

**OPTIMASI DESAIN KOLOM *REACTIVE*
DISTILLATION PADA PROSES ESTERIFIKASI
BUTIL ASETAT DENGAN PREREAKTOR**

Laporan Penelitian

Disusun untuk memenuhi tugas akhir guna mencapai gelar
sarjana di bidang ilmu Teknik Kimia

Oleh

Anthony (2013620087)

Pembimbing

Herry Santoso S.T., M.T.M., Ph.D.



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS KATOLIK PARAHYANGAN
BANDUNG
2017**



LEMBAR PENGESAHAN

JUDUL: OPTIMASI DESAIN KOLOM *REACTIVE DISTILLATION* PADA PROSES
ESTERIFIKASI BUTIL ASETAT DENGAN PREREAKTOR

CATATAN

Telah diperiksa dan disetujui,

Bandung, 15 Desember 2017

Pembimbing Tunggal

Herry Santoso S.T., M.T.M., Ph.D.

SURAT PERNYATAAN

Saya, yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Anthony

NRP : 6213087

Dengan ini menyatakan bahwa proposal penelitian dengan judul :

**OPTIMASI DESAIN KOLOM *REACTIVE DISTILLATION* PADA PROSES
ESTERIFIKASI BUTIL ASETAT DENGAN PREREAKTOR**

Adalah hasil pekerjaan saya, dan seluruh ide, pendapat, dan materi dari sumber lain, telah dikutip dengan cara penulisan referensi yang sesuai.

Pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya dan jika pernyataan ini tidak sesuai dengan kenyataan, maka saya bersedia menanggung sanksi sesuai peraturan yang berlaku.

Bandung , 15 Desember 2017

Anthony
(6213087)



LEMBAR REVISI

JUDUL: OPTIMASI DESAIN KOLOM *REACTIVE DISTILLATION* PADA PROSES
ESTERIFIKASI BUTIL ASETAT DENGAN PREREAKTOR

CATATAN

Telah diperiksa dan disetujui,

Bandung, 15 Desember 2017

Dosen Penguji 1

I Gede Pandega Wiratama S.T., M.T.

Dosen Penguji 2

Kevin Cleary W., S.T., M.Eng.

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas berkat dan rahmat-Nya penulis dapat menyelesaikan laporan penelitian yang berjudul “Optimasi Desain Kolom *Reactive Distillation* Pada Proses Esterifikasi Butil Asetat dengan Prereaktor” sebagai salah satu syarat kelulusan di jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Katolik Parahyangan, Bandung.

Penulis ucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang telah mendukung penulis dalam penyelesaian penelitian ini baik secara langsung maupun tidak langsung, yaitu:

1. Bapak Herry Santoso selaku dosen pembimbing yang telah membimbing penulis dalam menyusun penelitian ini.
2. Orangtua penulis yang selalu memperhatikan dan memberikan dukungan kepada penulis.
3. Teman-teman seperjuangan penulis yang telah memberikan saran dan dukungan kepada penulis.

Penulis menyadari bahwa penelitian ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu, segala kritik, saran, dan masukan yang membangun sangat diharapkan dan diterima oleh penulis sebagai bahan perbaikan untuk penulisan yang berikutnya.

Akhir kata, penulis berharap semoga penelitian ini dapat bermanfaat bagi para pembaca. Atas perhatiannya, penulis mengucapkan terima kasih.

Bandung, 15 Desember 2017

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN.....	ii
SURAT PERNYATAAN.....	iii
LEMBAR REVISI.....	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR ISTILAH.....	xiii
INTISARI.....	xv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang Masalah	1
1.2 Tema Sentral Masalah	3
1.3 Identifikasi Masalah	3
1.4 Hipotesis	3
1.5 Premis	3
1.6 Tujuan Penelitian.....	4
1.7 Manfaat Penelitian.....	4
2.1 Reaktor Tangki Berpengaduk.....	5
2.3 Jenis-jenis distilasi.....	9
2.5.1 Metode Evaluasi Ekonomi Berdasarkan Profit.....	16
2.5.2 Metode Evaluasi Ekonomi Berdasarkan <i>Cash Flow</i>	17
2.5.3 Metode Evaluasi Ekonomi Berdasarkan Total Cost	18
BAB 3.....	19
3.1 Permasalahan Optimasi Kolom <i>Reactive Distillation</i>	19

3.2 Perhitungan Aspen Plus	20
3.2.1 Pembuatan Model Proses dan Validasi	22
3.3 Metode Optimasi Reaktor/Kolom	22
3.3.1 Optimasi Secara Bertahap	22
3.3.2 Optimasi Secara Simultan	23
3.4 Analisis Ekonomi	24
3.4.1 Biaya Reaktor	24
3.4.2 Biaya <i>Tray</i> dan Kolom	24
3.4.3 Biaya Penukar Panas	24
3.4.4 Biaya Operasional	25
3.4.5 <i>Total Annual Cost (TAC)</i>	25
3.5 Rencana Kerja Penelitian	26
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN	28
4.1 Simulasi Awal dan Validasi	28
4.2 Kasus Awal Optimasi	36
4.2.1 Optimasi Tahap Reaktif.....	36
4.2.2 Optimasi Tahap <i>Stripping</i>	39
4.2.3 Optimasi Tahap <i>Rectifying</i>	41
4.2.4 Hasil Optimasi Keseluruhan	43
4.3 Optimasi Dengan Prereaktor	45
4.3.1 Konversi 60%	45
4.3.2 Konversi 52,09948%	49
4.3.3 Konversi 40%	49
4.3.4 Konversi 30%	50
4.3.5 Perbandingan Konversi Prereaktor	52
BAB V.....	54
5.1 Kesimpulan	54

5.2 Saran	54
DAFTAR PUSTAKA	55
Lampiran A.....	59
Lampiran B.....	62
Lampiran C.....	74

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1.1 Skema CSTR sederhana	6
Gambar 2.3.1 Skema Kolom Distilasi Sederhana	9
Gambar 2.3.2 Distilasi Fraksionasi Minyak Bumi (GCSE Bitesize, 2011)	10
Gambar 2.3.3 Distilasi Kukus	10
Gambar 2.3.4 Distilasi Vakum	11
Gambar 2.3.5 Skema Distilasi Reaktif Sederhana dengan Prereaktor.....	12
Gambar 2.4.1 Reaksi Esterifikasi Butil Asetat	14
Gambar 2.4.2 Kestimbangan Uap-Cair Campuran Butanol dan Butil Asetat pada 1 atm .	15
Gambar 2.4.3 Kestimbangan Uap-Cair Campuran Butanol dan Butil Asetat pada 4 atm .	16
Gambar 3.1.1 Skema <i>Reactive Distillation</i> dengan Prereaktor Esterifikasi Butil Asetat	20
Gambar 3.3.2.1 Gambaran Metode Simpleks 2 Variabel	23
Gambar 3.5.1 Prosedur Pengerjaan Penelitian	27
Gambar 4.1.1 Rancangan <i>Reactive Distillation</i> Luyben (2011).....	28
Gambar 4.1.2 Pengaturan Kinetika Reaksi pada Simulasi.....	29
Gambar 4.1.3 Pengaturan Spesifikasi Kolom (1)	30
Gambar 4.1.4 Pengaturan Spesifikasi Kolom (2)	30
Gambar 4.1.5 Hasil Simulasi Awal pada Aspen Plus	31
Gambar 4.1.6 Pengaturan Spesifikasi Kolom Modifikasi Awal	31
Gambar 4.1.7 <i>Design Spec</i> produk atas	32
Gambar 4.1.8 <i>Design Spec</i> produk bawah	33
Gambar 4.1.9 Hasil pemasangan <i>Design Spec</i>	33
Gambar 4.1.10 <i>Set Up</i> Tahap Reaksi dan <i>Loading</i> Katalis pada Aspen.....	34
Gambar 4.1.11 Grafik Profil Komposisi Hasil Modifikasi Simulasi Awal	35
Gambar 4.1.12 Grafik Profil Temperatur Hasil Modifikasi Simulasi Awal	35

Gambar 4.1.13 <i>Stream Summary</i> Hasil Run.....	36
Gambar 4.2.1.1 Pengaruh Jumlah Tahap Reaktif Terhadap <i>Energy Cost</i>	38
Gambar 4.2.1.2 Pengaruh Jumlah Tahap Reaktif Terhadap <i>Investment Cost</i>	38
Gambar 4.2.1.3 Pengaruh Jumlah Tahap Reaktif Terhadap TAC.....	39
Gambar 4.2.2.1 Pengaruh Jumlah Tahap <i>Stripping</i> Terhadap <i>Energy Cost</i>	40
Gambar 4.2.2.2 Pengaruh Jumlah Tahap <i>Stripping</i> Terhadap <i>Investment Cost</i>	40
Gambar 4.2.2.3 Pengaruh Jumlah Tahap <i>Stripping</i> Terhadap TAC.....	41
Gambar 4.2.3.1 Pengaruh Tahap <i>Rectifying</i> Terhadap <i>Energy Cost</i>	42
Gambar 4.2.3.2 Pengaruh Tahap <i>Rectifying</i> Terhadap <i>Investment Cost</i>	42
Gambar 4.2.3.3 Pengaruh Jumlah Tahap <i>Rectifying</i> Terhadap TAC.....	43
Gambar 4.3.5.1 Pengaruh Konversi Prereaktor Terhadap TAC.....	52

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1.1 Impor Butil Asetat 2015	2
Tabel 2.4.1 Komposisi dan Suhu Azeotrop Pada Tekanan Atmosfer	15
Tabel 2.4.2 Parameter Kinetika Esterifikasi <i>Pseudohomogeneous Kinetic Model</i>	16
Tabel 3.1.1 Data Operasi Simulasi Awal Esterifikasi Butil Asetat Menggunakan <i>Reactive Distillation</i>	19
Table 3.2.1 UNIQUAC <i>Binary Interaction Parameters</i> (cal/mol) ^a	22
Tabel 3.5.1 Rencana Kerja Penelitian	26
Tabel 4.1.1 Data Operasi Simulasi Awal Esterifikasi Butil Asetat dengan <i>Reactive Distillation</i>	29
Tabel 4.1.2 Modifikasi Data Operasi Simulasi Awal Esterifikasi Butil Asetat dengan <i>Reactive Distillation</i>	34
Tabel 4.2.1.1 Hasil Run Optimasi Tahap Reaktif (1)	37
Tabel 4.2.1.2 Hasil Run Optimasi Tahap Reaktif (2)	37
Tabel 4.2.2.1 Hasil Run Optimasi Tahap <i>Stripping</i> (1)	39
Tabel 4.2.2.2 Hasil Run Optimasi Tahap <i>Stripping</i> (2)	39
Tabel 4.2.3.1 Hasil Run Optimasi Tahap <i>Rectifying</i> (1).....	41
Tabel 4.2.3.2 Hasil Run Optimasi Tahap <i>Rectifying</i> (2).....	41
Tabel 4.2.4.1 Siklus Kedua Optimasi Tahap Reaktif (1)	43
Tabel 4.2.4.2	43
Tabel 4.2.4.3 Siklus Kedua Optimasi Tahap <i>Stripping</i> (1).....	44
Tabel 4.2.4.4 Siklus Kedua Optimasi Tahap <i>Stripping</i> (2)	44
Tabel 4.2.4.5 Siklus Kedua Optimasi Tahap <i>Rectifying</i> (1).....	44
Tabel 4.2.4.6 Siklus Kedua Optimasi Tahap <i>Rectifying</i> (2).....	44
Tabel 4.2.4.7 Siklus Ketiga Tahap Reaktif (1).....	45

Tabel 4.2.4.8 Siklus Ketiga Tahap Reaktif (2)	45
Tabel 4.3.1.1 Siklus 1 Hasil Optimasi Konversi 60% (1)	46
Tabel 4.3.1.2 Siklus 1 Hasil Optimasi Konversi 60% (2)	46
Tabel 4.3.1.3 Siklus 2 Hasil Optimasi Konversi 60% (1)	47
Tabel 4.3.1.4 Siklus 2 Hasil Optimasi Konversi 60% (2)	47
Tabel 4.3.1.5 Siklus 3 Hasil Optimasi Konversi 60% (1)	47
Tabel 4.3.1.6 Siklus 3 Hasil Optimasi Konversi 60% (2)	48
Tabel 4.3.1.7 Siklus 4 Hasil Optimasi Konversi 60% (1)	48
Tabel 4.3.1.8 Siklus 4 Hasil Optimasi Konversi 60% (2)	48
Tabel 4.3.2.1 Hasil Optimasi Konversi 52,09948% (1)	49
Tabel 4.3.2.2 Hasil Optimasi Konversi 52,09948% (2)	49
Tabel 4.3.3.1 Hasil Optimasi Konversi 40% (1)	50
Tabel 4.3.3.2 Hasil Optimasi Konversi 40% (2)	50
Tabel 4.3.4.1 Siklus 1 Hasil Optimasi Konversi 30% (1)	51
Tabel 4.3.4.2 Siklus 1 Hasil Optimasi Konversi 30% (2)	51
Tabel 4.3.4.3 Siklus 2 Hasil Optimasi Konversi 30% (1)	51
Tabel 4.3.4.4 Siklus 2 Hasil Optimasi Konversi 30% (2)	52
Tabel 4.3.5.1 Pengaruh Konversi Prereaktor Terhadap TAC	52

DAFTAR ISTILAH

α_X	= Konversi reaktor
A_C	= Area pertukaran panas kondenser
A_R	= Area pertukaran panas reboiler
B	= Laju alir produk bottom
C_{AF}	= Konsentrasi komponen A pada laju alir umpan
C_{BM}	= Biaya <i>Bare Module</i>
C_i	= Konsentrasi komponen i
C_p^0	= Harga <i>base case</i> alat
D	= Laju alir produk distilat
D_C	= Diameter kolom
D_R	= Diameter reaktor
E	= Energi aktivasi
F	= Laju alir umpan
F_{oi}	= Laju umpan komponen i
F_{A0}	= Laju alir komponen A pada umpan
F_C	= Laju alir air pendingin
F_M	= Faktor material
F_P	= Faktor tekanan
k_0	= konstanta kinetika reaksi
k_i	= Konstanta reaksi komponen i
k_i^0	= Konstanta reaksi komponen i spesifik
k_f	= konstanta reaksi maju

k_R	= konstanta reaksi mundur
L_C	= Panjang kolom
L_R	= Panjang reaktor
N_m	= Jumlah tahap minimum
N_R	= Jumlah tahap <i>rectifier</i>
N_{rx}	= Jumlah tahap reaktif
N_S	= Jumlah tahap <i>stripper</i>
N_T	= Jumlah tahap total
$Q_{removed}$	= Kalor yang dikeluarkan dari reaksi
Q_C	= Beban kondenser
Q_R	= Beban reboiler
R	= Konstanta gas ideal
R_m	= <i>Rasio reflux</i> minimum
r	= laju kinetika reaksi
r_A	= laju kinetika reaksi komponen A
T	= Temperatur reaksi
T_{bp}	= Titik suhu <i>bubble</i> (K)
T_C	= Suhu air pendingin keluaran
T_{Cin}	= Suhu air pendingin masukkan
T_{dp}	= Titik suhu <i>dew</i> (K)
T_R	= Suhu reaktor (°C)
U_C	= konstanta perpindahan panas kondenser
U_R	= konstanta perpindahan panas reboiler
V_F	= Volume kolom distilasi

V_R	= Volume Reaktor
X	= Konversi
x_B	= Fraksi komponen di aliran cairan <i>bottom</i> kolom distilasi
x_D	= Fraksi komponen di aliran cairan distilat kolom distilasi
y_B	= Fraksi komponen di aliran uap <i>bottom</i> kolom distilasi
y_D	= Fraksi komponen di aliran uap distilat kolom distilasi
z_{oAj}	= komposisi awal komponen A pada umpan
ΔH_{Rx}	= Entalpi reaksi

INTISARI

Rancangan *reactive distillation* dengan prereaktor merupakan modifikasi dari desain *reactive distillation* biasa yaitu kolom distilasi reaktif berada setelah prereaktor dengan tipe *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR). Sistem ini mengoptimasi antara konversi reaksi pada prereaktor dan pada *reactive distillation* untuk menghasilkan *cost* yang paling rendah. Keunggulan dari sistem ini dibandingkan dengan *reactive distillation* biasa terletak pada konversi prereaktor yang dapat diatur sehingga dapat menghasilkan biaya energi yang lebih murah.

Proses yang digunakan pada rancangan ini adalah esterifikasi butil asetat. Esterifikasi butil asetat merupakan reaksi reversibel antara butanol dan asam asetat menghasilkan produk butil asetat dan air dengan katalis padat Amberlyst-15. Pada reaksi ini, air merupakan komponen yang paling mudah menguap dikeluarkan melalui produk atas dan butil asetat merupakan komponen yang paling sulit menguap dikeluarkan melalui produk bawah.

Pada penelitian, konversi pada prereaktor, jumlah tahap reaktif, jumlah tahap kolom *rectifier* dan jumlah tahap kolom *stripper* akan dioptimalkan dengan meminimumkan fungsi objektif *Total Annual Cost* (TAC). Perhitungan neraca massa dan energi dibantu dengan menggunakan *software* Aspen Plus dengan model termodinamika UNIQUAC. Metode yang digunakan untuk optimasi adalah optimasi secara bertahap.

Penelitian mendapatkan pemasangan prereaktor pada proses esterifikasi butil asetat menggunakan distilasi reaktif akan menghasilkan penghematan sebesar 15% dari proses esterifikasi butil asetat menggunakan distilasi reaktif tanpa prereaktor pada keadaan optimum. TAC paling optimum dengan menggunakan prereaktor adalah pada konversi reaktor 52,09948%; jumlah tahap reaksi 24 tahap, jumlah tahap *rectifying* 1 tahap, dan jumlah tahap *stripping* 1 tahap) adalah sebesar \$ 442.710,93.

Kata kunci : *reactive distillation*, esterifikasi, butil asetat, optimasi, prereaktor, Aspen Plus.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Masalah

Dalam industri, penggunaan reaktor tanki berpengaduk umum digunakan untuk mereaksikan berbagai senyawa menghasilkan bermacam-macam produk. Konversi reaksi yang tinggi tentunya diinginkan agar menghasilkan lebih banyak produk yang mempunyai nilai yang lebih tinggi dari bahan baku yang digunakan. Beberapa cara yang dilakukan untuk meningkatkan perolehan produk adalah memperbesar volume reaktor, atau menggunakan reaktor seri. Rancangan lain untuk meningkatkan perolehan produk sekaligus menghemat penggunaan energi adalah dengan menggabungkan *pre-reaktor* dengan kolom *reactive distillation*. Konversi *pre-reaktor* yang tidak terlalu tinggi dapat ditanggulangi dengan melanjutkan reaksi dalam kolom *reactive distillation* untuk meningkatkan kemurnian produk dan mendaur ulang reaktan yang dipisahkan agar dapat direaksikan lagi ke dalam kolom pada tahapan reaksi. Hal ini tentu saja akan dapat pula meningkatkan efisiensi energi.

Demi meningkatkan efisiensi energi, Minjeong Cho et al. (2014) merancang alternatif untuk memberikan *pre-reaktor* sebelum kemudian memasuki *reactive distillation*. Dampak dari *pre-reaktor* adalah konversi reaksi akan berjalan lebih dulu di dalam reaktor sehingga tahapan kolom dapat dikurangi, sementara penggunaan *reactive distillation* dapat meningkatkan perolehan produk karena *byproduct* yang menjadi produk atas kolom akan masuk kembali ke dalam kolom tahap reaksi. Hal ini sangat baik jika digunakan terutama pada reaksi-reaksi bolak-balik.

Reaksi-reaksi bolak-balik atau *reversible* umumnya sulit untuk menghasilkan konversi yang besar melalui reaktor karena adanya kesetimbangan antara reaksi maju dan reaksi mundur. Konversi dari reaksi *reversible* akan ditentukan oleh kesetimbangan reaksi yang juga dipengaruhi oleh kinetika reaksi.

Contoh dari reaksi bolak-balik adalah reaksi esterifikasi butil asetat. Butil asetat merupakan senyawa organik yang sering dipakai sebagai pelarut dalam berbagai industri. Kebutuhan butil asetat di Indonesia masih cukup tinggi dinilai dari statistik impor butil asetat

tahun 2015 pada **Tabel 1.1**. Total berat butil asetat yang diimpor tahun 2015 seberat 11,455,157 kg yang menandakan masih banyaknya kebutuhan butil asetat di Indonesia dikarenakan belum adanya pabrik butil asetat di Indonesia, sehingga butil asetat mempunyai nilai ekonomi di Indonesia.

Tabel 1.1.1 Impor Butil Asetat 2015

Bulan	Nilai/Value (US \$)	Berat/Weight(Kg)
Januari	336,625	300,235
Februari	1,955,420	2,018,006
Maret	234,031	241,624
April	1,715,609	1,839,347
Mei	988,125	1,026,186
Juni	604,313	610,917
Juli	858,388	916,327
Agustus	1,372,998	1,475,166
September	921,705	1,046,416
Oktober	254,182	301,681
November	500,748	554,233
Desember	836,485	1,125,019

(Badan Pusat Statistik, 2015)

Rancangan kolom *reactive distillation* memisahkan senyawa produk secara kontinu sehingga mengurangi kinetika reaksi balik yang meningkatkan kesetimbangan reaksi. Sampai sekarang proses esterifikasi butil asetat sudah banyak dilakukan pada berbagai macam perancangan alat. Luyben (2011) meneliti perancangan dan pengendalian proses esterifikasi butil asetat menggunakan sistem proses reaktor dan kolom sederhana dengan mereaksikan butanol dan metil asetat. Gmehling (2002) melakukan simulasi esterifikasi butil asetat pada distilasi reaktif dan mendapatkan konversi butil asetat sebesar 96.9% serta mempelajari pengaruh faktor-faktor desain seperti letak masukkan umpan, penggunaan pre-reaktor, dan jumlah tahap reaktif dan non-reaktif. Minjeong Cho (2014) mencoba modifikasi untuk distilasi reaktif menggunakan *entrainer* yaitu *cyclohexane* dan membandingkannya dengan rancangan distilasi reaktif sederhana. Penelitian ini diadakan untuk mempelajari

kinerja optimum dan kelayakan ekonomi proses esterifikasi butil asetat menggunakan *reactive distillation* yang dikombinasikan dengan pre-reaktor.

1.2 Tema Sentral Masalah

Tema sentral masalah adalah mencari desain optimum dari rancangan *reactive distillation* dalam proses lanjutan esterifikasi butil asetat setelah melalui *pre-reaktor*. Desain optimum dilakukan dengan memvariasikan jumlah tahap reaksi, jumlah tahap *rectifier* dan *stripper* untuk menghasilkan *total annual cost* yang minimum.

1.3 Identifikasi Masalah

1. Berapakah jumlah tahap reaksi, *rectifier* dan *stripper* pada *reactive distillation* serta konversi pada prereaktor yang dapat menghasilkan hasil optimum?
2. Bagaimana keekonomisan sistem *reactive distillation* yang dikombinasikan dengan prereaktor dibandingkan dengan sistem *reactive distillation* tanpa *pre-reaktor*?

1.4 Hipotesis

1. Biaya yang dikeluarkan dari rancangan *reactive distillation* yang dikombinasikan dengan prereaktor relatif lebih murah dibandingkan dengan tanpa *pre-reaktor*.
2. Proses pemisahan pada proses esterifikasi butil asetat lebih sulit akibat adanya campuran azeotrop antara butil asetat dengan butanol.
3. Sistem *reactive distillation* dengan prereaktor cocok untuk digunakan pada proses esterifikasi butil asetat

1.5 Premis

1. Pengurangan jumlah tahap kolom akan meningkatkan *reflux ratio* kolom. (Luyben, et al., 1994).
2. Peningkatan *reflux ratio* kolom akan meningkatkan biaya energi. (Luyben, et al., 1994).
3. Peningkatan ukuran kolom akan meningkatkan biaya kapital. (Luyben, 2007).

4. Katalis yang paling cocok digunakan adalah Amberlyst-15 untuk reaksi esterifikasi butil asetat dan jumlah yang paling baik adalah 10gm/L (Suryawanshi, et al., 2014).
5. Data kinetik dari reaksi esterifikasi butil asetat dianggap *pseudo-homogeneous second order* (Gangadwala, et al., 2003).
6. Reaksi samping tidak diperhitungkan karena kondisi yang dipakai tidak terjadi (Gangadwala, et al., 2003).
7. Model termodinamika adalah UNIQUAC. (Cho, et al., 2014).
8. Prereaktor berdiameter 0,35 meter, tinggi 5,52 meter.

1.6 Tujuan Penelitian

1. Mempelajari permodelan dan simulasi kolom *reactive distillation* yang dikombinasikan dengan prereaktor dengan menggunakan *software* Aspen Plus.
2. Mempelajari pengaruh variabel jumlah tahap reaksi, jumlah tahap *rectifier* dan jumlah tahap *stripper* terhadap *total annual cost* pada kolom *reactive distillation*.
3. Melakukan optimasi variabel jumlah tahap reaksi, jumlah tahap *rectifier* dan jumlah tahap *stripper* pada kolom *reactive distillation* yang dikombinasikan dengan prereaktor untuk meminimumkan *total annual cost*.
4. Membandingkan keekonomisan antara sistem proses kolom *reactive distillation* yang dikombinasikan dengan *pre-reaktor* dengan sistem proses *reactive distillation* tanpa *pre-reaktor* untuk esterifikasi butil asetat

1.7 Manfaat Penelitian

1. Bagi ilmu pendidikan

Memberikan wawasan mengenai penggunaan kolom *reactive distillation* yang dikombinasikan dengan prereaktor pada proses esterifikasi butil asetat.

2. Bagi industri

Memberikan wawasan mengenai alternatif rancangan proses esterifikasi butil asetat.