



SKRIPSI – TK141581

**OPTIMISASI ENERGI PROSES PEMURNIAN PABRIK
BIOETANOL DARI MOLASES DENGAN SIMULASI
BEBERAPA KONFIGURASI PROSES**

**Oleh
RIZAL ARIFIN
NRP. 0221 1440 000 006**

**PARADITA KIKI KURSITASARY
NRP. 0221 1440 000 045**

**Dosen Pembimbing :
Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 1973 06 15 1999 03 1003
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018**



SKRIPSI – TK141581

**ENERGY OPTIMIZATION OF REFINERY PROCESS IN
BIOETHANOL PLANT FROM MOLASSES BY
SIMULATING MULTIPLE PROCESS CONFIGURATIONS**

**By
RIZAL ARIFIN
NRP. 0221 1440 000 006**

**PARADITA KIKI KURSITASARY
NRP. 0221 1440 000 045**

**Advisor :
Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 1973 06 15 1999 03 1003
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018**

LEMBAR PENGESAHAN

OPTIMISASI ENERGI PROSES PEMURNIAN PABRIK BIOETANOL DARI MOLASES DENGAN SIMULASI BEBERAPA KONFIGURASI PROSES

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia pada
Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut
Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

Rizal Arifin

NRP. 02211440000006

Paradita Kiki Kursitasary NRP. 02211440000045

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Juwari, S.T., M.Eng, Ph.D (Pembimbing I)
2. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D (Pembimbing II)
3. Rizky Tetrisyanda, S.T., M.T (Penguji I)
4. Dr. Eng. R. Darmawan, S.T., M.T (Penguji II)
5. Hikmatun Ni'mah, S.T., M.Sc., Ph.D (Penguji III)



Surabaya, 24 Juli 2018

LEMBAR PERSETUJUAN

Laporan skripsi dengan judul:

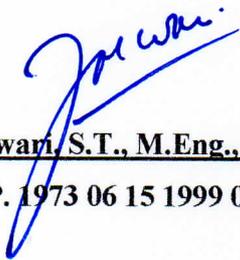
” OPTIMISASI ENERGI PROSES PEMURNIAN PABRIK BIOETANOL DARI MOLASES DENGAN SIMULASI BEBERAPA KONFIGURASI PROSES”

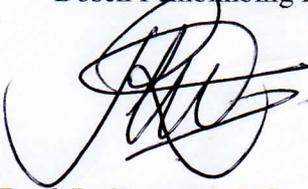
Surabaya, 09 Juli 2018

Telah diperiksa dan disetujui untuk diujikan:

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II


Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
NIP. 1973 06 15 1999 03 1003


Prof. Ir. Renanto, MSc., Ph.D
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

Mengetahui,
Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses
Departemen Teknik Kimia FTI-ITS


Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

Penyusun:


Rizal Arifin
NRP. 0221 1440 000 006


Paradita Kiki Kursitasary
NRP. 0221 1440 000 045

OPTIMISASI ENERGI PROSES PEMURNIAN PABRIK BIOETANOL DARI MOLASES DENGAN SIMULASI BEBERAPA KONFIGURASI PROSES

Nama Mahasiswa : 1. Rizal Arifin
NRP. 0221 1440 000 006
2. Paradita Kiki Kursitasary
NRP. 0221 1440 000 045

Departemen : Teknik Kimia FTI-ITS

Dosen Pembimbing : 1. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
2. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

ABSTRAK

Bioetanol adalah etanol yang dibuat dari biomassa yang mengandung kandungan pati atau selulosa, seperti singkong dan tetes tebu. Etanol ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$) merupakan alkohol yang paling sering digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Etanol bisa digunakan dalam bentuk murni ataupun sebagai campuran untuk bahan bakar gasolin (bensin). Pada pabrik pengolahan bioetanol terdapat sistem pemurnian sebagai proses untuk menghilangkan impurities sehingga dapat dihasilkan bioetanol dengan kemurnian 99,5%. Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui sistem pemurnian bioetanol yang efektif dengan menghitung *operating cost*, *capital cost*, dan *annual cost* yang digunakan dari beberapa konfigurasi proses yaitu konfigurasi 1 (konvensional), konfigurasi 2 (Bastidas) dan konfigurasi 3 (Tao Ling). Adapun tahapan untuk penelitian ini antara lain pengumpulan dan pengolahan data, menyimulasikan data yang diperoleh dari data desain pabrik ke dalam program Aspen Plus 10, dan memvalidasi dengan data desain di industri. Kemudian menghitung konsumsi energi serta melakukan analisa ekonomi pada masing-masing konfigurasi, disamping itu aspek teknis, *controllability*, *maintenance* juga dianalisa secara kualitatif. Hasil perhitungan *annual cost* menunjukkan bahwa konfigurasi yang

layak sebagai pengganti konfigurasi yang ada di pabrik adalah konfigurasi 3 yaitu jika pergantian alat dilakukan tahun 2018 maka membutuhkan *annual cost* Rp. 698.324.494. Jika ditinjau dari aspek teknis, *controllability* dan *maintenance* secara kualitatif konfigurasi 3 juga lebih baik dibandingkan dengan konfigurasi 2 maupun konfigurasi 1.

Kata kunci : *Aspen Plus 10, bioetanol, konfigurasi proses, simulasi.*

ENERGY OPTIMIZATION OF REFINERY PROCESS IN BIOETHANOL PLANT FROM MOLASSES BY SIMULATING MULTIPLE PROCESS CONFIGURATION

Name of Student : 1. Rizal Arifin
NRP. 0221144000006
2. Paradita Kiki Kursitasary
NRP. 0221144000045

Department : Teknik Kimia FTI-ITS

Advisor : 1. Juwari, ST., M.Eng, Ph.D.
2. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

ABSTRACT

Bioethanol is an ethanol made from biomass containing starch or cellulose content, such as cassava and molasse. Ethanol ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$) is the most commonly used alcohol in life. Ehanol can be used as a fuel gasoline and hydrogen engine. The interaction of ethanol with hydrogen can be utilized as an energy fuel cell or in a conventional internal combustion engine (combustion engine). In the bioethanol processing plant from molasses there is a purification system as a process to remove impurities, the bioethanol can be produced with 99.5% purity. This study aims to determine the effective bioethanol purification system by calculating the operating cost, capital cost, and annual cost used from several process configurations which are configuration 1 (conventional), configuration 2 (Bastidas) and configuration 3 (Tao Ling). The steps for this research include collection and processing of data, simulating data which is obtained into the Aspen Plus 10 program, and validating the industrial design data and then calculate the energy consumption and perform economic analysis on each configurations. Besides that technical, controllability and maintenance is analyzed qualitatively. The result of annual cost calculation shows that the proper configuration as a substitute for the configuration in the

factory is configuration 3, that is, if the equipment change is done in the year 2018 then the annual cost Rp. 698.324.494. If the configuration are compared to technical, controllability, and maintenance aspects qualitatively, the third configuration is also better than the second configuration or first configuration.

Keywords : *Aspen Plus 10, bioethanol, process configuration, simulation*

KATA PENGANTAR

Segala puji syukur penyusun panjatkan atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan berkat, rahmat serta hidayah-Nya kepada penyusun sehingga penyusun mampu menyelesaikan Laporan Skripsi yang berjudul **“Optimisasi Energi Proses Pemurnian Pabrik Bioetanol dari Molases dengan Simulasi Beberapa Konfigurasi Proses”** serta mampu menyelesaikan laporan ini sesuai dengan waktu yang telah ditentukan.

Keberhasilan penyusunan Laporan Skripsi ini, penulis banyak mendapatkan bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung dari beberapa pihak, Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan Ridho dan Rahmatnya-Nya yang sehingga memberikan kelancaran dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
2. Orang tua serta saudara – saudara kami, untuk doa, bimbingan, perhatian, dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.
3. Bapak Juwari Purwo Sutikno, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya dan Dosen Pembimbing I, atas bimbingan dan saran yang diberikan.
4. Bapak Prof. Ir. Renanto, MSc., Ph.D, selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses dan Dosen Pembimbing II, atas bimbingan dan saran yang diberikan.
5. Bapak dan Ibu Dosen Departemen Teknik Kimia FTI – ITS yang telah memberikan ilmunya kepada penulis serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia.
6. Semua teman-teman seperjuangan *Perdalpro Crew*, kakak-kakak S2 dan S3 yang telah menemani selama suka duka pembuatan tugas akhir ini.

Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Allah SWT. Penyusun menyadari bahwa

laporan ini masih berada jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang bersifat konstruktif dari semua pihak bagi kesempurnaan laporan ini.

Penyusun berharap pula laporan ini dapat bermanfaat bagi pembaca pada umumnya dan bagi penyusun pada khususnya. Terima kasih.

Surabaya, 25 Juli 2018

Penyusun

DAFTAR ISI

COVER	i
LEMBAR PENGESAHAN.....	ii
LEMBAR PERSETUJUAN.....	iii
ABSTRAK.....	iv
ABSTRACT.....	vi
KATA PENGANTAR	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR GAMBAR	xiv
DAFTAR TABEL.....	xv
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang.....	I-1
I.2 Perumusan Masalah.....	I-4
I.3 Batasan Masalah.....	I-4
I.4 Tujuan Penelitian.....	I-5
I.5 Manfaat Penelitian.....	I-5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	
II.1 Bioetanol.....	II-1
II.2 Etanol.....	II-3
II.3 Molases (Tetes Tebu)	II-4
II.4 Proses Produksi Bioetanol	II-4
II.4.1 Proses Evaporasi	II-5
II.4.2 Proses Distilasi.....	II-6
II.4.3 Proses Dehidrasi.....	II-7
II.4.4 Proses <i>Rectification</i>	II-8
II.5 Pemisahan Etanol dan Air	II-9
II.5.1 Evaporator	II-9
II.5.2 Distilasi	II-10
II.5.3 Dehidrasi	II-11
II.7 Sintesa Sistem Distilasi	II-12
II.8 Konfigurasi 2 (Bastidas).....	II-13
II.9 Konfigurasi 3 (Tao).....	II-16

II.10	Analisa Ekonomi pada Penggantian Alat	II-19
II.11	<i>Controllability</i>	II-19
BAB III METODE PENELITIAN		
III.1	Tahapan Penelitian	III-1
III.2	Simulasi Data ke Flowsheet Melalui Aspen Plus 10	III-2
III.3	Konfigurasi yang Disimulasikan	III-4
III.4	Validasi Hasil Simulasi	III-6
III.5	Mengevaluasi Konsumsi Energi	III-6
III.6	Mengevaluasi Analisa Ekonomi	III-7
III.7	Mengevaluasi Aspek Teknis, <i>Controllability</i> , dan <i>Maintenance</i>	III-8
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN		
IV.1	Simulasi Konfigurasi Proses	IV-2
IV.1.1	Simulasi Konfigurasi 1	IV-2
IV.1.2	Simulasi Konfigurasi 2	IV-4
IV.1.3	Simulasi Konfigurasi 3	IV-7
IV.2	Konfigurasi Proses dan Hasil Simulasi	IV-9
IV.2.1	Konfigurasi Proses 1	IV-9
IV.2.1	Konfigurasi Proses 2	IV-9
IV.2.1	Konfigurasi Proses 3	IV-10
IV.3	Validasi Hasil Simulasi	IV-11
IV.4	Kebutuhan Utilitas Pada Masing-masing Konfigurasi	IV-12
IV.5	Evaluasi Ekonomi	IV-13
IV.6	Evaluasi Aspek Teknis, <i>Controllability</i> , dan <i>Maintenance</i>	IV-16
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN		
V.1	Kesimpulan	V-1
V.2	Saran	V-2
DAFTAR PUSTAKA		xvi
APPENDIKS A		A-1

APPENDIKS B	B-1
APPENDIKS C	C-1
APPENDIKS D	D-1

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Diagram Proses Evaporator	II-5
Gambar II.2	Diagram Proses Distilasi.....	II-6
Gambar II.3	Diagram Proses Dehidrasi.....	II-7
Gambar II.4	Diagram Proses <i>Rectificatio</i>	II-8
Gambar II.5	<i>Process Flow Diagram</i> Konfigurasi II (Bastidas)	II-15
Gambar II.6	<i>Process Flow Diagram</i> Konfigurasi III (Tao Ling)	II-18
Gambar III.1	Diagram Alir Penelitian.....	III-2
Gambar IV.1	Konfigurasi 1 Sistem Evaporator <i>Quadruple Tank</i> dengan Aspen Plus 10.....	IV-3
Gambar IV.2	Simulasi Konfigurasi 1 Unit Distilasi dengan Aspen Plus 10.....	IV-4
Gambar IV.3	Simulasi Konfigurasi 2 <i>Degassifying</i> dan <i>Mash Column Unit</i> serta <i>Aldehyde</i> <i>Column</i> dengan Aspen Plus 10.....	IV-5
Gambar IV.4	Simulasi Konfigurasi 2 Unit Distilasi dengan Aspen Plus 10.....	IV-7
Gambar IV.5	Simulasi Konfigurasi 3 <i>Degassifying</i> dan <i>Mash Column</i> dengan Aspen Plus 10	IV-8
Gambar IV.6	Simulasi Konfigurasi 3 Unit Distilasi dengan Aspen Plus 10.....	IV-9

DAFTAR TABEL

Tabel II.1. Standar Nasional Indonesia Kualitas Bioetanol (SNI 7390-2012)	II-2
Tabel II.2. Kondisi Operasi dari Kolom Ditilasi	II-13
Tabel III.1. Data Fraksi Etanol Masuk dan Keluar pada Setiap Unit.....	III-4
Tabel III.2. Spesifikasi Etanol yang di Produksi Pabrik Bioetanol	III-4
Tabel IV.1. Refinery System Input	IV-1
Tabel IV.2. Hasil Validasi Konfigurasi Bastidas	IV-5
Tabel IV.3. Hasil Simulasi pada Ketiga Konfigurasi	IV-10
Tabel IV.4. Hasil Simulasi pada Konfigurasi 1.....	IV-11
Tabel IV.5. Hasil Simulasi pada Konfigurasi 2.....	IV-11
Tabel IV.6. Hasil Simulasi pada Konfigurasi 3.....	IV-11
Tabel IV.7. Kebutuhan Utilitas pada Konfigurasi 1	IV-12
Tabel IV.8. Kebutuhan Utilitas pada Konfigurasi 2.....	IV-12
Tabel IV.9. Kebutuhan Utilitas pada Konfigurasi 3.....	IV-13
Tabel IV.10. <i>Total Capital Cost</i> pada Setiap Konfigurasi	IV-14
Tabel IV.11. <i>Operating Cost</i> pada Setiap Konfigurasi	IV-14
Tabel IV.12. Depresiasi dan <i>Annual cost</i> pada Setiap Konfigurasi jika Pergantian Alat dilakukan Tahun 2018.....	IV-15
Tabel IV.13. Pemilihan Konfigurasi Berdasarkan Tiga Aspek	IV-17

BAB I

PENDAHULUAN

I.1. Latar Belakang

Saat ini, beberapa negara di dunia, tak terkecuali Indonesia sedang menghadapi ancaman kelangkaan sumber energi seperti minyak dan gas. Minyak dan gas merupakan energi yang tidak dapat diperbaharui. Namun, sampai saat ini sebagian besar masih digunakan sebagai penopang utama untuk kebutuhan negara, baik untuk pembangunan, industri, serta transportasi.

Total produksi energi primer (batubara, minyak bumi, gas bumi, dan EBT) Indonesia tahun 2015 adalah 2.848.025 ribu SBM (Setara *Barrel* Minyak) dimana sekitar 1.887.366 ribu SBM diekspor ke luar negeri. Pada tahun yang sama, Indonesia harus mengimpor energi sebesar 348.267 ribu SBM. Sebagian besar ekspor adalah batubara dan sebagian impor adalah minyak bumi, BBM, dan LPG. Dari kondisi tersebut dapat diperoleh bahwa penyediaan energi primer Indonesia tahun 2015 adalah 1.308.926 ribu SBM termasuk perubahan stok (tanpa biomassa tradisional).

(BPS, 2016)

Ekspor energi Indonesia pada tahun 2015 mencapai 66% dari produksi total energi atau lebih dari setengahnya. Sedangkan impor energi mencapai 27% dari penyediaan energi primer total pada periode yang sama atau hampir sepertiga. Kebutuhan BBM nasional dipenuhi dari produksi nasional dan impor. Produksi BBM sebesar 235,7 juta barrel tahun 2010 dan menjadi 248,8 juta barrel tahun 2015, sedangkan impor berfluktuasi dari 163,8 juta barrel tahun 2010 menjadi 175,4 juta barrel tahun 2015 (Dewan Energi Nasional, 2016).

Salah satu cara untuk mengurangi ketergantungan terhadap impor bahan bakar minyak adalah dengan mendukung kebijakan pemerintah yang tertuang dalam Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Republik Indonesia No. 25 Tahun 2013 tentang perubahan atas Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) No. 32 Tahun 2008 tentang

Penyediaan, Pemanfaatan, dan Tata Niaga Bahan Bakar Nabati (*Biofuel*) sebagai Bahan Bakar lain. Dalam peraturan tersebut, ditetapkan kewajiban minimal pemanfaatan bahan bakar nabati, seperti biodiesel, bioetanol, dan minyak nabati murni yang meliputi sector rumah tangga, transportasi PSO, transportasi non-PSO, industri dan komersial, serta pembangkit listrik.

(jdih.esdm.go.id)

Etanol merupakan alkohol yang paling sering digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Karena sifatnya yang tidak beracun bahan ini banyak dipakai sebagai pelarut dalam dunia farmasi dan industri makanan dan minuman. Etanol tidak berwarna dan tidak berasa tapi memiliki bau yang khas. Etanol bisa digunakan dalam bentuk murni ataupun sebagai campuran untuk bahan bakar gasolin (bensin) maupun hidrogen. Interaksi etanol dengan hidrogen bisa dimanfaatkan sebagai sumber energi *fuel cell* ataupun dalam mesin pembakaran dalam (*internal combustion engine*) konvensional.

Bioetanol merupakan bahan bakar dari minyak nabati yang memiliki sifat menyerupai minyak premium. Untuk pengganti premium, terdapat alternatif gasohol yang merupakan campuran antara bensin dan bioetanol. Bioetanol adalah jenis *biofuel* yang mengandung etanol dalam tingkatan tertentu dan dapat dicampur dengan BBM. Etanol atau *Ethyl Alcohol* (C_2H_5OH) adalah cairan yang tak berwarna, dapat terurai di alam (*biodegradable*), serta sedikit menimbulkan polusi lingkungan.

Penggunaan alkohol sebagai bahan bakar mulai diteliti dan diimplementasikan di USA dan Brazil sejak terjadinya krisis bahan bakar fosil di kedua Negara tersebut pada tahun 1970-an. Brazil tercatat sebagai salah satu negara yang memiliki keseriusan tinggi dalam implementasi bahan bakar alkohol untuk keperluan kendaraan bermotor dengan tingkat penggunaan bahan bakar etanol saat ini mencapai 40% secara nasional. Di USA, bahan bakar relatif murah, E85, yang mengandung etanol 85% semakin populer di masyarakat. Pertumbuhan industri etanol di Indonesia khususnya yang berasal dari bahan-bahan terbarukan diperkirakan

akan mengalami pertumbuhan yang pesat seiring dengan pertumbuhan kebutuhan akan etanol sebagai bahan bakar alternatif. Etanol dimanfaatkan sebagai bahan campuran bensin dengan komposisi 10% etanol atau yang disebut dengan gasohol E-10. Hal ini juga didukung oleh ketersediaan, harga, dan dampak lingkungan pada penggunaan bahan bakar fosil (Widjaja, 2015).

Adapun manfaat pemakaian gasohol di Indonesia yaitu memperbesar basis sumber daya bahan bakar cair, mengurangi impor BBM, menguatkan *security of supply* bahan bakar, meningkatkan kesempatan kerja, berpotensi mengurangi ketimpangan pendapatan antar individu dan antar daerah, meningkatkan kemampuan nasional dalam teknologi pertanian dan industri, mengurangi kecenderungan pemanasan global dan pencemaran udara (bahan bakar ramah lingkungan), dan berpotensi mendorong ekspor komoditi baru. Seiring dengan meningkatnya kebutuhan akan etanol di Indonesia maka semakin meningkat pula perkembangan pabrik etanol menggunakan berbagai macam bahan baku. Proses produksi etanol dapat diperoleh dari tiga macam proses, yaitu sintesis dari ethylene, fermentasi langsung karbohidrat (gula, nira, molasses, buah) atau bahan lain yang harus diubah menjadi bahan yang dapat difermentasi seperti starch (jagung, ketela dan kentang) dan selulosa (jerami dan kayu) selain itu dapat juga diperoleh dari hasil samping industri tertentu.

Pada industri gula, selain dihasilkan gula sebagai produk utama, juga dihasilkan produk samping berupa molasses (*molasses*) dan ampas tebu (*bagasse*) serta limbah buangan berupa daun tebu kering, pucuk tebu, sogolan, blotong, abu, dan limbah cair yang selama ini belum dimanfaatkan secara optimal. Produk samping dan limbah buangan dari industri tebu mempunyai potensi pemanfaatan yang besar untuk dijadikan berbagai produk yang bernilai tinggi, sehingga penerapan industri tebu terpadu mempunyai dampak positif yang besar bukan saja terhadap lingkungan, namun juga terhadap perekonomian

nasional, penciptaan kesempatan kerja, dan mendukung ketahanan pangan dan energi (Ariningsih, 2014).

Melalui proses fermentasi maka molases dapat diubah menjadi etanol dan selanjutnya dapat dimurnikan hingga spesifikasi tertentu pada proses pemurnian. Akan tetapi, pada proses pemurnian etanol ini sering timbul masalah yaitu kemurnian etanol susah mencapai batas standard yang ditetapkan yaitu 99,5% dengan konsumsi energi yang digunakan sangat besar. Dari permasalahan tersebut, maka dibutuhkan beberapa simulasi konfigurasi proses untuk menganalisa desain proses pabrik untuk mengoptimasikan kebutuhan energi, dan dapat menghasilkan kemurnian bioetanol optimal selain itu juga dapat mengurangi *annual cost* perusahaan. Dalam simulasi ini digunakan program ASPEN PLUS 10.

I.2. Perumusan Masalah

Rumusan masalah dalam penelitian ini adalah :

1. Perancangan dan simulasi sistem pemurnian pabrik bioetanol dengan menggunakan Aspen Plus 10.
2. Sistem evaporasi pada pemurnian pabrik bioetanol lebih baik daripada sistem distilasi.
3. Konsumsi energi yang dibutuhkan dalam setiap konfigurasi proses.
4. Konfigurasi sistem pemurnian terbaik untuk mengganti konfigurasi konvensional.
5. Perbandingan konfigurasi 2 dan 3 secara analisa ekonomi, teknis, *controllability* dan *maintenance*.

I.3 Batasan Masalah

Batasan-batasan masalah dalam penelitian ini antara lain :

1. Data-data kondisi operasi, spesifikasi produk dan feed yang masuk pada setiap unit utama beserta alat pembantu utama berdasarkan data desain dari suatu pabrik bioetanol PT Enero Mojokerto.

2. Sistem yang ditinjau adalah alat utama beserta alat pembantu utama pada sistem pemurnian.
3. Parameter yang digunakan adalah kemurnian bioetanol 90-95% yang dihasilkan dari proses distilasi.
4. Simulasi yang dilakukan menggunakan program ASPEN PLUS 10 dan ASPEN HYSYS 10.
5. Permodelan simulasi yang digunakan adalah model termodinamika NRTL.
6. Toleransi error saat validasi dibawah 10%.
7. Biaya untuk bongkar pasang alat (*retrofit*) dianggap telah termasuk di dalam biaya pemasangan dan pembelian alat.
8. Analisa secara teknis, *controllability*, dan *maintenance* dilakukan secara kualitatif

I.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah :

1. Membuat simulasi proses produksi bioetanol dari molases dengan menggunakan software ASPEN PLUS 10.
2. Menggunakan simulasi untuk mempelajari pengaruh perbedaan konfigurasi terhadap energi yang digunakan dengan kemurnian bioetanol yang tinggi yaitu antara 90-95%.
3. Mengetahui evaluasi ekonomi yang meliputi perhitungan *operating cost*, *total capital cost*, dan *annual cost* pada konfigurasi 1, 2 dan 3.
4. Mengetahui perbandingan konfigurasi 2 dan 3 secara teknis, *controllability* dan *maintenance*.

I.5 Manfaat Penelitian

Beberapa manfaat yang diambil dari penelitian ini antara lain :

1. Memahami tentang desain proses pabrik bioetanol dari molases.
2. Mengetahui simulasi konfigurasi proses pemurnian bioetanol dengan Aspen Plus 10 yang paling efisien.

3. Mengetahui konsumsi energi minimal yang mampu dicapai oleh beberapa alternatif proses pada pabrik bioetanol.
4. Mengetahui perbandingan rekomendasi konfigurasi alternatif yang dapat menjadi konfigurasi pengganti di pabrik bioetanol.

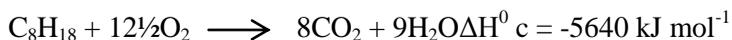
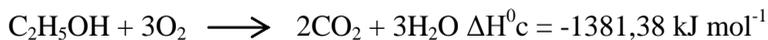
BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1. Bioetanol

Bioetanol adalah istilah yang digunakan untuk etanol yang dihasilkan dari proses fermentasi gula reduksi, untuk membedakannya dari etanol yang dihasilkan dengan cara sintesis. Bioetanol telah dikenal sejak lama, dan dewasa ini senyawa ini menarik perhatian yang sangat besar karena selain manfaat tradisionalnya, senyawa ini juga merupakan bahan bakar alternatif dan terbarukan. Sebagai bahan bakar, bioetanol dapat digunakan langsung atau dicampur dengan bahan bakar lain, terutama gasoline, dan campurannya dikenal sebagai gasohol. Selain cara pemanfaatan di atas, bioetanol juga memiliki sejumlah keunggulan dibandingkan bahan bakar fosil. Bioetanol termasuk bahan bakar ramah lingkungan karena gas CO₂ yang dihasilkan dari pembakarannya jauh lebih kecil dibandingkan CO₂ yang dihasilkan dari pembakaran bahan bakar fosil.

Bioetanol termasuk bahan bakar ramah lingkungan karena gas CO₂ yang dihasilkan dari pembakarannya jauh lebih kecil dibandingkan CO₂ yang dihasilkan dari pembakaran bahan bakar fosil. Sebagai contoh, reaksi pembakaran 1 mol etanol akan menghasilkan 2 mol gas CO₂, sementara pembakaran 1 mol isooktana (kandungan utama pada gasoline) akan menghasilkan 8 mol CO₂, seperti terlihat dalam reaksi berikut ini (Septarini, 2013).



(Septarini, 2013)

Dalam perkembangannya, produksi alkohol yang paling banyak digunakan adalah metode fermentasi dan distilasi. Proses

destilasi dapat menghasilkan etanol dengan kadar 95% volume, untuk digunakan sebagai bahan bakar (biofuel) perlu lebih dimurnikan lagi hingga mencapai 99% yang lazim disebut Fuel Grade Etanol (FGE). Proses pemurnian dengan prinsip dehidrasi umumnya dilakukan dengan metode Molecular Sieve, untuk memisahkan air dari senyawa etanol (Musanif, 2012).

Bahan baku yang dapat digunakan pada pembuatan etanol adalah nira bergula (sukrosa): nira tebu, nira nipah, nira sorgum manis, nira kelapa, nira aren, nira siwalan, sari buah mete; bahan berpati: tepung- tepung sorgum biji, sagu, singkong, ubi jalar, ganyong, garut, umbi dahlia; bahan berselulosa (lignoselulosa): kayu, jerami, batang pisang, bagas dan lain-lain (LIPI, 2008).

Berikut ini merupakan tabel parameter kualitas bioetanol berdasarkan Standar Nasional Indonesia (SNI).

Tabel II.1. Standar Nasional Indonesia Kualitas Bioetanol (SNI 7390-2012)

No	Parameter uji	Satuan, min/maks	Persyaratan ^{a)}
1	Kadar etano ^{b)}	%-v, min.	99,5 (setelah didenaturasi dengan denatonium benzoat) 94,0 (setelah didenaturasi dengan hidrokarbon)
2	Kadar metanol	%-v, maks.	0,5
3	Kadar air	%-v, maks.	0,7
4	Kadar denaturan Hidrokarbon atau Denatonium Benzoat	%-v mg/l	2 - 5 4 - 10
5	Kadar tembaga (Cu)	mg/kg, maks.	0,1
6	Keasaman sebagai asam asetat	mg/l, maks.	30
7	Tampakan		jernih dan terang, tidak ada endapan dan kotoran
8	Kadar ion klorida (Cl ⁻)	mg/l, maks.	20
9	Kandungan belerang (S)	mg/l, maks.	50
10	Kadar getah purwa dicuci (<i>washed gum</i>)	mg/100ml, maks.	5,0
^{a)} Jika tidak diberikan catatan khusus, nilai batasan (spesifikasi) yang tertera adalah nilai untuk bioetanol yang sudah didenaturasi dan akan dicampurkan ke dalam bensin pada kadar sampai dengan 10%-v. ^{b)} FGE umumnya memiliki berat jenis dalam rentang 0,7936 - 0,7961 pada kondisi 15,56/15,56 °C, atau dalam rentang 0,7871 - 0,7896 pada kondisi 25/25 °C. diukur dengan cara pikometri atau hidrometri yang sudah sangat lazim diterapkan di dalam industri alkohol.			

Sumber: BSN, 2012

II.2 Etanol

Alkohol adalah senyawa hidrokarbon berupa gugus hidroksil (-OH) dengan 2 atom karbon (C). Spesies alkohol yang banyak digunakan adalah $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ yang disebut metil alkohol (metanol), $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ yang diberi nama etil alkohol (etanol), dan $\text{C}_3\text{H}_7\text{OH}$ yang disebut isopropil alcohol atau propanol₂. Dalam dunia perdagangan yang disebut alkohol adalah etanol atau etil alkohol atau metil karbinol dengan rumus kimia $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ (Rama, 2008).

Etanol disebut juga etil alkohol dengan rumus kimia $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$ atau $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ dengan titik didihnya $78,4^\circ \text{C}$. Etanol memiliki sifat tidak berwarna, volatil dan dapat bercampur dengan air (Kartika dkk., 1997). Ada 2 jenis etanol menurut Rama (2008), etanol sintetik sering disebut metanol atau metil alkohol atau alkohol kayu, terbuat dari etilen, salah satu derivat minyak bumi atau batu bara. Bahan ini diperoleh dari sintesis kimia yang disebut hidrasi, sedangkan bioetanol direkayasa dari biomassa (tanaman) melalui proses biologi (enzimatik dan fermentasi).

Etanol dikategorikan dalam dua kelompok utama, yaitu:

1. Etanol 95-96%, disebut dengan “etanol berhidrat”, yang dibagi dalam:
 - a. Technical/raw spirit grade, digunakan untuk bahan bakar spiritua, minuman, desinfektan, dan pelarut.
 - b. Industrial grade, digunakan untuk bahan baku industri dan pelarut.
 - c. Potable grade, untuk minuman berkualitas tinggi.
2. Etanol > 99,5%, digunakan untuk bahan bakar. Jika dimurnikan lebih lanjut dapat digunakan untuk keperluan farmasi dan pelarut di laboratorium analisis. Etanol ini disebut dengan Fuel Grade Etanol (FGE) atau anhydrous etanol (etanol anhydrat) atau etanol kering, yakni etanol

yang bebas air atau hanya mengandung air minimal (Prihadana, 2007).

II.3 Molases (Tetes Tebu)

Tetes tebu atau molases adalah hasil samping (limbah) dari produksi gula dan masih mengandung bahan organik. Molases ini apabila dibuang ke lingkungan terutama perairan akan mengurangi dan bahkan menghabiskan persediaan oksigen terlarut (DO) dalam air sehingga akan mengakibatkan pencemaran dan mengganggu ekosistem perairan (Hardjo, dkk, 1989).

Molases masih mengandung kadar gula yang cukup untuk dapat menghasilkan etanol dengan proses fermentasi, biasanya pH molases berkisar antara 5,5-6,5. Molases yang masih mengandung kadar gula sekitar 10-18% telah memberikan hasil yang memuaskan dalam pembuatan etanol.

II.4. Proses Produksi Bioetanol

Proses produksi Bioetanol dibagi menjadi 2 yaitu Tahap Fermentasi dan Tahap Refinery, yang meliputi :

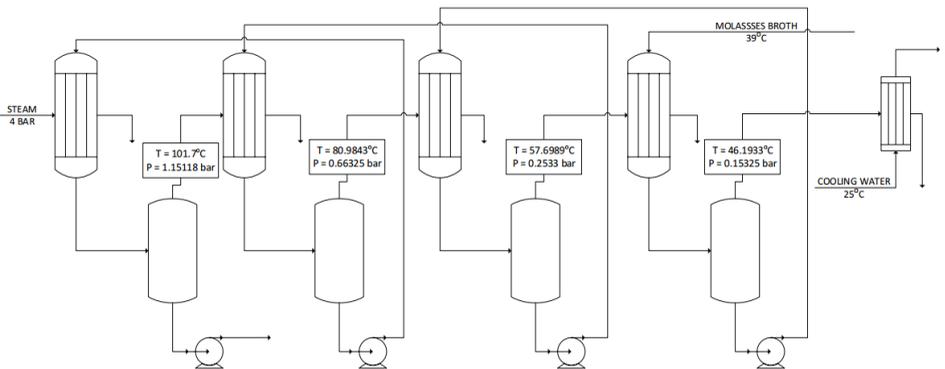
1. Tahap Fermentasi
 - a. Proses Penyediaan Bahan
 - b. Proses Propagasi
 - c. Proses Fermentasi
2. Tahap *Refinery*
 - a. Proses Evaporasi
 - b. Proses Distilasi
 - c. Proses Dehidrasi
 - d. Proses *Rectification*

Proses Refinery merupakan proses pemurnian dari hasil fermentasi yang masih mengandung 10-15% etanol, berikut proses pada tahap *Refinery*:

II.4.1 Proses Evaporasi

a. Evaporasi

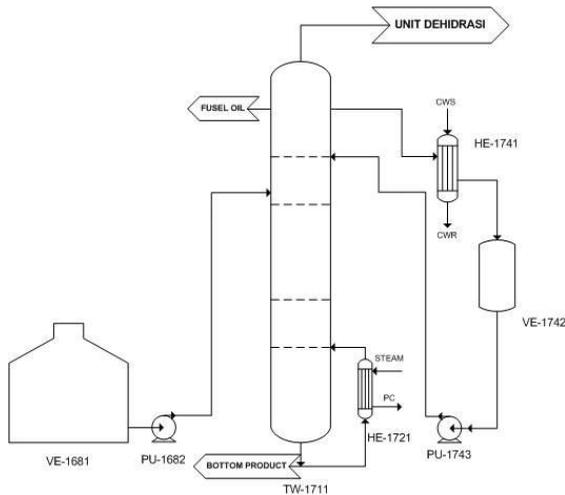
- Jenis *evaporator* yang digunakan oleh suatu Pabrik Bioetanol adalah falling film evaporator yang bekerja pada tekanan vakum dengan feed berupa hasil fermentasi (MBR) dengan konsentrasi etanol 9-11%.
- *Falling film evaporator* dengan operasi *backward* dan *feed multiple effect*. *Stage* yang digunakan 4



Gambar II.1 Diagram Proses Evaporator

- *Falling film evaporator* digunakan karena memiliki aplikasi waktu tinggal yang singkat dan digunakan untuk fluida sensitif terhadap panas, hanya memiliki ruang yang kecil untuk penempatannya, koefisien perpindahan panas yang tinggi, serta tidak ada kenaikan titik didih karena perbedaan tekanan.
- *Mollases Broth* dirubah dari 9%-11% menjadi etanol dengan kadar 16% vol. Hasil dari evaporator selanjutnya didestilasi.

II.4.2 Proses Distilasi



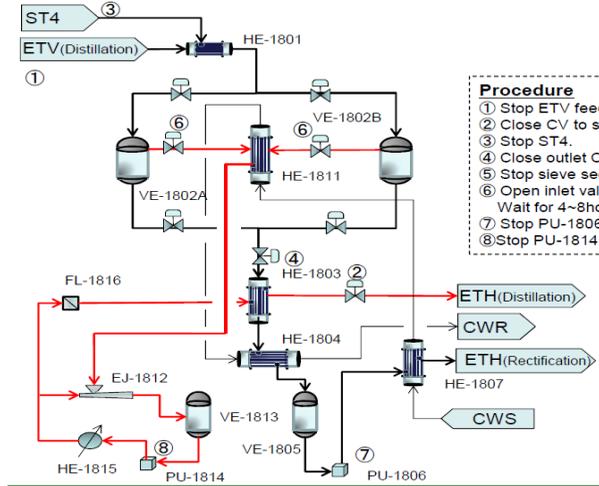
Gambar II.2 Diagram Proses Distilasi

a. Distilasi

- Kolom distilasi yang digunakan ialah *continuous distillation* yang memiliki 60 tray . Tipe tray yang ada didalam kolom distilasi ialah slit tray dengan kapasitas 45,3 m³
- Pada proses distilasi, etanol dipekatan dari 16% menjadi 92%. Pemanas yang digunakan adalah steam dan by product ialah fusel oil. *Fusel oil* terdiri dari 60–70% amyl alcohol, sejumlah kecil of n-propyl and isobutyl alcohols, dan sejumlah kecil komponen lain. Bottom product dari disebut *stillage* memiliki konsentrasi etanol 0,03% yang selanjutnya akan diolah pada unit *Waste water treatment*.
- Pada unit distilasi etanol hanya bisa dimurnikan hingga 96,5% karena campuran etanol-air memiliki

titik *azeotrop* sehingga sudah tidak dapat dipisahkan lagi jika hanya menggunakan kolom distilasi sehingga untuk memurnikan etanol diperlukan unit proses Dehidrasi.

II.4.3 Proses Dehidrasi



Gambar II.3 Diagram Proses Dehidrasi

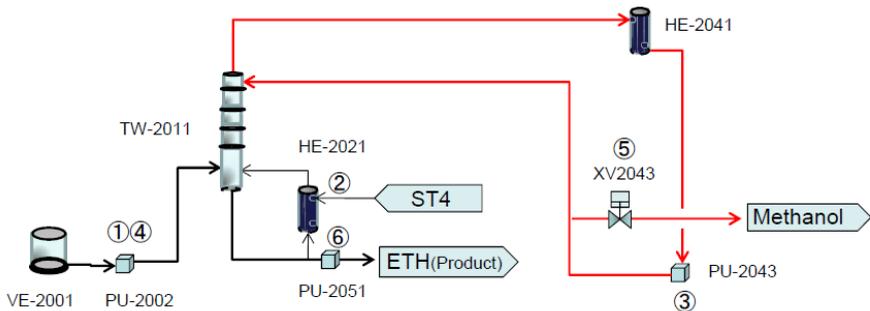
a. Dehidrasi

- Dehidrasi merupakan proses untuk mengadsorpsi impuritis yang terdapat pada etanol sehingga konsentrasi yang didapatkan bisa lebih dari 99%
- Adsorpsi yang digunakan ialah adsorpsi fisika, sehingga tidak terjadi reaksi selama adsorpsi sehingga adsorben dapat diregenerasi dengan mudah dan digunakan untuk adsorpsi kembali. Bahan yang digunakan sebagai adsorben ialah zeolit.
- Pada unit dehidrasi terdapat 2 unit yang berjalan secara bergantian dimana 1 unit untuk melakukan

dehidrasi sedangkan unit yang lain melakukan regenerasi adsorben sehingga proses dehidrasi dapat berjalan secara kontinyu.

- Waktu untuk melakukan Adsorpsi/regenerasi selama 300 detik, setelah 300 detik maka akan berganti secara otomatis antara 2 unit.
- Kondisi saat dehidrasi ialah suhu 118-122 °C, tekanan pada saat adsorpsi adalah 1,65 bar dan saat melakukan regenerasi 0,14 bar.
- Bila konsentrasi etanol yang dihasilkan dari proses dehidrasi dianggap masih kurang maka dilakukan proses rectification.

II.4.4 Proses *Rectification*



Gambar II.4 Diagram Proses *Rectification*

- Proses *Rectification* hanya dilakukan bila hasil dari dehidrasi masih dianggap kurang sehingga perlu proses lanjutan untuk menaikkan kadar dari bioetanol.
- Proses *rectification* adalah proses yang memisahkan antara etanol (produk) dengan metanol yang masih terkandung didalam feed. Karena metanol tidak dapat dipisahkan dengan menggunakan proses distilasi

maupun dehidrasi karena metanol memiliki titik didih dibawah etanol dan unit dehidrasi ditujukan untuk menghilangkan kadar air.

- Proses ini sekarang sedang tidak berjalan karena produk yang dihasilkan pada unit dehidrasi sudah memenuhi standard untuk bioetanol *fuel grade*. Bila proses ini tetap dilakukan maka pada *by product* akan terdapat etanol dalam jumlah yang cukup besar.

II.5 Pemisahan Etanol dan Air

Pemisahan etanol dan air adalah pemisahan campuran yang memiliki *relative volatility* sangat dekat satu sama lainnya. Etanol akan membentuk campuran azeotrop dengan air (Fesenden & Fesenden, 1991) sehingga sulit dipisahkan dengan destilasi fraksinasi biasa. Titik didih ethanol adalah 78,4 °C, air pada 100 °C, sementara campuran azeotrop tersebut mendidih pada 78,2 °C. Pada umumnya kondisi azeotrop dapat diatasi dengan dua cara. Cara yang pertama adalah destilasi azeotrop ekstraktif yakni destilasi dengan penambahan suatu senyawa yang dapat memecah azeotrop (entrainer). Kedua adalah dengan cara destilasi bertingkat dimana tekanan masing-masing proses berbeda (Pressure Swing Distillation).

(Repke et al., 2007)

II.5.1 Evaporator

Evaporator adalah alat untuk mengevaporasi larutan sehingga prinsip kerjanya merupakan prinsip kerja atau cara kerja dari evaporasi itu sendiri. Prinsip kerjanya dengan penambahan kalor atau panas untuk memekatkan suatu larutan yang terdiri dari zat terlarut yang memiliki titik didih tinggi dan zat pelarut yang memiliki titik didih lebih rendah sehingga dihasilkan larutan yang lebih pekat serta memiliki konsentrasi yang tinggi.

Untuk memperoleh penguapan yang optimum diperlukan pindah panas yang cukup, pemisahan uap-cairan yang efisien,

penggunaan energi yang efisien, dan perlakuan produk yang tepat (Standiford dalam Heldman et al., 1992).

Proses evaporasi merupakan proses yang melibatkan pindah panas dan pindah masa secara simultan. Artinya, dalam proses ini sebagian air atau pelarut akan diuapkan sehingga akan diperoleh suatu produk yang kental (konsestrat). Proses pindah panas dan pindah masa yang efektif akan meningkatkan kecepatan penguapan. Evaporasi akan terjadi apabila suhu suatu bahan sama atau lebih tinggi dari titik didih cairan (Wirakartakusumah et al., 1988).

Perbedaannya dengan distilasi adalah bila distilasi uapnya (liquid) yang diinginkan/ dibutuhkan apabila proses evaporasi adalah vapor (cairan) yang dibutuhkan, pada proses ini zat yang tertinggal itulah yang diinginkan, sedangkan uapnya biasanya dibuang, biasanya molekul yang menguap ini memiliki energi yang lemah untuk terikat dengan cairan, sehingga dengan spontan menjadi uap karna suhu yang sudah mencapai pada titik didih zat tersebut.

II.5.2. Distilasi

Distilasi merupakan metode pemisahan komponen larutan dengan berdasarkan pada distribusi senyawa pada fase uap dan fase cair dimana kedua komponen dapat muncul di kedua fase. Pemisahan cara distilasi dapat dilakukan jika seluruh komponen yang akan dipisahkan sama - sama volatile. Manipulasi fasa - fasa yang berperan dalam distilasi akan meningkatkan kemurnian komponen yang akan dipisahkan dengan cara distilasi. Untuk mengatasi kondisi azeotrop dapat dilakukan dengan 3 cara. Pertama dengan cara distilasi bertingkat dimana tekanan masing - masing proses berbeda. Cara yang kedua distilasi azeotrop adalah distilasi dengan penambahan suatu senyawa yang dapat memecah azeotrop (entrainer). Distilasi azeotrop ini komponen yang ditambahkan bersifat lebih volatile dari zat yang akan dipisahkan

sehingga setelah proses komponen tersebut muncul sebagai hasil atas. Distilasi ekstraktif adalah distilasi dengan distilasi penambahan entrainer bersifat lebih tidak volatil dari zat yang akan dipisahkan sehingga kebanyakan terikut sebagai produk bawah (residu).

Pada penelitian ini, menggunakan distilasi azeotrope dengan jenis kolom *sieve tray column*. Pada *sieve tray column*, uap dan cairan bersentuhan dan terjadi perpindahan massa. Komponen titik didih yang lebih rendah (etanol) dari cairan yang turun kolom akan diuapkan dan ditransfer ke uap yang naik ke kolom. Di sisi lain, komponen titik didih yang lebih tinggi (air) dari uap yang naik akan terkondensasi menjadi cairan yang mengalir ke bawah. Oleh karena itu pada setiap tahap, uap akan mengandung lebih banyak komponen yang memiliki titik didih yang rendah (etanol) sedangkan cairan akan lebih banyak mengandung komponen yang memiliki titik didih lebih tinggi (air).

II.6.2 Dehidrasi

Dehidrasi merupakan proses untuk mengadsorpsi impuritas yang terdapat pada etanol sehingga konsentrasi yang didapatkan bisa lebih dari 99%. Adsorpsi yang digunakan ialah adsorpsi fisika, sehingga tidak terjadi reaksi selama adsorpsi sehingga adsorben dapat diregenerasi dengan mudah dan digunakan untuk adsorpsi kembali. Adsorben yang biasanya digunakan ialah Alumina aktif/zeolit.

Zeolit adalah mineral kristal alumina silikat berpori terhidrat yang mempunyai struktur kerangka tiga dimensi terbentuk dari tetrahedral $[\text{SiO}_4]_4$ dan $[\text{AlO}_4]_5$. Kedua tetrahedral di atas dihubungkan oleh atom-atom oksigen, menghasilkan struktur tiga dimensi terbuka dan berongga yang didalamnya diisi oleh atom-atom logam biasanya logam-logam

alkali atau alkali tanah dan molekul air yang dapat bergerak bebas (Breck, 1974; Chetam, 1992; Scot et al., 2003).

Zeolit sintetik adalah zeolit yang dibuat secara rekayasa yang sedemikian rupa sehingga didapatkan karakter yang lebih baik dari zeolit alam. Prinsip dasar produksi zeolit sintetik adalah komponennya yang terdiri dari silika dan alumina, sehingga dapat disintesis dari berbagai bahan baku yang mengandung kedua komponen di atas.

II.7 Sintesa Sistem Distilasi

Proses pemisahan yang umum dijumpai di industri kimia adalah distilasi. Persoalan utama dari perancangan proses distilasi ini adalah urutan-urutan pemisahan nya berhubung komponen yang akan dipisahkan pada umumnya banyak. Disini ditinjau sintesa urutan-urutan pemisahan distilasi untuk kolom sederhana yang non integrated. Berikut ciri-ciri kolom sederhana:

1. Satu aliran umpan, dua aliran produk
2. Komponen-komponen kunci berdampingan dalam hal volatilitasnya
3. Satu Reboiler dan satu kondensor

Batasan-batasan praktis dalam pemilihan *distillation sequence*:

1. Bahan berbahaya dipisahkan awal
2. Komponen reaktif dan Heat-sensitive dipisahkan se-awal mungkin
3. Komponen korosif dipisahkan se-awal mungkin
4. Bila peruraian dalam reboiler dapat mengotori produk, maka produk jangan diambil dari bagian bawah kolom
5. Bila terdapat masalah polimerisasi, produk akhir yang diambil dari bagian bawah kolom
6. Komponen yang sulit mengembun, dipisahkan pada bagian atas kolom pertama.

(Robin Smith, 2016)

II.8 Konfigurasi 2 (Bastidas)

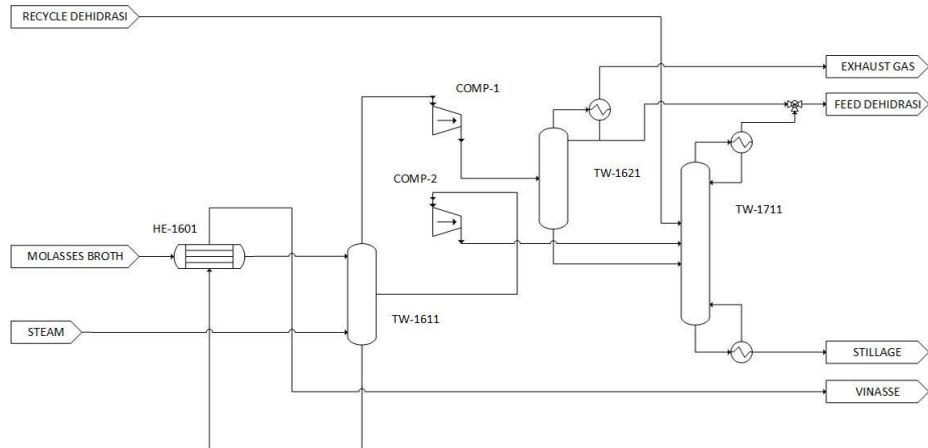
Berdasarkan jurnal “Alcohol Distillation Plant Simulation”: Thermal and Hydraulic Studies” didapatkan konfigurasi proses pemurnian pabrik bioetanol yang berbeda dari konfigurasi peralatan yang telah didapatkan. Pabrik bioetanol yang berada di Colombia ini menggunakan tiga alat utama, yaitu *mash and degasifying column*, *aldehyde column* dan *distillation column*. Kondisi operasi masing-masing peralatan dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel II.2 Kondisi Operasi dari Kolom Ditolasi

Parameter	Degassifying and mash column	Aldehyde Column	Distillation Column
Stage Number	25	25	58
Condenser	NO	Partial L+V	Partial L+V
Reboiler	NO	NO	Thermosiphon
P (Pa)	40944	25090	26055
ΔP (Pa)	10339	9650	21787
Distillate Flow Rate (kg/s)	NO	0.22	2.03
Mass Reflux Ratio	NO	NO	4.3
Design Spec	89.7% <i>recovery</i> etanol pada uap alkohol	79% <i>recovery</i> etanol pada distilat	96.8% <i>recovery</i> etanol pada distilat

Digunakan basis produksi 250 meter³ etanol. Dengan hasil akhir 95% etanol pada top kolom distilasi. Konsentrasi feed yang digunakan pada 6,7% etanol. Proses flow diagram konfigurasi ini dapat dilihat pada gambar berikut.

PROCESS FLOW DIAGRAM PABRIK BIOETHANOL DARI MOLASSES
KONFIGURASI BASTIDAS



KETERANGAN			
6	TW-1711	K olom Distilasi	1
5	TW-1621	K olom Aldehyde	1
4	COMP-2	K ompressor K olom Distilasi	1
3	COMP-1	K ompressor K olom Aldehyde	1
2	TW-1611	K olom Mash and Degassing	1
1	HE-1601	Heater Molasses Broth	1
NO.	KODE	NAMA ALAT	JUMLAH

Flowsheet :

KONFIGURASI BASTIDAS		
----------------------	--	--

Gambar II.5 *Process Flow Diagram* Konfigurasi II (Bastidas)

Proses dimulai ketika *molasses broth* dari unit fermentasi dilakukan *preheating* dan masuk ke kolom mash dan *degasifying*. Pada kolom ini terdapat 2 bagian, yaitu bagian mash yang memiliki 20 tray dan bagian degasifying yang memiliki 5 tray. Kolom ini berfungsi untuk memisahkan alkohol dari mash (cairan hasil fermentasi) Cairan *molasses broth* masuk melalui *top stage* yang paling atas dengan pemberian steam (uap air panas jenuh) yang masuk melalui *bottom stage*. Uap air yang terkondensasi pada masing-masing stage dapat digunakan sebagai media pembersih kotoran yang menempel pada tray. Produk ethanol dipisahkan pada stage ke-20 dengan konsentrasi 40-45%. Sedangkan pada stage ke-25 dipisahkan komponen-komponen ringan, seperti CO₂, *acetaldehyde*, ethanol dan sedikit etanol yang terikut. Pada kolom *aldehyde* dilakukan pemisahan lebih lanjut untuk memperoleh etanol yang masih terikut dengan fraksi ringannya. Cara kerja kolom distilasi sama dengan kolom distilasi yang ada pada Konfigurasi I (Konvensional).

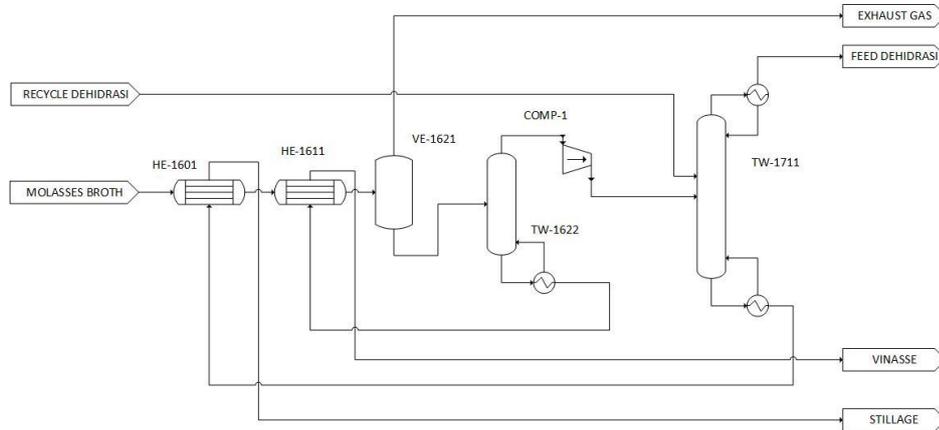
(Bastidas, 2012)

II.9 Konfigurasi 3 (Tao Ling)

Berdasarkan jurnal “*Techno-Economic Analysis for Upgrading the Biomass-Derived Ethanol-to-Jet Blendstocks*” didapatkan konfigurasi proses pemurnian pabrik bioetanol yang berbeda dari konfigurasi-konfigurasi sebelumnya tapi memiliki beberapa kesamaan dengan Konfigurasi II. Kedua konfigurasi ini sama-sama menggunakan *mash* dan *degasifying column*, serta *distillation column*. Namun untuk konfigurasi III ini *mash* dan *degasifying column* nya dipisah dengan menggunakan flash drum sebagai pengganti *degasifying column*. Sehingga pemisahan fraksi ringan, seperti CO₂, *acetaldehyde*, dan metanol dilakukan di awal proses. Dikarenakan proses *degasifying*-nya dilakukan di awal, maka jumlah *stage* pada *mash column* berkurang menjadi hanya 20 stage. Selain itu, media pemanas yang digunakan tidak berkontak langsung, namun melalui reboiler. Sehingga *steam*

yang digunakan dapat diregenerasi dengan mudah. *Aldehyde column* juga tidak digunakan pada konfigurasi ini. *Process flow diagram* konfigurasi ini dapat dilihat pada gambar berikut.

PROCESS FLOW DIAGRAM PABRIK BIOETHANOL DARI MOLASSES
KONFIGURASI TAO



KEJERANGAN			
6	TW-1711	Kolom Dehidrasi	1
5	COMP-1	Kompresor Kolom Rektifikasi	1
4	TW-1622	Kolom Mash	1
3	VE-1621	Degassing Column	1
2	HE-1611	Heater Flash Drum	1
1	HE-1601	Heater Molasses Broth	1
NO	KODE	NAMA ALAT	JUMLAH
Flowsheet :			
KONFIGURASI TAO			

Gambar II.6 Process Flow Diagram Konfigurasi III (Tao Ling, dkk)

II.10 Analisa Ekonomi pada Penggantian Alat

Penggantian alat merupakan salah satu dari jenis alternatif proses dimana fasilitas yang ada diganti dengan fasilitas yang berbeda. Alasan dari penggantian alat dapat dibagi menjadi 2, yaitu.

1. Peralatan yang sudah ada harus diganti atau diubah untuk melanjutkan operasi dan memenuhi permintaan yang ada.
2. Peralatan yang sudah ada masih bisa beroperasi menghasilkan produk atau jasa, tetapi alat yang lebih efisien telah ada yang dapat mengurangi beban operasi.

Ketika alasan penggantian dikarenakan faktor yang pertama, satu satunya alternatif hanya dengan mengubah alat seperlunya atau berhenti beroperasi. Pada kondisi ini analisa ekonomi hanya dilakukan dengan membandingkan alternatif proses yang ada.

Apabila alasan penggantian dikarenakan factor yang kedua, pertimbangan yang hati-hati diperlukan terhadap berbagai faktor. Untuk menentukan apakah perubahan dapat dilakukan, beban operasional antara peralatan yang sudah ada dengan peralatan yang baru harus dibandingkan. Selain itu juga harus dipertimbangkan modal yang dimiliki, tingkat depresiasi pada masing-masing peralatan serta keuntungan yang diperoleh dengan penyesuaian terhadap standard produk yang ditetapkan.

(Timmerhaus, 1991, 329-330)

II.11 Controllability

Controllability merupakan sifat yang penting dari sistem kontrol dan sifat ini memainkan peranan penting pada banyak masalah kontrol seperti stabilisasi dari sistem yang tidak stabil dengan kontrol *feedback* atau optimal.

Apabila unit proses disusun hanya pada konfigurasi seri, dimana produk pada tiap unit menjadi *feed* pada unit setelahnya dan tanpa adanya *recycle* bahan atau energi, maka kontrol yang digunakan dapat sederhana. Sehingga susunan kontrol yang

digunakan dapat mengacu pada masing-masing unit operasi untuk menangani beban *disturbance*. Tetapi untuk meningkatkan efisiensi massa dan panas yang diperoleh, kebanyakan pabrik menggunakan integrasi massa dan panas. Sehingga sistem kontrol yang digunakan menjadi sangat kompleks. Dengan adanya *recycle* ini menyebabkan dua efek pada sistem kontrol, yaitu:

1. *Recycle* dapat mempengaruhi dinamika proses. Konstanta waktu overall menjadi sangat berbeda daripada jumlah dari konstanta waktu masing-masing unit.
2. *Recycle* dapat menyebabkan efek “*snowball*”, yaitu perubahan sedikit parameter pada feed dapat menyebabkan perubahan pada *steady-state* parameter *recycle* yang besar. Perubahan ini dapat menyebabkan perubahan dinamik yang lebih besar

(Luyben, 1999, hal. 22)

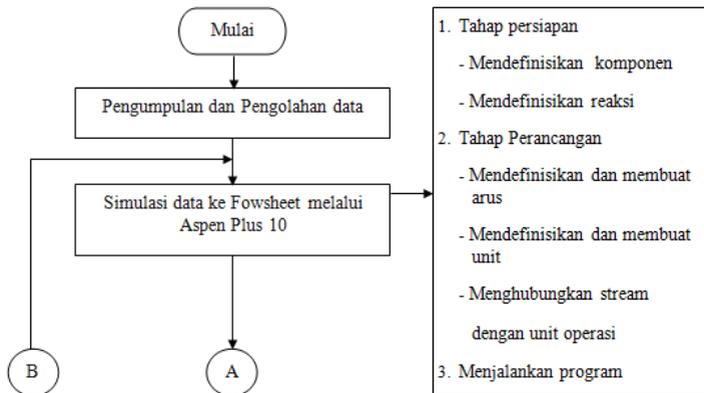
Pada sistem distilasi, kebanyakan industri menggunakan kolom yang memiliki *multiple feeds*, *sidestreams*, kombinasi beberapa kolom dan integrasi panas untuk meningkatkan efisiensi proses pemisahan. Hal ini menyebabkan pengurangan energi yang digunakan secara signifikan. Namun, hal ini juga menyebabkan sistem kontrol semakin kompleks. Apabila digunakan sistem *sidestream*, terutama pada fase *vapor* terdapat masalah yang muncul apabila *flowrate vapor* dari *sidestream* lebih dari 50% dari total *vapor* yang naik ke tray *sidestream*, maka dapat menyebabkan perubahan yang signifikan untuk *vapor* yang naik ke tray di atas tray *sidestream*. Hal ini dapat dihindari dengan mengatur rate keluar *vapor sidestream*. Selain itu untuk mempermudah sistem kontrol dapat digunakan peralatan tambahan, seperti *stripper*, dan *rectifier*.

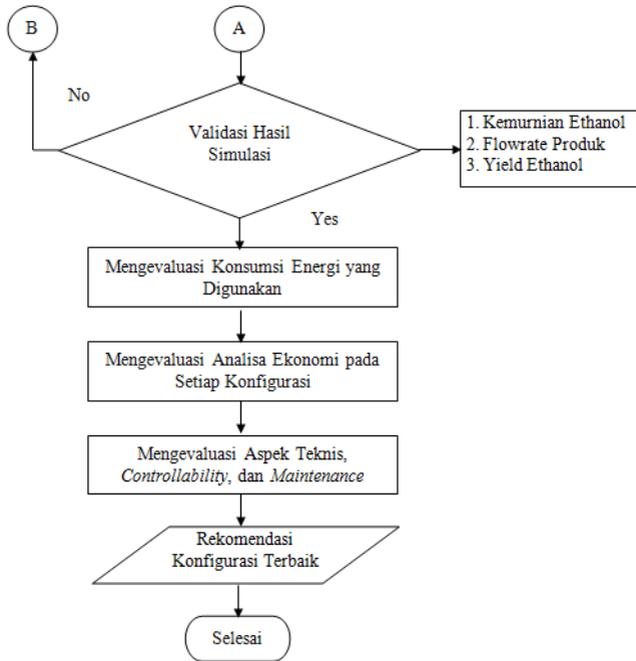
(Luyben, 1999, hal.221)

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

III.1 Tahapan Penelitian

Tahapan yang dimaksud adalah suatu acuan dalam melakukan urutan-urutan kerja atau langkah-langkah analitis yang disusun secara benar dan teratur agar topik permasalahan bisa diselesaikan secara tepat dan dapat dipertanggungjawabkan. Pertama dilakukan pendefinisian masalah, dimana penelitian difokuskan pada bahasan-bahasan tertentu untuk mencegah perluasan pembahasan. Untuk mendapatkan bahasan yang jelas, maka dilakukan pendefinisian batas sistem. Selanjutnya menentukan variabel yang akan dimanipulasi dan kemudian membuat deskripsi proses untuk manipulasi. Secara umum penelitian ini dilakukan dengan tahapan sebagai berikut :





Gambar III.1 Diagram Alir Penelitian

III.2 Simulasi Data ke Flowsheet Melalui Aspen Plus 10

1. Pengambilan data operasi

Pengambilan data operasi dimaksudkan untuk memasukkan semua data yang diperlukan untuk melakukan simulasi. Data tersebut diambil dari pabrik ethanol, yang meliputi :

- a) Properties bahan masuk dan produk, antara lain :
 - Jumlah komponen atau produk yang hendak dipisahkan
 - Jumlah atau fraksi massa dari setiap komponen
 - Sifat fisik komponen (boiling point, solubility, relative volatility, surface tension).
 - Sifat kimia komponen (reactions with other

- chemicals).
- b) Kondisi operasi, antara lain :
 - . Jumlah tray dalam kolom
 - . Feed tray
 - . Reflux ratio
 - . Konstruksi bahan untuk kolom distilasi
 - . Suhu campuran feed
 - . Tekanan operasi dalam kolom distilasi.
 - c) Batasan - batasan pada setiap alat :
 - . Batasan pada tinggi kolom destilasi
 - . Batasan suhu
 - . Batasan tekanan
 - . Campuran azeotrope

2. Pemilihan Model Termodinamika

Dalam penelitian, begitu juga dengan simulasi, untuk mendekati kondisi simulasi dengan kondisi lapangan sangat diperlukan pemilihan model termodinamika yang paling akurat. Dalam permodelan sistem pemurnian etanol dari molases, pemilihan model termodinamika sangat berpengaruh pada hasil simulasi.

Untuk pemilihan model termodinamika yang tepat pada simulasi ini, yang dianggap bahwa sistem distilasi beroperasi di bawah vakum dan sangat non-ideal karena interaksi antara komponen. Menurut Carlson, model termodinamika yang dapat mewakili sistem adalah NRTL, UNIQUAC dan *Equation of State* (EOS). Oleh karena itu, model NRTL-RK (menggunakan model NRTL dan EOS Redlich-Kwong untuk menggambarkan perilaku fase cair dan uap, masing-masing).

(Bastidas, 2012, 82)

Pemilihan model termodinamika pada umumnya mengacu pada artikel "*Applied Thermodynamics for Process Modelling*" yang ditulis oleh Chen dan Mathias model. Pada simulasi ini menggunakan NRTL karena

sistem yang diteliti merupakan proses kimia.

3. Simulasi Steady State Setiap Konfigurasi

Saat melakukan simulasi konfigurasi, dilakukan juga pengujian beberapa macam konfigurasi dengan cara simulasi melalui program Aspen Plus 10 berdasarkan data operasi yang diperoleh. Beberapa data seperti fraksi umpan masuk dan keluar setiap unit diperlukan dalam simulasi. Berikut data sesuai dengan kondisi pabrik:

Tabel III.1 Data Fraksi Etanol Masuk dan Keluar pada Setiap Unit

No	Unit	Feed	Produk
1	<i>Falling Film Evaporator</i>	Etanol 9-11%	Etanol 16%
2	Distilasi	Etanol 16%	Etanol 92-96,5%
3	Dehidrasi	Etanol 92-96,5%	Etanol 99,5-100%

III.3. Konfigurasi yang Disimulasikan

1. Konfigurasi 1 (Konvensional)

Pada simulasi flowsheet pertama, konfigurasi yang digunakan sesuai dengan konfigurasi berdasarkan kondisi lapangan di suatu pabrik bioetanol. Yakni sistem refinery yang digunakan meliputi, Evaporator *Quadruple Tank*, Kolom Distilasi dan Kolom Dehidrasi. Pada simulasi ini, menggunakan software Aspen Plus 10 untuk sistem evaporasi dan distilasi, sedangkan untuk sistem dehidrasi menggunakan Aspen Adsorption 10.

Pada simulasi kali ini, hanya menyimulasikan unit evaporasi dan kolom distilasi untuk mengetahui jumlah penggunaan energi yang dibutuhkan serta untuk mengetahui kemurnian yang dapat dicapai.

2. Konfigurasi 2 (Bastidas)

Sebelum dilakukan simulasi menggunakan data existing, dilakukan simulasi yang sesuai dengan data jurnal untuk memvalidasi simulasi yang digunakan.

Proses dimulai ketika *molasses broth* dari unit fermentasi dilakukan *preheating* dan masuk ke kolom mash dan *degasifying*. Pada kolom ini terdapat 2 bagian, yaitu bagian mash yang memiliki 20 tray dan bagian *degasifying* yang memiliki 5 tray. Kolom ini berfungsi untuk memisahkan alkohol dari mash (cairan hasil fermentasi) Cairan *molasses broth* masuk melalui *top stage* yang paling atas dengan pemberian steam (uap air panas jenuh) yang masuk melalui *bottom stage*. Uap air yang terkondensasi pada masing-masing stage dapat digunakan sebagai media pembersih kotoran yang menempel pada tray. Produk ethanol dipisahkan pada stage ke-20 dengan konsentrasi 40-45%. Sedangkan pada stage ke-25 dipisahkan komponen-komponen ringan, seperti CO₂, *acetaldehyde*, ethanol dan sedikit etanol yang terikut. Pada kolom *aldehyde* dilakukan pemisahan lebih lanjut untuk memperoleh etanol yang masih terikut dengan fraksi ringannya. Cara kerja kolom distilasi sama dengan kolom distilasi yang ada pada Konfigurasi I (Konvensional).

(Bastidas, 2012)

3. Konfigurasi 3 (Tao Ling)

Konfigurasi proses pemurnian pabrik bioetanol ketiga berbeda dengan konfigurasi-konfigurasi sebelumnya tapi memiliki beberapa kesamaan dengan Konfigurasi 2. Kedua konfigurasi ini sama-sama menggunakan *mash* dan *degasifying column*, serta *distillation column*. Namun untuk konfigurasi 3 ini *mash* dan *degasifying column* nya dipisah dengan menggunakan flash drum sebagai pengganti *degasifying*

column. Sehingga pemisahan fraksi ringan, seperti CO₂, *acetaldehyde*, dan metanol dilakukan di awal proses. Dikarenakan proses *degasifying*-nya dilakukan di awal, maka jumlah *stage* pada *mash column* berkurang menjadi hanya 20 *stage*. Selain itu, media pemanas yang digunakan tidak berkontak langsung, namun melalui reboiler. Sehingga *steam* yang digunakan dapat diregenerasi dengan mudah. *Aldehyde column* juga tidak digunakan pada konfigurasi ini.

(Tao Ling, 2016)

III.4. Validasi Hasil Simulasi

Setelah memperoleh beberapa flowsheet simulasi konfigurasi, maka menghitung yield yang diperoleh dari masing-masing flowsheet. Pengujian validasi hasil simulasi dilakukan dengan data operasi yang diperoleh. Membandingkan hasil simulasi konfigurasi 2 dan 3 terhadap konfigurasi 1 yaitu konfigurasi yang sesuai dengan kondisi lapangan yang ada di pabrik bioetanol. Adapun data kemurnian dan data flowrate pada pabrik bioetanol adalah sebagai berikut :

Tabel III.2 Spesifikasi Etanol yang di Produksi Pabrik Bioetanol

Produksi Etanol	
Fraksi Etanol	90 %
Flowrate Product	4.784
Yield Etanol	0,0969

Validasi data dilakukan dengan membandingkan kemurnian etanol dan yield yang dihasilkan masing-masing konfigurasi. Validasi meliputi data fraksi etanol dan yield etanol. Batasan error validasi tersebut adalah 10%.

III.5. Mengevaluasi Konsumsi Energi

Langkah selanjutnya, mengevaluasi konsumsi energi (*operating cost*) yang digunakan pada proses dari flowsheet simulasi konfigurasi. Evaluasi energi meliputi penggunaan utilitas

pabrik dalam masing-masing konfigurasi yang meliputi *steam* dan *cooling water*.

III.6. Mengevaluasi Analisa Ekonomi

Dan terakhir, mengevaluasi analisa ekonomi pada konfigurasi 2 dan konfigurasi 3 dengan membandingkannya pada konfigurasi 1. Analisa ekonomi berupa perhitungan *operating cost*, *capital cost* serta *annual cost* dan ROI (*Return On Investment*). Langkah-langkah perhitungan analisa ekonomi, yaitu.

1. Perhitungan *operating cost* diperoleh jumlah total *steam* dan *cooling water* yang digunakan dikali dengan harga masing-masing utilitas. Harga *steam* dan *cooling water* diperoleh dari (www.intratec.us)

$$\text{operating cost} = (\text{jumlah steam} \times \text{harga steam}) + (\text{jumlah cooling water} \times \text{harga cooling water})$$

2. Sedangkan *annual cost* diperoleh dari penjumlahan *operating cost* dan depresiasi peralatan yang digunakan.

$$\text{annual cost} = \text{operating cost} + \text{depresiasi}$$

3. Selanjutnya dihitung *annual saving* dengan menghitung selisih dari *annual cost* konfigurasi 2 dan 3 terhadap konfigurasi 1.

$$\text{annual saving} = \text{annual cost konfigurasi 2 atau 3} - \text{annual cost konfigurasi 1}$$

4. ROI dihitung dengan membagi *annual saving* terhadap total *capital investment* dari peralatan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{annual saving}}{\text{harga peralatan yang digunakan}} \times 100\%$$

III.7. Mengevaluasi Aspek Teknis, *Controllability*, dan *Maintenance*

Evaluasi aspek teknis, *controllability* dan *maintenance* dilakukan dengan cara membandingkan ketiga konfigurasi pada ketiga aspek tersebut dengan didasarkan pada teori di literatur terkait.

BAB IV

HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

Pada penelitian ini, untuk melakukan konfigurasi proses diperlukan validasi dari hasil simulasi dengan data operasi yang ada di lapangan. Tujuan validasi adalah sebagai acuan yang menunjukkan bahwa simulasi dapat mendekati kondisi yang sebenarnya. Validasi dilakukan secara bertahap untuk masing-masing proses pada setiap konfigurasi. Hal ini sangat penting mengingat keterkaitan yang sangat erat dari keterlibatan komponen yang kompleks pada feed. Apabila validasi dari satu tahap tidak dihasilkan output yang memiliki error minimal maka akan mempengaruhi validasi untuk tahap proses selanjutnya.

Data yang diambil berasal dari pabrik konvensional di Indonesia serta didukung dari beberapa literatur. Hasil fermentasi berupa *Molasses Broth* (MBR) sebanyak 49.348 kg/jam dengan kadar etanol sebesar 10%, air sebesar 69,6% dan sisanya adalah impurities. Dapat dilihat pada table IV.1 merupakan input data komponen serta flowrate *molasses broth* hasil keluaran dari tangki fermentasi yang menjadi feed masuk pada sistem refinery:

Tabel IV.1 Refinery System Input

No	Komponen	Fraksi (massa)	Flowrate (kg/jam)
1	Ethanol	0,1	4.934,8
2	Water	0,696	34.345,56
3	Sucrose	0,1	4.934,8
4	Fructose	0,1	4.934,8
5	Carbon Dioxida	0,001	49.348
6	1-propanol	0,001	49.348
7	Isopropanol	0,0000035	0,017272

8	n-butanol	0,000042	0,207262
9	3-methyl-1-butanol	0,002	98,696
10	1-pentanol	0,000021	0,103631
11	Isobutanol	0,0000385	0,18999
12	Acetaldehyde	0,0000001	0,000493
13	Acetic Acid	0,0000252	0,124357
14	Methanol	0,0000003	0.00148

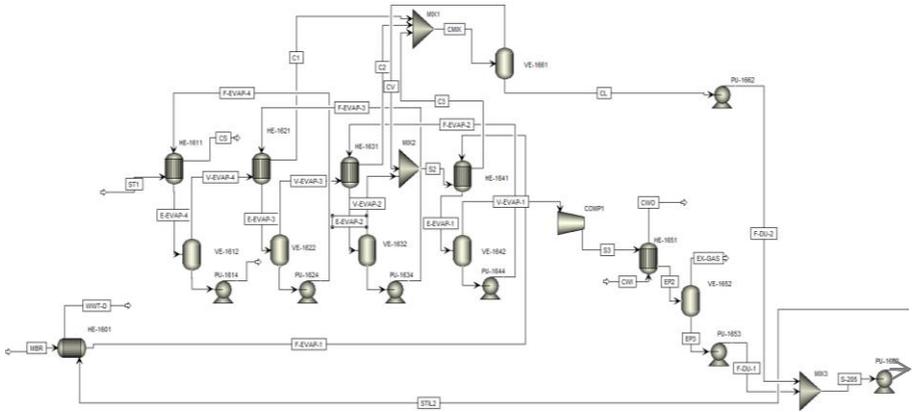
(Bastidas, 2012, 83)

IV.1. Simulasi Konfigurasi Proses

Dan selanjutnya menyimulasikan beberapa konfigurasi berdasarkan data kondisi operasi yang ada di lapangan. Berikut tiga simulasi konfigurasinya :

IV.1.1. Simulasi Konfigurasi 1

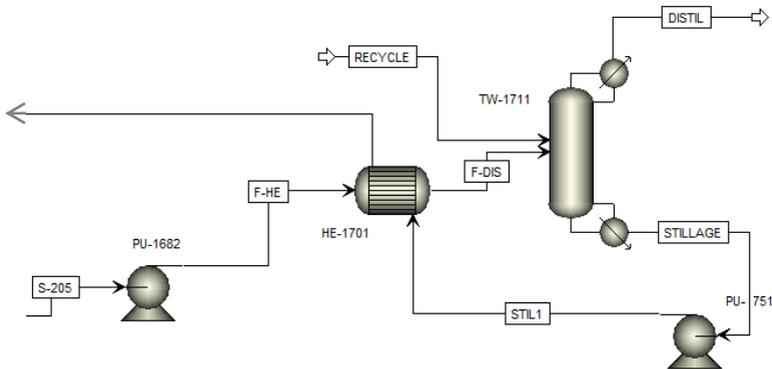
Pada simulasi flowsheet pertama, konfigurasi yang digunakan sesuai dengan konfigurasi berdasarkan kondisi lapangan di suatu pabrik bioetanol. Yakni sistem refinery yang digunakan meliputi, Evaporator *Quadruple Tank*, Distilasi dan Dehidrasi. Pada simulasi ini, menggunakan software Aspen Plus 10 untuk sistem evaporasi dan distilasi, sedangkan untuk sistem dehidrasi menggunakan Aspen Adsorption 10.



Gambar IV.1 Konfigurasi 1 Sistem Evaporator *Quadruple Tank* dengan Aspen Plus 10

Pada proses ini diambil basis satu jam operasi. Hasil fermentasi berupa *Molasses Broth* (MBR) sebanyak 49.348 kg/jam dengan kadar etanol sebesar 10%, air sebesar 69,6% dan sisanya adalah impurities. Jenis sistem evaporasi ini adalah *backward evaporation quadruple tank*, dimana steam yang masuk berlawanan dengan arah *feed* yang masuk. Tujuan dari sistem evaporasi ini adalah menguapkan etanol agar bebas dari impurities solid serta liquidnya. Feed masuk melewati HE-1601 berupa *molasses broth* dengan suhu 32°C, tekanan 4,3 bar dan keluar menuju ke sistem evaporasi (F-EVAP 1) dengan suhu 39°C, tekanan 3,6 bar. Sedangkan steam diinjeksikan langsung secara *backward* (ST-1) dengan suhu 143,7 °C, tekanan 4 bar.

Tekanan pada steam dibuat besar agar dapat mendorong feed sehingga yield yang dihasilkan semakin besar. Dari stage awal ke stage terakhir (kanan ke kiri), tekanan semakin rendah yang mengakibatkan suhu turun sehingga semakin banyak etanol yang teruapkan. Dari sistem evaporasi menghasilkan output dengan flowrate 21.518 kg/jam dengan konsentrasi etanol sebesar 21,45%. Setelah dari sistem evaporasi, produk dialirkan menggunakan pompa (PU-1682) menuju sistem distilasi (TW-1711) dan melewati HE-1701.



Gambar IV.2. Simulasi Konfigurasi 1 Unit Distilasi dengan Aspen Plus 10

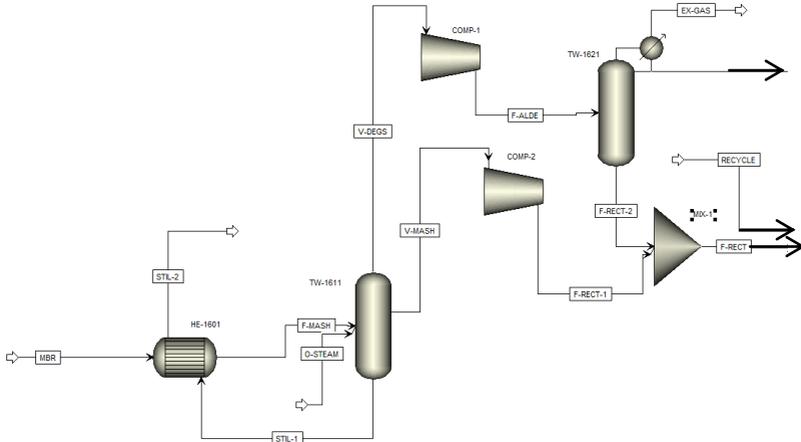
Sebelum masuk ke sistem distilasi, feed di panaskan dari suhu $53,63^{\circ}\text{C}/4,71$ bar menjadi suhu $104^{\circ}\text{C}/4,023$ bar yang bertujuan agar etanol mudah dipisahkan dari fraksi-fraksi beratnya. Kolom distilasi yang digunakan adalah jenis *sieve tray*, menggunakan partial condenser dan total reboiler dengan stage berjumlah 60. Pada kolom distilasi, fungsinya adalah memekatkan etanol dan memisahkan dari impurities sehingga distillate yang dihasilkan lebih murni. Dari kolom distilasi, flowrate distillate yang dihasilkan sebesar $4.361,46$ kg/jam dengan suhu $97,2^{\circ}\text{C}/2,06$ bar dan menghasilkan etanol dengan kemurnian $93,3\%$.

Produk yang keluar dari kolom distilasi, harus dimurnikan lagi di unit dehidrasi. Unit dehidrasi bekerja secara adsorpsi menggunakan bahan pengadsorp yaitu alumina aktif. Pada kolom dehidrasi akan dihasilkan etanol dengan kemurnian $99,5\%$.

IV.1.2. Simulasi Konfigurasi 2

Simulasi konfigurasi kedua ini menggunakan *degassifying* dan *mash column* serta *aldehyde column* sebagai pengganti unit evaporasi. Setelah dari *degassifying* dan *mash column*, etanol akan dimurnikan pada unit distilasi dan unit dehidrasi.

(Bastidas, 2012, 81)



Gambar IV.3. Simulasi Konfigurasi 2 *Degassifying* dan *Mash Column Unit* serta *Aldehyde Column* dengan Aspen Plus 10

Molasses broth hasil dari fermentasi masuk pada *degassifying column*, dimana pada *degassifying* dan *mash column* ini bertujuan untuk menghilangkan komponen solid dan mengurangi kadar *lighter compounds* seperti CO₂, acetaldehide, metanol dan komponen lainnya. *Degassifying* dan *mash column* bekerja dengan prinsip absorpsi menggunakan open steam. Sebelum digunakan data yang sesuai dengan data existing, dilakukan validasi menggunakan data jurnal. Dari validasi diperoleh hasil sebagai berikut.

Tabel IV.2 Hasil Validasi Konfigurasi Bastidas

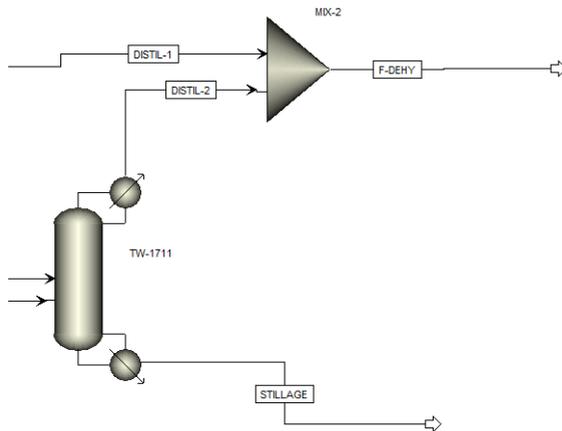
Parameter	Hasil Simulasi	Hasil dari Jurnal	Error
% Etanol pada uap alkohol menuju kolom distilasi	44,77%	40 – 45%	-
% Etanol pada distilat kolom aldehyde	92,63%	95%	2,49%

Error yang dihasilkan disebabkan oleh tidak sesuainya parameter desain seperti jumlah steam yang diguganakan, yield etanol yang dihasilkan dan kondisi feed ke sistem yang kurang diketahui seperti suhu dan tekanan. Sehingga hasil yang didapatkan tidak sama dengan hasil simlasi dari jurnal tersebut. Spesifikasi steam yang digunakan sama seperti steam pada unit evaporasi konfigurasi 1 yaitu steam dengan suhu 143,689°C dan tekanan 4 bar dengan jumlah steam sebesar 13.000 kg/jam.

Sebelum dimurnikan di unit distilasi, produk atas (produk *kolom degasifying*) akan masuk ke *aldehyde column* terlebih dahulu dengan bantuan kompresor agar suhu dan tekanan feed meningkat, sementara produk bawah (produk *mash column*) akan langsung dialirkan ke unit distilasi yang juga menggunakan bantuan kompresor.

Setelah dari *Degassifying* dan *Mash Column Unit*, etanol dengan konsentrasi 56,3% dimurnikan dengan menggunakan *aldehyde column*. *Aldehyde column* ini menggunakan partial kondensor tanpa reboiler dengan jumlah stage sebanyak 25. Etanol yang masuk dengan konsentrasi 56,3% akan dimurnikan menjadi 93,05% untuk *top product* nya sementara bottom productnya sebesar 26,39% akan dimurnikan lagi ke kolom distilasi. Top product dari *aldehyde column* akan dicampur dengan produk kolom distilasi dan dialirkan pada unit dehidrasi.

Kolom distilasi pada konfigurasi 2 mempunyai spesifikasi yang sama dengan unit distilasi konfigurasi 1. Kolom distilasi yang digunakan adalah jenis *sieve tray*, menggunakan partial kondensor dan total reboiler dengan stage berjumlah 60.



Gambar IV.4. Simulasi Konfigurasi 2 Unit Distilasi dengan Aspen Plus 10

Pada kolom distilasi, fungsinya adalah memekatkan etanol dan memisahkan dari impurities sehingga distillate yang dihasilkan lebih murni. Dari kolom distilasi, flowrate distillate (Distil-2) yang dihasilkan sebesar 3.030,76 kg/jam dan menghasilkan etanol dengan kemurnian 92,67%.

Hasil keseluruhan distilat pada kolom aldehyde (Distil-1) dan kolom distilasi (Distil-2) di campur menjadi 1 dan menghasilkan etanol 93,3% dengan flowrate 4.361,46 kg/jam.

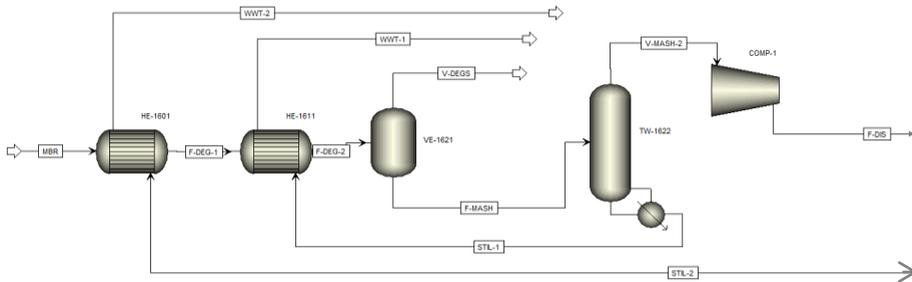
Selanjutnya adalah proses pemisahan air dan etanol menggunakan unit dehidrasi hingga kemurnian etanol mencapai 99,5%.

IV.1.3. Simulasi Konfigurasi 3

Pada simulasi ketiga ini menggunakan *degassifying* dan *mash column* sebagai pengganti sistem evaporasi. Berbeda dengan konfigurasi 2, pada konfigurasi 3 ini, *degassifying* dan *mash column* didesain secara terpisah.

(Tao Ling, 2016, 7)

Pertama-tama, MBR hasil dari fermentasi dipanaskan terlebih dahulu menggunakan HE-1601 dari suhu 32°C hingga 44,64°C dan dipanaskan lagi hingga mencapai 80°C menggunakan HE-1611 dengan tekanan 2,93 bar. Kemudian feed (MBR) masuk ke kolom degasifying, tujuan dari kolom degasifying ini adalah mengurangi konsentrasi gas CO₂ yang sangat mempengaruhi pemisahan, fasa CO₂ pada larutan tersebut adalah terlarut, sehingga kemurnian etanol menjadi 9,4%.



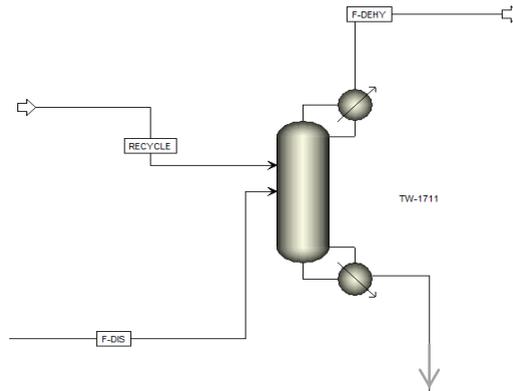
Gambar VI.5. Simulasi Konfigurasi 3 *Degasifying* dan *Mash Column* dengan Aspen Plus 10

Produk hasil keluaran kolom degasifying (VE-1621), masuk menuju *mash column*. Pada *mash column*, etanol dimurnikan hingga konsentrasinya 44,59%. Berbeda dengan konfigurasi 2, *mash column* pada konfigurasi 3 menggunakan partial reboiler. *Degasifying column* yang digunakan pada konfigurasi 3 ini dirubah menjadi *flash column* dengan spesifikasi tekanan kolom sebesar 0,55 atm.

Feed yang masuk pada *mash column* sebanyak 48.630,2 kg/jam dengan suhu 74,37°C/0,56 bar. Dan menghasilkan *top product* sebanyak 10.224,7 kg/jam dengan konsentrasi etanol sebesar 44,6% sedangkan konsentrasi etanol pada *bottom product* sebesar $3,3 \times 10^{-9}\%$.

Top product yang keluar dari *mash column* dimurnikan lagi pada kolom distilasi dan dialirkan melewati kompresor untuk

meningkatkan suhu dan tekanan feed hingga mencapai 240,047°C/ 2,3 bar.



Gambar VI.6. Simulasi Konfigurasi 3 Unit Distilasi dengan Aspen Plus 10

Seperti pada konfigurasi 1 dan 2, kondisi operasi kolom distilasi pada konfigurasi ketiga ini disamakan dengan konfigurasi sebelumnya. Pada kolom distilasi, etanol dimurnikan dari 44,6% menjadi 93,3% dengan flowrate sebesar 4.361,46 kg/jam. Dan setelah itu akan dimurnikan lagi di unit dehidrasi hingga kemurnian etanol mencapai 99,5%.

IV.2. Konfigurasi Proses dan Hasil Simulasi

Dalam penelitian ini terdapat 3 macam konfigurasi proses yang telah dilakukan, yaitu :

IV.2.1 Konfigurasi Proses 1

Pada konfigurasi proses pertama, dilakukan simulasi konfigurasi sama seperti yang ada pada suatu pabrik bioetanol. Dari konfigurasi pertama dapat disimpulkan bahwa, kemurnian yang dapat dicapai hanya 93,5 % sedangkan yield yang dihasilkan sebesar 8,84 %.

IV.2.2 Konfigurasi Proses 2

Pada konfigurasi proses kedua, perubahan yang dilakukan yaitu:

1. Mengganti sistem evaporasi dengan menggunakan *degassifying* dan *mash column* serta *aldehyde column*. Konfigurasi kedua ini membutuhkan alat utama dan alat pembantu yang baru sebagai pengganti alat pada konfigurasi pertama. *Degassifying* dan *mash column* dipilih sebagai pengganti unit evaporasi dikarenakan *Degassifying* dan *mash column* dalam 1 kolom terdapat 2 fungsi sekaligus yaitu kolom atas sebagai *degassifying* yang berfungsi untuk mengurangi kandungan CO₂ dan kolom bawah yaitu *mash column* yang dapat mengurangi impurities solid. Dan kemudian top product hasil dari *degassifying* dimurnikan lagi di kolom aldehyde.

Dari konfigurasi kedua dapat disimpulkan bahwa, kemurnian yang dapat dicapai sebesar 93,34% sedangkan yield yang dihasilkan sebesar 8,9%.

IV.2.3 Konfigurasi Proses 3

Pada konfigurasi proses ketiga, perubahan yang dilakukan yaitu:

1. Mengganti sistem evaporasi dengan menggunakan *degassifying* dan *mash column* secara terpisah. Berbeda dengan konfigurasi 2, *degassifying* dan *mash column* dirancang secara terpisah, dan tidak membutuhkan aldehyde column. Dari konfigurasi ketiga dapat disimpulkan bahwa, kemurnian yang dapat dicapai sebesar 93,3% sedangkan yield yang dihasilkan sebesar 8,838%.

Tabel IV.3 Hasil Simulasi pada Ketiga Konfigurasi

Variabel	Konfigurasi 1	Konfigurasi 2	Konfigurasi 3
Fraksi Etanol	93,50%	93,34%	93,30%
Yield Etanol	0,0884	0,089	0,0884
Flowrate Produk (kg/jam)	4.362,47	4.381,99	4.361,46

IV.3. Validasi Hasil Simulasi

Pengujian validasi hasil simulasi dilakukan dengan menghitung error hasil ketiga konfigurasi dengan cara membandingkan hasil simulasi semua konfigurasi terhadap data pabrik sesuai dengan kondisi lapangan yang ada di pabrik bioetanol. Batasan error yang ditetapkan adalah lebih kecil dari 10%. Berikut hasil validasi dari ketiga konfigurasi tersebut :

Tabel IV.4 Hasil Simulasi pada Konfigurasi 1

Variabel	Kondisi Pabrik	Konfigurasi 1	ERROR
Fraksi Etanol	90 %	93,50%	3,8%
Yield Etanol	0,0969	0,0884	8,77%
Flowrate Product	4.784	4.362,47	8,8%

Tabel IV.5 Hasil Simulasi pada Konfigurasi 2

Variabel	Kondisi Pabrik	Konfigurasi 2	ERROR
Fraksi Etanol	90 %	93,34%	3,71%
Yield Etanol	0,0969	0,089	8,15%
Flowrate Product	4.784	4381,99	8,403%

Tabel IV.6 Hasil Simulasi pada Konfigurasi 3

Variabel	Kondisi Pabrik	Konfigurasi 3	ERROR
Fraksi Etanol	90 %	93,30%	3,67%
Yield	0,0969	0,0884	8,772%
Flowrate Product	4.784	4.361,46	8,832%

Dari pengujian validasi didapatkan bahwa ketiga konfigurasi memiliki error yang lebih kecil dari 10%. Sehingga,

ketiga konfigurasi tersebut dapat diterima untuk dilakukan evaluasi ekonominya.

IV.4. Kebutuhan Utilitas Pada Masing-masing Konfigurasi

Kebutuhan utilitas yang dipertimbangkan dalam penelitian ini meliputi kebutuhan *steam* dan *cooling water* pada setiap konfigurasi. *Steam* diperoleh dengan cara menyimulasikan *cooler* dengan menggunakan program Aspen Hysys 10, feed berupa 100% water, dengan tekanan 4 bar dan vapor fraction yang masuk adalah 1 dan vapor fraction yang keluar adalah 0, dari sana akan didapat jumlah *duty* yang digunakan atau jumlah *steam* yang terhitung.

Sedangkan *cooling water* diperoleh dengan cara menyimulasikan *heater* dengan menggunakan program Aspen Hysys 10, feed berupa 100% water, dengan set temperatur masuk 25°C, tekanan 2 bar, dan suhu keluar yang keluar adalah 42°C, dari sana akan didapat jumlah *duty* yang digunakan atau jumlah *cooling water* yang terhitung.

Dari hasil simulasi Aspen Hysys 10, kebutuhan *steam* dan *cooling water* pada masing-masing konfigurasi adalah sebagai berikut :

Tabel IV.7 Kebutuhan Utilitas pada Konfigurasi 1

Unit	Kebutuhan Steam (kg/jam)	Kebutuhan Cooling water (kg/jam)
Evaporasi	18.769,40	13.000
Distilasi	12.085,7	287.171,98
Total	30.854,97	300.171,99

Tabel IV.8 Kebutuhan Utilitas pada Konfigurasi 2

Unit	Kebutuhan Steam (kg/jam)	Kebutuhan Cooling water (kg/jam)
Degassifying dan mash	13.000	0

column		
Aldehyde	0	76.390,411
Distilasi	1749	226.570
Total	14.995,28	279.239,79

Tabel IV.9 Kebutuhan Utilitas pada Konfigurasi 3

Unit	Kebutuhan Steam (kg/jam)	Kebutuhan Cooling water (kg/jam)
Mash	11.057,96	0.00
Distilasi	2.754,35	287.144,135
Total	13.812,32	287.144,135

Dari hasil simulasi dapat disimpulkan bahwa kebutuhan utilitas yang digunakan pada konfigurasi 1 (konvensional) sangat lebih besar daripada utilitas pada konfigurasi 2 dan konfigurasi 3. Hal tersebut membuktikan bahwa penggunaan sistem evaporasi pada sistem pemurnian pabik bioetanol lebih banyak membutuhkan energi dibandingkan dengan sistem pemurnian bioetanol yang menggunakan kolom distilasi. Sehingga konfigurasi yang ada pada pabrik bioetanol tersebut dapat diganti dengan mempertimbangkan 2 konfigurasi yaitu antara konfigurasi 2 dan 3. Untuk mengetahui konfigurasi yang efisien maka dilakukan beberapa pertimbangan salah satunya adalah evaluasi ekonomi.

IV.5 Evaluasi Ekonomi

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi perhitungan *total capital cost*, *operating cost*, *annual cost*, *annual saving*, dan ROI. Perhitungan *total capital cost* meliputi total harga alat pada unit pertama (unit evaporasi) pada masing-masing konfigurasi, harga konfigurasi 1 adalah harga alat pada saat pabrik tersebut dalam

tahap konstruksi yaitu tahun 2012, sedangkan harga alat konfigurasi 2 dan 3 adalah harga pada tahun 2018, hasil yang diperoleh adalah sebagai berikut:

Tabel IV.10 Total Capital Cost pada Setiap Konfigurasi

Konfigurasi	Total Capital Cost
Konfigurasi 1	Rp 6.369.003.362
Konfigurasi 2	Rp 6.291.897.555
Konfigurasi 3	Rp 6.745.954.552

Sedangkan untuk perhitungan *operating cost* meliputi harga utilitas yaitu harga *steam* dan *cooling water* yang digunakan masing-masing konfigurasi. Dalam literatur didapatkan bahwa harga *steam* sebesar \$10/ton sedangkan harga *cooling water* sebesar \$0,03/m³. Dengan asumsi bahwa \$1 adalah Rp 14.387 per 2 Juli 2018, maka didapatkan harga kebutuhan utilitas pada masing-masing konfigurasi adalah :

Tabel IV.11 Operating Cost pada Setiap Konfigurasi

Konfigurasi	Operating Cost (per tahun)
Konfigurasi 1	Rp781.294.665
Konfigurasi 2	Rp385.231.224
Konfigurasi 3	Rp361.026.766

(<https://www.intratec.us>)

Bisa dilihat bahwa biaya konsumsi utilitas yang digunakan pada konfigurasi 1 lebih besar jika dibanding dengan biaya penggunaan utilitas konfigurasi 2 dan 3. Oleh sebab itu, diperlukan evaluasi ekonomi pada konfigurasi 1 dan memberikan rekomendasi pergantian alat jika diperlukan. Rekomendasi yang diberikan berupa penggantian unit evaporasi dengan unit *mash column*, *degasifying column* atau *aldehyde column*. Evaluasi ekonomi ini, dengan membandingkan kebutuhan biaya yang digunakan pada konfigurasi lapangan (konfigurasi 1) dibandingkan dengan konfigurasi baru (2 & 3).

Sedangkan untuk *annual cost* diperoleh dari penjumlahan *operating cost* dan depresiasi peralatan yang digunakan.

Depresiasi adalah penurunan harga alat yang didapatkan dengan salvage value sebesar 10% per umur alat yaitu selama 18 tahun. Pada masing-masing konfigurasi didapatkan depresiasi yang berbeda-beda yaitu sebagai berikut :

Tabel IV.12 Depresiasi dan *Annual cost* pada Setiap Konfigurasi jika Pergantian Alat dilakukan Tahun 2018

Konfigurasi	Depresiasi	Annual Cost	ROI
Konfigurasi 1	Rp 318.450.168,09	Rp 1.099.744.833	-
Konfigurasi 2	Rp 314.594.877,73	Rp 704.155.278	7,07%
Konfigurasi 3	Rp 337.297.727,58	Rp 698.324.494	6,57%

ROI (Return of Investment) dihitung dengan membagi *annual saving* terhadap *total capital investment* dari peralatan. ROI digunakan untuk mengetahui apakah jika pergantian alat tersebut dilakukan akan menguntungkan atau bahkan merugikan. Dikatakan menguntungkan jika ROI bernilai positif dan sebaliknya. Berdasarkan ROI yang diberikan kedua konfigurasi tersebut bernilai positif dan konfigurasi 2 mempunyai nilai ROI yang lebih besar dibanding dengan konfigurasi 3 namun hanya berselisih 0,5%.

Apabila kedua konfigurasi tersebut dibandingkan secara *annual cost*, maka didapatkan konfigurasi kedua yang merupakan konfigurasi yang paling efisien yaitu dengan total *annual cost* sebesar Rp 698.324.494. Jika dilakukan penggantian alat pada tahun ini, diperoleh ROI 6,57% pada konfigurasi 3.

Apabila pergantian dilakukan saat umur peralatan telah habis atau tahun 2031 maka didapat *annual cost* konfigurasi 2 sebesar Rp 788.128.726 dan *annual cost* konfigurasi 3 adalah Rp 793.303.360. Dengan selisih *annual cost* konfigurasi 2 dan 3 sebesar Rp. 870.775. Dengan begitu selisih *annual cost* antara konfigurasi 2 dan 3 tidak terlalu besar. Sehingga konfigurasi 3 menjadi konfigurasi rekomendasi terbaik berdasarkan evaluasi ekonominya.

IV.6 Evaluasi Aspek Teknis, *Controllability*, dan *Maintenance*

Selain dari evaluasi ekonomi, beberapa konfigurasi ini dapat dibandingkan dalam hal teknis, *controllability* dan *maintenance*.

Apabila dibandingkan secara teknis, konfigurasi 2 memiliki keunggulan dimana pada *mash column* tidak diperlukan adanya media pembersih. Seperti yang kita ketahui dengan mengganti unit evaporator menjadi distilasi terdapat masalah teknis dimana solid yang dipisahkan dapat menyumbat tray pada masing-masing stage, sehingga diperlukan media pembersih supaya kinerja kolom tidak terganggu. Pada konfigurasi 2, steam yang berkontak langsung sebagai media pemanas dapat juga digunakan sebagai media pembersih saat terkondensasi. Hal ini berbeda dengan konfigurasi 3 yang media pemanasnya melalui reboiler terlebih dahulu. Sehingga diperlukan adanya media pembersih lain seperti penyemprot air secara berkala.

(Nila dkk, 2010)

Meskipun memiliki keuntungan, konfigurasi 2 juga memiliki kekurangan pada kemudahan *recovery steam* yang digunakan. Karena *steam* pada *mash column* dikontakkan langsung dengan feed, maka kondensat yang diperoleh harus diolah terlebih dahulu di *waste water treatment* untuk digunakan kembali menjadi *steam*. Sedangkan pada konfigurasi 3 tidak perlu melakukan treatment kondensat lebih lanjut karena steam yang digunakan tidak dikontak secara langsung. Sehingga konfigurasi 3 dapat menghemat banyak *cost* untuk *recovery steam* yang digunakan.

Apabila dibandingkan secara *controllability*, konfigurasi 2 memiliki sistem kontrol yang lebih kompleks. Hal ini disebabkan terdapat 2 kolom yang menggunakan sistem *multiple feed* dan *sidestream*, yaitu *mass and degasifying column* (*sidestream*) dan kolom distilasi (*multiple feed*). Masalah yang dapat terjadi dengan adanya kolom yang kompleks ini adalah apabila flowrate *multiple feed* dan *sidestream* tidak sesuai dengan flowrate *liquid/ vapor* yang masuk ke tray *sidestream/ multiple*

effect sehingga menyebabkan terjadinya perubahan *loading liquid/ vapor* pada *tray* terdekat. Sehingga konfigurasi 3 lebih menguntungkan karena kolom yang digunakan tidak sekompleks konfigurasi 2.

(Luyben, 1999, hal.221)

Kedua konfigurasi tidak terlalu berbeda pada aspek *maintenance*. Hanya saja, konfigurasi 3 membutuhkan pembersihan yang lebih dibandingkan konfigurasi 2. Hal ini dikarenakan terdapat 4 alat yang memiliki aliran *solid*, dibandingkan 2 alat pada konfigurasi 2. Seperti yang kita ketahui adanya aliran *solid* dapat menyebabkan penyumbatan aliran apabila dilakukan operasi yang lama.

Tabel IV.13 Pemilihan Konfigurasi Berdasarkan Tiga Aspek

Aspek	Konfigurasi 2 (Bastidas)	Konfigurasi 3 (Tao Ling)
Teknis	<ul style="list-style-type: none"> • Tidak memerlukan sistem pembersihan <i>mash column</i> • Steam yang digunakan harus diolah lebih lanjut untuk digunakan kembali 	<ul style="list-style-type: none"> • Memerlukan tambahan sistem pembersihan <i>mash column</i> • <i>Steam</i> dapat diregenerasi tanpa adanya pengolahan lebih lanjut
	4	5
Controllability	<ul style="list-style-type: none"> • Sistem kontrol yang lebih kompleks karena kompleksitas kolom yang digunakan 	<ul style="list-style-type: none"> • Tidak perlu digunakan sistem kontrol yang kompleks karena kolom yang digunakan sederhana
	2	9
Maintenance	<ul style="list-style-type: none"> • Lebih sedikit dilakukan pembersihan 	<ul style="list-style-type: none"> • Lebih banyak dilakukan pembersihan
	7	5
Total Score	13	19

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

V.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil dari simulasi konfigurasi dan analisa ekonomi, didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

1. Pada penelitian ini telah dibuat simulasi konfigurasi proses pemurnian bioetanol sesuai dengan data suatu pabrik bioetanol dengan menggunakan software Aspen Plus 10. Pada konfigurasi 1 yang sesuai dengan kondisi lapangan meliputi unit evaporasi dan unit distilasi, pada konfigurasi 2 meliputi *degasifying*, *mash column*, *aldehyde column* dan unit distilasi. Sedangkan pada konfigurasi 3 meliputi flash column, mash column dan unit distilasi.
2. Konfigurasi yang telah divalidasi kemudian dihitung kebutuhan utilitas yang mencakup *steam* dan *cooling water*.
 - Pada konfigurasi 1 diperlukan *steam* sebanyak 30.854,97 kg/jam dan *cooling water* sebanyak 300.171,99 kg/jam.
 - Pada konfigurasi 2 diperlukan *steam* sebanyak 14.749,34 kg/jam dan *cooling water* sebanyak 303.110 kg/jam.
 - Pada konfigurasi 3 diperlukan *steam* sebanyak 13.812,32 kg/jam dan *cooling water* sebanyak 287.144,135 kg/jam.
3. Analisa ekonomi yang telah dilakukan, dikaji secara teoritis dengan menghitung *operating cost*, *total capital cost* dan *annual cost* yang diperlukan masing-masing konfigurasi dan jika penggantian alat dilakukan pada tahun 2018 didapatkan hasil sebagai berikut:
 - Pada konfigurasi 1, *total capital cost* = Rp 6.369.003.362, *operating cost* = Rp781.294.665 dan *annual cost* = Rp 1.099.744.833.

- Pada konfigurasi 2, *total capital cost* = Rp 6.291.897.555, *operating cost* = Rp 389.560.400 dan *annual cost* = Rp 699.826.102
- Pada konfigurasi 3, *total capital cost* = Rp 6.745.954.552, *operating cost* = Rp 361.026.766 dan *annual cost* = Rp 698.324.494

Berdasarkan evaluasi ekonomi ini dapat disimpulkan bahwa konfigurasi simulasi ketiga dapat kami rekomendasikan sebagai pengganti konfigurasi yang ada pada pabrik tersebut. Selain itu apabila ditinjau dari aspek teknis, *controllability*, dan *maintenance* secara kualitatif konfigurasi 3 juga lebih baik daripada konfigurasi 2.

V.2 Saran

1. Mengikutsertakan simulasi unit dehidrasi dalam simulasi konfigurasi yang disimulasikan.
2. Dalam menghitung analisa ekonomi, perlu mempertimbangkan utilitas pada alat pembantu.
3. Perhitungan kebutuhan utilitas juga perlu mempertimbangkan kebutuhan listrik yang digunakan.
4. Mempertimbangkan biaya bongkar pasang alat (*retrofit*) dalam penghitungan *annual cost*.
5. Diperlukan analisa lebih lanjut mengenai perbandingan teknis, *controllability*, dan *maintenance* secara kuantitatif.
6. Mengintegrasikan kebutuhan panas dengan *Pinch Technology* untuk mengurangi kebutuhan energi.

DAFTAR PUSTAKA

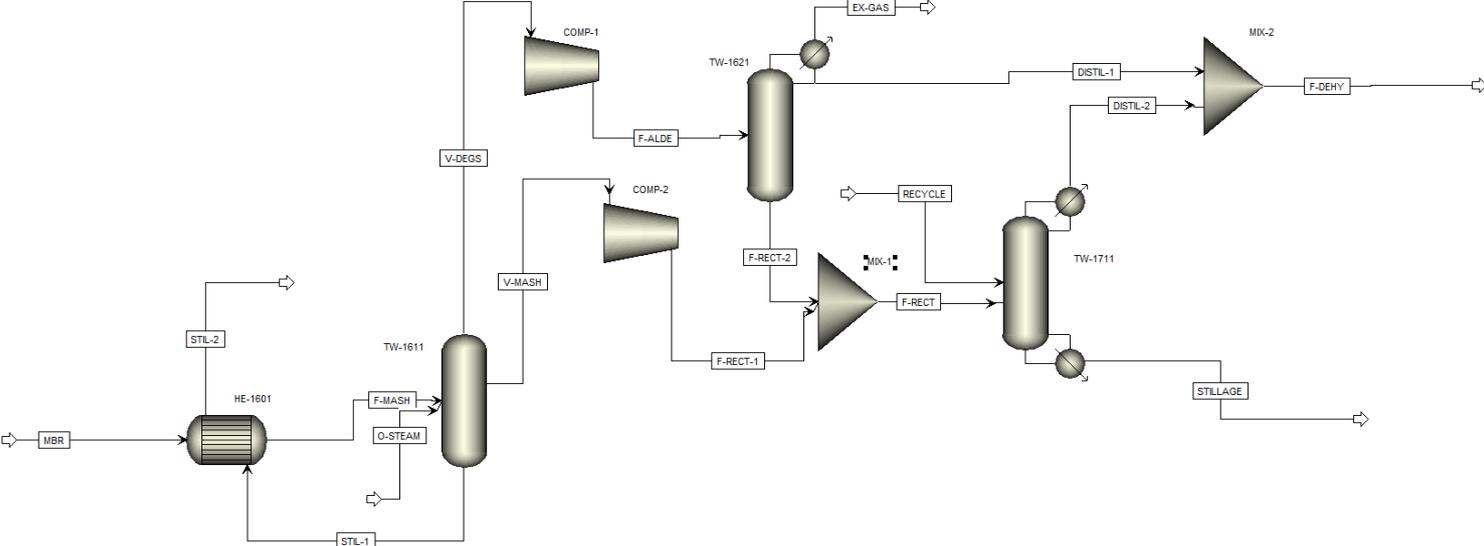
- Ariningsih. 2014. *Menuju Industri Tebu Bebas Limbah*. Bogor : Pusat Sosial Ekonomi dan Kebijakan Pertanian
- Bastidas, P, J. Parra, I. Gil, G. Rodríguez.2012. Alcohol distillation plant simulation: thermal and hydraulic studies, Universidad Nacional de Colombia, Departement Chemical and Environmental Engineering, Pages 80-83.
- Chen, Chau-Chyun and Muthias, Paul M. (1999). Applied Thermodynamics For Process Modelling. *AiChe Journal*.
- Desborough, L., Miller, R. (2001). Increasing Customer Value Of Industrial Control Performance Monitoring. Honeywell's Experience.
- Hardjo, SS., N. S. Indrasti, B. Tajuddin. 1989. Biokonveksi: Pemanfaatan Limbah Industri Pertanian. Pusat Antar Universitas Pangan dan Gizi IPB
- Intratec Sulation. <https://www.intratec.us> diakses pada tanggal 5 Juni 2018 pukul 11.30
- ESDM. <https://www.jdih.esdm.go.id> diakses pada tanggal 06 Februari 2018 pukul 13.23
- Junaidi, Ahmad Budi. 2012. Kajian Produksi Biodiesel dan Bioetanol Berbasis Mikroalga Secara Simultan. Universitas Lambung Mangkurat. Banjarmasin.
- Lembaga Ilmu Pengetahuan Indonesia (LIPI).2008. *Jurnal Ekonomi dan Pembangunan*. Vol XVI.
- Luyben, William L., Tyreus, Bjorn D., Luyben, Michael L., 1999. *Plantwide Process Control*. United States of America : The McGraw-Hill Companies, Inc.
- Matches. <http://www.matche.com/equipcost/Default.html> diakses pada tanggal 5 Juni 2018 pukul 09.30
- Mhhe. <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html> diakses pada tanggal 5 Juni 2018 pukul 10.00

- Modla, Gabor & Lang, Peter. 2010. *Comparison of Extractive and Pressure-Swing Batch Distillation for Acetone-Methanol Separation*. Diunduh dari www.aidic.it/icheap10/.../66Modla.pdf, tanggal 23 Mei 2018
- Musanif, J. 2012. *Pedoman Teknis Studi Kelayakan Gula Mini*. Kementerian Pertanian. Jakarta.
- Nila & Mardianti. 2010. *Simulasi Proses Produksi Etanol Dari Molasses Melalui Beberapa Konfigurasi Alternatif Proses*. ITS Surabaya
- Peters, Max S, Klaus D Timmerhaus, dan Ronald E West. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* 5th Edition. Boston: McGraw-Hill Book Company.
- Prihandana, Rama, Kartika Noerwijan, dkk. 2007. *Bioetanol Ubi kayu; bahan Bakar Masa Depan*. Agromedia Pustaka. Jakarta
- Rachmadena, Dewi. 2014. *Pemanfaatan Ampas Tebu Dalam Pembuatan Bioetanol Dengan Metode Pre-Treatment Steam Explosion*. Politeknik Negeri Sriwijaya. Palembang
- Repke, J.-U., Klein, A., Bogle, D., Wozny, G., 2007. Pressure Swing Batch Distillation for Homogeneous Azeotropic Separation, *Chemical Engineering Research and Design*, Volume 85, Issue 4, 2007, Pages 492-501.
- Seborg, Dale E., Edgar, Thomas F., & Mellichamp, Dunchan A. (2004). *Process and Dynamic Control*, 2nd edition. Singapore: John Wiley & Sons Inc.
- Septarini, Luh Gede Rai Putri. 2013. *Hidrolisis Onggok Di Bawah Pengaruh Ultrasonikasi Untuk Menghasilkan Gula Reduksi Dan Uji Fermentasinya Menjadi Bioetanol*. Jurusan Kimia Fakultas Matematika Dan Ilmu Pengetahuan Alam.

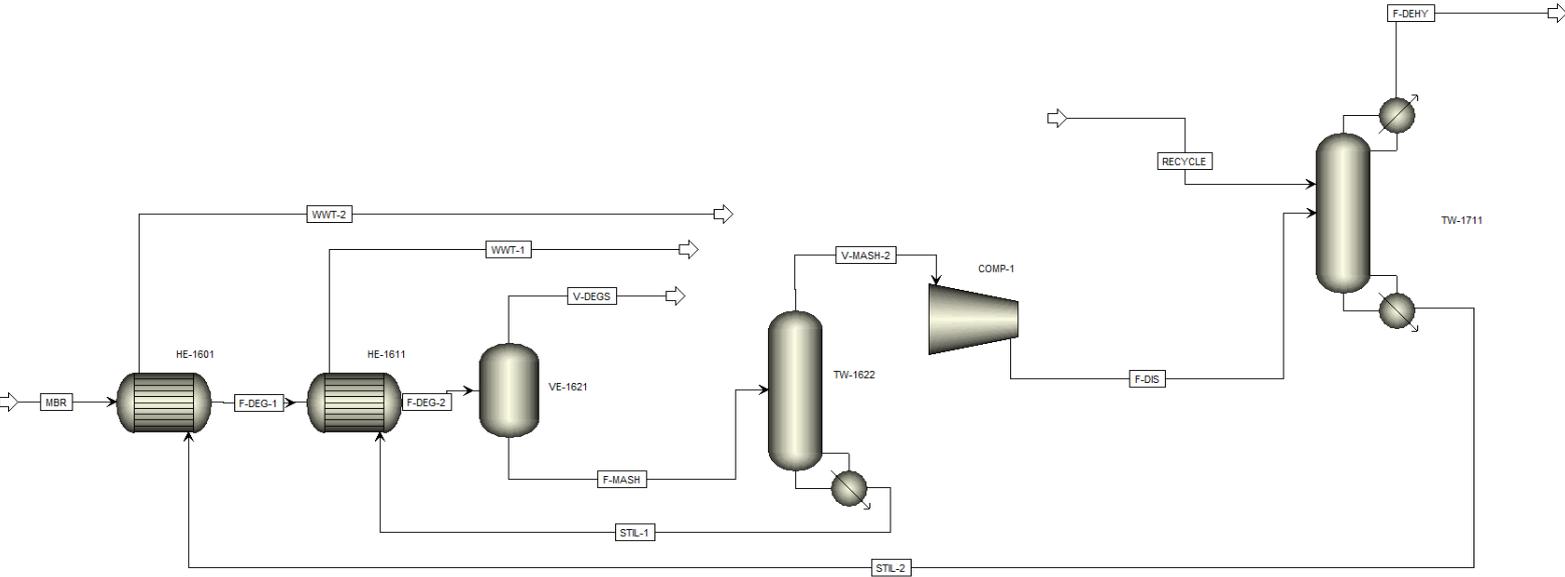
- Tao Ling, Jennifer N. Markham, Zia Haq, and Mary J. Bidy. 2016. *Techno-Economic Analysis for Upgrading the Biomass-Derived Ethanol to Jet Blendstocks*, pages 1-18.
- Widjaja, Arief. 2015. *Pra Desain Pabrik Bioethanol Dari Nira Batang Sorghum*. Surabaya : Institut Teknologi Sepuluh Nopember
- Yumaihana. 2010. *Pembinaan Petani Tebu Melalui Teknologi Pembuatan Bioethanol Dari Molasses dan Tebu*. Padang : Universitas Andalas

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

Appendiks A.2. *Process Flow Diagram Konfigurasi 2*



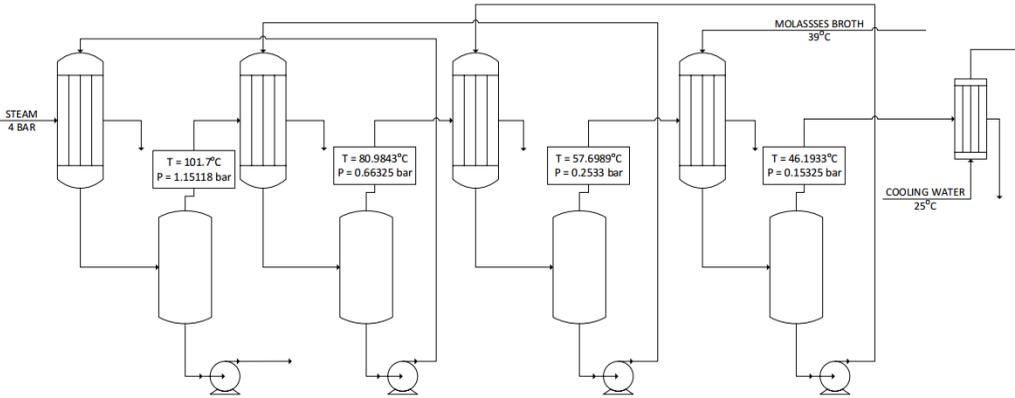
Appendiks A.3. *Process Flow Diagram* Konfigurasi 3



APPENDIKS B

KONDISI OPERASI ALAT PADA SIMULASI KONFIGURASI

B.1. Simulasi Konfigurasi 1



Gambar B.1 Kondisi Operasi pada Sistem Evaporasi

Tabel B.1. Kondisi Operasi Unit Distilasi Konfigurasi 1

Parameter	Kolom Distilasi
Stage number	60
Condenser	Partial Vapor
Reboiler	Kettle
Valid Phase	Vapor-Liquid
Convergence	Standard
P	0.105 Mpag
ΔP	0.1 psi
Mass reflux ratio	5.18
Mass Distillate to feed ratio	0.19
Stage number of feed	33
Stage number of recycle	15

B.2. Simulasi Konfigurasi 2

Tabel B.2. Kondisi Operasi Pada *Degassifying* dan *Mash Column* dan *Aldehyde Column*

Parameter	Degassifying and mash column	Aldehyde Column
Stage number	25	25
Condenser	NO	Partial V+L
Reboiler	NO	NO
Valid Phase	Vapor-Liquid	Vapor-Liquid
Convergence	Standard	Standard
P (Pa)	40944	
ΔP (Pa)	10339	
Distillate flowrate (kg/jam)	-	1.594,09
Mass reflux ratio	-	-
Stage Number of Feed Streams	F-Mesh = 1	F-Alde = 26
	O-steam = 26	-
Stage Number of Product Streams	Stil-1 = 25 (liquid)	F-Rect-2 = 25 (liquid)
	S3 = 1 (vapor)	Distil-1 = 1 (liquid)
	V-Mash = 5 (vapor)	EX-Gas = 1 (Vapor)

Tabel B.3. Kondisi Operasi Unit Distilasi Konfigurasi 2

Parameter	Kolom Distilasi
Stage number	60
Condenser	Partial Vapor
Reboiler	Kettle
Valid Phase	Vapor-Liquid
Convergence	Standard
P	0.105 Mpag
ΔP	0.1 psi
Distillate flowrate (kg/jam)	

Mass reflux ratio	5.18
Mass Distillate to feed ratio	0.33
Stage number of feed	33
Stage number of recycle	15

B.3. Simulasi Konfigurasi 3

Tabel B.4. Kondisi Operasi pada *Mash Column*

Parameter	Mash Column
Stage number	20
Condenser	NO
Reboiler	Kettle
Valid Phase	Vapor-Liquid
Convergence	Standard
P (Pa)	40.944
ΔP (Pa)	10.339
Distillate flowrate (kg/jam)	10244,7
Mass reflux ratio	-
Stage Number of Feed Streams	F-Mash = 1
Stage Number of Product Streams	Still-1 = 20 (liquid)
	V-Mash-2 = 1 (liquid)

Tabel B.5. Kondisi Operasi Unit Distilasi Konfigurasi 3

Parameter	Kolom Distilasi
Stage number	60
Condenser	Partial Vapor
Reboiler	Kettle
Valid Phase	Vapor-Liquid
Convergence	Standard
P	0.105 Mpag
ΔP	0.1 psi
Distillate flowrate (kg/jam)	
Mass reflux ratio	5.18
Mass Distillate to feed ratio	0.33

Stage number of feed	33
Stage number of recycle	15

APPENDIKS C DATA HASIL SIMULASI

C.1. Hasil Simulasi Konfigurasi 1

Tabel C.1. Evaporation System Output

No	Komponen	Fraksi (massa)	Flowrate (kg/jam)
1	Ethanol	0.215415	4635.3
2	Water	0.777282	16725.55
3	Sucrose	0	0
4	Fructose	0	0
5	Carbon Dioxida	0.000548334	11.79904
6	1-propanol	0.00221224	47.60298
7	Isopropanol	7.81612×10^{-7}	0.016819
8	n-butanol	9.3943×10^{-6}	0.202147
9	3-methyl-1-butanol	0.00451675	97.19143
10	1-pentanol	4.71552×10^{-6}	0.101469
11	Isobutanol	8.59402×10^{-6}	0.184926
12	Acetaldehyde	1.97721×10^{-8}	0.000425
13	Acetic Acid	1.94188×10^{-6}	0.041785
14	Methanol	6.21154×10^{-8}	0.001337

Tabel C.2. Neraca Massa Pada Kolom Distilasi

Parameter	In		Out	
	Feed Distilasi	Recycle	Stillage	Distillate
Flowrate (kg/jam)	21.518	1.437	18.593,6	4.361,46
Suhu (°C)	104	92	117,579	97

Tekanan	4,023	11,013	2,47	2,063
Fraksi Etanol	21,54%	68,1 %	8,3 %	93,3 %
Fraksi Air	77,73%	31,9%	90,91 %	0,64 %
Fraksi Impurities	0,73 %	0	0,78 %	6,05 %

Tabel C.3. Neraca Energi pada Unit Evaporasi

Parameter	In			
	Feed Evaporasi	Steam Masuk	Air Pendingin Masuk	Kerja dari Pompa dan Kompresor
Suhu (°C)	104	143,69	25	
Flow Entalpi (MJ/hr)	641.447,17	247.744	207.268	44.454,032

Parameter	Out				
	Feed Distilasi	Steam Keluar	Air Pendingin Keluar	Gas Keluar	Stillage Evaporasi
Suhu (°C)	104	143,69	25		
Flow Entalpi (MJ/hr)	289.011	222.631	287.910	482,202	340.879

Tabel C.4. Neraca Energi pada Unit Distilasi

Parameter	In		
	Feed Distilasi	Heat Duty Reboiler	Recycle
Suhu (°C)	104		92
Flow Entalpi (MJ/hr)	289.011	25.798,6	12.844,4

Parameter	Out		Stillage Distilasi
	Feed Dehidrasi	Heat Duty Condenser	
Suhu (°C)	104		97,55
Flow Entalpi (MJ/hr)	24.126,2	20.621,8	272.547

Tabel C5. Hasil Simulasi Konfigurasi 1

Parameter	Kondisi Pabrik	Hasil Simulasi 1	ERRO R
Etanol Fraction	90 %	93,5%	q3,8 %
Flowrate (kg/jam)	4.784	4.362,47	8,81 %
Yield	9.69 %	8.84 %	8,77 %

C.2. Hasil Simulasi Konfigurasi 2

Tabel C.6. Neraca Massa pada *Degassifying* dan *Mash Column Unit*

Parameter	In		Out		
	Feed	Steam	Stil-1	V-Degs	V-Mash
Flowrate (kg/jam)	49.438	13.000	51.569,8	3.400,69	7.377,53
Suhu (°C)	56	143,69	126,9	66,86	88,4
Tekanan	4,31	4	2,9	0,4	0,823
Fraksi Etanol	10%	0	2×10^{-11} %	56,3 %	40,9 %
Fraksi Air	69,59%	1	80,86 %	39,56 %	58,3 %
Fraksi Impurities	20,41%	0	19,14 %	6,05 %	0,9 %

Tabel C.7. Neraca Massa Unit Distilasi

Parameter	In		Out	
	F-Rect	Recycle	Distil-2	Stillage
Flowrate (kg/jam)	9.184,12	1.437	3.027,02	7.594,1
Suhu (°C)	119,871	92	97,31	111,25
Tekanan (bar)	2,5	2,51	2,06	2,47
Fraksi Etanol	38%	68,1%	92,67%	21,65%
Fraksi Air	60,34%	31,9%	6,5%	76,4%
Fraksi Impurities	1,66%	0%	0,83%	1,95%

Tabel C.8. Neraca Massa Mixer

Parameter	In		Out
	Distil-1	Distil-2	F-Dehy
Flowrate (kg/jam)	1.354,98	3.030,76	4.385,74
Suhu (°C)	42,33	97,344	46,66
Tekanan (bar)	0,25	2,063	0,25
Fraksi Etanol	93%	92,67%	92,78%
Fraksi Air	6,8%	7,28%	7,1%
Fraksi Impurities	0,2%	0,05%	0,12%

Tabel C.9. Neraca Energi pada Konfigurasi 2

Parameter	In				
	Feed Pemurnian	Open Steam	Recycle	Heat Duty Reboiler Distilasi	Kerja Pompa dan Kompresor
Suhu (°C)	32	143,69	92		
Flow Entalpi (MJ/hr)	641.447,17	171.591	12.844,4	3.734,25	52901,49

Parameter	Out					
	Feed Dehidrasi	Stillage Mash	Stillage Distilasi	Gas Keluar	Heat Duty Kondensor Aldehyde	Heat Duty Kondensor Distilasi
Suhu (°C)	46,626	107,56	111,254	42,33		
Flow Entalpi (MJ/hr)	25.740,7	712.142	99.997,8	1.495,31	5.485,5	14.328,5

Tabel C.10. Hasil Konfigurasi 2

Parameter	Kondisi Pabrik	Hasil Simulasi 2	ERROR
Etanol Fraction	90 %	93,34%	3,71%
Flowrate (kg/jam)	4784	0,089	8,15%
Yield	9.69 %	4381,99	8,403%

C.3. Hasil Simulasi Konfigurasi 3

Tabel C.11. Neraca Massa *Degassifying Column*

Parameter	In	Out	
	F-DEG 2	V-DEGS	F-MASH
Flowrate (kg/jam)	49.348	717,769	48.630,2
Suhu (°C)	80	74,37	74,37
Tekanan (bar)	2,9343	0,557	0,557
Fraksi Etanol	10%	51%	9,3%
Fraksi Air	69,6%	41%	70%
Fraksi Impurities	20,4%	8%	20,7%

Tabel C.12. Neraca Massa *Mash Column*

Parameter	In	Out	
	F-Mash	V-Mash 2	Stil-1
Flowrate (kg/jam)	48.630,2	10.224,7	38.385,5
Suhu (°C)	74,37	70,38	120,53
Tekanan (bar)	0,56	0,4	2,37

Fraksi Etanol	9,4 %	44,5 %	3,3 x 10 ⁻⁹ %
Fraksi Air	70 %	54 %	74,3 %
Fraksi Impurities	20,6 %	1,5 %	25,7%

Tabel C.13. Neraca Massa Unit Distilasi

Parameter	In		
	F-Mash	V-Mash 2	Stil-1
Flowrate (kg/jam)	48.630,2	10.224,7	38.385,5
Suhu (°C)	74,37	70,38	120,53
Tekanan (bar)	0,56	0,4	2,37
Fraksi Etanol	9,4 %	44,5 %	3,3 x 10 ⁻⁹ %
Fraksi Air	70 %	54 %	74,3 %
Fraksi Impurities	20,6 %	1,5 %	25,7%

Tabel C.14. Neraca Energi pada Konfigurasi 3

Parameter	In				
	Feed Pemurnian	Heat Duty Reboiler Mash	Recycle	Heat Duty Reboiler Distilasi	Kerja Pompa dan Kompresor
Suhu (°C)	32	92	92		
Flow Entalpi (MJ/hr)	641.447,17	23.065	12.844,4	5.881,25	20.566,24

Parameter	Out				
	Feed Dehidrasi	Stillage Mash	Stillage Distilasi	Gas Keluar	Heat Duty Kondensor Distilasi
Suhu (°C)	97,247	77,405	40,9	74,37	
Flow Entalpi (MJ/hr)	24.122,6	512.030	99.714,6	6.183,38	20.621

Tabel C.15. Hasil Simulasi Konfigurasi 3

Parameter	Kondisi Pabrik	Hasil Simulasi 3	ERROR
Etanol Fraction	90 %	93,3%	3,67%
Flowrate (kg/jam)	4.784	4.361,46	8,83%
Yield	9.69 %	8,838%	8,79%

Tabel D.5 Kebutuhan Utilitas pada Konfigurasi 3

Unit	Kebutuhan Steam (kg/jam)	Kebutuhan Air Pendingin
Mash	11057,96	0,00
Distilasi	2754,35	287,50
Total	13812,32	287,50

Tabel D.6 Harga Utilitas pada Konfigurasi 3

Utilitas	Harga (per jam)	Harga (per tahun)
Steam	Rp1.987.178	Rp337.820.269
Cooling Water	Rp124.090	Rp21.095.230
Total	Rp2.111.268	Rp358.915.499

D.2 Perhitungan Harga Alat

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat saat ini dapat ditaksir menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga tahun sekarang}}{\text{Indeks harga tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

Tabel D.7 Chemical Engineering Plant Cost Index

Year (x)	Equipment Cost Index (y)
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

sumber : <http://www.che.com/pci>

Dengan menggunakan metode *Least Square* dari Peters & Timmerhaus 4th edition hal

760 dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata - rata pada tahun 2020

$$y = a + b(x - x') \dots \dots \dots (1)$$

Keterangan :

$x = \text{Tahun}$

$y = \text{Cost Index}$

$a = y' (\text{harga rata-rata } y)$

Tabel D.8 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode Least Square

Year (x)	Equipment Cost Index (y)	x^2	y^2	xy
2001	394,3	4004001	155472,49	788994,3
2002	395,6	4008004	156499,36	791991,2
2003	402	4012009	161604	805206
2004	444,2	4016016	197313,64	890176,8
2005	468,2	4020025	219211,24	938741
2006	499,6	4024036	249600,16	1002197,6
2007	525,4	4028049	276045,16	1054477,8
2008	575,4	4032064	331085,16	1155403,2
2009	521,9	4036081	272379,61	1048497,1
2010	550,8	4040100	303380,64	1107108
2011	585,7	4044121	343044,49	1177842,7
2012	584,6	4048144	341757,16	1176215,2
2013	567,3	4052169	321829,29	1141974,9
2014	576,1	4056196	331891,21	1160265,4
2015	556,8	4060225	310026,24	1121952
30120	7647,9	60481240	3971139,85	15361043,2

$n = \text{jumlah data (n)} = 15$

$$a = y' = \frac{\sum y}{n}$$

$$b = \frac{\sum [(x' - x)(y' - y)]}{\sum (x' - x)^2}$$

$$x' = \frac{\sum x}{n} = \frac{30120}{15} = 2008,0$$

$$y' = \frac{\sum y}{n} = \frac{7647,9}{15} = 509,9$$

$$\begin{aligned} \sum (x' - x)^2 &= \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} \\ &= 60.481.240 - \frac{30120^2}{15} \end{aligned}$$

$$\sum (y' - y)^2 = \sum y^2 - \frac{(\sum y)^2}{n}$$

$$= 3971140 - \frac{n}{15} \cdot 7647,9$$

$$= 71781,56$$

$$S [(x' - x) (y' - y)] = S xy - \frac{(S x \cdot S y)}{n}$$

$$= 15.361.043 - \frac{30120 \cdot 7647,9}{15}$$

$$b = \frac{S [(x' - x) (y' - y)]}{S (x' - x)^2}$$

$$= \frac{4060,00}{280}$$

$$= 14,5$$

$$a = y' = \frac{S y}{n}$$

$$= \frac{7647,9}{15}$$

$$= 509,86$$

Berdasarkan persamaan 1, maka

$$y = a + b (x - x')$$

$$= 509,9 + 14,5 (x - 2008,0)$$

$$= -28606,140 + 14,500 x$$

Pada tahun 2018, maka diperoleh

$$x = 2018$$

$$y = 654,86$$

Pada tahun 2031, maka diperoleh

$$x = 2031$$

$$y = 843,36$$

Harga peralatan proses pada perhitungan ini merupakan harga yang didapat dari <https://matche.com> yang memberikan harga peralatan pada tahun 2014 dan dari <http://www.mhhe.com/> yang merupakan harga peralatan pada tahun 2002. Untuk harga pada tahun 2018 digunakan perhitungan *cost index* sebagai berikut.

Contoh perhitungan :

Kode Alat :

$$\begin{aligned} \text{Harga Alat pada tahun 2014} &= \$1.300,00 \\ \text{Harga Alat pada tahun 2018} &= \$1.300,00 \quad \times \quad \frac{654,86}{576,1} \\ &= \$1.477,73 \end{aligned}$$

Tabel D.8 Perkiraan Harga Peralatan Konfigurasi 1 pada Tahun 2012

No	Kode	Harga Perlatan (US\$)	Harga 2012	Harga 2012 (Rp)
----	------	-----------------------	------------	-----------------

No.	Kode	2002	2014	(US\$)	Harga 2018 (Rp)
1	HE-1601		1.300	\$1.281	Rp18.431.160
2	HE-1641		56.500	\$55.678	Rp801.046.552
3	HE-1631		55.900	\$55.087	Rp792.539.863
4	HE-1621		74.000	\$72.924	Rp1.049.158.316
5	HE-1611		103.900	\$102.389	Rp1.473.074.988
6	PU-1614	2.794		\$4.129	Rp59.401.741
7	PU-1624	3.435		\$5.076	Rp73.029.699
8	PU-1634	3.466		\$5.122	Rp73.688.774
9	PU-1644	3.487		\$5.153	Rp74.135.244
10	COMP1		30.100	\$29.662	Rp426.752.234
11	PU-1662	2.686		\$3.969	Rp57.105.611
12	PU-1653	1.081		\$1.597	Rp22.982.563
13	PU-1682	2.723		\$4.024	Rp57.892.248
14	PU-1682	2.550		\$3.768	Rp54.214.187
15	HE-1651		1.000	\$985	Rp14.177.815
16	HE-1701		1.500	\$1.478	Rp21.266.723
18	VE-1661		45.500	\$44.838	Rp645.090.586
19	VE-1652		46.200	\$45.528	Rp655.015.057
Total				\$442.692	Rp6.369.003.362

Tabel D.9 Perkiraan Harga Peralatan Konfigurasi 2 pada Tahun 2018

No.	Kode	Harga Peralatan (US\$)		Harga 2018 (US\$)	Harga 2018 (Rp)
		2002	2014		
1	HE-1601		10.400	\$11.822	Rp170.080.362
2	TW-1611		56.500	\$64.224	Rp923.994.274
3	COMP 1		110.500	\$125.607	Rp1.807.103.846
4	COMP 2		130.800	\$148.682	Rp2.139.087.629
5	TW-1621	52.555		\$86.997	Rp1.251.631.443
Total				\$437.332	Rp6.291.897.555

Tabel D.10 Perkiraan Harga Peralatan Konfigurasi 3 pada Tahun 2018

No.	Kode	Harga Peralatan (US\$)		Harga 2018 (US\$)	Harga 2018 (Rp)
		2002	2014		
1	HE-1601		15.200	\$17.278	Rp248.578.991
2	HE-1611		32.800	\$37.284	Rp536.407.295
3	VE-1621		46.900	\$53.312	Rp766.997.017
4	TW-1622	42.917		\$71.043	Rp1.022.096.216
5	COMP1		255.100	\$289.975	Rp4.171.875.032
Total				\$468.892	Rp6.745.954.552

D.3 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi dilakukan dengan membandingkan *annual cost* untuk setiap konfigurasi dan dipilih konfigurasi yang memiliki *annual cost* terendah. Apabila dilakukan penggantian alat pada

tahun ini maka didapatkan

$$\text{Annual Cost} = \text{Operating Cost} + \text{Depreciation}$$

Dengan Asumsi

$$\text{Metode Depresiasi} = \text{Straight Line}$$

$$\text{Salvage Value} = 10\%$$

$$\text{Umur Alat} = 18 \text{ tahun} \quad (\text{Timmerhaus, 1991, 272-277})$$

$$\begin{aligned} \text{Annual Cost Konfigurasi 1} &= \text{Rp781.294.665} & + & \text{Rp318.450.168,09} \\ &= \text{Rp1.099.744.833} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Annual Cost Konfigurasi 2} &= \text{Rp385.231.224} & + & \text{Rp314.594.877,73} \\ &= \text{Rp699.826.102} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Annual Cost Konfigurasi 3} &= \text{Rp361.026.766} & + & \text{Rp337.297.727,58} \\ &= \text{Rp698.324.494} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Annual Saving Konfigurasi 2} &= \text{Annual Cost Konfigurasi 1} - \text{Annual Cost Konfigurasi 2} \\ &= \text{Rp1.099.744.833} - \text{Rp699.826.102} \\ &= \text{Rp399.918.731} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Annual Saving Konfigurasi 3} &= \text{Annual Cost Konfigurasi 1} - \text{Annual Cost Konfigurasi 3} \\ &= \text{Rp1.099.744.833} - \text{Rp698.324.494} \\ &= \text{Rp401.420.339} \end{aligned}$$

Apabila dihitung menggunakan return of investment dari annual saving penggantian alat pada Konfigurasi 1 dengan Konfigurasi 2 dan 3 serta memperhitungkan penjualan peralatan pada konfigurasi 1, maka didapatkan

$$\begin{aligned} \text{Salvage Value Konfigurasi 1} &= \text{Harga Peralatan Konfigurasi 1} \times \text{Salvage Value} \\ &= \text{Rp6.369.003.362} \times 10\% \\ &= \text{Rp636.900.336} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Return of Investment Konfigurasi 2} &= \frac{\text{Annual Saving}}{\text{Capital Cost Replacement}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp399.918.731}}{\text{Rp5.654.997.218}} \times 100\% \\ &= 7,07\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Return of Investment Konfigurasi 3} &= \frac{\text{Annual Saving}}{\text{Capital Cost Replacement}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp401.420.339}}{\text{Rp5.654.997.218}} \times 100\% \end{aligned}$$

$$= \frac{\text{Rp}6.109.054.216}{6,57\%}$$

Apabila dilakukan penggantian saat umur peralatan yang ada habis yaitu pada tahun 2031, maka dapat dibandingkan annual cost untuk ketiga konfigurasi

Configuration	Konfigurasi 1	Konfigurasi 2
Total Capital Cost	Rp8.202.306.867,47	Rp8.103.006.324,41
Operating Cost (Rp/tahun)	Rp776.725.690	Rp382.978.410
Depreciation (Rp/tahun)	Rp410.115.343	Rp405.150.316
Annual Cost (Rp/tahun)	Rp1.186.841.034	Rp788.128.726

Configuration	Konfigurasi 3
Total Capital Cost	Rp8.687.762.622,11
Operating Cost (Rp/tahun)	Rp358.915.499
Depreciation (Rp/tahun)	Rp434.388.131
Annual Cost (Rp/tahun)	Rp793.303.630

Untuk Konfigurasi 2

$$\text{Annual saving} = \text{Rp}398.712.308$$

Untuk Konfigurasi 3

$$\text{Annual saving} = \text{Rp}393.537.404$$

RIWAYAT HIDUP PENULIS



Rizal Arifin. Lahir di Surabaya, 31 Maret 1997. Penulis menjalani dunia pendidikan formal di SDN Pacar Kembang V Surabaya tahun 2002-2008, SMP Negeri 19 Surabaya tahun 2008-2011, SMA Negeri 5 Surabaya tahun 2011-2014, melanjutkan ke Jenjang Strata I (S-1) Departemen Teknik Kimia

Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya tahun 2014-2018. Untuk riset tugas akhir, penulis memilih laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses bersama partnernya Rizal Arifin, yang dibimbing oleh Juwari, S.T., M.Eng, Ph.D. dan Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D, dengan judul “**Optimisasi Energi Proses Pemurnian Pabrik Bioetanol Dari Molases Dengan Simulasi Beberapa Konfigurasi Proses**”. Selama masa kuliah, penulis aktif dalam Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS menjabat sebagai staff bidang minat dan bakat pada periode kepengurusan 2015/2016 dan 2016/2017. Penulis juga melakukan kerja praktek di PT Semen Tonasa pada tahun 2017 dengan tugas khusus Evaluasi *Raw Mix Design* dengan target LSF clinker 190 di Plant V. Penulis dapat dihubungi melalui e-mail arifinrizal3@gmail.com.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

RIWAYAT HIDUP PENULIS



**Paradita Kiki
Kursitasary.**

Lahir di Pati, 23 September 1996. Penulis menjalani dunia pendidikan formal di MI Muhammadiyah Tambaharjo Pati tahun 2002-2008, SMP Negeri 3 Pati tahun 2008-2011, SMA Negeri 1 Pati tahun 2011-2014, melanjutkan ke Jenjang Strata I (S-1)

Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya tahun 2014-2018. Untuk riset tugas akhir, penulis memilih laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses bersama partnernya Rizal Arifin, yang dibimbing oleh Juwari, S.T., M.Eng, Ph.D. dan Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D, dengan judul **“Optimisasi Energi Proses Pemurnian Pabrik Bioetanol Dari Molases Dengan Simulasi Beberapa Konfigurasi Proses”**. Selama masa kuliah, penulis aktif dalam Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS menjabat sebagai staff bidang keilmiahan periode kepengurusan 2015/2016 dan sekretaris bidang kewirausahaan periode kepengurusan 2016/2017. Penulis juga melakukan kerja praktek di VICO INDONESIA pada tahun 2017 dengan tugas khusus Evaluasi *Oil Heater Treater* di Badak Plant. Penulis dapat dihubungi melalui e-mail paradita23@gmail.com.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)