Studi Perancangan Kontrol Prediktif pada Kolom Distilasi Di *Crude Distillation Unit* PT Pertamina UP VI Balongan

Y. Perdana , E. Ekawati, S. Hadisupadmo

Divisi Riset Instrumentasi dan Kontrol

Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Bandung

Jl Ganesha10 Bandung, 40132, Indonesia

E-mail: simarmataftitb055@yahoo.com

Received Date : 16 November 2010
Acceptance Date : 22 November 2010

Abstrak

Proses distilasi adalah suatu proses pemisahan fraksi minyak bumi berdasarkan titik didihnya. Sistem kontrol kolom distilasi memiliki masukan jamak dan keluaran jamak. Untuk itu, penelitian tugas akhir ini membatasi keluaran dan masukan dengan memilih variabel keluaran yakni temperatur top, temperatur Light Gas Oil (LGO), dan temperatur Hight Gas Oil (HGO) dan variabel masukan berupa top reflux, LGO reflux, dan HGO reflux.

Kolom distilasi PT Pertamina UP VI Balongan masih menggunakan sistem control PID untuk mengontrol variabel-variabel keluaran tersebut. Permasalahan pada kolom distilasi adalah berfluktuasinya nilai temperatur sehingga mempengaruhi kemurnian distilat. Pada tugas akhir ini dicoba mengontrol variabel-variabel tersebut dengan menggunakan kontrol model prediksi (Model Predictive Control /MPC). Dengan menggunakan pengontrol MPC, maka nilai keluaran ke depan akan diprediksi sejauh horison prediksinya. MPC akan mensimulasikan respon sistem sepanjang horison prediksi dan kemudian dioptimasi dengan meminimisasi fungsi kinerja J(e,u).

Dengan mensimulasi sistem dengan pengontrol MPC, diperoleh Hp = 100, Hu= 2, maximum overshoot 0% untuk temperatur top, LGO, dan HGO, sedangkan dengan pengontrol PID diperoleh maximum overshoot senilai 41,67%, 70%, dan 21,4% masing-masing untuk temperatur top, LGO dan HGO. Nilai konstanta waktu pengontrol MPC untuk temperatur top, LGO, dan HGO masing-masing bernilai 18 menit, 14 menit dan 6 menit. Sedangkan konstanta waktu untuk pengontrol PID senilai 40 menit, 110 menit, dan 60 menit masing-masing untuk temperatur top, LGO dan HGO.

Kata kunci: temperatur top, LGO, HGO, konstanta waktu

Abstract

Distillation is a process of separating crude fraction according to each boiling point. Distillation column control system has multiple input and output. Objective of this research is to limit the multiple input and output by choosing the output variables such as top temperature, Light Gas Oil (LGO) temperature, High Gas Oil (HGO) temperature; and input variables such as top reflux, LGO reflux and HGO reflux .

The distillation column in PT Pertamina RU VI Balongan is still using PID controller to control all output variables. The problem in distillation column is the temperature fluctuation , which affects the distillate purity. In this research, distillation control system will be simulated using MPC Controller to control the output variables. MPC controller will predict the output variables in the prediction horizon. The response of the system will be simulated along the prediction horizon and it will be optimized by minimizing the cost function J(e,u).

By simulating MPC Controller, MPC parameter obtained are Hp = 100, and Hu = 2, maximum overshoot 0% for top temperature, LGO, and HGO, while PID controller has overshoot 41.67 % for top temperature, 70% for LGO temperature and 21.4% for HGO temperature. Time constant of MPC controller for top temperature, LGO and HGO are 18 minutes, 14 minutes, and 6 minutes while time

constant of PID controller for top temperature, LGO and HGO are 40 minutes, 110 minutes and 60 minutes.
Keywords: top temperature, LGO, HGO, time constant

1 Pendahuluan

Proses distilasi adalah suatu proses pemisahan fraksi minyak bumi berdasarkan titk didihnya, di mana masing-masing produk nantinya akan diolah lebih lanjut untuk dikonsumsi masyarakat, pihak industri lainnya untuk menyokong perekonomian negara tersebut.

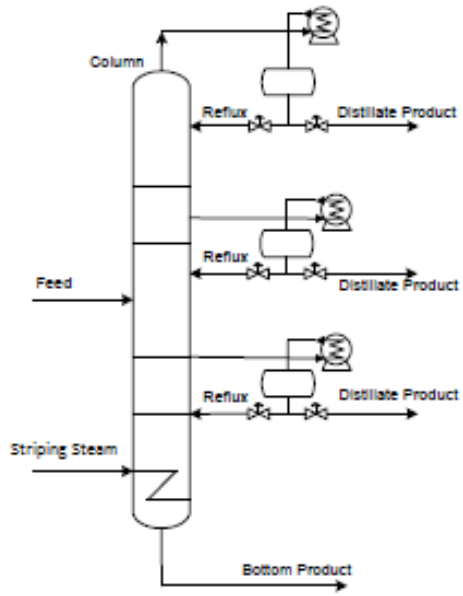
Kemurnian produk adalah suatu tuntutan penting dalam proses ini. Sebab, produk yang murni akan berdampak baik pada penggunanya. Dan tentunya tidak akan merusak sistem yang menggunakan produk bahan bakar hasil distilasi ini. Untuk itu, diperlukan suatu sistem kontrol lanjut yang dapat menyokong dan menjalankan proses distilasi agar menghasilkan produk yang optimal. Pada penelitian ini, kemurnian produk dioptimalkan melalui pengontrolan temperatur, sebab kemurnian produk mempunyai korelasi yang lurus dengan kestabilan temperatur kolom. Pengontrol prediktif akan dirancang pada sistem distilasi yang dapat mengontrol dan menjaga kestabilan temperatur kolom pada kondisi operasi yang bisa setiap saat berubah. Salah satu metode untuk mengoptimalkan produksi adalah dengan menerapkan suatu teknologi Kontrol Proses Lanjut (*Advanced Process Control*) dalam suatu proses dalam suatu *plant*.

2 Dasar Teori

2.1 Distilasi Proses

Proses distilasi yang disebut juga penyulingan adalah proses pemisahan berdasarkan titik didih suatu campuran. Pada penyulingan minyak bumi yang berupa multi komponen pemisahannya di dasarkan pada *tray*ek didih atau fraksi-fraksinya sehingga prosesnya sering disebut juga proses fraksinasi. Pada minyak bumi, distilasi yang dipakai adalah Distilasi Atmosfer atau distilasi pada tekanan sedikit diatas tekanan atmosfer.

Kolom distilasi adalah tempat terjadinya proses distilasi yaitu pemisahan campuran bahan menjadi fraksi-fraksi yang lebih murni berdasarkan perbedaan tingkat kemudahan menguap (*volatile*) fraksi-fraksi penyusunya. Campuran yang masuk ke dalam kolom distilasi akan dipanaskan oleh uap panas (*steam*) pada bagian *reboiler* sehingga fraksi yang mudah menguap akan menguap naik ke bagian atas kolom distilasi untuk selanjutnya dikondensasikan. Bagian yang tidak menguap akan dikeluarkan sebagai *bottom product*.



Gambar 1 Kolom distilasi

Pada kolom distilasi tipe kontinu (*continuous column*) pemisahan berlangsung secara terus menerus. Bagian-bagian dari kolom distilasi diantaranya:

1. Kolom vertikal adalah tempat terjadinya pemisahan fraksi dari larutan.
2. Nampan (*tray*) berfungsi sebagai tempat terjadinya pertukaran panas antara cairan dari bagian atas kolom menuju ke bawah dengan uap fraksi dari bawah yang menuju ke atas. Pertukaran panas ini berguna untuk meningkatkan kemurnian fraksi yang ingin diambil sebagai distilat.
3. Ketel pemanas (*reboiler*) berfungsi untuk memanaskan kembali umpan (*feed*) yang berada di bagian dasar kolom distilasi. Tipe lain *reboiler* adalah *steam* yang langsung masuk ke dalam bagian dasar kolom untuk memanaskan umpan.
4. Kondensor berfungsi untuk mengkondensasikan *overhead product* (distilat) yang akan ditampung pada akumulator (*reflux drum*).
5. Distilat dan *bottom product* adalah hasil pemisahan kolom distilasi.
6. *Reflux* adalah distilat yang dikembalikan ke dalam kolom distilasi. *Reflux* berfungsi untuk meningkatkan kemurnian distilat tersebut.

Pada kolom distilasi *multiproduct,* larutan yang akan dipisahkan terdiri dari banyak fraksi. Pada kolom distilasi ini produk ditarik keluar dari kolom distilasi pada beberapa bagian disamping kolom distilasi. Produk yang ditarik keluar untuk dijadikan produk tengah atau dikembalikan seluruhnya sebagai *reflux.* [4][6][9]

Dalam proses destilasi minyak bumi dihasilkan 3 jenis produk yakni *top product, side steam product* yang diambil dari kolom seksi rektifikasi, terdiri dari HGO (*Heavy Gas Oil)* dan LGO (*Light Gas Oil*), dan *bottom product,* yakni produk paling bawah dari kolom distilasi. Produk ini kemudian akan masuk ke *vacuum distilation*.

2.2 Pengontrolan pada Kolom Distilasi

Objek utama pengontrolan kolom distilasi adalah kemurnian distilat. Untuk itu, perlu dipasang *online analyzer* yang dapat memonitor kemurnian distilat secara online. Tetapi alat itu cukup mahal untuk dipasang di pabrik ini. Oleh karena itu, untuk mengontrol kemurnian distilat, dapat dilakukan dengan mengontrol temperatur distilat [4][9].

Untuk mencapai pengontrolan temperatur dan tekanan dapat digunakan berbagai *manipulated variabel* diantaranya *reflux flow*, *distillate flow, bottom flow, dan steam flow.* Berbagai konfigurasi alternatif banyak ditawarkan dalam memilih struktur pengontrol untuk mendapatkan pengontrolan komposisi yang terbaik [4][6][9].

2.3 Model Predictive Control

Model Predictive Control (MPC) merupakan pengontrol berbasis kepada model. MPC menggunakan nilai *error* antara nilai prediksi lintasan *setpoint* dan nilai prediksi variabel keluaran. Prediksi keluaran proses untuk sejumlah selang cacah ke depan dilakukan dengan persamaan matematis yang merupakan model sistem yang di kontrol. Selanjutnya dengan menggunakan hukum kontrol dilakukan perhitungan keluaran pengontrol yang diperlukan agar prediksi keluaran proses dapat menjejaki suatu deretan harga yang ditentukan sebelumnya. Hasil perhitungan keluaran pengontrol ini kemudian diberikan kepada proses. Deretan harga yang diinginkan untuk dijejaki disebut lintasan referensi.

Algoritma *Model Predictive Control* memiliki tiga parameter, yaitu [3]:

1. Hn (horison minimum)
2. Horison minimum menyatakan mulai dari jumlah langkah yang diperlukan pengontrol untuk melakukan minimalisasi terhadap selisih antara keluaran proses dan lintasan referensi.
3. Hp (horison prediksi)
4. Horison prediksi menyatakan jumlah langkah ke depan yang digunakan pengontrol untuk melakukan minimisasi terhadap selisih antara keluaran proses dan referensi.
5. Hu (horison kontrol)
6. Horison kontrol menyatakan jumlah langkah, mulai dari t = k hingga t = k + Hu - 1, di mana keluaran pengontrol boleh mengalami perubahan harga untuk kemudian memiliki harga mencapai t = k + Hp.

2.4 Penentuan Parameter MPC

Kinerja strategi MPC, ditentukan oleh parameter-parameter yakni horison minimum, horison prediksi, horison kontrol, dan pembobotan sinyal kontrol. Nilai horison kontrol akan mempengaruhi aksi kontrol dan respon proses. Jika nilai horison kontrol ditambah, maka respon proses akan lebih aktif, karena nilai horison kontrol akan mempengaruhi jumlah kontrol langkah ke depan.

Ada dua nilai pembobotan, yakni matriks Q dan matriks R. Nilai pembobotan sinyal kontrol bertujuan untuk meminimalkan fungsi kerja MPC. Pembobotan keluaran ke depan digunakan untuk memvariasikan bobot Q. Pembobotan ini ditentukan dengan melihat seberapa penting minimalisasi perubahan sinyal kontrol dibandingkan dengan minimalisasi selisih prediksi keluaran dengan refrensi. Penambahan bobot R akan menyebabkan respon proses menjadi lambat dengan perubahan sinyal kontrol yang fluktuatif.

3 Pemodelan Sistem dan Perancangan Pengontrol MPC

Identifikasi sistem kolom distilasi dengan pendekatan model ARX. Parameter model ARX yang digunakan adalah na = 2, nb = 2, dan nk = 1. Model ARX digunakan sebagai pendekatan sistem, karena proses pada sistem ini diambil saat keadaannya tunak, sehingga digunakan model linear ARX.

Tabel 1 Variabel masukan dan keluaran sistem

Variabel	Tag Number	Keterangan
u1	11FC019	Laju Aliran *Top Reflux* (ton/jam)
u2	11FC021	Laju Aliran LGO *Reflux* (ton/jam)
u3	11FC024	Laju Aliran HGO *Reflux* (ton/jam)
y1	11TC129	Temperatur *Top* (^{0}C)
y2	11TR133	Temperatur LGO (^{0}C)
y3	11TR130	Temperatur HGO (^{0}C)
d1	11FC006	Laju Aliran *Crude* (ton/jam)

Dari data masukan dan keluaran sistem pada rentang ke 3500 hingga 4500, diperoleh sembilan fungsi transfer, yakni:

$$H_{11}(s) = \frac{-9{,}19(10^{-4})s^2 + 1{,}77(10^{-3})s + 1{,}26(10^{-4})}{s^2 + 0{,}025s + 1{,}26(10^{-3})} \quad (1)$$

$$H_{12}(s) = \frac{0{,}001s^2 - 0{,}002s + 7{,}13(10^{-5})}{s^2 + 0{,}0202s + 1{,}36(10^{-4})} \quad (2)$$

$$H_{13}(s) = \frac{0{,}002s^2 - 4{,}54(10^{-3})s + 1{,}39(10^{-4})}{s^2 + 0{,}115s + 3{,}29(10^{-5})} \quad (3)$$

$$H_{21}(s) = \frac{-3{,}23(10^{-4})s^2 + 6{,}47(10^{-4})s + 5{,}78(10^{-7})}{s^2 - 2{,}186(10^{-4})s + 4{,}57(10^{-7})} \quad (4)$$

$$H_{22}(s) = \frac{-1{,}92(10^{-5})s^2 + 3{,}707(10^{-5})s + 2{,}64(10^{-6})}{s^2 + 5{,}62(10^{-4})s + 3{,}39(10^{-6})} \quad (5)$$

$$H_{23}(s) = \frac{1{,}834(10^{-4})s^2 - 3{,}705(10^{-4})s + 7{,}5(10^{-6})}{s^2 + 6{,}42(10^{-4})s + 1{,}18(10^{-6})} \quad (6)$$

$$H_{31}(s) = \frac{-2{,}934(10^{-5})s^2 + 5{,}504(10^{-5})s + 7{,}528(10^{-6})}{s^2 + 2{,}68(10^{-3})s + 4{,}48(10^{-6})} \quad (7)$$

$$H_{32}(s) = \frac{4{,}09(10^{-4})s^2 - 8{,}04(10^{-4})s - 2{,}881(10^{-5})}{s^2 - 1{,}726(10^{-3})s - 2{,}955(10^{-3})} \quad (8)$$

$$H_{33}(s) = \frac{9{,}047(10^{-5})s^2 - 1{,}983(10^{-4})s + 3{,}463(10^{-5})}{s^2 + 4{,}22(10^{-3})s + 4{,}249(10^{-6})} \quad (9)$$

3.1 Validasi Model

Sembilan fungsi transfer tersebut diuji dengan melihat besarnya *fitness fuction*, dan nilai RMSE. Nilai *fitness* menyatakan tingkat keakurasian nilai keluaran model dengan nilai keluaran sebenarnya. Nilai RMSE menyatakan besarnya *error* rata-rata keluaran model dengan keluaran sesungguhnya. Nilai RMSE ini diperoleh dengan membandingkan model keluaran sistem dengan keluaran sistem pada rentang data ke-2500 hingga ke-3500. Sembilan fungsi transfer tersebut diuji kestabilannya dengan memberi *input step* sehingga diperoleh nilai-nilai yang ditabelkan pada Tabel 2.

Tabel 2 Parameter dan stabilitas sistem

Model	*Fitness* (%)	RMSE (^{0}C)	Kestabilan
$H_{11}(s)$	74,08	0,0017	Stabil
$H_{12}(s)$	73,18	0,0034	Stabil
$H_{13}(s)$	35,98	0,001	Stabil
$H_{21}(s)$	90,62	0,000757	Tidak Stabil
$H_{22}(s)$	91,87	0,000572	Stabil
$H_{23}(s)$	89,92	0,000572	Stabil
$H_{31}(s)$	62,35	0,000565	Stabil
$H_{32}(s)$	85,43	0,001	Tidak stabil
$H_{33}(s)$	80,2	0,000567	Stabil

Dari nilai-nilai di atas diperoleh bahwa $H_{13}(s)$ memiliki *fitness* yang relatif kecil dibandingkan dengan fungsi-fungsi yang lain. Fungsi $H_{21}(s)$ dan $H_{32}(s)$ tidak stabil. Hal ini disebabkan karena kedua fungsi transfer tersebut memiliki *pole* di luar lingkaran satu pada bidang *z*. Sehingga, dalam pemodelan persamaan ruang keadaan , *stage* dan masukan untuk $H_{13}(s)$, $H_{21}(s)$, $H_{32}(s)$ dihilangkan.

Nilai *unity gains* yang diperoleh dari simulasi lup terbuka adalah:

$$\begin{bmatrix} y1 \\ y2 \\ y3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0{,}8 & 0{,}5 & 0 \\ 0 & 1 & 6{,}3 \\ 1{,}5 & 0 & 8 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u1 \\ u2 \\ u3 \end{bmatrix} \quad (10)$$

Nilai Ratio Gain Array adalah:

$$\begin{bmatrix} y1 \\ y2 \\ y3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0{,}37 & 0{,}99 & -0{,}77 \\ 1{,}75 & -2{,}81 & 0{,}54 \\ 3{,}43 & -2{,}49 & 0{,}35 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u1 \\ u2 \\ u3 \end{bmatrix} \quad (11)$$

Dari nilai RGA ini, diperoleh hubungan bahwa kontribusi *top reflux* ke temperatur *top* tidak sebesar kontribusi LGO *reflux* ke temperatur *top*. LGO *reflux* yang lebih dominan untuk mempengaruhi temperatur *top*. *Top reflux* tidak mempengaruhi nilai temperatur LGO dan temperatur HGO. HGO *reflux* mempunyai kontribusi untuk temperatur LGO dan temperatur HGO. Oleh karena itu dilakukan justifikasi sebagai berikut:

1. Fokus pengontrolan diarahkan pada temperatur *top* dan temperatur HGO.
2. LGO *reflux* digunakan untuk mengontrol temperatur *top*, dan HGO *reflux* digunakan untuk mengatur temperatur HGO, dan HGO *reflux* secara tidak langsung mengontrol temperatur LGO dan mempengaruhi temperatur *top*.
3. Pengaturan temperatur LGO secara tidak langsung dengan menggunakan HGO *reflux* yang nilainya tidak diboboti, sebab pembobotan HGO *reflux* digunakan untuk mengontrol temperatur HGO.
4. MPC Parameter Hp = 100, Hu = 2, Pembobotan matriks Q dan R adalah:

$$Q = \begin{bmatrix} 0 & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & 0 \\ \vdots & \ddots & & & & & & & \vdots \\ \vdots & & 0 & & & & & & \vdots \\ \vdots & & & 10^5 & & & & & \vdots \\ \vdots & & & & \ddots & & & & \vdots \\ \vdots & & & & & 10^5 & & & \vdots \\ \vdots & & & & & & 10^2 & & \vdots \\ \vdots & & & & & & & \ddots & 0 \\ 0 & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & 0 & 10^2 \end{bmatrix} \quad (12)$$

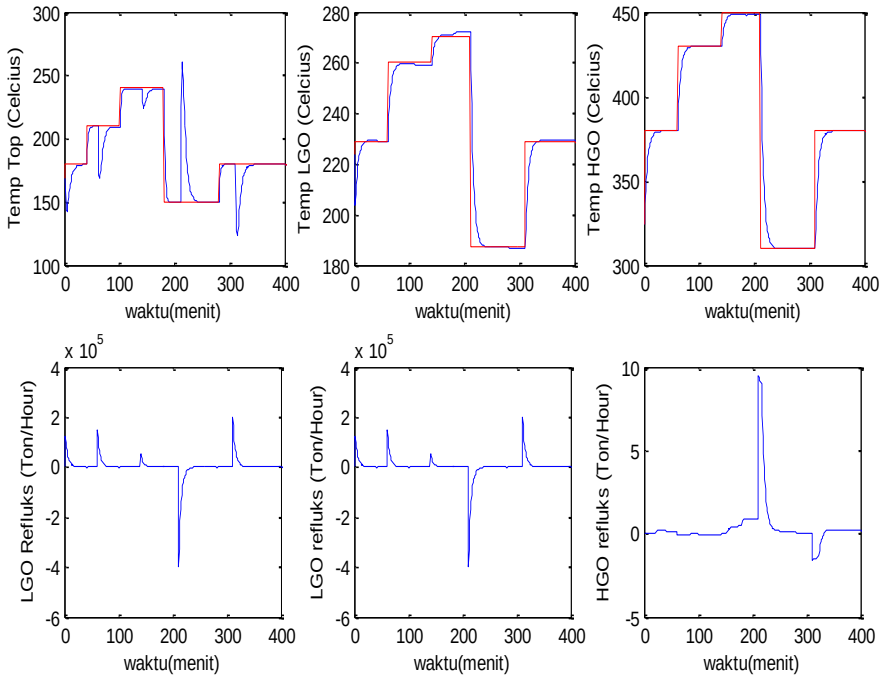
$$R = \begin{bmatrix} 10^{-2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 10^{-2} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 10^3 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 10^3 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (13)$$

4 Eksperimen dan Analisis Data

4.1 Penjejakan Setpoint MPC

Dilakukan simulasi penjejakan *setpoint* dengan parameter-paremeter di atas. Waktu mulai penjejakan *setpoint* untuk setiap keluaran berbeda-beda. Secara keseluruhan, hasil simulasi dapat dilihat pada Gambar 2.

Telah disebutkan sebelumnya, bahwa sistem kolom distilasi merupakan sistem MIMO yang memiliki keterkaitan antara masing-masing masukan dan keluaran. Pada simulasi temperatur *top*, masih didapati adanya tiga kali penurunan dan kenaikan nilai keluaran ketika *setpoint* pada saat itu tetap yang disebabkan oleh keterkaitan masukan keluaran sistem. Penurunan pada menit ke-60, menit ke-140, dan menit ke-310 disebabkan karena perubahan nilai HGO *reflux* yang disebabkan oleh perubahan *setpoint* temperatur HGO. HGO *reflux* akan memengaruhi nilai temperatur LGO, dan juga memengaruhi nilai temperatur *top*. Demikian juga halnya untuk kenaikan temperatur *top* pada menit ke-210 dan menit ke-310. Kenaikan temperatur *top* pada menit ke-210 sangat besar, yang disebabkan oleh penurunan *setpoint* temperatur HGO sangat besar. Jadi, ketika terjadi perubahan *setpoint* temperatur HGO, pengontrol MPC akan berusaha untuk mengembalikan nilai temperatur *top* sesuai dengan *setpoint*-nya. Penurunan kecil nilai temperatur LGO pada menit ke-100 disebabkan oleh adanya perubahan *setpoint* temperatur *top* yang juga berimbas pada nilai HGO *reflux*, dimana HGO *reflux* akan memengaruhi nilai temperatur LGO. Demikian juga halnya pada kenaikan kecil temperatur LGO pada menit ke-180.



Gambar 2 Simulasi penjejakan *setpoint*

4.2 Simulasi PID

Pengujian ini bertujuan untuk melihat respon sistem sesuai dengan konfigurasi dari pabrik. Simulasi pengontrol temperatur top menggunakan pengontrol PID dengan parameter Kp, Ti, Td yang di-*tunning* dengan aturan Ziegler-Nichols yang ditampilkan pada Tabel 3. Tetapi parameter pengontrol PID untuk temperatur LGO dan HGO di-*tunning* dengan metoda *trial*

and error. Hal ini disebabkan metoda Ziegler-Nichols tidak sanggup menunjukkan performa yang baik.

Tabel 3 Aturan *tuning* Ziegler-Nichols [8]

Controller	Kp	Ti	Td
P	0,5 Kcr	∞	0
PI	0,45 Kcr	$\frac{1}{1,2}\ Pcr$	0
PID	0,6 Kcr	0,5 Pcr	0,125 Pcr

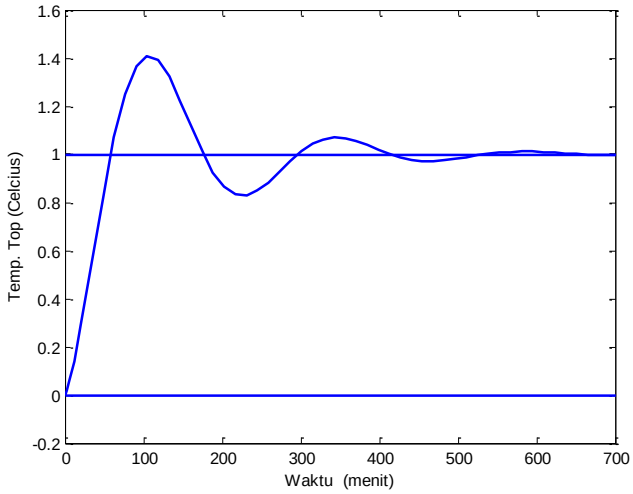
Parameter pengontrol PID untuk temperatur top, LGO, dan HGO dapat dilihat pada Tabel 4.

Tabel 4 Parameter PID

Parameter	Temp. Top	Temp. LGO	Temp. HGO
Kp	5,4	35	25
Ti	45	3500	6250
Td	0,018	0,71	28

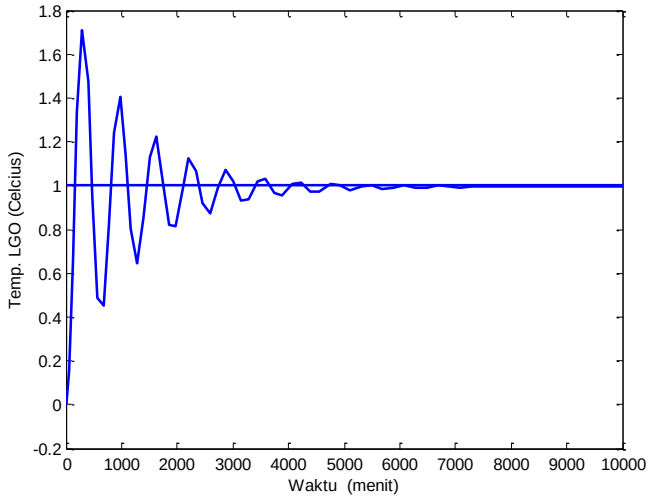
Hasil Simulasi PID:

1. Simulasi Temperatur Top



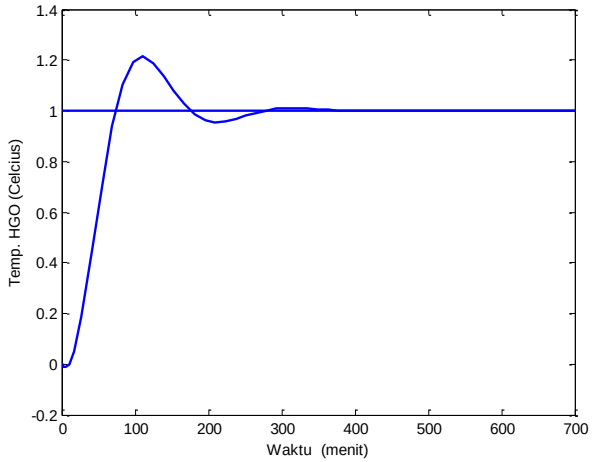
Gambar 3 Simulasi PID Temperatur Top

2. Simulasi Temperatur LGO



Gambar 4 Simulasi PID Temperatur LGO

3. Simulasi Temperatur HGO



Gambar 5 Simulasi PID temperatur HGO

Tabel 5 Perbandingan MPC dan PID

	Temp. *Top*		Temp. LGO		Temp. HGO	
	MPC	PID	MPC	PID	MPC	PID
Waktu tunak (menit)	35	550	30	3500	25	350
Kons. Waktu (menit)	18	40	14	110	6	60
Max. Overshoot (%)	0	41,67	0	80	0	21,4
Faktor Redaman	1	0,13	1	0,07	1	0,44

Dari perbandingan ini, dapat disimpulkan bahwa pengontrol MPC memiliki keunggulan pada respon sistem. *Settling time* sistem yang dikontrol dengan MPC, yang relatif lebih tinggi dari pada yang dikontrol dengan PID. Selain itu, hasil rancangan pengontrol MPC hanya berlaku pada satu kondisi operasi. Akibatnya perubahan *setpoint* keluaran tidak bebas.

Pengontrol PID memiliki keunggulan pada keakurasiannya. Pada sistem yang dikontrol dengan pengontrol PID, tidak memiliki *offset*, dan bisa dikontrol dengan lebih bebas. Tetapi kelemahan pengonontrol PID ini, memiliki respon sistem yang cukup lama, dan masih memiliki *overshoot* cukup tinggi, meskipun telah di-*tuning*.

5 Kesimpulan dan Saran

Parameter MPC adalah Hp= 100, Hu = 2, dan matriks pembobotan Q dan R adalah:

$$Q=\begin{bmatrix} 0 & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & 0 \\ \vdots & \ddots & & & & & & & \vdots \\ \vdots & & 0 & & & & & & \vdots \\ \vdots & & & 10^{5} & & & & & \vdots \\ \vdots & & & & \ddots & & & & \vdots \\ \vdots & & & & & 10^{5} & & & \vdots \\ \vdots & & & & & & 10^{2} & & \vdots \\ \vdots & & & & & & & \ddots & 0 \\ 0 & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & \cdots & 0 & 10^{2} \end{bmatrix}, \quad R=\begin{bmatrix} 10^{-2} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 10^{-2} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 10^{3} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 10^{3} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

Perbedaan antara pengontrol MPC dan PID dapat dilihat dari konstanta waktu. Pengontrol MPC memiliki keunggulan dalam respon sistem. Pengontrol PID lebih leluasa dikontrol dan dapat menghilangkan *offset.* Tetapi pengontrol PID masih memiliki overshoot yang besar yang terlihat pada temperatur LGO dan HGO dan memilki respon yang lama dibandingkan dengan pengontrol MPC.

Berdasarkan kesimpulan yang diperoleh, maka penulis memberi saran yakni:

1. Jika menggunakan sistem MIMO, coba dibuat suatu rancangan pengontrol yang mampu mengontrol temperatur LGO secara bebas.
2. Sistem kolom distilasi dimodelkan dengan kondisi operasi yang bebeda-beda, sehingga pengubahan *setpoint* dapat lebih bebas.

6 Reference

[1] Anonymous, Pedoman Operasi Unit 11 PT Pertamina UP VI Balongan, 1993.
[2] Camacho. E. F. dan Bordons C., Model Predictive Control, London: Springer, 2000.
[3] Chandra, T., Penerapan Model Predictive Control Pada Sistem Kontrol Terdistribusi Untuk Pengontrolan Plant Reaktor Separator, Tugas Akhir, Teknik Fisika, Institut Teknologi Bandung, 2008.
[4] Lipták, B., Distillation Control And Optimization, Putman Media, 2007.
[5] Ling,K.V., "Introduction to MPC Control", School Of EE, Nanyang Technological University, 2008.
[6] Luyben, William L, Practical Distillation Control, New York: van nostrand Reinhold, 1992.
[7] Nababan, H. M., "Pengembangan Sistem Kontrol Prediktif Berbasis ANFIS Pada Crude Distillation Unit PT Pertamina UP VI Balongan", Tugas Akhir, Teknik Fisika, Institut Teknologi Bandung, 2009.
[8] Ogata, K., Modern Control Engineering, Ed. 4. New Jersey: Prentice Hall, 2002.
[9] Shinskey, F. G., Process Control System, McGraw-Hill, 1976.
[10] Mukhlish, F., "Perancangan Kontrol Model Prediksi Dengan Optimasi Robas Pada Waste Heat Boiler: Ketidakpastian Elips Parametrik", Tugas Akhir, Teknik Fisika, Institut Teknologi Bandung, 2009.