



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803

**PABRIK BIOETANOL DARI LIMBAH TONGKOL
JAGUNG DENGAN PROSES TERMO-BIOKIMIA**

Oleh :

**Emeraldy Virgha Aditya
NRP. 02211540000108**

**Muhammad Fadil
NRP. 02211540000136**

**Dosen Pembimbing :
Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 19780716 200812 2 002**

**Prof. Dr. Ir. H.M. Rachimoellah, Dipl. EST
NIP. 14911117 197612 1 001**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA
SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020**



PLANT DESIGN PROJECT – TK184803

**BIOETHANOL PLANT FROM CORN COB WASTE WITH
THERMO-BIOCHEMICAL PROCESS**

Written by :

Emeraldy Virgha Aditya

NRP. 02211540000108

Muhammad Fadil

NRP. 02211540000136

Advisors :

Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D.

NIP. 19780716 200812 2 002

Prof. Dr. Ir. H.M. Rachimoellah, Dipl. EST

NIP. 14911117 197612 1 001

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND
SYSTEM ENGINEERING**

**SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA**

2020

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul :

“PRA DESAIN PABRIK BIOETANOL DARI LIMBAH TONGKOL JAGUNG DENGAN PROSES TERMO- BIOKIMIA”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik
Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

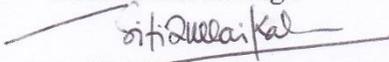
Emeraldy Virgha Aditya NRP 02211540000108
Muhammad Fadil NRP 02211540000136

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Orchidea Rachmaniah, S.T., M.T.
2. Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA
3. Dr. Eng. R. Darmawan, S.T., M.T.

Surabaya, 30 Januari 2020

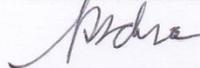
Dosen Pembimbing I



Siti Zulfalah, S.T., M.T., Ph.D.

NIP. 19780716 200812 2 002

Dosen Pembimbing II



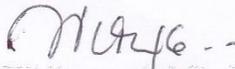
Prof. Dr. Ir. H. M. Rachimoallah, Dipl., EST.

NIP. 19491117 197612 1 001



Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS



Dr. Eng. Widiyastuti, S.T., M.T.

NIP. 19750306 200212 2 002

ABSTRAK

Dalam penelitian ini telah dilakukan perancangan pabrik bioetanol dari tongkol jagung dengan proses termo-biokimia berkapasitas produk sebesar 15.000 kl/tahun, waktu operasi 24 jam dan 300 hari/tahun. Tujuan perancangan pabrik bioetanol ini adalah untuk memenuhi 17,5% dari total kebutuhan etanol dalam negeri. Pabrik bioetanol ini direncanakan akan didirikan di Kabupaten Tuban, Jawa Timur. Alasan pemilihan tempat ini adalah karena potensi bahan baku yang tersedia mampu memenuhi kebutuhan ketersediaan bahan baku tongkol jagung untuk pabrik bioetanol, dekat dengan pasar, dan saranaprasarana yang mendukung. Pembuatan bioetanol dari tongkol jagung ini dipilih proses termo-biokimia. Proses dalam pabrik ini terdiri dari 4 tahap utama yaitu tahap *pretreatment*, tahap gasifikasi, fermentasi, dan pemurnian. Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 60% biaya investasi dan modal pinjaman sebesar 40% biaya investasi dengan bunga sebesar 9,75% per tahun. Dari analisis perhitungan ekonomi didapat hasil investasi Rp 139.24.579.000,00, dengan IRR 25,3 %, POT 8 tahun 7 bulan dan BEP 52,86 %.

Kata Kunci—Bioetanol, Pabrik, Termo-biokimia, Tongkol Jagung

ABSTRACT

This work has finished the preliminary design of bioethanol plant from corn cob waste with thermos-biochemical process which produces 15.000 kl ethanol per year and operates for 24 hours during 300 days a year. The purpose of this plant design is to supply 17,5% of total ethanol needs in Indonesia. This bioethanol plant is planned to be built in Tuban, East Java. The location is selected because of its huge amount of corn cobs as the main raw material, good marketing and distribution aspects, and adequate supportive facilities and utilities. The chosen process of the bioethanol production is the thermo-biochemical process, which involves four main processes: pretreatment, gasification, fermentation, and purification. The investment charge is obtained as much as 60% from own modal and 40% from loans with the interest rate of 9,75% per year. It can be identified from the economic analysis that this chemical plant needs Rp139.24.579.000,00 for its total capital investment, IRR value of 25,3%, POT after 8 years and 7 months, and BEP as much as 52,86%.

Keywords: Bioethanol, Plant, Thermo-biochemical, Corn cob

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT karena berkat Rahmat dan Karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan Tugas Pra Desain Pabrik berjudul “Pra-Desain Pabrik Bioetanol dari Limbah Tongkol Jagung dengan Proses Thermo-Biokimia” yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.

Keberhasilan penulisan Tugas Pra Desain Pabrik ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu, dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terimakasih sebesar-besarnya kepada :

1. Ibu Dr. Eng. Widiyastuti, S.T., M.T. selaku Kepala Departemen S1 Teknik Kimia FTIRS – ITS.
2. Ibu Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D. dan bapak Prof. Dr. Ir. M. Rachimoellah, Dipl. Est selaku Dosen Pembimbing yang meluangkan waktu untuk memberikan saran, bimbingan dan dukungan kepada kami.
3. Bapak dan Ibu Dosen pengajar dan seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
4. Orang tua dan seluruh keluarga yang telah memberikan dukungan, doa, motivasi, dan kasih sayang kepada kami.

5. Teman-teman Laboratorium Biomassa dan Konversi Energi yang telah memberikan inspirasi, semangat dan keceriaannya.

Akhir kata, penulis menyadari bahwa dalam penulisan Laporan Tugas Pra Desain Pabrik ini masih banyak terdapat kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat diperlukan agar dapat diperbaiki menjadi lebih baik di kemudian hari.

Surabaya, 12 Januari 2020

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	ii
ABSTRAK	iii
ABSTRACT	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL	xiii
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1 Kapasitas	II-1
II.2 Lokasi	II-2
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk	II-6
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	V-1
V.1. <i>Feedstock Open Yard (F-111)</i>	V-1
V.2. <i>Belt Conveyor (J-112)</i>	V-1
V.3. <i>Gyratory Crusher (C-110)</i>	V-1
V.4. <i>Belt Conveyor (J-113)</i>	V-2
V.5. <i>Hammer Mill (C-120)</i>	V-2
V.6. <i>Screw Conveyor (J-121)</i>	V-2

V.7. <i>Gasifier (R-210)</i>	V-3
V.8. <i>Syngas Expander (N-211)</i>	V-3
V.9. <i>Syngas Cooler (E-212)</i>	V-3
V.10. <i>Propagation Tank (F-311)</i>	V-4
V.11. <i>Fermentation Tank (R-310)</i>	V-4
V.12. <i>Rotary Vacuum Filter (H-410)</i>	V-5
V.13. <i>Vacuum Receiver Tank (F-411)</i>	V-5
V.14. <i>Dry Vacuum Pump (L-413)</i>	V-5
V.15. <i>Filtrate Pump (L-215)</i>	V-6
V.16. <i>Fermentation Broth Tank (F-414)</i>	V-6
V.17. <i>Fermentation Broth Pump (L-215)</i>	V-7
V.18. <i>Distillation Feed Preheater (E-421)</i>	V-7
V.19. <i>Distillation Column (D-420)</i>	V-7
V.20. <i>Distillation Column Condenser (E-422)</i>	V-8
V.21. <i>Distillation Reflux Tank (F-423)</i>	V-9
V.22. <i>Distillation Column Reboiler (E-421)</i>	V-9
V.23. <i>Acetic Acid Dehydrator (D-245)</i>	V-9
V.24. <i>Vacuum Pump 1 (L-426)</i>	V-10
V.25. <i>Ethanol-Acetic Acid Heat Exchanger (E-427)</i> ..	V-
V.26. <i>Ethanol Vaporizer (E-431)</i>	V-11
V.27. <i>Side Product Cooler (E-426)</i>	V-11
V.28. <i>Ethanol Dehydrator (D-430)</i>	V-12
V.29. <i>Vacuum Pump 2 (L-433)</i>	V-12

V.30. <i>Main Product Cooler (E-432)</i>	V-13
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
BAB VII KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	xvii
APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA	
APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI	
APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT	
APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI	
LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar II. 1 Rute Pelayaran di Wilayah Laut Indonesia	II-11
Gambar II. 2 Struktur Molekul Etanol	II-15
Gambar III. 1 (a) Fixed bed updraft gasifier. (b) Fixed bed downdraft gasifier	III-15
Gambar IV. 1 Aliran Massa pada Gyrotory Crusher (C-110)	IV-3
Gambar IV. 2 Aliran Massa pada <i>Hammer Mill</i> (C-120).....	IV-3
Gambar IV. 3 Aliran Massa pada <i>Zona Pyrolysis</i>	IV-4
Gambar IV. 4 Aliran Massa pada <i>Zona Combustion</i>	IV-6
Gambar IV. 5 Aliran Massa pada <i>Zona Reduction</i>	IV-8
Gambar IV. 6 Aliran Massa pada <i>Gasifier</i> (R-210).....	IV-10
Gambar IV. 7 Aliran Massa pada <i>Syngas expander</i> (N-211) ..	IV- 11
Gambar IV. 8 Aliran Massa pada <i>Syngas cooler</i> (E-212) ...	IV-12
Gambar IV. 9 Aliran Massa pada <i>Propagation tank</i> (F-311) ..	IV- 13
Gambar IV. 10 Aliran Massa pada <i>Fermentation tank</i> (R- 310).....	IV-14
Gambar IV. 11 Aliran Massa pada <i>Rotary vacuum filter</i> (H- 410).....	IV-17
Gambar IV. 12 Aliran Massa pada <i>Filtrate Pump</i> (F-412)..	IV-19
Gambar IV. 13 Aliran Massa pada <i>Fermentation Broth Tank</i> (F- 414).....	IV-19

Gambar IV. 14 Aliran Massa pada <i>Fermentation Broth Pump</i> (L-415)	IV-20
Gambar IV. 15 Aliran Massa pada <i>Distillation feed preheater</i> (E-421)	IV-21
Gambar IV. 16 Aliran Massa pada <i>Distillation column</i> (E-420)	IV-22
Gambar IV. 17 Aliran Massa pada <i>Acetic acid dehydrator</i> (D-432)	IV-23
Gambar IV. 18 Aliran Massa pada <i>Side product cooler</i> (E-428)	IV-24
Gambar IV. 19 Aliran Massa pada <i>Ethanol dehydrator</i> (D-430)	IV-25
Gambar IV. 20 Aliran Massa pada <i>Main product cooler</i> (E-432)	IV-26
Gambar IV. 21 Aliran Energi pada <i>Gasifier</i> (R-210).....	IV-29
Gambar IV. 22 Aliran Energi pada <i>Syngas expander</i> (N-211) IV-30	
Gambar IV. 23 Aliran Energi pada <i>Syngas cooler</i> (E-212). IV-31	
Gambar IV. 24 Aliran Energi pada <i>Propagation tank</i> (F-311) IV-32	
Gambar IV. 25 Aliran Energi pada <i>Fermentation tank</i> (R-310)	IV-33
Gambar IV. 26 Aliran Energi pada <i>Rotary vacuum filter</i> (H-410)	IV-34

Gambar IV. 27 Aliran Energi pada <i>Distillation feed preheater</i> (E-421)	IV-35
Gambar IV. 28 Aliran Energi pada <i>Distillation column</i> (D-420)	IV-36
Gambar IV. 29 Aliran Energi pada <i>Acetic acid dehydrator</i> (D-432)	IV-37
Gambar IV. 30 Aliran Energi pada <i>Ethanol-acetic acid heat exchanger</i> (E-427)	IV-38
Gambar IV. 31 Aliran Energi pada <i>Side product cooler</i> (E-433)	IV-39
Gambar IV. 32 Aliran Energi pada <i>Ethanol vaporizer</i>	IV-40
Gambar IV. 33 Aliran Energi pada <i>Ethanol dehydrator</i> (D-430)	IV-41
Gambar IV. 34 Aliran Energi pada <i>Main product cooler</i> (E-432)	IV-42
Gambar VI. 1 Struktur Organisasi Perusahaan	VI-3
Gambar VI. 2 Grafik BEP Pabrik Bioetanol Dari Tongkol Jagung	VI-20

DAFTAR TABEL

Tabel I. 1. Produksi jagung di Indonesia tahun 2014-2018.....	I-5
Tabel II. 1. Statistik Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor Bioetanol di Indonesia	II-1
Tabel II. 2. Perkiraan Data Permintaan-Penawaran Bioetanol Tahun 2022.....	II-2
Tabel II. 3. Daftar Perusahaan Bioetanol di Indonesia	II-3
Tabel II. 4. Produksi Jagung di Seluruh Indonesia Menurut Provinsi (Ton).....	II-5
Tabel II. 5. Data Luas Panen Jagung (ha) Rata-Rata Tahun 2014-2017	II-8
Tabel II. 6. Kapasitas Terpasang Tenaga Listrik PLN Menurut Jenis Pembangkit	II-10
Tabel II. 7. Analisa Ultimat Komposisi Kimia Tongkol Jagung	II-13
Tabel II. 8. Analisa Proksimat Tongkol Jagung (Basis Kering).	II-13
Tabel II. 9. Spesifikasi Bahan Bakar Etanol Menurut SNI	II-16
Tabel III. 1 Komparasi Proses Produksi Bioetanol	III-9
Tabel III. 2 Perbandingan Proses <i>Crushing</i>	III-12
Tabel III. 3 Perbandingan Proses <i>Milling</i>	III-13
Tabel III. 4 Perbandingan Tipe Alat untuk Proses Gasifikasi .	III-14

Tabel III. 5 Perbandingan <i>Fixed Bed Gasifier</i>	III-16
Tabel III. 6 Perbandingan Mikroorganisme untuk Proses Fermentasi <i>Syngas</i>	III-17
Tabel III. 7 Perbandingan Unit Filtrasi	III-18
Tabel III. 8 Perbandingan Proses Dehidrasi.....	III-20
Tabel III. 9 Perbandingan Jenis-Jenis Adsorben	III-21
Tabel III. 10 Spesifikasi <i>Molecular Sieve</i> menurut Ukuran Pori-Pori.....	III-22
Tabel IV. 1. Karakteristik dari feed Tongkol Jagung.....	IV-2
Tabel IV. 2. Ultimate Analysis dari feed Tongkol Jagung	IV-2
Tabel IV. 3 Proximate Analysis dari feed Tongkol Jagung....	IV-2
Tabel IV. 4 Neraca Massa pada Gyrotory Crusher (C-110) ...	IV-3
Tabel IV. 5 Neraca massa pada <i>Hammer Mill</i> (C-120).....	IV-4
Tabel IV. 6 Neraca Massa pada Zona <i>Pyrolysis</i>	IV-4
Tabel IV. 7 Neraca Massa pada Zona <i>Combustion</i>	IV-6
Tabel IV. 8 Neraca Massa pada Zona <i>Reduction</i>	IV-8
Tabel IV. 9 Neraca Massa pada <i>Gasifier</i> (R-210)	IV-10
Tabel IV. 10 Neraca Massa pada <i>Syngas expander</i> (N-211)	IV-12
Tabel IV. 11 Neraca Massa pada <i>Syngas cooler</i> (E-212).....	IV-13
Tabel IV. 12 Neraca Massa pada <i>Propagation tank</i> (F-311)	IV-13
Tabel IV. 13 Neraca Massa pada <i>Fermentation tank</i> (R-310)..	IV-15
Tabel IV. 14 Neraca Massa pada <i>Rotary vacuum filter</i> (H-410).....	IV-18

Tabel IV. 15 Neraca Massa pada <i>Filtrate Pump</i> (F-412).....	IV-19
Tabel IV. 16 Neraca Massa pada <i>Fermentation Broth Tank</i> (F-414).....	IV-20
Tabel IV. 17 Neraca Massa pada <i>Fermentation Broth Pump</i> (L-415).....	IV-21
Tabel IV. 18 Neraca Massa pada <i>Distillation feed preheater</i> (E-421).....	IV-22
Tabel IV. 19 Neraca Massa pada <i>Distillation column</i> (E-420).	IV-23
Tabel IV. 20 Neraca Massa pada <i>Acetic acid dehydrator</i> (D-432).....	IV-24
Tabel IV. 21 Neraca Massa pada <i>Side product cooler</i> (E-428)	IV-25
Tabel IV. 22 Neraca Massa pada <i>Ethanol dehydrator</i> (D-430)	IV-26
Tabel IV. 23 Neraca Massa pada <i>Main product cooler</i> (E-432).....	IV-27
Tabel IV. 24 Neraca Energi <i>Gasifier</i> (R-210).....	IV-29
Tabel IV. 25 Neraca Energi <i>Syngas expander</i> (N-211).....	IV-30
Tabel IV. 26 Neraca Energi <i>Syngas cooler</i> (E-212)	IV-31
Tabel IV. 27 Neraca Energi <i>Propagation tank</i> (F-311)	IV-32
Tabel IV. 28 Neraca Energi <i>Fermentation tank</i> (R-310).....	IV-33
Tabel IV. 29 Neraca Energi <i>Rotary vacuum filter</i> (H-410)..	IV-34

Tabel IV. 30 Neraca Energi <i>Distillation feed preheater</i> (E-421).....	IV-35
Tabel IV. 31 Neraca Energi <i>Distillation column</i> (D-420)....	IV-36
Tabel IV. 32 Neraca Energi <i>Acetic acid dehydrator</i> (D-432)...	IV-37
Tabel IV. 33 Neraca Energi <i>Ethanol-acetic acid heat exchanger</i> (E-427)	IV-38
Tabel IV. 34 Neraca Energi <i>Side product cooler</i> (E-433)....	IV-39
Tabel IV. 35 Neraca Energi <i>Ethanol vaporizer</i> (V-431).....	IV-40
Tabel IV. 36 Neraca Energi <i>Ethanol dehydrator</i> (D-430)....	IV-41
Tabel IV. 37 Neraca Energi <i>Main product cooler</i> (E-432) ..	IV-42
Tabel VI. 1 Daftar Karyawan	VI-11
Tabel VI. 2 Jadwal <i>Shift</i> dengan sistem 2-2-2	VI-12
Tabel VI. 3 Ringkasan Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik Bioetanol	VI-21

BAB I

LATAR BELAKANG

Ketersediaan energi adalah salah satu faktor penting di dalam kehidupan manusia yang berpengaruh terhadap semua lini kehidupan, mulai dari pemerintahan, ekonomi, pendidikan dan juga sosial budaya. Konsumsi energi meningkat seiring dengan peningkatan jumlah penduduk dan peningkatan kebutuhan hidupnya. Sesuai dengan data Badan Pusat Statistik (2016), total konsumsi energi di Indonesia meningkat dari 4,47 exajoule pada tahun 2010 menjadi 5,28 exajoule di tahun 2012 dan menurun menjadi 4,44 exajoule pada tahun 2014. Pada tahun 2014 sektor transportasi merupakan sektor yang konsumsi energi terbesar yaitu 42%, diikuti oleh sektor rumah tangga sebesar 30%. Berdasarkan jenis energi, BBM (Bahan Bakar Minyak) masih merupakan sumber energi fosil yang penting bagi Indonesia dan pangsanya semakin meningkat dari 43% pada tahun 2010 menjadi 62% pada tahun 2014.

Penggunaan energi, terutama bahan bakar fosil akan menyisakan residu yang memberikan dampak pada pencemaran lingkungan dan peningkatan suhu bumi. Penggunaan bahan bakar fosil menyumbang emisi gas rumah kaca (CO₂) sebesar 76% yang terdiri dari proses industri 65% dan kehutanan beserta penggunaan lahan lainnya 11%.

Pemakaian bahan bakar bensin dan solar pada kendaraan bermotor juga menghasilkan CO₂. Jumlah kendaraan bermotor yang semakin meningkat berbanding lurus dengan peningkatan emisi CO₂. Emisi CO₂ dari kendaraan bermotor pada tahun 2014 sebesar 126,56 juta ton yang terdiri dari emisi CO₂ dari pemakaian bahan bakar bensin sebesar 69,63 juta ton dan emisi CO₂ dari pemakaian solar sebesar 56,92 juta ton.

(Badan Pusat Statistik, 2016)

Terkait dengan permasalahan energi dan efek gas rumah kaca tersebut, pengembangan bioenergi dapat menjadi alternatif solusinya. Keuntungan dari penggunaan bioenergi adalah dapat mengurangi emisi gas rumah kaca di seluruh siklus hidup bioenergi. Penggunaan biomassa untuk memproduksi biofuel, seperti etanol terbukti dapat mengurangi emisi CO₂ jika dibandingkan dengan produksi bensin. International Energy Agency (IEA) melaporkan bahwa penggunaan biofuel diproyeksikan dapat mengurangi emisi CO₂ sekitar 2,1 gigaton per tahun 2050 jika diproduksi secara stabil.

(Jin & Sutherland, 2016)

Salah satu sumber energi alternatif yang sangat berpeluang menggantikan bahan bakar fosil adalah bioetanol. Bioetanol dikenal sebagai bahan bakar ramah lingkungan karena bersih dari bahan pencemar. Bahan ini memiliki nilai oktan hingga 108.6, lebih tinggi daripada bahan bakar dengan

nilai oktan tertinggi yang diproduksi saat ini, yaitu sebesar 98. Pencampuran bioetanol dengan bahan bakar fosil akan meningkatkan nilai oktan bahan bakar fosil tersebut, sekaligus mengurangi emisi karbon.

Hingga tahun 2016, negara yang sudah berhasil memaksimalkan potensi bahan bakar alternatif bioetanol di antaranya Amerika Serikat dan Brazil. Konsumsi bahan bakar ini mencapai angka 838 ribu barel per hari di Amerika Serikat dan 359 ribu barel per hari di Brazil. Hal ini didukung pula oleh penyediaan spesifikasi kendaraan yang mampu menggunakan bahan bakar minyak dengan campuran etanol 20% (E20). Bahkan di Amerika Serikat sudah terdapat mobil yang mampu menggunakan etanol saja tanpa perlu mencampur dengan bahan bakar minyak (E100).

Bioetanol dapat diproduksi dari bahan-bahan nabati yang mengandung pati dan gula serta bahan lignoselulosik. Harga bahan bakar ini senilai Rp10337,00 per liter berdasarkan Harga Indeks Pasar (HIP) Bahan Bakar Nabati (BBN) bulan September 2018 oleh Direktorat Jenderal Energi Baru, Terbarukan, dan Konservasi Energi (EBTKE). Kelebihan pemakaian bioetanol antara lain: 1) Aman digunakan sebagai bahan bakar, titik nyala bioetanol tiga kali lebih tinggi daripada bensin; 2) Emisi hidrokarbon lebih rendah sehingga lebih ramah lingkungan.

Jagung (*Zea mays*) adalah salah satu tanaman palawija dengan produksi yang sangat tinggi di Indonesia. Tanaman ini banyak dikonsumsi masyarakat Indonesia baik sebagai makanan pokok maupun diolah menjadi bahan makanan lain. Berdasarkan catatan Kementerian Pertanian RI, pada tahun 2017 Indonesia memiliki 5.533.169 hektar luas panen jagung yang tersebar hampir di seluruh provinsi

Setelah dipanen, umumnya jagung akan langsung dipisahkan antara biji dengan tongkol atau bonggolnya agar mudah dikeringkan dan diolah lebih lanjut. Saat ini, tongkol jagung masih sangat terbatas pemanfaatannya. Padahal jika dilihat dari komponen penyusunnya yang didominasi oleh material lignoselulosik, tongkol jagung sangatlah potensial untuk diolah menjadi sumber energi terbarukan.

Jika diasumsikan 50% jagung adalah tongkol yang tidak dapat dimakan, maka menurut data produksi jagung yang ditunjukkan oleh tabel I.1, pada tahun 2018 Indonesia menghasilkan 15.027.811,5 ton tongkol jagung dalam setahun.

Tabel I.1. Produksi jagung di Indonesia tahun 2014-2017

(Badan Pusat Statistik, 2018)

Provinsi	Tahun			
	2014	2015	2016	2017
Aceh	202.318	205.125	316.645	387.470
Sumatera Utara	1.159.795	1.519.407	1.557.463	1.741.258
Sumatera Barat	605.352	602.549	711.518	985.847
Riau	28.651	30.870	32.850	30.765
Jambi	43.617	51.712	80.267	96.680
Sumatera Selatan	191.974	289.007	552.199	892.358
Bengkulu	72.756	52.785	133.902	148.090
Lampung	1.719.386	1.502.800	1.720.196	2.518.895
Bangka Belitung	721	666	1.051	3.184
Kep. Riau	703	473	109	77
DKI Jakarta	-	-	-	-
Jawa Barat	1.047.777	959.933	1.630.238	1.424.926
Jawa Tengah	3.051.516	3.212.391	3.574.331	3.577.507
DI Yogyakarta	312.236	299.084	310.257	311.764

Jawa Timur	5.737.382	6.131.163	6.278.264	6.335.252
Banten	10.514	11.870	19.882	63.517
Bali	40.613	40.603	55.736	55.042
Nusa Tenggara Barat	785.864	959.973	1.278.271	2.127.324
Nusa Tenggara Timur	647.106	685.081	686.432	809.830
Kalimantan Barat	135.461	103.742	113.624	151.586
Kalimantan Tengah	8.136	8.189	16.308	51.053
Kalimantan Selatan	117.966	128.505	196.378	285.578
Kalimantan Timur	7.567	8.379	22.132	56.597
Kalimantan Utara	1.235	1.032	3.286	5.160
Sulawesi Utara	488.362	300.490	582.331	1.636.236
Sulawesi Tengah	170.203	131.123	317.717	374.323
Sulawesi Selatan	1.490.991	1.528.414	2.065.165	2.341.336

Sulawesi Tenggara	60.600	68.141	90.090	172.078
Gorontalo	719.780	643.512	911.350	1.551.972
Sulawesi Barat	110.665	100.811	284.213	724.222
Maluku	10.568	13.947	14.147	14.707
Maluku Utara	19.555	11.728	9.702	35.182
Papua Barat	2.450	2.264	1.921	2.148
Papua	7.282	6.666	6.478	10.049

Dengan perkembangan produksi tersebut, maka jumlah limbah tongkol jagung yang dihasilkan akan sangat potensial untuk diolah menjadi bahan bakar bioetanol. Latar belakang inilah yang mendasari pemilihan judul:

**“Pra Desain Pabrik Bioetanol dari Tongkol Jagung
dengan Proses Termo-Biokimia”**

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1. Kapasitas

Sebelum sebuah pabrik dapat beroperasi, sangat penting untuk menentukan kapasitas produksi. Karena dari kapasitas produksi inilah dapat ditentukan kebutuhan bahan baku, utilitas, energi, alat dengan jumlah dan spesifikasi tertentu, serta hal lain yang berhubungan. Penentuan kapasitas produksi pabrik bioetanol dari tongkol jagung yang akan beroperasi pada tahun 2021 didasarkan pada kebutuhan pasar dari data *supply-demand*. Data di bawah ini adalah statistik produksi, konsumsi, ekspor, dan impor bioetanol di Indonesia tahun 2014-2018.

Tabel II.1. Statistik Produksi, Konsumsi, Ekspor, dan Impor Bioetanol di Indonesia.

Tahun	Produksi (L)	Konsumsi (L)	Ekspor (L)	Impor (L)
2014	202.000.000	135.000.000	94.000.000	2.000.000
2015	205.000.000	136.000.000	67.000.000	0
2016	205.000.000	137.000.000	71.000.000	2.000.000
2017	195.000.000	137.000.000	64.000.000	5.000.000

2018	200.000.00 0	138.000.00 0	65.000.00 0	5.000.00 0
------	-----------------	-----------------	----------------	---------------

(Indonesia Biofuels Annual, 2018)

Maka, kapasitas produksi tahun 2022 dapat dihitung dengan menggunakan *trendline* logaritma dengan hasil yang ditampilkan pada Tabel II.2 berikut.

Tabel II.2. Perkiraan Data Permintaan-Penawaran Bioetanol
Tahun 2022

Tahun	Produksi (L)	Konsumsi (L)	Ekspor (L)	Impor (L)
2022	178.428.573,1	140.794.253,9	144.885.714,2	21.542.857,15

Dengan demikian, kapasitas produksi pada tahun 2022 dapat di hitung dengan persamaan di bawah ini:

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Produksi} &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\
 &= (144.885.714,2 + 140.794.253,9) - \\
 &\quad (21.542.857,15 + 178.428.573,1) \\
 &= 85.708.537,88 \text{ L}
 \end{aligned}$$

Kapasitas tersebut adalah kapasitas produksi nasional, untuk menentukan kapasitas pabrik yang akan didirikan, perlu diperhatikan aspek lain seperti kompetitor, yaitu pabrik bioetanol lain yang sudah beroperasi dengan kapasitas produksi beragam. Berikut adalah pabrik bioetanol yang sudah beroperasi di Indonesia beserta kapasitas produksinya.

Tabel II.3. Daftar Perusahaan Bioetanol di Indonesia.

Nama Perusahaan	Kapasitas (L/tahun)	Bahan Baku	Lokasi
PT Molindo Raya Industrial	10.000.000	Molases	Lawang
PT Energi Agro Nusantara	30.000.000	Molases	Mojokerto
PT Indo Acidatama	40.000.000	Molases	Solo
PT Indonesia Ethanol Industry	36.023.000	Singkong	Lampung

(Kementerian ESDM, 2018)

Dengan memperhatikan data perusahaan lain tersebut, dan juga dalam usaha mengurangi impor BBM pada 2021 serta meningkatkan penggunaan bioetanol sebagai campuran BBM, diasumsikan pabrik mampu menyerap 17,5% dari kapasitas produksi nasional, yaitu sebesar 15.000.000 L/tahun. Pada pabrik ini digunakan basis perhitungan waktu operasi 300 hari kerja per tahun dan waktu kerja 24 jam per hari, sehingga perhitungannya menjadi:

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas produksi} &= 85.708.537,88 \text{ L/tahun} \times 17,5\% \\ &= 15.000.000 \text{ L/tahun} \\ &= 15.000 \text{ kL/tahun} \times 1 \text{ tahun}/300 \text{ hari}\end{aligned}$$

= 50 kL/hari

II.2. Lokasi

Pemilihan lokasi pabrik diperlukan sebagai landasan untuk membangun perekonomian dan perkembangan pabrik. Pemilihan lokasi pabrik diusulkan pada Kabupaten Tuban, Jawa Timur, dengan mempertimbangkan sejumlah faktor berupa kedekatan dengan bahan baku, peluang pasar, kemudahan dalam distribusi, ketersediaan sumber energi, serta ketersediaan air. Berikut adalah beberapa pertimbangan dilakukan terhadap faktor pemilihan lokasi pabrik:

II.2.1. Potensi Bahan Baku

Sumber bahan baku adalah salah satu faktor terpenting dalam pemilihan lokasi pabrik terutama jika pabrik mengkonsumsi bahan baku dalam jumlah besar, karena sumber bahan baku yang dekat dengan pabrik akan mengurangi biaya transportasi bahan.

Berikut adalah data produksi jagung dalam satuan ton di seluruh Indonesia berdasarkan provinsi mulai tahun 2014-2017.

Tabel II.4. Produksi Jagung di Seluruh Indonesia menurut Provinsi (Ton).

Provinsi	Tahun			
	2014	2015	2016	2017
Aceh	202.318	205.125	316.645	387.470
Sumatera Utara	1.159.795	1.519.407	1.557.463	1.741.258
Sumatera Barat	605.352	602.549	711.518	985.847
Riau	28.651	30.870	32.850	30.765
Jambi	43.617	51.712	80.267	96.680
Sumatera Selatan	191.974	289.007	552.199	892.358
Bengkulu	72.756	52.785	133.902	148.090
Lampung	1.719.386	1.502.800	1.720.196	2.518.895
Bangka Belitung	721	666	1.051	3.184
Kep. Riau	703	473	109	77
DKI Jakarta	-	-	-	-
Jawa Barat	1.047.777	959.933	1.630.238	1.424.926
Jawa Tengah	3.051.516	3.212.391	3.574.331	3.577.507
DI Yogyakarta	312.236	299.084	310.257	311.764

Jawa Timur	5.737.382	6.131.163	6.278.264	6.335.252
Banten	10.514	11.870	19.882	63.517
Bali	40.613	40.603	55.736	55.042
Nusa Tenggara Barat	785.864	959.973	1.278.271	2.127.324
Nusa Tenggara Timur	647.106	685.081	686.432	809.830
Kalimantan Barat	135.461	103.742	113.624	151.586
Kalimantan Tengah	8.136	8.189	16.308	51.053
Kalimantan Selatan	117.966	128.505	196.378	285.578
Kalimantan Timur	7.567	8.379	22.132	56.597
Kalimantan Utara	1.235	1.032	3.286	5.160
Sulawesi Utara	488.362	300.490	582.331	1.636.236
Sulawesi Tengah	170.203	131.123	317.717	374.323
Sulawesi Selatan	1.490.991	1.528.414	2.065.165	2.341.336

Sulawesi Tenggara	60.600	68.141	90.090	172.078
Gorontalo	719.780	643.512	911.350	1.551.972
Sulawesi Barat	110.665	100.811	284.213	724.222
Maluku	10.568	13.947	14.147	14.707
Maluku Utara	19.555	11.728	9.702	35.182
Papua Barat	2.450	2.264	1.921	2.148
Papua	7.282	6.666	6.478	10.049

(www.aplikasi2.pertanian.go.id, 2019)

Dari data tersebut, tiga provinsi dengan rata-rata produksi jagung per tahun adalah Jawa Timur, Jawa Tengah, dan Lampung. Untuk memastikan bahwa ketiga provinsi tersebut benar-benar mampu menyediakan bahan baku berupa tongkol jagung dalam jumlah besar tiap tahunnya, maka perlu diketahui luas panen jagung di masing-masing provinsi. Provinsi dengan luas panen yang lebih besar tentu memiliki potensi untuk terus memproduksi jagung skala besar untuk jangka panjang.

Berikut ini adalah data luas panen jagung di Jawa Tengah, Jawa Timur, dan Lampung periode 2014-2017 dalam satuan hektar.

Tabel II.5. Data Luas Panen Jagung (ha) Rata-Rata Tahun 2014-2017.

Provinsi	Tahun			
	2014	2015	2016	2017
Jawa Tengah	538.102	542.804	598.272	588.812
Jawa Timur	1.202.300	1.213.654	1.238.616	1.257.111
Lampung	338.885	293.521	340.200	482.607

(www.aplikasi2.pertanian.go.id, 2019)

Di provinsi Jawa Timur sendiri, kabupaten dengan produksi jagung per tahun terbesar adalah kabupaten Tuban. Tercatat pada tahun 2017, kabupaten Tuban menghasilkan hingga 627.283 ton jagung atau 2.041 ton per hari. Dengan ketersediaan bahan baku yang melimpah di kabupaten Tuban, dapat dipastikan kebutuhan tongkol jagung untuk pabrik dapat terpenuhi dengan baik dan operasi dapat berlangsung secara kontinyu.

II.2.2. Pemasaran

Saat ini, di Indonesia masih belum banyak tersedia kendaraan dengan spesifikasi mesin yang mampu menggunakan etanol murni sebagai bahan bakar. Sehingga,

pemanfaatan etanol sebagai bahan bakar hanya terbatas sebagai campuran bahan bakar minyak (BBM) yang sudah ada. Maka, target pemasaran yang paling tepat adalah perusahaan tambang dan pengolahan minyak bumi, seperti PT Pertamina. Perusahaan milik negara tersebut memiliki 6 (enam) unit *refinery* di enam kota berbeda, yaitu Plaju, Dumai, Balongan, Cilacap, Balikpapan, dan Sorong.

Salah satu lokasi *refinery unit* PT Pertamina, yaitu Cilacap, berada di wilayah provinsi yang termasuk kandidat lokasi pendirian pabrik bioetanol ini, yaitu Jawa Tengah. Apabila pabrik berhasil didirikan di dekat target pasar utama, biaya transportasi yang dibutuhkan akan banyak berkurang karena jarak yang tidak begitu jauh.

II.2.3. Ketersediaan Energi

Sumber energi listrik adalah salah satu faktor penunjang berdirinya pabrik dalam proses produksi agar pabrik dapat bertahan lama. Menurut Statistik Ketenagalistrikan 2017, Direktorat Jenderal Ketenagalistrikan Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM), Provinsi Jawa Timur Memiliki kapasitas terpasang tenaga listrik PLN terbesar jika dibandingkan dengan Provinsi Jawa Tengah dan Lampung.

Tabel II.6. Kapasitas Terpasang Tenaga Listrik PLN Menurut Jenis Pembangkit (MW)

Provinsi	Kapasitas Terpasang Total
Jawa Tengah	3.068,78
Jawa Timur	6.164,62
Lampung	809,07

(Kementerian ESDM, 2017)

II.2.4. Iklim

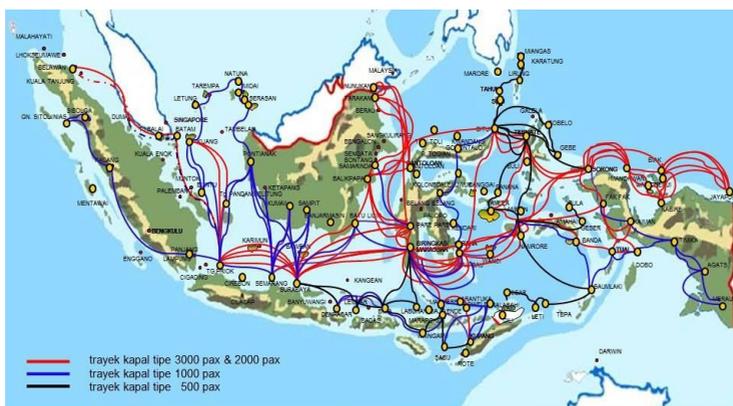
Salah satu faktor pertimbangan dalam mendesain dan mendirikan pabrik, iklim merupakan salah satu faktor yang penting. Berikut adalah kondisi iklim rata-rata pada Pabrik Bioetanol yang akan berlokasi di Tuban, Jawa Timur. (BMKG Stasiun Meteorologi Tuban, 2018)

- Kelembaban udara rata-rata: 76.17%
- Suhu rata-rata: 27.75°C
- Kecepatan angin rata-rata: 4.95 m/s

II.2.5. Transportasi

Ketersediaan jalur transportasi merupakan faktor penting untuk pengangkutan bahan baku dan distribusi produk ke target pasar. Pemilihan pabrik didasarkan pada ketersediaan jalan raya yang dapat dilalui kendaraan besar pengangkut

bahan baku dan produk. Selain jalan raya, jalur laut juga dapat digunakan sebagai penghubung antara supplier bahan baku dan konsumen. Dengan parameter ini, Kabupaten Tuban dipilih berdasarkan dekatnya akses dengan Jalur Pantai Utara (Pantura) sebagai akses darat serta dekatnya Kabupaten Tuban dengan kota-kota industri lainnya. Selain Jalur Pantura, terdapat pula akses transportasi laut melalui Pelabuhan Tuban dengan jaraknya yang dekat dan memiliki alternatif rute yang cukup luas karena lokasinya yang dekat dengan rute utama pelayaran Indonesia.



Gambar II.1. Rute pelayaran di wilayah laut Indonesia.

II.2.6. Ketersediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air sebagai salah satu utilitas pabrik, Pabrik Bioetanol dapat menyuplai kebutuhan air

dari air laut yang jaraknya cukup dekat, dengan memberikan *treatment* desalinasi terlebih dahulu.

II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1. Bahan Baku (Tongkol Jagung)

Jagung (*Zea mays*) adalah salah satu tanaman palawija yang ditanam agar bijinya dapat dikonsumsi sebagai sumber makanan. Tanaman ini banyak tumbuh di wilayah tropis dan subtropis, serta menjadi bahan penting bagi sektor industri baik skala kecil maupun besar. Jagung merupakan komoditas agrobisnis yang bernilai ekonomi cukup tinggi dan merupakan salah satu sumber karbohidrat dalam pola pangan penduduk Indonesia. Kebutuhan jagung dari tahun ke tahun terus meningkat sejalan dengan bertambahnya jumlah penduduk, kebutuhan gizi masyarakat, diversifikasi pangan, serta meningkatnya kapasitas industri pakan dan makanan di Indonesia.

Tongkol jagung juga merupakan biomassa yang sangat potensial untuk diolah menjadi bahan bakar ramah lingkungan seperti bioetanol. Dengan komposisi kimia yang didominasi oleh selulosa dan lignin, tongkol jagung merupakan salah satu komoditas yang memenuhi syarat untuk bahan baku bioetanol generasi kedua (G2), yang merupakan material-material lignoselulosik. Selain tidak berkompetisi dengan sumber

pangan, tongkol jagung juga memiliki ukuran yang relatif kecil sehingga lebih mudah dalam hal *pretreatment*.

Tabel II.7. Analisa Ultimat Komposisi Kimia Tongkol Jagung

Komponen	Kadar (% berat)
Karbon	43,81
Hidrogen	6,54
Nitrogen	0,77
Sulfur	0,69
Oksigen	48,19

(Syarif dkk, 2016)

Tabel II.8. Analisa Proksimat Tongkol Jagung (Basis Kering)

Komponen	Kadar (% berat)
<i>Moisture</i>	7,14
<i>Abu (ash)</i>	1,05
<i>Zat volatil</i>	87,76
<i>Fixed carbon</i>	11,19

(Syarif dkk, 2016)

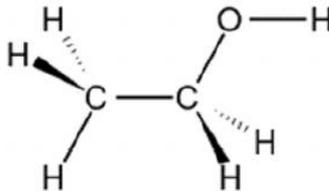
II.3.2. Produk (Bioetanol 99.5%)

Bioetanol adalah etanol yang dihasilkan oleh fermentasi glukosa dan dilanjutkan dengan proses destilasi. Etanol merupakan kependekan dari etil alkohol (C_2H_5OH) dan seringkali disebut *grain alcohol*. Etanol adalah cairan tidak berwarna, volatil, dan memiliki bau yang khas. Densitas cairan ini sebesar 0.7939 g/mL dan titik didihnya 78.3°C pada tekanan atmosferik. Sifat lainnya adalah larut dalam air dan eter serta memiliki kalor pembakaran 7093.72 kkal. Etanol banyak dimanfaatkan dalam berbagai industri, contohnya sebagai bahan baku industri derivat alkohol, campuran minuman beralkohol, bahan baku industri farmasi dan kosmetik, dan masih banyak lagi. Pada industri otomotif, etanol digunakan sebagai campuran bahan bakar kendaraan untuk meningkatkan nilai oktan. (Winarno, 2011)

Bioetanol merupakan salah satu sumber bahan bakar alternatif yang diolah dari tumbuhan, dimana memiliki keunggulan mampu menurunkan emisi CO_2 hingga 18 %. Menurut Balai Besar Teknologi Pati (B2TP) ada 3 kelompok tanaman sumber bioetanol: tanaman yang mengandung pati (seperti singkong, kelapa sawit, tengkawang, kelapa, kapuk, jarak pagar, rambutan, sirsak, malapari, dan nyamplung), bergula (seperti tetes tebu atau *molasses*, nira aren, nira tebu,

dan nira surgum manis) dan serat selulosa (seperti batang sorgum, batang pisang, dll). (Wusnah, 2016)

Tidak ada perbedaan antara etanol biasa dengan bioetanol, yang membedakannya hanyalah bahan baku pembuatan dan proses pembuatannya. Etanol adalah sejenis cairan yang mudah menguap, mudah terbakar, tak berwarna, dan merupakan alkohol yang paling sering digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Senyawa ini merupakan obat psikoaktif dan dapat ditemukan pada minuman beralkohol dan termometer modern. Etanol termasuk ke dalam alkohol rantai tunggal, dengan rumus kimia C_2H_5OH dan rumus empiris C_2H_6O . Ia merupakan isomer konstitusional dari dimetil eter.



Gambar II.2. Struktur Molekul Etanol

Bioetanol yang digunakan sebagai campuran bahan bakar merupakan etanol (*etil alcohol*) dengan jenis yang sama dengan yang ditemukan pada minuman beralkohol. Etanol seringkali dijadikan bahan tambahan bensin sehingga menjadi *biofuel*. Produksi etanol dunia untuk bahan bakar transportasi

meningkat 3 kali lipat dalam kurun waktu 7 tahun, dari 17 miliar liter pada tahun 2000 menjadi 52 miliar liter pada tahun 2007. Dari tahun 2007 ke 2008, komposisi etanol pada bahan bakar bensin di dunia telah meningkat dari 3,7% menjadi 5,4%.

(Wusnah, 2016)

Bioetanol dapat digunakan sebagai pengganti bahan bakar minyak tergantung dari tingkat kemurniannya. Bioetanol dengan kadar 95-99% dapat dipakai sebagai bahan substitusi premium (bensin), sedangkan 40% dipakai sebagai bahan substitusi minyak tanah. (Riza, 2016)

Tabel II.9. Spesifikasi Bahan Bakar Etanol menurut SNI.

No.	Parameter	SNI 7390:2012
1.	Etanol	Minimal 99,5% volume (setelah penambahan denatonium hidrokarbon)
2.	Kadar air	Maksimal 0,7% volume.
3.	Asam asetat (CH_3COOH)	Maksimal 30 mg/l
4.	pHe	-
5.	Penampakan	Jernih tanpa partikel endapan

Pada pabrik ini akan diproduksi bioetanol *fuel grade* dengan tujuan penggunaan sebagai campuran bahan bakar minyak dalam usaha mengurangi konsumsi bahan bakar fosil serta emisi karbon yang ditimbulkannya.

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1. Proses-Proses Pembuatan Etanol

Berdasarkan bahan baku yang digunakan untuk menghasilkan bioetanol, proses produksi bioetanol dapat dibagi menjadi empat kelompok yang disebut “generasi”, yaitu generasi pertama (G1), generasi kedua (G2), generasi ketiga (G3), dan generasi keempat (G4). Alur pembuatan bioetanol untuk masing-masing generasi memang tergantung pada bahan baku, karena bahan baku yang berbeda membutuhkan metode pengolahan yang berbeda pula. Namun secara umum tahapan proses produksi untuk tiap generasi dapat dibagi menjadi beberapa tahap, yaitu persiapan bahan baku, konversi umpan menjadi etanol, dan pemurnian etanol agar kualitasnya sesuai dengan standar untuk bahan bakar.

Untuk G1, bahan baku yang umum digunakan adalah bahan-bahan bergula atau berpati, seperti gula tebu, gula bit, *molasses*, ubi kayu, jagung, gandum, *barley*, atau tanaman lain yang juga dapat digunakan sebagai sumber makanan. Bioetanol yang dikelompokkan sebagai G2 dibuat dari biomassa yang kaya akan serat lignoselulosik (selulosa, hemiselulosa, dan lignin), seperti rumput-rumputan, kayu lunak, limbah sisa pertanian, perkebunan, pengolahan hasil hutan, bahkan sampah

organik. Proses G2 ini menjadi perhatian lembaga-lembaga riset di berbagai negara karena bahan bakunya tidak berkompetisi dengan pangan, dapat diperbarui, mengurangi limbah, dan harga bahan baku juga diperhitungkan lebih rendah. Bioetanol G3 merujuk pada bioetanol dari bahan baku alga, baik alga mikroskopis (mikroalga) maupun makroskopis (makroalga). Adapun bioetanol G4 adalah bioetanol yang diproduksi melalui biomassa dengan modifikasi genetika dan memiliki enzim autohidrolisis. (Aiman, 2014)

Berdasarkan tahapan proses untuk menghasilkan etanol, maka bioetanol berbahan baku tongkol jagung termasuk dalam produksi etanol G2. Produksi etanol G2 ini dapat dilaksanakan dengan tiga tipe proses, yaitu termokimia, biokimia, dan termobiokimia.

III.1.1. Proses Termokimia

Pada proses termokimia, biomassa dikonversi menjadi *synthesis gas* (*syngas*) melalui proses gasifikasi dan diubah menjadi etanol menggunakan suatu katalis. Gasifikasi biomassa terjadi pada suhu tinggi yakni antara 600-1000°C dan disertai dengan oksidator seperti udara, *steam*, atau oksigen. Komponen karbon dalam biomassa akan teroksidasi dengan beberapa tahapan dalam proses gasifikasi, yaitu dehidrasi, pirolisis, pembakaran, dan reduksi yang menghasilkan

campuran gas. Campuran gas inilah yang disebut *syngas*. *Syngas* banyak mengandung karbon monoksida (CO) dan hidrogen (H₂) dengan jumlah yang bervariasi. Dalam gas ini terdapat pula gas lain seperti karbon dioksida (CO₂), metana (CH₄), uap air, serta beberapa pengotor dalam jumlah kecil, seperti H₂S, COS, NH₃, HCl, atau HCN. Komposisi, banyaknya pengotor, dan jumlah *syngas* yang dihasilkan dipengaruhi oleh laju aliran dan karakteristik biomassa, serta kondisi operasi *gasifier* seperti rasio ekivalensi oksidator, tekanan, dan profil suhu. Selain komponen-komponen yang sudah disebutkan, ada kalanya *syngas* juga mengandung tar, partikulat, dan kontaminan yang memerlukan level pemurnian tertentu menurut *downstream* penggunaan *syngas*. *Syngas* yang terbentuk ini lalu dikonversi menjadi etanol dengan reaksi pada suhu >300°C dan tekanan mencapai 200 bar.

Reaksi pada proses ini bersifat eksotermis, sehingga dihasilkan panas reaksi di mana *steam* dapat digenerasi dengan menghilangkan kelebihan panas. Umumnya, katalis yang digunakan adalah katalis alkohol campuran jenis sulfida, di mana katalis paling optimal adalah yang berbasis Rh dengan beberapa katalis dengan harga di atas \$2000/lb. Katalis tersebut memiliki selektivitas yang kurang baik terhadap etanol karena laju reaksi yang cepat dan konversi hanya sekitar 40-50% serta membutuhkan *recycle syngas*. Selain itu, katalis tersebut

sensitif terhadap CO₂ dengan konsentrasi lebih dari 7%. Karenanya, tergantung pada katalis yang digunakan, bisa saja diperlukan pembersihan gas lebih lanjut untuk menyingkirkan CO₂ berlebih. Keluaran proses ini adalah campuran alkohol, produk samping berupa CH₄, CO₂, dan *syngas* yang tidak terkonversi sehingga dapat digunakan sebagai bahan bakar. Campuran alkohol kemudian didepresurisasi lalu didehidrasi dengan *molecular sieve*, sehingga air hasil pemisahan ini dapat digunakan untuk menghasilkan *steam* yang dimanfaatkan pada proses gasifikasi atau destilasi. Campuran ini kemudian dialirkan ke kolom destilasi untuk memisahkan etanol dari fraksi berat alkohol. Etanol yang dihasilkan bisa mencapai 99.5% untuk campuran bahan bakar. (Derek-Michael, 2012)

Perusahaan yang sudah menerapkan proses ini di antaranya Enerkem di Kanada, yang memproduksi etanol dari gasifikasi sampah kota, termasuk bahan-bahan organik yang sulit diolah menjadi pupuk kompos. Proses ini mampu menghasilkan bioetanol lebih cepat daripada proses fermentasi sehingga menarik perhatian banyak peneliti dari berbagai negara. Proses ini juga tidak menghasilkan limbah lignin karena lignin ikut terkonversi menjadi *syngas*.

III.1.2. Proses Biokimia

Proses biokimia adalah proses konvensional yang sudah banyak digunakan untuk membuat bioetanol. Namun proses ini memiliki dilema karena bahan baku yang digunakan adalah bahan-bahan yang kaya pati atau gula, di mana bahan-bahan tersebut juga merupakan komoditas pangan. Contohnya adalah tebu, jagung, singkong, dan lain-lain yang termasuk dalam bahan baku bioethanol G1. Oleh karena itu, penggunaan bahan biomasa lain berupa limbah biomasa berlignoselulosa dari kegiatan produksi atau industri kehutanan, pertanian dan perkebunan sebagai bahan baku produksi bioetanol menjadi fokus pengembangan teknologi produksi bioetanol generasi II, karena pada biomasa berlignoselulosa ini terdapat senyawa polisakarida (selulosa dan hemiselulosa) yang dapat diuraikan menjadi senyawa gula dan dapat difermentasi menjadi etanol. Namun, mengingat senyawa polisakarida pada biomassa ini tercampur dengan senyawa lignin, maka delignifikasi (proses penguraian lignin) merupakan proses yang penting dalam proses pengubahan biomasa berlignoselulosa menjadi etanol. Proses ini berperan dalam meningkatkan aksesibilitas enzim selulase dan hemiselulase dalam menghidrolisis komponen selulosa dan hemiselulosa. (Luciasih, 2015)

Delignifikasi adalah suatu proses mengubah struktur kimia biomassa berlignoselulosa dengan tujuan mendegradasi lignin secara selektif sehingga menguraikan ikatan kimianya baik secara ikatan kovalen, ikatan hidrogen maupun ikatan van der Waals, dengan komponen kimia lain pada bahan berlignoselulosa (selulosa dan hemiselulosa), dan diusahakan komponen lain tersebut tetap utuh. Proses delignifikasi bisa dilakukan secara panas (termal), kimia dan biologis. Dengan demikian, substrat selulosa dan hemiselulosa yang tersisa akan lebih mudah diakses oleh enzim pengurai termasuk enzim hidrolisis. Proses hidrolisis untuk kasus ini adalah mendepolimerisasi selulosa, pati dan hemiselulosa melalui reaksi dengan air (H_2O) menjadi senyawa sederhana (glukosa dan monomer lain). Proses hidrolisis tersebut berlangsung dengan bantuan katalis kimia (asam mineral) atau biokatalis (enzim selulosa). Biomassa yang sudah terhidrolisis kemudian difermentasi untuk mendapatkan etanol. Fermentasi untuk kaitan ini adalah suatu proses mendegradasi senyawa glukosa atau heksosa lain ($C_6H_{12}O_6$) dalam keadaan tanpa oksigen (O_2) atau oksigen terbatas menjadi senyawa lebih sederhana yaitu alkohol (C_2H_5OH) dan CO_2 . Proses tersebut berlangsung dengan bantuan organisme seperti ragi atau agen fermentasi lain.

(Luciasih, 2015)

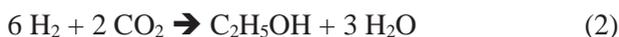
Saat ini, pabrik-pabrik bioetanol di Indonesia menggunakan proses biokimia untuk produksinya. Di antaranya PT Energi Agro Nusantara yang menghasilkan bioetanol berbahan baku *molasses*.

III.1.3. Proses Termobiokimia

Proses termobiokimia adalah proses kombinasi dari termokimia dan biokimia. Proses ini menghasilkan bioetanol melalui gasifikasi biomassa, kemudian *syngas* yang dihasilkan dikonversi menjadi bioetanol oleh mikroorganisme. Proses awal hampir sama dengan proses termokimia, yaitu biomassa harus melalui *pretreatment* berupa perubahan ukuran menjadi semakin kecil sehingga mudah dipindahkan dan diproses di *gasifier*. Dilanjutkan dengan proses gasifikasi pada suhu 600-1000°C yang menghasilkan *syngas* dengan komposisi dominan CO dan H₂.

Kemudian, *syngas* yang terbentuk disesuaikan suhu dan tekanannya agar sesuai dengan kondisi optimum pertumbuhan mikroorganisme penghasil etanol. *Syngas* ini selanjutnya dialirkan ke reaktor bersama médium yang mengandung nutrisi-nutrisi tertentu dan air. Dalam reaktor ini nantinya akan terjadi fermentasi *syngas*, yaitu proses konversi *syngas* menjadi etanol dengan bantuan mikroorganisme pada tekanan atmosfer dan suhu 37°C. Di sini, mikroorganisme yang

berperan sebagai agen fermentasi adalah bakteri anaerob famili *Clostridium*. *Syngas* dikonversi menjadi etanol dan asam organik melalui jalur metabolisme Wood-Ljungdahl. Mikroorganisme yang berbeda memiliki kemampuan menghasilkan produk yang berbeda pula. Umumnya mikroorganisme yang digunakan paling banyak menghasilkan etanol dan asam asetat. Adapun reaksi pembentukan etanol oleh mikroorganisme dari *syngas* adalah sebagai berikut:



Fermentasi *syngas* menghasilkan produk campuran yang mengandung etanol, yang disebut *fermentation broth*. *Fermentation broth* ini kemudian dimurnikan untuk mendapatkan etanol dengan kemurnian 99.5% agar sesuai dengan spesifikasi untuk campuran bahan bakar (*fuel grade*). Mikroorganisme dipisahkan dari campuran dan diproses di unit pengolahan limbah untuk menghasilkan biogas. Saat ini proses termobiokimia sudah diterapkan secara komersial oleh tiga buah perusahaan, yaitu IneosBio, Coskata, dan LanzaTech, yang memproduksi etanol dari bahan organik berupa sampah kota organik, sisa-sisa pengolahan kayu, serta limbah pertanian dan perkebunan.

III.2. Pemilihan Proses Produksi Bioetanol

Dari tiga jenis proses yang telah diuraikan, yakni termokimia, biokimia, dan termobiokimia, perlu dilakukan seleksi proses agar dapat ditentukan proses mana yang paling efisien, sehingga diperoleh hasil semaksimal mungkin dalam waktu sesingkat mungkin dan biaya serendah mungkin.

III.2.1. Seleksi Menurut Proses

Berikut adalah perbandingan dari proses-proses produksi etanol dari biomassa yang telah dijelaskan sebelumnya. Proses-proses tersebut dibandingkan berdasarkan investasi (TCI, *Total Capital Investment*), *yield* yang menunjukkan berapa persen bahan baku yang berhasil dikonversi menjadi produk, dan harga jual produk utama.

Tabel III.1. Komparasi Proses Produksi Bioetanol.

Dasar Seleksi	Proses Termokimia	Proses Termobiokimia	Proses Biokimia
Investasi	\$ 578 M ⁽¹⁾	\$ 575 M ⁽¹⁾	\$ 509 M ⁽¹⁾
<i>Yield</i>	236 L/ton ⁽¹⁾	282 L/ton ⁽¹⁾	330 L/ton ⁽¹⁾
Harga	\$ 0,86/L ⁽¹⁾	\$ 1,07/L ⁽¹⁾	\$ 0,65/L ⁽¹⁾
Katalis reaksi	Logam (berbasis Rh) ⁽²⁾	Mikroorganisme (<i>Clostridium sp.</i>) ⁽²⁾	Mikroorganisme (<i>Saccharomyces cerevisiae</i>) ⁽⁴⁾

Kondisi Operasi	600°C – 1000°C (gasifikasi) ⁽²⁾	600°C – 1000°C (gasifikasi) ⁽²⁾	121°C, 1.01 bar (delignifikasi) ⁽⁴⁾
	300°C, 200 bar (katalisis etanol) ⁽²⁾	37°C, 1.01 bar (fermentasi) ⁽³⁾	37°C, 1.01 bar (fermentasi) ⁽⁴⁾

⁽¹⁾ Phillips dkk (2017). ⁽²⁾ Derek dan Michael (2017). ⁽³⁾ Pardo-Planas dkk (2017). ⁽⁴⁾ Luciasih dan Lisna (2017)

Berdasarkan data tersebut, proses produksi etanol yang dipilih adalah proses termobiokimia. Pemilihan ini didasarkan pada jumlah etanol yang dihasilkan sudah cukup besar menurut *yield*-nya yaitu 282 L/ton dan harga jual produk yang cukup tinggi senilai \$1,07/L dengan biaya investasi yang tidak begitu mahal.

Jika dibandingkan dengan proses biokimia, proses termobiokimia lebih fleksibel dalam hal jenis bahan baku, karena proses gasifikasi dapat mengolah material lignoselulosik dari jenis yang bermacam-macam tanpa perlu mengubah bahan tambahan yaitu oksigen. Limbah yang dihasilkan dari proses gasifikasi, yang pada umumnya berupa abu (*ash*) atau *slag* juga relatif lebih mudah ditangani dan berjumlah lebih sedikit daripada limbah proses delignifikasi biologis, yaitu sisa-sisa lignoselulosa yang tidak terkonversi, di mana limbah organik seperti ini membutuhkan pengolahan

lebih lanjut. Proses gasifikasi menghasilkan *syngas* (campuran gas CO dan H₂) bersuhu tinggi (600°C-1000°C) sebagai produk utama, artinya dari segi utilitas, pabrik yang dilengkapi unit gasifikasi cukup menggunakan gas panas tersebut untuk menyediakan utilitas berupa *steam* tanpa perlu menyediakan bahan bakar *boiler* secara terpisah.

Adapun jika dibandingkan dengan proses termokimia, proses termobiokimia unggul dalam hal selektivitas produk. Hal ini karena katalis yang digunakan, yaitu bakteri genus *Clostridium* secara spesifik mengubah *syngas* menjadi etanol dan sedikit asam asetat sebagai produk samping. Sedangkan proses termokimia yang menggunakan logam Rh sebagai katalis akan menghasilkan senyawa-senyawa hidrokarbon lain dari berbagai jenis, seperti propanol, butanol, serta gas seperti CH₄ dan CO₂.

III.2.2. Proses *Pretreatment*

Produksi bioetanol di pabrik ini menggunakan bahan baku tongkol jagung yang kaya akan unsur C, H, dan O. Ada banyak jenis peralatan dengan kegunaan masing-masing yang bervariasi, tetapi fokus dari proses *pretreatment* ini adalah pengecilan ukuran (*size reduction*) dari tongkol jagung menjadi bentuk yang lebih kecil. Tongkol jagung memiliki ukuran

panjang rata-rata 17,78 cm, sehingga untuk memperkecil ukurannya dibutuhkan dua tahapan, yaitu *crushing* dan *milling*.

Tabel III.2. Perbandingan Proses *Crushing*.

Dasar Seleksi	<i>Gyratory Crusher</i>	<i>Jaw Crusher</i>	<i>Smooth- Roll Crusher</i>
Kecepatan mesin	4500 ton/jam	1200 ton/jam	500 ton/jam
Diameter umpan	20-25 cm	1,8 m	12-75 mm
Ukuran produk	6-25 mm	250 mm	1-12 mm
Perawatan (<i>maintenance</i>)	Mudah	Sulit	Sulit
Kebutuhan energi	Rendah	Tinggi	Tinggi

(McCabe et.al., 1993)

Menurut tabel III.2, proses *crushing* paling tepat dilakukan oleh alat *gyratory crusher* karena ukuran biomassa yang dihasilkan sudah cukup kecil (6-25 mm) dengan biaya dan konsumsi daya rendah sebagai umpan *mill* agar beban kerjanya tidak terlalu tinggi.

Tabel III.3. Perbandingan Proses *Milling*.

Dasar Seleksi	<i>Ball Mill</i>	<i>Hammer Mill</i>	<i>Rod Mill</i>
Konsumsi Daya	280 kW	90 kW	210 kW
Ukuran Partikel Produk	0.01-1 mm	0.6-6 mm	0.8-6 mm
Investasi	Tinggi	Rendah	Rendah

(Gavin & Ray, 2008)

Berdasarkan data pada tabel III.3, proses persiapan bahan baku yang dipilih adalah penggerusan dengan *hammer mill* karena ukuran biomassa yang dihasilkan sudah cukup kecil yaitu 0.6-6 mm dengan biaya dan konsumsi daya yang rendah.

III.2.3. Proses Gasifikasi

Gasifikasi adalah proses konversi biomassa tongkol jagung) secara termokimia menjadi gas bernilai bakar dengan cara oksidasi parsial pada suhu tinggi. Gasifikasi berbahan bakar biomassa padat terjadi pada kondisi terisolasi dari udara luar dan ruangan tertutup sehingga kadar oksigen terbatas. Tekanan operasinya pun lebih tinggi daripada tekanan

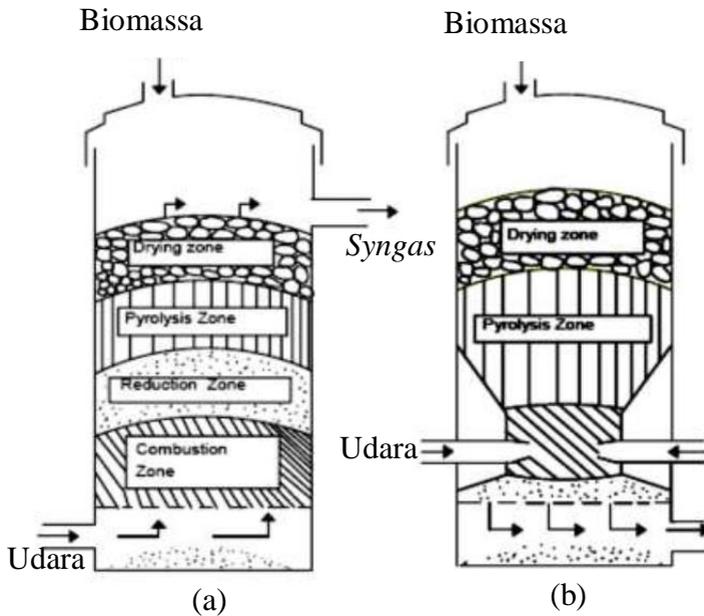
atmosfer. Proses ini umumnya menghasilkan campuran gas-gas CO, CO₂, H₂, dan CH₄ yang disebut sebagai *syngas* (*synthesis gas*). Sesuai nama prosesnya, alat yang digunakan untuk melaksanakan proses disebut *gasifier*. Berikut adalah perbandingan tipe *gasifier* yang biasa digunakan di industri.

Tabel III.4. Perbandingan Tipe Alat untuk Proses Gasifikasi.

Dasar Seleksi	<i>Fixed Bed</i>	<i>Fluidized Bed</i>	<i>Entrained Flow</i>
Ukuran Partikel	1-6 mm	6-50 mm	<100 μm
Konversi	99%	97%	99%
Kebutuhan O ₂	Rendah	Sedang	Tinggi
Kebutuhan <i>Steam</i>	Tinggi	Sedang	Rendah
Suhu	1000°C	800-1000°C	1200-3000°C
Tekanan	10-100 bar	10-30 bar	25-40 bar
Kandungan tar dan abu (<i>ash-dust</i>)	Rendah	Sangat Tinggi	Rendah
Biaya	Murah	Murah	Mahal

Dari perbandingan tersebut dipilihlah *gasifier* tipe *fixed bed* karena mampu mengkonversi biomassa hingga 99% dengan biaya murah serta hanya sedikit membuang tar dan abu.

Fixed bed gasifier masih dapat dikelompokkan lagi menurut alirannya. Terdapat pola aliran *updraft* dan *downdraft*. Ilustrasi keduanya dapat dilihat pada gambar III.1, sedangkan perbandingan hasil gasifikasi dari dua tipe *fixed bed gasifier* tersebut terdapat pada tabel III.2.5.



Gambar III.1. (a) *Fixed bed updraft gasifier.* (b) *Fixed bed downdraft gasifier.*

(Gupta, dkk., 2012)

Tabel III.5. Perbandingan *Fixed Bed Gasifier*.

Proses	Kelebihan	Kekurangan
<i>Updraft</i>	Murah	Tar yang dihasilkan mencapai 10-20%
	Dapat menangani biomassa yang kaya air dan mineral	Butuh proses pembersihan gas
	Produk gas “hanya” bersuhu 80-100°C	
<i>Downdraft</i>	Tar yang terbentuk dikonsumsi kembali	Suhu gas keluar mencapai 700°C
	Mineral terbawa dalam <i>char</i>	Kandungan air tidak boleh melebihi 20%
	Tidak perlu proses pembersihan gas	

(Bradin dkk, 2017)

III.2.4. Seleksi Proses Fermentasi

Syngas yang terbentuk dari proses gasifikasi akan menuju proses fermentasi untuk dikonversi menjadi etanol. Fermentasi dilakukan dengan bantuan mikroba pada kondisi anaerob menggunakan sistem *batch*. Jika pada umumnya fermentasi menggunakan substrat berupa glukosa dan diolah mikroba kemoheterotrof, seperti *Saccharomyces cerevisiae* dan *Zymomonas mobilis*, maka fermentasi gas kali ini menggunakan bakteri kemoautotrof, di antaranya *Clostridium ljungdahlii*, *Clostridium ragsdalei*, *Clostridium autoethanogenum*. Perbandingan tiap spesies bakteri untuk fermentasi *syngas* dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel III.6. Perbandingan Mikroorganisme untuk Proses Fermentasi *Syngas*.

Spesies	<i>Yield</i>	Ketahanan terhadap Inhibitor
<i>Clostridium ljungdahlii</i>	48 g/L	Baik
<i>Clostridium ragsdalei</i>	25.26 g/L	Baik
<i>Clostridium autoethanogenum</i>	0.32 g/L	Kurang baik

(Daniell et.al., 2012)

Menurut data pada tabel III.2.6, mikroorganismenya yang paling tepat untuk digunakan pada proses fermentasi *syngas* adalah *Clostridium ljungdahlii*, karena memiliki *yield* etanol paling tinggi dan tahan terhadap inhibitor.

III.2.5. Seleksi Proses *Refinery*

1. Separasi

Setelah terbentuk etanol di unit fermentasi, harus dilakukan pemisahan agar etanol tidak tercampur dengan padatan-padatan organik seperti sel-sel mikroba. Oleh karena itu, perlu dilakukan penyaringan atau filtrasi untuk memisahkan larutan dari padatan organik. Berikut adalah perbandingan beberapa tipe unit filtrasi.

Tabel III.7. Perbandingan Unit Filtrasi.

Parameter	<i>Horizontal Belt Filter</i>	<i>Rotary Vacuum Drum Filter</i>	<i>Plate and Frame Filter Press</i>
Sistem operasi	Kontinyu	Kontinyu	<i>Batch</i>
Ketebalan <i>cake</i>	Menyesuaikan partikel	3-40 mm	6-50 mm
Bidang serap	68%	30-70%	100%

Kondisi operasi	Vakum	Vakum	Vakum
Tekstur partikel	Kasar	Halus	Halus

(McCabe et.al., 1993)

Dengan memperhatikan perbandingan unit-unit filtrasi tersebut, filter yang paling tepat digunakan adalah tipe *rotary vacuum drum filter* karena dapat beroperasi secara kontinu sehingga tidak perlu mengisi dan mengosongkan secara manual. Tekstur partikel yang halus juga memungkinkan filter ini untuk menyaring padatan seukuran sel-sel bakteri.

2. Destilasi

Bioetanol yang sudah difiltrasi harus dimurnikan lebih lanjut karena masih memiliki kandungan air serta beberapa cairan pengotor lainnya. Campuran ini dapat dipisahkan dengan cara destilasi karena cara ini paling tepat untuk memisahkan campuran cair-cair yang saling larut berdasarkan perbedaan titik didih. Proses destilasi bertujuan memurnikan zat cair pada titik didihnya serta memisahkan cairan dari campurannya yang memiliki titik didih berbeda. Etanol, air, dan asam asetat, produk samping fermentasi, memiliki perbedaan titik didih yang cukup jauh, sehingga cukup digunakan destilasi biasa.

Destilasi dapat menghasilkan etanol dengan kemurnian 90-95%. Kemurnian ini tidak bisa lebih tinggi karena ada interaksi gugus hidroksil (-OH) etanol dengan molekul air (H₂O), di mana campuran etanol-air akan mencapai kesetimbangan pada komposisi 95% yang disebut titik azeotrop. Sebenarnya kemurnian lebih tinggi dapat dicapai dengan suatu metode destilasi khusus yang disebut destilasi azeotrop. Namun pada produksi bioetanol cukup menggunakan destilasi biasa karena sudah dapat menghasilkan etanol dengan kemurnian cukup tinggi. Proses destilasi biasa juga lebih sederhana dan biaya yang dibutuhkan lebih sedikit daripada destilasi azeotrop.

3. Dehidrasi

Karena keterbatasan proses destilasi, maka dibutuhkan proses tambahan agar kemurnian etanol mencapai 99.5% agar sesuai dengan spesifikasi SNI tentang bahan bakar etanol. Dehidrasi sendiri dapat dibagi menjadi dua tipe, yaitu absorpsi dan adsorpsi.

Tabel III.8. Perbandingan Proses Dehidrasi.

Dasar Seleksi	Absorpsi	Adsorpsi
Kadar air maksimal	10 ppm	< 10 ppm
Fase dehidrator	Cair	Padat

Kecenderungan korosi	Ada	Tidak ada
<i>Foaming</i>	Tinggi	Rendah

(Arthur dan William, 2006)

Berdasarkan tabel III.2.8, proses dehidrasi etanol yang dipilih adalah dengan metode adsorpsi karena dapat menghasilkan etanol dengan kadar air yang lebih sedikit, yaitu di bawah 10 ppm. Selain itu, adsorben padat lebih mudah diregenerasi karena cukup menggunakan pompa vakum untuk mengeluarkan air yang sudah diambil dari produk etanol. Adapun beberapa jenis adsorben yang biasa digunakan untuk proses dehidrasi terdapat pada tabel berikut.

Tabel III.9. Perbandingan Jenis-Jenis Adsorben

Adsorben	Kadar Air	Kemampuan Regenerasi	Suhu Regenerasi	Sifat
Alumina (Al_2O_3)	<10 ppm	Sulit	Sangat Tinggi	Basa
Silika gel (SiO_2)	<10 ppm	Mudah	Tinggi	Asam
<i>Molecular sieve</i> (zeolit)	<1 ppm	Mudah	Tinggi	Basa

(Arthur dan William, 2006)

Dari tabel III.2.9 didapatkan bahwa adsorben dengan kemampuan dehidrasi terbaik adalah zeolit. Dengan kemampuan menyerap air hingga hanya tersisa kurang dari 1 ppm pada produk, dapat dipastikan kemurnian etanol yang dihasilkan memenuhi SNI.

Zeolit atau *molevular sieve* memiliki beberapa ukuran pori-pori sebagaimana ditunjukkan pada tabel III.2.10 berikut.

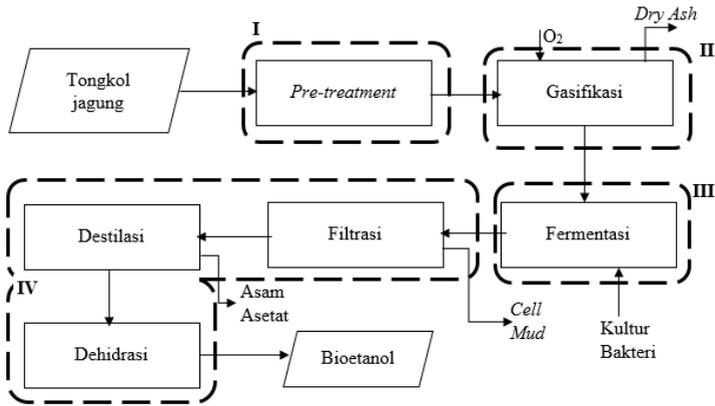
Tabel III.10. Spesifikasi *Molecular Sieve* menurut Ukuran Pori-Pori.

Tipe <i>Molecular Sieve</i>	Diameter Pori (Å)
3 ^a	3
4 ^a	4
5 ^a	5
13X	8

(Kidnay dan Parrish, 2006)

Maka untuk proses dehidrasi etanol digunakan *molevular sieve* tipe 3A karena dapat mengikat molekul H₂O dengan ukuran partikel 0,28 nm (2,8 Å)

III.3. Block Diagram



III.4. Uraian Proses

Dari seleksi proses yang telah dijelaskan sebelumnya, proses pembuatan etanol di pabrik ini terdiri atas 4 unit proses yang dikelompokkan menurut fungsi masing-masing proses. Unit satu (100) adalah *pre-treatment* yang berfungsi memperkecil ukuran bahan baku (tongkol jagung) untuk mempermudah proses selanjutnya yaitu gasifikasi. Unit dua (200) adalah gasifikasi yang bertugas mengkonversi biomassa menjadi *synthesis gas* (*syngas*) dengan tiga tahap, yaitu pirolisis, pembakaran, dan reduksi. Unit tiga (300) adalah proses fermentasi yang mengubah *syngas* menjadi etanol dengan bantuan mikroorganismenya. Unit terakhir yaitu unit empat (400) berfungsi memurnikan bioetanol yang terbentuk dari proses fermentasi agar memiliki spesifikasi yang sesuai

dengan standar untuk digunakan sebagai campuran bahan bakar. Pemurnian di unit empat tersusun atas tiga tahap, yaitu filtrasi, destilasi, dan dehidrasi. Berikut adalah uraian proses pembuatan bioetanol dari tongkol jagung.

1. Pre-Treatment (100)

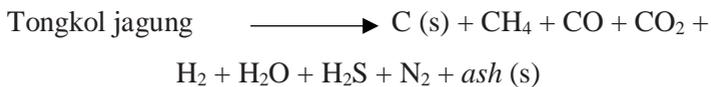
Unit satu (1) berisi peralatan proses *pre-treatment* yaitu *gyratory crusher* (C-110) dan *hammer mill* (C-120) sebagai pengecil ukuran bahan baku. Tongkol jagung dari *open yard* diangkut menuju *gyratory crusher* (C-110) yang menghasilkan ukuran 6-250 mm lalu diangkut dengan *belt conveyor* (J-112) menuju *hammer mill*. Di dalam *hammer mill* terjadi proses pengecilan ukuran tongkol jagung menjadi berukuran 0.6-6 mm. Pengurangan ukuran ini bertujuan agar kondisi bahan baku tersebut sesuai dengan kondisi *gasifier* yang memerlukan ukuran *feed* 1-6 mm. Tongkol jagung yang telah dihancurkan keluar dari bagian bawah *hammer mill* dan diangkut menuju *gasifier* menggunakan *screw conveyor* (J-121).

2. Gasifikasi (200)

Proses gasifikasi adalah unit kedua (2) pada alat utama pertama yang mengkonversi bahan baku tongkol jagung menjadi *syngas*. Pada alat ini, tongkol jagung dengan ukuran yang telah diperkecil menjadi 0.6-6 mm diubah menjadi *syngas*

menggunakan *gasifier* (R-210). Agar terbentuk *syngas*, diperlukan oksigen yang merupakan bahan utama kedua. Oksigen dengan kondisi suhu 160°C dan tekanan 30 bar ini diinjeksikan ke dalam *gasifier* (R-210). *Gasifier* (R-210) yang digunakan bertipe *downdraft* dan bekerja pada kondisi suhu 700°C dan tekanan 30 bar.

Dalam *gasifier* (R-210) terjadi berbagai reaksi yang dapat dimodelkan menjadi tiga jenis reaksi, yaitu pirolisis, pembakaran, dan gasifikasi. Pertama, tongkol jagung akan mengalami pirolisis untuk dekomposisi kimia dengan bantuan panas. Proses pirolisis menghasilkan karbon, abu (*ash*), dan gas-gas “ringan”. Pada pirolisis bersuhu tinggi, produk dominan adalah gas dan padatan berjumlah kecil. Jika suhu lebih rendah, akan terbentuk tar dan minyak berat. Karena suhu *gasifier* cukup tinggi (700°C), maka diasumsikan tar dan minyak berat tidak dihasilkan. Berikut adalah reaksi pirolisis:



Karbon hasil pirolisis akan dibakar dengan O₂ dari tangka penyimpanan. Sebagian besar O₂ yang digunakan pada proses ini berperan pada reaksi pembakaran. Proses ini menghasilkan CO₂, CO, dan uap air yang menyediakan panas untuk reaksi gasifikasi berikutnya. Reaksi pirolisis dan

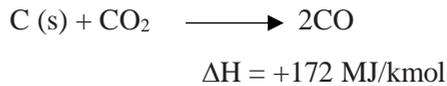
pembakaran berlangsung dengan sangat cepat. Reaksi-reaksi pembakaran dapat ditulis sebagai berikut:



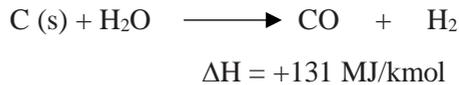
Reaksi gasifikasi terjadi sebagai hasil dari reaksi karbon dengan CO_2 dan H_2O sehingga dihasilkan CO dan H_2 .

Reaksinya adalah sebagai berikut:

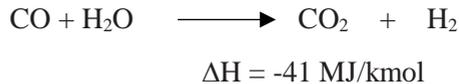
a. Reaksi Boudouard:



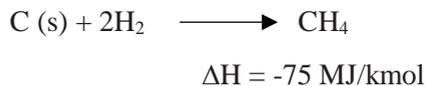
b. Reaksi *Water Gas*:



c. Reaksi *Shift Conversion*:



d. Reaksi metanasi:



Reaksi Boudouard adalah reaksi endotermis yang memproduksi CO . Reaksi utama pada proses gasifikasi ini

sebenarnya adalah *wáter gas* dan *shift conversion* karena dari reaksi-reaksi tersebut terbentuk *syngas* (CO dan H₂) serta CO₂ sebagai hasil samping. Terakhir, reaksi metanasi terjadi dan menghasilkan metana dalam jumlah sedikit. Karbon (*char*) yang tidak bereaksi dan menyusun 10% dari total abu (*ash*) turun dalam bentuk *slag* melalui bagian dasar *gasifier*. *Syngas* yang keluar berada pada kondisi suhu 700°C dan tekanan 30 bar. Sebelum memasuki tangki fermentasi (R-310), kondisi *syngas* ini harus diubah terlebih dahulu agar sesuai dengan karakteristik mikroba yang akan melakukan fermentasi. Karena mikroba yang digunakan pada proses fermentasi bersifat mesofil, yaitu beroperasi pada suhu 37°C dan tekanan 1 atm, maka harus dilakukan penurunan suhu dan tekanan *syngas*. Maka diperlukan *syngas expander* (N-211) untuk menurunkan tekanan diikuti penurunan suhu hingga 280°C, dilanjutkan dengan *cooler* (E-212) agar tercapai suhu yang diinginkan yaitu 37°C.

3. Fermentasi

Proses fermentasi adalah unit tiga (3) dengan alat utama berupa tangki fermentasi (R-310). *Syngas* dari proses gasifikasi dialirkan menuju tangki fermentasi (R-310) bersama kultur mikroba dan media tumbuhnya, yaitu media ATCC:1754 PETC, yang berisi NH₄Cl, KCl, MgSO₄.7H₂O,

NaCl, KH₂PO₄, CaCl₂.2H₂O, ekstrak ragi, larutan vitamin, dan zat-zat pereduksi (Mohammad dkk, 2016) yang ditampung terlebih dahulu dalam tangki propagasi (F-311). Proses fermentasi tidak hanya dilakukan oleh satu bioreaktor (R-310) saja, melainkan ada 6 bioreaktor (2 beroperasi, 2 *stand-by*, 2 regenerasi) sebagai cadangan untuk proses fermentasi, sehingga proses ini dapat berlangsung *semi-batch* atau semikontinyu dan mendukung proses sebelumnya (gasifikasi) serta proses-proses selanjutnya yang berlangsung kontinyu. *Syngas* diolah dengan proses fermentasi anaerob (tanpa oksigen) dengan bantuan biokatalis berupa mikroba. Mikroba yang digunakan pada proses ini adalah bakteri kemoautotrof asetonik marga *Clostridium*. Melalui metabolisme khusus yang disebut jalur “Wood-Ljungdahl”, bakteri ini menghasilkan etanol, asam asetat, aseton, butanol, dan lain-lain. Namun persentase terbesar dari fermentasi *syngas* ini adalah etanol dan asam asetat. Bakteri *Clostridium* mengkonversi CO dan H₂ menjadi etanol melalui reaksi-reaksi berikut:



Hasil fermentasi, yang selanjutnya disebut *fermentation broth*, kemudian dialirkan menuju proses pemurnian agar diperoleh etanol 99.5% yang layak digunakan

sebagai bahan bakar (*fuel grade*).

(Pardo-Planas, dkk. 2017)

4. Pemurnian (400)

Tahap awal pemurnian etanol adalah filtrasi, yaitu pemisahan etanol dari zat-zat terlarut lainnya yang terbawa dari proses fermentasi. Proses ini dimasukkan pada unit empat (4). Pemisahan yang dilakukan adalah pemisahan padatan-padatan (sel-sel bakteri) yang terbawa bersama etanol dari bioreaktor (R-310), sehingga diperlukan *rotary vacuum filter* (H-410). Hasil filtrasi kemudian ditampung sementara dalam tangki (F-414) sebelum menuju kolom destilasi (D-420).

Setelah padatan-padatan dari proses fermentasi dipisahkan, etanol selanjutnya dimurnikan dengan kolom destilasi (D-420). Sebelum memasuki kolom destilasi (D-420), umpan dipanaskan dengan *pre-heater* (E-421). Air dan etanol membentuk azeotrop pada konsentrasi etanol 96.5%, sedangkan spesifikasi etanol untuk bahan bakar harus 99.5% volume atau lebih. Hasil ini tidak mungkin didapatkan hanya dengan proses destilasi. Karena itu, dibutuhkan bantuan proses dehidrasi dengan *molecular sieve* (D-430).

Proses dehidrasi berfungsi mengurangi kadar air pada etanol yang keluar dari kolom destilasi (D-420). Sebelum memasuki unit dehidrasi (D-430), etanol harus dipanaskan

terlebih dahulu hingga menjadi uap menggunakan *vaporizer* (V-431). Dehidrasi pada fase uap dinilai lebih efektif karena lebih memungkinkan kontak yang menyeluruh antara *molecular sieve* dan etanol-air. Unit dehidrasi sendiri tersusun atas dua buah tangki, di mana saat salah satu tangki beroperasi, tangki lain melakukan regenerasi, sehingga selalu siap digunakan bergantian. *Molecular sieve* mampu memurnikan etanol hingga kadar 99.5% volume.

Adapun produk bawah yang dihasilkan dari proses destilasi adalah asam asetat dengan sedikit air. Karena asam asetat memiliki nilai jual cukup tinggi, maka dapat diperoleh hasil samping berupa asam asetat yang dimurnikan dengan dehidrator asam asetat (D-425).

BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa

Berikut adalah data-data operasi yang digunakan:

Waktu operasi : 1 tahun = 300 hari kerja

1 hari = 24 jam

Basis : 1 jam

Asumsi : Tidak ada massa yang hilang

Satuan massa : Kg

TJ masuk : 28.558,196 Kg/jam

Perhitungan Neraca Massa

Dasar perhitungan neraca massa yang digunakan adalah persamaan berikut.

Accumulation = Input – Output + Generation – Consumption

Dengan asumsi dasar yang digunakan adalah

- Proses dalam keadaan steady-state, sehingga

Accumulation = 0

Komposisi Tongkol Jagung (TJ) (Shariff, 2016) adalah sebagai berikut:

Tabel IV. 1. Karakteristik dari feed Tongkol Jagung

Komposisi	Kadar (% wt)
Selulosa	45,88
Hemiselulosa	39,4
Lignin	11,32
Air	3,4
Total	100

Dari komposisi tersebut, *ultimate analysis* Tongkol Jagung berupa fraksi massa (Shariff, 2016) adalah sebagai berikut :

Tabel IV. 2. *Ultimate Analysis* dari feed Tongkol Jagung

Komponen	Fraksi Massa	Basis mol (100 g)	Berat Molekul	Mol (Basis C)	BM (Basis C)	Rasio mol
C	0,4381	3,6508	12	1,0000	12,0000	11,0123
H	0,0654	6,5400	1	1,7914	1,7914	19,7270
O	0,4819	3,0119	16	0,8250	13,1997	9,0849
N	0,0077	0,0550	14	0,0151	0,2109	0,1659
S	0,0069	0,0216	32	0,0059	0,1890	0,0650
Total	1					

Dan berikut adalah proximate analysis dari tongkol jagung (Shariff, 2016)

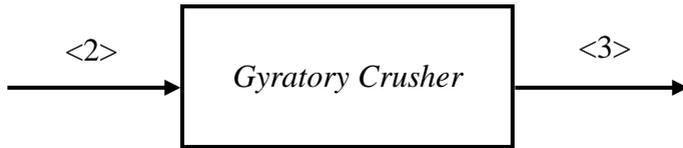
Tabel IV. 3 *Proximate Analysis* dari feed Tongkol Jagung

Komponen	Kadar (% wt)
<i>Moisture content</i>	7,14
<i>Ash (dry)</i>	1,05

<i>Volatile matter (dry)</i>	87,76
<i>Fixed Carbon (dry)</i>	11,19
<i>Total (dry)</i>	100

A. Tahap *Pre-Treatment*

1. *Gyratory Crusher* (C-110)



Gambar IV. 1 Aliran Massa pada *Gyratory Crusher* (C-110)

Tabel IV. 4 Neraca Massa pada *Gyratory Crusher* (C-110)

Komponen	Masuk <2>		Keluar <3>	
	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)
TJ	1	28.558,1958	1	28.558,1958
Total	1	28.558,1958	1	28.558,1958

2. *Hammer Mill* (C-120)



Gambar IV. 2 Aliran Massa pada *Hammer Mill* (C-120)

Tabel IV. 5 Neraca massa pada *Hammer Mill (C-120)*

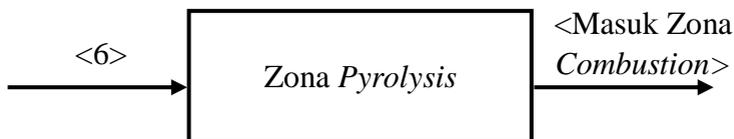
Komponen	Masuk <4>		Keluar <5>	
	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)
TJ	1	28.558,1958	1	28.558,1958
Total	1	28.558,1958	1	28.558,1958

B. Gasifikasi

1. *Gasifier* (R-210)

Gasifier yang digunakan memiliki 3 zona reaksi, yaitu :

a. Zona *Pyrolysis*



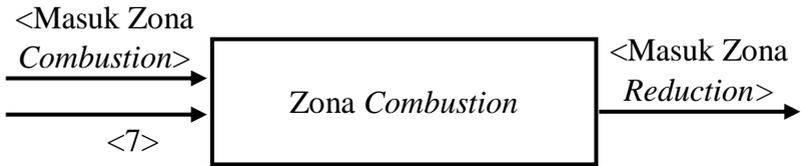
Gambar IV. 3 Aliran Massa pada *Zona Pyrolysis*

Tabel IV. 6 Neraca Massa pada *Zona Pyrolysis*

Komponen	Masuk <6>		Reaksi		Keluar <Masuk Zona Combustion>	
	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)	<i>Generasi</i>	<i>Consumption</i>	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)

TJ	1	28.558, 195	0	28.558, 195	0	0
C	0	0	11.288, 484	0	0,3 953	11.288, 484
CO	0	0	1.204,0 687	0	0,0 422	1.204,0 687
CO ₂	0	0	2.511,7 066	0	0,0 879	2.511,7 066
CH ₄	0	0	29,0721	0	0,0 011	29,0721
H ₂	0	0	442,189 8	0	0,0 155	442,189 8
H ₂ O	0	0	12.653, 392	0	0,4 431	12.653, 392
H ₂ S	0	0	209,367 3	0	0,0 073	209,367 3
N ₂	0	0	219,898 1	0	0,0 077	219,898 1
Total	1	28.558, 195	28.558, 195	28.558, 195	1	28.558, 195

b. Zona Combustion



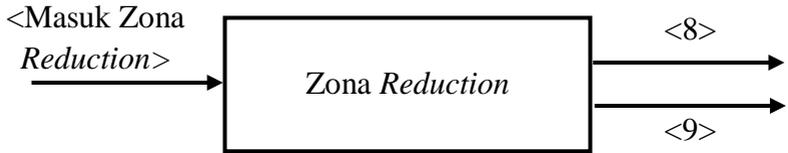
Gambar IV. 4 Aliran Massa pada Zona Combustion

Tabel IV. 7 Neraca Massa pada Zona Combustion

Komponen	Masuk <Masuk Zona Combustion>		Reaksi		Keluar <Masuk Zona Reduction>	
	Fra ksi Mas sa	<i>Flowrat</i> <i>e</i> (Kg/jam)	<i>Generat</i> <i>ion</i>	<i>Consum</i> <i>ption</i>	Fra ksi Mas sa	<i>Flowrat</i> <i>e</i> (Kg/jam)
TJ	0	0	0	0	0	0
C	0,3 953	11.288, 4840	0	4.515,39 36	0,1 915	6.773,0 904
CO	0,0 422	1.204,0 687	10.535, 9184	10,5236	0,3 316	11.729, 4636
CO ₂	0,0 880	2.511,7 066	16,5370	0	0,0 715	2.528,2 437
CH ₄	0,0 010	29,0721	0	0	0,0 008	29,0721

H ₂	0,0 155	442,189 8	0	97,8124	0,0 097	344,377 4
H ₂ O	0,4 431	12.653, 3920	880,311 5	0	0,3 827	13.533, 7035
H ₂ S	0,0 073	209,367 3	0	0	0,0 059	209,367 3
N ₂	0,0 077	219,898 1	0	0	0,0 062	219,898 1
Total	1	28.558, 1787				
Kompo nen	Masuk <7>					
	Fra ksi Mas sa	Flowrat e (Kg/jam)				
O ₂	1	6.809,0 374			0	0
Total	1	6.809,0 374			1	35.367, 2161
Total	1	35.367, 2161				35.367, 2161

c. *Zona Reduction*



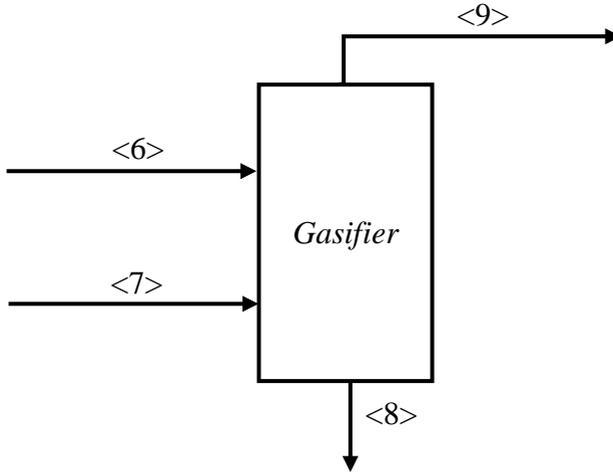
Gambar IV. 5 Aliran Massa pada *Zona Reduction*

Tabel IV. 8 Neraca Massa pada *Zona Reduction*

Komponen	Masuk <Masuk Zona Reduction>		Reaksi		Keluar <9>	
	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Generation	Consumption	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)
TJ	0	0	0	0	0	0
C	0,19 15	6.773,0 904	0	6.208,66 62	0	0
CO	0,33 16	11.729, 4636	16.093, 615	5.724,74 81	0,6 350	22.098, 3309
CO ₂	0,07 15	2.528,2 437	8.996,0 327	2.524,85 76	0,2 586	8.999,4 187
CH ₄	0,00 08	29,0721	0	0	0,0 008	29,0721

H ₂	0,00 97	344,377 4	1.328,9 220	0	0,0 481	1.673,2 995
H ₂ O	0,38 27	13.533, 7035	0	11.960,2 982	0,0 452	1.573,4 053
H ₂ S	0,00 59	209,367 3	0	0	0,0 060	209,367 3
N ₂	0,00 62	219,898 1	0	0	0,0 063	219,898 1
Total	1	35.367, 2161			1	34.802, 7919
Komponen				Keluar <8>		
				Fra ksi Mas sa	Flowrat e (Kg/jam)	
C				1	564,424 2	
Total				1	564,424 2	
Total	1	35.367, 2161			1	35.367, 2161

Maka, secara overall sistem Gasifikasi dapat digambarkan sebagai berikut:



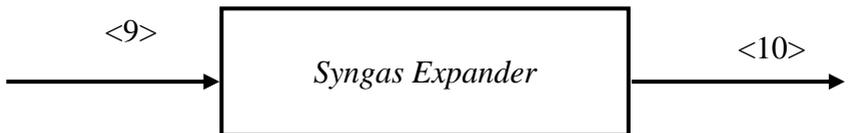
Gambar IV. 6 Aliran Massa pada *Gasifier* (R-210)

Tabel IV. 9 Neraca Massa pada *Gasifier* (R-210)

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
<6>			<9>		
Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Komponen	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)
TJ	1	28.558,1958	CO	0,6350	22.098,3309
Total	1	28.558,1958	CO ₂	0,2586	8.999,4187

Aliran Masuk			CH ₄	0,000 8	29,0721
<7>			H ₂	0,048 1	1.673,299 5
O ₂	1	6.809,037 4	H ₂ O	0,045 2	1.573,405 3
Total	1	6.809,037 4	H ₂ S	0,006 0	209,3673
			N ₂	0,006 3	219,8981
			Total	1	34.802,79 19
			Aliran Keluar		
			<8>		
			C	1	564,4242
			Total	1	564,4242
Total		35.367,21 61	Total		35.367,21 61

2. Syngas expander (N-211)

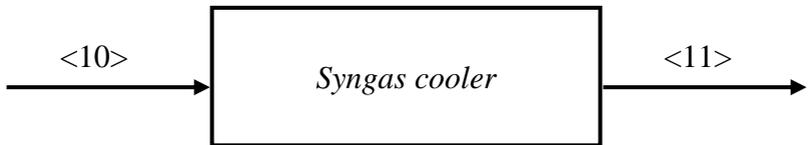


Gambar IV. 7 Aliran Massa pada *Syngas expander* (N-211)

Tabel IV. 10 Neraca Massa pada *Syngas expander* (N-211)

Komponen	Masuk <9>		Keluar <10>	
	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)
CO	0,6350	22.098,3309	0,6350	22.098,3309
CO ₂	0,2586	8.999,4187	0,2586	8.999,4187
CH ₄	0,0008	29,0721	0,0008	29,0721
H ₂	0,0481	1.673,2995	0,0481	1.673,2995
H ₂ O	0,0452	1.573,4053	0,0452	1.573,4053
H ₂ S	0,0060	209,3673	0,0060	209,3673
N ₂	0,0063	219,8981	0,0063	219,8981
Total	1	34.802,7919	1	34.802,7919

3. *Syngas cooler* (E-212)



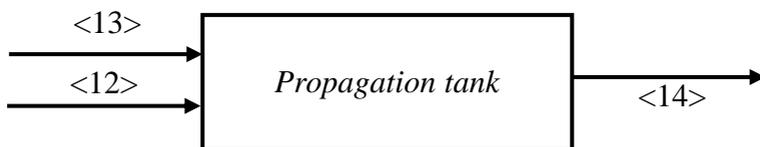
Gambar IV. 8 Aliran Massa pada *Syngas cooler* (E-212)

Tabel IV. 11 Neraca Massa pada *Syngas cooler* (E-212)

Komponen	Masuk <10>		Keluar <11>	
	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)
CO	0,6350	22.098,3309	0,6350	22.098,3309
CO ₂	0,2586	8.999,4187	0,2586	8.999,4187
CH ₄	0,0008	29,0721	0,0008	29,0721
H ₂	0,0481	1.673,2995	0,0481	1.673,2995
H ₂ O	0,0452	1.573,4053	0,0452	1.573,4053
H ₂ S	0,0060	209,3673	0,0060	209,3673
N ₂	0,0063	219,8981	0,0063	219,8981
Total	1	34.802,7919	1	34.802,7919

C. Fermentasi

1. *Propagation tank* (F-311)



Gambar IV. 9 Aliran Massa pada *Propagation tank* (F-311)

Tabel IV. 12 Neraca Massa pada *Propagation tank* (F-311)

Komponen	Masuk <12>		Masuk <13>		Keluar <14>	
	Fraksi	Flowrate	Fraksi	Flowrate	Fraksi Massa	Flowrate
	ksi	ate	si	e	a	e

	Ma ssa	(Kg/ja m)	Mas sa	(Kg/ja m)		(Kg/jam)
H ₂ O	0	0	0,13 15	216,799 2	0,059 8	135,239 8
Media ATCC 1754	0	0	0,86 85	1.431,7 213	0,394 9	893,110 7
Clostrid ium ljungda hlii	1	613,1 953	0	0	0,545 3	1.233,3 653
Total	1	613,1 953	1	1.648,5 206	1	2.261,7 159
2.261,7159					2.261,7159	

2. *Fermentation tank* (R-310)



Gambar IV. 10 Aliran Massa pada *Fermentation tank* (R-310)

Tabel IV. 13 Neraca Massa pada *Fermentation tank* (R-310)

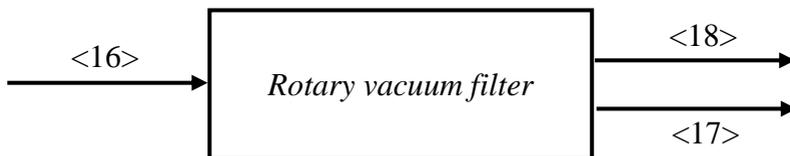
Komponen	Masuk <11>		Reaksi		Keluar <16>	
	Fra ksi Mas sa	<i>Flowrat</i> <i>e</i> (Kg/jam)	<i>Gener</i> <i>ation</i>	<i>Consum</i> <i>ption</i>	Fra ksi Mas sa	<i>Flowrat</i> <i>e</i> (Kg/jam)
CO	0,63 50	22.098,3 309	0	5.307,43 18	0	0
CO ₂	0,25 86	8.999,41 87	5.004, 150	3.536,56 21	0	0
CH ₄	0,00 08	29,0721	0	0	0	0
H ₂	0,04 81	1.673,29 95	0	401,882 1	0	0
H ₂ O	0,04 52	1.573,40 53	1.808, 469	1.705,96 02	0,20 75	1.675,9 144
H ₂ S	0,00 60	209,367 3	0	0	0	0
N ₂	0,00 63	219,898 1	0	0	0	0
C ₂ H ₅ O H	0	0	1.796, 264	0	0,22 24	1.796,2 640

CH ₃ CO OH	0	0	2.342, 953	0	0,29 01	2.342,9 530
Total	1	34.802,7 919				
Kompo nen	Masuk <14>					
	Fra ksi Mas sa	<i>Flowrat</i> <i>e</i> (Kg/jam)				
H ₂ O	0,05 98	135,239 8			0,01 67	135,239 8
Media ATCC 1754 PETC	0,39 49	893,110 7			0,11 06	893,110 7
<i>Clostri dium ljungda hlii</i>	0,54 53	1233,36 53			0,15 27	1233,36 53
Total	1	2261.71 59			1	8076,84 72
Kompo nen					Keluar <15>	
	Fra ksi	<i>Flowrat</i> <i>e</i>				

				Mas sa	(Kg/jam)
CO				0,57 92	16.790, 8991
CO ₂				0,36 11	10.467, 0066
CH ₄				0,00 10	29,0721
H ₂				0,04 39	1.271,4 174
H ₂ S				0,00 72	209,367 3
N ₂				0,00 76	219,898 1
Total				1	28.987, 6606
Total		37.064,5 077			37.064, 5077

D. Pemurnian

1. *Rotary vacuum filter* (H-410)

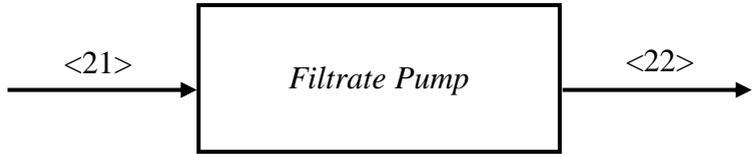


Gambar IV. 11 Aliran Massa pada *Rotary vacuum filter* (H-410)

Tabel IV. 14 Neraca Massa pada *Rotary vacuum filter* (H-410)

Komponen	Masuk <16>		Keluar <17>		Keluar <18>	
	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)
H ₂ O	0,2242	1811,1541	0,0643	148,2763	0,2881	1662,8779
C ₂ H ₅ O H	0,2224	1796,2640	0,0056	12,8386	0,3090	1783,4254
CH ₃ CO OH	0,2901	2342,9530	0,0073	16,7460	0,4030	2326,2070
Media ATCC 1754 PETC	0,1106	893,1107	0,3876	893,1107	0,0000	0,0000
<i>Clostridium ljungdahlii</i>	0,1527	1233,3653	0,5352	1233,3653	0,0000	0,0000
Total	0,2242	1811,1541	0,0643	148,2763	0,2881	1662,8779
	8,076,8472		8,076,8472			

2. *Filtrate Pump* (F-412)



Gambar IV. 12 Aliran Massa pada *Filtrate Pump* (F-412)

Tabel IV. 15 Neraca Massa pada *Filtrate Pump* (F-412)

Komponen	Masuk <21>		Keluar <22>	
	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)
H ₂ O	0,2882	1.662,877 9	0,2882	1.662,877 9
C ₂ H ₅ OH	0,3089	1.782,291 3	0,3089	1.782,291 3
CH ₃ CO OH	0,4029	2.324,727 8	0,4029	2.324,727 8
Total	1	5.769,897 0	1	5.769,897 0

3. *Fermentation Broth Tank* (F-414)

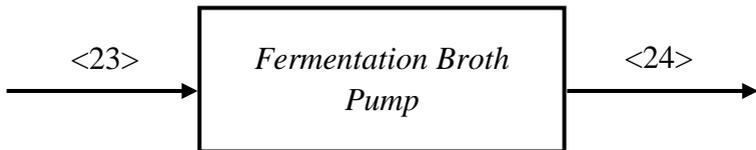


Gambar IV. 13 Aliran Massa pada *Fermentation Broth Tank* (F-414)

Tabel IV. 16 Neraca Massa pada *Fermentation Broth Tank* (F-414)

Komponen	Masuk <22>		Keluar <23>	
	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)
H ₂ O	0,2882	1.662,8779	0,2882	1.662,8779
C ₂ H ₅ OH	0,3089	1.782,2913	0,3089	1.782,2913
CH ₃ COOH	0,4029	2.324,7278	0,4029	2.324,7278
Total	1	5.769,8970	1	5.769,8970

4. *Fermentation Broth Pump* (L-415)

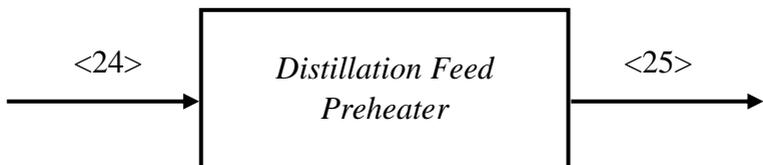


Gambar IV. 14 Aliran Massa pada *Fermentation Broth Pump* (L-415)

Tabel IV. 17 Neraca Massa pada *Fermentation Broth Pump* (L-415)

Komponen	Masuk <23>		Keluar <24>	
	Fraksi	<i>Flowrate</i>	Fraksi	<i>Flowrate</i>
	Massa	(Kg/jam)	Massa	(Kg/jam)
H ₂ O	0,288 2	1.662,8 779	0,288 2	1.662,8 779
C ₂ H ₅ O	0,308 9	1.782,2 913	0,308 9	1.782,2 913
CH ₃ C OOH	0,402 9	2.324,7 278	0,402 9	2.324,7 278
Total	1	5.769,8 970	1	5.769,8 970

5. *Distillation feed preheater* (E-421)

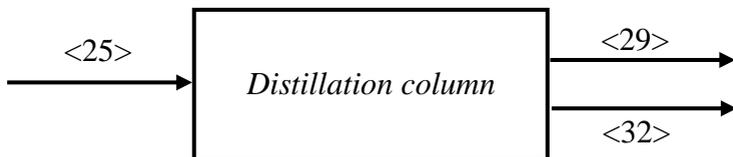


Gambar IV. 15 Aliran Massa pada *Distillation feed preheater* (E-421)

Tabel IV. 18 Neraca Massa pada *Distillation feed preheater* (E-421)

Komponen	Masuk <24>		Keluar <25>	
	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)
H ₂ O	0,288 2	1.662,8 779	0,288 2	1.662,8 779
C ₂ H ₅ O H	0,308 9	1.782,2 913	0,308 9	1.782,2 913
CH ₃ C OOH	0,402 9	2.324,7 278	0,402 9	2.324,7 278
Total	1	5.769,8 970	1	5.769,8 970

6. *Distillation column* (D-420)



Gambar IV. 16 Aliran Massa pada *Distillation column* (E-420)

Tabel IV. 19 Neraca Massa pada *Distillation column* (E-420)

Komponen	Feed <25>		Destillate <29>		Bottom <32>	
	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)
H ₂ O	0,2882	1662,8779	0,0764	135,3653	0,3821	1527,5125
C ₂ H ₅ O	0,3089	1782,2913	0,9236	1637,2052	0,0363	145,0861
CH ₃ COOH	0,4029	2324,7278	0,0001	0,1440	0,5816	2324,5837
Total	1	5769,8970	1	1772,7146	1	3997,1824
	5769,8970		5769,8970			

7. *Acetic acid dehydrator* (D-432)

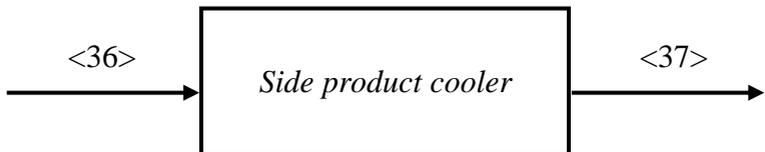


Gambar IV. 17 Aliran Massa pada *Acetic acid dehydrator* (D-432)

Tabel IV. 20 Neraca Massa pada *Acetic acid dehydrator* (D-432)

Komponen	Masuk <32>		Keluar <35>		Keluar <33>	
	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)
H ₂ O	0,3821	1.527,5125	0,0018	4,2459018	0,9133	1.523,2666
C ₂ H ₅ O H	0,0363	145,0861	0,0002	0,4033002	0,0867	144,6828
CH ₃ CO OH	0,5816	2.324,5837	0,9980	2.324,5837	0	0
Total	1	3.997,1824	1	2.329,2329	1	1.667,9495
		3.997,1824		3.997,1824		

8. *Side product cooler* (E-428)

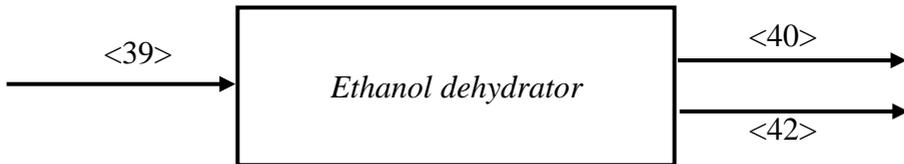


Gambar IV. 18 Aliran Massa pada *Side product cooler* (E-428)

Tabel IV. 21 Neraca Massa pada *Side product cooler* (E-428)

Komponen	Masuk <36>		Keluar <37>	
	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)
H ₂ O	0,0018	4,2459	0,0018	4,2459
C ₂ H ₅ O H	0,0002	0,4033	0,0002	0,4033
CH ₃ C OOH	0,9980	2.324,5837	0,9980	2.324,5837
Total	1	2.329,2329	1	2.329,2329

9. *Ethanol dehydrator* (D-430)

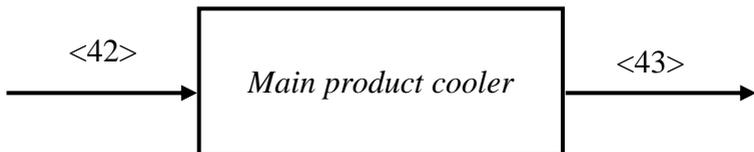


Gambar IV. 19 Aliran Massa pada *Ethanol dehydrator* (D-430)

Tabel IV. 22 Neraca Massa pada *Ethanol dehydrator* (D-430)

Komponen	Masuk <39>		Keluar <42>		Keluar <40>	
	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)	Fraksi Massa	Flowrate (Kg/jam)
H ₂ O	0,0764	135,3653	0,0061	10,0087	1	125,3567
C ₂ H ₅ O H	0,9236	1.637,2052	0,9938	1.637,2052	0	0
CH ₃ CO OH	0,0001	0,1440	0,0001	0,1440	0	0
Total	1	1.772,7146	1	1.647,3579	1	125,3567
		1.772,7146		1.772,7146		

10. *Main product cooler* (E-432)



Gambar IV. 20 Aliran Massa pada *Main product cooler* (E-432)

Tabel IV. 23 Neraca Massa pada *Main product cooler* (E-432)

Komponen	Masuk <42>		Keluar <43>	
	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)	Fraksi Massa	<i>Flowrate</i> (Kg/jam)
H ₂ O	0,0061	10,0087	0,0061	10,0087
C ₂ H ₅ O H	0,9938	1.637,2052	0,9938	1.637,2052
CH ₃ C OOH	0,0001	0,1440	0,0001	0,1440
Total	1	1.647,3579	1	1.647,3579

IV.2 Neraca Energi

Dasar perhitungan neraca energi yang digunakan adalah persamaan

➤ *Overall Energy Balance* :

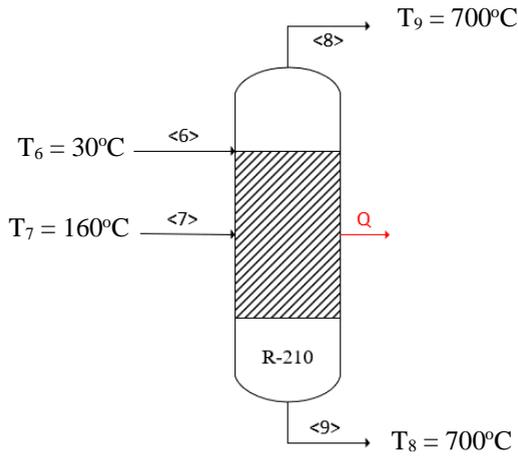
$$\text{Accumulation} = \text{Input} - \text{Output} + \text{Generation} - \text{Consumption}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} + \frac{1}{2} v_{in}^2 + g \cdot z_{in} + Q \\ = \Delta H_{out} + \frac{1}{2} v_{out}^2 + g \cdot z_{out} \\ + W_s \end{aligned}$$

Dengan asumsi dasar yang digunakan adalah

- Proses dalam keadaan *steady-state*, sehingga $\text{Accumulation} = 0$
- Perubahan energi kinetik dan energi potensial diabaikan

1. *Gasifier* (R-210)



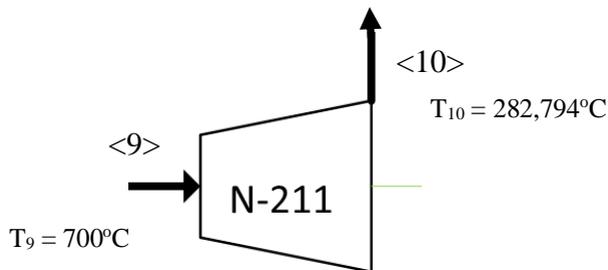
Gambar IV. 21 Aliran Energi pada *Gasifier* (R-210)

Tabel IV. 24 Neraca Energi *Gasifier* (R-210)

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_6	127.226,7625	H_9	44.737.831,534 7
H_7	892.427,4106	H_8	641.356,4692
ΔH_{reaksi}	194.464.087,02 70	$\Delta H_{CW out}$	150.104.553,19 62
$\Delta H_{CW in}$	0		

Total	195.483.741,20 01	Total	195.483.741,20 01
--------------	----------------------	--------------	----------------------

2. *Syngas expander* (N-211)

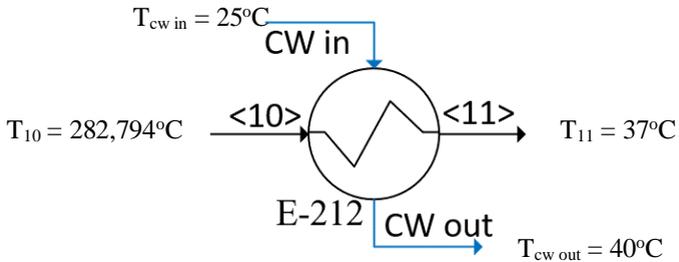


Gambar IV. 22 Aliran Energi pada *Syngas expander* (N-211)

Tabel IV. 25 Neraca Energi *Syngas expander* (N-211)

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_9	44.737.831,5347	H_{10}	15.977.840,0232
		W_S	28.759.991,5115
Total	44.737.831,5347	Total	44.737.831,5347

3. Syngas cooler (E-212)

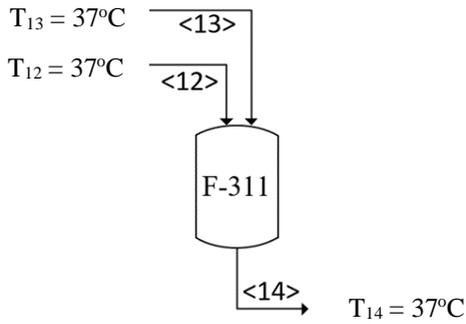


Gambar IV. 23 Aliran Energi pada Syngas cooler (E-212)

Tabel IV. 26 Neraca Energi Syngas cooler (E-212)

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{10}	15.977.840,023	H_{11}	700.850,9362
$\Delta H_{CW\ in}$	0	$\Delta H_{CW\ out}$	15.276.989,087
Total	15.977.840,023	Total	15.977.840,023
	2		2

4. Propagation tank (F-311)

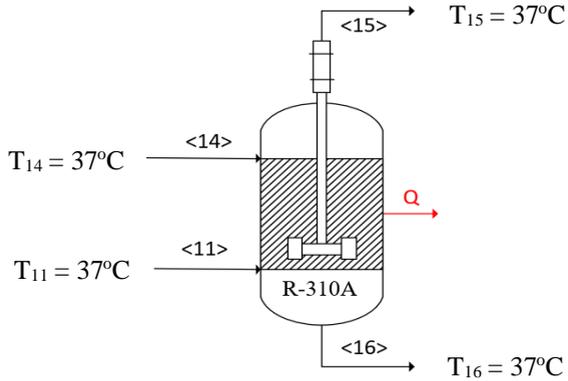


Gambar IV. 24 Aliran Energi pada *Propagation tank* (F-311)

Tabel IV. 27 Neraca Energi *Propagation tank* (F-311)

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{12}	10.492.078,013	H_{14}	30.101.353,189
	2		4
H_{13}	30.101.184,256	$\Delta H_{CW out}$	10.491.909,079
	1		9
$\Delta H_{CW in}$	0		
Total	40.593.262,269	Total	40.593.262,269
	3		3

5. Fermentation tank (R-310)



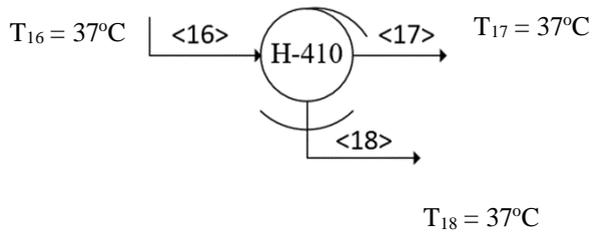
Gambar IV. 25 Aliran Energi pada *Fermentation tank* (R-310)

Tabel IV. 28 Neraca Energi *Fermentation tank* (R-310)

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{11}	700.850,9362	H_{15}	340.975,5240
H_{14}	30.101.353,189	H_{16}	40.035.962,504
	4		4

ΔH_{reaksi}	32.574.771,487 0	$\Delta H_{CW out}$	23.000.037,584 3
$\Delta H_{CW in}$	0		
Total	63.376.975,612 7	Total	63.376.975,612 7

6. *Rotary vacuum filter* (H-410)

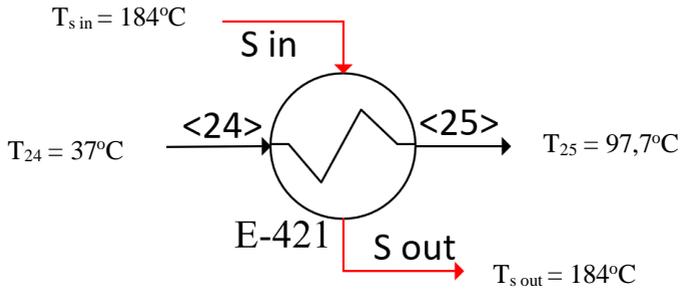


Gambar IV. 26 Aliran Energi pada *Rotary vacuum filter* (H-410)

Tabel IV. 29 Neraca Energi *Rotary vacuum filter* (H-410)

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{16}	40.035.962,5044	H_{17}	154.076,3995
		H_{18}	39.881.886,1049
Total	40.035.962,5044	Total	40.035.962,5044

7. *Distillaton Feed Preheater (E-421)*

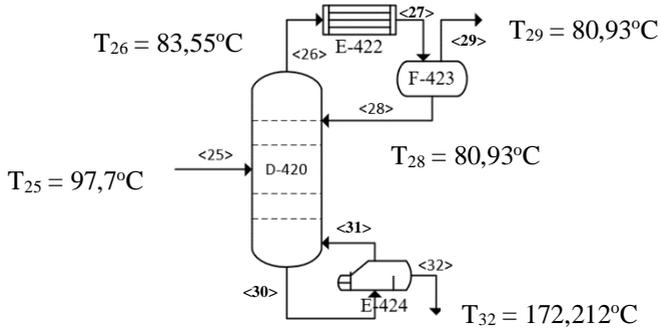


Gambar IV. 27 Aliran Energi pada *Distillation feed preheater (E-421)*

Tabel IV. 30 Neraca Energi *Distillation feed preheater (E-421)*

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{24}	154.076,3995	H_{25}	2.459.002,1265
$\Delta H_{S in}$	3.205.825,5180	$\Delta H_{S out}$	900.899,7910
Total	3.359.901,9175	Total	3.359.901,9175

8. *Distillation column (D-420)*

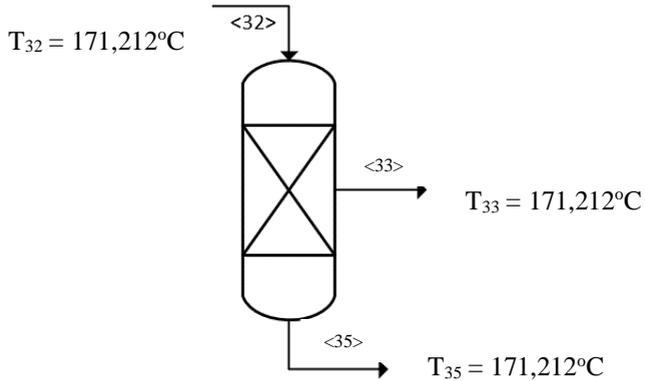


Gambar IV. 28 Aliran Energi pada *Distillation column (D-420)*

Tabel IV. 31 Neraca Energi *Distillation column (D-420)*

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{25}	2.351.589,991	H_{29}	805.250,6493
$\Delta H_{CW\ in}$	0	H_{32}	2.387.949,458
$\Delta H_{S\ in}$	1.171.896,182	$\Delta H_{CW\ out}$	960,2746978
		$\Delta H_{S\ out}$	329.325,7912
Total	3.523.486,173	Total	3.523.486,173

9. *Acetic acid dehydrator* (D-425)

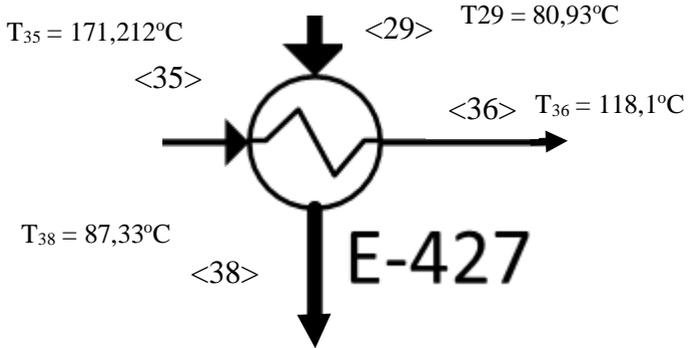


Gambar IV. 29 Aliran Energi pada *Acetic acid dehydrator* (D-432)

Tabel IV. 32 Neraca Energi *Acetic acid dehydrator* (D-432)

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{32}	2.384.118,2	H_{33}	1.759.940,1
		H_{35}	624.178,1
Total	2.384.118,2	Total	2.384.118,2

10. *Ethanol-acetic acid heat exchanger (E-427)*

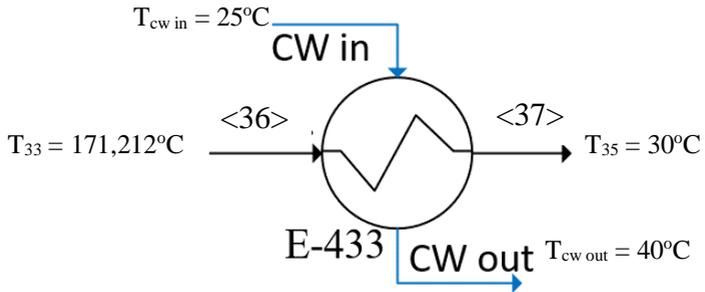


Gambar IV. 30 Aliran Energi pada *Ethanol-acetic acid heat exchanger (E-427)*

Tabel IV. 33 Neraca Energi *Ethanol-acetic acid heat exchanger (E-427)*

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{29}	805.251	H_{36}	588.040
H_{35}	624.178	H_{38}	841.389
Total	1.429.429	Total	1.429.429

11. *Side product cooler* (E-433)

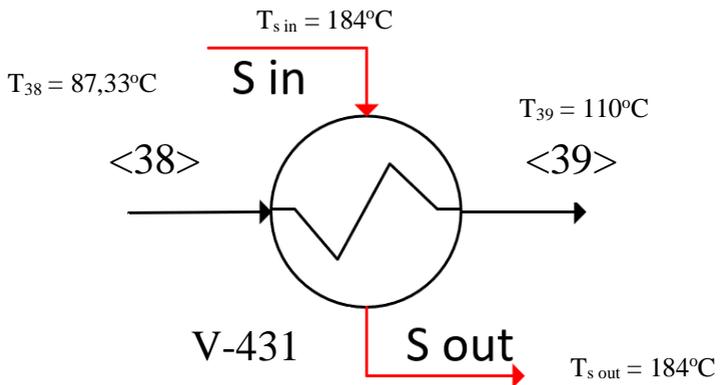


Gambar IV. 31 Aliran Energi pada *Side product cooler* (E-433)

Tabel IV. 34 Neraca Energi *Side product cooler* (E-433)

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{36}	588.040,307	H_{37}	6.920,5396
$\Delta H_{CW in}$	0	$\Delta H_{CW out}$	581.119,7671
Total	588.040,307	Total	588.040,3067

12. *Ethanol vaporizer (V-431)*



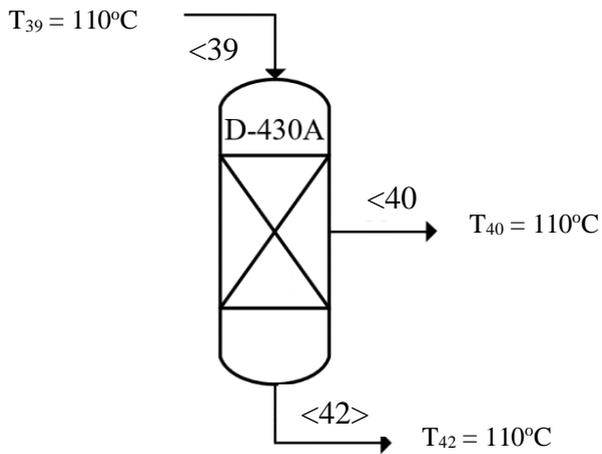
Gambar IV. 32 Aliran Energi pada *Ethanol vaporizer*

Tabel IV. 35 Neraca Energi *Ethanol vaporizer (V-431)*

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{38}	841.388,6932	H_{39}	986.998,3371

$\Delta H_{S\ in}$	202.522,4096	$\Delta H_{S\ out}$	56.912,7657
Total	1.043.911,10	Total	1.043.911,10
	28		28

13. *Ethanol dehydrator* (D-430)



Gambar IV. 33 Aliran Energi pada *Ethanol dehydrator* (D-430)

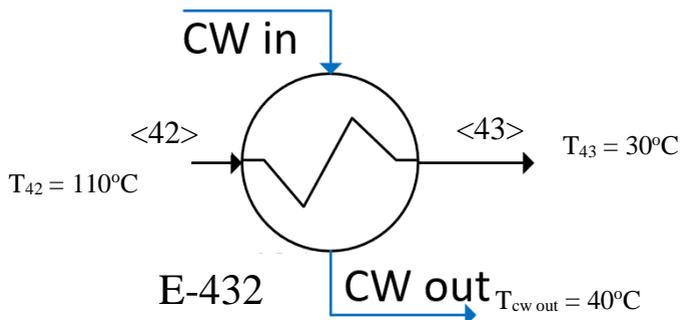
Tabel IV. 36 Neraca Energi *Ethanol dehydrator* (D-430)

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{39}	987.935,0002	H_{40}	148.250,9744

		H_{42}	839.683,6538
Total	987.935,0002	Total	987.934,6282

14. *Main product cooler* (E-432)

$$T_{cw\ in} = 25^{\circ}\text{C}$$



Gambar IV. 34 Aliran Energi pada *Main product cooler* (E-432)

Tabel IV. 37 Neraca Energi *Main product cooler* (E-432)

Neraca Energi Total			
Aliran Masuk	ΔH (kJ/jam)	Aliran Keluar	ΔH (kJ/jam)
H_{42}	839.683,6538	H_{43}	28.402,2698
$\Delta H_{CW\ in}$	0	$\Delta H_{CW\ out}$	811.281,3839
Total	839.683,6538	Total	839.683,6538

BAB V
DAFTAR DAN HARGA ALAT

1.) *Feedstock Open Yard (F-111)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama	<i>Feedstock Open Yard (F-111)</i>
Fungsi	Menyimpan bahan baku berupa tongkol jagung (TJ)
Jumlah	1 unit
Tipe	<i>Pile open yard</i>
Kapasitas	3998.147 m ³
Volume	4997.684 m ³
Diameter	36.273 m
Tinggi	14.509 m
Waktu Penyimpanan	30 hari
Harga Per Alat (USD)	22455

2.) *Belt Conveyor (J-112)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama	<i>Belt Conveyor (J-112)</i>
Fungsi	Mengangkut tongkol jagung (TJ) dari <i>open yard (F-111)</i> ke <i>gyratory crusher (C-110)</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	28.56 ton/jam
Tipe	<i>Throught belt on 20° idlers</i>
Panjang conveyor	100 ft
Lebar belt	14 in
Kecepatan belt normal	200 ft/min
Kecepatan belt maksimal	300 ft/min
Kapasitas maksimal	32 ton/jam

Power motor	0.44 hp/100ft
Kemiringan	20 °
Harga Per Alat (USD)	40418

3.) *Gyratory Crusher (C-110)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama	<i>Gyratory Crusher (C-110)</i>
Fungsi	Mencacah Tongkol Jagung (TJ) yang memiliki dimensi panjang 18-20 cm, diameter 5-6 cm, menjadi 6-25 mm
Jumlah	1
Kapasitas	28.56 ton/jam
Tipe	<i>Primary gyratory crusher</i>
Ukuran Crusher	30-55
Banyaknya putaran	175 gyration/min
Power motor maksimal	150 hp
Kapasitas maksimal	150-51(ton/jam
Harga Per Alat (USD)	83866

4.) *Belt Conveyor (J-113)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama	<i>Belt Conveyor (J-113)</i>
Fungsi	Mengangkut tongkol jagung (TJ) dari <i>gyratory crusher (C-110)</i> menuju <i>hammer mill (C-120)</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	28.56 ton/jam
Tipe	<i>Throught belt on 20° idlers</i>
Panjang conveyor	100 ft
Lebar belt	14 in
Kecepatan belt normal	200 ft/min
Kecepatan belt maksimal	300 ft/min

Kapasitas maksimal	32 ton/jam
Power motor	0.44 hp/100ft
Kemiringan	20 °
Harga Per Alat (USD)	20209

5.) *Hammer Mill (C-120)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama	<i>Hammer Mill (C-120)</i>
Fungsi	Menggiling Tongkol Jagung (TJ) hingga ukurannya menjadi 0,6-6 mm
Jumlah	1 unit
Kapasitas	29 ton/jam
Tipe	Reversible Hammer Mill No. 505
Dimensi rotor	30 x 30 in
Ukuran feed maksimal	2.5 in
Kecepatan maksimal	1200 rad/min
Kapasitas maksimal	60 ton/jam
<i>Power motor</i>	100-200 hp
Harga Per Alat (USD)	61075

6.) *Screw Conveyor (J-121)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama	<i>Screw Conveyor (J-121)</i>
Fungsi	mengangkut hasil cacahan Tongkol Jagung (TJ) dari Hammer Mill (C-120) menuju <i>Cacifier (B-210)</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	29 ton/jam
Kapasitas maksimal	30 ton/jam
Tipe	<i>Screw Conveyor</i>
<i>Power motor</i>	14 hp
Diameter feed section	12 in
Diameter daun screw	14 in

Diameter pipa	3.5 in
Diameter poros	3 in
<i>Hanger center</i>	12 ft
Ukuran lumps maksimal	1.25 in
Kecepatan putar	55 rad/min
Harga Per Alat (USD)	23914

7.) *Gasifier (R-210)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Gasifier (R-210)
Fungsi	Mengubah padatan tongkol jagung (TJ) menjadi syngas yang didominasi CO dan H ₂
Jumlah	1 buah
Bahan	Nikel Hastelloy C-22
Kapasitas	28558.196 kg/m ³
Tipe	<i>Fixed bed downdraft gasifier</i>
Diameter feed	0.6-6 mm
Dimensi Alat	
Diameter dalam	94.15 in
Diameter luar	102 in
Tinggi silinder	188.3 in
Tebal silinder	0.5 in
Tebal tutup atas	0.688 in
Tebal tutup bawah	0.688 in
Tinggi Gasifier	220.7 in
Tebal dense refractory (td)	1.4 in
Tebal insulating refractory (ti)	1.5 in
Tebal steel shell (ts)	0.313 in
Harga Per Alat (USD)	785892

8.) *Syngas Expander (N-211)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Syngas Expander (N-211)
Fungsi	Menurunkan tekanan syngas yang keluar dari Gasifier (R-210) yang memiliki tekanan sebesar 30 bar.
Jumlah Alat	3 buah
Jumlah Stage	6
Bahan	Carbon Steel
Tipe	Centrifugal Expander
Kondisi Operasi	Ps = 435.1 psi Ts = 700 °C Pd = 16.7 psi Td = 280.9 °C
Efisiensi	0.8
Power	3000 hp
Harga Per Alat (USD)	460195.67

9.) *Syngas Cooler (E-212)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Syngas Cooler (E-212)
Fungsi	Mendinginkan Syngas dari Gasifier (R-210)
Jumlah	7 unit dipasang paralel
Tipe	Shell and Tube Heat Exchange 2 - 4
Luas Transfer Panas	732.70 ft ²
Dimensi	
Tube	
Jumlah Tube	270 buah
Inside Diameter	0.92 in
Outside Diameter	1.25 in

BWG	8
Panjang	20 ft
PT	1.563 in
Shell	
Diameter Shell	21 in
Baffle	17 in
Bahan	Carbon Steel
Harga Per Alat (USD)	43449

10.) *Propagation Tank (F-311)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Propagation Tank (F-311)
Fungsi	Tempat perkembangbiakan mikroorganisme <i>Clostridium ljungdahlii</i> menggunakan media ATCC 1754 PETC
Jumlah	3 buah
Bahan	SA-167 Grade B Type 304
Kapasitas	5222 m ³ /jam
Tipe	Reaktor batch
Dimensi Alat	
Diameter dalam	626.13 in
Diameter luar	626.50 in
Tinggi silinder	1252.26 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tebal tutup bawah	5/16 in
Tinggi Tangki	1541.82 in
Harga Per Alat (USD)	1082959

11.) *Fermentation Tank (R-310)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Fermentation Tank (R-310)
Fungsi	Tempat pembentukan etanol dari syngas oleh mikroorganisme <i>Clostridium ljungdahlii</i>
Jumlah	6 buah
Bahan	SA-167 Grade B Type 304
Kapasitas	7471 m ³ /jam
Tipe	Reaktor batch dengan jacket dan belt dilengkapi pengaduk, dengan tutup atas <i>standard dished head</i> dan tutup bawah conical bersudut 120°
Diameter dalam	640.99 in
Diameter luar	641 in
Tinggi silinder	1282 in
Tebal silinder	1/4 in
Tebal tutup atas	1/4 in
Tebal tutup bawah	5/16 in
Tinggi Tangki	1575.3434 in
Harga Per Alat (USD)	1170529

12.) *Rotary Vacuum Filter (H-410)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama	<i>Rotary Vacuum Filter (H-410)</i>
Fungsi	Memisahkan padatan dan filtratnya yang merupakan hasil fermentasi
Jumlah	1 buah
Bahan	SA-167 Grade 3 Type 304 untuk drum dan nylon untuk media filter

Tipe	Rotary Drum Vacuum Filter
Kapasitas	2.244 kg umpan/detik
Laju filtrasi	0.002 filtrat/detik
Diameter drum	3.807 m
Panjang drum	7.615 m
Harga Per Alat (USD)	298302

13.) *Vacuum Receiver Tank (F-411)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Vacuum Receiver Tank (F-411)</i>
Fungsi	Menampung filtrat dari Rotary Vacuum Filter (H-410)
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah conical dengan sudut 120°
Kapasitas	299.65 ft ³
Dimensi Bejana	Tinggi tangki = 384.91 in Diameter dalam silinder = 215.63 in Diameter luar silinder = 216 in Tebal silinder = 3/16 in Tebal tutup atas = 3/16 in Tebal tutup bawah = 3/16 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Harga Per Alat (USD)	3144

14.) *Dry Vacuum Pump (L-413)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Dry Vacuum Pump (L-413)</i>
Tipe	<i>Reciprocating Compressor</i>
Fungsi	Menciptakan kondisi vakum dalam vacuum receiver tank (F-411) dengan memompa udara keluar
Fluida Kerja	Udara

Temperatur Desain	37 °C
Viskositas	0.0180 cP
Kapasitas	43.69 gpm
<i>Suction Pressure</i>	8.6 psia
<i>Discharge Pressure</i>	14.7 psia
ΔZ	0 ft
Power motor	1 hp
Bahan	Cast Iron
Harga Per Alat (USD)	10217

15., *Filtrate Pump (L-412)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Filtrate Pump (L-412)</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	2 buah
Fungsi	Mengalirkan Fermentation Broth dari vacuum receiver tank (F-411) menuju tangki penampung (F-414)
Nama Fluida	Etanol 30.8%
Temperatur Desain	37 °C
Viskositas	0.18 cP
Kapasitas	29.887 gpm
<i>Suction Pressure</i>	11.3 psia
<i>Discharge Pressure</i>	14.7 psia
ΔZ	30 ft
Power pompa	1 hp
Bahan	Cast Iron
Harga Per Alat (USD)	1460

16., *Fermentation Broth Tank (F-414)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Fermentation Broth Tank (F-414)
Fungsi	Menampung filtrat hasil fermentasi

Bentuk	(fermentation broth) Tangki penampung bentuk silinder tegak, tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Jumlah	1 buah
Kapasitas	7191.548 ft ³ = 203.649 m ³
Dimensi	Tinggi tangki = 403.726 in Diameter dalam silinder = 239.5 in Diameter luar silinder = 240 in Tebal silinder = 1/4 in Tebal tutup atas = 3/16 in Tebal tutup bawah = 3/16 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Harga Per Alat (USD)	4547

17., *Fermentation Broth Pump (L-215)*

Spesifikasi Peralatan	Keterangan
Nama Alat	<i>Fermentation Broth Pump (L-215)</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	2 buah
Fungsi	Mengalirkan Fermentation Broth dari tangki penampung (F-414) menuju Distillation Feed Preheater (E-421)
Nama Fluida	Etanol 30.8%
Temperatur Desain	37 °C
Viskositas	0.18 cP
Kapasitas	29.8870 gpm
Suction Pressure	14.7 psia
Discharge Pressure	17.4 psia
ΔZ	7 ft
Power pompa	1 hp
Bahan	Cast Iron
Harga Per Alat (USD)	1460

18.) *Distillation Feed Preheater (E-421)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Distillation Feed Preheater (E-421)</i>
Fungsi	Memanaskan etanol dari filter (H-410) sebelum masuk ke kolom destilasi (D-420)
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1-2
Jumlah Alat	1 buah
Luas transfer panas	74.58 ft ²
Dimensi Alat	
Tube	
Jumlah Tube	38 buah
ID	1.4 in
OD	1.5 in
BWG	18
Panjang	5 ft
P _T	1.88 in
Shell	
Diameter Shell	17 in
Baffle	7 in
Bahan	Carbon Steel
Harga Per Alat (USD)	3032

19.) *Distillation Column (D-420)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Distillation Column (D-420)</i>
Fungsi	Menghasilkan etanol dengan kemurnian 92,4% massa
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dished head</i>

Kapasitas	3.6614 ft ³	
Dimensi Bejana	Tinggi tangki	= 594.93 in
	Diameter dalam silinder	= 191.50 in
	Diameter luar silinder	= 192 in
	Tebal silinder	= 1/4 in
	Tebal tutup atas dan bawah	= 3/16 in
Dimensi Tray	Tipe Tray	= Reverse Flow Sieve Tray
	Jumlah Tray	= 37
	Tray Spacing	= 12 in
	Active Area	= 5.71 ft ²
	Hole Area	= 0.39 ft ²
	Downcomer Area	= 1.08 ft ²
	Downcomer Cleara	= 3.53 ft ²
	Weir Length	= 24.19 ft
	Weir Height	= 2 in
Baffle Length	= 2.50 ft	
Material	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A	
Harga (USD)	1655986	

20.) *Distillation Column Condenser (E-422)*

Spesifikasi Alat	Keterangan	
Nama Alat	<i>Distillation Column Condenser (E-422)</i>	
Fungsi	Mengkondensasi produk atas destilasi	
Tipe	4 x 3 IPS Sch 40 Double Pipe Heat Exchanger	
Luas transfer panas	165.06 ft ²	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-129 A</i>	
Annulus (air	ID	0.336 ft
	aa	0.022 ft ²
	De	0.094 ft
	de'	0.044 ft
	DP	0.061 psi

Pipa Dalam (etanol 92.4%)	OD	3.5 in
	Panjang hairpin	15 ft
	a"	0.917 ft ² /ft
	ap	0.051 ft ²
	DP	0.297 psi
Luas transfer panas	165.06 ft ²	
Rd	0.005 hr.ft ² .°F/BTU	
Jumlah Alat	1 unit	
Jumlah Hairpin	6	
Harga Per Alat (USD)	20658	

21. *Distillation Reflux Tank (F-423)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Distillation Reflux Tank (F-423)</i>
Fungsi	Menampung distilat etanol 92.4% dari kolom destilasi (D-420)
Bentuk	Silinder horizontal dengan tutup kiri dan tutup kanan berbentuk <i>standard dished head</i>
Kapasitas	36.78 ft ³
Dimensi Bejana	Tinggi tangki = 76.83 in
	Diameter dalam silinder = 39.63 in
	Diameter luar silinder = 40 in
	Tebal silinder = 3/16 in
	Tebal tutup kiri = 3/16 in
	Tebal tutup kanan = 3/16 in
Bahan	Carbon Steel, Type SA-240, Grade A
Harga Per Alat (USD)	3930

22.) *Distillation Column Reboiler (E-421)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Distillation Column Reboiler (E-421)</i>
Fungsi	Menguapkan produk bawah kolom destilasi (D-420)
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger 1-2
Jumlah Alat	3 buah disusun seri-paralel (seri untuk tube, paralel untuk shell)
Dimensi Alat	
Luas transfer panas	31.4 ft ²
Tube	
Jumlah Tube	16 buah
ID	1.4 in
OD	1.5 in
BWG	18
Panjang	5 ft
P _T	1.875 in
Shell	
Diameter Shell	13.25 in
Baffle	5.3 in
Bahan	Carbon Steel
Harga Per Alat (USD)	1572

23.) *Acetic Acid Dehydrator (D-425)*

Spesifikasi Alat	Keterangan
Nama Alat	<i>Acetic Acid Dehydrator (D-425)</i>
Fungsi	Mengabsorpsi air dan etanol dari produk bawah kolom destilasi (D-420)
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dished head</i>

Kapasitas	890241.203 m ³ /jam
Dimensi	Tinggi tangki = 175.153 in Diameter dalam silinder = 85.287 in Diameter luar silinder = 90.000 in Tebal silinder = 0.188 in Tebal tutup atas = 0.188 in Tebal tutup bawah = 0.188 in
Bahan	ASTM A-516
Jumlah	2 unit
Harga Per Alat (USD)	359265

24.) *Vacuum Pump 1 (L-426)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Vacuum Pump 1 (L-426)
Tipe	<i>Reciprocating Compressor</i>
Fungsi	Menyedot dan membuang air beserta sisa etanol yang terabsorpsi di dehidrator asam asetat (D-425)
Jumlah alat	1 buah
Nama Fluida	Uap campuran etanol-air
Temperatur Desain	172.21 °C
Kapasitas	8.44 gpm
Suction Pressure	8.6 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
Power motor	30 hp
Material	Cast Iron
Harga Per Alat (USD)	10105

25.) *Ethanol-Acetic Acid Heat Exchanger (E-427)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Ethanol-Acetic Acid Heat Exchanger (E-427)</i>
Fungsi	Menukarkan panas antara produk atas dan produk bawah kolom destilasi agar proses

	produk bawah kolom destilasi agar proses selanjutnya hanya membutuhkan sedikit utilitas	
Tipe	4 x 3 IPS Sch 40 Double Pipe Heat Exchanger	
Luas Transfer Panas	82.53 ft ²	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-129 A</i>	
Annulus (steam)	ID	0.336 ft
	aa	0.022 ft ²
	De	0.094 ft
	de'	0.044 ft
	ΔP	1.464 psi
Pipa Dalam (etanol 92.4%)	OD	3.5 in
	Panjang hairpin	15 ft
	a"	0.917 ft ² /ft
	ap	0.051 ft ²
	ΔP	0.261 psi
Luas Transfer Panas	82.53 ft ²	
Rd	0.012 hr.ft ² .°F/BTU	
Jumlah Alat	1 unit	
Jumlah Hairpin	3	
Harga Per Alat (USD)	1909	

26.) *Ethanol Vaporizer (E-431)*

Spesifikasi	Keterangan	
Nama Alat	<i>Ethanol Vaporizer (E-431)</i>	
Fungsi	Menguapkan Etanol 92.4% agar dapat dimurnikan dengan dehidrator	
Tipe	4 x 3 IPS Sch 40 Double Pipe Heat Exchanger	
Luas Area	27.51 ft ²	
Bahan	<i>Carbon Steel SA-129 A</i>	
Annulus (steam)	ID	0.336 ft

	aa	0.022 ft ²
	De	0.094 ft
	de'	0.044 ft
	ΔP	0.0010 psi
Pipa Dalam (etanol 92.4%)	OD	3.5 in
	Panjang hairpin	15 ft
	a"	0.917 ft ² /ft
	ap	0.0513 ft ²
	ΔP	0.1653 psi
Luas Transfer Panas	27.02 ft ²	
Rd	0.003 hr.ft ² .°F/BTU	
Jumlah Alat	1 unit	
Jumlah Hairpin	1	
Harga Per Alat	1460	

27.) *Side Product Cooler (E-426)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Side Product Cooler (E-426)</i>
Fungsi	Mendinginkan produk samping berupa asam asetat
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger 1-2</i>
Luas Transfer Panas	70.67 ft ²
Dimensi	
Tube	
Jumlah Tube	36 buah
Inside Diameter	0.482 in
Outside Diameter	0.75 in
BWG	10
Panjang	10 ft
PT	1.00 in

Shell	
Diameter Shell	10 in
Baffle	8 in
Bahan	Carbon Steel
Jumlah alat	2 unit seri-paralel (seri untuk shell, paralel untuk tube)
Harga Per Alat (USD)	2246

28.) *Ethanol Dehydrator (D-430)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Ethanol Dehydrator (D-430)</i>
Fungsi	Mengabsorbsi air dari etanol 92.4% untuk menghasilkan etanol 99.5%
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
Kapasitas	1772.715 kg/jam
Dimensi	Tinggi tangki = 78.444 in Diameter dalam silinder = 38.197 in Diameter luar silinder = 90.000 in Tebal silinder = 0.188 in Tebal tutup atas = 0.188 in Tebal tutup bawah = 0.188 in
Bahan	ASTM A-516
Jumlah	2 unit
Harga Per Alat (USD)	493989

29.) *Vacuum Pump 2 (L-433)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Vacuum Pump 2 (L-433)
Tipe	<i>Reciprocating Compressor</i>
Fungsi	Menyedot dan membuang air yang terabsorbsi di dehidrator etanol (D-430)
Fluida Kerja	Uap air

Temperatur Desain	110 °C
Kapasitas	0.58 gpm
Suction Pressure	9.0 psia
Discharge Pressure	14.7 psia
Power motor	30 hp
Material	Cast Iron
Jumlah alat	1 buah
Harga Per alat (USD)	10105

30.) *Main Product Cooler (E-432)*

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	<i>Main Product Cooler (E-432)</i>
Fungsi	Mendinginkan Produk Etanol 99.5%
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger 1-2</i>
Jumlah alat	3 buah
Luas transfer panas	68.07 ft ²
Dimensi	
Tube	
Jumlah Tube	26 buah
Inside Diamater	0.67 in
Outside Diameter	1 in
BWG	8
Panjang	10 ft
PT	1.25 in
Shell	
Diameter Shell	10 in
Baffle	8 in
Bahan	Carbon Steel
Harga Per Alat (USD)	2470

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi adalah salah satu parameter kelayakan pendirian pabrik. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik menurut aspek ekonomi, dibutuhkan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut di antaranya adalah IRR (*Internal Rate of Return*), POT (*Pay Out Time*), dan BEP (*Break Even Point*).

VI.1. Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1. Bentuk Badan Perusahaan

Sebagai bentuk badan perusahaan berupa Pabrik Bioetanol dari Limbah Tongkol Jagung dengan Proses Termo-Biokimia ini, dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah sebuah persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi atas beberapa saham, di mana tiap sekutu yang disebut juga persero turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Adapun pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan ini adalah:

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah didapat yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.

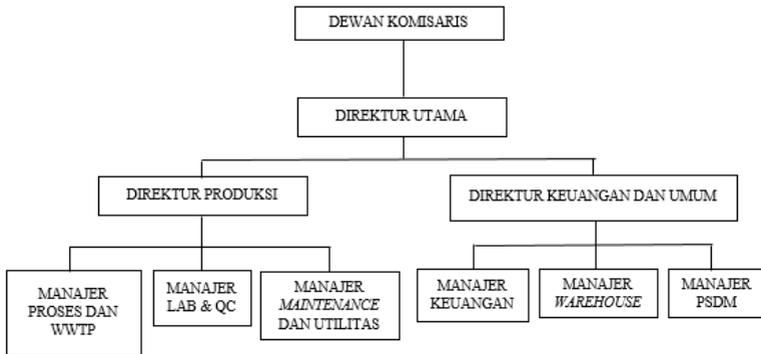
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas karena berbagai hal terkait kelancaran produksi ditangani oleh pimpinan perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga modal perusahaan tidak ditentukan oleh kekayaan pemegang saham.

VI.1.2. Sistem Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra-desain pabrik ini adalah garis dan staf, yang merupakan gabungan dari pengawasan langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan penerapan sistem ini adalah:

- Biasa digunakan oleh organisasi besar dengan produksi terus menerus.
- Ada kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
- Setiap manajer bertanggung jawab secara langsung atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
- Pimpinan tertinggi dijabat oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris yang merupakan wakil-wakil dari pemegang saham.

Terdapat pula staf ahli yang bertugas memberikan nasehat dan saran kepada direktur.



Gambar VI.1. Struktur Organisasi Perusahaan

Pembagian kerja dalam perusahaan ini adalah:

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan membeli saham perusahaan. Pemegang saham pula yang merupakan pemilik perusahaan di mana jumlah yang dimiliki tergantung dan terbatas sesuai dengan besarnya saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi milik pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan modal paling sedikit 1 tahun. Kekuasaan tertinggi ada pada pemegang

saham, dan orang-orang inilah yang memilih dan menentukan direktur.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris berperan sebagai wakil dari pemegang saham. Dewan Komisaris diangkat menurut regulasi yang ada dalam suatu kesepakatan dan dapat diberhentikan sewaktu-waktu dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) jika bertindak menyalahi anggaran dasar atau kepentingan dari pemegang saham yang memiliki saham terbanyak dari perusahaan.

Tugas Dewan Komisaris:

- Memantau kinerja direktur agar tindakan direktur tidak merugikan perusahaan.
- Menetapkan kebijakan perusahaan.
- Mengevaluasi dan mengawasi hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberi nasehat dan saran kepada direktur apabila direktur mengadakan perubahan dalam perusahaan.

3. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi serta

penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas Direktur Utama adalah:

- Menetapkan strategi dan perencanaan perusahaan serta cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut serta menentukan pembagian kerja, tugas, dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang sudah ditetapkan.
- Mengkoordinasi semua bagian.
- Memberikan instruksi kepada bawahan untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan pendapatan perusahaan dan seluruh pelaksanaan dari anggaran belanja kepada dewan komisaris.
- Menetapkan kebijakan keuangan.

4. Direktur Produksi

Direktur Produksi bertugas membantu direktur dalam melaksanakan tugasnya, yaitu yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik, kualitas bahan baku dan produk, utilitas, serta pengolahan limbah. Dalam hal ini, Direktur Produksi dibantu oleh tiga orang

manajer yang membawahi staf di bagian masing-masing, yaitu Manajer Proses dan Pengolahan Limbah, Manajer Laboratorium dan *Quality Control* (Lab & QC), serta Manajer *Maintenance* dan Utilitas.

Tugas Direktur Produksi:

- Membantu Direktur Utama dalam perencanaan maupun analisa kebijakan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal proses produksi, konstruksi pabrik, utilitas, pengolahan limbah, serta kualitas bahan baku dan produk.
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar diperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi dengan tepat dari bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada bawahan untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manajer Proses dan WWTP (*Waste Water Treatment Plant*, Pengolahan Limbah):

- Mengusahakan agar teknik yang digunakan untuk proses produksi memudahkan karyawan sehingga biaya produksi dapat ditekan, produk berkualitas tinggi

serta memiliki harga yang kompetitif dalam waktu sesingkat mungkin.

- Memastikan agar limbah yang dikeluarkan dari proses produksi terolah dan dimanfaatkan dengan baik sehingga tidak mencemari lingkungan.
- Mengumpulkan, mengelompokkan, dan mengevaluasi fakta-fakta di lapangan.
- Berkoordinasi dengan karyawan proses yang terdiri atas supervisor, *foreman*, dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Tugas Manajer Laboratorium dan *Quality Control* (Lab & QC):

- Mengontrol kualitas produk, melakukan penelitian dan pengembangan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku dan produk baik secara kimiawi maupun fisik.
- Mengumpulkan, mengelompokkan, dan mengevaluasi fakta-fakta di lapangan.
- Berkoordinasi dengan karyawan Lab & QC yang bekerja langsung di laboratorium.

- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Tugas Manajer *Maintenance* dan Utilitas:

- Memelihara dan menjaga fasilitas serta peralatan-peralatan pabrik, mengadakan perbaikan atau penggantian yang diperlukan agar pabrik dapat beroperasi secara kontinyu sesuai perencanaan.
- Menyediakan kebutuhan utilitas untuk proses produksi seperti air, *steam*, dan udara bertekanan.
- Membantu dalam perencanaan maupun analisa kebijakan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi dan *maintenance* peralatan, keteknikan pabrik, serta pengadaan logistik dan utilitas untuk operasi pabrik.
- Berkoordinasi dengan karyawan *maintenance* dan utilitas.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

5. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berkaitan dengan keuangan dan

administrasi perusahaan. Untuk melaksanakan tugas ini, Direktur Keuangan dibantu oleh Manajer Keuangan, Manajer PSDM, dan Manajer *Warehouse* yang masing-masing membawahi karyawan di masing-masing bagian.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum:

- Membantu Direktur Utama dalam perencanaan dan analisa kebijakan pokok bidang keuangan dan administrasi perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar diperoleh keuntungan maksimal.
- Berkoordinasi dengan bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahan untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manajer Keuangan:

- Bertanggung jawab atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Memelihara administrasi, keuangan, penghitungan pajak, dan pembukuan perusahaan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Manajer Warehouse:

- Mengadakan kontak dengan penjual bahan baku dan mempersiapkan pemesanan.
- Mengusahakan agar produk dapat didistribusikan dengan tepat agar harga jual terjangkau dan mendapatkan profit optimal.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Manajer PSDM:

- Bertugas di bidang kepegawaian, pengadaan fasilitas karyawan, dan peningkatan mutu karyawan,
- Membantu direktur dalam masalah-masalah kepegawaian, seperti perekrutan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja, dan hal-hal terkait upah.

VI.1.3 Rincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi Bioetanol dari Limbah Tongkol Jagung ini diuraikan sebagai berikut:

Tabel VI.1 Daftar Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Dewan Direksi	2
3.	Komisaris Utama	1
4.	Dewan Komisaris	2
5.	Sekretaris	6
6.	Manajer	6
7.	Kepala Divisi	7
8.	Supervisor	6
9.	<i>Foreman</i>	12
10.	Staf	21
11.	Operator	32
12.	Dokter	1
13.	Perawat	2
14.	Keamanan	10
15.	Kebersihan	10
16.	Supir	8
Total		121

Pabrik Bioetanol dari Limbah Tongkol Jagung ini menggunakan basis 300 hari kerja per tahun dengan waktu kerja 24 jam per hari. Karena pekerjaan membutuhkan

pengawasan kontinyu selama 24 jam, maka diterapkan sistem *shift* karyawan. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali sehari setiap 8 jam. Sistem tersebut diatur sebagai berikut

Shift I : 07.00-15.00

Shift II : 15.00-23.00

Shift III : 23.00-07.00

Penggantian *shift* dilakukan sesuai regulasi *International Labor Organization* (ILO) yaitu sistem *metropolitan rotating shift*, atau sering disebut 2-2-2 (dalam seminggu dilakukan 2 hari *shift* malam, 2 hari *shift* pagi, 2 hari *shift* siang, dan 1 hari libur), sehingga untuk 3 *shift* diperlukan 4 tim dengan 1 tim libur. Sistem ini dapat ditabelkan sebagai berikut:

Tabel VI.2 Jadwal *shift* dengan Sistem 2-2-2

Hari	1	2	3	4	5	6	7
<i>Shift</i>							
I	A	D	C	B	A	D	C
II	B	A	D	C	B	A	D
III	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

Untuk pekerja non-*shift* pembagian kerja dilakukan sebagai berikut:

Senin-Kamis	: 07.00-15.00
Istirahat	: 12.00-13.00
Jumat	: 07.00-15.30
Istirahat	: 11.30-13.00
Sabtu-Minggu	: Libur

VI.2 Utilitas

Utilitas adalah sarana penunjang industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan berperan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik bioetanol ini meliputi:

1. Air
Berfungsi sebagai sarana kebersihan atau sanitasi, air umpan *boiler*, dan air pendingin.
2. *Steam*
Digunakan untuk keperluan pemanas.
3. Listrik
Berfungsi menggerakkan peralatan proses dan pencahayaan.
4. Udara bertekanan
Digunakan sebagai penggerak *valve* mekanik dalam mekanisme kontrol proses.

Maka agar kebutuhan utilitas tersebut dapat dipenuhi, dibutuhkan berbagai unit penghasil sarana utilitas, yaitu:

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai, di mana sebelum digunakan air sungai ini perlu diolah terlebih dahulu agar bebas dari berbagai pengotor serta zat-zat lain yang dapat menghambat atau membahayakan operasi. Air pada pabrik bioetanol ini digunakan untuk kepentingan:

1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, MCK (mandi-cuci-kakus), memasak, laboratorium, perkantoran, dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi meliputi:

a. Syarat Fisik

- Suhu di bawah suhu udara
- Tidak berwarna
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Kekeruhan tidak lebih dari 1 mg/l.

b. Syarat Kimiawi

- pH antara 6,5-8,5

- Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan anorganik seperti fosfat, logam-logam berat, dan sebagainya.

c. Syarat Biologis

- Tidak mengandung mikroorganisme, terutama yang bersifat patogen.

2. Air Umpan *Boiler*

Air umpan *boiler* adalah bahan baku pembuatan *steam* yang digunakan sebagai media pemanas. Air untuk umpan *boiler* harus memenuhi persyaratan agar air tersebut tidak merusak *boiler*, di antaranya

- Tidak membentuk buih
- Tidak berpotensi membentuk kerak dalam *boiler*
- Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Untuk memenuhi kriteria tersebut, sebelum digunakan air umpan *boiler* harus diolah terlebih dahulu melalui

- a. *Demineralizer*, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu.
- b. *Deaerator*, untuk menghilangkan gas-gas terlarut.

3. Air Pendingin

Penyediaan air pendingin bertujuan memenuhi kebutuhan air dari segi transfer panas, di mana air digunakan sebagai

media pendingin pada peralatan penukar panas. Adapun air dipilih sebagai media pendingin dikarenakan faktor berikut:

- Air memiliki kapasitas panas yang cukup besar, sehingga tiap satuan volumenya dapat menyerap energi panas yang cukup tinggi.
- Air mudah didapat dan relatif murah.
- Perubahan suhu hanya menyebabkan perubahan volume yang sangat kecil pada air.
- Operasi dan kontrolnya mudah.
- Tidak mudah terurai.

Syarat air pendingin di antaranya tidak boleh mengandung

- a. Ion Ca^{2+} dan Mg^{2+} , karena dapat membentuk kerak.
- b. Besi, karena dapat menyebabkan korosi.
- c. Silika, karena dapat membentuk kerak.
- d. Minyak, karena dapat mengganggu proses transfer panas.

VI.2.2 Unit Penyediaan *Steam*

Steam yang digunakan pada proses sebagai media pemanas dihasilkan oleh *boiler*. *Steam* diproduksi dengan

mengumpulkan air pada *boiler* yang kemudian dipanaskan sehingga air tersebut berubah fase menjadi uap. Pada pabrik ini diproduksi jenis *steam* bertekanan menengah (184°C, 10 bar).

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Listrik pada pabrik Bioetanol dari Limbah Tongkol Jagung ini digunakan untuk menjalankan unit-unit proses dan operasional lain di lingkungan perusahaan. Pada pabrik ini direncanakan semua keperluan listrik dapat disuplai sendiri untuk mengurangi ketergantungan pada listrik PLN dan juga untuk mengurangi resiko kurangnya listrik akibat gangguan pada PLN yang dapat menghambat proses produksi. Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik untuk proses produksi serta penerangan untuk pabrik dan perkantoran.

VI.3 Analisa Ekonomi

VI.3.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan pabrik Bioetanol dari Tongkol Jagung digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut.

- Modal kerja sebesar 6 bulan biaya pengeluaran, yaitu biaya bahan baku ditambah dengan biaya operasi;

- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 2,82 % setiap tahun;
- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan penolong, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 2,82 % setiap tahun
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 60% biaya investasi dengan bunga sebesar 9,75 % per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 5 tahun
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara *straight line*.

VI.3.2 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada pabrik Bioetanol ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pabrik Bioetanol terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas /kinerja keuangan.

VI.3.3 Analisa Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/IRR*)

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan harga $i = 25,3\%$. Harga i yang diperoleh lebih

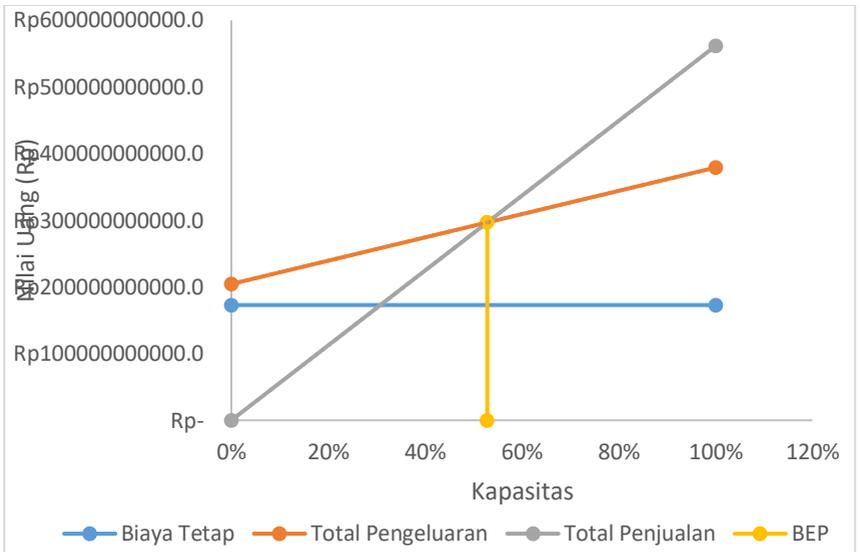
besar dari harga I untuk bunga pinjaman yaitu 9,75% per tahun. Dengan harga $i = 25,3\%$ yang didapat dari hasil perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 9,75% per tahun.

VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*)

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 8,56 tahun. Dari parameter ini, pabrik masih layak didirikan karena POT yang didapatkan kurang dari perkiraan usia pabrik yaitu 20 tahun.

VI.3.3 Analisa Titik Impas (*Break Even Point/BEP*)

Dari hasil perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D dimana produksi total sama dengan hasil penjualan didapatkan nilai Break Even Point sebesar 52,86 %. Grafik BEP dapat dilihat pada Gambar VI.2



Gambar VI.2 Grafik BEP Pabrik Bioetanol Dari Tongkol Jagung

Detail perhitungan lain terdapat pada appendiks D. Dari parameter analisa ekonomi tersebut menunjukkan bahwa pabrik Bioetanol dari Tongkol Jagung ini layak untuk didirikan. Ringkasan analisa ekonomi dari pabrik Bioetanol dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel VI.3 Ringkasan Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi
Pabrik Bioetanol

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	Total Capital Investment	Rp	1.572.613.584.884
2	Interest	% / tahun	9,75
3	IRR	%	25,3
4	POT	tahun	8,56
5	BEP	%	52,86
6	Harga Tongkol Jagung	US\$/ton	2
7	Harga Jual Bioetanol	US\$/ton	1570
8	Lama konstruksi	tahun	2
9	Hari operasi per tahun	hari/tahun	300

BAB VII

KESIMPULAN

VII.1 Diskusi

Untuk mengetahui kelayakan dari hasil Pra Desain Pabrik Bioetanol dari Tongkol Jagung (TJ) tersebut perlu dilakukan evaluasi terhadap semua rencana dan rancangan secara menyeluruh, yaitu meliputi tinjauan teknis dan ekonomis sebagai berikut.

VII.1.1 Tinjauan Secara Teknis

Produksi bioetanol dari Tongkol Jagung (TJ) tersebut menggunakan cara fermentasi *syngas* oleh mikroorganisme *Clostridium ljungdahlii*. Proses dan kondisi yang tepat mempengaruhi produk yang diperoleh. Bahan baku yang digunakan merupakan limbah pertanian jagung, tanaman palawija dengan produksi yang cukup besar di Indonesia. Selain itu, pendirian pabrik ini mendukung upaya pemerintah dalam mengurangi penggunaan bahan bakar fosil. Pabrik ini juga mampu menghasilkan tiga jenis produk yang paling diharapkan dari pengolahan biomassa, yaitu bahan bakar (pada pabrik ini adalah bioetanol), bahan kimia bernilai lebih (asam asetat) dan konversi langsung menjadi energi (listrik dari *syngas turbine* atau *expander*).

VII.1.2 Tinjauan Secara Ekonomis

Berdasarkan uraian proses pada bab-bab sebelumnya, dapat disimpulkan sebagai berikut.

1. Perencanaan operasi : 24 jam/hari selama 300 hari
2. Kapasitas pabrik : 28.558,20 kg/jam Tongkol Jagung masuk
3. Hasil produksi
 - Bioetanol : 11.860.978 kg/tahun
99,5% volume
 - Asam Asetat : 16.770.477 kg/tahun
99,8% massa
4. Lokasi : Tuban, Jawa Timur
5. Umur pabrik : 20 tahun
6. Masa konstruksi : 2 tahun
7. Analisa ekonomi
 - a. Permodalan
 - Modal tetap (FCI) : Rp1.492.617.742.276,00
 - Modal kerja (WCI) : Rp275.563.549.465,00
 - Biaya produksi/tahun (TPC) : Rp551.127.098.929,00
 - b. Penerimaan
 - Hasil penjualan/tahun : Rp561.471.993.714,00
 - c. Rentabilitas
 - Bunga bank : 9,75% pertahun

Laju inflasi	: 2,82% pertahun
IRR	: 25,3%
<i>Pay out time</i>	: 15,53 tahun
<i>Break even point</i>	: 96,14%

VII.2 Kesimpulan

Berdasarkan uraian di atas mengenai segi teknis dan ekonomis, pabrik tersebut sudah cukup memenuhi syarat untuk dilanjutkan ke tingkat perencanaan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aiman, Syahrul. 2014. *Perkembangan Teknologi dan Tantangan dalam Riset Bioetanol di Indonesia*. Jurnal Keilmuan dan Aplikasi Teknik. 5(1). P 16-22.
- Brownell, Llyod E. dan Edwin H. Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York : John Wiley & Sons.
- Geankoplis, C.J. 2003. *Transport Process and Separation Principles (Includes Unit Operations) Fourth Edition*. New Jersey : Prentice Hall.
- Griffin, Derek W. dan Michal A. Schultz. 2012. *Fuel and Chemical Products from Biomass Syngas : Comparison of Gas Fermentation to Thermochemical Conversion Route*. Environmental Progress & Sustainable Energy. 31(2). P219-224.
- Himmelblau, David M. 2012. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering Eight Edition*. New York : Pearson Education Inc.
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Tokyo : McGraw-Hill Book Inc.
- Ludwig, Ernest E. 1997. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Second Edition*. New York : Butterworth-Heinemann Inc.

- Ludwig, Ernest E. 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Third Edition*. New York : Butterworth-Heinemann Inc.
- McCabe, Warren L dkk. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering*. Singapura : McGraw-Hill Co.
- Mohammadi, Maedeh dkk. 2014. *Kinetic Studies on Fermentative Production of Biofuel from Synthesis Gas Using Clostridium ljungdahlii*. Babol : Babol Noushirvani University of Technology.
- Pardo-Planas, Oscar dkk. 2017. *Process Simulation of Ethanol Production from Biomass Gasification and Syngas Fermentation*. Oklahoma : Oklahoma State University.
- Perry, Robert H. 1997. *Perry's Chemical Engineering Handbook 7th Edition*. New York : McGraw-Hill Book Inc.
- Philips, John R dkk. 2017. *Syngas Fermentation: A Microbial Conversion Process of Gaseous Substrates to Various Products*. Oklahoma : Oklahoma State University.
- PTPN X. 2011. *Implementation Document for Ethanol Production from Molasses in The Sugar Factory in Indonesia*. Surabaya : PTPN X.
- Riza, Muhammad 2016. *Pemanfaatan Limbah Ubi Kayu dan Kulit Nanas pada Produksi Bioetanol Menggunakan*

- Aspergillus niper*. The 3rd University Research Colloquium. ISSN 2407-9189.
- Shariff, Adilah, dkk. 2016. *Corn Cob as a Potential Feedstock for Slow Pyrolysis of Biomass*. Journal of Physical Science. 27(2). P 123-126
- Smith, J.M., dkk. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics Sixth Edition*. New York : McGraw Hill.
- Smith, J.M., dkk. 2005. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics seventh Edition*. New York : McGraw Hill.
- Smith, Robin. 1995. *Chemical Process Design and Design and Integration*. Sussex : John Wiley & Sons Ltd.
- Sundstorm, Donald W. 1979. *Waste Water Treatment*. USA : Departement of Chemical Engineering, The University of Connecticut.
- Ulrich, Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. Canada : John Wiley & Sons, Canada
- Winarno, Joko. 2011. *Study Experimental Pengaruh Penambahan Bioetanol pada Bahan Bakar Pertamina terhadap Unjuk Kerja Motor Bensin*. Jurnal Teknik 1(1). P 33-39.

Wusnah dkk. 2016. *Proses Pembuatan Bioetanol dari Kulit Pisang Kepok Secara Fermentasi*. Jurnal Teknologi Kimia Unimal. (5)1. P57-65.

www.bps.go.id

www.esdm.go.id

www.matche.com

www.pertanian.go.id