

KENDALI PID DALAM INDUSTRI PROSES KIMIA: TINJAUAN METODE TUNING, TANTANGAN PRAKTIS DAN ARAH PENGEMBANGAN

Riny Yolandha Parapat¹, Fajar Alamsyah², Aldi Muhamad Rizky³, Milawati⁴,
Nisa Wahyu Septiyaningsih⁵

Prodi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Bandung

Email: rinyyolandha@itenas.ac.id, fajar.alamsyah@mhs.itenas.ac.id,
aldi.muhamad@mhs.itenas.ac.id, milawati@mhs.itenas.ac.id,
nisa.wahyu@mhs.itenas.ac.id

Abstrak

Pengendalian *Proportional Integral Derivative* (PID) merupakan strategi kontrol yang paling banyak digunakan dalam industri proses kimia karena struktur yang sederhana, kemudahan implementasi, serta tingkat keandalan yang tinggi. Meskipun demikian, kinerja pengendali PID sangat bergantung pada metode penalaan parameter dan karakteristik dinamika proses yang dikendalikan. Paper ini menyajikan tinjauan komprehensif mengenai penerapan kendali PID dalam industri proses kimia dengan fokus pada metode tuning yang umum digunakan di lapangan, khususnya metode klasik seperti Ziegler-Nichols dan Cohen-Coon, serta tantangan praktis yang menyertainya. Selain itu, paper ini mengulas konsep fundamental pengendalian proses, prinsip kerja kendali PID, serta perbandingannya dengan strategi kendali lanjutan seperti *Model Predictive Control* (MPC) dan pengendalian cerdas berbasis *fuzzy logic*. Pembahasan difokuskan pada dinamika proses, kestabilan sistem, dan pengendalian umpan balik, serta tantangan penerapan PID pada proses *non-linier*, *multivariat*, dan sistem dengan waktu tunda yang besar. Beberapa studi kasus industri, seperti reaktor kimia, *heat exchanger*, kolom distilasi, dan sistem tiga tangki, digunakan untuk mengevaluasi keunggulan dan keterbatasan masing-masing strategi kendali. Hasil tinjauan menunjukkan bahwa PID masih efektif untuk sistem dengan struktur sederhana, namun metode *tuning* konvensional sering menghasilkan performa yang kurang optimal pada proses dengan interaksi variabel yang kuat. Oleh karena itu, integrasi PID dengan metode optimasi, kendali lanjutan, serta teknologi digital dalam kerangka *Industry 4.0* menjadi arah pengembangan yang menjanjikan untuk meningkatkan kinerja, stabilitas, dan keandalan sistem pengendalian proses kimia di masa depan.

Kata Kunci : Kendali PID; Industri proses kimia; Metode penalaan; Tantangan implementasi; Sistem pengendalian proses.

Article History

Received: Januari 2026
Reviewed: Januari 2026
Published: Januari 2026

Iagiarism Checker No 839
Prefix DOI : Prefix DOI :
10.8734/Kohesi.v1i2.365
Copyright : Author
Publish by : Kohesi



This work is licensed under a [Creative Commons Attribution-NonCommercial 4.0 International License](https://creativecommons.org/licenses/by-nc/4.0/)

1. Pendahuluan

Pengendali *Proportional Integral Derivative* (PID) merupakan strategi kontrol yang paling banyak digunakan dalam industri hingga saat ini. PID telah digunakan sejak akhir abad ke-19 dan tetap dipertahankan karena strukturnya yang sederhana serta kemudahan implementasinya. Survei industri menunjukkan bahwa sekitar 90% loop kontrol pada industri proses masih menggunakan PID. Dalam industri proses kimia, PID banyak diterapkan untuk pengendalian temperatur, tekanan, laju alir, level, dan pH. Penggunaan luas ini disebabkan oleh kemudahan *tuning* parameter serta kemampuan

implementasi secara *online* tanpa model proses yang kompleks¹. Tetapi, kinerja PID sangat bergantung pada metode *tuning* yang digunakan.

Berbagai metode *tuning* PID telah dikembangkan, mulai dari metode klasik seperti Ziegler-Nichols dan Cohen-Coon yang banyak digunakan di industri karena kesederhanaannya², hingga metode modern berbasis optimasi dan kecerdasan buatan seperti *Genetic Algorithm*, *Particle Swarm Optimization*, dan *fuzzy logic*³, *Model Predictive Control* (MPC) menjadi alternatif yang efektif karena mampu memprediksi perilaku proses ke depan dan mengoptimalkan aksi kontrol dengan mempertimbangkan batasan sistem. Metode klasik sering menghasilkan respons agresif pada proses kimia yang *non-linier* dan memiliki *time delay*, sehingga pemilihan metode *tuning* yang tepat menjadi tantangan penting dalam aplikasi PID di industri proses kimia¹.

2. Konsep Dasar Pengendalian Proses

Bagian ini menjelaskan konsep fundamental yang meliputi dinamika proses, kestabilan sistem, pengendalian umpan balik, serta prinsip dasar kendali PID⁴. Pengendali PID bekerja dengan mekanisme *feedback*, yang menghitung selisih antara variabel proses dan *set point* $e(t)$ dan menerapkan koreksi berdasarkan aksi P, I, dan D. Dengan cara ini, PID memberikan koreksi yang akurat dan responsif. Contohnya pada *cruise control* motor, PID menyesuaikan kecepatan motor secara optimal saat terjadi peningkatan beban, meminimalkan overshoot, dan mengatur arus atau daya input motor.

Pengendalian proses (*process control*) merupakan upaya untuk menjaga variabel proses agar tetap berada pada nilai yang diinginkan (*set point*) meskipun terdapat gangguan (*disturbance*) dari lingkungan maupun perubahan kondisi operasi. Dalam industri proses kimia, pengendalian diperlukan untuk menjamin keselamatan operasi, kualitas produk, efisiensi energi, dan stabilitas proses⁵. Sistem kontrol proses umumnya terdiri dari beberapa elemen utama, yaitu proses (*plant*), sensor, pengendali (*controller*), aktuator, dan sinyal umpan balik. Pada sistem *feedback control*, keluaran proses diukur dan dibandingkan dengan nilai *set point* untuk menghasilkan sinyal error yang kemudian digunakan oleh pengendali untuk menentukan aksi kontrol⁵. Variabel dalam pengendalian proses diklasifikasikan menjadi *controlled variable* (CV), yaitu variabel yang ingin dijaga nilainya, dan *manipulated variable* (MV), yaitu variabel yang diubah oleh pengendali untuk memengaruhi CV. Selain itu, terdapat *disturbance variable* (DV) yang dapat memengaruhi proses tetapi tidak dapat dikendalikan secara langsung⁵.

Dinamika proses memainkan peranan penting dalam desain sistem kontrol. Proses industri kimia umumnya bersifat dinamis, *non-linier*, dan memiliki *time delay*, sehingga respons sistem terhadap perubahan masukan tidak terjadi secara instan. Karakteristik dinamika ini menjadi faktor utama dalam pemilihan dan penalaan (*tuning*) pengendali⁶. Berdasarkan tujuan pengendaliannya, sistem kontrol proses dapat dianalisis melalui parameter respons waktu seperti *rise time*, *overshoot*, *settling time*, dan *steady-state error*. Parameter-parameter ini digunakan untuk mengevaluasi kinerja sistem kontrol dan menjadi dasar dalam pemilihan strategi pengendalian, termasuk penggunaan pengendali PID yang luas di industri proses¹.

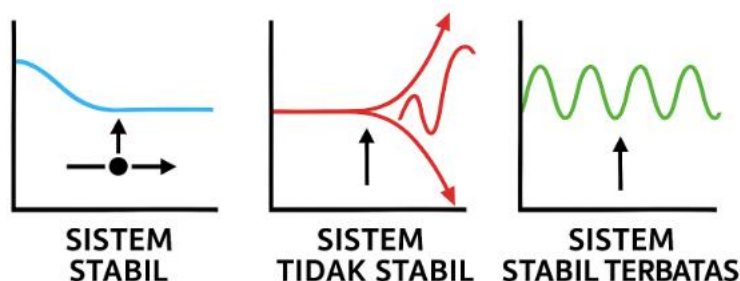
2.1 Dinamika Proses

Dinamika proses menggambarkan bagaimana suatu sistem merespons perubahan masukan, gangguan, atau perubahan *set point* terhadap waktu. Dalam industri proses

kimia, dinamika sistem sering kali dipengaruhi oleh kapasitas penyimpanan energi dan massa, seperti volume reaktor, kapasitas panas fluida, dan laju reaksi kimia. Akibatnya, respons proses umumnya tidak terjadi secara instan, melainkan menunjukkan perilaku transien sebelum mencapai kondisi tunak. Sebagian besar proses kimia dapat dimodelkan menggunakan sistem dinamis orde satu atau orde lebih tinggi dengan adanya waktu tunda. Contoh umum adalah sistem pengendalian suhu pada reaktor atau penukar panas, di mana perubahan laju alir fluida pemanas baru memengaruhi suhu keluaran setelah selang waktu tertentu. Pemahaman terhadap dinamika proses ini sangat penting untuk merancang sistem kendali yang mampu merespons perubahan secara stabil dan efektif.

2.2 Kestabilan Sistem Pengendalian

Pada Gambar 2.1 karakteristik kestabilan sistem dalam konteks pengendalian proses teknik kimia berdasarkan respon dinamik variabel proses terhadap gangguan atau perubahan sinyal kendali. Pada sistem stabil, respon variabel proses seperti temperatur, level, atau komposisi akan mengalami deviasi sesaat akibat gangguan, namun selanjutnya mereda dan kembali menuju kondisi tunak (*steady state*), yang menandakan bahwa sistem kendali mampu meredam gangguan secara efektif. Pada sistem tidak stabil, respon variabel proses justru semakin menyimpang dari kondisi tunak, ditunjukkan oleh amplitudo osilasi atau nilai variabel yang terus meningkat, sehingga proses menjadi tidak terkendali dan berpotensi menimbulkan ketidakamanan operasi. Adapun sistem stabil terbatas menggambarkan kondisi di mana variabel proses mengalami osilasi berkelanjutan dengan amplitudo yang relatif konstan, yang mengindikasikan bahwa sistem berada pada batas kestabilan (*marginally stable*), sehingga meskipun proses tidak mengalami divergensi, osilasi yang terus-menerus dapat menurunkan kualitas produk dan efisiensi operasi.



Gambar 2.1 Kestabilan Sistem Pengendalian Proses
(Sumber: Wahid et al., 2024⁵)

Kestabilan sistem pengendalian sangat dipengaruhi oleh karakteristik dinamika proses dan parameter kendali yang digunakan. Parameter kendali yang terlalu agresif dapat menyebabkan overshoot dan osilasi, sedangkan parameter yang terlalu konservatif menghasilkan respons yang lambat. Oleh karena itu, analisis kestabilan menjadi dasar dalam menentukan parameter kendali yang tepat agar sistem dapat beroperasi secara aman dan andal.

2.3 Pengendalian Umpan Balik

Pengendalian umpan balik merupakan strategi pengendalian yang paling umum digunakan dalam industri proses kimia. Prinsip dasar pengendalian ini adalah membandingkan nilai variabel proses yang terukur dengan nilai set point yang diinginkan, kemudian menghasilkan sinyal kendali berdasarkan selisih keduanya.

Keunggulan utama pengendalian umpan balik adalah kemampuannya untuk mengoreksi gangguan yang tidak dapat diprediksi. Dalam praktik industri, pengendalian umpan balik banyak diterapkan pada pengendalian suhu, tekanan, laju alir, dan level cairan. Meskipun sederhana, pengendalian umpan balik memiliki keterbatasan, terutama dalam menghadapi proses dengan waktu tunda besar atau gangguan yang cepat. Namun, karena keandalannya dan kemudahan implementasi, strategi ini tetap menjadi fondasi utama sistem pengendalian proses di industri kimia.

2.4 Prinsip Dasar Kendali *Proportional Integral Derivative* (PID)

Kendali PID merupakan bentuk paling umum dari pengendalian umpan balik yang digunakan di industri proses kimia. Kendali PID mengombinasikan tiga aksi kendali, yaitu proporsional, integral dan derivatif untuk menghasilkan sinyal kendali yang mampu menjaga variabel proses tetap pada nilai yang diinginkan. Aksi proporsional berfungsi merespons besarnya kesalahan antara variabel proses dan *set point*, aksi integral bertujuan menghilangkan kesalahan tunak, sedangkan aksi derivatif membantu memperbaiki respons transien dengan mengantisipasi perubahan kesalahan. Kombinasi ketiga aksi ini memungkinkan kendali PID memberikan keseimbangan antara kecepatan respons, kestabilan, dan akurasi.

Meskipun kendali PID memiliki struktur yang sederhana, performanya sangat bergantung pada penalaan parameter yang tepat. Penalaan yang tidak sesuai dapat menyebabkan respons lambat, *overshoot* berlebihan, atau bahkan ketidakstabilan sistem. Oleh karena itu, pemahaman terhadap prinsip kerja PID dan karakteristik proses menjadi langkah awal yang krusial sebelum membahas metode penalaan dan aplikasi industri secara lebih mendalam.

3. Tinjauan Strategi Pengendalian

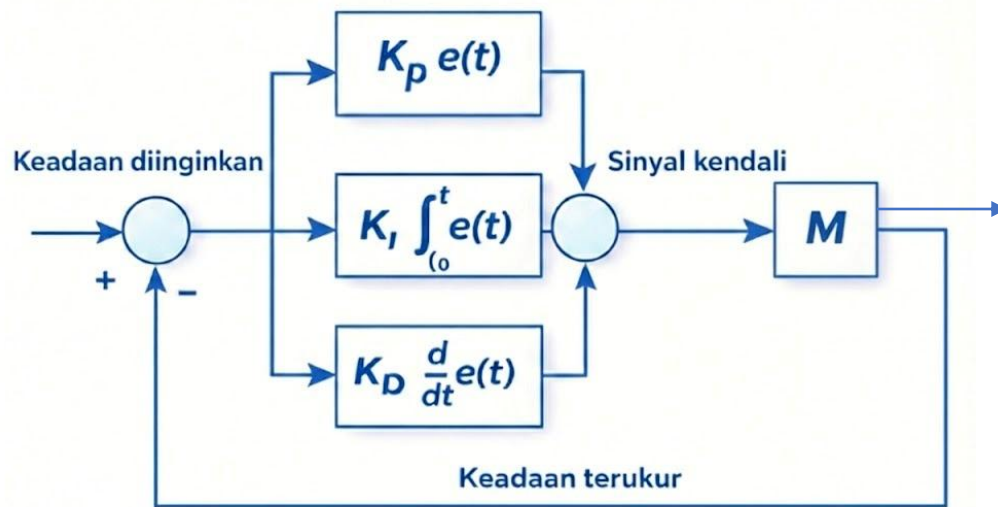
3.1 *Proportional Integral Derivative* (PID) Control

Sistem kendali merupakan bagian penting dalam proses industri karena berfungsi menjaga agar keluaran sistem tetap sesuai dengan kondisi yang diinginkan meskipun terjadi gangguan atau perubahan parameter. Salah satu metode kendali yang paling banyak digunakan adalah kendali PID karena memiliki struktur yang sederhana, mudah diimplementasikan, serta mampu memberikan performa yang baik pada berbagai jenis proses.

Kendali PID bekerja berdasarkan selisih antara nilai referensi (*desired state*) dan nilai keluaran terukur (*measured state*) yang disebut sebagai error nilai, error ini kemudian diolah oleh pengendali PID melalui tiga aksi kendali, yaitu proporsional, integral, dan derivatif, untuk menghasilkan sinyal kendali yang akan diberikan kepada sistem atau proses yang dikendalikan. Struktur dasar sistem kendali PID pada proses industri ditunjukkan pada Gambar 3.1.

Pada Gambar 3.1, nilai referensi dibandingkan dengan nilai keluaran terukur sehingga menghasilkan sinyal error $e(t)$, error tersebut selanjutnya diproses oleh pengendali PID. Komponen proporsional menghasilkan sinyal kendali yang sebanding dengan besar *error* saat itu, komponen integral memperhitungkan akumulasi *error* terhadap waktu untuk menghilangkan kesalahan keadaan tunak (*steady-state error*), sedangkan komponen derivatif merespons laju perubahan error guna meningkatkan kestabilan dan mempercepat respon sistem. Hasil dari ketiga komponen kendali tersebut dijumlahkan untuk membentuk sinyal kendali, yang kemudian diberikan ke plant atau proses yang dikendalikan, yang pada diagram ditunjukkan oleh blok *M*. Keluaran dari proses ini selanjutnya diumpan balikkan sebagai *feedback signal* dan

dibandingkan kembali dengan nilai referensi. Melalui mekanisme umpan balik ini, sistem dapat menyesuaikan sinyal kendali secara berkelanjutan sehingga keluaran sistem mampu mengikuti nilai yang diinginkan.

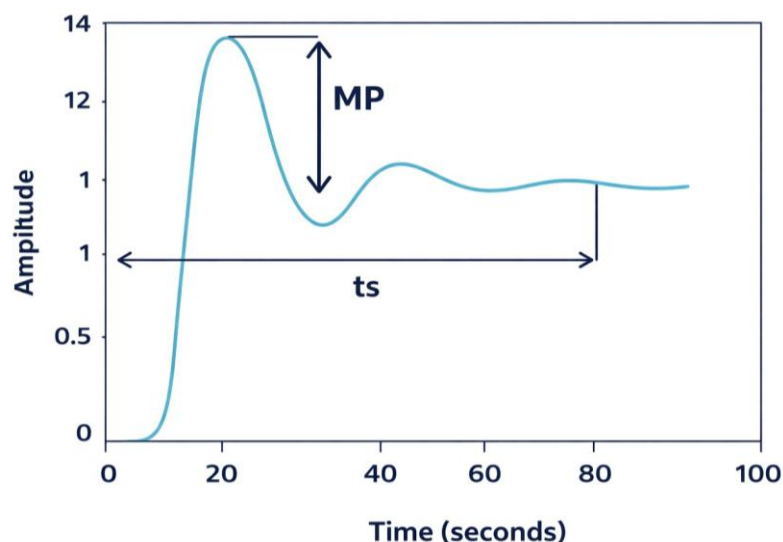


Gambar 3.1 Diagram blok sistem kendali PID pada proses industri
(Sumber: Girirajkumar et al., 2010⁷)

Desired state merupakan nilai referensi atau *set-point* yang diinginkan, sedangkan *measured state* adalah nilai keluaran sistem yang terukur. Selisih antara keduanya dinyatakan sebagai *error*, $e(t)$. *Error* ini diproses oleh pengendali PID melalui aksi proporsional $K_p e(t)$ yang merespons *error* secara langsung, aksi integral $K_i \int_0^t e(t) dt$ yang berfungsi menghilangkan *error* keadaan tunak, serta aksi derivatif $K_d \frac{d}{dt} e(t)$ yang membantu meredam osilasi dan meningkatkan stabilitas sistem. Penjumlahan ketiga aksi tersebut menghasilkan control signal yang kemudian diberikan ke plant atau proses (M) untuk mengendalikan keluaran sistem agar mendekati nilai yang diinginkan. Formulasi ini menunjukkan bahwa PID bekerja secara reaktif berdasarkan *error* saat ini, akumulasi *error* masa lalu, serta laju perubahan *error*. Dari sudut pandang industri, kombinasi ketiga aksi ini memungkinkan sistem mencapai kondisi tunak dengan relatif cepat. Namun, dalam praktiknya, penentuan parameter K_p , K_i , dan K_d menjadi tantangan utama, terutama ketika sistem mengalami gangguan eksternal atau perubahan kondisi operasi.

PID mampu mengendalikan konsentrasi fluida dalam sistem tantangan dan tren masa depan proses kimia berbasis simulasi COMSOL dengan memanipulasi kecepatan aliran sebagai variabel kendali. Studi ini mengonfirmasi bahwa PID cukup efektif pada sistem dengan struktur sederhana dan interaksi terbatas⁸. Namun, hasil penelitian tersebut juga memperlihatkan bahwa performa sistem sangat sensitif terhadap tuning parameter, di mana pemilihan gain yang tidak optimal dapat menyebabkan *overshoot* tinggi dan *error* tunak yang signifikan.

Gambar 3.2 dibawah ini menunjukkan respon waktu (*time response*) suatu sistem kendali terhadap perubahan set-point, yang umumnya digunakan untuk mengevaluasi kinerja pengendali PID. Pada awal waktu, keluaran sistem meningkat dari kondisi awal menuju nilai yang diinginkan dan mengalami *overshoot*, yaitu keluaran melampaui nilai *steady-state*. Besarnya overshoot ini ditunjukkan sebagai *maximum peak* (MP), yang merepresentasikan deviasi maksimum respon terhadap nilai akhir. Setelah itu, sistem mengalami osilasi yang semakin mereda hingga akhirnya mencapai kondisi tunak. Waktu yang dibutuhkan respon sistem untuk masuk dan tetap berada dalam batas toleransi tertentu di sekitar nilai *steady-state* disebut *settling time* (t_s). Parameter MP dan t_s digunakan sebagai indikator penting kinerja sistem kendali, karena mencerminkan kecepatan respon, stabilitas, dan kualitas penalaan pengendali.



Gambar 3.2 Karakteristik respons transien sistem dengan pengendali PID terhadap perubahan *set point*
(Sumber : Girirajkuar et al., 2010⁷).

MP nilai puncak maksimum respon sistem yang menunjukkan besarnya overshoot dan T_s waktu yang dibutuhkan sistem untuk mencapai dan tetap stabil di sekitar nilai *steady-state*. Secara kritis menegaskan bahwa PID konvensional memiliki keterbatasan mendasar karena diasumsikan bekerja pada sistem linier. Pada proses kimia nyata yang bersifat *non-linier*, memiliki *dead time*, serta dipengaruhi oleh variasi beban dan gangguan, PID sering menunjukkan performa yang menurun⁹. Oleh karena itu, meskipun PID unggul dari sisi kepraktisan dan biaya implementasi, strategi ini kurang robust untuk proses industri dengan kompleksitas tinggi.

3.1 Metode Ziegler Nichols

Tabel 3.1 merupakan metode tuning PID yang paling populer. Metode ini diperkenalkan oleh John Ziegler dan Nathaniel Nichols, pada tahun 1942 dan hingga kini tetap menjadi metode tuning PID yang sederhana dan cukup efektif. Ziegler dan Nichols mengusulkan dua metode tuning untuk men-tuning pengendali PID pada sistem motor *spindle*^{7,6}. Adapun rincian tabelnya sebagai berikut.

Tabel 3.1 Aturan parameter PID menggunakan metode Ziegler-Nichols tipe osilasi

Controller	K _p	T _i	T _d
P	0.5 K _u	-	-
PI	0.45 K _u	P _u / 1.2	-
PID	0.6 K _u	P _u / 2	P _u / 8

Aturan penalaan parameter pengendali PID menggunakan metode Ziegler-Nichols tipe osilasi, yang didasarkan pada nilai gain kritis (K_u) dan periode osilasi kritis (P_u) dari sistem. Pada pengendali P, nilai penguatan proporsional ditetapkan sebesar $0,5K_u$ tanpa aksi integral dan derivatif. Untuk pengendali PI, nilai K_p ditentukan sebesar $0,45K_u$ dengan waktu integral $T_i = P_u/1,2$, sedangkan aksi derivatif tidak digunakan. Sementara itu, pada pengendali PID, parameter ditetapkan dengan $K_p = 0,6K_u$, $T_i = P_u/2$, dan $T_d = P_u/8$, sehingga ketiga aksi kendali bekerja secara bersamaan untuk meningkatkan kecepatan respon dan kestabilan sistem. Metode kedua didasarkan pada pengetahuan tentang respons terhadap frekuensi tertentu. Gagasan utamanya adalah bahwa pengaturan pengendali dapat didasarkan pada titik frekuensi yang paling kritis terhadap kestabilan. Metode ini didasarkan pada penentuan secara eksperimental titik kestabilan marginal. Frekuensi ini dapat diperoleh dengan meningkatkan penguatan proporsional pengendali hingga proses menjadi stabil secara marginal. Dua parameter ini mendefinisikan satu titik pada diagram Nyquist. Penguatan tersebut disebut sebagai *ultimate gain* (K_u) dan periode waktunya disebut T_p . Pengaturan parameter PID diberikan dalam⁶.

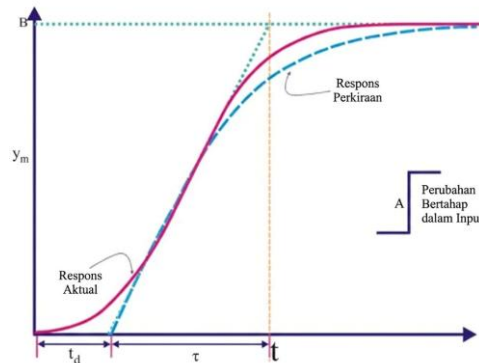
Metode Ziegler dan Nichols merupakan teknik penalaan PID pertama yang dikembangkan dan dibuat berdasarkan asumsi-asumsi tertentu pada pengendali. Oleh karena itu, selalu diperlukan penalaan lanjutan, karena pengaturan pengendali yang diperoleh cenderung agresif sehingga menghasilkan *overshoot* yang berlebihan dan respons yang berosilasi. Selain itu, pada metode pertama parameter-parameternya relatif sulit diestimasi dalam lingkungan yang bising (*noisy*). Pada metode kedua, karena sistem didorong mendekati kondisi tidak stabil untuk menentukan parameter, secara praktis hal ini dapat berdampak merugikan pada sistem.

3.2 Metode Cohen-Coon (CC)

Metode Cohen-Coon (CC) merupakan salah satu metode klasik untuk tuning PID, yang diperkenalkan oleh Cohen dan Coon pada tahun 1953. Metode ini menghitung parameter PID (K_p , T_i dan T_d) berdasarkan model *first-order plus dead time* (FOPDT) dari sistem proses, sehingga pengendali dapat memberikan respon cepat dan stabil terhadap gangguan maupun perubahan *set point*¹. Dibandingkan dengan metode Ziegler-Nichols, Cohen-Coon lebih efektif untuk proses dengan *time delay* signifikan, karena menghasilkan respons yang lebih halus dan *overshoot* yang lebih rendah. Namun, metode ini memerlukan estimasi parameter proses (*gain*, konstanta waktu, dan *dead time*) dan kurang optimal untuk sistem *non-linier* atau sangat kompleks. CC merupakan pengembangan metode penyetelan PID metode ZN. Metode ini mirip dengan metode ZN tetapi perbedaannya adalah CC memberikan waktu naik yang lebih cepat. Tabel 3.2 merupakan parameter PID berdasarkan cara kurva reaksi CC pada Gambar 3.3.

Gambar 3.3 menunjukkan kurva reaksi proses berdasarkan metode Cohen-Coon yang digunakan untuk menganalisis karakteristik dinamik sistem kontrol dari respon

open-loop terhadap perubahan masukan bertahap (*step input*). Kurva ini menggambarkan hubungan antara waktu dan respon keluaran proses setelah adanya perubahan masukan sebesar A . Pada tahap awal, meskipun perubahan masukan telah diberikan, respon keluaran belum menunjukkan kenaikan yang berarti. Interval ini pada gambar ditunjukkan sebagai waktu t_d , yang merepresentasikan adanya keterlambatan awal respon proses sebelum keluaran mulai meningkat. Setelah melewati t_d , respon proses meningkat secara bertahap membentuk kurva berbentuk S, yang mencerminkan dinamika khas sistem proses industri. Selanjutnya, pada gambar ditunjukkan parameter τ (tau), yaitu selang waktu yang berkaitan dengan karakteristik kecepatan respon proses setelah keluaran mulai meningkat. Kurva kemudian mendekati nilai keadaan tunak (Y_m) seiring bertambahnya waktu, yang menunjukkan bahwa sistem mencapai kondisi stabil. Garis putus-putus horizontal menggambarkan nilai keluaran maksimum yang dicapai pada keadaan tunak. Selain itu, pada gambar juga diperlihatkan perbedaan antara respon aktual dan respon perkiraan, yang menunjukkan pendekatan pemodelan proses menggunakan model orde satu dengan waktu tunda. Informasi waktu t_d dan τ yang diperoleh dari kurva reaksi ini digunakan sebagai dasar dalam metode Cohen-Coon untuk menghitung parameter pengendali P, PI, dan PID, sehingga sistem kontrol mampu memberikan respon yang stabil dan sesuai terhadap perubahan masukan.



Gambar 3.3 Kurva Reaksi Cohen-Coon
(Sumber: Isdaryani, 2020¹⁰)

Tabel 3.2 menyajikan aturan tuning pengendali P, PI, PD, dan PID menggunakan metode Cohen-Coon, yang diturunkan berdasarkan model proses *First Order Plus Dead Time* (FOPDT). Parameter pengendali dinyatakan dalam bentuk gain pengendali (k_c), waktu integral (τ_I), dan waktu derivatif (τ_D), yang dihitung dari parameter dinamik proses yang diperoleh dari kurva reaksi pada Gambar 3.3. Dalam Tabel 3.2, K_m merupakan gain model proses, yang diperoleh dari perbandingan perubahan keluaran terhadap perubahan masukan ($K_m = Y_m/A$). Parameter d menyatakan waktu tunda proses, sedangkan τ_m merupakan konstanta waktu model proses, yang menggambarkan kecepatan respon sistem setelah melewati waktu tunda. Ketiga parameter tersebut diidentifikasi langsung dari kurva reaksi proses melalui respon *open-loop*. Untuk pengendali P, nilai gain pengendali k_c ditentukan sebagai fungsi dari rasio antara konstanta waktu proses dan waktu tunda, dengan penambahan faktor koreksi yang mempertimbangkan pengaruh waktu tunda terhadap dinamika sistem. Pada pengendali PI, selain gain pengendali k_c , ditentukan pula waktu integral τ_I , yang berfungsi untuk menghilangkan kesalahan keadaan tunak (*offset*). Nilai τ_I bergantung pada perbandingan antara waktu tunda dan konstanta waktu proses, sehingga mencerminkan karakteristik dinamik sistem yang dikendalikan. Pada pengendali PD, komponen derivatif ditambahkan melalui parameter τ_D untuk meningkatkan respon transien dan

mempercepat laju koreksi terhadap perubahan keluaran. Sementara itu, pada pengendali PID, ketiga parameter k_c , τ_I , dan τ_D ditentukan secara simultan untuk mencapai kompromi optimal antara kecepatan respon, kestabilan sistem, dan kemampuan peredaman osilasi. Dengan menggunakan parameter K_m , d , dan τ_m yang diperoleh dari kurva reaksi pada Gambar 3.3, tabel aturan Cohen-Coon ini memungkinkan penentuan parameter pengendali yang sistematis dan konsisten, sehingga pengendali P, PI, PD, maupun PID yang dirancang mampu memberikan respon sistem yang stabil, responsif, dan sesuai dengan karakteristik dinamik proses yang dikendalikan. Pada Tabel 3.2, simbol d digunakan untuk menyatakan waktu tunda proses yang pada Gambar 3.3 ditunjukkan sebagai t_d .

Tabel 3.2 Metode Tuning Cohen-Coon(Sumber: Isdaryani et al., 2020¹⁰)

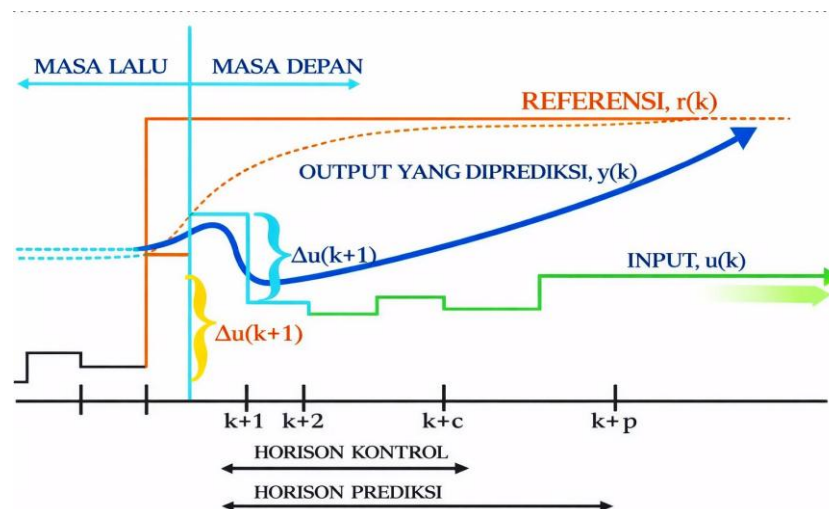
Controller Type	k_c	τ_I	τ_D
P	$\frac{1}{K_m} \frac{\tau_m}{d} (1 + \frac{d}{3\tau_m})$	-	-
PI	$\frac{1}{K_m} \frac{\tau_m}{d} (\frac{9}{10} + \frac{d}{12\tau_m})$	$d \frac{30 + 3d_m/\tau_m}{9 + 20d_m/\tau_m}$	-
PD	$\frac{1}{K_m} \frac{\tau_m}{d} (\frac{5}{4} + \frac{d}{6\tau_m})$	-	$d \frac{6 - 2d/\tau_m}{22 + 3d/\tau_m}$
PID	$\frac{1}{K_m} \frac{\tau_m}{d} (\frac{4}{3} + \frac{d}{4\tau_m})$	$d \frac{32 + 6d/\tau_m}{13 + 8d/\tau_m}$	$d \frac{4}{11 + 2d/\tau_m}$

3.2 Model Predictive Control (MPC)

Model Predictive Control (MPC) dikembangkan sebagai respons terhadap keterbatasan kontrol klasik, khususnya dalam menghadapi proses multivariat dan sistem dengan kendala operasional yang ketat. MPC bekerja dengan memanfaatkan model matematis proses untuk memprediksi perilaku sistem di masa depan, sehingga memungkinkan pengambilan keputusan kendali yang lebih optimal dan terstruktur. Pendekatan ini menjadi sangat relevan pada industri kimia modern yang menuntut efisiensi energi, kualitas produk tinggi, dan keselamatan operasi. Berbeda dengan PID yang bersifat reaktif, MPC bersifat proaktif karena mempertimbangkan dinamika sistem dalam horizon prediksi tertentu. Dengan demikian, MPC mampu mengantisipasi perubahan kondisi proses sebelum gangguan benar-benar memengaruhi sistem. Keunggulan ini menjadikan MPC sangat efektif untuk sistem Multi Input Multi Output (MIMO) yang memiliki interaksi kuat antar variabel.

Gambar 3.4 menjelaskan konsep MPC yaitu metode pengendalian yang memprediksi respon sistem di masa depan menggunakan model proses. Pada waktu saat ini k , MPC memprediksi output $y(k)$ hingga beberapa langkah ke depan (prediction horizon) dan membandingkannya dengan reference $r(k)$. Berdasarkan prediksi tersebut, MPC menghitung perubahan sinyal kontrol Δu dalam rentang control horizon, namun hanya aksi kontrol pertama yang diterapkan ke sistem. Pada langkah berikutnya,

perhitungan diulang kembali. Prinsip ini disebut receding horizon, yang memungkinkan MPC mengantisipasi perilaku sistem dan menghasilkan kontrol yang optimal serta stabil.



Gambar 3.4 Prinsip dasar Model Predictive Control dengan horizon prediksi dan optimisasi berulang

(Sumber: Aboelhassan et al., 2020¹¹)

Secara matematis, MPC meminimalkan fungsi objektif berikut:

$$J = \sum_{k=1}^{N_p} (y(k) - r(k))^T Q (y(k) - r(k)) + \sum_{k=0}^{N_c-1} u(k)^T R u(k)$$

Fungsi objektif ini terdiri dari dua komponen utama. Komponen pertama merepresentasikan kesalahan pelacakan (tracking error) antara keluaran sistem $y(k)$ dan sinyal referensi atau set point $r(k)$ sepanjang horizon prediksi N_p . Matriks bobot Q digunakan untuk menentukan seberapa besar penalti yang diberikan terhadap deviasi keluaran dari set point. Semakin besar nilai elemen pada matriks Q , semakin besar prioritas sistem untuk mengikuti referensi dengan akurat.

Komponen kedua merupakan penalti terhadap usaha pengendalian yang dinyatakan oleh sinyal kendali $u(k)$ sepanjang horizon kendali N_c . Matriks bobot R berfungsi untuk membatasi besarnya aksi kendali agar tidak terlalu agresif, sehingga membantu menjaga keandalan aktuator dan stabilitas sistem. Nilai R yang besar akan menghasilkan respon kendali yang lebih halus, sedangkan nilai yang kecil memungkinkan respon yang lebih cepat namun berpotensi lebih agresif.

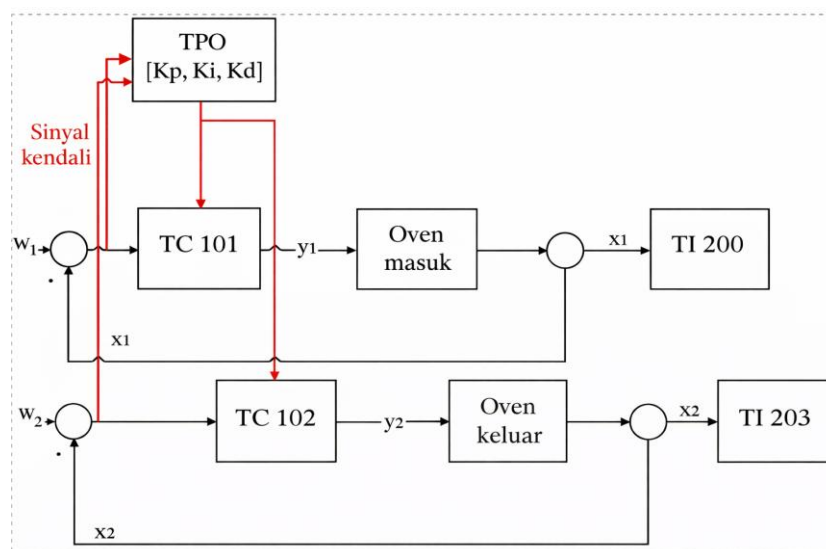
Dengan meminimalkan fungsi objektif J , MPC secara simultan berusaha meminimalkan kesalahan keluaran terhadap set point sekaligus mengoptimalkan penggunaan energi atau usaha kendali. Pendekatan ini memungkinkan MPC menghasilkan aksi kendali yang optimal secara prediktif, dengan mempertimbangkan perilaku sistem di masa depan berdasarkan model proses yang digunakan. MPC memberikan performa yang lebih stabil dan robust dibandingkan PID pada sistem industri multivariat, khususnya pada sistem tiga tangki yang merepresentasikan berbagai unit proses kimia nyata¹¹.

Konsep MPC, di mana pada waktu saat ini sistem memprediksi output proses hingga beberapa langkah ke depan (*prediction horizon*) agar mengikuti *reference trajectory*. Berdasarkan prediksi tersebut, MPC menghitung sinyal kontrol masa depan, tetapi hanya aksi kontrol pertama yang diterapkan. Proses ini diulang pada setiap waktu sampling berikutnya (*receding horizon*), sehingga kontrol bersifat prediktif dan adaptif. Namun demikian, kompleksitas implementasi MPC menjadi kendala utama dalam praktik industri. Kebutuhan akan model proses yang akurat, komputasi yang intensif, serta keterbatasan pemahaman operator menyebabkan MPC lebih sering diterapkan sebagai kontrol supervisor dibandingkan kontrol lapis bawah. Hal ini menunjukkan bahwa meskipun MPC unggul secara teoritis, penerapannya harus mempertimbangkan kesiapan infrastruktur dan sumber daya manusia.

3.3 Pengendalian Multivariat dan Permasalahan Interaksi

Sebagian besar proses industri kimia bersifat *multivariat*, di mana satu variabel manipulasi dapat memengaruhi lebih dari satu variabel terkendali, sehingga menimbulkan interaksi silang yang menjadi sumber utama kompleksitas sistem. Interaksi ini, apabila tidak ditangani dengan strategi kendali yang tepat, dapat menyebabkan penurunan performa bahkan ketidakstabilan proses, sebagaimana umum dijumpai pada kolom distilasi, reaktor *multivariat*, dan sistem perpindahan panas terintegrasi. Penggunaan PID loop tunggal sering kali tidak mampu mengompensasi interaksi antar variabel tersebut, sehingga memicu osilasi dan degradasi kestabilan sistem. Kondisi ini menegaskan bahwa penerapan PID tanpa mempertimbangkan karakteristik *multivariat* berpotensi membahayakan operasi proses⁹.

Gambar 3.5 menunjukkan interaksi antar variabel pada sistem kendali multivariat (MIMO) yang diterapkan pada proses pemanasan oven, di mana dua variabel manipulasi dikendalikan oleh pengendali PID yang parameternya ditentukan menggunakan metode Tuning Parameter Optimization (TPO). Meskipun masing-masing pengendali dirancang untuk mengatur satu variabel keluaran, keterkaitan fisik antara inlet dan outlet oven menyebabkan terjadinya coupling antar variabel, sehingga perubahan pada satu sinyal kendali dapat memengaruhi respon suhu pada bagian lain dari sistem. Interaksi ini menjadi dasar analisis performa sistem kendali yang selanjutnya disajikan dalam bentuk grafik respon.

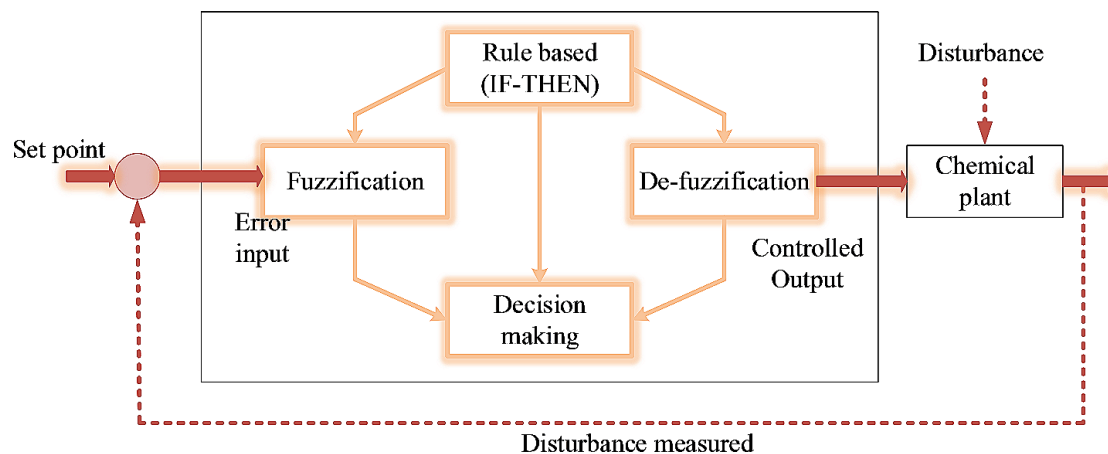


Gambar 3.5 Interaksi antar variabel pada sistem kendali *multivariat*
(Sumber: Skogestad & Postlethwaite, 2005¹²)

3.4 Pengendalian Lanjut Berbasis Intelligent Control

Pengendalian cerdas, seperti fuzzy logic control (FLC) dan *fuzzy* PID, dikembangkan untuk mengatasi ketidakpastian dan *non-linieritas* yang tidak dapat ditangani secara optimal oleh PID konvensional. Pendekatan ini mengandalkan aturan linguistik berbasis pengalaman operator, sehingga mampu menangani kondisi operasi yang sulit dimodelkan secara matematis. Selain itu, FLC dan *fuzzy* PID memiliki fleksibilitas tinggi dalam menyesuaikan aksi kendali terhadap perubahan dinamika proses secara real-time. Integrasi logika fuzzy dengan struktur PID juga memungkinkan peningkatan respons transien dan penurunan osilasi pada sistem proses yang kompleks dan *multivariat*.

Gambar 3.6 menunjukkan struktur dasar pengendali fuzzy-PID pada proses kimia dalam sistem kendali tertutup. Sinyal *set-point* dibandingkan dengan keluaran proses yang diukur oleh sensor untuk menghasilkan sinyal error (e) dan perubahan *error* (Δe), yang kemudian digunakan sebagai input bagi *fuzzy tuner*. Fuzzy tuner berfungsi menyesuaikan nilai penguatan K_p , K_i , dan K_d secara adaptif berdasarkan aturan fuzzy, sehingga parameter PID tidak bersifat konstan. Nilai parameter tersebut digunakan oleh PID controller untuk menghasilkan sinyal kendali yang diterapkan pada proses (plant). Keluaran proses selanjutnya diumpanbalikkan ke sistem melalui sensor, sehingga kinerja pengendalian menjadi lebih stabil dan responsif terhadap perubahan dinamika proses dan gangguan. konfigurasi dasar *Fuzzy Logic Controller* (FLC), yang terdiri dari proses fuzzifikasi, basis aturan (*IF-THEN*), pengambilan keputusan, dan defuzzifikasi. Sinyal *set-point* dibandingkan dengan keluaran sistem untuk menghasilkan error, yang kemudian diubah menjadi variabel linguistik melalui fuzzifikasi. Berdasarkan aturan *fuzzy*, sistem menghasilkan keputusan kendali yang selanjutnya dikonversi kembali menjadi sinyal kendali nyata melalui defuzzifikasi dan diterapkan pada plant kimia, meskipun terdapat gangguan eksternal.



Gambar 3.6 Struktur dasar pengendali *fuzzy* PID pada proses kimia
(Sumber : Mohindru, 2024⁹)

Pengendali *fuzzy* pada teknologi *simulated moving bed* (SMB) untuk proses kromatografi, di mana pengendali *fuzzy* mampu menyesuaikan parameter operasi akibat perubahan kondisi lingkungan dan peralatan, sehingga kemurnian produk tetap terjaga. Pada proses kimia multivariabel dengan waktu tunda yang berbeda-beda, yang terbukti mampu memperbaiki respon sistem dan mengurangi interaksi antar variabel. *Fuzzy synergetic controller* untuk reaktor kimia nonlinier dengan reaksi eksoterm, sehingga temperatur dan konsentrasi dapat distabilkan secara efektif. Dalam aspek

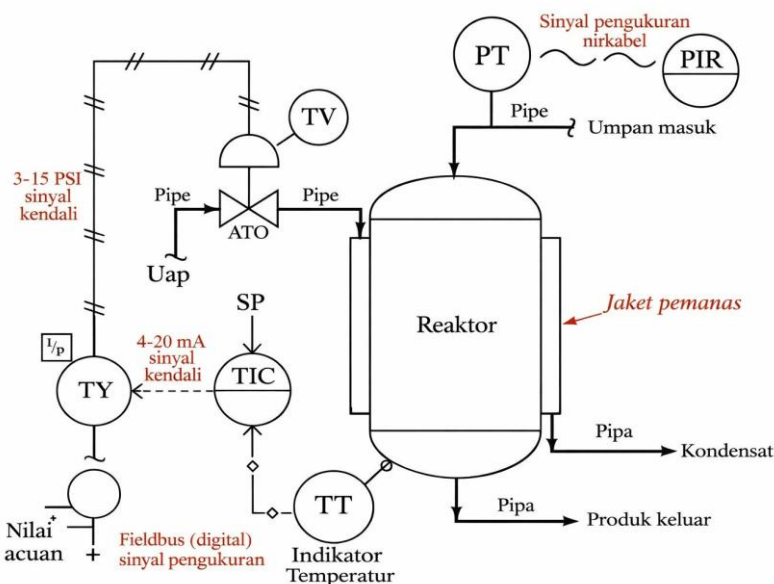
keselamatan proses, mengembangkan pendekatan *fuzzy logic* untuk estimasi frekuensi kecelakaan berbasis data historis, yang menghasilkan analisis risiko lebih realistis. Sementara itu pengendali I bersifat fleksibel dan mudah dikembangkan untuk berbagai aplikasi proses kimia. Fuzzy-PID mampu meningkatkan stabilitas dan mengurangi overshoot pada pengendalian pH, temperatur, dan level cairan dalam industri kimia. Meskipun demikian, penerapan pengendalian cerdas masih terbatas pada industri dengan tingkat otomasi tinggi karena kompleksitas desain dan kebutuhan pemeliharaan sistem.

4. Aplikasi Industri dan Studi Kasus

4.1 Studi Kasus Industri: Sistem Reaktor Kimia

Reaktor kimia merupakan unit operasi yang paling kritis dalam industri proses karena di dalamnya terjadi reaksi kimia yang sangat sensitif terhadap perubahan temperatur, konsentrasi, dan laju alir. Ketidakstabilan pengendalian pada reaktor dapat berdampak langsung pada penurunan kualitas produk, peningkatan konsumsi energi, bahkan potensi kecelakaan proses seperti runaway reaction. Oleh karena itu, sistem kendali pada reaktor harus dirancang dengan mempertimbangkan dinamika proses, keselamatan, dan keandalan jangka panjang.

Gambar 4.1 menunjukkan sistem kontrol temperatur pada reaktor berjaket. Suhu reaktor diukur oleh TT dan dikirim ke TIC untuk dibandingkan dengan set-point. Sinyal keluaran pengendali (4-20 mA) diubah menjadi sinyal pneumatik (3-15 psi) oleh TY untuk mengatur control valve aliran uap ke jaket. Pengaturan uap ini menjaga suhu reaktor tetap sesuai yang diinginkan, sementara tekanan umpan dipantau oleh PT-PIR. TT (*Temperature Transmitter*) mengukur temperatur reaktor dan mengirimkan sinyal pengukuran melalui fieldbus ke TIC (*Temperature Indicating Controller*) untuk dibandingkan dengan nilai acuan (SP). Keluaran TIC berupa sinyal kendali 4-20 mA diteruskan ke TY (*transducer I/P*) dan diubah menjadi sinyal pneumatik 3-15 psi untuk mengatur katup uap (TV, ATO).



Gambar 4.1. Skema pengendalian temperatur dan konsentrasi pada reaktor kimia.
(Sumber: Seborg & Posletwaite, 2017¹²)

Pengendali PID mampu menjaga konsentrasi target pada sistem reaktor pencampuran sederhana dengan memanipulasi kecepatan aliran fluida sebagai variabel

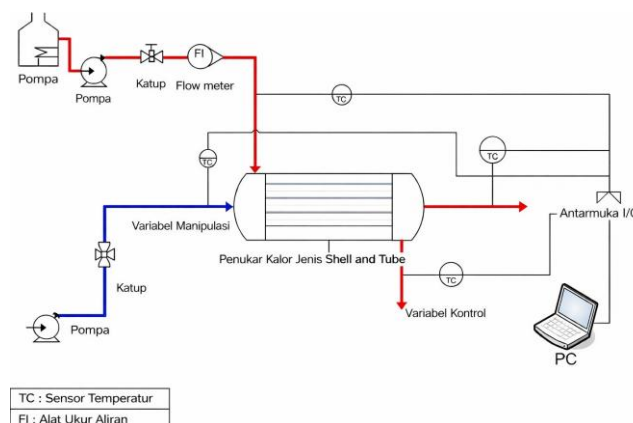
kendali⁸. Hasil studi tersebut mengindikasikan bahwa PID efektif diterapkan pada sistem reaktor dengan struktur sederhana dan interaksi variabel yang terbatas. Namun demikian, performa sistem sangat bergantung pada pemilihan parameter gain, sehingga tuning yang kurang tepat dapat menyebabkan overshoot konsentrasi dan keterlambatan pencapaian kondisi tunak.

Lebih lanjut, pada reaktor nonlinier seperti CSTR, PID konvensional sering mengalami kesulitan dalam menjaga kestabilan temperatur akibat adanya dinamika nonlinier dan waktu tunda reaksi. Kondisi ini mendorong penerapan strategi kendali lanjutan seperti fuzzy-PID atau IMC-PID yang mampu menyesuaikan aksi kendali terhadap perubahan kondisi operasi⁹. Dengan demikian, pemilihan strategi kontrol pada reaktor kimia sangat ditentukan oleh kompleksitas dinamika proses dan tingkat nonlinieritas sistem.

4.2 Studi Kasus Industri: *Heat Exchanger* dan Kolom Distilasi

Heat exchanger dan kolom distilasi merupakan unit operasi utama dalam industri kimia dan petrokimia yang sangat menentukan efisiensi energi, stabilitas proses, dan kualitas produk akhir, di mana *heat exchanger* berfungsi mengatur perpindahan panas antar fluida untuk menjaga kondisi operasi yang diinginkan, sedangkan kolom distilasi berperan dalam pemisahan komponen campuran berdasarkan perbedaan volatilitas. Kedua unit ini memiliki dinamika termal yang kompleks, ditandai oleh nonlinieritas, keterlambatan waktu, serta interaksi kuat antar variabel proses seperti temperatur, laju alir, tekanan, dan komposisi, sehingga perubahan kecil pada satu variabel dapat memengaruhi kinerja keseluruhan sistem, yang pada akhirnya menuntut penerapan sistem kendali yang andal dan stabil agar operasi tetap aman, efisien secara energi, mampu meredam gangguan, serta konsisten menghasilkan produk sesuai spesifikasi.

Gambar 4.2 menunjukkan skema otomatisasi penukar panas (*shell and tube*) yang mengintegrasikan perangkat keras mekanis dengan sistem kendali berbasis komputer (PC). Penggunaan pengontrol berbasis PC ini menjadi tren di industri kimia karena jauh lebih ekonomis dibandingkan kombinasi PC dan PLC konvensional. Dengan menyatukan antarmuka operator dan fungsi kontrol dalam satu sistem, biaya pengadaan dapat ditekan dan kerumitan integrasi antarperangkat dapat dihilangkan. Secara teknis, PC tersebut berperan mengolah sinyal dari sensor suhu secara langsung melalui antarmuka serial untuk memberikan respons kendali yang lebih bertenaga dan cepat dibandingkan perangkat pengendali standar lainnya.



Gambar 4.2 Skema pengendalian *heat exchanger* pada industri kimia
(Sumber: Habobi, N. A. 2010¹³)

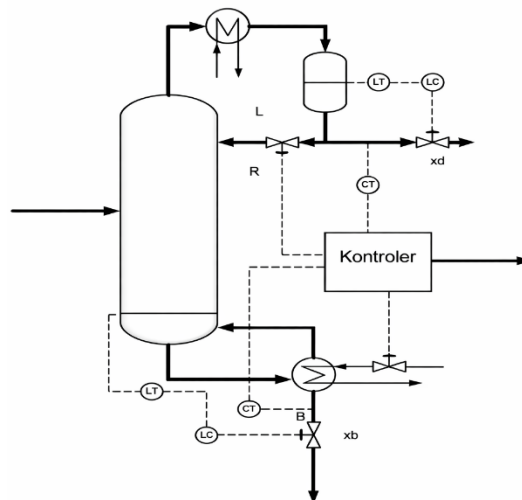
Dalam operasionalnya, sistem ini menghadapi tantangan berupa sifat proses yang tidak linear dan kondisi beban panas yang terus berubah, terutama akibat penurunan efisiensi karena faktor pengotoran alat (*fouling*). Mekanisme pengendalian bekerja dengan memanfaatkan prinsip aliran lawan arah (*counter-current*), di mana energi panas dipertukarkan sedemikian rupa agar suhu fluida keluaran mendekati suhu masuk fluida lawan. Karena suhu kedua fluida saling memengaruhi, pengendalian difokuskan pada manipulasi laju alir fluida di (*shell side*) guna menjaga suhu fluida di sisi pipa (*tube side*) tetap stabil. Dengan demikian, sistem berbasis PC ini secara aktif menyesuaikan bukaan katup untuk mengompensasi setiap perubahan beban, memastikan proses tetap berjalan optimal sesuai kebutuhan spesifik industri pada setiap waktu.

Penerapan PID dengan tuning berbasis *Response Surface Methodology* pada sistem heat exchanger mampu menurunkan nilai error integral (ISE dan IAE) secara signifikan dibandingkan metode tuning konvensional seperti Ziegler-Nichols¹⁴. Hasil ini menunjukkan bahwa optimisasi parameter PID sangat berpengaruh terhadap kestabilan temperatur keluaran, yang secara langsung berdampak pada efisiensi energi dan keandalan operasi heat exchanger.

Pada Gambar 4.3 ditunjukkan skema sistem kendali pada kolom distilasi yang digunakan untuk memisahkan campuran berdasarkan perbedaan volatilitas komponen secara kontinu. Umpan masuk ke kolom distilasi dari sisi kiri dan mengalami proses pemisahan di sepanjang tray atau packing di dalam kolom akibat kontak antara fase uap dan cair. Uap yang keluar dari bagian atas kolom dialirkan menuju kondensor, yang berfungsi mengembunkan uap menjadi cairan, kemudian ditampung pada sebuah drum penampung. Sebagian cairan hasil kondensasi dikembalikan ke kolom sebagai aliran reflux (R) melalui katup pengatur, sedangkan sisanya dikeluarkan sebagai produk atas dengan komposisi x_d . Ketinggian cairan dalam drum penampung dipantau oleh LT (*level transmitter*), dan sinyalnya dikirim ke LC (*level controller*) untuk mengatur bukaan katup produk atas agar level cairan tetap stabil.

Pada Gambar 4.3, bagian bawah kolom cairan hasil pemisahan dialirkan menuju reboiler yang berfungsi menyediakan panas agar sebagian cairan menguap kembali dan naik ke kolom sebagai uap pemisah. Laju aliran produk bawah dengan komposisi x_b diatur menggunakan katup yang dikendalikan berdasarkan sinyal level dari LT dan LC di bagian bawah kolom. Selain itu, terdapat CT (*composition transmitter*) yang mengirimkan informasi komposisi produk ke kontroler utama. Kontroler ini memproses berbagai sinyal pengukuran, seperti level dan komposisi, kemudian mengatur variabel manipulasi berupa laju reflux dan laju aliran produk bawah agar pemisahan berjalan sesuai spesifikasi yang diinginkan. Garis penuh menunjukkan aliran fluida proses, sedangkan garis putus-putus menunjukkan jalur sinyal instrumen dan kendali.

Gambar 4.3 secara keseluruhan, sistem ini merepresentasikan penerapan kendali tertutup (*closed-loop control*) pada kolom distilasi untuk menjaga stabilitas level, komposisi produk atas dan bawah, serta kontinuitas operasi. Umpan balik dari sensor level dan komposisi memungkinkan sistem kendali melakukan penyesuaian secara otomatis terhadap gangguan proses. Dengan konfigurasi ini, kualitas produk, efisiensi energi, dan keandalan operasi kolom distilasi dapat dipertahankan dalam kondisi industri yang dinamis.



Gambar 4.3 Skema kolom distilasi pada industri kimia
(Sumber: Pambudi & Setiyono, 2017¹⁵)

Sementara itu, pada kolom distilasi, penerapan PID tunggal sering kali tidak mampu mengatasi interaksi antar tray dan gangguan feed yang dinamis⁹. Akibatnya, fluktuasi komposisi produk sering terjadi, yang berpotensi menurunkan kualitas produk akhir. Dalam konteks ini, pendekatan multivariable control atau MPC dinilai lebih efektif karena mampu menangani interaksi antar variabel secara simultan. Hal ini menunjukkan bahwa meskipun PID masih digunakan secara luas, keterbatasannya menjadi semakin nyata pada unit operasi dengan interaksi multivariat yang kuat.

4.3 Studi Kasus Industri Multivariat pada Pabrik Kimia di Indonesia

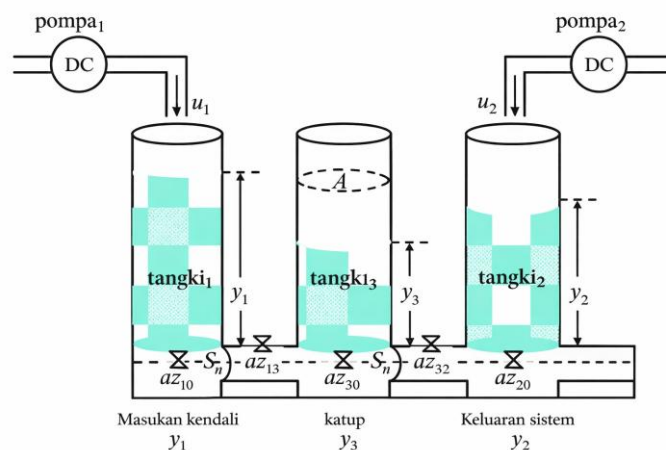
Sistem multivariat merupakan karakteristik umum pada industri kimia skala besar, khususnya pada unit utilitas, penyimpanan, dan distribusi fluida. Pada sistem ini, satu variabel manipulasi seperti bukaan katup atau kecepatan pompa dapat memengaruhi lebih dari satu variabel proses, misalnya level beberapa tangki secara simultan. Kondisi ini menyebabkan interaksi antar variabel yang kuat dan sering kali menyulitkan pengendalian apabila hanya menggunakan pendekatan loop tunggal. Oleh karena itu, sistem multivariat menjadi konteks yang tepat untuk mengevaluasi keterbatasan dan potensi pengembangan strategi kontrol pada industri proses.

4.3.1 Studi Kasus PT Petrokimia Gresik

PT Petrokimia Gresik merupakan industri kimia nasional yang memiliki sistem utilitas dan penyimpanan fluida dalam skala besar. Unit-unit tersebut melibatkan beberapa tangki yang saling terhubung, sehingga membentuk sistem *multivariat* dengan interaksi kuat antara level dan laju alir. Sistem ini secara konseptual menyerupai *three-tank system* yang banyak digunakan sebagai benchmark akademik. Sistem tiga tangki (*three-tank system*) sering digunakan sebagai benchmark untuk merepresentasikan proses industri *multivariat* yang kompleks, seperti sistem pengolahan air limbah, jaringan distribusi fluida, dan unit penyimpanan bahan kimia. Sistem ini memiliki interaksi yang kuat antar variabel level dan aliran, sehingga menjadi contoh yang relevan untuk mengevaluasi kinerja strategi kendali multivariat dalam kondisi industri nyata seperti pada sistem tiga tangki benchmark.

Pada Gambar 4.4 Parameter S_n menyatakan besar kecilnya debit aliran yang melewati katup, sedangkan az_{ij} merupakan koefisien aliran atau luas efektif *orifice* yang menghubungkan antar tangki atau ke saluran keluar, seperti az_{10} (tangki 1 ke keluaran), az_{13} (tangki 1 ke tangki 3), az_{30} (tangki 3 ke keluaran), az_{32} (tangki 3 ke tangki 2), dan az_{20} (tangki 2 ke keluaran). sistem tiga tangki berangkai tersebut, terlihat sebuah skema pengendalian level cairan yang bersifat multivariabel, yang terdiri dari Tangki 1, Tangki 3, dan Tangki 2 yang saling terhubung melalui pipa-pipa di bagian bawah. Cairan disuplai ke dalam sistem melalui dua buah pompa DC (pompa 1 dan pompa 2) yang bertindak sebagai masukan kendali (U_1 dan U_2), u_1 menyatakan sinyal kendali untuk pompa 1, yang menentukan laju aliran fluida masuk ke tangki 1, sedangkan u_2 menyatakan sinyal kendali untuk pompa 2, yang mengatur laju aliran fluida masuk ke tangki 2. Perubahan nilai u_1 dan u_2 akan mengubah debit aliran masuk, sehingga mempengaruhi ketinggian fluida pada masing-masing tangki dan dinamika keseluruhan sistem. sementara ketinggian cairan pada masing-masing tangki y_1, y_2, y_3) merupakan variabel keluaran yang dipantau. Dinamika aliran dalam sistem ini sangat dipengaruhi oleh keberadaan katup penghubung (az_{13} dan az_{32}) serta lubang pengeluaran pada dasar tangki yang ditandai dengan simbol S_n . Simbol S_n ini merujuk pada luas penampang lubang katup (*cross-sectional area of the outlet*), yang menentukan seberapa besar debit cairan yang keluar berdasarkan tekanan hidrostatik dari ketinggian air di dalam tangki. Interaksi antara laju pengisian dari pompa dan laju pengeluaran melalui penampang S_n inilah yang menciptakan perubahan level cairan secara dinamis, sehingga diperlukan algoritma kendali yang tepat untuk menjaga stabilitas level pada setiap tangki agar sesuai dengan target yang diinginkan.

Pada Gambar 4.4 konfigurasi tiga tangki berangkai tersebut menunjukkan adanya keterkaitan kuat antar variabel level, di mana perubahan ketinggian cairan pada satu tangki tidak hanya dipengaruhi oleh masukan kendali lokal, tetapi juga oleh aliran antar tangki yang bergantung pada perbedaan tinggi cairan. Hal ini menyebabkan sistem bersifat saling terkopel (*coupled system*), sehingga kenaikan level di tangki 1 dapat memengaruhi level di tangki 3 dan selanjutnya berdampak pada tangki 2. Kondisi ini menjadikan sistem tiga tangki sebagai contoh khas sistem multivariabel nonlinier (*nonlinear multivariable system*) dalam kajian sistem kendali, yang sering digunakan untuk menguji performa metode pengendalian lanjutan, karena respons dinamikanya dipengaruhi oleh interaksi aliran, efek gravitasi, serta karakteristik katup dan pompa yang tidak linier.



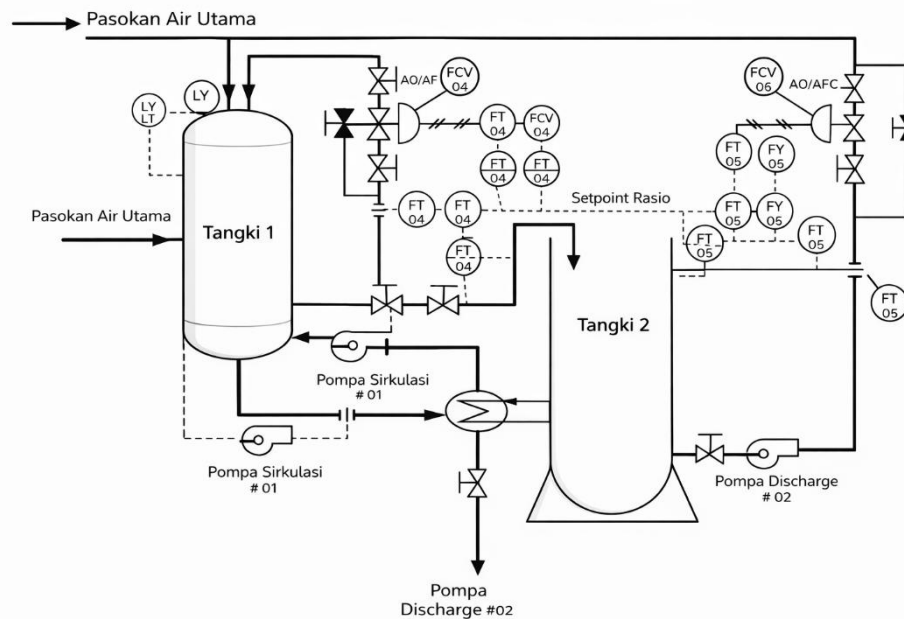
Gambar 4.4 Sistem tiga tangki sebagai benchmark pengendalian multivariat industri (Sumber: Aboelhassan et al., 2020¹¹).

Pendekatan kendali hierarkis dengan mengombinasikan PID sebagai pengendali lapis bawah dan MPC sebagai pengendali supervisor. Dalam konfigurasi ini, PID berfungsi untuk memberikan respons cepat terhadap gangguan, sedangkan MPC digunakan untuk menyesuaikan parameter PID dan mengoptimalkan kinerja sistem secara keseluruhan¹¹. Pendekatan ini terbukti mampu meningkatkan stabilitas dan fleksibilitas sistem dibandingkan PID konvensional. Dari sudut pandang industri, pendekatan hierarkis PID-MPC dinilai realistis karena tetap mempertahankan struktur kontrol yang familiar bagi operator, sekaligus memanfaatkan keunggulan MPC dalam menangani interaksi multivariat dan kendala operasional. Hal ini menunjukkan bahwa integrasi kontrol klasik dan kontrol lanjutan dapat menjadi solusi praktis bagi industri proses yang menghadapi keterbatasan sumber daya dan kompleksitas sistem.

4.3.2 Studi Kasus PT Pupuk Sriwidjaja (PUSRI) Palembang

PT Pupuk Sriwidjaja (PUSRI) Palembang merupakan industri pupuk nasional yang memiliki sistem utilitas dan penyimpanan fluida yang kompleks, khususnya pada unit pendukung proses produksi pupuk. Unit ini melibatkan beberapa tangki penyimpanan yang terhubung secara hidrolik dan operasional, sehingga membentuk sistem multivariat dengan dinamika yang kompleks dan saling bergantung. Berdasarkan laporan tahunan perusahaan dan laporan Kerja Praktik mahasiswa Teknik Kimia, pengendalian level tangki pada unit utilitas PT PUSRI umumnya masih didominasi oleh pengendali PID konvensional. Pendekatan ini dipilih karena kemudahan implementasi dan keandalan operasional. Namun, laporan akademik menunjukkan bahwa pada kondisi gangguan tertentu, seperti fluktuasi laju alir atau perubahan beban operasi, sistem dapat mengalami osilasi level yang berdampak pada kestabilan operasi unit utilitas.

Gambar 4.5 menggambarkan analogi sistem multivariat pada unit utilitas industri pupuk yang menyerupai sistem tiga tangki. Skema ini digunakan untuk menjelaskan interaksi antar unit penyimpanan tanpa menyajikan data operasional yang bersifat rahasia. Pada gambar tersebut, pasokan air utama dialirkan ke Tangki 1 dan Tangki 2 melalui jalur pipa yang masing-masing dilengkapi FT (*flow transmitter*) dan FCV (*flow control valve*) sebagai elemen pengukuran dan pengendalian laju alir. Sistem ini menerapkan konsep *ratio control*, di mana laju alir menuju Tangki 2 diatur berdasarkan laju alir referensi dari Tangki 1 sesuai nilai *setpoint ratio* yang telah ditentukan. Tangki 1 dilengkapi pompa sirkulasi untuk menjaga kontinuitas dan homogenitas fluida, sedangkan Tangki 2 menggunakan pompa *discharge* untuk menyalurkan fluida ke unit berikutnya. Konfigurasi instrumen dan aliran tersebut menunjukkan bahwa level dan laju alir pada masing-masing tangki saling terkopel (*coupled system*), sehingga perubahan pada satu variabel proses dapat memengaruhi keseluruhan dinamika sistem utilitas..



Gambar 4.5 Diagram skematik kolom distilasi biner
(Sumber: Pambudi & Setiyono, 2017¹⁵)

Dengan karakteristik sistem utilitas yang bersifat multivariat, memiliki interaksi antar variabel yang kuat, serta dinamika aliran yang saling terkopel, maka diperlukan suatu pendekatan analisis yang tidak hanya bersifat operasional, tetapi juga berbasis pemodelan matematis dan teori kendali. Kompleksitas hubungan antara laju alir, level tangki, dan strategi pengendalian menyebabkan pengendali konvensional sering mengalami keterbatasan dalam merespons gangguan dan perubahan beban secara simultan. Oleh karena itu, kajian terhadap struktur *control system modeling*, *multivariable interaction analysis*, dan *advanced control strategy* menjadi penting untuk mengevaluasi performa pengendalian yang ada sekaligus mengidentifikasi peluang peningkatan melalui metode kendali yang lebih adaptif dan terintegrasi.

Jika dibandingkan dengan pendekatan akademik, permasalahan yang dihadapi pada unit utilitas PT PUSRI memiliki kesamaan dengan tantangan yang diidentifikasi pada sistem three-tank, yaitu keterbatasan PID dalam menangani interaksi antar variabel. Integrasi PID dan MPC dalam struktur hierarkis mampu mengurangi osilasi dan meningkatkan fleksibilitas sistem multivariat¹¹. Pendekatan ini relevan untuk konteks PT PUSRI karena memungkinkan peningkatan performa pengendalian tanpa menghilangkan sistem PID yang telah familiar bagi operator.

4.3.3 Sintesis dan Implikasi Studi Kasus

Berdasarkan dua studi kasus industri tersebut, dapat disimpulkan bahwa sistem utilitas dan penyimpanan fluida pada industri kimia besar di Indonesia memiliki karakteristik multivariat yang menyerupai sistem three-tank. Penggunaan PID konvensional masih mendominasi karena kemudahan implementasi dan keandalan operasional. Namun, keterbatasan PID dalam menangani interaksi antar variabel menjadi semakin nyata ketika sistem mengalami gangguan atau perubahan kondisi operasi.

Pendekatan hierarkis yang menggabungkan PID dan MPC menawarkan solusi yang realistis dan aplikatif untuk meningkatkan kinerja pengendalian pada sistem

multivariat industri. Dengan mempertahankan PID sebagai pengendali lapis bawah dan menerapkan MPC pada level supervisor, industri dapat meningkatkan stabilitas dan fleksibilitas sistem tanpa memerlukan perubahan besar pada infrastruktur kontrol yang telah ada. Temuan ini menegaskan bahwa integrasi kontrol klasik dan kontrol lanjutan merupakan arah pengembangan yang relevan bagi industri proses di Indonesia.

5. Tantangan dan Tren Masa Depan

Kendali PID diposisikan sebagai metode pengendalian yang paling luas digunakan dalam industri proses kimia karena kesederhanaan struktur, kemudahan implementasi, dan tingkat keandalannya dalam operasi jangka panjang. Tetapi, hasil tinjauan strategi pengendalian menunjukkan bahwa penerapan PID di lingkungan industri nyata menghadapi tantangan yang semakin kompleks, seiring dengan meningkatnya skala proses, interaksi antarunit operasi, serta tuntutan efisiensi dan keberlanjutan. Studi-studi terkini menegaskan bahwa keterbatasan PID tidak hanya berasal dari metode penalaan, tetapi juga dari asumsi dasar linearitas dan parameter tetap yang sulit dipertahankan pada proses industri kimia yang dinamis dan *nonlinier*¹.

Pada unit reaktor kimia, tantangan utama penerapan PID berkaitan dengan sifat nonlinier proses reaksi dan sensitivitas tinggi terhadap gangguan. Aplikasi PID pada sistem proses kimia sederhana menunjukkan performa yang memadai ketika dinamika reaktor relatif stabil dan interaksi antarvariabel terbatas. Namun, pada reaktor *nonlinier* seperti (CSTR), perubahan kondisi operasi, fluktuasi laju alir, serta gangguan panas reaksi sering menyebabkan pergeseran titik operasi yang signifikan. Dalam kondisi tersebut, PID konvensional dengan parameter tetap cenderung menghasilkan respon yang lambat atau berosilasi, sehingga kestabilan temperatur dan konsentrasi sulit dipertahankan secara konsisten, sebagaimana dilaporkan dalam studi aplikasi PID pada sistem proses kimia industri⁵. Efektivitas PID pada reaktor sangat bergantung pada karakteristik dinamika proses dan strategi penalaan yang digunakan.

Tantangan yang tidak kalah signifikan juga ditemukan pada unit perpindahan panas dan pemisahan, khususnya *heat exchanger* dan kolom distilasi, yang memiliki dinamika termal lambat dan interaksi variabel yang kuat. Pada *heat exchanger*, performa PID sangat dipengaruhi oleh metode penalaan parameter kendali. Penelitian menunjukkan bahwa optimisasi parameter PID mampu meningkatkan kestabilan temperatur keluaran dan efisiensi energi dibandingkan metode penalaan konvensional yang sering menghasilkan *overshoot* dan respon agresif, terutama pada sistem dengan waktu tunda yang besar¹⁴. Namun, pada kolom distilasi, keterbatasan PID menjadi lebih nyata karena adanya interaksi antar *tray*, variasi komposisi umpan, serta perubahan beban operasi yang dinamis. Dalam kondisi ini, PID satu loop sering kali tidak mampu menjaga kestabilan komposisi produk secara optimal, sehingga fluktuasi kualitas produk masih sering terjadi, sebagaimana juga ditunjukkan oleh kajian perbandingan strategi kendali pada.

Permasalahan yang lebih kompleks muncul pada sistem multivariat industri, di mana beberapa variabel manipulasi dan variabel terkendali saling berinteraksi secara simultan. Studi penerapan PID pada sistem multivariat menunjukkan bahwa kendali PID konvensional memiliki keterbatasan struktural dalam menangani interaksi antarvariabel, karena setiap loop PID hanya merespons kesalahan lokal tanpa mempertimbangkan pengaruh silang dari loop lainnya. Kondisi ini dapat memicu osilasi dan penurunan kestabilan sistem secara keseluruhan, terutama ketika terjadi gangguan atau perubahan beban operasi¹¹. Temuan tersebut konsisten dengan hasil studi kasus



sistem multivariat yang dibahas pada Bab 4, yang merepresentasikan karakteristik proses industri kimia terpadu.

Selain keterbatasan struktural, tantangan implementasi kendali PID di industri proses kimia juga berkaitan erat dengan praktik penalaan parameter yang masih banyak dilakukan secara manual dan berbasis pengalaman operator. Metode penalaan klasik seperti Ziegler-Nichols dan Cohen-Coon tetap populer karena kesederhanaannya, namun berbagai kajian menunjukkan bahwa metode tersebut sering menghasilkan respon kendali yang agresif dan kurang sesuai untuk proses industri dengan dinamika lambat dan waktu tunda yang signifikan⁴. Ketergantungan pada pengalaman operator menyebabkan performa kendali sulit distandardisasi antar unit operasi dan antar fasilitas industri, sehingga variasi performa sistem kendali menjadi tantangan tersendiri dalam pengelolaan pabrik kimia berskala besar.

Gangguan proses (*disturbance*) juga merupakan faktor kunci yang memengaruhi kinerja kendali PID dalam industri kimia. Gangguan seperti fluktuasi laju alir bahan baku, variasi komposisi umpan, serta perubahan beban operasi sering terjadi secara tidak terduga dan sulit dimodelkan secara akurat. Ketika gangguan tersebut tidak diantisipasi melalui strategi penalaan atau kompensasi yang memadai, kendali PID konvensional cenderung menghasilkan deviasi proses yang berulang dan sulit dikendalikan, sehingga kualitas pengendalian dan stabilitas operasi menurun¹³. Kondisi ini semakin mempertegas keterbatasan PID dalam menghadapi lingkungan industri yang dinamis.

Seiring dengan meningkatnya kompleksitas proses, arah pengembangan masa depan (*future trends*) kendali PID dalam industri proses kimia tidak mengarah pada penggantian total PID, melainkan pada peningkatan metode penalaan dan integrasi dengan strategi kendali lain. Berbagai pendekatan berbasis optimasi dan algoritma metaheuristik telah dikembangkan untuk menentukan parameter PID secara lebih robust terhadap perubahan kondisi operasi dan gangguan, sehingga mampu meningkatkan performa kendali pada sistem nonlinier dan kompleks dibandingkan metode penalaan konvensional¹³. Pendekatan ini dinilai menjanjikan, meskipun penerapannya di industri masih memerlukan kesiapan infrastruktur otomasi dan komputasi.

Dalam konteks industri kimia modern, termasuk industri pupuk seperti PT Petrokimia Gresik, tuntutan efisiensi energi, keandalan operasi, dan keberlanjutan semakin mendorong penerapan sistem kendali yang lebih terintegrasi. Laporan Tahunan PT Petrokimia Gresik tahun 2022 menunjukkan adanya upaya berkelanjutan dalam modernisasi fasilitas produksi dan peningkatan efisiensi operasional sebagai bagian dari transformasi industri menuju praktik yang lebih berkelanjutan. Dalam konteks ini, sistem kendali PID diharapkan mampu menjaga stabilitas proses pada kapasitas tinggi tanpa meningkatkan risiko keselamatan, sehingga diperlukan pendekatan pengendalian yang lebih adaptif dan terintegrasi dengan sistem otomasi industri¹⁶.

Sejalan dengan perkembangan tersebut, integrasi PID dengan strategi kendali lanjutan seperti MPC dalam struktur hierarkis menjadi pendekatan yang semakin relevan. Dalam struktur ini, PID tetap berfungsi sebagai pengendali dasar pada level lapangan karena kesederhanaan dan keandalannya, sementara MPC digunakan pada level supervisi untuk menangani interaksi multivariat, kendala operasi, dan optimasi performa sistem secara keseluruhan¹¹. Pendekatan ini memungkinkan industri



mempertahankan infrastruktur kendali yang telah ada sekaligus meningkatkan fleksibilitas dan kestabilan sistem.

Dalam kerangka digitalisasi dan Industry 4.0, peran PID mengalami pergeseran dari pengendali statis menjadi bagian dari sistem kendali berbasis data. Integrasi PID dengan DCS, pemantauan performa loop secara *real-time*, serta analisis data historis memungkinkan identifikasi dini terhadap penurunan kinerja dan gangguan proses, sehingga mendukung penerapan penalaan adaptif dan pengambilan keputusan yang lebih berbasis data¹⁷. Dengan pendekatan ini, PID diperkirakan akan tetap relevan dan menjadi komponen utama sistem pengendalian industri proses kimia di masa depan, selama diintegrasikan secara tepat dengan strategi kendali lanjutan dan teknologi digital industri.

6. Kesimpulan

Kendali PID masih merupakan metode pengendalian yang paling dominan dan luas diterapkan dalam industri proses kimia, termasuk pada reaktor kimia, heat exchanger, kolom distilasi, dan sistem multivariat. Keberlanjutan penggunaannya terutama didorong oleh kesederhanaan struktur, kemudahan implementasi, serta tingkat keandalan yang tinggi dalam menjaga stabilitas proses pada kondisi operasi normal. Meskipun berbagai strategi kendali lanjutan telah berkembang, hasil tinjauan menunjukkan bahwa PID tetap menjadi pilihan utama dalam praktik industri karena kompatibilitasnya dengan sistem kendali yang telah ada dan kemudahan pemahaman serta pengoperasian oleh operator lapangan.

Namun demikian, tinjauan ini juga mengungkapkan bahwa kendali PID konvensional memiliki keterbatasan yang signifikan ketika diterapkan pada proses industri kimia modern yang semakin kompleks. Nonlinieritas proses, waktu tunda yang besar, interaksi antarvariabel pada sistem multivariat, serta gangguan operasi yang tidak terduga dapat menurunkan performa PID apabila diterapkan tanpa modifikasi atau strategi pendukung. Selain itu, praktik penalaan parameter PID yang masih banyak bergantung pada pengalaman operator menyebabkan performa kendali sulit distandardisasi dan kurang adaptif terhadap perubahan kondisi operasi, sehingga keterbatasan PID tidak hanya bersifat implementatif tetapi juga struktural.

Berdasarkan temuan tersebut, paper ini merekomendasikan pendekatan penerapan PID yang lebih sistematis dan terintegrasi untuk meningkatkan kinerjanya dalam industri proses kimia. Peningkatan performa dapat dicapai melalui pemilihan metode penalaan yang lebih tepat, pemanfaatan teknik optimasi, serta integrasi PID dengan strategi kendali lanjutan seperti Model Predictive Control (MPC) dalam struktur kendali hierarkis. Sejalan dengan perkembangan digitalisasi dan Industry 4.0, integrasi PID dengan sistem DCS, pemantauan performa loop secara *real-time*, dan analisis data historis membuka peluang pengembangan PID yang lebih adaptif dan berbasis data, sehingga tetap relevan dan andal dalam mendukung operasi industri kimia yang efisien, aman, dan berkelanjutan.



Referensi

1. Li, Z. Review of PID control design and tuning methods. *J. Phys. Conf. Ser.* **2649**, 012009 (2023).
2. Patil, R. S., Jadhav, S. P. & Patil, M. D. Review of Intelligent and Nature-Inspired Algorithms-Based Methods for Tuning PID Controllers in Industrial Applications. *J. Robot. Control JRC* **5**, 336-358 (2024).
3. Craig, I. *et al.* Control in the Process Industries.
4. Z.A, N., Roja, Y. P. & Sylvia, N. Aplikasi Kontrol PID pada Reaktor Pabrik Asam Formiat dengan Kapasitas 100.000 Ton/Tahun. *J. Teknol. Kim. Unimal* **7**, 135 (2019).
5. Wahid, A., Mauricio, R. & Maulana, I. PENGENDALIAN PROSES REAKSI VAN DE VUSSE PADA CSTR ISOTERMAL MENGGUNAKAN SISTEM DINAMIK. *Metr. Ser. Teknol. Dan Sains* **5**, 18-29 (2024).
6. Bansal, H. O., Sharma, R. & Shreeraman, P. R. PID Controller Tuning Techniques: A Review. *J. Control Eng. Technol.* **2**, (2012).
7. Girirajkumar, S. M., Kumar, Atal. A. & Anantharaman, N. Tuning of a PID Controller for a Real Time Industrial Process using Particle Swarm Optimization. *Int. J. Comput. Appl. ecot*, 35-40 (2010).
8. Ulkir, O. & Ertugrul, I. Application of PID controller in chemical process system using COMSOL. *J. Mechatron. Artif. Intell. Eng.* **3**, 107-113 (2022).
9. Mohindru, P. Review on PID: Fuzzy and Hybrid Fuzzy PID Controllers for Controlling Non-Linear Dynamic Behaviour of Chemical Plants. *Artif. Intell. Rev.* **57**, 97 (2024).
10. Isdaryani, F., Feriyonika, F. & Ferdiansyah, R. Comparison of Ziegler-Nichols and Cohen Coon tuning method for magnetic levitation control system. *J. Phys. Conf. Ser.* **1450**, 012033 (2020).
11. Aboelhasan, A., Abdelgelil, M., Zakzouk, E. E. & Galea, M. Design and Implementation of Model Predictive Control Based PID Controller for Industrial Applications. *Energies* **13**, 6594 (2020).
12. Seborg, D. E. *Process Dynamics and Control*. (2017).
13. Joseph, S. B., Dada, E. G., Abidemi, A., Oyewola, D. O. & Khammas, B. M. Metaheuristic Algorithms for PID Controller Parameters Tuning: Review, Approaches and Open Problems. *Heliyon* **8**, e09399 (2022).
14. AldemiR, A. & Anwer, M. S. Determination of optimal PID control parameters by response surface methodology. *Int. Adv. Res. Eng. J.* **4**, 142-153 (2020).
15. Pambudi, R. D. & Setiyono, B. PENGENDALIAN KOLOM DISTILASI BINER MENGGUNAKAN METODE FUZZY GAIN SCHEDULING IMC-PID. (2017).
16. Utama, I. LAPORAN TAHUNAN 2022. (2022).
17. Blevins, T. L. PID Advances in Industrial Control. *IFAC Proc. Vol.* **45**, 23-28 (2012).