



THESIS TK 142541

**Simulasi dan Pengendalian Menara Absorpsi Ganda pada
Proses Pembuatan Asam Nitrat**

Yohanes Franco Prasasti

2311 201 203

DOSEN PEMBIMBING

Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D.

PROGRAM MAGISTER

TEKNOLOGI PROSES

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2016

LEMBAR PENGESAHAN

SIMULASI DAN PENGENDALIAN MENARA ABSORPSI GANDA PADA PROSES PEMBUATAN ASAM NITRAT

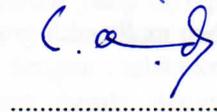
Laporan Thesis ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat mencapai gelar
Magister Teknik (MT)
di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS)

Oleh:
Yohanes Franco Prasastij
NRP. 2311 201 203

Tanggal Ujian : 14 Juli 2016
Periode Wisuda : September 2016

Disetujui oleh:

1. Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D. (Pembimbing)
NIP: 1953 07 19 1978 03 1001
2. Prof. Dr. Ir. Ali Altway, MSc. (Penguji I)
NIP: 1951 08 04 1974 12 1001
3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA. (Penguji II)
NIP: 1958 06 12 1984 03 1003
4. Dr. Ir. Susianto, DEA. (Penguji III)
NIP: 1962 08 20 1989 03 1004



Direktur Program Pascasarjana


Prof. Ir. Djauhar Manfaat, M.Sc., Ph.D

NIP. 1960 12 02 1987 01 1001

SIMULASI DAN PENGENDALIAN MENARA ABSORPSI GANDA PADA PROSES PEMBUATAN ASAM NITRAT

Nama Mahasiswa : Yohanes Franco Prasastij NRP. 2311 201 203
Jurusan : Teknik Kimia FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Prof. Ir. Renanto Handogo, M.S., Ph.D.

ABSTRAK

Dalam proses pembuatan asam nitrat, ada dua hal yang menjadi parameter utama yang dicari dalam proses absorpsi *nitrogen dioxide*, yaitu konsentrasi asam nitrat, dan konsentrasi *nitrogen dioxide* yang tidak terserap (biasa disebut NO_x). Kandungan NO_x tail gas yang harus ditekan seminimal mungkin karena NO_x adalah gas polutan dan belakangan ini menjadi perhatian karena jumlahnya yang meningkat di udara ambien. Proses absorpsi dalam pembuatan asam nitrat menjadi sangat penting karena pengendalian kadar NO_x dan besarnya konsentrasi asam nitrat yang dihasilkan terjadi pada proses ini. Untuk itu pengendalian menara absorpsi harus diperhatikan untuk mendapatkan desain dan kondisi operasi yang tepat untuk proses absorpsi tersebut. Tujuan penelitian ini adalah menentukan desain menara absorpsi yang mampu memaksimalkan yield asam nitrat dan mengurangi kadar NO_x yang dihasilkan pada proses absorpsi pembuatan asam nitrat, melakukan simulasi *steady state* dan *dynamic* dengan pendekatan proses absorpsi pada menara absorpsi pembuatan asam nitrat, menentukan struktur pengendalian menara absorpsi untuk mendapatkan kondisi operasi yang mampu memaksimalkan yield asam nitrat dan meminimalkan NO_x yang dihasilkan pada proses absorpsi pembuatan asam nitrat. Penelitian ini dimulai dengan melakukan simulasi *steady state* dan *dynamic* proses absorpsi menara ganda dengan menggunakan Aspen PlusTM dan melakukan trial and error struktur pengendalian menara absorpsi yang mampu memberikan toleransi penyimpangan yang lebih kecil menggunakan minimum IAE. Data awal yang digunakan pada penelitian ini mengacu pada PT. Multi Nitrotama Kimia (MNK) dengan membandingkan hasil yang didapatkan dengan jurnal penelitian yang sesuai.

Kata kunci : Menara Absorpsi, Asam Nitrat, NO_x , Aspen PlusTM

SIMULATION AND CONTROL OF DUAL ABSORPTION TOWER IN PRODUCTION OF NITRIC ACID

Name : Yohanes Franco Prasastij NRP. 2311 201 203
Department : Teknik Kimia FTI-ITS
Advisor : Prof. Ir. Renanto Handogo, M.S., Ph.D.

ABSTRACT

In the production of nitric acid, there are two parameters which are considered among important things. They are nitric acid product concentration and unabsorbed tail gas (NO_x) content. Absorption process is paramount to be controlled to gain both parameters inside the desired value range. In order to obtain that, robust simulation must be made and suitable controller with correct setting must be attached to further study interaction between each feed and product inside the dual absorption tower. We use PT. Multi Nitrotama Kimia (MNK) plant data with its dual absorption tower to construct the steady state and dynamic simulation using Aspen PlusTM software. And later we study controller configuration which is most suitable for the mentioned process and test it against inducted disturbance in dynamic mode. The results are being compared between each tuning method using IAE method.

Keyword : Absorption Tower, Nitric Acid, NO_x, Aspen PlusTM

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur penyusun panjatkan kehadiran Tuhan YME yang telah melimpahkan anugerah sehingga penyusun mampu menyelesaikan Laporan Thesis yang berjudul *Simulasi dan Pengendalian Menara Absorpsi Ganda Pada Pembuatan Asam Nitrat* sesuai dengan waktu yang telah ditentukan. Dalam penyusunan thesis ini, penulis banyak mendapat bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung dari beberapa pihak. Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Juwari, ST., M.Eng., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia FTI – ITS.
2. Bapak Prof. Ir. Renanto Handogo, M.S., Ph.D., selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses atas bimbingan dan arahan yang sudah diberikan.
3. Bapak Dr. Tantular Nurtono, ST, M.Eng, selaku Koordinator Program Studi Pasca Sarjana Jurusan Teknik Kimia ITS.
4. Bapak Setiyo Gunawan, S.T, Ph.D, selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS.
5. Bapak dan Ibu Dosen pengajar dan seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS.
6. Orang tua, keluarga dan sahabat –sahabat yang telah memberikan dukungan.
7. Teman-teman Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses.
8. Teman-teman Klub Bola Basket Teknik Kimia (TBC) Old School dan Muda.
9. Faradisa A.R.

Akhir kata semoga laporan thesis ini dapat bermanfaat untuk semua. Penulis menyadari dalam penulisan laporan thesis ini banyak terdapat kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat diperlukan.

Surabaya, 20 Juli 2016

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK	i
ABSTRACT	ii
KATA PENGANTAR	iii
DAFTAR ISI	iv
DAFTAR GAMBAR	vi
DAFTAR TABEL	vii
DAFTAR NOTASI	viii
BAB 1 PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Perumusan Masalah.....	2
1.3 Batasan Masalah.....	2
1.4 Tujuan Penelitian.....	3
1.5 Manfaat Penelitian.....	3
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA	
2.1 Proses Pembuatan Asam Nitrat	5
2.2 Case Study PT MNK	7
2.3 Menara Absorpsi.....	8
2.4 Permodelan Proses Absorpsi Asam Nitrat.....	11
2.5 Penelitian Terdahulu.....	22
2.6 Pemasangan Controller.....	23
2.7 Pemilihan Properti Termodinamika.....	25
2.8 PI Controller	26
2.9 Pengukuran Performa Pengendali	27
BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN	
3.1 Studi Literatur.....	29

3.2	Metode Penelitian.....	30
3.3	Proses Absorpsi Asam Nitrat	31
3.4	Asumsi Model Matematis : Equilibrium Based	32
3.5	Pemilihan Model Thermodinamika.....	32
3.6	Simulasi Steady State dan Validasi Hasil Simulasi	33
3.7	Sizing dan Perubahan ke Kondisi Dynamic Mode	34
3.8	Pemasangan PI Controller.....	35
3.9	Pengujian Program Dynamic Mode pada PI Controller	36

BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1	Validasi Simulasi Proses <i>Steady State Mode</i>	37
4.2	Simulasi Proses <i>Dynamic Mode</i>	39
4.3	Pemasangan dan Tuning Pengendali <i>Dynamic Mode</i>	41
4.4	Evaluasi Hasil Pengendalian	43

BAB 5 KESIMPULAN SEMENTARA

DAFTAR PUSTAKA

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Diagram Proses dari Absorpsi Asam Nitrat di Menara Ganda	5
Gambar 2.2 Proses Absorpsi Single-Stage.....	9
Gambar 2.3 Countercurrent Multiple-Stage Process	9
Gambar 2.4 Menara Absorpsi	11
Gambar 2.5 Equilibrium stage secara umum	14
Gambar 2.6 Struktur Model dari Penampang Axial dalam Tray	18
Gambar 2.7 Respon PI Controller untuk Fungsi Step.....	26
Gambar 3.1 Menara Absorpsi Proses Pembuatan Asam Nitrat PT. MNK.	29
Gambar 3.2 Diagram Alir Penelitian.	30
Gambar 4.1 Simulasi <i>Steady State</i> Menara Absorpsi pada Proses Pembuatan Asam Nitrat	38
Gambar 4.2 Simulasi <i>Dynamic Mode</i> Menara Absorpsi pada Proses Pembuatan Asam Nitrat	40
Gambar 4.3 Diagram Pengendali yang Terpasang Pada Proses Pembuatan Asam Nitrat	41
Gambar 4.4 Grafik Tekanan Menara 1 Absorpsi dengan <i>disturbance</i>	43
Gambar 4.5 Grafik Level Menara 1 Absorpsi dengan <i>disturbance</i>	45
Gambar 4.6 Grafik Temperatur Menara 1 Absorpsi dengan <i>disturbance</i> perubahan laju alir <i>feed</i>	47
Gambar 4.7 Grafik Temperatur Menara 1 Absorpsi dengan <i>disturbance</i> perubahan <i>set point</i>	48

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Konstanta Kecepatan dan Keseimbangan Reaksi	12
Tabel 2.2 <i>Physical properties model</i> sesuai <i>Aspen Properties Manual</i>	22
Tabel 2.3 NRTL parameters <i>bij</i> dan <i>bji</i>	23
Tabel 2.4 Tabel Property Termodinamika di Industri	25
Tabel 3.1 Kondisi <i>steady state</i> menara ganda	33
Tabel 3.2 Aliran dan Komposisi Umpan dalam Simulasi <i>Steady State</i>	34
Tabel 3.3 Tabel Data <i>Sizing</i> Menara Absorpsi	35
Tabel 4.1 Data Validasi Simulasi <i>Steady State</i>	39
Tabel 4.2 Hasil Sensitivity Test pada Simulasi <i>Steady State</i>	40
Tabel 4.3 Variabel Pengendalian pada Menara Absorpsi	41
Tabel 4.4 Parameter <i>Controller</i> pada Menara Absorpsi	42
Tabel 4.5 Letak dan Nilai Disturbance pada Proses Simulasi	43

DAFTAR NOTASI

a_{int}	specific gas–liquid interfacial area, m ² /m ³	ν	stoichiometric coefficient,
a	packed specific surface area (m ² /m ³)		dimensionless
A^{col}	column cross-section, m ²	ρ	density, kg/m ³
C	molar concentration, mol/m ³	ϕ	volumetric hold-up, m ³ /m ³
D_i^{eff}	effective diffusion coefficient, m ² /s	τ_I	integral time, min
E^{MV}	Murphree efficiency for vapor		
F	feed flow rate		
G	total molar gas flow, mol/s		
H			
H	molar enthalpy, J/mol; enthalpy		
H_i	bed/packing height, m		
K	equilibrium ratio for vapor-liquid equilibria		
k_r	reaction rate constant of reaction r , diverse, depending on the kinetic expression		
K	phase distribution coefficient, dimensionless		
K_c	controller gain		
K_r	equilibrium constant of reaction r , dimensionless		
L	total liquid flow rate; total molar liquid		
M	molecular weight		
N_{ti}	theoretical tray count		
n_i	molar flux of component i , mol/m ² s		
n	number of components		
P	pressure, Pa		
q	heat flux, J/m ² s		
Q_{loss}	heat loss, J/s		
R	total reaction rate, mol/m ³ s		
T	temperature, K		
U	liquid side stream		
u	velocity, m ² /s		
V	vapor; volume; vapor flow rate		
W	vapor side stream molar flow rate		
x	liquid phase molar fraction, dimensionless		
y	gas phase molar fraction, dimensionless		
z	axial co-ordinate directed from the top to the bottom, dimensionless		

Subscripts

c	concentration-based
e	reactant
for	forward reaction
i	component index
j	stage number
p	product
r	reaction index
t	total

Superscripts

b	bulk
f	film
G	gas phase
G_a	gas area
int	interface
L	liquid phase

Greek letters

γ	activity coefficient, dimensionless
δ	film thickness, m
η	film coordinate, m
λ	thermal conductivity, W/mK

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dalam dunia industri, asam nitrat merupakan komponen penting dalam industri pupuk. Sebanyak 80% asam nitrat yang diproduksi digunakan untuk industri pembuatan pupuk. Selain sebagai bahan baku industri pupuk, asam nitrat juga digunakan sebagai bahan baku produksi *nitrogliserin*, *trinitrotoluene*, dan bahan penyusun nylon. Asam nitrat dihasilkan dari 3 tahap reaksi, yaitu *ammonia combustion* yang menghasilkan *nitric oxide*, dilanjutkan dengan oksidasi *nitric oxide* menjadi *nitrogen dioxide*, dan kemudian absorpsi *nitrogen dioxide* dalam air yang menghasilkan *nitric acid* (asam nitrat) lemah.

Dalam proses pembuatan asam nitrat ini, salah satu yang menjadi perhatian adalah proses absorpsi *nitrogen dioxide* dalam air yang menghasilkan *nitric acid*. Ada tiga hal yang menjadi parameter optimum proses absorpsi *nitrogen dioxide*, yaitu yield, konsentrasi asam nitrat, dan konsentrasi *nitrogen dioxide* yang tidak terserap (biasa disebut NO_x). Tipikal proses yang digunakan di industri, seperti yang disintesa oleh Thyssenkrupp Uhde, memiliki yield 96%, konsentrasi asam nitrat 68% dan kandungan nitrogen dioxide tail gas sebesar 150 ppm (Thyssenkrupp Uhde Company, 2012). Dari ketiga parameter optimum tersebut, yang masih bisa dioptimumkan lebih lanjut adalah yield dan kandungan NO_x tail gas yang harus ditekan seminimal mungkin karena NO_x adalah gas polutan dan belakangan ini menjadi perhatian karena jumlahnya yang meningkat di udara ambien (Kirova-Yordanova, Z., 2010). Sedangkan konsentrasi asam nitrat tidak bisa diperbesar dengan absorpsi biasa.

Untuk menghasilkan yield yang tinggi dan kadar NO_x yang rendah, suatu menara absorpsi harus dilengkapi pengendali proses yang memadai. Chartterje dkk (2007) dalam penelitiannya menyatakan bahwa konsentrasi NO_x yang lebih rendah pada tail gas, dan suhu absorber mempengaruhi besarnya keuntungan sehingga perlu diperhatikan pengendaliannya. Bedelbayev, A., dkk (2007) meneliti tentang proses

pengendalian proses absorpsi sebagai berikut : suhu dan konsentrasi umpan merupakan *disturbance* karena tidak dapat dimanipulasi dan mempengaruhi proses di dalam kolom absorpsi, dan suhu absorben dan suhu kolom absorpsi dapat dimanipulasi untuk mencapai proses yang stabil. Eyang, E., dkk (2009) meneliti bahwa pada proses absorpsi, conventional feedback controller tidak dapat menghasilkan performa yang memuaskan sehingga digunakan neural network based control.

Berdasarkan kondisi terkini dan penelitian-penelitian terdahulu, kadar NO_x dan yield proses absorpsi asam nitrat masih dapat dioptimalkan (Cheremisinoff, N.P., 2002), selain itu sistem pengendalian yang baik diperlukan untuk menghasilkan produk yang sesuai. Pengendali PID belum pernah digunakan dalam pengendalian sistem absorpsi menara ganda untuk sintesa asam nitrat. Oleh karena itu, maka pengendalian menara absorpsi menggunakan model pengendali tersebut untuk sintesis asam nitrat perlu untuk diteliti lebih lanjut.

1.2 Perumusan Masalah

Permasalahan yang diambil dalam penelitian ini adalah bagaimana cara mengendalikan proses absorpsi *nitrogen oxide* dalam air menggunakan pengendali PID pada menara ganda yang menghasilkan asam nitrat sebagai produk utama dan *nitrogen oxide* sebagai tail gas sehingga menghasilkan yield yang lebih tinggi dan kadar NO_x yang lebih rendah.

1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah yang timbul pada penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Proses absorpsi yang disimulasi dan dikendalikan adalah menara absorpsi ganda dari PT Multi Nitrotama Kimia.
2. Pengendali yang digunakan adalah PI.
3. Simulasi dilakukan menggunakan program Aspen PlusTM dan Aspen DynamicTM.

4. Gangguan yang diberikan adalah perubahan $\pm 20\%$ *feed liquid condensate* dan perubahan $\pm 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ set point temperature tray dalam menara absorpsi

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan penelitian ini adalah melakukan simulasi dan pengendalian terhadap unit proses pembuatan asam nitrat yaitu menara absorpsi. Dimana digunakan pengendali berbasis PID dengan metode *heuristic* dan *tuning Tyreus-Luyben* dengan menggunakan *software Aspen PlusTM* dan *Aspen DynamicTM*.

1.5 Manfaat Penelitian

Manfaat yang dapat diambil pada penelitian ini adalah sebagai berikut :

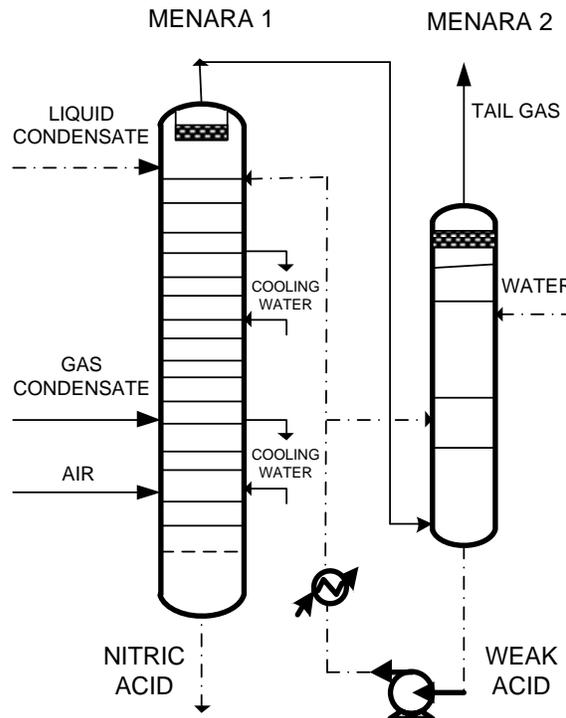
1. Membuat permodelan yang sesuai dengan kondisi yang diinginkan
2. Diharapkan dapat bermanfaat untuk digunakan di proses pembuatan asam nitrat sehingga menghasilkan proses yang lebih efisien, bersih dan menguntungkan.

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

Proses pembuatan asam nitrat merupakan satu dari tiga proses berkelanjutan dalam produksi *ammonium nitrate*. Proses pembentukan asam nitrat sendiri terdiri dari tiga reaksi yang terjadi di tiga unit berbeda dalam satu plant. Dalam penelitian ini, proses yang diteliti adalah proses absorpsi kondensat asam oleh air yang terjadi dalam menara absorpsi. Dari gambar 2.1 terlihat, *liquid condensate*, *gas condensate* dan *air* memasuki tower pertama, untuk kemudian gas yang tidak terserap tail gas diabsorpsi ulang pada menara kedua menggunakan absorben *water*. *Bottom product* dari menara pertama menjadi produk utama asam nitrat, sedangkan *bottom product* dari menara kedua di-*recycle* kembali ke *top section* menara kedua.



Gambar 2.1. Diagram Proses dari Absorpsi Asam Nitrat di Menara Ganda

2.1. Proses Pembuatan Asam Nitrat

Proses pembuatan asam nitrat terdiri dari tiga proses utama yaitu *ammonia combustion*, oksidasi *nitrogen monoxide* dan absorpsi *nitrogen dioxide*. Proses pembentukan asam nitrat terdapat *single-stage pressure process*, dan *dual-stage pressure process*. Proses yang umum digunakan adalah *single-stage pressure process*. Pada *single-stage pressure process*, udara yang digunakan dikompresi sampai tekanan proses dan *single pressure* digunakan dalam semua tahapan proses pembuatan asam nitrat. *Dual-stage pressure process* proses pembuatan asam nitrat berlangsung pada dua tekanan yang berbeda dalam tahapan proses pembuatan asam nitrat (Connor, 1998).

Tahapan reaksi yang berlangsung pada pembuatan asam nitrat adalah sebagai berikut :

1. *Ammonia combustion* : membentuk *nitrogen monoxide*



2. Oksidasi *nitrogen monoxide* menjadi *nitrogen dioxide*



3. Absorpsi *nitrogen dioxide* dalam air untuk membentuk asam nitrat



(Austin, 1984)

Ammonia dan udara direaksikan dalam *catalytic converter* pada suhu 750 - 900°C untuk menghasilkan *nitrogen monoxide* (NO) dan air. Katalis yang dipakai adalah 90 % Platinum dan 10 % Rhodium gauze yang berbentuk kawat halus. Biasanya juga digunakan Paladium sampai 5 %. Reaksi oksidasi *ammonia* menjadi *nitrogen monoxide* berlangsung secara eksotermis dengan range 93 – 98% yield. Semakin tinggi suhu katalis menaikkan selektivitas kepada produksi NO. Suhu katalis yang lebih rendah menjadikan reaksi lebih memilih menghasilkan produk yang tidak diinginkan yaitu nitrogen dan *nitrogen monoxide*. *Nitrogen*

monoxide digolongkan sebagai polutan dan dikenal sebagai gas pembuat global warming. *Nitrogen monoxide* yang dihasilkan kemudian melewati platinum filter.

Nitrogen monoxide yang terbentuk selama oksidasi *ammonia* harus dioksidasi lebih lanjut. Untuk itu, aliran *nitrogen monoxide* dilewatkan melalui *cooler/condenser* dan didinginkan ke suhu kurang lebih -4.69°C dan tekanan 7.308 bar. *Nitrogen monoxide* kemudian bereaksi tanpa katalis dengan oksigen tersisa untuk membentuk *nitrogen dioxide*. Reaksi *homogeneous* yang lambat ini tergantung suhu dan tekanan. Beroperasi pada suhu rendah dan tekanan tinggi mengkondisikan produksi maksimum dari *nitrogen dioxide* dalam waktu reaksi seminimal mungkin. *Nitrogen dioxide* yang dihasilkan selanjutnya didinginkan kemudian diabsorpsi dalam air pada menara absorpsi. Campuran dipompa ke dasar menara absorpsi dan air memasuki menara dari atas. Oksidasi terjadi di antara tray, sedangkan proses absorpsi berlangsung di atas permukaan tray. Tray absorpsi yang digunakan biasanya berupa *sieve* atau *bubble cap*. Produk dari proses absorpsi berupa asam nitrat sedangkan gas yang tidak terabsorpsi berupa campuran gas oksida nitrogen ($\text{NO}, \text{N}_2\text{O}_3, \text{NO}_2, \text{N}_2\text{O}_4$) biasanya disebut sebagai NO_x yang merupakan gas pembuat *global warming* (US Environmental Protection Agency Research Triangle Park, 2010).

Larutan dengan konsentrasi 55 – 65% asam nitrat tersebut keluar melalui dasar menara. Konsentrasi asam ini tergantung suhu, tekanan, jumlah tray, dan konsentrasi *nitrogen oxide* yang memasuki menara absorpsi. Kebanyakan asam nitrat yang tersedia secara komersial mempunyai konsentrasi 68%. Hal ini disebabkan campuran asam nitrat dan air mempunyai titik azeotrop pada konsentrasi 68% asam nitrat. Campuran ini mempunyai titik didih $120,5^{\circ}\text{C}$ pada tekanan 1 atm.

2.2 Case Study, PT. MNK

Proses pembuatan asam nitrat mengacu pada PT. MNK, dimana aliran udara (*bleach air*) dari *multistage compressor discharge* didinginkan dalam *bleach air cooler* dan memasuki bagian bawah menara absorpsi bertemu dengan aliran *weak acid* / air dari bagian atas. *Bleach air* ini akan melepaskan NO_2 yang terlarut dalam

produk asam nitrat dan memperoleh *excess air* untuk mengubah *Nitrogen Oxide* menjadi *Nitrogen Dioxide*.

Dalam menara absorpsi PT MNK seperti tampak pada gambar 2.1, terjadi reaksi dan menghasilkan panas. Reaksi yang terjadi sebagai berikut :



Temperatur dijaga serendah mungkin pada menara absorpsi untuk mempercepat reaksi ke arah produk dengan tujuan untuk meningkatkan efisiensi reaksi yang lebih baik dan mengurangi tingkat NOx dan mempercepat penyerapan optimal. Upaya untuk mempertahankan temperatur rendah yaitu dengan mensirkulasikan *chilled water* melewati coil pada bagian atas dan *cooling water* pada bagian bawah. Menara absorpsi beroperasi pada tekanan 7,36 kg/cm².

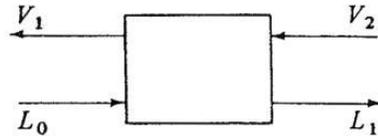
2.3 Menara Absorpsi

2.3.1. Proses Absorpsi

Dalam proses absorpsi, campuran gas dikontakkan dengan pelarut cair (absorben atau *solvent*) yang dapat melarutkan satu atau dua komponen dari gas ke liquid melalui pertukaran massa. Komponen yang ditransfer ke liquid disebut dengan *solute* atau *absorbate*. Proses absorpsi biasanya digunakan untuk memisahkan campuran gas, menghilangkan impuritis, kontaminan, polutan, atau racun katalis yang terdapat pada gas (Seader and Henley, 1998). Laju alir cairan, suhu, dan tekanan adalah variabel-variabel penting yang akan ditetapkan (Smith, 2005).

Sebuah proses *single-stage* dapat didefinisikan seperti pada gambar 2.2, dimana dua fase yang berbeda dibawa dan dikontakkan dengan yang lain kemudian dipisahkan. Sebuah *single equilibrium* stage dapat direpresentasikan menara satu pada gambar 2.1. Selama proses kontak berlangsung, akan terjadi pencampuran dan beberapa komponen akan terdifusi dan terdistribusi satu sama lain antara dua fase. Dua aliran masuk dalam fase, L₀ dan V₂, yang diketahui jumlah dan komposisinya, masuk dalam *stage*, bercampur dan terjadi kesetimbangan, dan dua aliran keluar L₁

dan V_1 meninggalkan secara berkesetimbangan satu dengan lainnya.



Gambar 2.2 Proses Absorpsi Single-Stage

Total neraca massa kemudian dijabarkan menjadi,

$$L_0 + V_2 = L_1 + V_1 = M \quad (2.5)$$

dimana L adalah $\text{kg (lb}_m\text{)}$, V adalah kg , dan M adalah total kg .

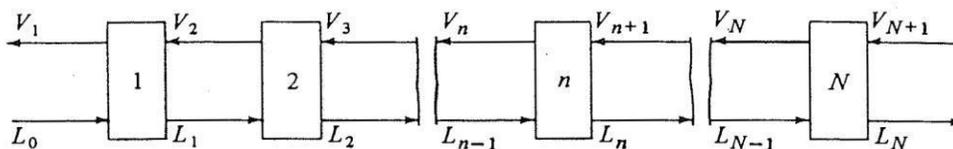
Asumsi ada tiga komponen, A, B, dan C, pada aliran dan membuat seimbang pada A dan C,

$$L_0 x_{A0} + V_2 y_{A2} = L_1 x_{A1} + V_1 y_{A1} = M x_{AM} \quad (2.6)$$

$$L_0 x_{C0} + V_2 y_{C2} = L_1 x_{C1} + V_1 y_{C1} = M x_{CM} \quad (2.7)$$

Persamaan untuk B tidak dibutuhkan karena $x_A + x_B + x_C = 1$. Fraksi massa A pada aliran L adalah x_A dan y_A pada aliran V . Fraksi massa A pada aliran M adalah x_{AM} . Jika ingin memindahkan lebih banyak zat terlarut, katakanlah aliran V_1 , kontak *single-stage* dapat diulangi dengan mengontakkan kembali aliran V_1 yang meninggalkan *stage* pertamadengan L_0 baru. Hal ini dapat diulangi menggunakan beberapa *stage*.

Diagram alir untuk proses *countercurrent stage* dapat ditunjukkan pada gambar 2.3. Masukan aliran L adalah L_0 dan masukan aliran V adalah V_{N+1} sebagai ganti V_2 pada *single-stage* dalam gambar 2.2. Aliran produk keluar adalah V_1 dan L_N dan total dari *stages* adalah N .



Gambar 2.3 *Countercurrent Multiple-Stage Process*

Neraca massa *overall* pada seluruh *stage*,

$$L_0 + V_{N+1} = L_N + V_1 = M \quad (2.8)$$

dimana V_{N+1} adalah mol/jam masuk, L_N adalah mol/jam keluar proses, dan M adalah total aliran. Untuk neraca massa komponen *overall*,

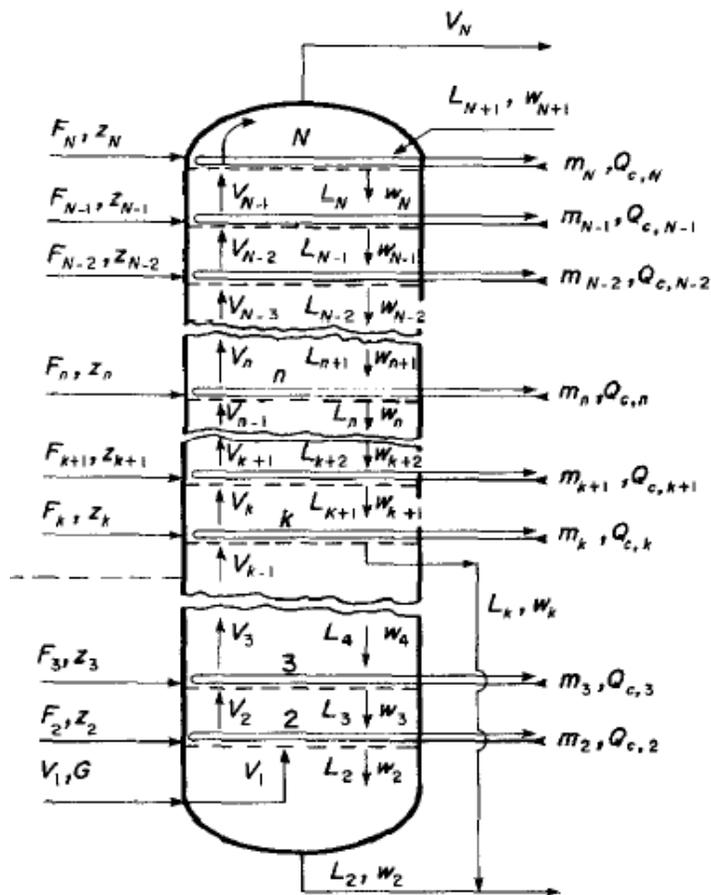
$$L_0 x_0 + V_{N+1} y_{N+1} = L_N x_N + V_1 y_1 = M x_M \quad (2.9)$$

dimana x dan y adalah fraksi mol. Aliran dalam kg/jam (lb_m /jam) dan fraksi massa dapat juga digunakan dalam persamaan ini (Geankoplis, 1993).

2.3.2 Desain Menara Absorpsi

Proses pemilihan desain menara absorpsi (gambar 2.4) akan mempengaruhi karakteristik pada kondisi dinamik unit absorpsi. Hal terpenting dari desain adalah tipe kolom (*stage, packed, tipe tray* atau material *packing*) dan ukuran (tinggi dan diameter) yang diambil pada desain *stage*, kolom absorpsi dapat bekerja secara fleksibel sesuai desain. (Dalaouti, 2005). Diameter menara absorpsi tergantung jumlah gas dan liquid, properti gas dan liquid, dan rasio salah satu stream dengan yang lain. Tinggi menara absorpsi mempengaruhi perubahan konsentrasi dan mass transfer tiap tray (Mc Cabe, 2001). Desain proses menara absorpsi meliputi kondisi operasi yang mempengaruhi proses absorpsi. Kondisi operasi ini berupa tekanan dan temperatur pada saat proses absorpsi. Proses absorpsi yang optimum berlangsung pada tekanan tinggi dan suhu rendah. Semakin optimum desain proses dari menara absorpsi semakin besar konsentrasi asam nitrat yang dihasilkan.

Pada simulasi *dynamic*, model matematis diterapkan untuk mempelajari sifat *time-dependent* dari sistem, yang berarti unit dari sistem proses dan unit kontrol yang berkaitan. Dengan *computing power* yang sudah ada sebelumnya, model unit proses pada simulasi *dynamic* masih butuh untuk disederhanakan dalam perbandingan dengan *steady state* model (Kvamsdal, Jakobsen, & Hoff, 2009). Hal yang menjadi tantangan adalah bagaimana memodelkan fenomena kompleks yang berhubungan dengan unit absorber tanpa kehilangan informasi-informasi yang diperlukan (Kvamsdal Jakobsen, & Hoff, 2009).



Gambar 2.4 Menara Absorpsi

2.4. Permodelan Proses Absorpsi Asam Nitrat

Proses absorpsi asam nitrat merupakan proses absorpsi gas-gas nitrogen oksida (NOx) dalam air yang menghasilkan produk utama asam nitrat. Proses absorpsi tersebut juga disertai reaksi kimia kompleks yang telah banyak diteliti oleh riset-riset terdahulu. Set reaksi yang digunakan adalah dari kompilasi set reaksi yang disarikan Suchak et al. (1991), data konstanta kecepatan dan kesetimbangan reaksi tersebut dapat dilihat pada tabel 2.1 berikut:

Tabel 2.1 Konstanta Kecepatan dan Kestimbangan Reaksi

Reaksi	Konstanta Kecepatan dan Kestimbangan Reaksi
FASA GAS	
RR1 : $2\text{NO} + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{NO}_2$	$\ln k_1 = 1468/T - 10.9043 \text{ (kPa}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{)}$
RR2 : $2\text{NO}_2 \leftrightarrow \text{N}_2\text{O}_4$	$\ln K_2 = 6893/T - 25.865 \text{ (kPa}^{-1}\text{)}$
RR3 : $\text{NO} + \text{NO}_2 \leftrightarrow \text{N}_2\text{O}_3$	$\ln K_3 = 4869/T - 21.61 \text{ (kPa}^{-1}\text{)}$
RR4 :	$\ln K_4 = 2051.17/T - 8.7385 \text{ (kPa}^{-1}\text{)}$
$\text{NO} + \text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow 2\text{HNO}_2$	
RR5 :	$\ln K_5 = 2003.8/T - 10.763 \text{ (kPa}^{-1}\text{)}$
$3\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow 2\text{HNO}_3 + \text{NO}$	
FASA LIQUID	
RR6 :	
$2\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HNO}_2 + \text{HNO}_3$	$\log k_{c6} = 4.67209 \text{ (m}^2 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}\text{)}$
RR7 :	
$\text{N}_2\text{O}_3 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{HNO}_2$	$\log k_{c7} = 4.23044 \text{ (s}^{-1}\text{)}$
RR8 :	
$\text{N}_2\text{O}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HNO}_2 + \text{HNO}_3$	$\log k_{c8} = -4139/T + 16.3415 \text{ (s}^{-1}\text{)}$
RR9 :	
$3\text{HNO}_2 \rightarrow \text{HNO}_3 + \text{H}_2\text{O} + 2\text{NO}$	$\log k_{c9} = -6200/T + 20.1979 \text{ (atm}^2 \text{ m}^9 \text{ kmol}^{-3} \text{ s}^{-1}\text{)}$

2.4.1. Pendekatan Model Matematis Absorpsi

Terdapat dua pendekatan berbeda untuk memodelkan absorpsi dalam kolom dengan tray, yaitu *equilibrium model* dan *rate-based model*.

Pada model equilibrium, fasa vapor dan liquid diasumsikan berada dalam kesetimbangan thermal dan digunakan *efisiensi Murphree* untuk fasa vapor untuk mendeskripsikan perbedaan dari kondisi equilibrium. Model equilibrium dapat dikatakan lebih sederhana, tetapi akurasi dari model tergantung pada prediksi *efisiensi Murphree*. Perhitungan ketidak idealan fasa vapor dan liquid meningkatkan akurasi dari model equilibrium.

Sedangkan pada rate-based model kebutuhan akan penggunaan efisiensi tersebut dihilangkan, dan dapat memprediksi performa aktual dari proses. Model rate-

based lebih akurat, tetapi lebih kompleks dibandingkan dengan model equilibrium dan juga lebih sulit untuk mencapai converge. Pada simulasi ASPEN PLUS, dipilih penggunaan model equilibrium karena kemudahan penggunaannya. Berikut penjabaran dari kedua pendekatan dalam permodelan proses tersebut.

2.4.2. Equilibrium Model

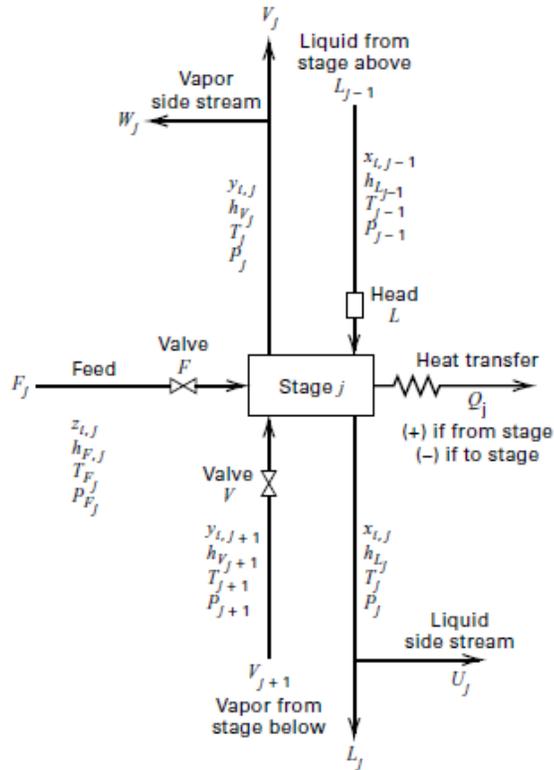
Equilibrium model berdasarkan asumsi bahwa aliran yang meninggalkan tiap tray berada dalam kesetimbangan thermodinamik dengan yang aliran yang meninggalkan tray yang sama. Pada operasi aktual, tray sangat jarang – jika dapat dikatakan mungkin, beroperasi pada kondisi equilibrium. Cara yang biasa digunakan adalah memperhitungkan efisiensi tray. Terdapat tiga macam efisiensi yang dapat digunakan : (i) efisiensi keseluruhan, yangn memperhitungkan keseluruhan kolom; (ii) efisiensi Murphree, yang memperhitungkan satu tray; dan (iii) efisiensi lokal, yang memperhitungkan suatu lokasi spesifik pada satu tray.

Efisiensi Murphree didefinisikan sebagai berikut:

$$E_{i,j}^{MV} = \frac{y_{i,j} - y_{i,j+1}}{y_{i,j}^* - y_{i,j+1}} \quad (2.10)$$

Dimana $E_{i,j}$ adalah Murphree vapor efficiency untuk komponen I pada stage j dan $y_{i,j}^*$ adalah komposisi vapor dalam kesetimbangan dengan liquid yang meninggalkan tray.

Dalam Seader (2011), dijelaskan mengenai metode equilibrium-based untuk absorpsi multikomponen. Persamaan-persamaan diturunkan berdasarkan gambaran umum model equilibrium pada gambar 2.5. Persamaan-persamaan model teoritis dari sebuah equilibrium stage vapor-liquid, jika digabungkan untuk semua stage, disebut persamaan MESH, yaitu:



Gambar 2.5. Equilibrium stage secara umum.

1. M equation – neraca massa untuk tiap komponen (persamaan C untuk tiap stage).

$$M_{ij} = L_{j-1}x_{ij-1} + V_{j+1}y_{ij+1} + F_jz_{ij} - (L_j + U_j)x_{ij} - (V_j + W_j)y_{ij} = 0 \quad (2.11)$$

2. E equations — hubungan kesetimbangan fasa untuk tiap komponen (persamaan C untuk tiap stage) dimana $K_{i,j}$ adalah ratio kesetimbangan fasa atau K-value.

$$E_{ij} = y_{ij} - K_{ij}x_{ij} = 0 \quad (2.12)$$

3. S equations — jumlah dari fraksi mol tiap komponen (satu untuk tiap stage),

$$(S_y)_j = \sum_{i=1}^C y_{ij} - 1.0 = 0 \quad (2.13)$$

$$(S_x)_j = \sum_{i=1}^C x_{ij} - 1.0 = 0 \quad (2.14)$$

4. H equation — neraca energi (satu untuk tiap stage) dimana perubahan energi kinetik dan potensial energi diabaikan.

$$\begin{aligned} H_j &= L_{j-1}h_{L_{j-1}} + V_{j+1}h_{V_{j+1}} + F_jh_{F_j} \\ &\quad - (L_j + U_j)h_{L_j} - (V_j + W_j)h_{V_j} - Q_j = 0 \end{aligned} \quad (2.15)$$

Sebuah susunan countercurrent cascade sejumlah N dari stage yang dijabarkan di atas direpresentasikan oleh sejumlah $N(2C+3)$ persamaan dalam variabel sejumlah $N(3C+10)+1$. Hasilnya adalah sebuah set persamaan-persamaan nonlinear yang harus diselesaikan menggunakan teknik iterasi.

2.4.3. Strategi Pemecahan Matematis

Berbagai macam solusi prosedur iterasi dapat digunakan untuk memecahkan persamaan-persamaan aljabar nonlinear telah dijelaskan dalam berbagai macam literatur. Walaupun dalam praktik yang umum digunakan adalah:

- Bubble point method
- Sum rate method
- Newton Raphson
- Inside out method

Penyelesaian menggunakan metode Newton Raphson dilakukan dengan substitusi persamaan (2.13 dan 2.14) dengan V_j dan L_j , sehingga menghasilkan:

$$\begin{aligned} V_j &= \sum_{i=1}^C v_{ij} \\ L_j &= \sum_{i=1}^C l_{ij} \end{aligned} \quad (2.16)$$

Dimana definisi fraksi mol yang dipakai adalah :

$$y_{ij} = \frac{v_{ij}}{V_j}$$

$$x_{ij} = \frac{l_{ij}}{L_j} \quad (2.17)$$

Persamaan (2.16) dan (2.17) sekarang disubstitusi ke dalam persamaan (2.11) untuk menghilangkan term V_j , L_j , y_{ij} , dan x_{ij} sehingga menjadi component flow rates y_{ij} dan l_{ij} . Dan dilakukan substitusi, dimana $s_j = U_j/L_j$ dan $S_j = W_j/V_j$ sebagai notasi aliran sidestream (dimensionless). Sehingga persamaan tersebut menjadi berikut :

$$M_{ij} = l_{ij}(1 + s_j) + v_{ij}(1 + S_j) - l_{ij-1} - v_{ij+1} - f_{ij} = 0 \quad (2.18)$$

Pada absorpsi dengan reaksi, pada kenyataannya kesetimbangan termodinamik jarang dicapai. Untuk itu parameter korelasi seperti efisiensi tray ataupun nilai height equivalent to a theoretical plate (HETP) digunakan untuk menyesuaikan kondisi teoritis equilibrium-based menjadi kondisi kolom aktual. HETP digunakan sebagai pengukur performa packed column. Dimana HETP mengikuti perhitungan yang dilakukan mengikuti Seider (2008), adalah sebagai berikut:

$$HETP = 100/a \quad (2.19)$$

HETP = Height Equivalent Theoretical Plate (m)

a = packed specific surface area (m^2/m^3)

Nilai “a” untuk *stainless steel pallring* adalah 500.

$$N_{ti} = H_i/HETP \quad (2.20)$$

N_{ti} = jumlah tray teoritis

H_i = tinggi bed/packing

Yang berarti bahwa N_{ti} adalah jumlah tray dalam kondisi equilibrium (tray teoritis) yang dibutuhkan untuk menghasilkan performa yang sama dengan packed column dengan tinggi H_i . Namun, absorpsi dengan reaksi terjadi pada campuran dengan berbagai macam komponen, sehingga pendekatan yang disederhanakan tersebut seringkali gagal.

2.4.4. Equilibrium Model dengan Reaksi

Saat absorpsi yang terjadi di dalam kolom disertai suatu reaksi kimia, dalam semua prosedur perhitungan, harus ditambahkan perhitungan reaksi ke dalam perhitungan neraca massa di tiap tray. Chang & Seader (1988) memodifikasi persamaan (2.18) menggunakan penyelesaian metode Newton-Raphson (NR) dan menambahkan perhitungan reaksi ke dalam fasa liquid, dengan mengasumsikan liquid tercampur sempurna, sehingga menjadi :

$$M_{ij} = l_{ij}(1 + s_j) + v_{ij}(1 + S_j) - l_{ij-1} - v_{ij+1} - f_{ij} - (V_{LH})_j \sum_{n=1}^{NRX} v_{i,n} r_{j,n}, \quad i = 1, \dots, C \quad (2.21)$$

$(V_{LH})_j$ = volumetric liquid holdup on stage j ;

$v_{i,n}$ = stoichiometric coefficient for component i and reaction n using positive values for products and negative values for reactants;

$r_{j,n}$ = reaction rate for reaction n on stage j , as the increase in moles of a reference reactant per unit time per unit volume of liquid phase;

NRX = number of reversible and irreversible reactions.

Umumnya, tiap kecepatan reaksi dapat dinyatakan dalam bentuk power-law dengan konsentrasi liquid molar (dimana subscript n dapat diabaikan):

$$r_j = \sum_{p=1}^2 k_p \prod_{q=1}^{NRC} c_{j,q}^m = \sum_{p=1}^2 A_p \exp\left(-\frac{E_p}{RT_j}\right) \prod_{q=1}^{NRC} c_{j,q}^m \quad (2.22)$$

- $c_{j,q}$ = concentration of component q on stage j;
 k_p = reaction-rate constant for the pth term, where p = 1 indicates the forward reaction and p = 2 indicates the reverse reaction, with k1 positive and k2 negative;
m = the exponent on the concentration;
NRC = number of components in the power-law expression;
 A_p = pre-exponential (frequency) factor;
 E_p = activation energy;
 Π = menunjukkan perkalian dari semua spesies q;

Dengan persamaan (2.18) dan (2.19), sebuah reaksi dapat dinyatakan sebagai irreversible ($k_2=0$), reversible (k_2 negative dan tidak sama dengan nol) atau pada kondisi setimbang (reaction equilibrium).

Volumetric liquid holdup di dalam kolom dengan tray, tergantung kepada : (1) area bubbling yang aktif, (2) tinggi dari liquid yang dipengaruhi oleh tinggi weir, dan (3) fraksi volume liquid dari campuran kedua fasa (froth)

2.4.5. Rate-based Model

Kenig dan Hüpen (2005), menjelaskan penyusunan model rate-based sebagai berikut. Dalam performa proses, R1 sangat signifikan karena kelarutan rendah dari nitrogen monoxide di dalam air, sedangkan kelarutan nitrogen dioxide lebih tinggi. R1 dikontrol secara kinetik dan diasumsikan sebagai irreversible untuk temperature di bawah 350 °C. Pada R2-R5, nitrogen dioxide bereaksi secara cepat menjadi produk intermediate (N_2O_3 atau HNO_2) yang kelarutannya bertambah dengan bertambahnya berat molekular. Reaksi pada fasa liquid dikendalikan secara kinetik dan diasumsikan irreversible pada konsentrasi asam nitrat di bawah 35% berat (Joshi et al., 1985).

Melalui reaksi R6-R8 nitrogen oxide terlarut berubah menjadi nitric dan nitrous acid. NO yang dihasilkan pada R9 tidak dapat diserap karena kelarutannya yang rendah.

Reaksi pada fasa gas yang sangat cepat R2-R5 diperhitungkan menggunakan *mass action law*:

$$K_r^G = \frac{\prod_p (y_p^G P)^{\nu_{p,r}}}{\prod_e (y_e^G P)^{\nu_{e,r}}} \quad (2.23)$$

Konstanta kesetimbangan kimia K_r yang dihasilkan diberikan di Tabel 2.1. Kecepatan reaksi dari reaksi-reaksi yang irreversible dan dikendalikan kinetik didefinisikan oleh persamaan berikut:

$$\begin{aligned} r_r^G &= k_{r,\text{for}}^G \prod_e (y_e^G P)^{\nu_{e,r}} \quad \text{for (R1),} \\ r_r^L &= k_{r,\text{for}}^L \prod_e (x_e^L \gamma_e^L)^{\nu_{e,r}} \quad \text{for (R6)-(R9).} \end{aligned} \quad (2.24)$$

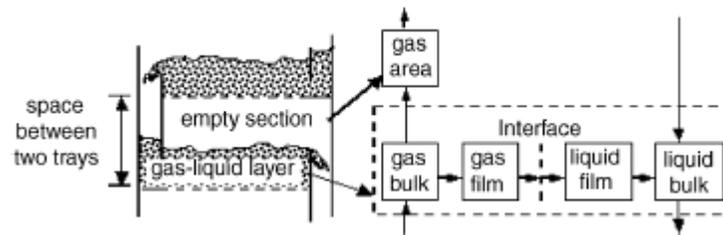
Data untuk konstanta kecepatan reaksi k_r ditampilkan pada tabel 2.1. Untuk reaksi R6-R9, konstanta kecepatan ini didasarkan pada konsentrasi. Dalam simulasi, mereka diubah menjadi konstanta berbasis aktivitas.

Pada sistem yang diinvestigasi, beberapa komponen hadir pada kedua fasa. Semua komponen berpartisipasi dalam reaksi kompleks paralel dan konsekutif dalam fase gas dan liquid, yang menghasilkan kombinasi dari mass transfer multikomponen dan mekanisme reaksi multiple. Sebagai akibatnya, dibutuhkan model matematis khusus yang memperhitungkan sistem reaksi dan transfer massa dan juga konfigurasi kolom (Kenig et al., 2003).

Model yang dibangun saat ini lebih general, sehingga tidak membutuhkan banyak asumsi. Model berdasarkan dari deskripsi dari single stage, yang berhubungan dengan tray maupun suatu bagian packing di dalam suatu unit. Fase gas dan liquid disetimbangkan terpisah, sementara transfer panas dan massa ditentukan berdasar film theory, menggunakan perhitungan langsung flux interfacial. Persamaan film model dikombinasikan dengan reaksi yang relevan dan diffusion kinetics. Model

kemudian lebih jauh dikembangkan untuk mendeskripsikan bagian kosong di antara tray menggunakan konsep ideal plug flow reactor (see Emig et al., 1979).

Pada tiap tray, bagian kosong tersebut terletak di atas lapisan gas-liquid. Bagian ini kemudian disebut *gas area*. Lapisan gas-liquid dianggap tercampur secara homogen. Keuntungan penting dari model ini adalah hidrodinamika di dalam kolom dapat dilibatkan secara langsung menggunakan korelasi untuk hold-up, pressure drop, interfacial area dan koefisien transfer massa (Schneider et al., 1999).



Gambar 2.5. Struktur model dari penampang axial dalam tray

Persamaan *bulk-phase*

Dalam persamaan liquid bulk balance, perubahan axial terhadap total aliran molar dan komposisi ditentukan sebagai berikut:

$$0 = \frac{\partial}{\partial z} (x_i^{Lb} L) - n_i^{Lb} a^{int} A^{col} - R_i^L A^{col} \phi^L; \\ i = 1, \dots, n. \quad (2.25)$$

Differential heat balance untuk liquid bulk:

$$0 = \frac{\partial}{\partial z} (H^{Lb} L) - q^{Lb} a^{int} A^{col} + Q_{loss}^{Lb}. \quad (2.26)$$

QLb loss diterapkan pada heat balance untuk memperhitungkan efek panas yang terjadi akibat cooling. Sehingga penjumlahan kondisi untuk fraksi molar di dalam fase liquid menjadi valid.

$$\sum_{i=1}^n x_i^{Lb} = 1. \quad (2.27)$$

Persamaan yang mirip dapat diaplikasikan untuk fase gas-bulk

$$0 = -\frac{\partial}{\partial z}(y_i^{Gb} G) + n_i^{Gb} a^{int} A^{col} - R_i^G A^{col} \phi^{Gb};$$

$$i = 1, \dots, n,$$

$$0 = -\frac{\partial}{\partial z}(H^{Gb} G^{Gb}) + q^{Gb} a^{int} A^{col} + Q_{loss}^{Gb},$$

$$\sum_{i=1}^n y_i^{Gb} = 1.$$

(2.28 - 2.30)

Persamaan untuk *film region*

Dalam liquid film region, transfer massa dan reaksi kimia terjadi bersamaan. Karena itu, neraca komponen harus diperhitungkan secara diferensial:

$$n_i^{Lf} = -c_i^{Lf} D_i^{eff} \frac{\partial x_i^{Lf}}{\partial \eta^{Lf}} + x_i^{Lf} n_i^{Lf}; \quad i = 1, \dots, n.$$

(2.31)

Neraca energi diferensial pada liquid film sebagai berikut:

$$0 = \frac{\partial q^{Lf}}{\partial \eta^{Lf}}.$$

(2.32)

Heat flux di dalam liquid film terdiri dari bagian konduktif dan konvektif:

$$q^{Lf} = -\lambda^{Lf} \frac{\partial T^{Lf}}{\partial \eta^{Lf}} + \sum_{i=1}^n (n_i^{Lf} H_i^{Lf}); \quad i = 1, \dots, n.$$

(2.33)

Persamaan yang mirip untuk transfer massa dan panas dan juga valid untuk gas film:

$$\begin{aligned}
 0 &= \frac{\partial n_i^{Gf}}{\partial \eta^{Gf}} - R_i^{Gf}; \quad i = 1, \dots, n, \\
 n_i^{Gf} &= -c_i^{Gf} D_i^{\text{eff}} \frac{\partial y_i^{Gf}}{\partial \eta^{Gf}} + y_i^{Gf} n_i^{Gf}; \quad i = 1, \dots, n, \\
 0 &= \frac{\partial q^{Gf}}{\partial \eta^{Gf}}, \\
 q^{Gf} &= -\lambda^{Gf} \frac{\partial T^{Gf}}{\partial \eta^{Gf}} + \sum_{i=1}^n (n_i^{Gf} H_i^{Gf}).
 \end{aligned}
 \tag{2.34 - 2.37}$$

Interface

Keseimbangan thermodinamik pada gas-liquid interface biasanya dihitung sebagai berikut:

$$y_i^{\text{int}} = K_i x_i^{\text{int}}; \quad i = 1, \dots, n, \tag{2.38}$$

Dimana koefisien distribusi K_i terdiri dari fugacity dalam kedua fase dan koefisien aktivitas dalam fase liquid. Untuk menentukan K_i dari sistem yang sangat encer, digunakan Henry law untuk komponen terlarut dan Raoult law untuk solvent. Fase gas dan liquid dihubungkan oleh kondisi pembatas sebagai berikut

$$\begin{aligned}
 n_i^{Gf} |_{\eta^{Gf}=\delta^{Gf}} &= n_i^{Lb} |_{\eta^{Lf}=0}; \quad i = 1, \dots, n, \\
 q^{Gf} |_{\eta^{Gf}=\delta^{Gf}} &= q^{Lf} |_{\eta^{Lf}=0}.
 \end{aligned}
 \tag{2.39 \& 2.40}$$

Persamaan gas area

Untuk deskripsi dari tray column, beberapa pertimbangan tambahan dibutuhkan untuk mendeskripsikan gas area. Sementara gas-liquid layer bisa dideskripsikan dengan persamaan (4)-(20), gas area didefinisikan secara berbeda. Perubahan pada komposisi gas dalam gas area didefinisikan melalui persamaan diferensial berikut:

$$0 = -\frac{\partial}{\partial z}(y_i^{Ga} G) - R_i^G A^{col} \phi^{Ga}; \quad i = 1, \dots, n. \quad (2.41)$$

Lebih jauh, penjumlahan kondisi untuk fraksi molar harus bisa dipenuhi.

$$\sum_{i=1}^n y_i^{Ga} = 1. \quad (2.42)$$

Neraca energi dari gas area adalah:

$$0 = -\frac{\partial}{\partial z}(H^{Ga} G^{Ga}). \quad (2.43)$$

Persamaan (21)–(23) dipakai dalam kombinasi dengan persamaan untuk lapisan gas-liquid.

Parameter model

Untuk penentuan mass transfer coefficients, specific gas–liquid interfacial area dan volumetric hold-up, digunakan korelasi empirical, yang memakai pengaruh dari internal kolom dan hidraulik. Korelasi ini harus diterapkan pada keseluruhan sistem persamaan model. Untuk deskripsi dari hidraulik pada tray kolom, kami memasukkan persamaan untuk spray dan emulsion flow regime. Itu dapat diubah untuk tiap tray dalam kolom yang sama tergantung pada rasio berikut:

$$\frac{u_L}{u_G} \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.5}. \quad (2.44)$$

Sebagai tambahan, pressure drop sepanjang kolom diperhitungkan melalui korelasi pressure drop (see Zuiderweg, 1982; Billet and Schultes, 1999).

Physical properties

Properti fisik dihitung dengan pertolongan paket program Aspen Properties™ (Aspen Properties Manual, 2001) yang secara langsung terhubung ke dalam Aspen Custom Modeller™, dimana metode NRTL dipilih sebagai dasar. Menurut struktur Aspen Properties, metode ini menjelaskan semua model yang dibutuhkan dalam perhitungan

properti fisik. Model ini ditampilkan dalam tabel 2.2. Koefisien aktivitas dihitung dengan metode NRTL untuk campuran multikomponen.

NRTL-parameters a_{ij} , a_{ji} , d_{ij} , e_{ij} , e_{ji} , f_{ij} dan f_{ji} untuk tiap pasang biner diset ke nilai default nol, sedangkan c_{ij} ke nilai default 0.3. NRTL-parameter yang diestimasi b_{ij} dan b_{ji} ditunjukkan dalam tabel 2.3.

Tabel 2.2. *Physical properties model sesuai Aspen Properties Manual*

Physical property models according to Aspen Properties Manual (2001)

Property	Gas phase	Liquid phase
Enthalpy	Via the heat capacity of an ideal gas	Watson
Molar density	Ideal gas	Rackett
Dynamic viscosity	Chapmann-Enskog-Brokaw	Andrade
Thermal conductivity	Mason-Saxena	Sato-Riedel
Diffusion coefficients	Chapmann-Enskog-Wilke-Lee	Wilke-Chang
Surface tension	—	Hakim-Steinberg-Stiel
Activity coefficients	—	NRTL

2.4.2. Enhancement Factor

Rate-based model menggunakan set reaksi yang sama dengan equilibrium model. Pada rate based model, kecepatan transfer massa akibat reaksi pada bagian interfacial sering diperhitungkan melalui *enhancement factor*. Secara umum, didefinisikan sebagai rasio dari kecepatan absorpsi dengan reaksi kimia terhadap kecepatan absorpsi tanpa reaksi kimia.

Ekspresi dari *enhancement factor* tergantung kepada teori transfer massa yang digunakan, dan tergantung dengan kecepatan absorpsi. Tergantung dari teori transfer massa yang digunakan, enhancement factor dapat dideskripsikan oleh *film theory*, *penetration theory* maupun *surface renewal theory* yang merupakan fungsi dari Hatta number.

$$E_a \equiv \frac{J_{a,with\ reaction}}{J_{a,without\ reaction}} \quad (2.45)$$

Dimana E_a (enhancement factor) didefinisikan sebagai rasio dari mass flux (J) komponen a pada interface dengan reaksi kimia terhadap mass flux pada interface tanpa reaksi kimia. Nilai *enhancement factor* ini akan berpengaruh terhadap perhitungan koefisien *overall mass transfer* (K_{ov}).

$$\frac{1}{K_{ov}} = \frac{1}{k_g} + \frac{1}{k_m} + \frac{1}{mk_L E}$$

Dimana k_g adalah koefisien transfer fasa gas, k_m adalah koefisien transfer melalui membran (untuk transfer massa melalui membran), m adalah solubilitas, k_L adalah koefisien transfer massa fasa liquid, dan E adalah enhancement factor.

2.5. Penelitian Terdahulu

1. *Design sensitivity of reactive absorption units for improved dynamic performance and cleaner production: the NO_x removal process.* (Dalaouti dan Seferlis, 2005). Penelitian ini menunjukkan tentang pemodelan menara absorpsi asam nitrat dengan software Aspen PlusTM dan pengendali PI controller.
2. *Rigorous Modelling of NO_x Absorption in Tray and Packed Columns.* (Hupen dan Kenig, 2005). Penelitian ini menunjukkan tentang proses absorpsi NO_x dengan *rigorous model* pada tipe *tray column* dan *packed column* dan pengaruh kondisi operasi pada proses *modelling*.
3. *Absorption of NO_x into Nitric Acid Solution in Rotating Packed Bed.* (Yu Li, et. al, 2010). Penelitian ini menunjukkan bahwa pemakaian jenis *contactor* yang ada dalam menara absorpsi akan mempengaruhi efisiensi pengurangan konsentrasi NO_x dimana pada penelitian ini penggunaan *contactor rotating packed bed* mampu menaikkan efisiensi penurunan konsentrasi NO_x hingga 90%.

4. *Reactive Absorption in Chemical Process Industry : A Review on Current Activities. (Yildirim et. al, 2012).* Penelitian ini menunjukkan bahwa konsentrasi *nitrogen oxides* dapat diturunkan menggunakan *reactive absorption* dalam air atau larutan asam lemah dimana optimasi proses ini dapat dilakukan dengan menambahkan H_2O_2 .

Tabel 2.3. NRTL parameters b_{ij} dan b_{ji}

NRTL-parameters b_{ij} and b_{ji}

Components		Parameters		Components		Parameters	
1	2	b_{ij}	b_{ji}	1	2	b_{ij}	b_{ji}
H ₂ O	HNO ₃	0	0	HNO ₂	CO ₂	0	0
H ₂ O	HNO ₂	0	0	NO	NO ₂	128.8337	-114.7814
H ₂ O	NO	751.8109	1892.6936	NO	N ₂ O ₃	0	0
H ₂ O	NO ₂	751.8109	1892.6936	NO	N ₂ O ₄	128.8337	-114.7814
H ₂ O	N ₂ O ₃	0	0	NO	O ₂	448.7655	-345.7854
H ₂ O	N ₂ O ₄	751.8109	1892.6936	NO	N ₂	358.1516	-289.1752
H ₂ O	O ₂	-101.8304	174.5380	NO	CO ₂	-48.3459	125.2540
H ₂ O	N ₂	-35.8278	142.4195	NO ₂	N ₂ O ₃	0	0
H ₂ O	CO ₂	291.4104	177.4012	NO ₂	N ₂ O ₄	128.8337	-114.7814
HNO ₃	HNO ₂	0	0	NO ₂	O ₂	448.7655	-345.7854
HNO ₃	NO	0	0	NO ₂	N ₂	358.1516	-289.1752
HNO ₃	NO ₂	0	0	NO ₂	CO ₂	-48.3459	125.2540
HNO ₃	N ₂ O ₃	0	0	N ₂ O ₃	N ₂ O ₄	0	0
HNO ₃	N ₂ O ₄	0	0	N ₂ O ₃	O ₂	0	0
HNO ₃	O ₂	0	0	N ₂ O ₃	N ₂	0	0
HNO ₃	N ₂	0	0	N ₂ O ₃	CO ₂	0	0
HNO ₃	CO ₂	0	0	N ₂ O ₄	O ₂	448.7655	-345.7854
HNO ₂	NO	0	0	N ₂ O ₄	N ₂	358.1516	-289.1752
HNO ₂	NO ₂	0	0	N ₂ O ₄	CO ₂	-48.3459	125.2540
HNO ₂	N ₂ O ₃	0	0	O ₂	N ₂	4.2683	-5.1213
HNO ₂	N ₂ O ₄	0	0	O ₂	CO ₂	246.3538	-132.3010
HNO ₂	O ₂	0	0	N ₂	CO ₂	179.4870	-91.2366
HNO ₂	N ₂	0	0				

2.6. Pemasangan *Controller*

Proses pembuatan asam nitrat tahap akhir dari proses pembuatan asam nitrat berlangsung dalam kolom absorpsi. Pada setiap tingkat kolom terjadi reaksi oksidasi NO menjadi NO₂ dan reaksi absorpsi NO₂ oleh air menjadi asam nitrat. Kolom absorpsi mempunyai empat stream masuk dan dua stream keluar. Empat stream masuk yaitu air umpan absorber, *bleach air*, *gas from weak acid condenser*, dan *liquid from weak acid condenser*. Dua stream keluar yaitu asam nitrat

produk dan gas NO_x . Kolom absorpsi dirancang untuk menghasilkan asam nitrat dengan konsentrasi yang maksimum.

Pada menara absorpsi proses pembuatan asam nitrat, parameter utama yang selalu diukur antara lain temperatur, dan konsentrasi asam nitrat atau konsentrasi NO_x yang meninggalkan menara absorpsi. Pengukuran temperatur kolom berfungsi untuk mengetahui proses absorpsi berjalan dengan sempurna, karena di dalam menara absorpsi terjadi proses absorpsi dengan reaksi. Jenis reaksi yang terjadi di dalam menara absorpsi berupa reaksi eksotermis, sehingga reaksi menghasilkan panas sedangkan proses absorpsi berlangsung sempurna apabila berada temperatur yang rendah. Semakin rendah temperatur maka proses absorpsi dapat berjalan dengan optimal.

Meskipun ketergantungan akan pendingin sangat besar, tetapi kecenderungan perubahan laju absorpsi yang disebabkan oleh pendingin tersebut tidak terlalu besar. Jumlah fraksi NO_x pada inlet gas justru sangat berpengaruh. Besarnya konsentrasi NO_x pada inlet gas akan berakibat pada semakin cepatnya reaksi eksotermis yang terjadi sehingga temperatur menara absorpsi akan meningkat dan menurunkan laju absorpsi menara (Kenig dan Hüpen, 2005).

Temperatur kolom akan berpengaruh pada komposisi produk. Namun dimana temperatur *controller* diletakkan jika komposisi dikontrol menggunakan temperatur. Berikut pertimbangan dalam pemilihan lokasi pemasangan kontrol temperatur (Skogestad, 2007) :

1. Lokasi *controller* harus berada dalam kolom lebih terutama untuk kasus dengan kemurnian tinggi dan dengan komponen kunci sebagai pengotor dalam jumlah kecil.
2. Kontrol temperatur pada akhirnya kolom dimana komposisi kontrol yang paling penting, ini biasanya untuk produk yang paling berharga. Ini penting untuk produk yang meminimalkan variasi komposisi akhir, seperti yang dikonfirmasi oleh analisis disipan dan simulasi dinamis (Luyben, 2006).

2.7. Pemilihan *Property Thermodinamika*

Dalam penelitian ini, untuk mendekati kondisi simulasi dengan kondisi lapangan sangat diperlukan pemilihan *property* termodinamika yang paling akurat. Pada table 2.4 terdapat pilihan model *primary* dan *secondary* yang sesuai untuk masing-masing proses (Chen dan Mathias, 2002). *Property* termodinamika yang digunakan pada penelitian ini adalah NRTL-RK. NRTL untuk liquid dan Redlich-Kwong untuk gas.

Tabel 2.4. Tabel Property Thermodinamika di Industri

Chemical Systems	Primary Choice Models of Today	Secondary Choice Models	Problem Areas
Air Separation	Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong	Corresponding States	
Gas Processing	Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong	BWRS	
Gas Treating	Kent-Eisenberg, Electrolyte NRTL		Data, Parameters, Models for mixed amines
Petroleum Refining	BK 10, Chao-Seader, Grayson-Streed, Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong, Lee-Kessler-Plöcker		Heavy crude characterization
Petrochemicals–VLE	Peng-Robinson, Soave-Redlich_kwong, PSRK	NRTL, UNIQUAC, UNIFAC	Data, Parameters
Petrochemicals – LLE	NRTL, UNIQUAC		Data, Parameters, Models for VLLE systems
Chemicals	NRTL, UNIQUAC, PSRK	UNIFAC	Data, Parameters
Electrolytes	Electrolyte NRTL, Zemaitis	Pitzer	Data, Parameters, Databanks, Models for polyelectrolytes
Oligomers	Polymer NRTL	UNIQUAC, UNIFAC	Pure component fugacity, Databanks
Polymers	Polymer NRTL, PC-	Sanchez-	Data, Parameters,

	SAFT	Lacombe, SAFT, UNIGAC-FV	Databanks, Flash algorithms, Models for polar polymers, block copolymers
Steam	NBS/NRC		
Environmental	UNIFAC + Henry's Law		Data
Pharma/Biological	None		Data, Databanks, Models

2.8. PI Controller

Pengendali yang digunakan dalam penelitian ini adalah pengendali PI atau *PI Controller*. Model pengendali ini dapat dijelaskan dengan persamaan sebagai berikut:

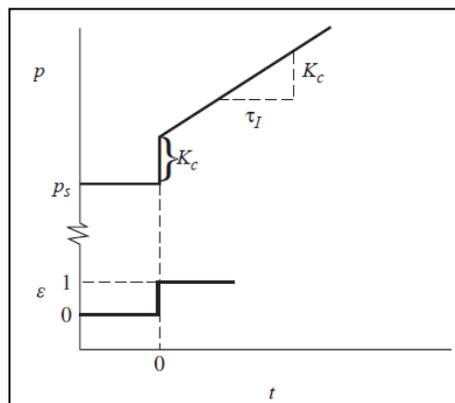
$$p = K_c \epsilon + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t \epsilon dt + p_s \quad (2.46)$$

dimana $K_c = \text{gain}$

$\tau_I = \text{integral time, min}$

$p_s = \text{constant}$

Untuk memvisualisasikan respon pengendali ini, dapat dilihat pada gambar 2.6 yang merepresentasikan respon pengendali untuk fungsi step perubahan error.



Gambar 2.6. Respon *Proportional-Integral (PI) Controller* untuk Fungsi Step dengan Perubahan Error.

Adanya perubahan p secara tiba-tiba oleh harga K_c , secara linear akan mengubah waktu pada kecepatan K_c/τ_I .

$$p(t) = K_c + \frac{K_c}{\tau_I} t + p_s \quad (2.47)$$

Untuk mendapatkan transfer fungsi dari persamaan 2.36, maka diketahui bahwa variabel deviasi dapat didefinisikan $P = p - p_s$ ke dalam persamaan tersebut sehingga didapatkan transfer fungsi sebagai berikut :

$$\frac{P(s)}{\epsilon(s)} = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_I s} \right) \quad (2.48)$$

Kelemahan dari PI-controller adalah menghasilkan respon osilasi pada variable yang di control dan mengurangi *stability* apabila digunakan pada *feedback control system*. Osilasi dalam jumlah yang kecil dapat ditoleransi, karena biasanya diiringi dengan respon yang cepat. (Coughanowr,1991)

2.9. Pengukuran Performa Pengendali

Fungsi dari suatu sistem pengendali adalah untuk meyakinkan bahwa sistem dengan pengendali (*closed loop system*) memiliki karakteristik respon *steady state* dan dinamik yang diinginkan. Secara ideal, diinginkan suatu sistem dengan pengendali yang memiliki kriteria unjuk kerja sebagai berikut (Seborg, 2004) :

1. Sistem dengan pengendali harus stabil
2. Pengaruh dari gangguan harus ditekan serendah mungkin
3. Diperoleh respon yang cepat dan halus terhadap perubahan *set point*
4. *Steady state offset* dapat dieliminasi
5. Aksi pengendali yang berlebihan harus dihindari
6. Sistem pengendali bersifat *robust*, yaitu tidak peka terhadap perubahan-perubahan kondisi operasi maupun terhadap kesalahan-kesalahan asumsi model proses.

BAB 3

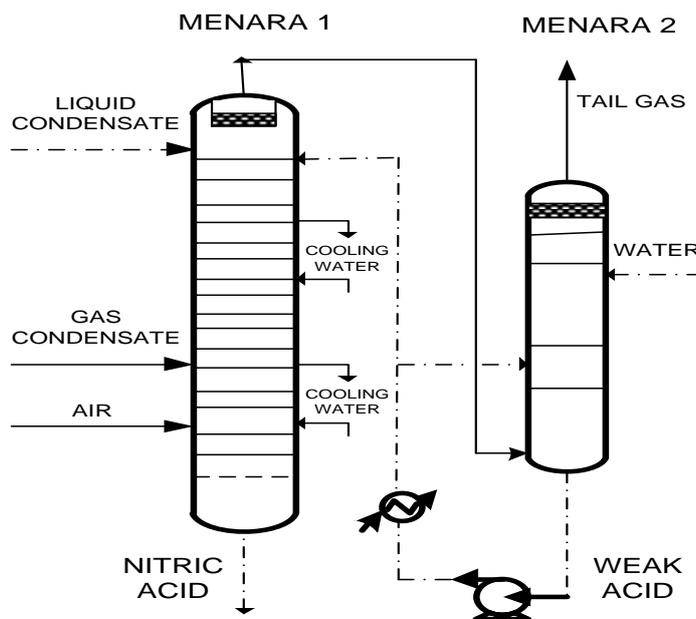
METODOLOGI PENELITIAN

Tahapan – tahapan penelitian yang dibuat dalam menyelesaikan topik permasalahan yang ada dapat diterangkan sebagai berikut :

3.1 Studi Literatur

Data yang dibutuhkan untuk pelaksanaan penelitian didapat dari PT. Multi Nitrotama Kimia (MNK) – Kawasan Industri Kujang Cikampek, salah satu perusahaan yang bergerak dalam industri pembuatan asam nitrat dan ammonium nitrat, meliputi :

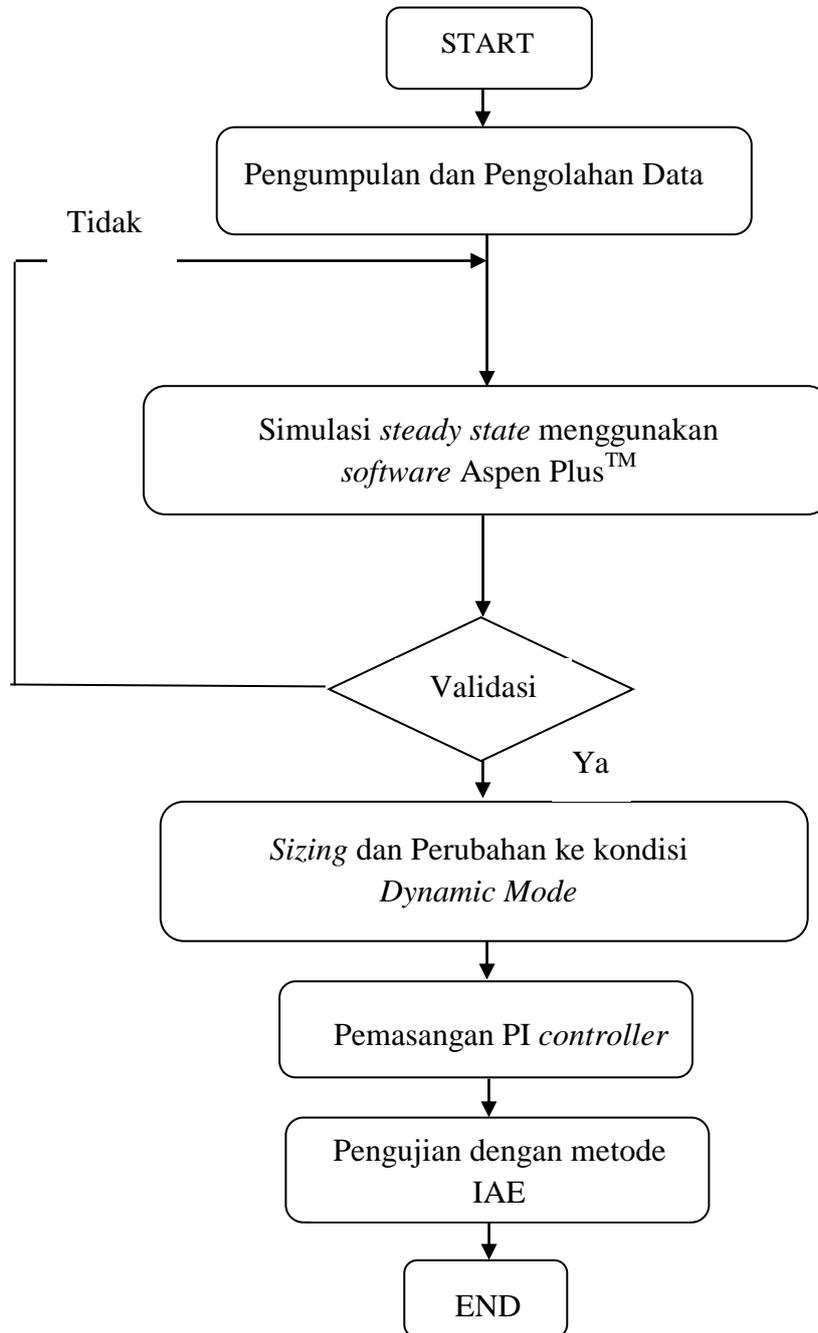
- a. *Process Flow Diagram* (PFD) pembuatan ammonium nitrat, dimana proses absorpsi asam nitrat merupakan salah satu tahapnya. PFD yang disederhanakan ditampilkan dalam gambar 3.1.
- b. Data kondisi operasi dari masing-masing proses : Proses yang terjadi dalam *absorber*, kondisi operasi, komposisi umpan (kondensat asam), suhu dan properti absorben, suhu dan properti air pendingin, dan komposisi asam nitrat dan tail gas yang diinginkan.



Gambar 3.1 Menara Absorpsi Proses Pembuatan Asam Nitrat PT. MNK.

3.2 Metode Penelitian

Alur penelitian ini dilakukan dengan tahapan besar sesuai diagram alir penelitian pada gambar 3.2 berikut:



Gambar 3.2 Diagram Alir Penelitian

Diagram alir tersebut dijabarkan sebagai berikut :

1. Tahap pemodelan *steady state* dengan menggunakan *software Aspen Plus™*.
2. *Export* dan tahap simulasi *dynamic* menggunakan *software Aspen Dynamic™*.
3. Membuat model dengan *Proportional Integral (PI) Controller* dalam *software* tersebut.
4. Tuning *PI Controller*.
5. Melakukan tes terhadap konfigurasi proses dan pengendali yang dibuat dengan memberikan gangguan.

3.3 Proses Absorpsi Asam Nitrat

Proses absorpsi asam nitrat merupakan proses absorpsi gas-gas nitrogen oksida (NO_x) dalam air yang menghasilkan produk utama asam nitrat. Proses absorpsi tersebut juga disertai reaksi kimia kompleks yang telah banyak diteliti oleh riset-riset terdahulu. Dalam menyusun simulasi, digunakan set reaksi yang ada dan digunakan reaksi-reaksi yang dominan untuk kemudian dimasukkan ke dalam simulator. Set reaksi yang digunakan adalah dari kompilasi set reaksi yang disarikan Kenig dan Hüpen (2005), data konstanta kecepatan dan kesetimbangan reaksi tersebut dapat dilihat pada tabel 2.1 berikut:

Tabel 2.1 Konstanta Kecepatan dan Kesetimbangan Reaksi

Reaksi	Konstanta
	Kecepatan dan Kesetimbangan Reaksi
RR1 : $2\text{NO} + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{NO}_2$	$\ln k_1 = 1468/T - 10.9043 \text{ (kPa}^{-2} \text{ s}^{-1}\text{)}$
RR2 : $2\text{NO}_2 \leftrightarrow \text{N}_2\text{O}_4$	$\ln K_2 = 6893/T - 25.865 \text{ (kPa}^{-1}\text{)}$
RR3 : $\text{NO} + \text{NO}_2 \leftrightarrow \text{N}_2\text{O}_3$	$\ln K_3 = 4869/T - 21.61 \text{ (kPa}^{-1}\text{)}$
RR4 : $\text{NO} + \text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow 2\text{HNO}_2$	$\ln K_4 = 2051.17/T - 8.7385 \text{ (kPa}^{-1}\text{)}$
RR5 : $3\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow 2\text{HNO}_3 + \text{NO}$	$\ln K_5 = 2003.8/T - 10.763 \text{ (kPa}^{-1}\text{)}$
RR6 : $2\text{NO}_2 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HNO}_2 + \text{HNO}_3$	$\log k_{c6} = 4.67209 \text{ (m}^2 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}\text{)}$

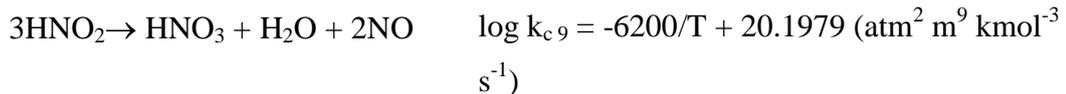
RR7 :



RR8 :



RR9 :



Untuk simulasi ini digunakan opsi model *equilibrium based* dan set reaksi RR1 dan RR5 beserta kecepatan dan kesetimbangan reaksinya. Hal ini disesuaikan dengan set reaksi yang dijadikan acuan PT MNK yang merupakan set reaksi utama.

3.4 Asumsi Model Matematis : Equilibrium-Based dan Rate-Based

Dalam model matematis yang digunakan sebagai dasar perhitungan software Aspen Plus, diterapkan beberapa asumsi baik untuk model equilibrium based, maupun untuk model rate based.

Asumsi dalam model Equilibrium Based

Asumsi yang digunakan dalam model, adalah:

- Aliran vapor dan liquid yang meninggalkan tray berada dalam kesetimbangan antara satu dengan yang lain.
- Liquid di dalam tray tercampur sempurna dan incompressible.
- Hold up vapor di dalam tray diabaikan.
- Vapor dan liquid berada dalam kesetimbangan thermal.

3.5 Pemilihan Model Termodinamika (*Fluid Package*)

Dalam simulasi yang dilakukan, untuk mendekati kondisi simulasi dengan kondisi lapangan sangat diperlukan pemilihan model termodinamika yang akurat. Pada simulasi ini digunakan **model termodinamika NRTL-RK** dimana model termodinamika ini sangat akurat untuk properties *vapour liquid activity coefficient*.

3.6 Simulasi *Steady State* dan Validasi Hasil Simulasi

Simulasi *steady state* merupakan langkah awal yang dilakukan sebelum melakukan simulasi pengendalian dengan menggunakan *software* Aspen PlusTM. Tahap simulasi *steady state* adalah sebagai berikut:

1. Menyusun struktur PFD di dalam simulasi sesuai PFD dari pabrik, yaitu peralatan (menara, *heat exchanger*, dan sebagainya) dan aliran-aliran yang memasuki sistem dan menghubungkan tiap peralatan. Kondisi operasi yang dibutuhkan dimasukkan disini, sesuai yang ditampilkan pada tabel 3.1.
2. Menambahkan *flow changer* (*valve*, *compressor*, dan sebagainya) untuk tiap aliran. Tahap ini dapat dilakukan saat kita akan migrasi ke moda dinamik (*dynamic mode*). Tetapi lebih baik dilakukan dari saat moda *steady state* untuk menghindari *error* yang berulang.
3. Melakukan *input* data tiap aliran dan kondisi operasi tiap peralatan, sesuai data pabrik yang ditampilkan pada tabel 3.2.
4. Melakukan *run* saat semua data telah dinyatakan lengkap.
5. Jika hasil *run* tidak mencapai konvergensi (*converged*), melakukan *troubleshoot* sesuai *warnings* yang ditampilkan dalam simulasi.
6. Jika hasil *run* mencapai konvergensi, dilakukan perbandingan hasil produk utama (*tail gas* dan asam nitrat) antara hasil dari simulasi dengan data pabrik untuk melihat apakah simulasi telah menyerupai kondisi pabrik.

Data yang digunakan dalam simulasi *steady state* adalah sebagai berikut:

Table 3.1 Kondisi *steady state* menara ganda.

Variabel	Menara 1	Menara 2
Tekanan	7.36 kg/scm	1.42 kg/scm
Jumlah <i>tray</i>	32	12*
Jenis <i>tray</i>	<i>Bubble cap</i>	<i>Bubble cap</i>
<i>Cooling water</i> (<i>inside coil</i>)	<i>Top section</i> : 10° C	n/a
	<i>Bottom section</i> : 33° C	n/a

* merupakan total jumlah *top section tray* dan *theoretical tray*

Dalam proses absorpsi menara ganda, menara kedua (menara 2) memiliki konstruksi yang terdiri atas dua bagian, yaitu 4 *tray* pada bagian atas yang

dilengkapi *packed bed* pada bagian bawah kolom (*stainless steel pallring & Koch liquid distributor*). Untuk menyederhanakan simulasi, dilakukan konversi tinggi *packed bed* menjadi jumlah tray teoritis (*theoretical*). Dari perhitungan didapatkan nilai “*N_{ti}*” sebesar 7.7 yang digenapkan menjadi 8 tray, sehingga jumlah total tray untuk menara kedua adalah 12 tray.

Table 3.2 Aliran dan komposisi umpan sebagai *input* dalam simulasi steady state.

Komposisi Vol. %	<i>Gas Condensate</i>	<i>Liquid Condensate</i>	Udara (<i>Air</i>)	Air (<i>Water</i>)	<i>Weak Acid</i>	<i>Tail Gas</i>	<i>Nitric Acid</i>
N ₂	88.6		76.5				
O ₂	1.8		20.3				
NO	6.1						
NO ₂	1.6						
H ₂ O	1.4						
Wt. %							
H ₂ O		57.4		100	95.1		42.5
HNO ₃		42.1			4.9		57.5
<i>Total Flow (kg/h)</i>	41226.0	9424.0	10442.0	4000.0	164650.0	44695.0	20397.0
<i>Temp. (° C)</i>	55	56	56	20			
<i>Pressure (Bar)</i>	7.87	7.93	6.86	6.95			
Posisi	Menara 1	Menara 1	Menara 1	Menara 2	Menara 2	Menara 2	Menara 1

3.7 Sizing dan Perubahan ke Kondisi *Dynamic Mode*

Setelah simulasi *steady state* dapat dicapai, selanjutnya dilakukan tahap *sizing* peralatan dengan menentukan spesifikasi peralatan untuk memasuki kondisi *dynamic*. Tahapan *sizing* peralatan dan migrasi ke kondisi *dynamic mode* adalah sebagai berikut:

1. Mengubah mode simulasi ke dalam *mode dynamic*.
2. Memasukkan data *sizing* (ditampilkan dalam table 3.3) pada kedua menara yang ada.
3. Mengaktifkan *pressure checker*.

4. Jika terdapat *warning* dari *pressure checker*, dan terdapat keterangan bahwa *mode dynamic* tidak dapat memperbaikinya, maka harus dilakukan perubahan di *mode steady state*.
5. Jika tidak ada *warning* dari *pressure checker*, maka dapat dilakukan migrasi ke *mode dynamic*. Aspen akan membuat satu file baru dalam *mode dynamic*.
6. Dalam *file dynamic*, pertama dilakukan tahap *setting initialization* untuk tiap pengendali yang dipasang otomatis oleh program. Pengendali yang terpasang *default* adalah *pressure controller* dan *level controller*.
7. Melakukan penambahan pengendali *temperature controller* untuk menara pertama. Peletakan sensor *temperature* dapat ditentukan manual.
8. Melakukan tuning/penentuan parameter pengendali yang terpasang. Dalam simulasi ini, dilakukan tuning mengikuti metode *heuristic* untuk *pressure* dan *level controller*; dan untuk *temperature controller* digunakan metode tuning sesuai referensi “*Distillation Design and Control using Aspen Simulation*”, Luyben, 2006.
9. Kemudian mengubah *setting initialization* menjadi *dynamic* dan melakukan *run dynamic*. Dilakukan pengamatan grafik hasil pengendalian dan *set point* untuk melihat apakah pengendalian yang dilakukan mampu mencapai *set point*.
10. Jika hasil pengendalian tidak memuaskan (dapat mencapai kestabilan), melakukan tuning ulang. Dan mengulang langkah 9.
11. Jika hasil pengendalian memuaskan, dapat diberikan *disturbance* saat proses simulasi *dynamic* berjalan. *Disturbance* yang diberikan dalam simulasi ini adalah, perubahan *mass flow* dan *set point* (lihat sub bab 3.7 dan 3.8).

Tabel 3.3 Tabel Data *Sizing* Menara Absorpsi

Variabel	Menara 1	Menara 2
Diameter	2,7 meter	3,505 meter
Tinggi	27 meter	7,93 meter
<i>Tray Spacing</i>	0,6096 meter	0,6096 meter
<i>Head Type</i>	<i>Elliptical</i>	<i>Elliptical</i>

3.8 Pemasangan PI Controller

Pada pemasangan absorpsi asam nitrat terdapat beberapa variabel yang harus dikendalikan untuk menjaga konsentrasi keluaran asam nitrat. Simulasi pengendalian dengan PI *Controller* dengan konfigurasi *manipulated*, *controled variables* dan *disturbance variables* sebagai berikut :

- Variabel yang diubah-ubah (*Manipulated Variables*)
Laju alir produk dan laju alir air pendingin
- Variabel yang dikendalikan (*Controlled Variables*)
Temperatur menara absorpsi, tekanan menara absorpsi dan level menara absorpsi.
- Variabel pengganggu (*Disturbance Variables*)
Flowrate liquid weak acid dan *set point temperature tray* dalam menara absorpsi.

3.9 Pengujian Program Simulasi *Dynamic Mode* pada PI Controller

Pengujian respon pengendali diperoleh dengan memberikan gangguan pada sistem:

1. *Flowrate liquid condensate*
2. *Set point temperature tray* dalam menara absorpsi

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

Dalam penelitian ini telah dilakukan simulasi proses absorpsi menara ganda menggunakan data yang diperoleh dari PT Multi Nitrotama Kimia, hasil simulasi steady state yang dilakukan dalam software ASPEN PLUS™ tersebut kemudian dibandingkan dengan data desain untuk memperoleh validasi. Berikut adalah hasil yang didapat dalam penelitian ini.

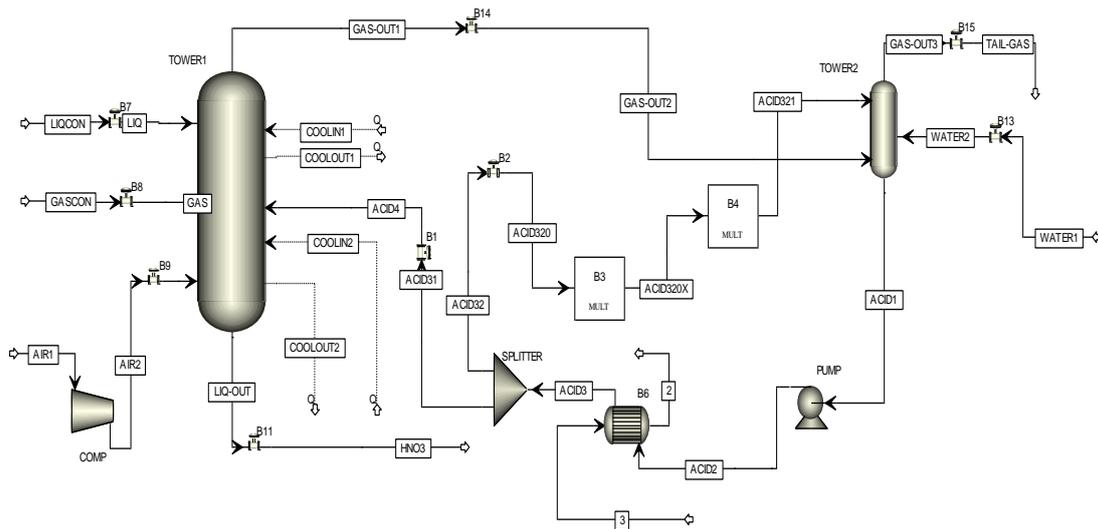
4.1 Validasi Simulasi Proses *Steady State Mode*

Pada menara absorpsi ganda, terdapat empat aliran *feed* yang memasuki menara absorpsi dan dua aliran produk keluar menara absorpsi. *Feed* yang memasuki menara absorpsi pertama adalah *liquid from weak acid condenser (liquid condensate)*, *gas from weak acid condenser (gas condensate)*, dan *bleach air* (O_2 dan N_2). Sedangkan air (*water*) memasuki system melalui menara absorpsi kedua.

Pada penelitian ini simulasi *steady state* merupakan langkah awal yang digunakan sebelum melakukan simulasi secara *dynamic*. Dalam simulasi *steady state*, dilakukan pemilihan *property* termodinamika dengan tujuan untuk mendapatkan model simulasi yang sesuai dengan sistem yang diteliti dan kondisi sebenarnya. Simulasi pada penelitian ini menggunakan *property* termodinamika berupa NRTL-RK, NRTL untuk liquid dan Redlich-Kwong untuk gas.

Simulasi *steady state* menara absorpsi pada proses pembuatan asam nitrat digunakan untuk mengetahui kestabilan sistem sebelum adanya gangguan ke dalam proses. Pada sistem ini menara absorpsi yang digunakan merupakan menara absorpsi reaktif dimana peristiwa reaksi oksidasi NO dan NO_2 atau biasa disebut (NO_x) berlangsung bersamaan dengan proses absorpsi didalam menara absorpsi.

Simulasi *steady state* untuk proses absorpsi pada pembuatan asam nitrat pada software Aspen Plus™ 7.3 adalah seperti tertera pada gambar 4.1 :



Gambar 4.1 Simulasi *Steady State* Menara Absorpsi pada Proses Pembuatan Asam Nitrat

Setelah seluruh data dimasukkan, sistem *steady state* dijalankan dan didapatkan data hasil simulasi *steady state*. Hasil simulasi ini kemudian divalidasi untuk mengukur kesesuaian antara hasil percobaan dan *case study*. Validasi dilakukan dengan membandingkan komposisi pada *overhead* dan *bottom product*. Seperti terlihat pada Tabel 4.1, simulasi *steady state* yang telah dilakukan menunjukkan hasil yang tidak terlalu jauh dengan data desain pabrik dengan error maksimal sebesar 3 %. Dapat kami simpulkan bahwa ini menunjukkan simulasi *steady state* telah sesuai dengan *case study* penelitian.

Setelah didapatkan susunan simulasi *steady state* yang dinilai baik, dilakukan *sensitivity test* untuk melihat apakah simulasi yang dilakukan merespon baik terhadap perubahan nilai *variable* yang ada. Hasil *sensitivity test* untuk semua *variable* yang diubah dan perubahan yang dipantau pada produk akhir asam nitrat dapat dilihat pada table 4.2. Respon simulasi yang sesuai, menunjukkan bahwa pemilihan parameter dan asumsi-asumsi yang dilakukan sudah tepat. Dilakukan *sensitivity test* pada keempat umpan masuk ke dua menara absorpsi, yaitu *liquid condensate*, *gas condensate*, *air* dan *water*.

Tabel 4.1. Data Validasi Simulasi *Steady State*

SIMULATION STREAM	kg/hr	PT. MNK STREAM	kg/hr	% diff	remark
ACID32	163092.7	27	160587.0	1.6	recycle
AIR1	10442.0	10	10442.0	0.0	air feed
GASCON	41226.0	22	41226.0	0.0	gas condensate
HNO3	20348.8	24	20397.0	-0.2	nitric acid product
LIQCON	9424.0	23	9424.0	0.0	liquid condensate
TAIL-GAS	46038.0	30	44695.0	3.0	final tail gas
WATER1	4000.0	29	4000.0	0.0	water feed
% HNO3	58		57.5	0.9	
% WEAK ACID	4.4		4.9	-10.2	

Dan dilakukan penilaian hasil simulasi pada produk utama kedua menara, yaitu kandungan asam nitrat (HNO_3) yang merupakan bottom product dari menara pertama. Dari tabel terlihat bahwa sensitivity test yang dilakukan memberikan hasil yang memuaskan, diindikasikan dengan perubahan konsentrasi produk utama asam nitrat yang memiliki perbedaan prosentase maksimal 3.3%. Dengan ini dapat disimpulkan bahwa simulasi *steady state* yang disusun memiliki karakter *robust*. Sehingga setelah ini dapat dilakukan migrasi ke simulasi *dynamic mode*.

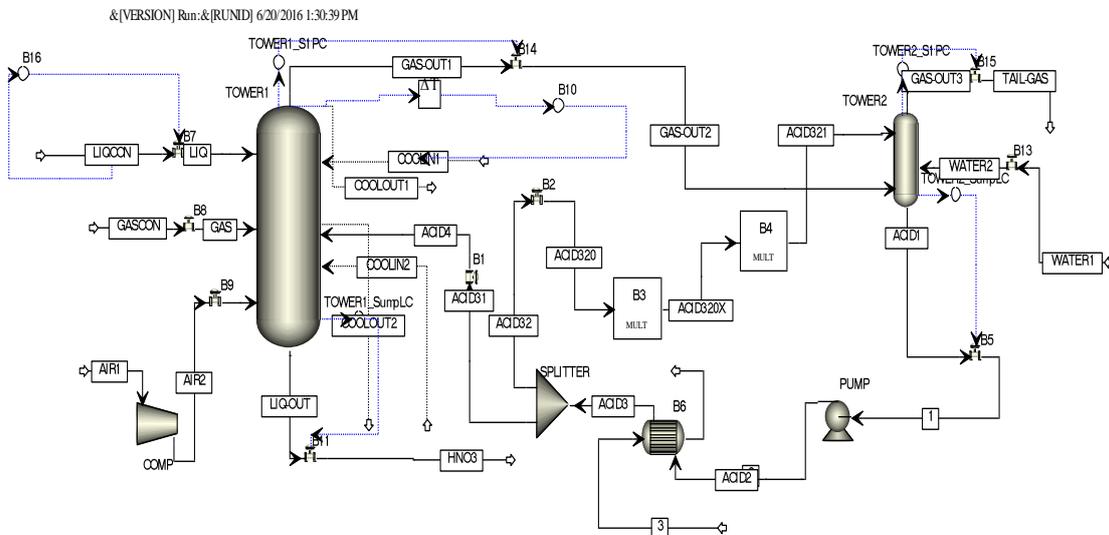
4.2 Simulasi Proses *Dynamic Mode*

Setelah simulasi *steady state* dilakukan, langkah selanjutnya yaitu melakukan simulasi *dynamic mode*, perlu dilakukan proses *sizing* untuk mendapatkan kriteria *dynamic mode* yang stabil. Kemudian dilakukan migrasi dari simulasi *steady state mode* ke simulasi *dynamic mode* untuk proses absorpsi pada pembuatan asam nitrat pada *software Aspen PlusTM 7.3*. Hasil migrasi adalah dibentuknya file baru dalam *Aspen Dynamic* yang otomatis membuka simulasi dalam bentuk *dynamic*, dimana PFD yang ditampilkan sama dengan PFD pada simulasi *steady state mode*. Bedanya, Aspen menambahkan default pengendali minimal untuk keperluan kestabilan proses. Pengendali proses default ini adalah : pengendali level dan pengendali tekanan menara. Untuk penelitian ini

ditambahkan pengendali temperature pada menara 1. PFD dynamic yang ditampilkan Aspen Dynamic dapat dilihat pada gambar 4.3.

Tabel 4.2. Hasil sensitivity test pada simulasi steady state.

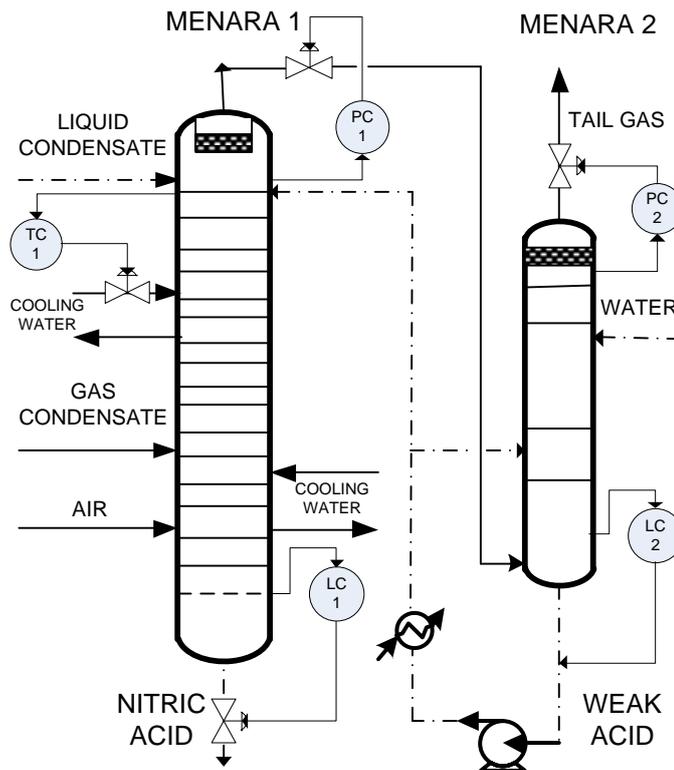
variables	% value adjustment				
	-20%	-10%	Nilai Awal	+10%	+20%
LIQCON (kg/h)	7539.2	8481.6	9424.0	10366.4	11308.8
HNO3 (%)	59.1	58.3	57.6	57.0	56.3
deviation (%)	2.60	1.22	0.00	-1.04	-2.26
GASCON (kg/h)	32980.8	37103.4	41226.0	45348.6	49471.2
HNO3 (%)	55.8	56.8	57.6	58.5	59.5
deviation (%)	-3.13	-1.39	0.00	1.56	3.30
AIR (kg/h)	8353.6	9397.8	10442.0	11486.2	12530.4
HNO3 (%)	57.1	57.6	57.6	58.2	58.4
deviation (%)	-0.87	0.00	0.00	1.04	1.39
WATER (kg/h)	3200.0	3600.0	4000.0	4400.0	4800.0
HNO3 (%)	57.6	57.6	57.6	57.6	57.6
deviation (%)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00



Gambar 4.2 Simulasi *Dynamic Mode* Menara Absorpsi pada Proses Pembuatan Asam Nitrat

4.3 Pemasangan dan Tuning Pengendali pada *Dynamic Mode*

Pada halaman Aspen Plus Dynamic, sistem telah terpasang dengan beberapa *control loop* yang bersifat *default*. Jumlah pengendali yang ada pada Aspen Plus Dynamic tidak harus sesuai dengan jumlah pengendali *default*. Jumlah pengendali dapat ditambah dan parameter seluruh pengendali dapat diatur dengan model pengaturan yang sesuai untuk mendapatkan hasil pengendalian yang baik. Pada penelitian ini, struktur pengendali yang dilakukan, ialah sebagai berikut pada gambar 4.4.



Gambar 4.3 Diagram Pengendali yang Terpasang Pada Proses Pembuatan Asam Nitrat

Terdapat tiga pengendali yang terpasang default oleh program, yaitu *pressure control* menara 1, *level control* menara 1 dan *pressure control* menara 2. Untuk mengendalikan temperatur dalam menara 1 yang bervariasi akibat adanya reaksi kimia di dalamnya, ditambahkan *temperature control* menara 1. Pasangan *controlled variable* dan *manipulated variable* untuk tiap pengendali dapat dilihat pada tabel 4.3.

Tabel 4.3 Variabel Pengendalian pada Menara Absorpsi

Simbol	<i>Controlled Variable</i>	<i>Manipulate Variable</i>
PC1	Tekanan <i>Stage</i> 1 Menara 1 Absorpsi	Laju alir produk atas Menara 1 Absorpsi
TC1	Temperatur <i>Stage</i> Menara 1 Absorpsi	<i>Duty</i> yang Masuk Menara 1 Absorpsi
LC1	Level Menara 1 Absorpsi	Laju alir produk bawah Menara 1 Absorpsi
PC2	Tekanan <i>Stage</i> 1 Menara 2 Absorpsi	Laju alir produk atas Menara 2 Absorpsi
LC2	Level Menara 2 Absorpsi	Laju alir produk bawah Menara 2 Absorpsi

Setelah *sizing* berhasil dilakukan dan pengendali dipasang, seluruh pengendali tersebut harus di-*tuning* untuk mendapatkan nilai parameter pengendali yang optimal untuk memperoleh respon pengendalian yang baik. Nilai parameter diisi dengan metode *heuristic* untuk *pressure controller* dan *level controller*, sedangkan *temperature controller* menggunakan tuning metode *Tyres-Luyben* mengikuti referensi dari Luyben, 2006. Setelah mendapatkan parameter menggunakan metode tersebut, secara otomatis nilai parameter akan digunakan untuk memberikan respon pengendali pada titik tersebut.

Tabel 4.4 Parameter *Controller* pada Menara Absorpsi

Metode Tuning	<i>Controller</i>	Kc	τ_i
Non Tuning	PC1	20	12
	LC1	10	9999
	PC2	20	12
	LC2	10	9999
Tyres-Luyben	TC1	30	20
Ziegler-Nichols		20	10

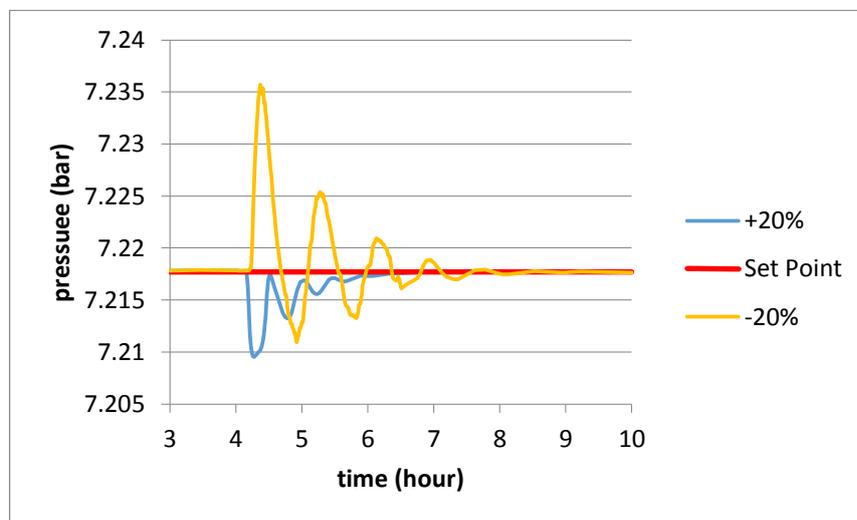
4.4 Evaluasi Hasil Pengendalian

Setelah pemasangan semua pengendali, selanjutnya simulasi dilakukan dengan pemberian *disturbance* perubahan $\pm 20\%$ *feed liquid condensate* dan perubahan $\pm 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ *set point temperature tray* dalam menara absorpsi. Tabel 4.5 menunjukkan letak dan nilai *disturbance* yang diberikan terhadap proses *dynamic* yang sudah mencapai kestabilan.

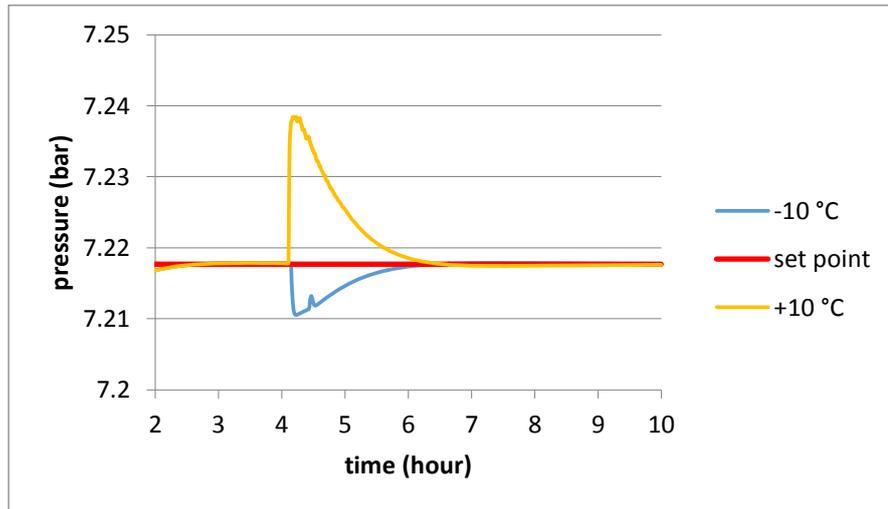
Tabel 4.5 Letak dan Nilai *Disturbance* pada Proses Simulasi

DISTURBANCE	-20%	Nilai Awal	+20%
LIQCON (kg/h)	7539.2	9424	11308.8
SET POINT	51.2	61.2	71.2

Hasil pengendalian tekanan menara dengan PI *controller* dengan adalah sebagai berikut :



(a)



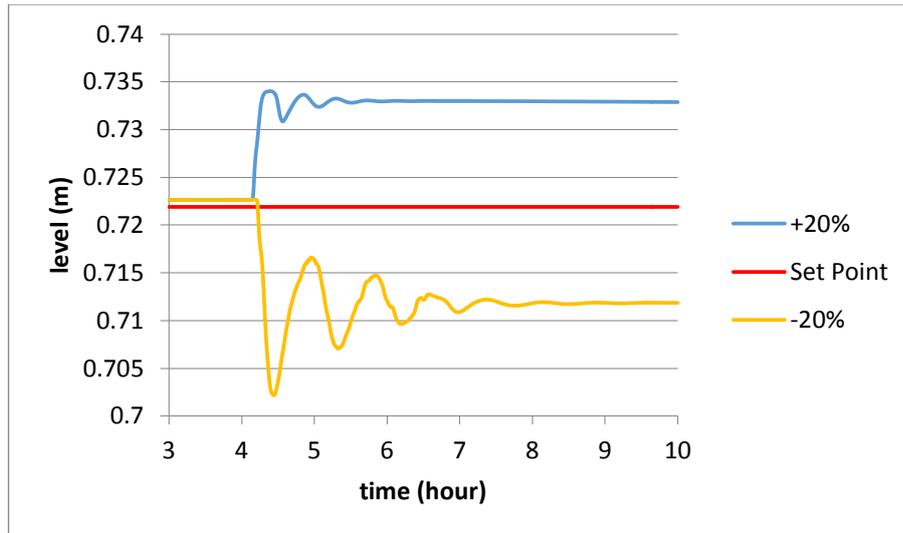
(b)

Gambar 4.4 Grafik Tekanan Menara 1 Absorpsi dengan *disturbance* :

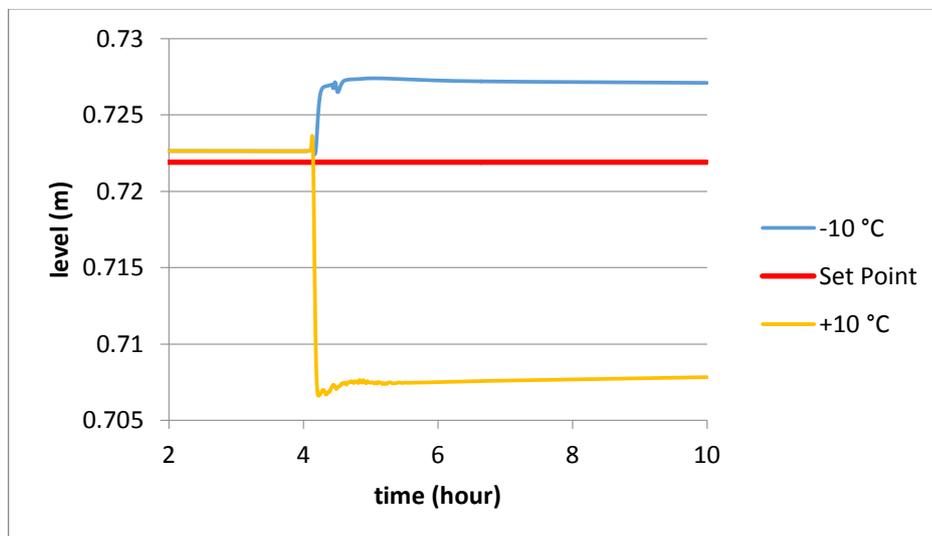
(a) $\pm 20\%$ *feed liquid condensate* dan (b) $\pm 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ *set point temperature tray* dalam menara absorpsi

Hasil pengendalian pada tekanan menara absorpsi dapat dilihat berdasarkan Gambar 4.4. Jika *flowrate liquid weak acid* yang memasuki menara absorpsi meningkat sebanyak 20% tekanan pada *stage* pertama akan berkurang dari *set point*. Hal ini dipengaruhi karena banyaknya liquid yang memasuki menara absorpsi sehingga tekanannya berkurang. Begitu juga sebaliknya apabila *flowrate liquid weak acid* yang memasuki menara absorpsi berkurang sebanyak 20% maka tekanannya meningkat dan kemudian kembali ke *set point*. Respon pengendali cukup memuaskan, karena dapat mengendalikan perubahan t kanan akibat adanya *disturbance* ke dalam proses.

Jika terjadi perubahan *set point temperature tray* dalam menara absorpsi yang dikendalikan *temperature controller*, ternyata mempengaruhi proses dalam hal ini tekanan menara. Untuk penurunan *set point* sebanyak $10\text{ }^{\circ}\text{C}$, tekanan dalam menara berkurang, sebaliknya jika terjadi kenaikan *set point*, maka tekanan dalam menara meningkat. Hal ini dapat terjadi akibat dinamika reaksi di dalam menara yang mempengaruhi jumlah gas yang terbentuk di dalam menara dan akan mempengaruhi tekanan menara. Respon pengendali cukup baik, karena dapat mengendalikan perubahan tekanan akibat adanya *disturbance* ke dalam proses.



(a)



(b)

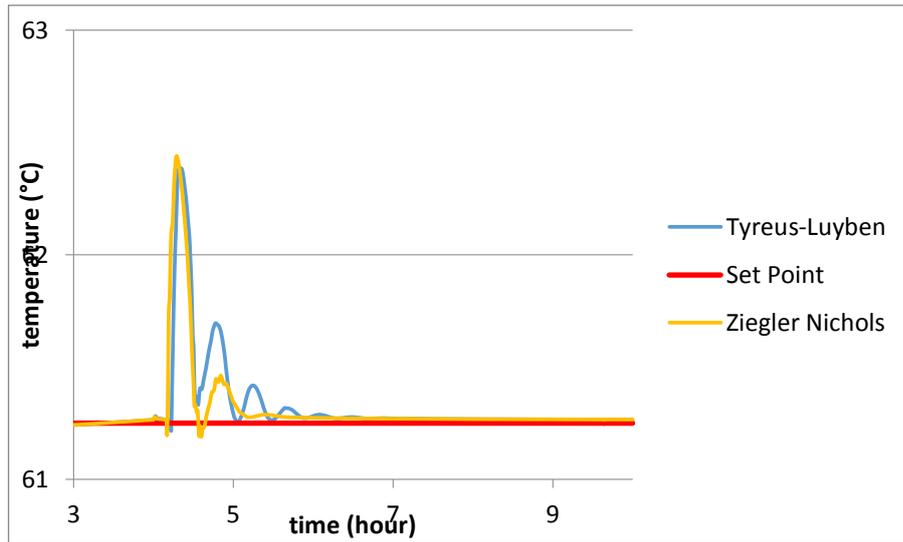
Gambar 4.5 Grafik Level Menara 1 Absorpsi dengan *disturbance* :
 (a) $\pm 20\%$ *feed liquid condensate* dan (b) $\pm 10\text{ }^{\circ}\text{C}$ *set point tray* dalam
 menara absorpsi

Untuk level liquid menara absorpsi terlihat pada Gambar 4.5, jika *flowrate liquid weak acid* yang memasuki menara absorpsi meningkat sebanyak 20% maka level pada menara absorpsi meningkat disebabkan bertambahnya

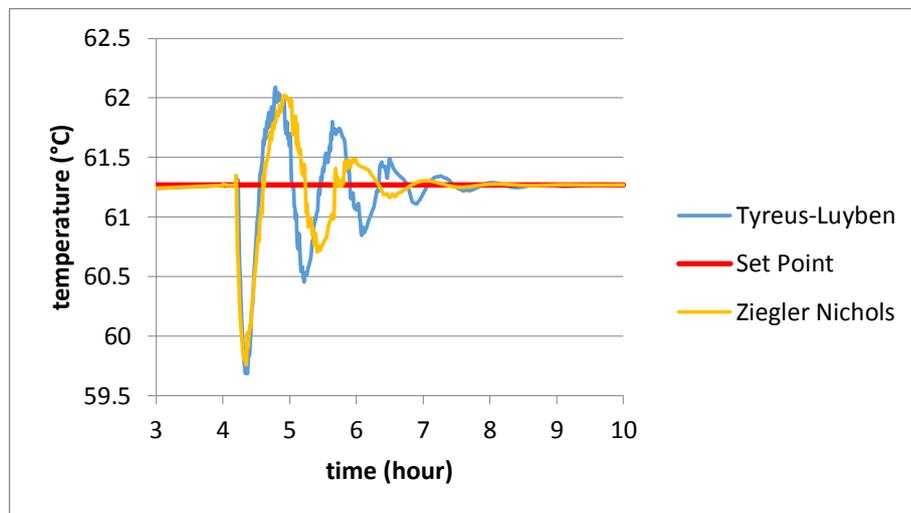
jumlah liquid yang memasuki menara absorpsi. Begitu juga sebaliknya apabila komposisi *liquid weak acid* yang memasuki menara absorpsi menurun sebanyak 20% maka level liquid akan turun. Performa pengendali kurang memuaskan, hal ini terlihat bahwa walaupun pengendali responsif tetapi tidak mampu mengembalikan level liquid ke set point-nya. Walaupun besar offset yang akhirnya didapat dari hasil pengendalian tidaklah terlalu besar, yaitu maksimal 2 cm level liquid. Offset ini dapat disebabkan tuning pengendali yang kurang tepat sehingga parameter yang didapat menghasilkan pengendalian yang menimbulkan offset.

Saat terjadi perubahan *set point temperature tray* dalam menara absorpsi yang dikendalikan temperature controller, ternyata mempengaruhi proses dalam hal ini level liquid dalam menara. Untuk penurunan set point sebanyak 10 °C, level dalam menara bertambah, sebaliknya jika terjadi kenaikan set point, maka tekanan dalam menara berkurang. Hal ini dapat terjadi akibat dinamika reaksi di dalam menara yang mempengaruhi jumlah liquid yang terbentuk di dalam menara dan akan mempengaruhi level menara. Performa pengendali kurang memuaskan, hal ini terlihat bahwa walaupun pengendali responsif tetapi tidak mampu mengembalikan level liquid ke set point-nya. Offset yang didapat berkisar 1-2 cm level liquid.

Berikut adalah hasil pengendalian temperature tray dalam menara, menggunakan pengendali PI dengan metode online tuning **Tyres-Luyben** dan **Ziegler Nichols**:



(a)



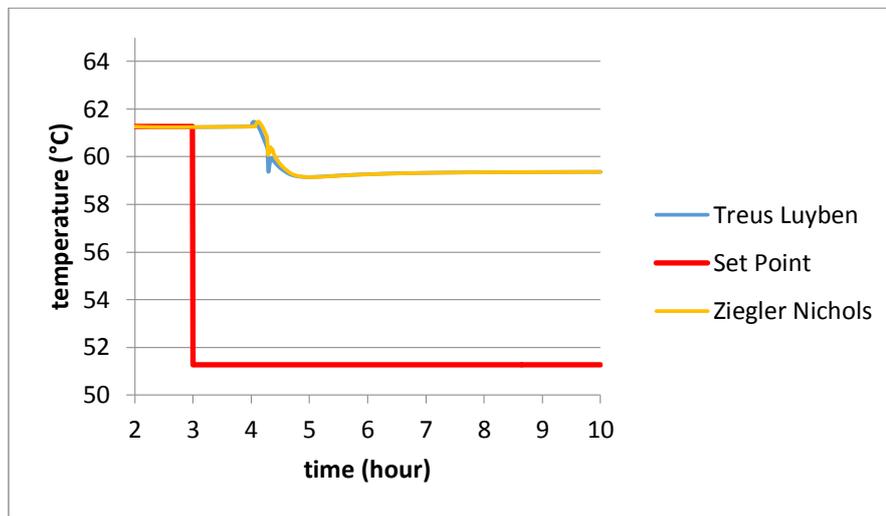
(b)

Gambar 4.6 Grafik Temperatur Menara 1 Absorpsi dengan *disturbance* :

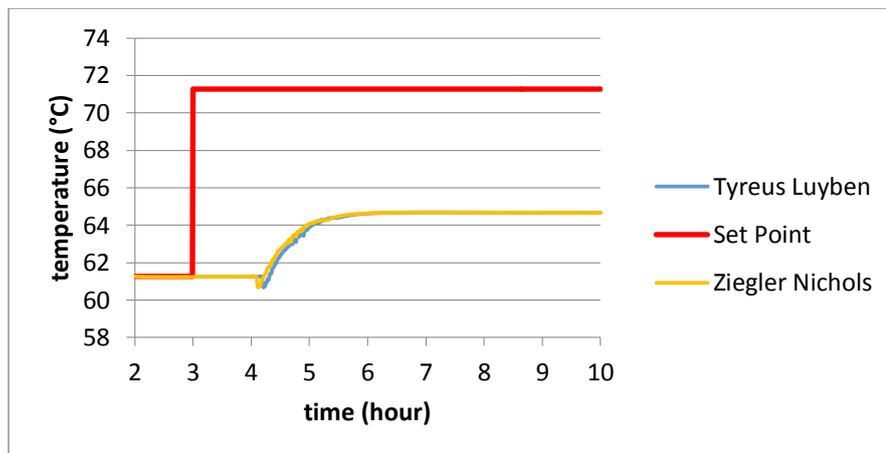
(a) +20 % *feed liquid condensate* dan (b) -20 *feed liquid condensate*

Pada temperature menara absorpsi, hasil pengendalian dengan temperature control yang dituning dengan menggunakan metode *online tuning Tyreus-Luyben* dan *Ziegler Nichols* dapat dilihat pada Gambar 4.6, jika *flowrate liquid weak acid* yang memasuki menara absorpsi meningkat sebanyak 20% maka temperatur pada *tray* akan meningkat kemudian kembali ke *set point*. Hal ini disebabkan semakin meningkatnya liquid yang berada dalam menara absorpsi

dan mempengaruhi reaksi dan memperbesar tekanan di dalam menara. Begitu juga sebaliknya apabila komposisi *liquid weak acid* yang memasuki menara absorpsi berkurang sebanyak 20% maka temperaturnya berkurang dan kemudian kembali mendekati ke *set point*. Kedua tipe tuning memberikan hasil pengendalian yang baik, hasil pengendalian adalah proses yang mampu kembali ke set point setelah mengalami disturbance dalam proses.



(a)



(b)

Gambar 4.7 Grafik Temperatur Menara 1 Absorpsi dengan *disturbance* : +10 °C set point tray dalam menara absorpsi dan (b) -10 °C *set point tray dalam menara absorpsi*

Pada temperature menara absorpsi, hasil pengendalian dengan temperature control yang dituning dengan menggunakan metode *online tuning Tyreus-Luyben* dan *Ziegler Nichols* dengan disturbance *set point tray dalam menara absorpsi* dapat dilihat pada Gambar 4.7, jika *set point tray dalam menara absorpsi* meningkat sebanyak 10 °C maka pengendali berusaha mengatur laju duty agar proses dapat mengikuti kenaikan *set point*. Begitu juga sebaliknya apabila *set point tray dalam menara absorpsi* berkurang sebanyak 10 °C maka pengendali berusaha mengatur laju duty agar proses dapat mengikuti pengurangan *set point*. Kedua tipe tuning memberikan hasil pengendalian yang kurang memuaskan, hasil pengendalian berupa offset sebesar 8-9 °C perbedaan antara temperatur tray yang terukur dan set point menunjukkan hal tersebut. Hal ini disebabkan parameter pengendali hasil online tuning yang kurang mampu memberikan pengendalian yang baik terhadap perubahan set point, sedangkan parameter yang sama memberikan respon yang baik untuk perubahan load, dalam hal ini perubahan laju alir feed. Maupun juga dapat disebabkan akibat adanya interaksi antar komponen di dalam proses, sehingga menyebabkan proses sulit kembali ke set point.

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

BAB 5

KESIMPULAN

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan, dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut :

1. Simulasi *steady state* dan *dynamic* dengan pendekatan proses absorpsi pada menara absorpsi ganda pada pembuatan asam nitrat dapat dilakukan dengan *software Aspen PlusTM 7.3*.
2. Respon yang ditunjukkan dari *PI controller* pada konfigurasi yang telah ditetapkan menggunakan metode *online tuning* Tyreus-Luyben dan Ziegler-Nichols pada *temperature controller* menunjukkan bahwa pengendali mampu menunjukkan respon yang baik terhadap kedua *disturbance* dengan parameter sebagai berikut :

Metode Tuning	<i>Controller</i>	Kc	τ_I
Non Tuning	PC1	20	12
	LC1	10	9999
	PC2	20	12
	LC2	10	9999
Tyreus-Luyben	TC1	30	20
Ziegler-Nichols		20	10

V.2 Saran

Berdasarkan penelitian dan simulasi yang telah dilakukan, saran yang dapat disampaikan adalah sebagai berikut :

1. Simulasi dapat dilakukan dengan menggunakan model *column* yang lain selain *radfrac* dengan *base method* yang berbeda.
2. Penelitian dapat dilakukan dengan menggunakan *software* lain selain *Aspen PlusTM*.
3. Penelitian dapat dilakukan untuk mencoba konfigurasi pengendali lain dan metode tuning yang lebih baik untuk mengendalikan menara ganda proses absorpsi.

DAFTAR PUSTAKA

- Bedelbayev, A., Greer, T., dan Lie, B., (2007), *Model based control of absorption tower for CO₂ capturing*. Proceedings SIMS 2008, Oslo University Oct 7-8, 2008-10-08. ISBN-13: 978-82-579-4632-6.
- Bildea, C. S. dan Kiss, A. A., (2010), *Dynamics and control of a biodiesel process by reactive absorption*. Journal of chemical engineering research and design 89 (2011) 187–196
- Bildea, C. S. dan Kiss, A. A., (2010), *Plantwide Control of a Biodiesel Process by Reactive Absorption*. 20th European Symposium on Computer Aided Process Engineering – ESCAPE20
- Chatterjee, I.B., dan Joshi, J.B., (2007), *Modeling, simulation and optimization: Mono pressure nitric acid process*. Chemical Engineering Journal 138 (2008) 556–577
- Cheremisinoff, N. P., (2002), *Handbook of Air Pollution Prevention and Control*. Elsevier Science, USA.
- Dalaouti, Natassa dan Panos Seferlis, (2005), *Design Sensitivity Of Reactive Absorption Units For Improved Dynamic Performa*. Chemical Process Engineering Research Institute (CPERI).
- Eyng, E., da Silva, F. V., Palú, F., dan Fileti, A. M. F., (2008), *Neural Network Based Control of an Absorption Column in the Process of Bioethanol Production*. International Journal : Brazilian Archives of Biology and Technology Vol.52, n. 4: pp. 961-972, July-August 2009 ISSN 1516-8913.
- Geankoplis, C. J., (1993), *Transport Processes and Unit Operations, 3rd edition*. Prentice Hall Inc, New Jersey, USA.
- Ingale, N.D., Chatterjee, I.B. dan Joshi, J.B., (2009), *Role of nitrous acid decomposition in absorber and bleacher in nitric acid plant*. Chemical Engineering Journal 155 (2009) 851–858.
- Kirova-Yordanova, Z., (2010), *Application of the exergy method to environmental impact estimation: The ammonium nitrate production as a case study*. Energy 35 page 3221-3229.
- Luyben, W.L., (2006), *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*. United State of America : AIChE, Wiley Inter Science.

Morrari, M. dan Ricker, N.L., (1998), *Model Predictive Control Toolbox, for user guide*, The MathWorks, Inc.

Process Description of Nitric Acid Plant (NA-2). PT. Multi NitrotamaKimiaNitric Acide

Seborg, D.E., Edgar, T.F., dan Mellichamp, D.A., (2004), *Process Dynamics and Control, 2nd edition*. John Wiley & Sons, Inc.

Seider, W. S., Seader, J.D., dan Lewin D.R., (2008), *Product and Process Design Principles, 3rd edition*. John Wiley & Sons, Inc.

Sequeira, S. E., Graells, M., dan Puigjaner, L., (2001), *Integration of available CAPE tools for real time optimisation systems*. European Symposium on Computer Aided Process Engineering – 11.

Ramanand, S. B., and Rao, D. P., (1996), *Modelling and Simulation of NO_x Absorption into Water in A Countercurrent Flow Packed Column*. *Computers chem. Engineering* Vol. 20, No. 8, pp. 1059-106.

Thyssenkrupp Uhde Company, (2012), *The Uhde Dual-Pressure Process (Company Brochure)*. ThyssenKrupp Uhde GmbH, Dortmund, Germany.

<http://www.chemguide.co.uk/physical/phaseeqia/nonideal.html> diakses 1 September 2012

<http://www.ristek.go.id> (PERATURAN PEMERINTAH REPUBLIK INDONESIA NOMOR 41 TAHUN 1999 TENTANG PENGENDALIAN PENCEMARAN UDARA) diakses 5 September 2012

BIODATA PENULIS



Nama Lengkap : Yohanes Franco P
Nama Panggilan : Franco
Tempat, Tanggal Lahir : Mojokerto, 16 February 1984
Agama : Kristen
Alamat Rumah : Jl. Penggalang 20A
: Balikpapan
No. HP : 081213780099
Email : francoprasasti@yahoo.co.id

Riwayat Pendidikan

Jenjang	Nama Sekolah/Institut	Jurusan	Periode
Master	Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya	S2 Teknik Kimia	2011-2016
Sarjana	Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya	S1 Teknik Kimia	2002-2007
SMA	SMA N 3 Malang	IPA	1999-2002
SMP	SLTPK Mardiwiyata II Malang	-	1996-1999
SD	SDK Santa Maria II Malang	-	1990-1996