

# PENGENDALIAN REAKTOR ALIR TANGKI BERPENGADUK MENGUNAKAN REPRESENTATIVE MODEL PREDICTIVE CONTROL

**Abdul Wahid, Fazza Imanuddin Harsya Ramadhani**

Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia,  
Kampus Baru UI, Depok, Indonesia  
Email: wahid@che.ui.ac.id

**Abstrak** -- Permasalahan terbesar dalam pengendalian reaktor alir tangki berpengaduk adalah sistem yang sangat tidak linear dan multivariabel. Sistem pengendalian konvensional tidak dapat mengontrol sistem semacam ini dengan optimal, sehingga kemurnian produk yang dihasilkan rendah. Multiple Model Predictive Control (MMPC) digunakan untuk mengatasi masalah pengendalian proses yang nonlinear dan melibatkan banyak variabel. Beberapa MPC lokal digunakan pada MMPC diperoleh dengan metode yang baru dikembangkan, Representative Model Predictive Control (RMPC). Penelitian ini menggunakan model reaktor alir tangki berpengaduk yang disimulasikan dengan perangkat lunak MATLAB. Variabel yang dimanipulasi adalah suhu inlet pendingin dan konsentrasi umpan. Sedangkan variabel yang dikontrol adalah komposisi produk. Untuk perubahan set point konsentrasi produk dari 8.5 sampai 8.6; disarankan menggunakan MMPC 4,1,2.

**Kata kunci:** Representative Model Predictive Control, Multiple Model Predictive Control, Continuous Stirred Tank Reactor

**Abstract** -- The biggest problem in controlling Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR) is nonlinearity in the system. Conventional control system cannot optimally control this system, therefore decrease the purity of product. Multiple Model Predictive Control (MMPC), that can be used to control nonlinear and multivariable system, tried to be used on this system. Some local MPC used for MMPC based on new developed method, Representative Model Predictive Control (RMPC). This thesis using CSTR model which is simulated by MATLAB software. The manipulated variable are cooler inlet temperature and feed concentration, and controlled variable is residual concentration. For the change of residual concentration set point from 8.5 to 8.6 change, the MMPC 4,1,2. is recommended.

**Keywords:** Representative Model Predictive Control, Multiple Model Predictive Control, Continuous Stirred Tank Reactor

## 1. PENDAHULUAN

Kebanyakan industri kimia di Indonesia menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATP) pada pabriknya. Reaksi pada RATP biasanya melibatkan reaksi kompleks dan sangat tidak linear. Reaksi semacam ini sulit dikendalikan dengan metode konvensional (Farouq dan Jayakumar, 2009; Wu, 2000; Vaneshani dan Jazayeri-Rad, 2011; Rahmat dkk., 2011; ). Reaktor semacam ini melibatkan sistem yang multivariabel. Sistem pengendalian Proportional-Integral (PI) belum dapat memberikan hasil yang baik untuk sistem multivariabel. Penggunaan metode pengendalian konvensional ini mengurangi kemurnian produk yang dihasilkan dan menghabiskan lebih banyak energi jika mengutamakan kemurnian produk. Oleh karena itu diperlukan sistem pengendalian yang bias bekerja baik untuk sistem multivariabel dan nonlinear.

Saat ini telah dikembangkan sistem pengendalian yang dapat mengatasi

ketidaklinearan proses, yaitu *Nonlinear Model Predictive Control* (NMPC). Akan tetapi metode ini sangat jarang digunakan di industri karena sistem pemodelannya yang rumit (Chamaco dan Bordons, 1997, 2007; Qin dan Badgwell, 2002). Metode yang berikutnya dikembangkan adalah Multiple Model Predictive Control (MMPC) yang dapat memprediksi model-model linear yang berada dalam rentang operasi tertentu (Palma dan Magni, 2004; Bao-Cang, 2010). Pengembangan selanjutnya adalah penggunaan *Representative Model Predictive Control* (RMPC) untuk menentukan MPC lokal yang dapat merepresentasikan titik-titik operasi variabel yang baik untuk dikontrol (Wahid dan Ahmad, 2009). Metode RMPC dapat memberikan hasil pengendalian yang lebih baik pada unit yang juga nonlinear dan multivariabel, unit distilasi kolom A (Wahid dkk., 2013). Metode ini juga telah terbukti dapat mengendalikan RATP untuk sistem *single input-single output* (SISO) dengan hasil lebih

baik daripada sistem PI (Wahid dan Shiddiq, 2012).

Penelitian ini menggunakan metode RMPC untuk menentukan beberapa MPC lokal untuk digunakan pada metode MMPC. Model RATP digunakan dalam penelitian ini dengan jaket pendingin (Bequette, 1998; Fogler, 2006). Reaksi yang digunakan adalah reaksi eksotermik orde pertama irreversible dengan sistem *multi input-multi output* (MIMO) 2x2. Indikasi keberhasilan pada diuji dengan perbandingan antara nilai *Integral Absolute Error* (IAE) dari MMPC yang dihasilkan dan nilai IAE sistem pengendalian PI, Proportional Integral Derivative (PID) serta perbandingan ada tidaknya overshoot dan offset pada MMPC yang dihasilkan dan sistem pengendalian PI.

**2. METODE PENELITIAN**

Penelitian dimulai dengan mengidentifikasi sistem yaitu reaktor alir tangki berpengaduk Bequete (1998) dengan perhitungan PRC untuk mendapatkan keadaan *steady state*. Keadaan *steady state* ini yang digunakan pada penelitian. Kemudian merancang sistem pengendali PI, memasukkan step input pada setpoint dan menghitung besar IAE-nya (Altmann, 2005).

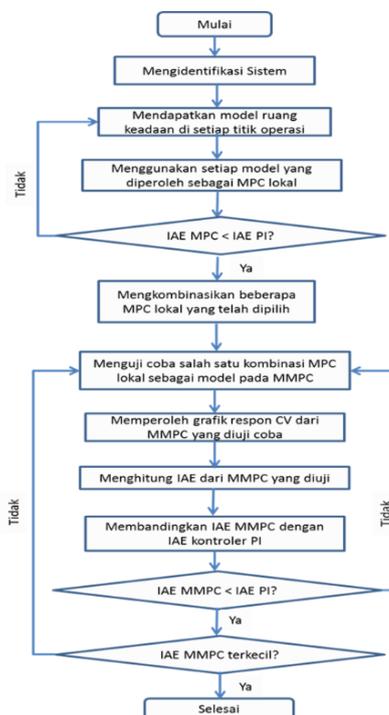
Selanjutnya merancang model ruang keadaan untuk setiap titik operasi. Model yang telah didapatkan digunakan dalam MPC lokal dan dihitung nilai besar nilai IAE-nya dan membandingkannya dengan IAE PI. Jika telah didapatkan nilai IAE lebih kecil daripada IAE PI, maka selanjutnya MPC lokal digabungkan pada model MMPC dan dihitung IAE-nya. IAE terkecil merupakan sistem pengendalian terbaik.

Diagram alir penelitian secara umum dapat dilihat pada Gambar 1.

**3. HASIL DAN PEMBAHASAN**  
**Identifikasi Sistem**

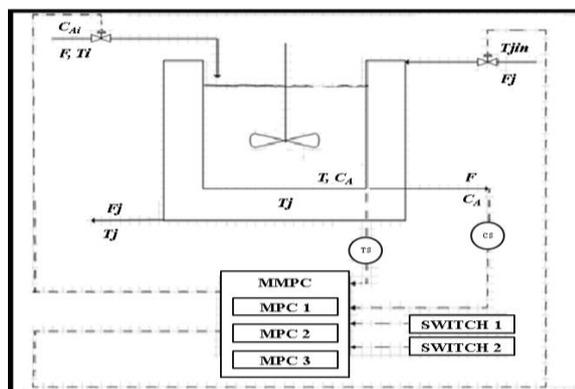
Model reaktor yang digunakan pada mempunyai dua keluaran pengendali (MV) yaitu konsentrasi umpan ( $C_{Ai}$ ) dan suhu jaket pendingin ( $T_j$ ), dua variabel proses terukur (CV) yaitu suhu reaktor ( $T$ ) dan konsentrasi produk ( $C_A$ ), serta satu variabel lain (gangguan) yaitu suhu umpan ( $T_i$ ) sebagaimana ditunjukkan pada Gambar 2. Variabel bebas adalah salah satu dari  $C_{Ai}$  atau  $T_j$ . Dari kedua variabel ini dilakukan perubahan pada nilai awal masing-masing yang mana mempengaruhi kedua variabel proses, sehingga diperoleh pengaruh perubahan nilai  $C_{Ai}$  dan  $T_j$ , terhadap nilai  $C_A$  dan  $T$ . Variabel bebas yang kemudian digunakan adalah variabel yang mempunyai nilai *gain* proses lebih tinggi, karena nilai *gain* menunjukkan seberapa besar pengaruh

suatu variabel masukan terhadap variabel keluaran dari suatu proses.



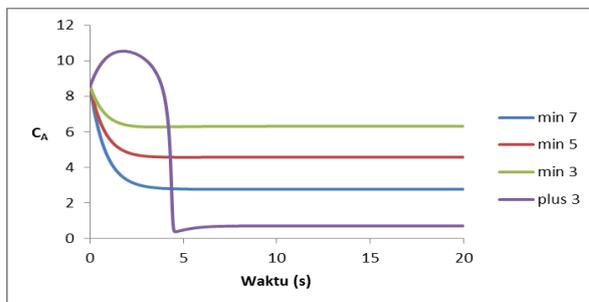
Gambar 1. Diagram Alir Penelitian

Sebelum melakukan perubahan nilai pada  $C_{Ai}$  dan  $T_j$ , sistem dijalankan untuk memperoleh kondisi tunak dari model reaktor agar pengaruh perubahan nilai  $C_{Ai}$  dan  $T_j$  terhadap  $C_A$  dan  $T$  bisa terlihat secara jelas. Kondisi tunak diperoleh dengan menggunakan nilai-nilai yang terdapat pada Bequette (1998). Kondisi tunak yang diperoleh mempunyai nilai  $C_A$  sebesar 8,57  $\text{kgmol/m}^3$  dan nilai  $T$  sebesar 311,35 K. Setelah kondisi tunak diperoleh, kemudian dilakukan perubahan pada nilai  $C_{Ai}$  dan nilai  $T_j$ , yang menghasilkan kurva reaksi proses (*Process Reaction Curve / PRC*).

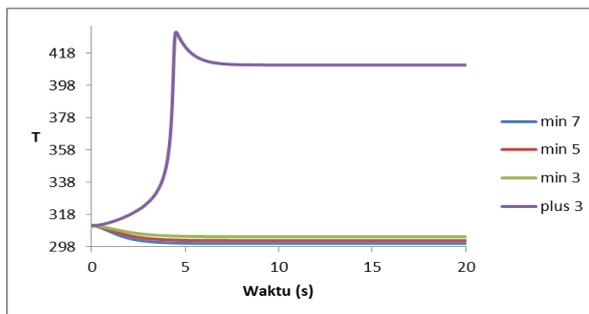


Gambar 2 Reaktor Bequette dikendalikan dengan RMPC

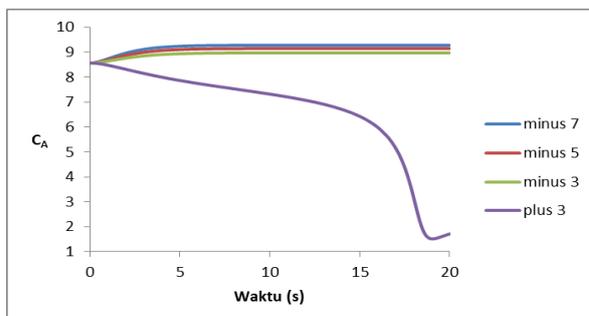
Perubahan yang dilakukan terhadap besar nilai  $C_{Ai}$  adalah pengurangan sebesar 30%, 50%, dan 70% serta penambahan sebesar 30% dari nilai awal  $C_{Ai}$ , dengan nilai sebesar -3, -5, -7 dan +3 sebagaimana ditunjukkan oleh Gambar 3 – 6. Nilai-nilai ini dipilih karena diasumsikan mampu mewakili keseluruhan rentang nilai  $C_{Ai}$  (Wahid dan Shiddiq, 2012). Nilai-nilai ini juga digunakan pada perubahan nilai awal variabel  $T_j$ . Hal ini dikarenakan nilai *gain* proses didapatkan dari selisih variabel proses ( $C_A$  dan  $T$ ) pada kondisi tunak atau  $\Delta$  dibagi dengan selisih variabel bebas ( $C_{Ai}$  dan  $T_j$ ) pada kondisi tunak atau  $\delta$ , sehingga dibutuhkan nilai  $\delta$  yang sama agar bisa diketahui seberapa besar pengaruh masing-masing variabel. Ketika dilakukan perubahan pada nilai  $C_{Ai}$ , maka nilai  $T_j$  dibiarkan tetap seperti nilai awalnya, begitu juga sebaliknya, ketika dilakukan perubahan pada nilai  $T_j$ , maka nilai  $C_{Ai}$  dibiarkan tetap sesuai nilai awalnya.



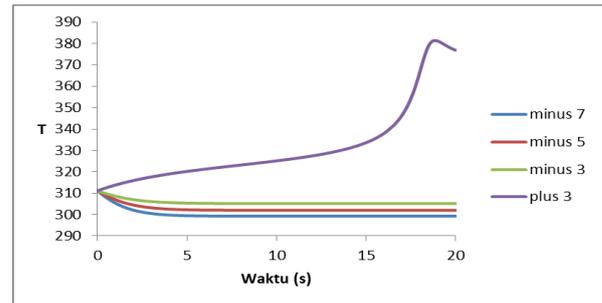
Gambar 3. PRC perubahan  $C_{Ai}$  terhadap  $C_A$



Gambar 4. PRC perubahan  $C_{Ai}$  terhadap  $T$



Gambar 5. PRC perubahan  $T_j$  terhadap  $C_A$



Gambar 6. PRC perubahan  $T_j$  terhadap  $T$

Dari setiap PRC yang dihasilkan, parameter model FOPDT (*first-order plus dead-time*) dihitung menggunakan persamaan berikut (Marlin, 2000):

$$K_p = \frac{\Delta}{\delta} \tag{1}$$

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%}) \tag{2}$$

$$\theta = t_{63\%} - \tau \tag{3}$$

Parameter-parameter FOPDT masing-masing variabel yang telah dihitung terdapat pada Tabel 1.

Tabel 1. Parameter-parameter model FOPDT

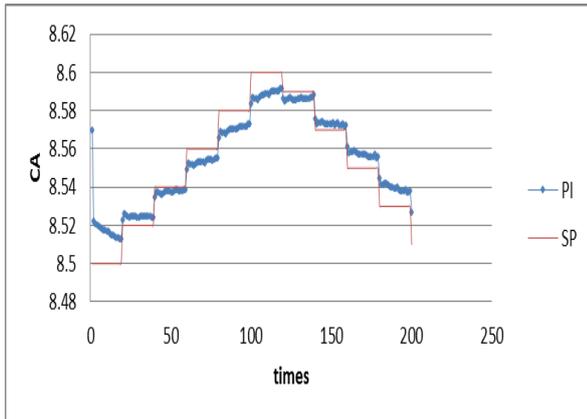
Parameter	$C_{Ai}$ to $C_A$	$C_{Ai}$ to $T$	$T_j$ to $C_A$	$T_j$ to $T$
Besar Gangguan	-7	-7	-7	-7
$K_p$	0,83	1,58	-0,10	1,69
$\tau_p$	5,39	8,28	6,67	9,29
$\theta_p$	1,08	1,66	1,33	1,86
Besar Gangguan	-5	-5	-5	-5
$K_p$	0,79	1,85	-0,12	1,83
$\tau_p$	5,65	7,75	6,85	7,90
$\theta_p$	1,13	1,55	1,37	1,58
Besar Gangguan	-3	-3	-3	-3
$K_p$	0,75	2,29	-0,13	2,01
$\tau_p$	7,31	7,31	7,09	8,40
$\theta_p$	1,46	1,46	1,42	1,68
Besar Gangguan	+3	+3	+3	+3
$K_p$	-2,62	33,19	-2,23	21,21
$\tau_p$	5,74	4,81	17,38	20,16
$\theta_p$	1,15	0,96	3,48	4,03

### Kinerja Pengendali PI

Pembandingan yang digunakan pada penelitian ini adalah pengendali PI. Pengendali PI akan melakukan penanganan terhadap gangguan, yang kemudian akan dibandingkan dengan setiap penanganan gangguan dari MPC dan MMPC yang telah dibuat. Struktur pengendali PI yang digunakan adalah pengendalian loop ganda, dengan dengan input  $C_A$  dan  $T$ .

Pengendali PI yang digunakan disetel secara otomatis menggunakan perangkat lunak,

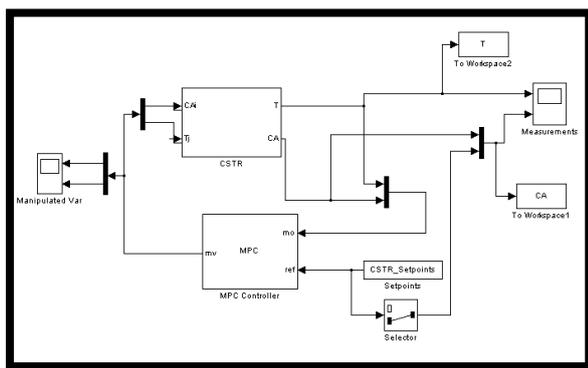
sehingga diperoleh nilai P dan nilai I yang paling optimal untuk melakukan pengendalian. Respon variabel yang dikendalikan ( $C_A$ ) dengan pengendali PI ditunjukkan oleh Gambar 7. Kinerja pengendali PI buruk karena tidak dapat mencapai SP-nya sehingga nilai kesalahan yang didapatkan besar, yakni IAE sebesar 1.5703 dan ISE 0.0202, sedangkan *overshoot* 0.022009 dan *offset* 0.01303.



Gambar 7. Kinerja pengendali PI pada CSTR

**Kinerja MPC**

Pada penelitian ini dibuat MPC dengan kondisi awal yang berbeda-beda untuk masing-masing MPC. MPC dibuat berdasarkan perubahan *set point* pada  $C_A$  dengan *step change*, dan dihitung nilai IAE nya. Perubahan diberikan sama dengan perubahan pada pengendali PI agar dapat dibandingkan. Nilai IAE MPC akan langsung dibandingkan dengan nilai IAE pengendali PI. Skema pengendali MPC untuk pengendalian  $C_A$  ditunjukkan oleh Gambar 8.



Gambar 8. Skema Pengendali MPC

Pemilihan MPC lokal yang akan digunakan sebagai model pada RMPC didasarkan pada nilai IAE MPC yang kurang dari nilai IAE PI yang adalah sebesar 1.5703. Parameter MPC yang akan digunakan adalah  $T_s=0.1$ ;  $P=13$ ;  $M=1$ .

Penggunaan parameter ini diperoleh dari hasil *fine-tuning* yang merupakan tuning parameter terbaik untuk MPC ini setelah metode yang Dougherty dan Cooper (2003a, 2003b) tidak menghasilkan kinerja yang baik. Hasil performa MPC dapat dilihat pada Tabel 2 berupa nilai IAE, *overshoot*, dan *offset*.

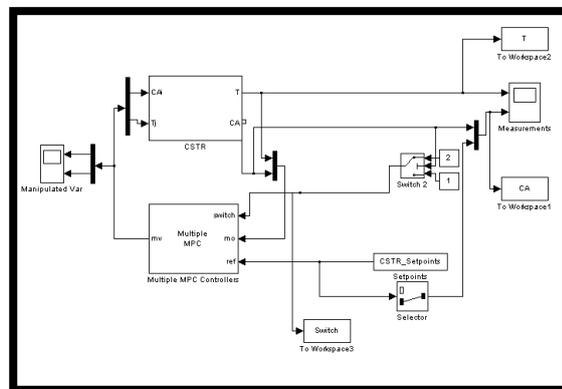
Tabel 1. Hasil Performa masing-masing MPC

MPC	IAE	Overshoot	Offset
MPC1	0.3663	0.039122	2.82E-05
MPC2	0.3391	0.029285	2.13E-05
MPC3	0.3115	0.019292	1.37E-05
MPC4	0.2911	0.012609	0
MPC5	0.2859	0.012486	0
MPC6	0.3107	0.014072	1.18E-05

Dari enam model MPC didapati bahwa keenam model tersebut memiliki nilai IAE lebih kecil dari nilai IAE PI, maka semua model MPC akan dikombinasikan untuk membuat RMPC.

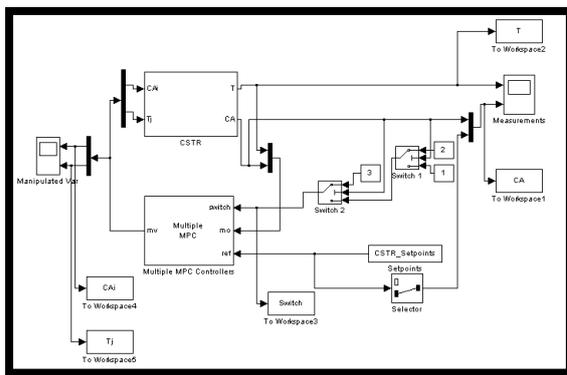
**Pengembangan RMPC**

Model yang digunakan untuk MMPC adalah MPC lokal (RMPC) yang disarankan pada bagian sebelumnya. Di sini juga akan diuji dua skenario seperti pada percobaan single MPC. Untuk setiap skenario ada lima MPC lokal namun pada RMPC hanya akan digunakan kombinasi dua atau tiga buah MPC lokal. Hal ini karena semakin banyak model yang digunakan pada RMPC tidak menjamin bahwa respon akan semakin baik karena setiap model pasti memiliki error sehingga semakin banyak model yang digunakan akan semakin besar pula error yang dihasilkan. Selain itu, implementasi RMPC dengan terlalu banyak model yang digunakan tidak aplikatif pada dunia praktis karena akan memerlukan lebih banyak perhatian khusus untuk menangani model-model tersebut.



Gambar 9. Plant RATP dengan RMPC dua MPC

Model yang telah dipilih sebelumnya dikombinasikan satu sama lain membentuk kumpulan model yang terdiri dari dua atau tiga buah model. Penyusunan kontroler RMPC yang terdiri dari dua model pada RATP ditunjukkan oleh Gambar 9, sedangkan RATP dengan RMPC yang terdiri dari tiga model ditunjukkan oleh Gambar 10. Seperti pada gambar, untuk RMPC dua model terdapat satu buah *switch* yang menjadi batas pergantian kapan model digunakan. Sedangkan pada RMPC tiga model, karena terdapat tiga buah model, maka *switch* yang digunakan sebanyak dua buah untuk pergantian di antara ketiga model tersebut.



Gambar 10. Plant RATP dengan RMPC tiga MPC

**Kinerja RMPC dengan Dua MPC**

Kombinasi gabungan RMPC dua model dilakukan untuk setiap MPC. Contoh penamaan kombinasi gabungan MPC 1 dan MPC 2 adalah RMPC 1,2. Kombinasi dilakukan dua arah karena hasil IAE yang dicapai berbeda. Jadi selain RMPC 1,2 akan terdapat pula RMPC 2,1. Hasil kinerja RMPC dengan dua MPC diwakili oleh harga IAE dapat dilihat pada Tabel 3.

Tabel 2. Performa IAE RMPC Dua Model

RMPC	IAE	RMPC	IAE	RMPC	IAE
1,2	0.3309	3,1	0.2743	5,1	0.2522
1,3	0.3297	3,2	0.2727	5,2	0.2516
1,4	0.3284	3,4	0.2702	5,3	0.251
1,5	0.3271	3,5	0.2694	5,4	0.2504
1,6	0.3259	3,6	0.2687	5,6	0.2497
2,1	0.3037	4,1	0.2546	6,1	0.2769
2,3	0.3002	4,2	0.2535	6,2	0.2768
2,4	0.2992	4,3	0.2524	6,3	0.2766
2,5	0.2984	4,5	0.2509	6,4	0.2764
2,6	0.2976	4,6	0.2504	6,5	0.2763

**Kinerja RMPC dengan Tiga MPC**

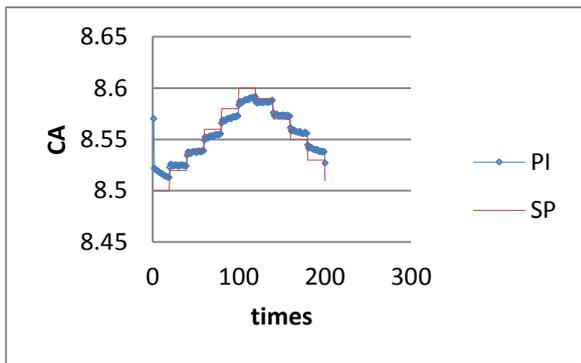
Cara mengkombinasi dan sistem penamaan untuk MMPC tiga model sama dengan RMPC dua model. Hasil IAE yang diperoleh disajikan dalam Tabel 4.

Tabel.3. Performa IAE RMPC Tiga Model

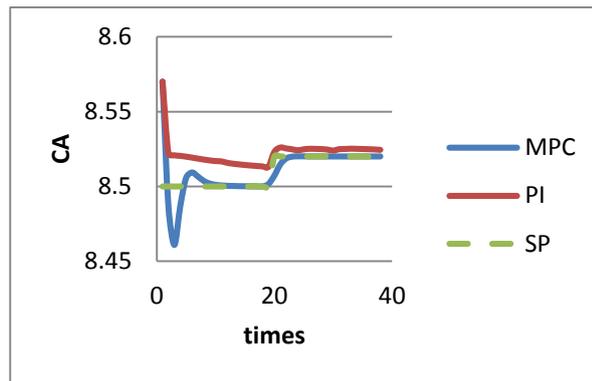
RMPC	IAE	RMPC	IAE	RMPC	IAE
1,2,3	0.3213	3,1,2	0.2581	5,1,2	0.2404
1,2,4	0.3217	3,1,4	0.2586	5,1,3	0.2405
1,2,5	0.3222	3,1,5	0.2588	5,1,4	0.2405
1,2,6	0.3226	3,1,6	0.2591	5,1,6	0.2409
1,3,2	0.3211	3,2,1	0.258	5,2,1	0.2405
1,3,4	0.3216	3,2,4	0.2587	5,2,3	0.2405
1,3,5	0.3219	3,2,5	0.259	5,2,4	0.2406
1,3,6	0.3223	3,2,6	0.2592	5,2,6	0.2409
1,4,2	0.3207	3,4,1	0.2585	5,3,1	0.2405
1,4,3	0.3211	3,4,2	0.2587	5,3,2	0.2405
1,4,5	0.3221	3,4,5	0.2595	5,3,4	0.2407
1,4,6	0.3224	3,4,6	0.2597	5,3,6	0.241
1,5,2	0.3214	3,5,1	0.2587	5,4,1	0.2406
1,5,3	0.3217	3,5,2	0.2589	5,4,2	0.2406
1,5,4	0.322	3,5,4	0.2595	5,4,3	0.2407
1,5,6	0.3226	3,5,6	0.26	5,4,6	0.2411
1,6,2	0.3215	3,6,1	0.259	5,6,1	0.241
1,6,3	0.3218	3,6,2	0.2592	5,6,2	0.241
1,6,4	0.3221	3,6,4	0.2597	5,6,3	0.2411
1,6,5	0.3224	3,6,5	0.26	5,6,4	0.2412
2,1,3	0.2894	4,1,2	0.2378	6,1,2	0.2689
2,1,4	0.2897	4,1,3	0.2379	6,1,3	0.2689
2,1,5	0.2899	4,1,5	0.2384	6,1,4	0.2689
2,1,6	0.2902	4,1,6	0.2386	6,1,5	0.269
2,3,1	0.2892	4,2,1	0.2379	6,2,1	0.2689
2,3,4	0.29	4,2,3	0.2381	6,2,3	0.2689
2,3,5	0.2903	4,2,5	0.2385	6,2,4	0.269
2,3,6	0.2905	4,2,6	0.2388	6,2,5	0.269
2,4,1	0.2894	4,3,1	0.238	6,3,1	0.2689
2,4,3	0.2899	4,3,2	0.2381	6,3,2	0.269
2,4,5	0.2904	4,3,5	0.2387	6,3,4	0.269
2,4,6	0.2907	4,3,6	0.239	6,3,5	0.2691
2,5,1	0.2895	4,5,1	0.2387	6,4,1	0.269
2,5,3	0.2901	4,5,2	0.2387	6,4,2	0.269
2,5,4	0.2903	4,5,3	0.2389	6,4,3	0.269
2,5,6	0.2903	4,5,6	0.2396	6,4,5	0.2691
2,6,1	0.2897	4,6,1	0.239	6,5,1	0.269
2,6,3	0.2902	4,6,2	0.2391	6,5,2	0.269
2,6,4	0.2905	4,6,3	0.2393	6,5,3	0.2691
2,6,5	0.2908	4,6,5	0.2398	6,5,4	0.2691

Simulasi yang telah dilakukan adalah mengendalikan reaktor alir tangki berpengaduk yang nonlinear dengan tiga macam pengendali lalu membandingkan hasil yang diperoleh. Tiga macam pengendali tersebut adalah kontroler PI, single MPC, dan RMPC. Pada simulasi dengan pengendali PI (Gambar 11) terlihat bahwa pengendali PI tidak dapat mengendalikan konsentrasi produk dengan baik pada tiap *setpoint* 0.05 kgmol/m<sup>3</sup>. Respon yang dihasilkan belum stabil, dan terdapat nilai *offset* yang cukup besar, yaitu sebesar 0.013103 kgmol/m<sup>3</sup>. Hal ini membuktikan bahwa pengendali PI belum mampu mengendalikan sistem yang nonlinear dan multivariable dengan baik.

Berbeda dengan kontroler PI yang bekerja dengan mengolah informasi umpan balik berupa error yang dihasilkan, MPC bekerja dengan melakukan prediksi atas output di waktu mendatang. Pada dasarnya MPC akan memberikan respon yang lebih cepat untuk mencapai set point tergantung dari titik operasi MPC tersebut.



Gambar 11. Performa Pengendali PI



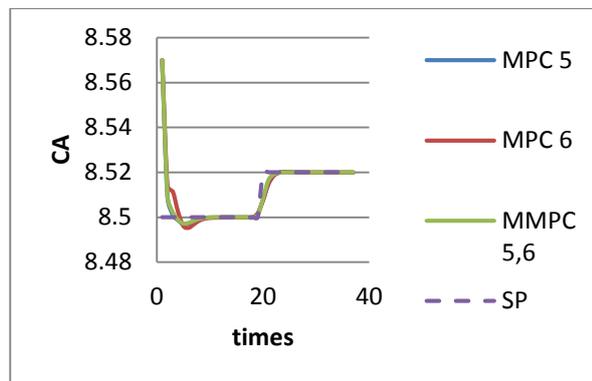
Gambar 12. Perbandingan performa MPC1 dan PI

Gambar 4.11 menunjukkan respon MPC1 pada  $T_s = 0,1$ ;  $P = 13$ ;  $M = 1$  dengan skema perubahan *set point* 8.5, 8.52, 8.54, 8.56, 8.58, 8.6, 8.59, 8.57, 8.55, 8.53, 8.51 dalam  $\text{kgmol/m}^3$ . Respon yang diberikan oleh MPC1 jauh lebih baik daripada menggunakan pengendali PI. Berbeda dengan pengendali PI, pengendali MPC mampu memberikan respon yang stabil dengan tidak adanya *offset* yang signifikan, hanya sebesar  $2.82E-05$ . Dengan melihat Gambar 12 kita dapat membandingkan perbedaan MPC1 dan PI dengan jelas. Kemampuan prediksi atas output terbukti dapat mengatasi masalah ketidaklinearan pada reaktor alir tangki berpengaduk.

Namun jika kita lihat pada MPC 1 terdapat *overshoot* yang cukup besar. Hal ini tentunya akan mengganggu untuk proses yang tidak menginginkan terjadinya *overshoot*, oleh karena itu MPC 1 tidak cocok untuk proses semacam itu. Hasil yang terbaik pada MPC ditunjukkan oleh MPC 5, dengan nilai IAE, *overshoot*, dan *offset* terkecil.

Untuk RMPC dua model, parameter MPC yang digunakan sama, yaitu  $T_s = 0,1$ ;  $P = 13$ ;  $M = 1$ . Pada RMPC dua model, nilai *switch* diubah-ubah untuk setiap model, menyesuaikan model yang digunakan. Pada umumnya *switch* yang terbaik adalah yang nilainya tepat di antara dua model yang digunakan.

Dari Tabel 3, nilai IAE untuk RMPC dua model yang terbaik diberikan oleh MPC 5,6. Padahal dua MPC dengan nilai IAE terbaik adalah MPC 5 dan MPC 4. Hal ini menunjukkan bahwa gabungan dua MPC terbaik belum tentu menghasilkan kombinasi RMPC yang lebih baik. Karena RMPC melakukan perubahan model MPC pada saat *set point* diubah, sehingga bias jadi untuk *set point* tertentu nilai MPC yang digunakan lebih sesuai. Lebih lanjut jika kita melihat Gambar 13, akan terlihat perbandingan respon MPC 5, MPC 6, dan RMPC 5,6. Dapat dilihat bahwa tidak terlalu tampak perbedaan pada MPC 5, dan MPC 5,6.



Gambar 13. Perbandingan nilai IAE MPC 5, MPC 6 dan R(M)MPC 5,6.

Akan tetapi jika kita perhatikan respon awal saat *set point* diubah dari keadaan *steady* akan tampak bahwa MPC 5,6 bekerja jauh lebih cepat daripada MPC 5. Sedangkan MPC 6 bekerja paling buruk karena. RMPC 5,6 bekerja paling cepat mendekati setpoint, nilai *overshoot* dan *offset*-nya pun paling kecil dibandingkan kedua MPC ini. Hal ini menunjukkan performa RMPC 5,6 jauh lebih baik daripada MPC 5 maupun 6.

Pada RMPC dua model MPC dengan nilai IAE dan *offset* terkecil adalah MPC 5,6 dengan nilai 0.2497 dan 0. Namun tidak demikian halnya dengan nilai *overshoot*. MPC dengan *overshoot* terkecil adalah MPC 4,6 dengan nilai 0.008476, sedangkan RMPC 5,6 *overshoot*-nya 0.009314. Selisihnya tidak terlalu jauh, begitu pula nilai IAE dan *offset*-nya. Jadi penggunaan kedua RMPC ini tergantung situasi, apakah nilai *overshoot* IAE 5,6 masih memungkinkan untuk proses tersebut. Jika masih, maka secara keseluruhan lebih baik menggunakan RMPC 5,6 karena dari nilai IAE terbukti bahwa RMPC 5,6 lebih baik. Sedangkan jika proses membutuhkan *overshoot* lebih kecil, dapat menggunakan RMPC 4,6.

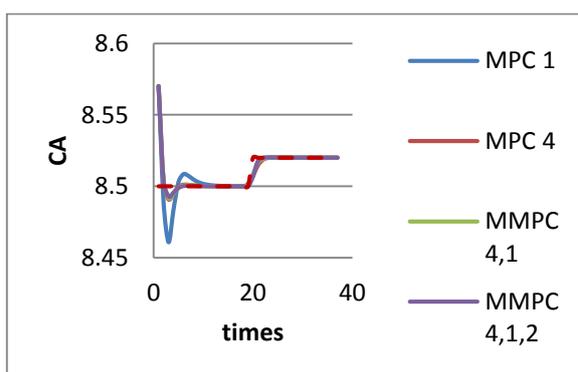
Sepuluh dari 30 model RMPC dua model tidak terdapat *offset* sedangkan pada separuh

lainnya terdapat *offset* namun nilainya sangat mendekati 0. Hal ini menunjukkan performa yang lebih baik daripada MPC dan jauh lebih baik daripada pengendali PI yang memiliki nilai *offset* yang cukup besar.

Pembahasan selanjutnya untuk RMPC tiga model, parameter yang digunakan sama  $T_s = 0.1$ ;  $P = 13$ ;  $M = 1$ , dan pergantian nilai *switch* juga dilakukan untuk setiap model untuk mendapatkan hasil IAE yang optimum.

Pertama mari kita perhatikan perbandingan antara Tabel 3 dan Tabel 4. Jika kita bandingkan akan tampak bahwa tidak semua RMPC tiga model lebih baik dari RMPC dua model. Ada kalanya RMPC dua model lebih baik daripada tiga model. Hal ini bergantung pada pemilihan MPC yang digunakan. RMPC tiga model yang menggunakan gabungan dari RMPC dua model ditambah satu MPC lagi pada terbukti lebih baik daripada RMPC dua model tersebut. Contohnya RMPC 5,6,1; RMPC 5,6,2; RMPC 5,6,3; dan RMPC 5,6,4; lebih baik performanya dibandingkan RMPC 5,6. Akan tetapi ternyata RMPC tiga model yang terbaik bukan dari ketiga RMPC tersebut, melainkan RMPC 4,1,2. Dari keseluruhan pengendali yang terbaik adalah RMPC 4,1,2 dengan nilai IAE 0.2378. Dari Gambar 4.13 dapat dilihat perbedaan performa RMPC 4,1,2; RMPC 4,1; MPC 4 dan MPC 1.

Gambar 14 menunjukkan perbedaan respon yang cukup besar antara pengendali MPC dengan RMPC. Hal ini menunjukkan bahwa RMPC dengan pergantian model mampu mengendalikan lebih baik dibandingkan MPC yang hanya menggunakan satu model. Untuk perbedaan RMPC dua model dan tiga model sendiri sebenarnya tidak terlalu signifikan.



Gambar 14. Perbandingan nilai IAE MPC 1, MPC 4, R(M)MPC, 4,1; dan R(M)MPC 4,1,2

Hal ini mungkin disebabkan oleh rentang operasi *set point* yang kurang besar. Tetapi secara keseluruhan dapat dikatakan bahwa pengendali RMPC lebih baik dibandingkan MPC

maupun PI. Hal ini dibuktikan dengan nilai IAE, *overshoot*, dan *offset* yang lebih kecil.

Pada RMPC tiga model sendiri, walau nilai IAE yang terkecil terdapat pada RMPC 4,1,2; namun tidak demikian halnya dengan nilai *overshoot* dan *offset*. Nilai *overshoot* terkecil adalah pada RMPC 4,6,1; sedangkan untuk nilai *offset*, sebagian besar RMPC tiga model tidak memiliki *offset*, walaupun ada nilainya sangat kecil, mendekati 0. Pemilihan RMPC yang terbaik bisa jadi tergantung proses, tapi pada umumnya penggunaan sistem pengendali terbaik dapat ditentukan dengan nilai IAE terkecil yaitu RMPC 4,1,2.

Sedangkan dari perbandingan hasil *overshoot* dan *offset* RMPC dua model dan tiga model pada lampiran 6 dan lampiran 7, dapat kita lihat bahwa rata-rata RMPC tiga model mampu mengendalikan lebih baik daripada RMPC dua model. Hal ini sejalan dengan hasil performa berdasarkan nilai IAE.

#### 4. KESIMPULAN

MMPC yang didasarkan pada pemilihan model dengan metode RMPC mampu menangani perubahan *set point* lebih baik daripada single MPC maupun pengendali PI pada sistem nonlinear dan multi variable. Pengendali sistem MIMO dapat mengendalikan jauh lebih baik daripada pengendali sistem SISO untuk sistem yang nonlinear. Hasil terbaik diberikan oleh pengendali RMPC 4,1,2 dengan nilai IAE 0.2378. Kombinasi MPC lokal yang sama dapat menghasilkan IAE yang berbeda pada RMPC. Nilai *overshoot* terkecil diberikan oleh pengendali RMPC 4,6,1 dengan nilai 0.007142023. Pada sebagian besar RMPC tidak terdapat *offset* dan sebagian kecil terdapat *offset* tapi nilainya sangat kecil.

#### REFERENSI

- Altmann, W. *Practical Process Control for Engineers and Technicians*. Newnes, Elsevier. 2005.
- Bao-Cang, D. *Modern Predictive Control*. CRC Press, Taylor & Francis Group. 2010.
- Bequette, B. W. *Process Dynamics: Modeling, Analysis, and Simulation*. New Jersey: Prentice Hall, Inc. 1998.
- Dougherty, D., Cooper, D. A practical multiple model adaptive strategy for multivariable model predictive control. *Control Engineering Practice*. 2003; 11: 649-664.
- Dougherty, D., Cooper, D. A practical multiple model adaptive strategy for single-loop MPC. *Control Engineering Practice*. 2003; 11: 141-159.

- Farouq, S. M., Jayakummar, N. An Algorithm for Stabilizing Unstable Steady States for Jacketed Nonisothermal Continually Stirred Tank Reactors. *Journal of Process Control*, 2009; 20: 157-158.
- Fogler, S. H. *Elements of Chemical Reaction Engineering Fourth Edition*. Massachusetts: Prentice Hall International Series. 2006.
- Han, J. From PID to Active Disturbance Rejection Control. *IEEE Industrial Electronics Society*, 2009; 56: 900-906.
- Marlin, T. *Process Control: Designing Processes and Control Systems for Dynamic Performance 2nd Edition*. New York: McGraw-Hill. 2000.
- Palma, F. D., Magni, L. A multi-model structure for model predictive control. *Annual Reviews in Control*, 2004; 28: 47-52.
- Qin, S. J., Badgwell, T.A. A survey of industrial model predictive control technology. *Control Engineering Practice*, 2002; 11: 733-764.
- Rahmat, M. F., A. M. Yazdani, M. A. Movahed, and S. Mahmoudzadeh. Temperature Control of a Continuous Stirred Tank Reactors by Means of Two Different Intelligent Strategies. *Journal of Process Reaction Control*, 2011; 4: 244-267
- Shiddiq, M.A. Penanganan Gangguan pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk Menggunakan Metode Representative Model Predictive Control. *Skripsi*, Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia. 2012.
- Vaneshani, S., Jazayeri-Rad, H. Optimized Fuzzy Control by Particle Swarm Optimization Technique for Control of CSTR. *IEEE Industrial Electronics Society*, 2011; 59: 686-691.
- Wahid, A. dan M. Afreza S. *Penanganan Gangguan pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk Menggunakan Representative Model Predictive Control*. Prosiding Seminar Nasional Teknik Kimia Indonesia 4. Indonesia. 2012: 807 – 813.
- Wahid, A., A. Ahmad, and V. Cynthia. *Distillation Column Control using Multiple Model Predictive Control Based on Representative Model Predictive Control Method*. Proceeding of the 13th International Conference on QiR (Quality in Research). Indonesia. 2013.
- Wahid, A., Ahmad, A. *Representative Model Predictive Control*. Proceeding of the 11th International Conference on QiR (Quality in Research). Indonesia. 2009.
- Wu, W. Nonlinear Bounded Control of a Nonisothermal CSTR. *Journal of Process Control*, 2000; 14: 26-27.