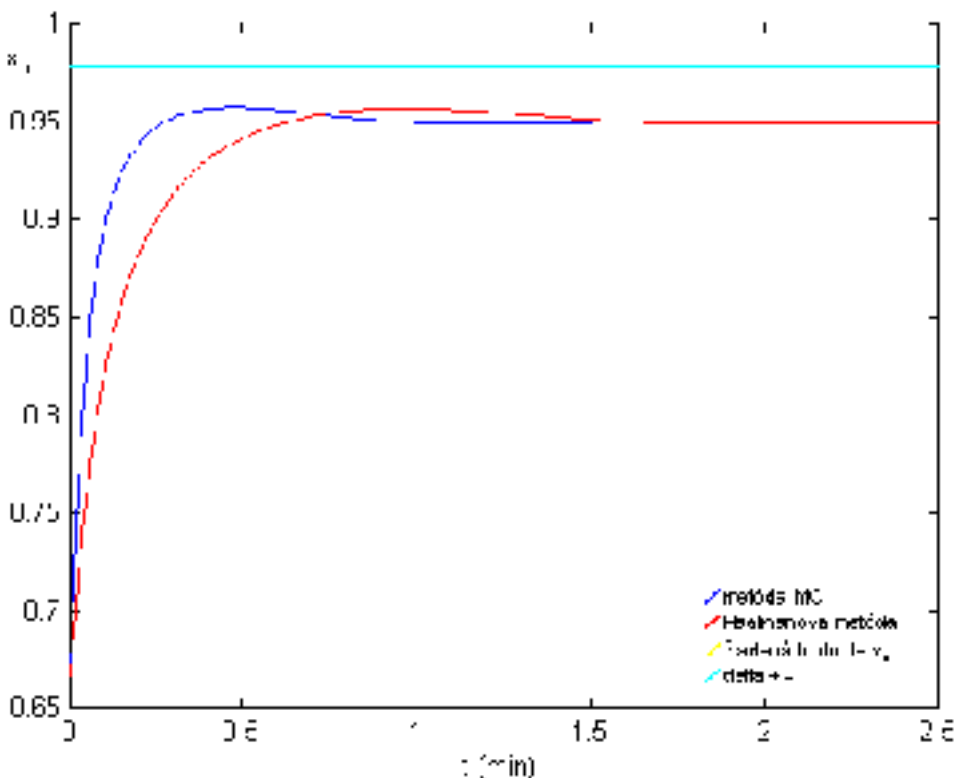
Haalmanova metóda

$$Z_R = P = \frac{2T}{3d} = 12.7133 \tag{67}$$

$$T_I = T = 0.1907 \tag{68}$$

$$I = Z_R / T_I = 66.6667 \tag{69}$$

Nameraná veličina podľa tejto metódy je zobrazená na obr. 12 a porovnaná s priebehom nameraným metódou IMC.



Obr.12 Porovnanie metódy IMC a Haalmanovej metódy

Chien, Hrones, Reswickova metóda

$$Z_R = P = 0.6 \frac{T}{Zd} = 101.2119 \tag{70}$$

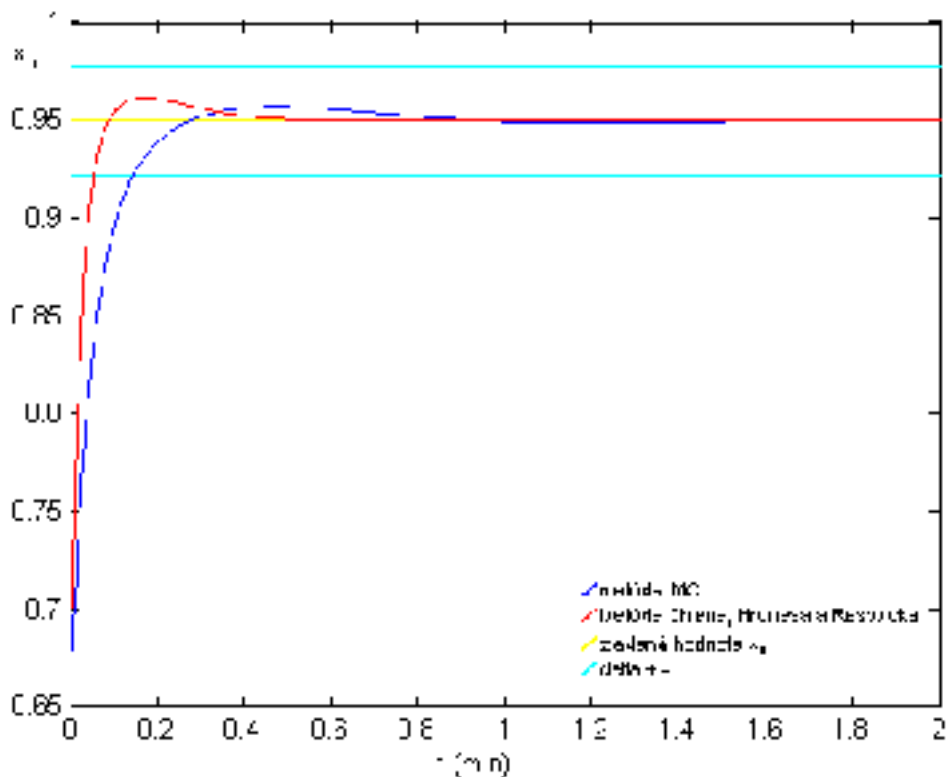
$$T_I = T = 0.1907 \tag{71}$$

$$T_D = 0.5 d = 0.005 \tag{72}$$

$$I = Z_R / T_I = 530.7386 \tag{73}$$

$$D = Z_R T_D = 0.5061 \tag{74}$$

Nameraná veličina podľa tejto metódy je zobrazená na obr. 13 a porovnaná s priebehom nameraným metódou IMC.



Obr.13 Porovnanie metódy IMC a metódy podľa Chiena, Hronesa a Reswicka

Smith, Murrillova metóda

$$Z_R = P = \frac{0.965}{Z} \left(\frac{T}{d} \right)^{0.855} = 106.1589 \quad (75)$$

$$T_I = \frac{T}{\left[0.796 - 0.147 \frac{d}{T} \right]} = 0.2419 \quad (76)$$

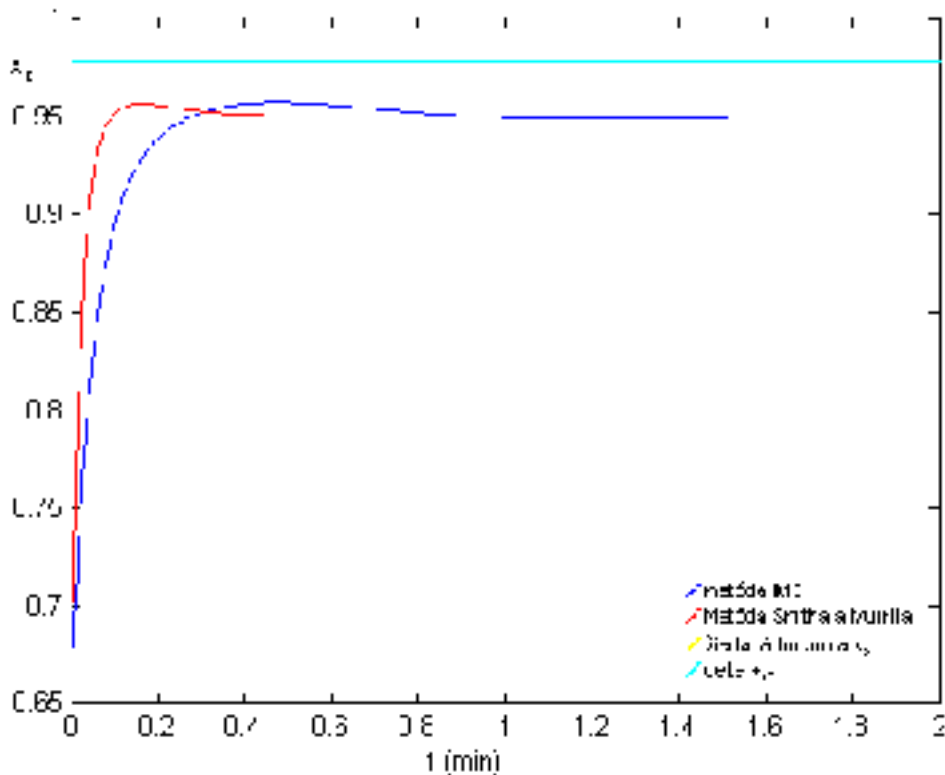
$$T_D = 0.308 T \left(\frac{d}{T} \right)^{0.929} = 0.0038 \quad (77)$$

$$I = Z_R / T_I = 48.8264 \quad (78)$$

$$D = Z_R T_D = 0.4031 \quad (79)$$

Nameraná veličina podľa tejto metódy je zobrazená na obr. 14 a porovnaná s priebehom nameraným metódou IMC.

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov



Obr.14 Porovnanie metódy IMC a metódy podľa Smitha a Murrilla

Tabuľka 4

Metóda	t_{reg}	σ_{MAX} (%)	iae	ise
IMC	0.145	0.75	0.020	0.003
Priama aprox.	0.158	0.72	0.022	0.003
Z – N	0.215	4.92	0.012	0.979
C – C	0.189	4.88	0.011	0.909
Haalman	0.343	0.71	0.044	0.006
Chien, H., R.	0.055	1.2	0.010	0.001
Smith, Murrill	0.054	0.67	0.008	0.001

3.4.2 Analytická metóda

Metóda umiestnenia pólov

Metódu návrhu regulátora s umiestnením pólov nazývame postup, keď systému vnútime póly (korene charakteristickej rovnice uzavretého obvodu) so známymi vlastnosťami, ktoré zaručia stabilitu a splnenie špecifikovaných ukazovateľov kvality regulácie.

Máme systém prvého rádu opísaný rovnicou:

$$G(s) = \frac{Z}{Ts+1} e^{-ds} = \frac{0.1131}{0.1907s+1} e^{-0.01s} \quad (80)$$

ktorého pól $s = -5,2439$, chceme posunúť do $s_1 = -8$, bez trvalej regulačnej odchýlky. Z toho vyplýva, že regulátor bude obsahovať I zložku.

Ak neuvažujeme dopravné oneskorenie: $e^{-ds} = 1$

Regulátor s prenosom v tvare:

$$G_R(s) = Z_R \left(1 + \frac{1}{T_I s} \right) \quad (81)$$

Potom charakteristická rovnica URO má tvar:

$$s^2 + \left(\frac{1}{T} + \frac{ZZ_R}{T} \right) s + \frac{ZZ_R}{TT_I} = 0 \quad (82)$$

$$(s - s_1)^2 = s^2 - 2s s_1 + s_1^2 \quad (83)$$

porovnaním koeficientov CHR URO a rovnice (83) dostaneme vzťahy na výpočet parametrov regulátora Z_R a T_I a po dosadení $s_1 = -8$ dostaneme hodnoty týchto parametrov:

$$Z_R = P = \frac{-2s_1 T - 1}{Z} = 18.1442 \quad (84)$$

$$T_I = \frac{-2s_1 T - 1}{T s_1^2} = 0.1681 \quad (85)$$

$$I = Z_R / T_I = 107.9593 \quad (86)$$

Aproximácia $e^{-ds} = 1 - ds$

Použili sme regulátor s tým istým prenosom (81) a CHR URO má tvar:

$$s^2 + \frac{T_I + Z_R T_I Z - Z_R Z d}{T T_I - Z_R T_I Z d} s + \frac{Z_R Z}{T T_I - Z_R T_I Z d} = 0 \quad (87)$$

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov

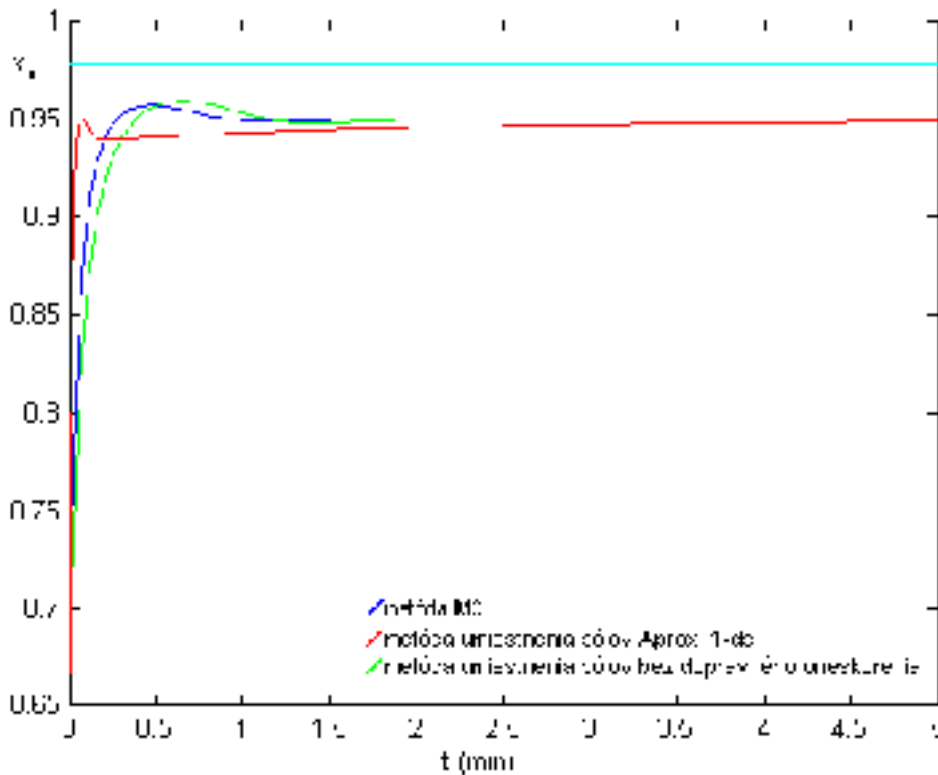
a porovnaním koeficientov rovnice (83) dostaneme parametre regulátora Z_R a T_I :

$$T_I = \frac{-2s_1T - 1 + s_1^2Td}{s_1^2T} = 0.1781 \quad (88)$$

$$Z_R = P = \frac{-2s_1TT_I - T_I}{T_I Z - Zd - 2s_1ZT_I d} = 16.4373 \quad (89)$$

$$I = Z_R / T_I = 92.3108 \quad (90)$$

Nameraná veličina podľa tejto metódy je zobrazená na obr. 15 uvažovaná bez dopravného oneskorenia, aj s aproximáciou člena s dopravným oneskorením a porovnaná s priebehom nameraným metódou IMC a taktiež sú porovnané pomocou ukazovateľov kvality v tabuľke 5.



Obr. 15 Porovnanie metódy IMC a metódy umiestnenia pólov

Tabuľka 5

Metóda	t_{reg}	σ_{MAX} (%)	iae	ise
IMC	0.145	0.75	0.020	0.003
UP (bez d.o.)	0,217	0.97	0.031	0.004

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov

UP (1-ds)	0.034	0.03	0.026	0.889
-----------	-------	------	-------	-------

Ak neuvažujeme dopravné oneskorenie, dostaneme jednoduchý regulátor, ktorý je síce postačujúci, ale oproti metóde IMC menej výhodný. Aproximáciami dopravného oneskorenia sa síce skôr dostaneme do okolia žiadanej veličiny, ale výstupná veličina sa ustáli na žiadanej hodnote neskôr.

4 Záver

Práca bola zameraná na návrh regulátorov pre riadenie destilačnej kolóny metódou IMC a posúdenie vhodnosti tejto metódy vzhľadom na iné známe metódy návrhu regulátorov.

Metóda IMC na nastavenie regulátora pri riadení destilačnej kolóny je vhodná, lebo pomocou tejto metódy sa dajú riadiť aj regulačné obvody, ak je k dispozícii len hrubý odhad modelu sústavy. A pri riadení destilačnej kolóny sme museli na odvodenie matematického modelu uvažovať uvedené zjednodušenia. Zároveň je jednoduchá, lebo po prvotnom nastavení sa dá jednoducho naladiť len jediným ladiacim prvkom, časovou konštantou filtra λ . So znižujúcou sa časovou konštantou filtra sa čas regulácie znižoval, ale zato sa zvyšovalo maximálne prerégulovanie. To by mohlo byť v niektorých prípadoch nežiaduce, ale pre potreby zadania presnosti (okolie delta - 3%), to stačilo.

Výsledky riadenia regulátormi navrhnutými metódou IMC boli porovnané s výsledkami riadenia pomocou regulátorov navrhnutých inými známymi metódami, ktoré sú zobrazené na obr. 8 až obr. 15. Na základe experimentálnych výsledkov môžeme povedať, že napr. Ziegler – Nicholsova metóda a Cohen – Coonova metóda nie je vhodná metóda na riadenie destilačnej kolóny. Metóda priamej aproximácie je porovnateľná s metódou IMC, čo je však pochopiteľné, lebo je podobná s touto metódou. Regulátor navrhnutý Haalmanovou metódou dokázal riadiť systém, ale s určitým oneskorením oproti metóde IMC. Vhodnou voľbou časovej konštanty filtra λ sa dá dosiahnuť riadenie porovnateľné s najlepšími výsledkami pri riadení destilačnej kolóny inými známymi metódami.

5 Literatúra

- [1] Macháček J., Havlíček L.: Metóda IMC pro nastavování PID regulátorů, *Automatizace* 47/2, 2004
- [2] Mészáros A.: *Základy automatizácie*, Bratislava, STU, 1997
- [3] Bafrncová S.: *Chemické inžinierstvo Príklady a úlohy*, Bratislava, STU, 1996
- [4] Vasičkaninová, A., Bakošová, M.: Fuzzy controller design for distillation column.. V *Proc. 16. Int. Congress of Chemical and Process Engineering CHISA 2004. ISBN 80-86059-40-5.*, 2004.

Slovenská technická univerzita v Bratislave

Fakulta chemickej a potravinárskej technológie

Katedra informatizácie a riadenia procesov

ANOTÁCIA

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra: Informatizácie a riadenia procesov
Autor: Lenka Blahová
Semestrálny projekt: Návrh riadenia destilačnej kolóny
Vedúci semestrálneho projektu: Ing. Anna Vasičkaninová
Máj, 2005

Cieľom tejto práce je návrh regulátora pre destilačnú kolónu metódou IMC a následne porovnanie tohto regulátora s regulátormi navrhnutými inými metódami. IMC regulátor je možné previesť na klasický PID regulátor, jeho parametre sú potom navrhované podľa typu sústavy. Metóda je vhodná pre stabilné sústavy a zaručuje robustné nastavenie regulátora, čo sú vhodné vlastnosti pre destilačnú kolónu.

ANNOTATION

Slovak University of Technology in Bratislava
Faculty of Chemical and Food Technology
Department of Information Engineering and Process Control
Author: Lenka Blahová
Thesis: Control design distillation column
Supervisor: Ing. Anna Vasičkaninová
May, 2005

The aim of this work is to design a controller for distillation column using the IMC method and to compare the controller of this kind with controllers proposed by other methods. It is possible to transform IMC controller to a classic PID controller, its parameters are then designed according to the system type. Method is appropriate for stable systems and guarantees robust settings of the controller, which are crucial aspects for a distillation column.

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov

PRÍLOHA

kolsfk.m

%s-funkcia pre kolonu

```
function [sys,x0,str,ts] = kolsf(t,x,u,flag)
```

```
f=22.5;xf=0.23;g=30;l=22.26;d=7.74;
```

```
switch flag,
```

```
case 0,
```

```
    [sys,x0,str,ts] = mdlInitializeSizes(t,x,u) ;
```

```
case 1,
```

```
    sys = mdlDerivatives(t,x,u,f,xf,g,l,d);
```

```
case 3,
```

```
    sys = mdlOutputs(t,x,u);
```

```
case {2, 4, 9}
```

```
    sys = []; % do nothing
```

```
otherwise
```

```
    error(['unhandled flag = ',num2str(flag)]);
```

```
end
```

```
function [sys,x0,str,ts] = mdlInitializeSizes(t,x,u);
```

```
sizes = simsizes;
```

```
sizes.NumContStates = 27;
```

```
sizes.NumDiscStates = 0;
```

```
sizes.NumOutputs = 2;
```

```
sizes.NumInputs = 1;
```

```
sizes.DirFeedthrough = 0;
```

```
sizes.NumSampleTimes = 1;
```

```
sys = simsizes(sizes);
```

```
x0=[0.0008;0.0030;0.0050;0.0076;0.0111
```

```
    0.0156;0.0215;0.0291;0.0387;0.0508
```

```
    0.0657;0.0837;0.1050;0.1293;0.1564
```

```
    0.1402;0.1419;0.1449;0.1501;0.1592
```

```
    0.1749;0.2012;0.2441;0.3106;0.4057
```

```
    0.5283;0.6670];
```

```
str = [];ts = [0];
```

```
function sys = mdlDerivatives(t,x,u,f,xf,g,l,d);
```

```
h0=1;h=.1;hko=.2;e=.6;
```

```
% pocet etazi a nastrekova etaz
```

```
n=25;nf=14;
```

```
% koeficienty teoretickej rovnovaznej krivky
```

```
ar=.0021567456;cr=2.3066176;er=-0.88823513;
```

```
br=0.82112327;dr=-0.39916116;
```

```
% vypocet parametrov z celkovej bilancie
```

```
d=g-u(1);
```

```
%d=u(1)-l;
```

Slovenská technická univerzita v Bratislave
Fakulta chemickej a potravinárskej technológie
Katedra informatizácie a riadenia procesov

```
w=f-d;
%varak - 100% ucinnost
yt(1)=(ar+cr*x(1)+er*x(1)^2)/(1+br*x(1)+dr*x(1)^2);
y(1)=yt(1);
sys(1)=(u(1)+f)/h0*x(2)-g/h0*y(1)-w/h0*x(1);
%1.etaz
%yt(2)=(ar+cr*x(2)+er*x(2)^2)/(1+br*x(2)+dr*x(2)^2);
%oy(2)=(1-e)*y(1)+e*yt(2);
%dx(2)=(u(1)+f)/h*(x(3)-x(2))+g/h*(y(1)-y(2))-w/h*x(2);
%1.-nastrekova etaz-1
for i=2:nf
    yt(i)=(ar+cr*x(i)+er*x(i)^2)/(1+br*x(i)+dr*x(i)^2);
    y(i)=(1-e)*y(i-1)+e*yt(i);
    sys(i)=(u(1)+f)/h*(x(i+1)-x(i))+g/h*(y(i-1)-y(i));
end
% nastrekova etaz
yt(nf+1)=(ar+cr*x(nf+1)+er*x(nf+1)^2)/(1+br*x(nf+1)+dr*x(nf+1)^2);
y(nf+1)=(1-e)*y(nf)+e*yt(nf+1);
sys(nf+1)=f/h*x(nf)+u(1)/h*x(nf+2)-(u(1)+f)/h*x(nf+1)+g/h*(y(nf)-y(nf+1));
%obohacovacia cast
for i=nf+2:n+1
    yt(i)=(ar+cr*x(i)+er*x(i)^2)/(1+br*x(i)+dr*x(i)^2);
    y(i)=(1-e)*y(i-1)+e*yt(i);
    sys(i)=u(1)/h*(x(i+1)-x(i))+g/h*(y(i-1)-y(i));
end
% posledna etaz
%yt(n+1)=(ar+cr*x(n+1)+er*x(n+1)^2)/(1+br*x(n+1)+dr*x(n+1)^2);
%oy(n+1)=(1-e)*y(n)+e*yt(n+1);
%sys(n+1)=u(1)/h*(y(n+1)-x(n+1))+g/h*(y(n)-y(n+1));
% kondenzator
sys(n+2)=g/hko*y(n+1)-(u(1)+d)/hko*x(n+2);
function sys = mdlOutputs(t,x,u);
    sys=[x(1) x(27)];
```