

**PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN
KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS
40.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia**



Oleh :

Nama : Shafira Harini Pradita Nama : Seruni Mentari Putri
No. Mahasiswa : 14521260 No. Mahasiswa : 14521261

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2018**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Shafira Harini Pradita Nama : Seruni Mentari Putri
No. Mahasiswa : 14521260 No. Mahasiswa : 14521261

Yogyakarta, 22 November 2018

Menyatakan bahwa seluruh hasil perancangan pabrik ini adalah hasil karya saya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikianlah pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun 1



(Shafira Harini Pradita)

NIM. 14521260

Penyusun 2



(Seruni Mentari Putri)

NIM. 14521261

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PERANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Nama : Shafira Harini Pradita Nama : Seruni Mentari Putri
No. Mahasiswa : 14521260 No. Mahasiswa : 14521261

Yogyakarta, 22 November 2018

Pembimbing I

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc

NIP. 8152110101

Pembimbing II

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc

NIP.105210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Seruni Mentari Putri
No. Mahasiswa : 14521261

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Yogyakarta, 19 Desember 2018

Tim Penguji,

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc
Ketua

Achmad Chafidz M.S., S.T., M.Sc
Anggota I

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng
Anggota II



Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi
NIK. 845210102

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG
KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Shafira Harini Pradita
No. Mahasiswa : 14521260

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia.

Yogyakarta, 19 Desember 2018

Tim Penguji,

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc
Ketua

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng
Anggota I

Lucky Wahyu Nuzulia S, ST.,M.Eng
Anggota II



[Handwritten signature]
.....
[Handwritten signature]
.....
[Handwritten signature] 21/12
.....

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



[Handwritten signature]
Dr. Suharno Rusdi
NIK. 845210102

HALAMAN PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'alamin...

Rasa syukur yang tak terhingga saya haturkan ke Hadirat Allah SWT karena telah memberikan kesempatan kepada saya untuk menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Semoga ilmu yang saya dapatkan akan menjadi berkah dan bermanfaat untuk diri saya sendiri dan untuk orang lain.

Terima kasih yang sangat besar untuk **Papa (Johan Kusnadi), Mama (Arni Talo), Dandy dan keluarga – keluarga** yang selama ini selalu mendoakan, mendukung, membiayai dan menyemangati saya lewat kasih sayang dan perhatiannya. Terima kasih Mama atas kerja keras dan semangatnya telah membiayai Dita hingga bisa sampai pada titik ini. Serta didikan mama yang menerapkan arti kesabaran, ketulusan dan keikhlasan yang sesungguhnya dan tak pernah ku dapatkan di tempat lain.

Terima kasih yang sebesar – besarnya buat Almarhum Papa atas kasih sayang, ilmu dan nasihat – nasihatnya selama ini. Tanpamu saya tidak bisa seperti ini. Kehilangan dapat mengajarkan kesabaran dan penantian yang tak terhingga. Buat adikku, Dandy, terimakasih telah menjadi penyemangat dan sangat berjasa selama 4 tahun kuliah ini, semoga sukses dalam pekerjaannya.

Terima kasih untuk kedua Dosen Pembimbing saya, **Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc** selaku Dosen Pembimbing I dan **Dr.Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc** selaku Dosen Pembimbing II. Terimakasih pak atas waktunya untuk memberikan banyak masukan kepada saya dengan sabar selama pengerjaan Tugas Akhir ini.

Terima kasih untuk partner KP, Penelitian dan TA, **Seruni Mentari Putri**. Terima kasih telah menjadi partner sekaligus sepupu yang selalu sabar dalam mendengarkan segala keluh kesah saya, baik tentang Tugas Akhir maupun kehidupan pribadi yang menjerus ke hati. Semangat untuk mengejar cita – cita dalam menggapai semua

impian yang kita khayalkan selama ini semoga kita bisa menjadi pribadi yang lebih baik lagi dan bermanfaat bagi orang banyak. Semoga Allah SWT selalu melindungi kita sekeluarga, Aamiin.

Terima kasih untuk **Kamei, Fitri, Faridah, Enggar, Eko, Budi, Haikal, Adji, Galih, Ave, Singgih**. You are my brother and sister from other parents. Terima kasih telah menjadi keluarga saya selama 4 tahun di tanah rantau ini, apa jadinya hidupku tanpa kalian semua. Terimakasih telah memberikan banyak pelajaran hidup yang berarti maupun tidak, serta kenangan hiburan dan pengalaman yang tak terlupakan. Semoga kita selalu bisa menjaga tali silaturahmi sampai kakek nenek. Semangat terus buat kita dalam meraih masa depan yang lebih cerah dan cinta yang abadi. Terimakasih untuk keluarga Teknik Kimia 2014 UII, semua teman-teman yang tidak bisa saya sebutkan satu-satu disini. Terimakasih atas bantuannya dalam pengerjaan Tugas Akhir ini.

Semoga yang saya peroleh selama ini selalu diridhoi dan diberkahi Allah SWT.
Aamiin.

Shafira Harini Pradita

HALAMAN PERSEMBAHAN

Alhamdulillahirabbil'amin..

Puji syukur yang tak terhingga saya haturkan kepada Allah SWT. atas segala nikmat dan hidayah-Nya yang telah memberikan kesempatan kepada saya untuk menuntut ilmu dan dapat menyelesaikannya di Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia. Tak lupa sholawat dan salam selalu tercurah untuk uswatun hasanah kepada Nabi Muhammad SAW. yang telah mengajarkan kepada kita bagaimana menjadi muslim yang baik sehingga segala urusan yang kita lakukan mendapat ridho dari Allah SWT. Dan semoga ilmu yang saya dapatkan akan menjadi berkah dan bermanfaat untuk diri saya sendiri dan juga untuk orang lain.

Terima kasih yang sebesar-besarnya saya ucapkan kepada orangtuaku **Jalal Abdullah** dan **Ardiana Talo** serta adik-adik ku **Aditia** dan **Iksan** yang selama ini memberikan kasih sayang serta memberikan dukungan lahir dan batin. Terima kasih ya pa sudah menjadi ayah yang pekerja keras dan selalu berusaha untuk membiayai pendidikan saya sejak kecil hingga mendapatkan gelar sarjana ini. Terima kasih juga pah atas semua nasehat-nasehatnya yang memberikan semangat yang sangat luar biasa ketika saya dalam keadaan terpuruk. Untuk mama terima kasih telah menjadi wanita yang kuat dan senantiasa sabar dalam merawat saya serta setia dalam mendengarkan setiap keluh kesah saya ditanah rantau ini. Untuk adik-adikku iksan dan aditia terima kasih sudah menjadi penghibur kakaknya ketika sedang jenuh, semangat terus sekolah dan kuliahnya.

Terimakasih untuk kedua Dosen Pembimbing saya, yaitu **Ir. Bahrin Sutrisno., M.Sc** selaku Dosen Pembimbing I dan **Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M. Sc** selaku Dosen Pembimbing II. Terimakasih banyak pak, telah membimbing saya dengan sabar untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Terima Kasih **Shafira Harini** partner Tugas Akhir dan partner dalam segala hal selama empat tahun masa kuliah ini. Terimakasih sudah menjadi sepupu yang baik di tanah rantau ini, menjadi pengingat saat saya mulai salah, menjadi konsultan untuk setiap cerita-cerita saya. Terimakasih sudah kuat bekerja rodi untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini. Semangat terus untuk masa depan, mari wujudkan mimpi-mimpi yang pernah kita rancang bersama. Semoga selalu sukses dan bahagia ya fir

Terimakasih untuk anak-anak “Unicost club” **Kamei, Farida, Fitri, Onying, Tara, Galih, Eko, Haikal, Budi, Ave, Singgih, Adji** yang senantiasa memberikan waktu dan bantuannya ketika saya dalam keadaan susah. Terima kasih ya kalian sudah menjadi patner jalan-jalan yang menyenangkan serta sudah mengajarkan banyak hal di tanah rantau ini. *See you on top guys !!*

Terima kasih untuk penghuni kost Wisma melati **Mbak Sri, Mas April dan Dek Anggi** yang sudah seperti keluarga kedua selama saya berada di Jogja.

Terima kasih Keluarga Teknik Kimia 2014 UII, semua keluarga, sahabat dan pihak yang tidak bisa saya tuliskan satu-satu disini.

Semoga yang saya peroleh selama ini selalu diridhoi Allah SWT, aamiin,

Seruni Mentari Putri

LEMBAR MOTTO

“Ya Tuhanku, berilah aku ilham untuk tetap mensyukuri nikmati-Mu yang telah Engkau anugerahkan kepadaku dan kepada ibu bapakku dan untuk mengerjakan amal saleh yang engkau ridhoi dan masukkanlah aku dengan rahmat-Mu ke dalam golongan hamba – hambamu yang saleh”. (QS. An – Naml, 19)

“Maka sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan. Sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan. Maka apabila engkau telah selesai (dari sesuatu urusan), tetaplah bekerja keras (untuk urusan yang lain). Dan hanya kepada Tuhanmulah engkau berharap.” (QS. Al-Insyirah, 6-8)

Ilmu itu lebih baik daripada harta. Ilmu akan menjaga engkau dan engkau menjaga harta. Ilmu itu penghukum (hakim) sedangkan harta terhukum. Kalau harta itu akan berkurang apabila dibelanjakan, tetapi ilmu akan bertambah apabila dibelanjakan. (Sayidina Ali bin Abi Thalib)

To be a great champion you must believe you are the best. If you're not, pretend you are. (Muhammad Ali)

Jangan takut jatuh, kerana yang tidak pernah memanjatlah yang tidak pernah jatuh. Yang takut gagal, kerana yang tidak pernah gagal hanyalah orang – orang yang tidak pernah melangkah. Jangan takut salah, kerana dengan kesalahan yang pertama kita dapat menambah pengetahuan untuk mencari jalan yang benar pada langkah yang kedua. (Buya Hamka)

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr. Wb

Puji dan syukur kehadiran Allah SWT karena atas limpahan berkah, karunia dan rahmat-Nya penulis dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Kimia Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan Kapasitas 40.000 ton/tahun.

Laporan Perancangan Pabrik ini merupakan persyaratan dalam memenuhi dan menyelesaikan mata kuliah tugas akhir Teknik Kimia yang menjadi salah satu syarat kelulusan mahasiswa S1 Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Penulis menyadari bahwa penyusunan Laporan Perancangan Pabrik ini tidak lepas dari segala bantuan, bimbingan dan dukungan yang didapatkan dari berbagai pihak, sehingga berbagai kesulitan yang dihadapi dapat terselesaikan dengan semestinya. Oleh karena itu, penulis menyampaikan rasa terimakasih kepada:

1. Allah SWT, atas rahmat, hidayah, karunia dan ridho-Nya lah sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Nabi Besar Muhammad SAW, sang pencerah zaman. Shalawat dan salam semoga terlimpahkan kepada beliau, keluarga, para sahabatnya dan para pengikutnya sampai akhir zaman.
3. Kepada Orang tua Shafira, Johan Kusnadi dan Arni Talo dan orang tua Seruni, Jalal Abdullah dan Ardiana Talo yang telah dengan tulus memberikan dorongan dan motivasi baik berupa materi maupun mental.
4. Dr.Suharno Rusdi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan izin dan arahan untuk mata kuliah prarancangan pabrik teknik kimia.

5. Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc, selaku Dosen Pembimbing I yang senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.
6. Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc selaku Dosen Pembimbing II yang telah meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.
7. Partner Tugas Akhir. Terima kasih atas kerjasamanya selama ini.
8. Seluruh Dosen Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia dari semester satu sampai dengan sekarang, yang telah memberikan berbagai macam pembelajaran hingga sampai pada titik ini.
9. Seluruh teman-teman terutama Keluarga Besar Mahasiswa Teknik Kimia FTI UII yang telah membantu dan memberikan semangat.
10. Seluruh pihak yang ikut terlibat dalam proses pengerjaan, penyusunan dan penyelesaian tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa penyusunan laporan ini masih terdapat beberapa kekurangan. Oleh karena itu penulis mengharapkan saran dari semua pihak yang ingin memberikan saran untuk mewujudkan perkembangan yang positif. Demikian laporan ini penulis susun, semoga dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membaca. Akhir kata penulis ucapkan terima kasih.

Wassalamualaikum Wr. Wb

Yogyakarta, November 2018

Penulis

DAFTAR ISI

Halaman Judul.....	i
Lembar Pernyataan Keaslian.....	ii
Lembar Pengesahan Dosen Pembimbing.....	iii
Lembar Pengesahan Penguji	iv
Halaman Persembahan	vi
Lembar Motto.....	viii
Kata Pengantar	ix
Daftar Isi.....	xi
Daftar Tabel	xvi
Daftar Gambar.....	xx
<i>Abstract</i>	xxi
Abstrak	xxii
BAB I. PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Tinjauan Pustaka.....	10
BAB II. URAIAN PROSES DAN SPESIFIKASI BAHAN.....	13
2.1 Spesifikasi Produk	13
2.2 Spesifikasi Bahan.....	14

2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku.....	14
2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	15
2.3 Pengendalian Kualitas.....	18
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	18
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses	18
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	19
BAB III. PERANCANGAN PROSES	20
3.1 Uraian Proses	20
3.2 Spesifikasi Alat Proses.....	42
3.2.1 Gudang Penyimpanan Tandan Kosong Kelapa Sawit	42
3.2.2 Chopper.....	42
3.2.3 Belt Conveyor	43
3.2.4 Bucket Elevator-101	43
3.2.5 Hopper.....	44
3.2.6 Screw Conveyor.....	44
3.2.7 Bucket Elevator-102	45
3.2.8 Expansion Valve	45
3.2.9 Digester	46
3.2.10 Cooler-101	47
3.2.11 Tangki Delignifikasi	48
3.2.12 Pompa-101	49

3.2.13 Pompa-102	50
3.2.14 Tangki Penampung NaOH	50
3.2.15 Pompa-103	51
3.2.16 Rotary Filter	52
3.2.17 Tangki Pengenceran	52
3.2.18 Pompa-104	53
3.2.19 Cooler-102	54
3.2.20 Reaktor SSF	55
3.2.21 Pompa-105	56
3.2.22 Tangki <i>Saccharomyces Cerevisiae</i>	57
3.2.23 Tangki Selulase	58
3.2.24 Tangki $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	58
3.2.25 Pompa-106	59
3.2.26 Tangki H_2SO_4	59
3.2.27 Pompa-107	60
3.2.28 Tangki Novozym	61
3.2.29 Centrifuge	61
3.2.30 Pompa-108	62
3.2.31 Tangki Penampung Umpan Reaktor Sementara	62
3.2.32 Tangki Penampung Etanol Sementara	63
3.2.33 Pompa-109	63

3.2.34 Heater	64
3.2.35 Menara Distilasi	65
3.2.36 Kondensor Parsial	66
3.2.37 Akumulator	67
3.2.38 Pompa-110	68
3.2.39 Pompa-111	68
3.2.40 Pompa-112	69
3.2.41 Pompa-113	70
3.2.42 Pompa-114	70
3.2.43 Pompa-115	71
3.2.44 Reboiler.....	72
3.2.45 Kompresor.....	73
3.2.46 Pressure Swing Adsorption.....	73
3.2.47 Expander	74
3.2.48 Kondesor	74
3.2.49 Tangki Penyimpanan Produk	76
3.3 Perencanaan Produksi	77
3.3.1 Kapasitas Perancangan.....	77
3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	77
BAB IV. PERANCANGAN PABRIK	79
4.1 Lokasi Pabrik	79

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	79
4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	82
4.2 Tata Letak Pabrik	83
4.3 Tata Letak Alat Proses	86
4.4 Material dan Alir Proses	90
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)	111
4.6 Organisasi Perusahaan	134
4.7 Evaluasi Ekonomi	146
BAB V. PENUTUP.....	170
5.1 Kesimpulan	170
5.2 Saran	172
Daftar Pustaka.....	173
Lampiran.....	177

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Bioetanol.....	4
Tabel 1.2 Data Ekspor Bioetanol	5
Tabel 1.3 Jumlah Kelapa Sawit di Kalimantan Tengah.....	7
Tabel 2.1 Spesifikasi Produk Bioetanol	13
Tabel 2.2 Spesifikasi Kandungan Tandan Kosong Kelapa Sawit.....	14
Tabel 2.3 Spesifikasi Kandungan Fisik Tandan Kosong Kelapa Sawit.....	14
Tabel 2.4 Spesifikasi Natrium Hidroksida	15
Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan Pembantu Amonium Sulfat	15
Tabel 2.6 Spesifikasi Asam Sulfat	16
Tabel 2.7 Spesifikasi Bahan Pembantu Enzim <i>Saccharomyces Cerevisiae</i>	16
Tabel 2.8 Spesifikasi Bahan Pembantu Enzim <i>selulase</i>	17
Tabel 2.9 Spesifikasi Bahan Pembantu Enzim <i>Novozym</i>	17
Tabel 3.1 Neraca Massa Chopper	24
Tabel 3.2 Neraca Massa Digester.....	24
Tabel 3.3 Neraca Massa Tangki Delignifikasi	25
Tabel 3.4 Neraca Massa Rotary Filter.....	26
Tabel 3.5 Neraca Massa Tangki Pengenceran	27
Tabel 3.6 Neraca Massa Reaktor	28

Tabel 3.7 Neraca Massa Centrifuge	29
Tabel 3.8 Neraca Massa Menara Distilasi.....	30
Tabel 3.9 Neraca Massa Pressure Swing Adsorption	30
Tabel 3.10 Neraca Panas Digester	31
Tabel 3.11 Neraca Panas Cooler Digester.....	32
Tabel 3.12 Neraca Panas Tangki Delignifikasi.....	33
Tabel 3.13 Neraca Panas Rotary Filter	34
Tabel 3.14 Neraca Panas Tangki Pengencer	35
Tabel 3.15 Neraca Panas Cooler	35
Tabel 3.16 Neraca Panas Reaktor	36
Tabel 3.17 Neraca Panas Centrifuge.....	37
Tabel 3.18 Neraca Panas Heater	37
Table 3.19 Neraca Panas Kondensor Parsial	38
Tabel 3.20 Neraca Panas Reboiler	38
Tabel 3.21 Neraca Panas Pressure Swing Adsorption	39
Tabel 3.22 Neraca Panas Kondensor	39
Tabel 4.1 Perkiraan Luas Area Pabrik Bioetanol.....	85
Tabel 4.2 Syarat Baku Mutu Air Proses.....	112
Tabel 4.3 Jumlah Kebutuhan Air Proses.....	112
Tabel 4.4 Syarat Baku Mutu Air Pendingin.....	114
Tabel 4.5 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin	114

Tabel 4.6 Syarat Baku Mutu Air Umpan Boiler	122
Tabel 4.7 Jumlah Kebutuhan Steam.....	123
Tabel 4.8 Konsumsi Listrik Untuk Keperluan Alat Proses.....	126
Tabel 4.9 Konsumsi Listrik Untuk Keperluan Alat Utilitas	127
Tabel 4.10 Daftar Gaji Pegawai	134
Tabel 4.11 Index Harga Tiap Tahun	148
Tabel 4.12 Daftar Harga Alat Proses	150
Tabel 4.13 Daftar Harga Alat Utilitas	152
Tabel 4.14 Daftar Harga Bahan Baku	154
Tabel 4.15 Daftar Harga Bahan Baku	155
Tabel 4.16 Physical Plant Cost.....	161
Tabel 4.17 Direct Plant Cost	161
Tabel 4.18 Fixed Capital Investment	161
Tabel 4.19 Direct Manufacturing Cost.....	162
Tabel 4.20 Indirect Manufacturing Cost	162
Tabel 4.21 Fixed Manufacturing Cost	163
Tabel 4.22 Manufacturing Cost.....	163
Tabel 4.23 Working Capital.....	163
Tabel 4.24 General Expense	164
Tabel 4.25 Total Production Cost	164
Tabel 4.26 Fixed Cost	164

Tabel 4.27 Variable Cost.....	165
Tabel 4.28 Regulated Cost	165
Tabel 4.29 Summary Evaluasi Ekonomi.....	168

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Produksi Kelapa Sawit dan Minyak Sawit di Indonesia	2
Gambar 1.2 Kurva Hubungan Antara Tahun dan Jumlah Impor Bioetanol	4
Gambar 1.3 Kurva Hubungan Antara Tahun dan Jumlah Ekspor Bioetanol	6
Gambar 1.4 Kurva Hubungan Antara Tahun dan Jumlah Kelapa Sawit di Daerah Kalimantan Tengah	7
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	40
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	41
Gambar 4.1 Peta Lokasi Pabrik.....	73
Gambar 4.2 Layout Pabrik Bioetanol.....	86
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses	89
Gambar 4.4 Diagram Alir Pengolahan Air	124
Gambar 4.5 Struktur Organisasi Perusahaan	142
Gambar 4.6 Grafik Tahun vs Index Harga.....	149
Gambar 4.7 Grafik Analisis Kelayakan	168

Abstract

*Bioethanol could be used as an eco-friendly fuel. Bioethanol was made by converting cellulose to glucose, then glucose to ethanol with catalyst H_2SO_4 , $(NH_4)_2SO_4$ and *saccharomyces cerevisiae* yeast. Reaction operated at temperature of $32^\circ C$ and pressure of 1 atm with conversion of 99.5%.*

The plant was built to produce Bioethanol with the capacity of 40,000 ton/year. The raw materials were 17,888.5694 kg/h of palm empty fruit bunch. The utilities required were 367,549.36 kg/h of water, 856 kW of electricity, 1,956 kg/h of fuel oil and 344 kg/h of solar

Location of the plant would be in Kotawiringan, Central Borneo. It was planed to run as Perseroan Terbatas (PT) management with 120 employees. The plant would be built on 44,300 m² land with 15,300 m² of it used as plant's buildings.

The result of economic analysis done in this factory showed that fixed capital needed by the plant was Rp. 595,631,315,327 while working capital was Rp 897,906,551,523. Profit before tax will reach Rp. 167,400,192,094 and Rp 83,700,096,047 after tax. Percentage of Return on Investments (ROI) before tax was 28.10% and after tax was 14.05%. Pay Out Time (POT) before tax was 2.6 years and after tax was 4.2 years. Break Event Value Point (BEP) was 48.42% and Shut Down Point (SDP) was equal to 24,56% with Discounted Cash Flow Rate (DCFR) was 16,62%. Based on the economic analysis, this pre-designed plant of bioethanol from palm empty fruit bunch with capacity of 40,000 ton/year was feasible to be established.

Keywords : bioethanol, palm empty fruit bunch, cellulose, glucose

Abstrak

Bioetanol dapat digunakan sebagai bahan bakar ramah lingkungan. Bioetanol ini dibuat dengan mengubah selulosa menjadi glukosa kemudian glukosa menjadi etanol dengan bantuan katalis H_2SO_4 , $(NH_4)_2SO_4$ dan yeast *saccharomyces cerevisiae*. Reaksi beroperasi pada suhu $32^\circ C$ tekanan 1 atm dengan konversi 99,5%.

Pabrik ini dibangun untuk menghasilkan Bioetanol dengan kapasitas 40.000 ton/tahun. Bahan baku terdiri dari 17.888,5694 kg/jam tandan kosong kelapa sawit. Utilitas yang diperlukan adalah 367549,36 kg/jam air, 856 kW listrik, 1.956 kg/jam bahan bakar minyak dan 344 kg/jam solar.

Lokasi pabrik akan didirikan di Kotawiringan, Kalimantan Tengah. Pabrik ini direncanakan perusahaan dalam bentuk manajemen Perseroan Terbatas (PT) dengan 120 karyawan. Luas tanah keseluruhan 44.300 m² dengan luas bangunan 15.300 m². Berdasarkan hasil analisa terhadap aspek ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik ini didapatkan hasil bahwa modal tetap dibutuhkan sebesar Rp. 595.631.315.327 dan modal kerja sebesar Rp. 897.906.551.523 Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 167.400.192.094 dan setelah pajak sebesar Rp. 83.700.096.047. Presentasi *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 28,10% dan setelah pajak adalah 14,05%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 2,6 tahun dan setelah pajak adalah 4,2 tahun, Nilai *Break Event Point* (BEP) adalah 48,42% dan *Shut Down Point* (SDP) adalah sebesar 24,56% dengan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) adalah 16,62 %. Berdasarkan analisa ekonomi tersebut, pra rancangan pabrik bioetanol dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini layak didirikan.

Kata-kata kunci : bioetanol, tandan kosong kelapa sawit, selulosa, glukosa

BAB I

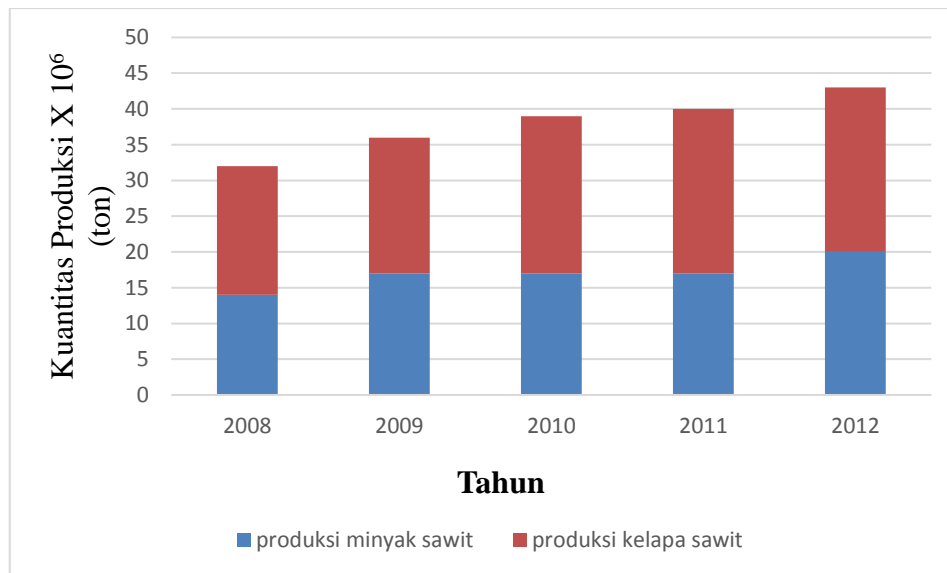
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara agraris yang memiliki beragam kekayaan alam terbarukan sangat potensial sebagai penghasil bahan baku untuk bahan bakar alternatif selain minyak bumi. Keterbatasan persediaan cadangan minyak bumi dan isu lingkungan menyebabkan negara-negara di dunia mulai beralih pada produksi atau pemanfaatan bahan bakar nabati. Etanol merupakan bahan bakar yang telah dimanfaatkan sebagai campuran bensin di negara-negara maju. Negara-negara penghasil bioetanol seperti Brazil dan Amerika Serikat mengembangkan industri pengolahan etanol mulai dari industri pengolahan skala kecil sampai dengan skala besar (Hermiati, 2010).

Bioetanol merupakan salah satu *biofuel* yang hadir sebagai bahan bakar alternatif yang lebih ramah lingkungan dan sifatnya yang terbarukan. Bioetanol adalah bahan bakar alternatif yang diolah dari tumbuhan yang memiliki keunggulan karena mampu menurunkan emisi CO₂ hingga 18%, dibandingkan dengan emisi bahan bakar fosil seperti minyak tanah. Etanol yang diproduksi saat ini umumnya berasal dari etanol generasi pertama, yaitu etanol yang dibuat dari gula (tebu, molasses) atau pati (jagung, singkong). Bahan-bahan tersebut berasal dari bahan pangan dan pakan. Konversi bahan pangan menjadi etanol merupakan salah satu penyebab harga-harga pangan meningkat. Oleh karena itu perlu dilakukan penelitian etanol generasi kedua, yaitu etanol dari biomassa lignoselulosa. Biomassa yang berpotensi menghasilkan bioetanol antara lain adalah hasil limbah pertanian seperti jerami, gandum, tongkol jagung, dan tandan kosong kelapa sawit (Panca Nugrahini, Hermanto Sitompul, Donny Riza Putra, 2016).

Kelapa sawit merupakan tanaman dengan nilai ekonomis yang cukup tinggi karena merupakan salah satu tanaman penghasil minyak nabati. Tanaman kelapa sawit merupakan salah satu jenis tanaman perkebunan yang menduduki posisi penting dalam sektor pertanian dan sektor perkebunan. Ketersediaan kelapa sawit di Indonesia sangat melimpah dan selalu mengalami peningkatan dari tahun ke tahun, contohnya seperti produksi kelapa sawit dan minyak sawit dari tahun 2009-2012 yang ditunjukkan pada gambar 1.1 di bawah ini :



Sumber: Badan Pusat Statistik, 2013

Gambar 1.1 produksi kelapa sawit dan minyak sawit di Indonesia

Salah satu limbah padat industri kelapa sawit adalah tandan kosong kelapa sawit (TKKS). Limbah padat tersebut mempunyai ciri khas pada komposisinya. Dimana komponen terbesarnya adalah selulosa, disamping komponen lain meskipun lebih kecil seperti abu, hemiselulosa dan lignin (Fauzi, 2003). TKKS merupakan limbah padat yang paling banyak dihasilkan oleh industri kelapa sawit yaitu sekitar 22-23% dari total tandan buah segar (TBS) yang diolah (Wardani, 2012).

Selama ini pengolahan atau pemanfaatan TKKS masih sangat terbatas yaitu dibakar dalam incinerator, ditimbun (open dumping), dijadikan mulsa di perkebunan kelapa sawit, atau diolah menjadi kompos. Namun karena adanya beberapa kendala seperti waktu pengomposan yang cukup lama sampai 6–12 bulan, fasilitas yang harus disediakan, dan biaya pengolahan TKKS tersebut. Padahal tandan kosong kelapa sawit berpotensi untuk dikembangkan menjadi barang yang lebih berguna, salah satunya menjadi bahan baku bioetanol. Kandungan selulosa yang cukup tinggi yaitu sebesar 45% menjadikan kelapa sawit sebagai prioritas untuk dimanfaatkan sebagai bahan baku pembuatan bioetanol (Aryafatta, 2008).

Pengolahan TKKS menjadi bioetanol pada prinsipnya sama dengan proses yang berbahan baku singkong yaitu melalui tahapan hidrolisis, fermentasi dan destilasi. Tetapi pada TKKS perlu adanya perlakuan tambahan berupa pretreatment untuk dapat menghilangkan lignin yang dapat mengganggu proses hidrolisis selulosa. Bioetanol biasanya digunakan sebagai bahan bakar pada kendaraan bermotor. Penggunaannya dapat dicampur dengan bensin tetapi bisa juga 100% bioetanol apabila mesin kendaraan bermotor tersebut didesain khusus untuk bahan bakar bioetanol (Hidayat, R. 2005). Dipasaran harga tkks Rp.300,- per kilogram dan harga bioetanol Rp.27.000,- per liter sehingga perubahan nilai ekonomi dari tandan kosong kelapa sawit ke bioetanol yaitu sebesar Rp. 26.700,-per liter.

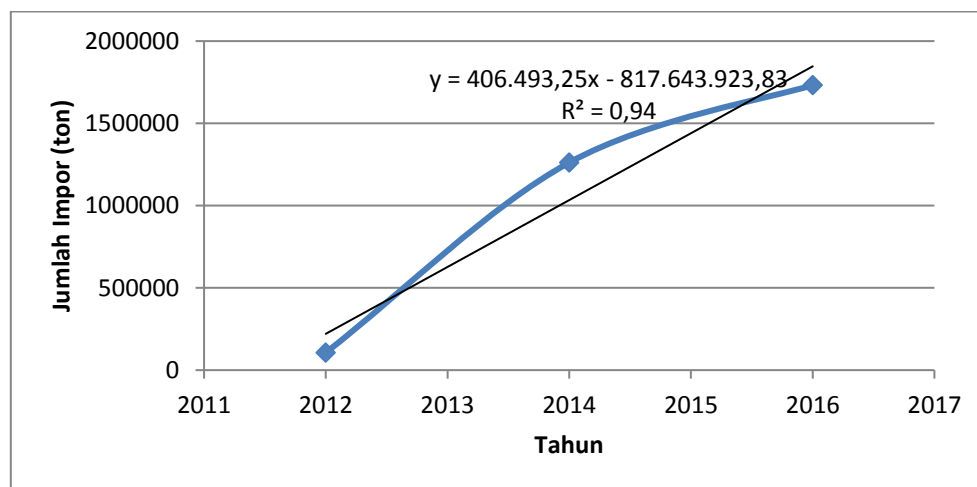
Pabrik industri bioetanol dari biomassa ini didirikan dengan tujuan untuk meningkatkan nilai kegunaan serta nilai ekonomis dari limbah hasil olahan kelapa sawit (tandan kosong kelapa sawit) yang sebagian besar hanya dimanfaatkan sebagai pupuk dan arang yang tidak memiliki nilai jual tinggi serta sulit bersaing dipasar internasional. Selain itu dengan adanya pabrik ini diharapkan dapat membantu mengurangi jumlah impor bioetanol di Indonesia. Data impor-nya dapat lihat pada tabel 1.1 berikut ini :

Tabel 1.1 Data Impor Bioetanol

Tahun	Jumlah (ton)
2012	1.064,38
2014	12.615,96
2016	17.324,11

Sumber: badan pusat statistik, 2018

Berdasarkan data di atas, melalui metode regresi linear dengan menggunakan persamaan garis lurus didapatkan kurva sebagai berikut :



Gambar 1.2 Kurva hubungan antara tahun dan jumlah impor bioetanol

$$y = ax + b$$

dimana :

$a = \text{slope}$

$b = \text{intercept}$

$x = \text{tahun produksi}$

$y = \text{jumlah impor bioetanol (ton/tahun)}$

maka :

$$y = ax + b$$

$$y = 406.493,25x - 817.613.923,83 \dots\dots\dots \text{persamaan (1.1)}$$

Karena pabrik akan dibangun pada tahun 2023 sehingga dari persamaan tersebut didapatkan kebutuhan impor sebesar :

$$\begin{aligned} Y &= 406.493,25x - 817.613.923,83 \\ &= (406.493,25 \times 2023) - 817.613.923,83 \\ &= 4.691,92 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

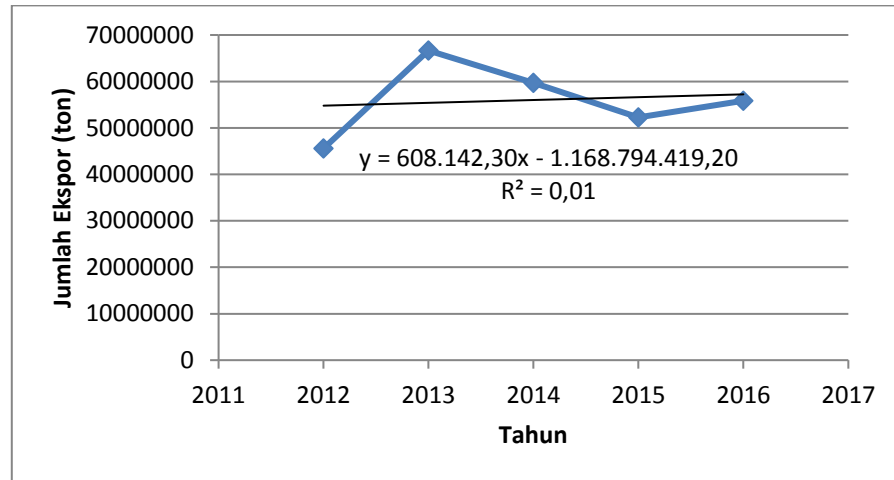
Selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, pabrik ini juga akan mendistribusikan bioetanol ke pasar internasional sehingga dapat menunjang devisa pendapatan negara. Mengingat nilai ekspor bioetanol dari Indonesia ini memiliki jumlah yang besar seperti pada tabel berikut ini :

Tabel 1.2 Data Ekspor Bioetanol

Tahun	Jumlah (ton)
2012	45.574.516
2013	66.659.381
2014	59.726.339
2015	52.231.734
2016	55.829.006

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2018

Berdasarkan tabel di atas berlaku suatu persamaan regresi linear sebagai berikut:



Gambar 1.3 Kurva hubungan antara tahun dan jumlah ekspor bioetanol

$$y = ax + b$$

dimana :

$a = slope$

$b = intercept$

$x = tahun produksi$

$y = jumlah ekspor bioetanol (ton/tahun)$

maka :

$$y = ax + b$$

$$y = 606.142,30x - 1.168.794.419,20 \dots \dots \dots persamaan (1.2)$$

Pabrik akan dibangun pada tahun 2023 sehingga persamaan di atas akan diperoleh

kebutuhan ekspor sebesar :

$$y = 606.142,30x - 1.168.794.419,20$$

$$= 606.142,30 \times (2023) - 1.168.794.419,20$$

$$= 61.477,4534 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan persamaan 1.1 dan 1.2 dapat diketahui Kondisi kebutuhan bioetanol pada tahun 2023 yaitu :

Kebutuhan impor + kebutuhan ekspor

= 4691,92 ton/tahun + 61477,4534 ton/tahun..... persamaan (1.3)

= 66.169,48 ton/tahun

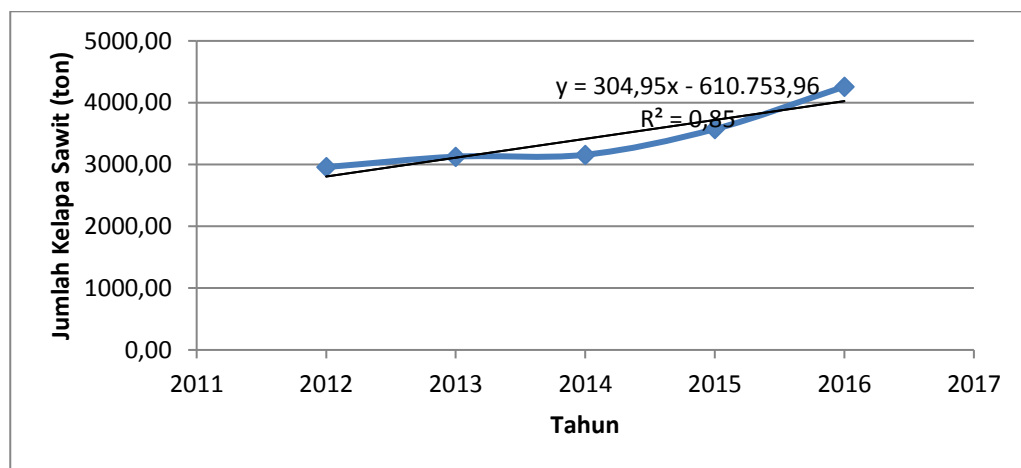
Pabrik yang direncanakan akan di bangun di Kalimantan Tengah sehingga didapatkan data jumlah kelapa sawit didaerah tersebut terdapat pada tabel 1.3 yaitu :

Tabel 1.3 jumlah kelapa sawit di Kalimantan Tengah

Tahun	Jumlah (ton)
2012	2958,28
2013	3127,14
2014	3158,20
2015	3573,00
2016	4260,10

Sumber : Badan pusat Statistik,2018

Berlaku persamaan suatu regresi linear yaitu, sebagai berikut :



Gambar 1.4 Kurva hubungan antara tahun dan jumlah kelapa sawit di daerah Kalimantan Tengah

$y = ax + b$

dimana :

$a = \text{slope}$

$b = \text{intercept}$

$x = \text{tahun produksi}$

$y = \text{jumlah kelapa sawit di Kalimantan Tengah (ton/tahun)}$

maka :

$$y = ax + b$$

$$y = 304,95x - 1.168.794.419,20 \dots \dots \dots \text{persamaan (1.4)}$$

$$\begin{aligned} y &= 304,95 \times (2023) - 1.168.794.419,20 \\ &= 6.159.890 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Karena 23% dari kelapa sawit merupakan tandan kosong kelapa sawit

maka :

$$y = 23\% \times \text{Jumlah produksi kelapa sawit}$$

$$y = 0,23 \times 6159890 \dots \dots \dots \text{persamaan (1.5)}$$

$$= 1.416.775 \text{ ton/ tahun}$$

Untuk memenuhi kebutuhan bahan baku dalam mencapai kapasitas produksi maka tandan kosong kelapa sawit dibutuhkan menjalankan pabrik adalah sebanyak 10% dari jumlah total tandan kosong kelapa sawit di Kalimantan Tengah.

maka :

$$y = 10\% \times \text{Jumlah tandan kosong kelapa sawit}$$

$$y = 0.1 \times 1416775 \dots \dots \dots \text{persamaan (1.6)}$$

$$= 141.677 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan jumlah kebutuhan impor dan ekspor bioetanol yang akan dipenuhi pada tahun 2023 serta kuantitas dari kapasitas pabrik yang beroperasi di Indonesia maka pabrik bioetanol yang akan didirikan ini direncanakan akan memenuhi 60% dari total kebutuhan global dengan kapasitas pabrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas pabrik} &= 60\% \times (\text{Kebutuhan dalam negeri} + \text{kebutuhan luar negeri}) \\ &= 60\% \times (4691,92 \text{ ton/tahun} + 61.477,45 \text{ ton/tahun}) \\ &= 60\% \times 66169,37 \text{ ton/tahun} \\ &= 40.281,06 \approx 40.000 \text{ ton/tahun.}\end{aligned}$$

Dengan demikian dapat di simpulkan bahwa kapasitas pra rancangan pabrik bioetanol yang akan dibuat sebesar 40.000 ton/tahun. Dimana kebutuhan untuk dalam negeri sebesar 4.691,92 ton/tahun dan sisanya sebesar 61.477,45 ton/tahun akan di ekspor ke luar negeri.

Beberapa negara yang akan di ekspor diantaranya : Australia 2.832 ton/tahun, Filipina 23.391 ton/tahun, Korea Selatan 9.239 ton/tahun, Singapura 3.003 ton/tahun, Thailand 1.302 ton/tahun (*Comtrade*, 2013).

1.2 Tinjauan Pustaka

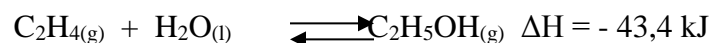
Bioetanol adalah etanol yang bahan utamanya dari tumbuhan dan menggunakan bantuan mikroorganisme dalam prosesnya. Etanol atau *ethyl alcohol* (C_2H_5OH) berupa cairan bening tak berwarna, terurai secara biologis (biodegradable), toksisitas rendah dan tidak menimbulkan polusi udara yang besar bila bocor. Etanol yang terbakar menghasilkan karbondioksida (CO_2) dan air (Rikana dan Adam, 2005).

Etanol memiliki banyak manfaat yaitu dapat dikonsumsi manusia sebagai bahan minuman beralkohol, dan sebagai bahan baku farmasi dan kosmetika (Erliza, 2008). Etanol juga dimanfaatkan sebagai bahan cita rasa, obat-obatan dan komponen anti beku (Nitz, 1976). Namun beberapa tahun ini, perhatian mengarah pada produksi etanol sebagai bahan bakar dan pelarut kimia (Crueger dan Crueger, 1990).

Etanol atau *ethyl alcohol* sudah dikenal sejak tahun 3000 SM melalui fermentasi. Teknologi proses pembuatan etanol kemudian berkembang. Proses sintesis etanol diantaranya adalah Hidrasi langsung etilen berkatalis, Konversi Gas Sintetis, Homologasi Metanol, Karbonilasi methanol dan metil asetat, Fermentasi (Kosaric, 2001). Proses-proses tersebut akan diuraikan sebagai berikut :

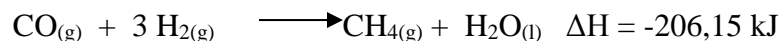
1.2.1 Hidrasi langsung etilen berkatalis

Proses hidrasi dari etilen menjadi etanol merupakan reaksi dapat balik. Pada kondisi reaktor 200-300°C, 5-8 Mpa, Equimolar etilen dan air menghaikan konversi 22% pada kesetimbangan. Katalis yang digunakan adalah asam, umumnya katalis asam fosfat.



1.2.2 Konversi Gas Sintetis

Setelah ditemukannya metode sintesis metanol dari karbon monoksida dan hidrogen, penelitian dilanjutkan untuk mensintesis alkohol gugus lebih panjang, yaitu etanol. Metode untuk memproduksi etanol dari gas sintetis adalah dengan memodifikasi katalis yang mengandung alkali dan kobalt.



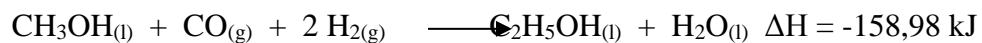
1.2.3 Homologasi Metanol (Hidrokarbonilasi)

Proses ini menghasilkan yield etanol yang relatif kecil. Produk proses ini lebih kaya akan alkohol rantai yang lebih panjang, seperti formate, acetate esters dan produk teroksidasi lainnya. Produk samping dapat terbentuk karena terjadi reaksi homologation lanjutan etanol dengan alkohol lain dan juga terjadi reaksi karbonilasi.



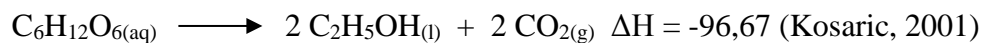
1.2.4 Karbonilasi Methanol dan Metil Asetat

Langkah awal konversi metanol menjadi etanol adalah reaksi karbonilasi metanol menjadi asam asetat. Kemudian asam asetat dapat dihidrogenasi langsung untuk menjadi etanol. Reaksi hidrogenasi langsung ini membutuhkan peralatan bertekanan tinggi, dan prosesnya sangat korosif.



1.2.5 Fermentasi

Fermentasi merupakan proses yang memanfaatkan mikroba seperti bakteri, yeast, atau jamur untuk memperoleh produk. Pada proses fermentasi etanol sebelumnya akan di lakukan hidrolisis untuk mengubah selulosa menjadi glukosa kemudian glukosa di fermentasi dengan bantuan yeast menjadi bioetanol. Produksi etanol melalui fermentasi tergolong memiliki selektivitas tinggi (kecilnya akumulasi produk samping, tingginya yield etanol), toleransi yang tinggi terhadap penambahan konsentrasi substrat dan konsentrasi etanol serta stabilitas konversi sebesar 55,1% (Dellweg, 1983), pada suhu 32°C dan tekanan 1 atm. Walaupun demikian, Yeast yang mempunyai semua karakter seperti ini masih dalam pengembangan.



Dari beberapa proses pembuatan bioetanol di atas, proses fermentasi merupakan proses yang paling banyak digunakan. Hal ini dikarenakan dari aspek teknis proses ini memiliki hasil yang lebih baik dibandingkan proses lainnya. Untuk skala industri, aspek ini dipilih dengan penimbangan bahwa secara teknik ditinjau dari kondisi operasinya, reaksi berlangsung pada tekanan dan suhu yang relatif rendah, sehingga dapat memperkecil kebutuhan energi, selain itu proses ini lebih ekonomis dengan bahan baku yang mudah didapat dan lebih murah (Atherton dan Saghafi, 2010).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Dalam memperoleh kualitas produk yang sesuai dengan target, maka mekanisme perancangan pabrik bioetanol ini dibuat berdasarkan variabel utama yaitu: spesifikasi produk, spesifikasi bahan dan pengendalian kualitas.

1.1 Spesifikasi Produk

Spesifikasi Produk Bioetanol disajikan Pada tabel 2.1

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk Bioetanol

Parameter	Spesifikasi
Rumus Molekul	C_2H_5OH
Berat Molekul	46.07 g/mol
Bentuk	Cairan
Titik Didih	78.5°C
Titik Beku	-114.1°C
Densitas	0,7893 gr/cm ³
Tekanan Uap	5.7 kPa (@ 20°C)
Densitas Uap	1.59 (Air = 1)
Warna	Tidak berwarna
<i>Specific Gravity</i>	0.789
Panas penguapan	200,6 kal/gr
Kalor pembakaran	7092,1 kal/g
Temperatur Kritis	243°C
Kelarutan	Larut dalam air dan eter

(perry, 1999) (Ristiani, 2008)

1.2 Spesifikasi Bahan

Spesifikasi bahan yang di gunakan pada pabrik bioetanol ini terdiri dari dua bahan yaitu bahan baku dan bahan pembantu.

2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi bahan baku akan disajikan pada tabel 2.2

Tabel 2.2 Spesifikasi Kandungan Tandan Kosong Kelapa Sawit

Parameter	Kandungan (%)
Lignin	23-25
Selulosa	43-46
Hemiselulosa	30-34
Abu	0,5-0,7

(Warsito, 2016)

Tabel 2.3 Spesifikasi Kandungan Fisik Tandan Kosong Kelapa Sawit

Parameter	Bagian Pangkal	Bagian Ujung
Panjang Serat		
- Minimum, mm	0,63	0,46
- Maksimum, mm	0,81	0,27
- Rata-rata (L), mm	0,20	0,76
Diameter serat (D), μm	15,01	14,34
Tebal dinding, μm	3,49	3,68
Kelangsingan (L/D)	79,95	53,00
Kelemasan	0,54	0,49
Kadar serat	72,67	67,42
Kadar Bukan Serat %	27,33	37,53
Rapat massa tumpukan serpih (campuran) (kg/m^3)	177,98	

(Darnoko dkk,1995) (Erwiansyah dkk, 2012)

2.2.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

Spesifikasi bahan pembantu akan disajikan pada tabel 2.4 sampai tabel 2.9

Tabel 2.4 Spesifikasi Bahan Pembantu Natrium Hidroksida

Paramater	Spesifikasi
Rumus Molekul	NaOH
Berat Molekul	40 g/mol
Bentuk	Cairan
Titik Didih Normal	140°C
Titik Leleh	12°C
<i>Spesifik gravity</i>	1,53
Warna	Tidak berwarna
Kemurnian	55%
Kelarutan	Larut dalam air

(Yaws, 1999)

Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan Pembantu Amonium Sulfat

Paramater	Spesifikasi
Rumus Molekul	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
Berat Molekul	132,14 g/mol
Titik Leleh	513°C
Bentuk	Kristal padat
Warna	Abu-abu kecolatan sampai putih
Kelarutan	103,8 g/100 g air
Titik Nyala	93,3

(Kirk and Othmer, 1998)

Tabel 2.6 Spesifikasi Bahan Pembantu Asam Sulfat

Paramater	Spesifikasi
Rumus Molekul	H ₂ SO ₄
Berat Molekul	98 gr/mol
Bentuk	Cairan
Warna	Jernih
Kemurnian	98%
<i>Spesifik Gravity</i>	1,834
Titik didih(1 atm)	340°C
Titik Beku	-1,1°C
Temperatur Kritis	762,89°C
Tekanan Kritis	0,00008 atm
Kelarutan	Larut dalam air

(Perry,1984)

Tabel 2.7 Spesifikasi Bahan Pembantu Enzim *Saccharomyces cerevisiae*

Paramater	Spesifikasi
Nama Ilmiah	Saccharo-mocus cerevisiae
Jenis Sel	Eukariotik
<i>Kingdom</i>	Fungi Division: Ascomycota Subdivision : Saccharomycetes Ordo : Saccaromycetales Familia : Saccharomycetaceae
Ph	3-8,5
Temperatur Tumbuh	28-35°C
Gula yang Diraikan	Glukosa, Fruktosa, Galaktosa, Sukrosa, Maltosa, Manosa, Rafinosa, Treholusa, dan Malfotriosa

(Kosaric at al, 1983)

Tabel 2.8 Spesifikasi Bahan Pembantu Enzim *selulase*

Parameter	Spesifikasi
<i>Activity</i>	13.500 CMCU/MI
Ph	4,5 - 5,5
<i>Specific Gravity</i>	1,10 - 1,30
<i>Liquor Ratio</i>	1:5, 1;20
Dosing	0,2-1 %

(Shijanzhuang Co., Ltd ,2018)

Tabel 2,9 Spesifikasi Bahan Pembantu Enzim *Novozym*

Parameter	<i>Candida antartica lipase B (CALB)</i> bergerak di resin akrilik
Sifat Fisik	Berbentuk manik-manik bulat berwarna putih
Tipe	<i>Novozym 188</i>
Densitas Ukuran Partikel: D10 (μm) D50 (μm) D90 (μm)	252 472 68,7
Luas Permukaan BET (m^2/g)	81,6
Volume pori Total (cm^2/g)	0,45
Diameter Pori Rata-rata (nm)	117,7
Densitas (g/cm^2)	1,19
Porositas	0,349
Kapasita Asam (mmol/g)	0,436

(Wulandari,2015)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan mulai dari bahan baku sampai menjadi produk. Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik asam oksalat ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku tandan kosong kelapa sawit dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas proses dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diset, baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur.

Alat control yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

- *Level Control*
Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.
- *Flow Rate*
Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.
- *Temperature Control*
Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap kemurnian produk bioetanol. Dimana untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Pembuatan Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit secara umum dapat digolongkan menjadi beberapa tahapan proses yaitu :

1. Proses *Pretreatment*
2. Proses Simultan *Saccharification and Fermentation* (SSF)
3. Proses Pemurnian

1. Tahap *Pretreatment*

Pretreatment Lignoselulosa

Tujuan dari *pretreatment* adalah untuk membuka struktur lignoselulosa agar selulosa menjadi lebih mudah diakses oleh enzim yang memecah *polymer* polisakarida menjadi monomer gula. Jika tidak dipretreatment terlebih dahulu, lignoselulosa sulit untuk dihidrolisis karena lignin sangat kuat melindungi selulosa sehingga sangat sulit melakukan hidrolisis sebelum memecah pelindung lignin. Gula yang diperoleh tanpa pretreatment kurang dari 20%, sedangkan dengan *pretreatment* dapat meningkat menjadi 90% dari hasil teoritis.

Tandan kosong kelapa sawit (TKKS) masuk ke pabrik diangkut menggunakan truk, kemudian masuk ke gudang penyimpanan bahan baku (G-101). Dari tempat penyimpanan diangkut menggunakan *belt conveyor* (BC-101) yang berfungsi sebagai pencucian sekaligus untuk mengalirkan bahan baku menuju *chopper* (CH-101). Chopper merupakan alat kominusi berfungsi untuk memotong TKKS hingga bentuknya seperti *chip*. Ukuran akhir partikel dari material yaitu 10 – 30 mm sesudah *chipping* (Alvira, 2011). Selanjutnya bahan baku akan masuk lewat atas kemudian

keluar lewat bawah yang lalu masuk ke *screw conveyor* (SC-101) untuk dialirkan ke *digester* dengan bantuan *bucket elevator*.

TKKS dimasukkan ke dalam *digester* untuk dimasak, menggunakan metode *pretreatment* fisikakimia yaitu *hot compressed water*. Metode ini berfungsi memecahkan rantai polimer pada serat untuk meningkatkan kadar selulosa dan senyawa lain yang berguna di biomassa agar mempermudah proses selanjutnya yaitu fermentasi dan sakarifikasi. Umumnya metode *hot compressed water* biomassa biasanya dilakukan dengan menggunakan steam 220°C, tekanan operasi 10 atm dan rentang waktunya sekitar 30 menit. Pada tahap *pretreatment* dilakukan pada *digester* berlangsung dengan temperatur 180°C (Goh, 2010). Pada tahap selanjutnya dilakukan proses delignifikasi di alat tangki delignifikasi untuk menghilangkan lignin yang menutupi selulosa dengan menggunakan larutan NaOH 1% selama 1 jam pada tekanan operasi 1 atm dan temperatur 100°C (Rocha, 2012).

2. Tahap Simultan *Saccharification and Fermentation* (SSF)

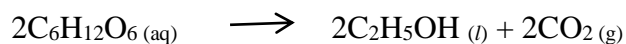
Setelah proses *pretreatment* dan pelepasan lignin, bubur holoselulosa yang dihasilkan dicuci terlebih dahulu pada *rotary filter*, yang berfungsi untuk membersihkan bubur holoselulosa dan cairan lindi hitam. Sebelum masuk ke tahap sakarifikasi dan fermentasi, dilakukan pengkondisian sebelum inokulasi selama 4 jam, pada suhu 50°C, bertujuan untuk memastikan jumlah konsentrasi glukosa cukup tinggi untuk mengaktifasi fermentasi yeast dan enzim yang lebih baik sehingga transfer massa lebih efisien. Selanjtnya bubur holoselulosa masuk ke reaktor SSF, proses yang terjadi berlangsung serentak dalam satu reaktor (R-101) yaitu sakarifikasi dan fermentasi. Proses ini menggunakan enzim selulase 1,5 L dan *novozym 188*, *saccharomyces cerevisiae* dan $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ untuk mengkonversi selulosa menjadi etanol. Serta pada suhu 32°C, tekanan 1 atm, selama 24 jam.

Dua operasi yang berbeda dilakukan dalam proses ini yaitu *saccharification* untuk mengubah selulosa menjadi glukosa dengan menggunakan enzim selulase dan

fermentation untuk mengubah glukosa dan gula lainnya menjadi etanol menggunakan *saccharomyces cerevisiae*. Proses *saccharification* dan *fermentation* dilakukan secara terpisah di dalam satu reaktor. Hidrolisat detoxifikasi yang terdiri dari air, *cellulose* dan *xylose* masuk ke dalam tangki *saccharification*, dengan penambahan enzim selulase sehingga terjadi reaksi hidrolisa. Setelah proses sakarifikasi dilanjutkan proses fermentasi di dalam reaktor (R-101). Bubur *Saccharified* dialirkan ke reaktor dan pada saat bersamaan dimasukkan nutrisi dan mikroba. Dalam proses fermentasi digunakan *saccharomyces cerevisiae* dan $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, pH diatur 4,8 dengan menambahkan H_2SO_4 untuk terjadinya fermentasi alhohol maka dibutuhkan kondisi anaerob untuk mengubah selulosa menjadi etanol (Danhum, 2015; Goh, 2010).

Reaksi yang terjadi dalam reaktor fermentasi :

Reaksi glukosa menjadi etanol :



3. Tahap Pemurnian

Distilasi adalah suatu metode pemisahan bahan kimia berdasarkan perbedaan titik didih komponen - komponen yang ada di dalam campuran atau kemudahan menguap (volatilitas) bahan. Pada tahap distilasi ini, larutan bioetanol yang diperoleh dari proses fermentasi ditampung di tangki penampung (T-106) dengan kadar etanol sebesar 55,1% (Dellweg, 1983). Kemudian dari tangki penampung larutan dialirkan menuju Menara distilasi (MD-101) dengan pompa transfer (P-110) yang bertujuan untuk menghilangkan CO_2 terlarut dan air.

Terdapat 3 jenis produk yang dihasilkan, yaitu distilat, *side stream* (distilat yang keluar melalui bagian samping dari tray), dan *bottom* produk. Produk etanol keluaran dari Menara distilasi (MD-101) akan ditingkatkan kadarnya dengan menggunakan *pressure swing adsorption* (PA-101). Pada *pressure swing adsorption*

terdapat zeolite sintetis yang berfungsi untuk menyerap kandungan air pada etanol hingga kadar 99,5%.

3.1.1 Hasil Perhitungan Neraca Massa

Kapasitas Produksi	=	40.000 ton/tahun
Masa Aktif Produksi	=	330 hari/tahun
Bahan Baku	=	Tandan Kosong Kelapa Sawit
Produk	=	Bioetanol 99,5 %
Waktu Operasi/tahun	=	300 Hari
Basis Perhitungan	=	1 Hari
Waktu Operasi/ hari	=	24 Jam

Kapasitas Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit = 141.677 ton/tahun

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Bahan Baku} &= \frac{141.677 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 17.888,5694 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

3.1.2 Neraca Massa Tiap Alat

1. Neraca Massa Chopper (CH-101)

Tabel 3.1 Neraca Massa Chopper

KOMPONEN	Masuk (kg/jam)	keluar (kg/jam)	
	F1	F2	F3
TKKS	17888,5694		
Chip TKKS		17,8886	17870,6808
TOTAL	17888,5694	17888,5694	

2. Neraca Massa Digester (D-101)

Tabel 3.2 Neraca Massa Digester

KOMPONEN	Masuk (kg/jam)		keluar (kg/jam)
	F3	F4	F5
Komponen TKKS			
Selulosa	8309,8666		
Lignin	4932,3079		
Hemiselulosa	4628,5063		
Uap Steam			
H ₂ O		89353,4044	
Pulp			
Selulosa			8309,8666
Lignin			4932,3079
Hemiselulosa			4628,5063
Air			89353,4044
TOTAL	107224,0853		107224,0853

3. Neraca Massa Tangki Delignifikasi (T-101)

Tabel 3.3 Neraca Massa Tangki Delignifikasi

KOMPONEN	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	F5	F6	F7
Komponen TKKS			
Selulosa	8309,8666		
Hemiselulosa	4932,3079		
Lignin	4628,5063		
Air	89353,4044		
Cairan Pengencer			
Larutan NaOH 1 %		35741,3618	
Pulp			
Selulosa			9845,7873
Hemiselulosa			4628,5063
Air			89353,4044
Larutan NaOH 1 %			35741,3618
Lindi Hitam			
Lignin			3396,3872
TOTAL	142965,4470		142965,4470

4. Neraca Massa Rotary Filter (RF-101)

Tabel 3.4 Neraca Massa Rotary Filter

KOMPONEN	Masuk (kg/Jam)		Keluar (kg/jam)	
	F7	F8	F9	F10
Pulp				
Selulosa	9845,7873			
Hemiselulosa	4628,5063			
Lignin	7162,8056			
Air	89353,4044			
Larutan NaOH 1 %	35741,3618			
Cairan Pencuci				
H ₂ O		28948,5873		
Lindi Hitam				
Selulosa			9,8458	
Hemiselulosa			2314,2532	
Lignin			3396,0476	
Air			112386,8921	
Larutan NaOH 1 %			35723,4911	
Pulp				
Selulosa				9835,9415
Hemiselulosa				2314,2532
Lignin				0,3396
Air				5915,0996
Larutan NaOH 1 %				17,8707
TOTAL	171914,0343		171914,0343	

5. Neraca Massa Tangki Pengenceran (T-102)

Tabel 3.5 Neraca Massa Tangki Pengenceran

KOMPONEN	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	F10	F11	F12
Pulp			
Selulosa	9835,9415		
Hemiselulosa	2314,2532		
Lignin	0,3396		
Air	5915,0996		
Larutan NaOH 1 %	17,8707		
Air Pengencer			
Air (H ₂ O)		3616,7009	
Pulp			
Air			9550,0108
Holoseululosa			12150,1947
TOTAL	21700,2055		21700,2055

6. Neraca Massa Reaktor (R-101)

Tabel 3.6 Neraca Massa Reaktor

KOMPONEN	Masuk (kg/jam)					keluar (kg/jam)			
	F12	F13	F14	F15	F16	F17	F18	F19	
Cairan									
Air	9550,0108								
Selulosa	12150,1947								
Enzim									
Selulase		520,8049							
Novozym			0,0326						
Khamir									
s.cerevisiae				108,5010					
(NH ₄) ₂ SO ₄					86,8008				
H ₂ SO ₄						63,9072			
Produk									
Etanol								6693,1072	
Air								8240,4898	
enzim selulase								520,8049	
Novozym								0,0326	
s.cerevisiae								108,5010	
(NH ₄) ₂ SO ₄								86,8008	
H ₂ SO ₄								63,9072	
holoselulosa								364,5058	
Gas									
CO ₂							6402,1026		
TOTAL	22480,2520						22480,2520		

7. Neraca Massa Centrifuge (CF-101)

Tabel 3.7 Neraca Massa Centrifuge

KOMPONEN	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/kam)	
	F19	F20	F21
Umpan			
Etanol	6693,1072		
Air	8240,4898		
Enzim Selulase	520,8049		
Novozym	0,0326		
S.Cerevisiae	108,5010		
(NH ₄) ₂ SO ₄	86,8008		
H ₂ SO ₄	63,9072		
Holoselulosa	364,5058		
Cake			
Etanol		669,3107	
Air		824,0490	
Enzim Selulase		520,7789	
Novozym		0,0325	
S.Cerevisiae		108,4956	
(NH ₄) ₂ SO ₄		86,7965	
H ₂ SO ₄		63,9040	
Holoselulosa		364,4876	
Filtrat			
Etanol			6023,7965
Air			7416,4409
Enzim Selulase			0,0260
Novozym			0,0000
S.Cerevisiae			0,0054
(NH ₄) ₂ SO ₄			0,0043
H ₂ SO ₄			0,0032
Holoselulosa			0,0182
TOTAL	16078,1495		16078,1495

8. Neraca Massa Menara Distilasi (DC-101)

Tabel 3.8 Neraca Massa Menara Distilasi

KOMPONEN	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F21	F22	F23
Umpan			
Air	7416,4409		
Etanol	6023,7965		
Distilat			
Air		260,3257	
Etanol		5696,7838	
Bottom			
Air			7156,1152
Etanol			327,0127
TOTAL	13440,2374	13440,2374	

9. Neraca Massa Pressure Swing Adsorption (PA-101)

Tabel 3.9 Neraca Massa Pressure Swing Adsorption

KOMPONEN	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F22	F24	F25
Air	121,58	103,3392	18,2363
Etanol	3996,14	0,0000	3996,1373
TOTAL	4117,7129	103,3392	4014,3736
	4117,7129	4118,7129	

3.1.3 Neraca Panas Tiap Alat

1. Neraca Panas Digester

Tabel 3.10 Neraca Panas Digester

Komponen	Masuk (Kkal/Jam)			Keluar (Kkal/Jam)
	Q1	Q2	Q3	Q4
Bahan Baku				
Tkks	88456,2173			
Cairan Pemasak				
Air		324618,0730		
Pulp				
Selulosa				426614,2965
Lignin				252277,1319
Hemiselulosa				237619,5759
Air				14921980,5706
Panas Steam			15425417,2845	
Total	15838491,5748			15838491,5748

2. Neraca Panas Cooler Digester

Tabel 3.11 Neraca Panas Cooler Digester

Komponen	Masuk (Kkal/jam)	Keluar (Kkal/jam)
	Q4	Q5
Selulosa	426614,2965	206426,2725
Hemiselulosa	237619,5759	114977,2141
Lignin	252277,1319	122069,5799
Air	14921980,5706	4869271,0949
<i>Cooling Water</i>	-	10525747,4133
Total	15838491,5748	15838491,5748

3. Neraca Panas Tangki Delignifikasi

Tabel 3.12 Neraca Panas Tangki Delignifikasi

Komponen	Masuk (Kkal/Jam)			Keluar (Kkal/Jam)
	Q5	Q6	Q7	Q8
Pulp				
Selulosa	206426,2725			
Hemiselulosa	114977,2141			
Lignin	122069,5799			
Air	4869271,0949			
Cairan NaOH				
Larutan NaOH		73691,3856		
Pulp				
Selulosa				244580,2402
Hemiselulosa				114977,2141
Lignin				84057,1127
Air				4869271,0949
Larutan NaOH				1105370,7846
Panas <i>Steam</i>			1031820,8994	
Total	6418256,4466			6418256,4466

4. Neraca Panas Rotary Filter

Tabel 3.13 Neraca Panas rotary filter

Komponen	Masuk (Kkal/Jam)		Keluar (Kkal/Jam)	
	Q8	Q9	Q10	Q11
Pulp				
Selulosa	244580,2402			
Hemiselulosa	114977,2141			
Lignin	84057,1127			
Air	4869271,0949			
Larutan NaOH	1105370,7846			
Air Pencuci				
Air		105169,2958		
Pulp				
Selulosa			199,5425	199342,9494
Hemiselulosa			46902,4803	46902,4803
Lignin			68571,7228	6,8579
Air			4996691,4956	262983,7629
Larutan NaOH			901373,5384	450,9122
Total	6523425,7424		6523425,7424	

5. Neraca Panas Tangki Pengencer

Tabel 3.14 Neraca Panas Tangki Pengencer

Komponen	Masuk (Kkal/Jam)		Keluar (Kkal/Jam)
	Q11	Q12	Q13
Holoselulosa	199342,9494		292736,4718
Air	262983,7629	13139,3593	230089,8501
Lignin	6,8579		
Larutan NaOH	450,9122		
Total	522826,3220		522826,3220

6. Neraca Panas Pada Cooler

Tabel 3.15 Neraca Panas Cooler

Komponen	Masuk (Kkal/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
	Q13	Q14
Holoselulosa	292736,4718	100239,1061
Air	230089,8501	173474,4261
<i>Cooling Water</i>		249112,7898
Total	522826,3220	522826,3220

7. Neraca Panas Pada Reaktor

Tabel 3.16 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk (Kkal/Jam)		Keluar (Kkal/Jam)	
	Q14	Q15	Q16	Q17
Etanol			16846,2504	
Air	173474,4261		41912,4121	
holoselulosa	100239,1061		842,0085	
enzim selulase		1130,1467	1130,1467	
enzim novozym		0,0706	0,0706	
s.cerevisiae		220,2571	220,2571	
(NH ₄) ₂ SO ₄		497,2376	497,2376	
H ₂ SO ₄		156,5727	156,5727	
CO ₂				7003,8056
Panas reaksi		2798,2913		
Steam				204310,7643
Total	27919,5256		27919,5256	

8. Neraca Panas Centrifuge

Tabel 3.17 Neraca Panas Centrifuge

Komponen	Masuk (Kkal/Jam)	Keluar (Kkal/Jam)	
	Q16	Q18	Q19
Etanol	16846,2504	1684,6250	15161,6254
Air	41912,4121	4191,2412	37721,1709
Enzim Selulase	1130,1467	1130,0902	0,0565
Novozym	0,0706	0,0706	0,0000
S.Cerevisiae	220,2571	220,2461	0,0110
(NH ₄) ₂ SO ₄	497,2376	497,2127	0,0249
H ₂ SO ₄	156,5727	156,5649	0,0078
Holosekulosa	842,0085	841,9664	0,0421
Total	61604,9557	61604,9557	

9. Neraca Panas Heater

Tabel 3.18 Neraca Panas Heater

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
	Q19	Q20
Etanol	15161,6254	160419,3233
Air	37721,1709	399113,1923
Panas Steam	506649,7194	
Total	559532,5156	559532,5156

10. Neraca Panas Kondensor Parsial

Tabel 3.19 Neraca Panas Kondensor Parsial

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)	
	Q21	Q22	Q23
Etanol	116191,9874	17419,3162	33635,1298
Air	10729,4539	163,9971	5545,3193
<i>Cooling Water</i>			70157,6789
Total	126921,4431	126921,4431	

11. Neraca Panas Pada *Reboiler*

Tabel 3.20 Neraca Panas *Reboiler*

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
	Qin	Qout (Qvb + Qb)
Etanol	17314,4604	28252,0543
Air	1445214,1497	1546669,9675
<i>Cooling Water</i>	112393,4117	
Total	1574922,0218	1574922,0218

12. Neraca Panas Pressure Swing Adsorption

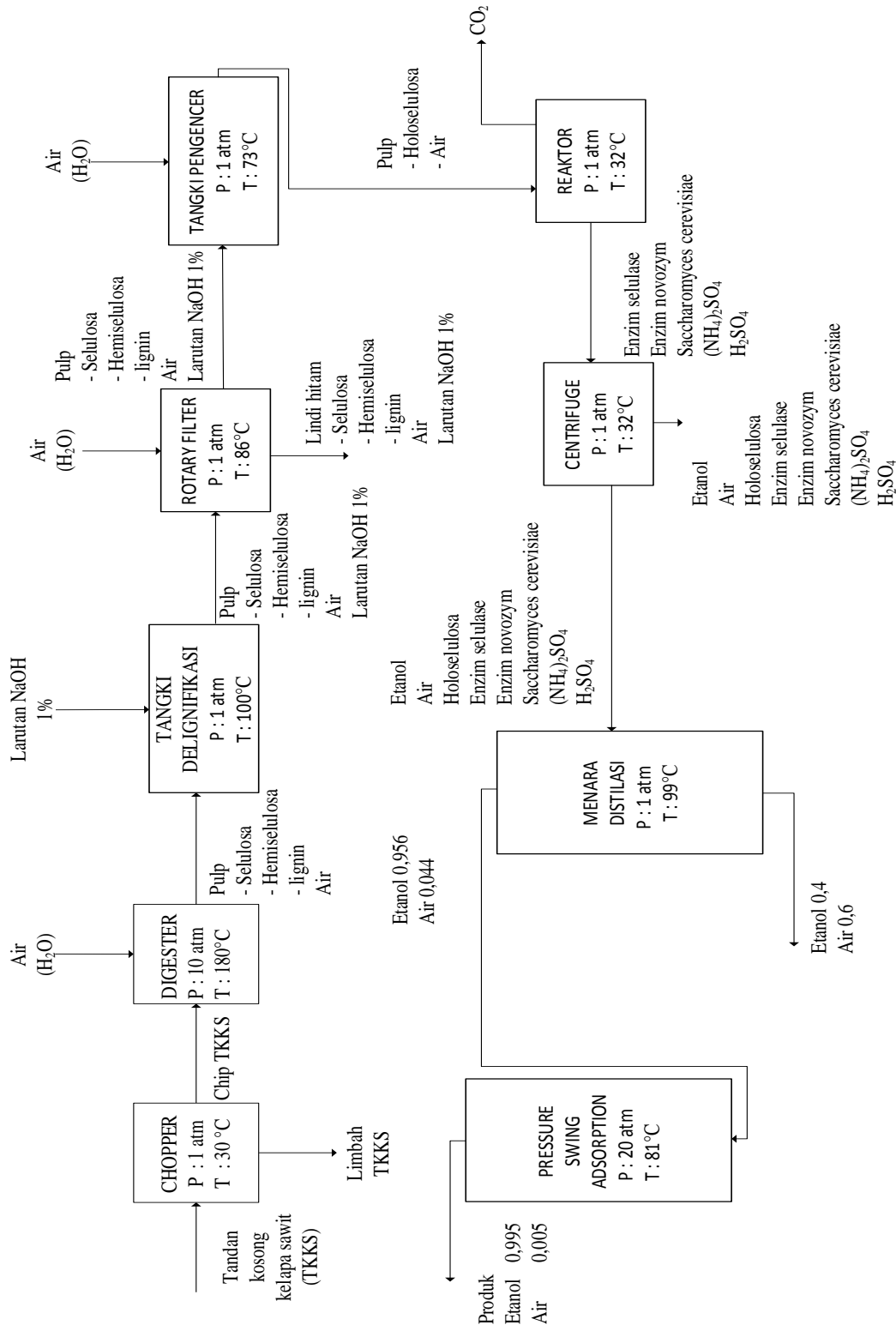
Tabel 3.21 Neraca Panas Pressure Swing Adsorption

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	Q22	Q24	Q25
Etanol	17419,3162	0,0000	17419,3162
Air	163,9971	139,3975	24,5996
Total	17583,3134	17583,3134	

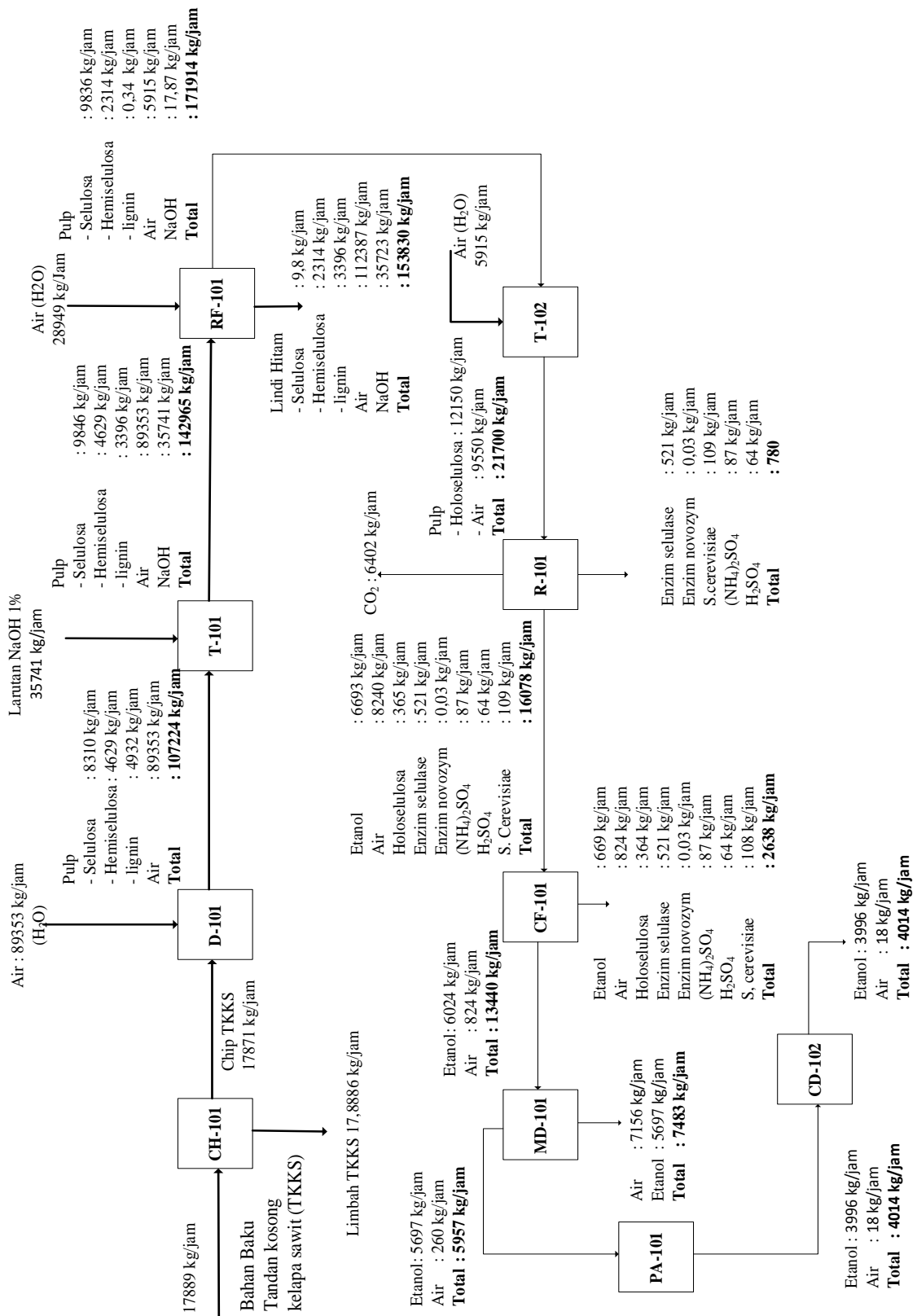
13. Neraca Panas Kondensor

Tabel 3.22 Neraca Panas Kondensor

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
	Q25	Q26
Etanol	17419,3162	16380,3795
Air	24,5996	23,1324
<i>Cooling Water</i>		1040,4039
Total	17443,9158	17443,9158



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Spesifikasi Alat Proses

3.2.1 Gudang Bahan Baku TKKS

Kode	: G-101
Tipe	: Persegi panjang
Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku TKKS
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: Beton
Volume gudang	: 1918,26 m ³
Panjang	: 20,51 m
Tinggi	: 6,84 m
Lebar	: 13,68 m
Suhu penyimpanan	: 30°C

3.2.2 Chopper

Kode	: CH-101
Tipe	: <i>Automatic olive tree log CE drums wood chips shredder</i>
Fungsi	: Memotong TKKS menjadi bentuk Chip
Jumlah	: 1 unit
Suhu	: 30°C
Jumlah pisau	: 2 – 4 pcs
Revolusi putaran	: 300 rpm
Diameter pisau	: 300 mm
Input opener	: 300 × 120 mm
Input diameter	: 100 mm
Kecepatan putar	: 730 rpm
Daya motor	: 40 Hp
Harga alat	: \$34.275

3.2.3 Belt Conveyor (BC-101)

Kode	: BC-101
Tipe	: <i>Belt Beton 10° Iddler</i>
Fungsi	: Mengangkut TKKS Menuju Chopper (CH-101)
Kapasitas	: 17,9 ton/jam
Jumlah	: 1 Unit
Lebar <i>belt</i>	: 0,46 m
Panjang <i>belt</i>	: 15,23 m
Kecepatan angkut	: 166 ft/min
Daya motor	: 3 Hp
Harga alat	: \$25.592

3.2.4 Bucket Elevator (BE-101)

Kode	: BE-101
Fungsi	: Untuk membawa chip TKKS dari Chopper ke Hopper

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi elevator

- Ukuran *Bucket* : 8 × 5 × 5,5 in
- Tinggi Elevasi : 9 m
- Volume *Bucket* : 0,108 ft³

Kecepatan <i>bucket</i>	: 225 ft/min
Panjang <i>belt</i>	: 51,7 ft
Jarak antar <i>bucket</i>	: 14 in
Jumlah <i>bucket</i>	: 39 unit
Daya angkut	: 5 Hp
Harga alat	: \$14.053

3.2.5 Hopper (HP-101)

Kode	: HP-101
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Fungsi	: Tempat penampung chip TKKS dari chopper
Kondisi operasi	
• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Tinggi silo	: 4,37 m
Tebal dinding tangki	: ¼ in
Tebal head tangki	: ¼ in
Sudut konis	: 45°
Jenis sambungan	: <i>Double welded butt joint</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga alat	: \$15.652

3.2.6 Screw Conveyor (SC-101)

Kode	: SC-101
Tipe	: Screw Conveyor dilengkapi dengan hopper dan discharge
Fungsi	: Membawa TKKS dari hopper menuju digester
Panjang	: 3 m
Daya motor	: 0,5 Hp
Harga alat	: \$3.313

3.2.7 Bucket Elevator (BE-102)

Kode : BE-102
 Fungsi : Untuk membawa chip TKKS dari hopper ke digester

Kondisi Operasi

- Suhu : 30°C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi *elevator*

- Ukuran *Bucket* : 8 × 5 × 5,5 in
- Tinggi Elevasi : 9 m
- Volume *Bucket* : 0,108 ft³

Kecepatan *bucket* : 225 ft/min

Panjang *belt* : 51,7 ft

Jarak antar *bucket* : 14 in

Jumlah *bucket* : 39 unit

Daya angkut : 5 Hp

Harga alat : \$14.053

3.2.8 Expansion Valve (EV-101)

Kode : EV-101

Fungsi : Untuk menurunkan fluida keluar dari digester

Tipe : *Globe valve*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 285 A*

Jumlah : 1 unit

Suhu : 180°C

Tekanan masuk : 10 atm

Tekanan keluar : 1 atm

Harga alat : \$2.285

3.2.9 Digester (D-101)

Kode	: D-101
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>
Fungsi	: Sebagai tempat pemasakan serbuk untuk merusak bagian lignin
Tipe tangki	: Silinder tegak dengan tutup dan atas ellipsoidal
Jumlah	: 1 unit

Kondisi operasi

- Tekanan : 10 atm
- Suhu masuk : 30°C
- Suhu keluar : 180°C

Volume tangki	: 72,90 m ³
Diameter tangki	: 3,7 m
Tinggi tangki	: 7 m
Tebal dinding tangki	: ½ in
Tebal head tangki	: ½ in

Pengaduk (impeller)

Tipe pengaduk	: <i>Anchor agitator</i>
Diameter pengaduk	: 1,23 m
Lebar pengaduk	: 0,25 m
Jarak pengaduk dari dasar	: 1,23 m
Panjang daun pengaduk	: 0,31 m
Daya motor pengaduk	: 5 Hp

Baffle

Jumlah baffle	: 4 buah
Lebar baffle	: 0,31 m
Tinggi jacket	: 5,9 m
Harga alat	: \$101.682

3.2.10 Cooler I (C-101)

Kode	: E-101
Fungsi	: Menurunkan temperatur keluar digester (D-101) dari 180°C menjadi 100°C
Tipe	: 1-2 shell and tube exchanger
Data konstruksi	
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Shell side	
ID	: 0,62 in
Baffle spaces	: 7,4 in
Tube side	
Number, length	: 1143 , 16
OD, BWG	: 0,75 , 16
Data performance	
UC	: 274,537
UD	: 120,424
Rd	: 0,00466
Fluida	
Shell side	: Pulp
Tube side	: Dowtherm A
Temperatur masuk	
Shell side	: 180°C
Tube side	: -30°C
Temperatur keluar	
Shell side	: 100°C
Tube side	: 39°C
Tekanan	: 1 atm
Jumlah passes	
Shell side	: 2 passes

Tube side	: 1 passes
Pressure drop	
Shell side	: 1 psi
Tube side	: 3,5 psi
Harga alat	: \$1201.40

3.2.11 Tangki Delignifikasi (T-101)

Kode	: T-101
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>
Fungsi	: Tempat untuk menghilangkan lignin

Tipe tangki : Silinder tegak dengan tutup dan atas ellipsoidal dilengkapi dengan pengaduk dan jaket

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 100°C

Volume tangki : 50 m³

Diameter tangki : 3,3 m

Tinggi tangki : 7 m

Tebal dinding tangki : ¼ in

Tebal head tangki : ¼ in

Pengaduk (impeller)

Tipe pengaduk : *Anchor agitator*

Diameter pengaduk : 1,1 m

Lebar pengaduk : 0,2 m

Jarak pengaduk dari dasar : 1,1 m

Panjang daun pengaduk : 0,3 m

Daya motor pengaduk : 0,5 Hp

Baffle

Jumlah baffle : 4 buah

Lebar baffle : 0,38 m

Tinggi jacket : 5,9 m

Harga alat : \$27.991

3.2.12 Pompa I (P-101)

Kode : P-101 A/B

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki air proses menuju tangki digester

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kapasitas : 393,32 gallon/min

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm

- Suhu : 30°C

Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*

Diameter nominal : 8 in

Static head : 9,84 ft.lbf/lbm

P teoritis pompa : 34 Hp

P actual pompa : 87 Hp

Power motor : 210 Hp

Harga alat : \$40.901

3.2.13 Pompa II (P-102)

Kode	: P-102 A/B
Fungsi	: Mengalirkan NaOH dari tangki penyimpanan NaOH menuju tangki delignifikasi
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)
Kapasitas	: 89,8 gallon/min

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 0,8 Hp
P actual pompa	: 1,2 Hp
Power motor	: 3 Hp
Harga alat	: \$15.995

3.2.14 Tangki Penampung NaOH (T-102)

Kode	: T-102
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>
Fungsi	: Tempat untuk menampung NaOH
Tipe tangki	: Silinder tegak dengan tutup dan atas ellipsoidal
Jumlah	: 1 unit

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Volume tangki	: 72,26 m ³

Diameter tangki	: 3,7 m
Tinggi tangki	: 7 m
Tebal dinding tangki	: 5/16 in
Tebal head tangki	: 5/16 in
Harga alat	: \$32.104

3.2.15 Pompa III (P-103)

Kode	: P-103 A/B
Fungsi	: Mengalirkan fluida dari tangki delignifikasi menuju rotary filter
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)
Kapasitas	: 495,6 gallon/min

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 100°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 3,2 Hp
P actual pompa	: 4,5 Hp
Power motor	: 6 Hp
Harga alat	: \$15.995

3.2.16 Rotary Filter (RF-101)

Kode	: RF-101
Tipe	: <i>Rotary drum filter</i>
Bentuk	: Silinder horizontal dengan tutup datar
Fungsi	: Untuk memisahkan pulp dan lindi hitam yang berasal dari proses delignifikasi
Jenis sambungan	: <i>Double welded butt joint</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>

Kondisi operasi

• Suhu masuk	: 100°C
• Suhu keluar	: 89°C
• Tekanan	: 1 atm
Luas area filter	: 70 m ³

Ukuran tangki

Panjang	: 11 m
Diameter	: 4 m
Tebal	: 3/16 in
Daya	: 15 Hp
Pressure drop	: 3 atm
Harga alat	: \$491.732

3.2.17 Tangki Pengenceran (T-103)

Kode	: T-103 A/B
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>
Fungsi	: Tempat untuk mengencerkan pulp
Tipe tangki	: Silinder tegak dengan tutup dan atas ellipsoidal dilengkapi dengan penutup dan pengaduk

Jumlah : 1 unit

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu masuk : 89°C
- Suhu keluar : 76°C

Volume tangki : 16 m³

Diameter tangki : 2,3 m

Tinggi tangki : 6 m

Tebal dinding tangki : 5/16 in

Tebal head tangki : 5/16 in

Pengaduk (impeller)

Tipe pengaduk : *Anchor agitator*

Diameter pengaduk : 1 m

Lebar pengaduk : 0,2 m

Jarak pengaduk dari dasar : 1 m

Panjang daun pengaduk : 0,25 m

Daya motor pengaduk : 0,05 Hp

Baffle

Jumlah baffle : 4 buah

Lebar baffle : 0,25 m

Harga alat : \$219.360

3.2.18 Pompa IV (P-104)

Kode : P-102

Fungsi : Mengalirkan fluida dari rotary filter menuju cooler II

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kapasitas : 1025 gallon/min

Kondisi operasi

• jTekanan	: 1 atm
• Suhu	: 89°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 4 in
<i>Static head</i>	: 19,68 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 0,85 Hp
P actual pompa	: 2 Hp
Power motor	: 3 Hp
Harga alat	: \$9.825

3.2.19 Cooler II (C-102)

Kode	: C-102
Fungsi	: Menurunkan temperatur keluar tangki pengenceran dari 73 °C menjadi 50°C
Tipe	: 1-2 shell and tube exchanger

Data konstruksi

Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA – 516 70</i>
------------------	--------------------------------------

Shell side

ID	: 39 in
Baffle spaces	: 7,8 in

Tube side

Number, length	: 168 , 16
OD, BWG	: 1 , 16

Data performance

UC	: 89
UD	: 75
Rd	: 0,002 (syarat 0,002 – 0,003)

Fluida
 Shell side : Pulp
 Tube side : Air pendingin

Temperatur masuk

Shell side : 73°C
 Tube side : 50°C

Temperatur keluar

Shell side : 30°C
 Tube side : 49°C
 Tekanan : 1 atm

Jumlah passes

Shell side : 1 passes
 Tube side : 1 passes

Pressure drop

Shell side : 1 psi
 Tube side : 1 psi
 Harga alat : \$104.082

3.2.20 Reactor Saccharification And Fermentation (R-101)

Kode : R-101
 Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 193 – B7*
 Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya proses hidrolisa selulosa menjadi glukosa
 Tipe tangki : Silinder tegak dengan tutup dan atas ellipsoidal dilengkapi dengan penutup dan jaket
 Jumlah : 1 unit
Kondisi operasi
 • Tekanan : 1 atm

- Suhu : 32°C
 - Waktu Tinggal : 24 Jam
- Volume tangki : 795 m³
- Diameter tangki : 8 m
- Tinggi tangki : 12 m
- Tebal dinding tangki : ¼ in
- Tebal head tangki : ¼ in

Pengaduk (impeller)

- Tipe pengaduk : *Anchor agitator*
- Diameter pengaduk : 2,7 m
- Lebar pengaduk : 0,6 m
- Jarak pengaduk dari dasar : 2,7 m
- Panjang daun pengaduk : 0,7 m
- Daya motor pengaduk : 3 Hp

Baffle

- Jumlah baffle : 4 buah
- Lebar baffle : 0,7 m
- Tinggi jacket : 10,7 m
- Harga alat : \$523.379

3.2.21 Pompa V (P-105)

- Kode : P-105
- Fungsi : Mengalirkan fluida dari reaktor menuju centrifuge
- Tipe : *Centrifugal pump*
- Jumlah : 2 unit (1 cadangan)
- Kapasitas : 129,5 gallon/min

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm

• Suhu	: 32°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 4 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 0,42 Hp
P actual pompa	: 1 Hp
Power motor	: 3 Hp
Harga alat	: \$9.825

3.2.22 Tangki *saccharomyces cerevisiae* (T-107)

Kode	: T-107
Fungsi	: Tempat penyimpanan enzim <i>saccharomyces cerevisiae</i>
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas datar dan bawah berbentuk kerucut
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>
Kondisi operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Tinggi silo	: 6,2 m
Tebal dinding tangki	: 5/16 in
Tebal head tangki	: 5/16 in
Sudut konis	: 45°
Jenis sambungan	: Double welded butt joint
Harga alat	: \$30.333

3.2.23 Tangki Selulase (T-109)

Kode	: T-109
Fungsi	: Tempat penyimpanan enzim selulase
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas datar, bagian bawah berbentuk kerucut
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>
Kondisi operasi	
• Suhu	: 30°C
• Tekanan	: 1 atm
Tinggi silo	: 0,75 m
Tebal dinding tangki	: 5/16 in
Tebal head tangki	: 5/16 in
Sudut konis	: 45°
Jenis sambungan	: Double welded butt joint
Harga alat	: \$41.390

3.2.24 Tangki (NH₄)₂SO₄ (T-105)

Kode	: T-105
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>
Fungsi	: Tempat untuk menampung (NH ₄) ₂ SO ₄
Tipe tangki	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah ellipsoidal
Jumlah	: 1 unit
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Volume tangki	: 32,7 m ³

Diameter tangki	: 2,8 m
Tinggi tangki	: 6 m
Tebal dinding tangki	: 5/16 in
Tebal head tangki	: 5/16 in
Harga alat	: \$25.021

3.2.25 Pompa VI (P-106)

Kode	: P-106 A/B
Fungsi	: Mengalirkan ammonia sulfat menuju reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)
Kapasitas	: 20 gallon/min

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 0,125 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 0,002 Hp
P actual pompa	: 0,01 Hp
Power motor	: 0,05 Hp
Harga alat	: \$914

3.2.26 Tangki H₂SO₄ (T-106)

Kode	: T-106
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 193 – B7</i>
Fungsi	: Tempat untuk menampung H ₂ SO ₄
Tipe tangki	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah ellipsoidal

Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	
• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Volume tangki	: 23,3 m ³
Diameter tangki	: 2,5 m
Tinggi tangki	: 5 m
Tebal dinding tangki	: ¼ in
Tebal <i>head</i> tangki	: ¼ in
Harga alat	: \$21.707

3.2.27 Pompa VII (P-107)

Kode	: P-107
Fungsi	: Mengalirkan asam sulfat menuju reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)
Kapasitas	: 20 gallon/min
Kondisi operasi	
• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 0,125 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 0,0012 Hp
P actual pompa	: 0,006 Hp
Power motor	: 0,05 Hp
Harga alat	: \$914

3.2.28 Tangki Novozym (T-108)

Kode	: T-108
Fungsi	: Tempat penyimpanan enzim novozym
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas datar dan bagian bawah berbentuk kerucut
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>
Kondisi operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Tinggi silo	: 5,3 m
Tebal dinding tangki	: 5/16 in
Tebal head tangki	: 5/16 in
Sudut konis	: 45°
Jenis sambungan	: Double welded butt joint
Harga alat	: \$12.225

3.2.29 Centrifuge (CF-101)

Kode	: CF-101
Fungsi	: Memisahkan sisa padatan yang terdapat pada glukosa
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-285 Grade A</i>
Jumlah	: 1 unit
Tipe	: <i>Nozzle discharge centrifuge</i>
Bowl diameter	: 27 in
Kondisi operasi	
• Suhu	: 32°C
• Tekanan	: 1 atm

Kecepatan putar	: 4200 rpm
Kebutuhan daya	: 125 Hp
Harga alat	: \$67.750

3.2.30 Pompa VIII (P-108)

Kode	: P-108 A/B
Fungsi	: Mengalirkan fluida dari centrifuge menuju tangki penampung etanol sementara
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)
Kapasitas	: 78 gallon/min

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 32°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 3 in
<i>Static head</i>	: 22,97 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 0,73 Hp
P actual pompa	: 1,87 Hp
Power motor	: 3 Hp
Harga alat	: \$8.226

3.2.31 Tangki Penampung Umpan Reaktor Sementara (T-104)

Kode	: T-104
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>
Fungsi	: Tempat untuk menampung umpan reaktor
Tipe tangki	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah ellipsoidal
Jumlah	: 1 unit

Lama waktu tinggal	: 24 Jam
Suhu	: 32°C
Diameter tangki	: 6,5 m
Tinggi tangki	: 13 m
Tebal dinding tangki	: 3/8 in
Tebal <i>head</i> tangki	: 3/8 in
Harga alat	: \$12.453

3.2.32 Tangki Penampung Etanol Sementara (T-110)

Kode	: T-110
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>
Fungsi	: Tempat untuk menampung etanol
Tipe tangki	: Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah ellipsoidal
Jumlah	: 1 unit
Lama waktu tinggal	: 24 Jam
Suhu	: 32°C
Diameter tangki	: 6,6 m
Tinggi tangki	: 15 m
Tebal dinding tangki	: 3/8 in
Tebal <i>head</i> tangki	: 3/8 in
Harga alat	: \$12.453

3.2.33 Pompa IX (P-109)

Kode	: P-109 A/B
Fungsi	: Mengalirkan fluida dari tangki penampung (T-106) menuju heater
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)
Kapasitas	: 79,8 gallon/min

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 32°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 3 in
<i>Static head</i>	: 16,4 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 0,52 Hp
P actual pompa	: 1,34 Hp
Power motor	: 3 Hp (standar NEMA)
Harga alat	: \$8.226

3.2.34 Heater (HE-101)

Kode	: HE-101
Fungsi	: Menaikkan temperatur keluar tangki penampung (T-106) dari 32 °C menjadi 99,06°C
Tipe	: 1-2 shell and tube exchanger

Data konstruksi

Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA – 516 70</i>
------------------	--------------------------------------

Shell side

ID	: 12 in
Baffle spaces	: 2,4 in

Tube side

Number, length	: 75 , 16
OD, BWG	: 1 , 16

Data performance

UC	: 120
UD	: 100
Rd	: 0,002

Fluida	
Shell side	: Steam
Tube side	: Etanol
Temperatur masuk	
Shell side	: 220°C
Tube side	: 32°C
Temperatur keluar	
Shell side	: 220°C
Tube side	: 99,06°C
Tekanan	: 1 atm
Jumlah passes	
Shell side	: 2 passes
Tube side	: 1 passes
Pressure drop	
Shell side	: 1 psi
Tube side	: 1 psi
Harga alat	: \$22.507

3.2.35 Menara Distilasi (MD-201)

Kode	: MD-201
Fungsi	: Memurnikan etanol hingga 95,63%
Tipe	: <i>Sieve tray</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 193 B7</i>
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	
Suhu	: 98°C
Tekanan	: 1 atm
Diameter <i>column</i>	: 2,4 m
Tinggi	: 11,7 m

Tebal <i>colomn</i>	: 0,19 in
Tray	
Jumlah	: 12 tray
Lokasi umpan	: Tray ke 6
Diameter lubang	: 0,0045 m
<i>Tray spacing</i>	: 0,4 m
Harga alat	: \$137.100

3.2.36 Kondensor Parsial (CD-101)

Kode	: CD-101
Fungsi	: Mengubah distilat menjadi dua fase, gas dan cairan, cairan sebagai reflux dan gas masuk ke PSA
Tipe	: 1-2 shell and tube exchanger

Data konstruksi

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA – 516 70*

Shell side

ID	: 27 in
Baffle spaces	: 0,38 in

Tube side

Number, length	: 171 , 16
OD, BWG	: 0,75 , 16

Data performance

UC	: 98
UD	: 80
Rd	: 0,002

Fluida

Shell side	: Etanol
Tube side	: Pendingin

Temperatur masuk

Shell side : 82°C

Tube side : 30°C

Temperatur keluar

Shell side : 80°C

Tube side : 49°C

Tekanan : 1 atm

Jumlah passes

Shell side : 1 passes

Tube side : 2 passes

Pressure drop

Shell side : 1 psi

Tube side : 1,74 psi

Harga alat : \$106.595

3.2.37 Tangki akumulasi distilat (ACC)

Kode : ACC

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA 193 – B7*

Fungsi : Tempat untuk menampung keluaran kondensor parsial

Tipe tangki : Silinder horizontal tutup atas dan bawah ellipsoidal

Jumlah : 1 unit

Suhu : 80°C

Volume tangki : 5,56 m³

Tinggi tangki : 1,5 m

Panjang tangki : 3 m

Tebal dinding tangki : 3/16 in

Tebal *head* tangki : 3/16 in

Harga alat : \$2.970

3.2.38 Pompa X (P-110)

Kode	: P-110 A/B
Fungsi	: Mengalirkan fluida menuju menara distilasi
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)
Kapasitas	: 40 gallon/min

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 2,5 in
<i>Static head</i>	: 3,28 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 0,17 Hp
P actual pompa	: 0,44 Hp
Power motor	: 0,5 Hp
Harga alat	: \$7.198

3.2.39 Pompa XI (P-111)

Kode	: P-111 A/B
Fungsi	: Mengalirkan umpan masuk reaktor dari tangki penampung menuju reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)
Kapasitas	: 393,32 gallon/min

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>

Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 34 Hp
P actual pompa	: 87 Hp
Power motor	: 210 Hp
Harga alat	: \$40.901

3.2.40 Pompa XII (P-112)

Kode	: P-112 A/B
Fungsi	: Mengalirkan enzim <i>saccharomyces cerevisiae</i> ke dalam reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)
Kapasitas	: 393,32 gallon/min

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 34 Hp
P actual pompa	: 87 Hp
Power motor	: 0.3 Hp
Harga alat	: \$914

3.2.41 Pompa XIII (P-113)

Kode : P-113 A/B
 Fungsi : Mengalirkan enzim novozym masuk kedalam reaktor

Tipe : *Centrifugal pump*
 Jumlah : 2 unit (1 cadangan)
 Kapasitas : 393,32 gallon/min

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
 - Suhu : 30°C
- Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*
 Diameter nominal : 8 in
Static head : 9,84 ft.lbf/lbm
 P teoritis pompa : 34 Hp
 P actual pompa : 87 Hp
 Power motor : 0,3 Hp
 Harga alat : \$914

3.2.42 Pompa XIV (P-114)

Kode : P-114 A/B
 Fungsi : Mengalirkan enzim selulase menuju reaktor

Tipe : *Centrifugal pump*
 Jumlah : 2 unit (1 cadangan)
 Kapasitas : 393,32 gallon/min

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C

Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 34 Hp
P actual pompa	: 87 Hp
Power motor	: 1 Hp
Harga alat	: \$1142

3.2.43 Pompa XV(P-115)

Kode	: P-115 A/B
Fungsi	: Mengalirkan etanol reaktor 2 ke centrifuge

Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)
Kapasitas	: 393,32 gallon/min

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C

Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
P teoritis pompa	: 34 Hp
P actual pompa	: 87 Hp
Power motor	: 4 Hp
Harga alat	: \$2285

3.2.44 Reboiler (RB-101)

Kode	: RB-101
Fungsi	: Menaikkan temperatur keluaran bottom menara distilasi dari 98°C menjadi 110°C
Tipe	: 1-2 shell and tube exchanger
Data konstruksi	
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA – 516 70</i>
Shell side	
ID	: 21,25 in
Baffle spaces	: 4,3 in
Tube side	
Number, length	: 167 , 16
OD, BWG	: 0,75 , 16
Data performance	
UC	: 140
UD	: 100
Rd	: 0,003
Fluida	
Shell side	: Steam
Tube side	: Etanol
Temperatur masuk	
Shell side	: 220°C
Tube side	: 98°C
Temperatur keluar	
Shell side	: 220°C
Tube side	: 110°C
Tekanan	: 1 atm
Jumlah passes	
Shell side	: 8 passes

Tube side : 1 passes

Pressure drop

Shell side : 1 psi

Tube side : 1 psi

Harga alat : \$28.334

3.2.45 Kompresor (CP-101)

Kode : C-101

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan sebelum masuk ke PSA

Tipe : *Centrifugal multistage*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 285 A*

Jumlah : 1 unit

Suhu : 80°C

Tekanan masuk : 1 atm

Tekanan keluar : 20 atm

Power kompresor : 10 Hp

Harga alat : \$14.281

3.2.46 Pressure Swing Adsorption (PA-101)

Kode : PA-101/102

Fungsi : Untuk memurnikan etanol hingga 99,5%

Tipe : *Packing Tower*

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 193 B7*

Jumlah : 2 unit

Suhu : 80°C

Tekanan : 20 atm

Tinggi packing : 12 m

Tinggi head	: 0,15 m
Tinggi kolom	: 12,4 m
Diameter	: 0,7 in
Tebal	: 3/16 in
<i>Liquid hold up</i>	: 6,18 kg/m ² .s
Harga alat	: \$108.537

3.2.47 Expander (E-101)

Kode	: E-101
Fungsi	: Untuk menurunkan tekanan setelah keluar PSA
Tipe	: <i>Centrifugal multistage</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 285 A</i>
Jumlah	: 1 unit
Suhu	: 80°C
Tekanan masuk	: 20 atm
Tekanan keluar	: 1 atm
Power expander	: 7,5 Hp
Harga alat	: \$34.846

3.2.48 Kondensor (CD-101)

Kode	: CD-101
Fungsi	: Mengubah gas keluaran PSA menjadi cairan dan Menurunkan suhu dari 80°C menjadi 30°C
Tipe	: 1-2 shell and tube exchanger
Data konstruksi	
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel SA – 516 70</i>
Shell side	
ID	: 0,62 in

Baffle spaces : 4,3 in

Tube side

Number, length : 952 , 16

OD, BWG : 0,75 , 16

Data performance

UC : 100

UD : 75

Rd : 0,003

Fluida

Shell side : Etanol

Tube side : Pendingin

Temperatur masuk

Shell side : 80°C

Tube side : 30°C

Temperatur keluar

Shell side : 30°C

Tube side : 49°C

Tekanan : 1 atm

Jumlah passes

Shell side : 1 passes

Tube side : 1 passes

Pressure drop

Shell side : 1 psi

Tube side : 1,74 psi

Harga alat : \$164.634

3.2.49 Tangki Penampungan Produk

Kode	: T-107
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 193 – B7</i>
Fungsi	: Tempat untuk menampung produk
Tipe tangki	: Silinder tegak dengan tutup bagian atas <i>torispherical</i>
Jumlah	: 1 unit
Suhu	: 30°
Tangki (shell)	
Volume tangki	: 326,4 m ³
Diameter tangki	: 8,7 m
Tinggi tangki	: 15,3 m
Tebal dinding tangki	: ½ in
Tebal <i>head</i> tangki	: ½ in
Harga alat	: \$41.130

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1. Kapasitas Perancangan

Penentuan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan bioetanol di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan bioetanol dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan akan bioetanol terus meningkat di tahun-tahun mendatang, dengan berkembangnya industri - industri yang menggunakan etanol sebagai bahan baku. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 40.000 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS balai "Statistik Perdagangan Indonesia" tentang kebutuhan biotanol di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat.

2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku tandan kosong kelapa sawit diperoleh dari hasil perkebunan lahan kelapa sawit di Kalimantan Tengah.

3. Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

Pabrik yang sudah beroperasi dalam pembuatan Etanol antara lain : PT. Unggul Indah Corporation dengan kapasitas 72.000 ton/tahun, PT.Acidatama dengan kapasitas 38.000 ton/ tahun.

3.3.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

a) Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

1. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
2. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi,

misalnya :

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran.

b) Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

1. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

2. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan keraguan pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat

3. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang sangat penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Untuk itu pemilihan lokasi yang tepat sangat diperlukan sejak tahap perancangan dengan memperhatikan berbagai macam pertimbangan. Pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik (Peter and Timmerhaus, 1990).

Pabrik bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit dengan kapasitas produksi 40.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Kotawaringin Barat, Kalimantan Tengah. Berikut adalah faktor – faktor yang mempengaruhi penentuan lokasi pabrik :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor - faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Penyediaan bahan baku relatif mudah karena, banyaknya lahan luas yang ditanami kelapa sawit di daerah Kotawaringin Barat, Kalimantan Tengah dengan luas lahan yang cukup banyak. Berikut adalah hal yang perlu diperhatikan mengenai bahan baku:

- Jarak bahan baku dengan pabrik
- Kapasitas dari bahan baku yang ada di sumber
- Penanganan dari bahan baku

- Kemungkinan memperoleh bahan baku dari sumber yang lain

2. Pemasaran Produk

Bioetanol hasil dari produksi akan digunakan sebagai campuran pembuatan bahan bakar ramah lingkungan yang ada di Indonesia. Fokus area pemasaran bioetanol yaitu pulau Jawa, Sulawesi, Sumatera dan Kalimantan, dimana sarana transportasi yang tersedia sudah cukup lengkap dan memasarkan produk ke pasar internasional (ekspor) mengingat persaingan dunia industri yang semakin bebas.

Berikut adalah hal yang perlu diperhatikan mengenai pemasaran :

- Daerah pemasaran produk
- Jumlah pesaing (competitor) yang ada dan pengaruhnya
- Kemampuan daya serap pasar
- Jarak pemasaran dari lokasi pabrik
- Sistem pemasaran yang digunakan

3. Kebutuhan Listrik dan Bahan Bakar

Tenaga listrik dan bahan bakar merupakan faktor penunjang yang sangat penting. Kebutuhan tenaga listrik untuk operasi pabrik diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara (PLN). Selain tenaga listrik dari PLN disediakan pula pembangkit listrik cadangan dari generator diesel yang bahan bakar diperoleh dari Pertamina.

4. Kebutuhan Air

Air merupakan komponen penting bagi suatu pabrik industri kimia. Kebutuhan air pada pabrik bioetanol diperoleh dari air sungai yang lebih dulu di *treatment*. Air berguna untuk proses, sarana utilitas, dan keperluan domestik.

5. Tenaga kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik, Untuk tenaga kerja dengan kualitas tertentu dapat dengan mudah diperoleh meski tidak dari daerah setempat. Sedangkan untuk tenaga buruh diambil dari daerah setempat atau dari para pendatang pencari kerja.

6. Transportasi

Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik merupakan kawasan yang telah memiliki sarana pelabuhan dan pengangkutan darat sehingga pembelian bahan baku dan distribusi produk dapat dilakukan melalui jalan darat atau laut.

7. Kondisi Iklim dan Cuaca

Kondisi cuaca dan iklim sekitar pabrik relatif stabil dan belum pernah terjadi bencana alam yang berarti sehingga memungkinkan pabrik berjalan dengan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi:

1. Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di daerah Karawang sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

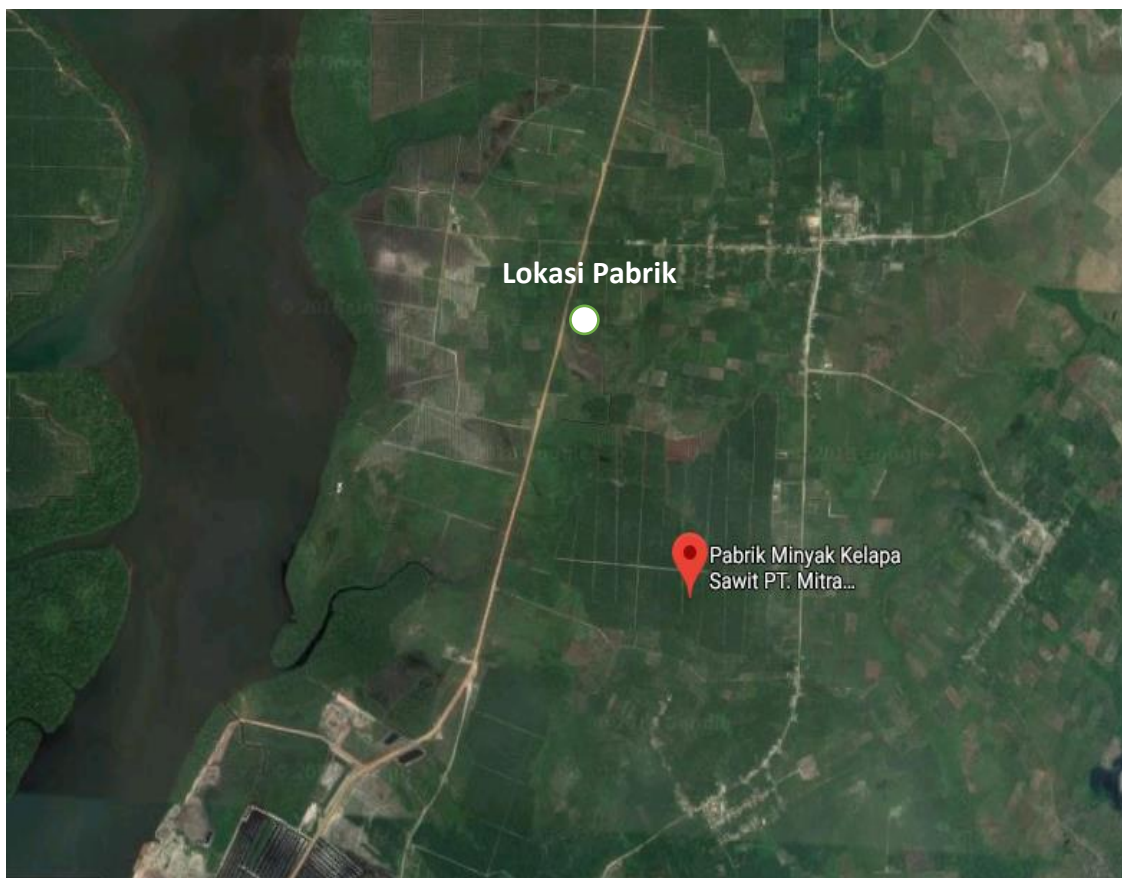
2. Perizinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Segi keamanan kerja terpenuhi.
- Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- Transportasi yang baik dan efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.



**Gambar 4.1 Peta Lokasi Pabrik
Kotawaringin Barat, Kalimantan Tengah**

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan rencana dari pengaturan yang sangat efektif dari fasilitas – fasilitas fisik dan tenaga kerja untuk menghasilkan produk. Tata letak pabrik meliputi perencanaan kebutuhan ruangan untuk semua aktivitas pabrik meliputi kantor, gudang, kamar dan semua fasilitas lain yang berhubungan dengan proses dalam menghasilkan produk. Tata letak suatu pabrik memiliki peranan penting dalam menentukan biaya konstruksi, biaya produksi, efisiensi dan keselamatan kerja. Oleh karena itu tata letak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan dikemudian hari. Selain peralatan proses, beberapa bangunan fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos penjaga, dan sebagainya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas, barang dan proses.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

1. Daerah Administrasi/Perkantoran dan Laboratorium

Daerah administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan yang dijual.

2. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.. Ruang control sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses

3. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

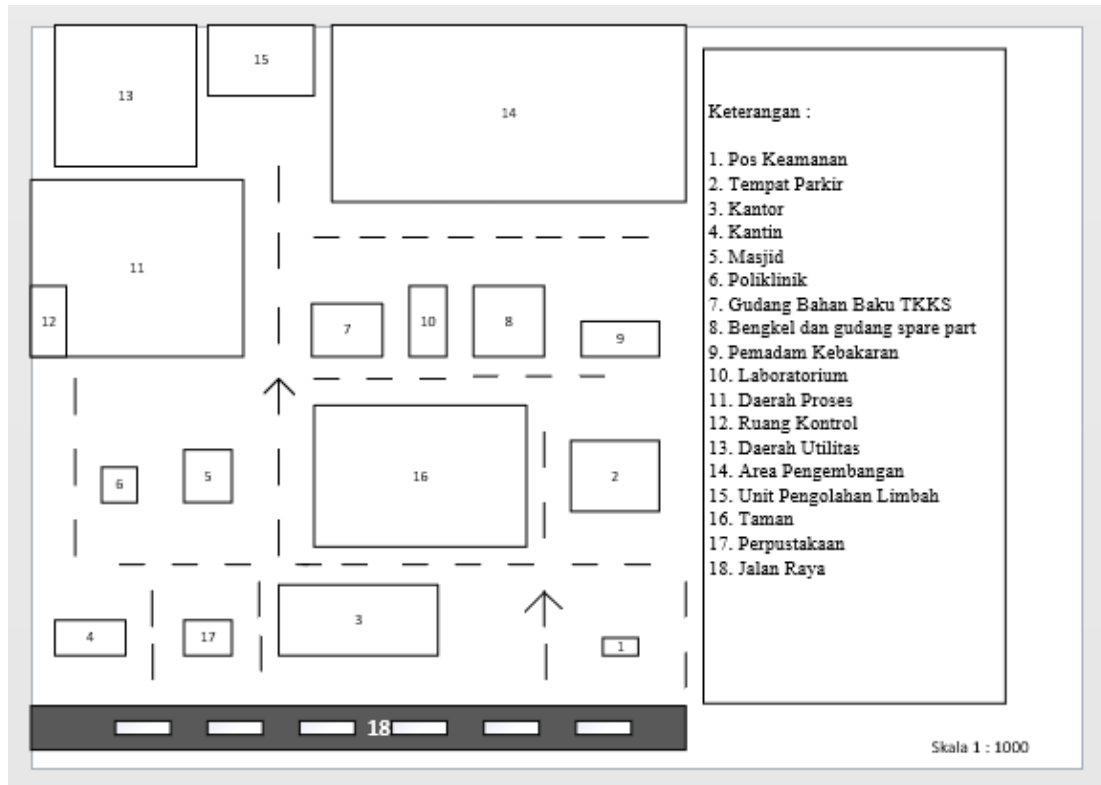
4. Daerah utilitas dan *power station*

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan air dan tenaga listrik dipusatkan. Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan.

Perencanaan pabrik bioetanol ini diperkirakan dibuat di atas tanah seluas 34.300 m² atau 3,42 hektar. Adapun perincian luas tanah dan tata letak pabrik yang akan dibangun dapat dilihat pada tabel 4.1 dan gambar 4.2 di bawah ini :

Tabel 4.1 Perkiraan Luas Area Pabrik Bioetanol

No	Lokasi	ukuran (m)	luas (m ²)
1.	Pos Keamanan	5 × 10	50
2.	Tempat parker	25 × 20	500
3.	Kantor	50 × 20	1000
4.	Kantin	20 × 10	200
5.	Masjid	10 × 30	300
6.	Poliklinik	10 × 10	100
7.	Gudang Bahan Baku TKKS	20 × 15	300
8.	Bengkel dan gudang spare part	20 × 20	400
9.	Pemadam Kebakaran	20 × 10	200
10.	Laboratorium	10 × 20	300
11.	Daerah Proses	50 × 40	2000
12.	Ruang Kontrol	10 × 20	200
13.	Daerah Utilitas	40 × 40	1600
14.	Area pengembangan	100 × 50	5000
15.	Unit Pengolahan Limbah	30 × 20	600
16.	taman dan jalan	60 × 40	2400
17.	Perpustakaan	15 × 10	150
	Luas Bangunan		15300
	Luas Tanah		19000



Gambar 4.2 Layout Pabrik Bioetanol

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu :

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

2. Aliran Udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4. Lalu lintas manusia

Perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

Penempatan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dengan tetap menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

6. Jarak antar alat proses

Alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan pada alat-alat proses lainnya.

7. *Maintenance*

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Perawatan *preventif* dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara

terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat memproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan. Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap alat meliputi :

1. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta *leveling* alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang rusak, kemudian dikembalikan seperti kondisi semula.

2. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah :

a. Umur alat

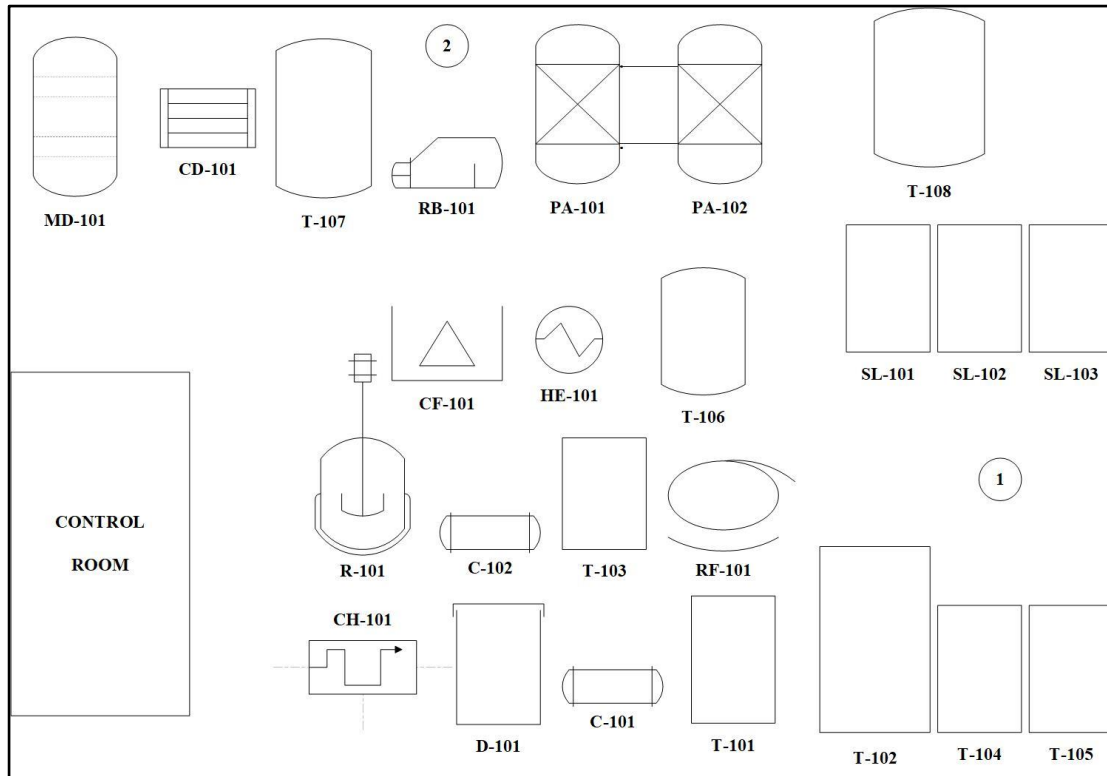
Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan

b. Bahan baku

Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerasakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
2. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan
3. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.



Keterangan :

1. Daerah penyimpanan bahan pendukung
2. Daerah pemurnian produk

CH-101	: Chopper	CF-101	: Centrifuge
D-101	: Digester	H-101	: Heater
C-101	: Cooler 1	T-106	: Tangki penampung glukosa
T-101	: Tangki delignifikasi	MD-101	: Menara distilasi
RF-101	: Rotary Filter	CD-101	: Kondensor
T-103	: Tangki Pengenceran	T-107	: Tangki akumulasi distilat
C-102	: Cooler 2	R-101	: Reaktor
RB-101	: Reboiler	SL-103	: Silo Yeast
PA-101/102	: Pressure Swing Adsorption		

SL-101	: Silo enzim selulosa
SL-102	: Silo enzim novozym
T-102	: Tangki penyimpanan NaOH
T-104	: Tangki penyimpanan $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$
T-105	: Tangki penyimpanan H_2SO_4
T-108	: Tangki penyimpanan produk

4.4 Material dan Alir Proses

1. Screening

Kode	: SC-201
Fungsi	: Menyaring partikel – partikel padatan dari air sungai
Tipe	: bar screen
Bahan konstruksi	: stainless steel
Lebar bar	: 5 mm
Tebal bar	: 20 mm
Bar clear spacing	: 20 mm
Panjang screening	: 2 m
Lebar screening	: 2 m
Jumlah bar	: 50 buah
Jumlah	: 1 unit
Harga alat	: \$15.995

2. Bak Pengendapan

Kode	: B-201
Fungsi	: Menampung air sungai dan mengendapkan sebagian kotoran serta padatan halus yang terbawa
Tipe	: bak dengan permukaan persegi

Bahan konstruksi	: beton
Kapasitas	: 12467 m ³
Tinggi	: 12,8 m
Panjang	: 38,3 m
Lebar	: 25 m
Jumlah	: 1 unit
Harga alat	: \$1.485

3. Bak Flokulator

Kode	: B-202
Fungsi	: Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan.
Tipe	: Bak dengan permukaan persegi
Bahan konstruksi	: beton
Kapasitas	: 493,5 m ³
Tinggi	: 8,6 m
Diameter	: 8,6 m
Jumlah	: 1 unit
Jumlah impeller	: 1 buah
Diameter impeller	: 2,9 m
Jenis pengaduk	: Marine propeller 3 blade
Jumlah Pengaduk	: 4 buah
Jarak cairan dalam tangki:	7,7 m
Lebar baffle	: 0,3 m
Daya motor pengaduk	: 2 Hp
Harga alat	: \$1.485

4. Clarifier

Kode	: CL-201
Fungsi	: Mengendapkan flok yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu
Tipe	: Tangki dengan bagian bawah berbentuk konis
Bahan konstruksi	: Beton
Kapasitas	: 65,73 m ³
Jumlah	: 1 unit
Tinggi	: 4,7 m
Diameter	: 4,2 m
Tebal shell	: 2 in
Tebal head	: 2 in
Jenis pengaduk	: <i>flat six – blade turbine with disk</i>
Jumlah baffle	: 4 buah
Daya motor pengaduk	: 0,5 Hp
Harga alat	: \$65.808

5. Sand Filter / Bak Penyaring

Kode	: B-203
Fungsi	: Menyaring kotoran - kotoran yang masih tertinggal di dalam air dari bak penampung air clarifier
Tipe	: silinder vertical dengan tutup atas dan bawah datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 52 m ³
Tinggi	: 2,4 m
Lebar	: 4,7 m
Panjang	: 4,7 m
Harga alat	: \$48.251

6. Tangki Air Bersih

Kode	: T-201
Fungsi	: Tempat penampungan air bersih sebelum dilakukan pendistribusian untuk air sanitasi, dan air diolah pada kation exchanger dan anion exchanger
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah datar
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel SA – 129 grade A</i>
Kapasitas	: 2646 m ³
Jumlah	: 1 unit
Tinggi	: 15 m
Diameter	: 15 m
Tebal shell	: 2 in
Tebal head	: 2 in
Harga alat	: \$96.427

7. Tangki Air Pendingin

Kode	: T-202
Fungsi	: Tempat penampungan air pendingin
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>
Kapasitas	: 1359 m ³
Jumlah	: 1 unit
Tinggi	: 12 m
Diameter	: 12 m
Tebal shell	: 0,2 in
Tebal head	: 0,2 in
Harga alat	: \$64.696

8. Cooling Tower

Kode	: CT-201
Fungsi	: Mendinginkan air sirkulasi dari pabrik agar dapat digunakan kembali
Tipe	: <i>Induced draft cooling tower</i>
Jumlah	: 1 unit
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>
Luas cooling tower	: 26,2 m ²
Panjang	: 5,1 m
Lebar	: 5,1 m
Tinggi	: 5,5 m
Suhu masuk	: 100°C
Suhu keluar	: 30°C
Harga alat	: \$1.142

9. Blower Cooling Tower

Kode	: BCT-201
Fungsi	: Menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Suhu masuk	: 100°C
Suhu keluar	: 30°C
Power motor	: 40 Hp
Harga alat	: \$1.028

10. Tangki Klorinasi

Kode	: T-203
Fungsi	: Mencampur klorin ke dalam air sanitasi
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>

Kapasitas	: 2,8 m ³
Jumlah	: 1 unit
Tinggi	: 1,5 m
Diameter	: 1,5 m
Harga alat	: \$8.569

11. Tangki Air Sanitasi

Kode	: T-204
Fungsi	: Tempat penampungan air sanitasi
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>
Jumlah	: 1 unit
Kapasitas	: 66,1 m ³
Tinggi	: 4,4 m
Diameter	: 4,4 m
Tebal shell	: 3/8 in
Tebal head	: 3/8 in
Harga alat	: \$38.274

12. Tangki Kation Exchanger

Kode	: T-205
Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation - kation seperti Ca dan Mg
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah elipsoidal
Jumlah	: 2 unit (1 standby)
Bahan konstruksi	: <i>carbon steel SA-516 70</i>
Volume resin	: 0,2 m ³
Tinggi bed resin	: 1,02 m
Diameter	: 0,5 m

Tinggi	: 1,22 m
Tebal shell	: 5/16 in
Tebal head	: 5/16 in
Harga alat	: \$20.793

13. Tangki Anion Exchanger

Kode	: T-206
Fungsi	: Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh anion - anion seperti Cl, SO ₄ dan NO ₃
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah elipsoidal
Jumlah	: 2 unit (1 standby)
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-516 70</i>
Volume resin	: 0,2 m ³
Tinggi bed resin	: 1,02 m
Diameter	: 0,5 m
Tinggi	: 1,22 m
Tebal shell	: 5/16 in
Tebal head	: 5/16 in
Harga alat	: \$21.250

14. Tangki H₂SO₄

Kode	: T-207
Fungsi	: Menampung/ menyimpan H ₂ SO ₄ yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>
Kapasitas	: 5,89 m ³

Jumlah	: 1 unit
Tinggi	: 1,96 m
Diameter	: 1,96 m
Harga alat	: \$1.485

15. Tangki NaOH

Kode	: T-208
Fungsi	: Menampung/menyimpan H ₂ SO ₄ yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>
Kapasitas	: 0,93 m ³
Jumlah	: 1 unit
Tinggi	: 1,06 m
Diameter	: 1,06 m
Harga alat	: \$1.485

16. Tangki N₂H₄

Kode	: T-209
Fungsi	: Menyimpan larutan N ₂ H ₄ (hydrazin)
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>
Kapasitas	: 2,8 m ³
Jumlah	: 1 unit
Tinggi	: 1,53 m
Diameter	: 1,53 m
Harga alat	: \$1.485

17. Tangki Air Proses

Kode	: T-210
Fungsi	: Tempat penampungan air proses
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>
Kapasitas	: 3744,6 m ³
Jumlah	: 1 unit
Tinggi	: 16,83 m
Diameter	: 16,83 m
Tebal shell	: 0,75 in
Tebal head	: 0,75 in
Harga alat	: \$64.696

18. Tangki Umpan Boiler

Kode	: T-211
Fungsi	: Tempat penampungan air umpan boiler
Tipe	: Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah datar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>
Kapasitas	: 1363,12 m ³
Jumlah	: 1 unit
Tinggi	: 12,01 m
Diameter	: 12,01 m
Tebal shell	: 0,75 in
Tebal head	: 0,75 in
Harga alat	: \$73.120

19. Daerator

Kode	: DE-201
Fungsi	: Menghilangkan gas CO ₂ dan O ₂ yang terikat dalam <i>feed water</i> yang menyebabkan kerak pada boiler
Tipe	: Silinder horizontal dengan tutup ellipsoidal
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>
Kapasitas	: 2,75 m ³
Jumlah	: 1 unit
Tinggi	: 1,52 m
Diameter	: 1,52 m
Harga alat	: \$24.264

20. Boiler

Kode	: BL-201
Fungsi	: Menyiapkan uap 220°C untuk keperluan proses
Tipe	: <i>Water tube boiler</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA – 129 grade A</i>
Volume bahan bakar	: 284,6 m ³
Jumlah	: 1 unit
Tinggi	: 11,3 m
Diameter	: 5,7 m
Harga alat	: \$138.699

21. Kompresor

Kode	: C-201
Fungsi	: Mengalirkan udara dari lingkungan ke area proses untuk kebutuhan instrumentasi
Tipe	: <i>Single stage reciprocating compressor</i>
Daya kompresor	: 5 Hp

Tekanan keluar : 6 atm
 Harga alat : \$8.226

22. Tangki Silica Gel

Kode : T-212
 Fungsi : Tempat penyimpanan silika gel. Silika gel sebagai penjerap air yang terkandung dalam udara
 Tipe : *Single stage reciprocating compressor*
 Volume silika gel : 0,04 m³
 Diameter : 0,32 m
 Harga alat : \$1.485

23. Pompa I

Kode : P-201
 Fungsi : Mengalirkan air dari screening menuju bak pengendap
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C

Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*
 Diameter nominal : 8 in
Static head : 9,84 ft.lbf/lbm
 Daya pompa : 6,75 Hp
 Daya motor : 7,5 Hp (standard NEMA)
 Harga alat : \$30.733

24. Pompa II

Kode	: P-202
Fungsi	: Mengalirkan air dari bak pengendap menuju bak flokulator
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
Daya pompa	: 6,75 Hp
Daya motor	: 7,5 Hp (standard NEMA)
Harga alat	: \$30.733

25. Pompa III

Kode	: P-203
Fungsi	: Mengalirkan air dari bak flokulator menuju <i>clarifier</i>
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
Daya pompa	: 6,4 Hp

Daya motor : 7,5 Hp (standard NEMA)
 Harga alat : \$30.733

26. Pompa IV

Kode : P-204
 Fungsi : Mengalirkan air dari *clarifier* menuju *sand filter*
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C

Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*
 Diameter nominal : 8 in
Static head : 9,84 ft.lbf/lbm
 Daya pompa : 6,4 Hp
 Daya motor : 7,5 Hp (standard NEMA)
 Harga alat : \$30.733

27. Pompa V

Kode : P-205
 Fungsi : Mengalirkan air dari *sand filter* menuju bak air bersih
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C

Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*
 Diameter nominal : 8 in

<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
Daya pompa	: 6,1 Hp
Daya motor	: 7,5 Hp (standard NEMA)
Harga alat	: \$27.306

28. Pompa VI

Kode	: P-206
Fungsi	: Mengalirkan air dari bak bersih menuju area Kebutuhan air
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
Daya pompa	: 5,8 Hp
Daya motor	: 7,5 Hp (standard NEMA)
Harga alat	: \$27.306

29. Pompa VII (P-207)

Kode	: P-207
Fungsi	: Mengalirkan air dari bak bersih menuju bak air pendingin
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C
- Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*
- Diameter nominal : 8 in
- Static head* : 9,84 ft.lbf/lbm
- Daya pompa : 2,6 Hp
- Daya motor : 3 Hp (standard NEMA)
- Harga alat : \$12.682

30. Pompa VIII

- Kode : P-208
- Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju *cooling tower*
- Tipe : *Centrifugal pump*
- Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C
- Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*
- Diameter nominal : 8 in
- Static head* : 9,84 ft.lbf/lbm
- Daya pompa : 2,6 Hp
- Daya motor : 3 Hp (standard NEMA)
- Harga alat : \$12.682

31. Pompa IX

Kode	: P-209
Fungsi	: Mengalirkan air <i>cooling tower</i> menuju unit proses
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
Daya pompa	: 2,6 Hp
Daya motor	: 3 Hp (standard NEMA)
Harga alat	: \$12.682

32. Pompa X

Kode	: P-210
Fungsi	: Mengalirkan air dari bak bersih menuju tangki klorinasi
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
Daya pompa	: 0,04 Hp

Daya motor : 0,05 Hp (standard NEMA)
 Harga alat : \$6.398

33. Pompa XI

Kode : P-211
 Fungsi : Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air sanitasi
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C

Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*
 Diameter nominal : 8 in
Static head : 9,84 ft.lbf/lbm
 Daya pompa : 0,04 Hp
 Daya motor : 0,05 Hp (standard NEMA)
 Harga alat : \$6.398

34. Pompa XII

Kode : P-212
 Fungsi : Mengalirkan air dari tangki air sanitasi menuju area kebutuhan sanitasi
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C

Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
Daya pompa	: 6,7 Hp
Daya motor	: 10 Hp (standard NEMA)
Harga alat	: \$30.733

35. Pompa XIII

Kode	: P-213
Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki air bersih menuju tangki kation exchanger
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
Daya pompa	: 0,04 Hp
Daya motor	: 0,05 Hp (standard NEMA)
Harga alat	: \$6.398

36. Pompa XIV

Kode	: P-214
Fungsi	: Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari tangki H ₂ SO ₄ menuju tangki kation exchanger
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>

Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

• Tekanan : 1 atm

• Suhu : 30°C

Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*

Diameter nominal : 8 in

Static head : 9,84 ft.lbf/lbm

Daya pompa : 0,0008 Hp

Daya motor : 0,05 Hp (standard NEMA)

Harga alat : \$6.398

37. Pompa XV

Kode : P-215

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki kation *exchanger* menuju tangki anion *exchanger*

Tipe : *Centrifugal pump*

Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

• Tekanan : 1 atm

• Suhu : 30°C

Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*

Diameter nominal : 8 in

Static head : 9,84 ft.lbf/lbm

Daya pompa : 0,04 Hp

Daya motor : 0,05 Hp (standard NEMA)

Harga alat : \$8.340

38. Pompa XVI

Kode	: P-216
Fungsi	: Mengalirkan NaOH dari tangki NaOH menuju tangki anion exchanger
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

• Tekanan	: 1 atm
• Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
Daya pompa	: 0,0001 Hp
Daya motor	: 0,05 Hp (standard NEMA)
Harga alat	: \$6.398

39. Pompa XVII

Kode	: P-217
Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki anion exchanger menuju daerator
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Jumlah	: 2 unit (1 cadangan)
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 30°C
Jenis pipa	: <i>Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)</i>
Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
Daya pompa	: 0,04 Hp

Daya motor : 0,05 Hp (standard NEMA)
 Harga alat : \$6.398

40. Pompa XVIII

Kode : P-218
 Fungsi : Mengalirkan N_2H_4 dari tangki H_2N_4 menuju daerator
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C

Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*
 Diameter nominal : 8 in
Static head : 9,84 ft.lbf/lbm
 Daya pompa : 0,000001 Hp
 Daya motor : 0,05 Hp (standard NEMA)
 Harga alat : \$6.398

41. Pompa XIX

Kode : P-219
 Fungsi : Mengalirkan air dari daerator menuju boiler
 Tipe : *Centrifugal pump*
 Jumlah : 2 unit (1 cadangan)

Kondisi operasi

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 30°C

Jenis pipa : *Carbon Steel SA 285 grade A (ASME II)*

Diameter nominal	: 8 in
<i>Static head</i>	: 9,84 ft.lbf/lbm
Daya pompa	: 0,04 Hp
Daya motor	: 0,05 Hp (standard NEMA)
Harga alat	: \$8.340

4.5 Utilitas

Unit pendukung proses atau unit utilitas adalah suatu unit yang sangat diperlukan dalam kegiatan produksi, untuk menunjang kelancaran proses produksi. Unit pendukung proses antara lain terdiri dari penyediaan dan pengolahan air, pembuatan steam, penyediaan bahan bakar, listrik dan udara tekan. Unit utilitas yang terdapat dalam pabrik etanol antara lain :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air
2. Unit pembangkit steam
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan udara tekan

4.5.1 Unit Penyediaan Air dan Pengolahan Air

1. Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik etanol ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.

2. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

Air bersih pada pabrik biasanya digunakan untuk memenuhi keperluan antara lain:

a. Unit Proses

Air proses merupakan air yang digunakan sebagai campuran dalam fluida proses ataupun bahan hidrolisis, bahan baku spesifikasi dan jumlah kebutuhan air proses pada tabel 4.2 berikut ini :

Tabel 4.2 Syarat Baku Mutu Air Proses

Spesifikasi	Nilai	Satuan
Turbiditas	<0,1	FTU
pH	6,5 – 7,5	
M-Alkali	<10	mg/l
Iron	<0,1	mg/l
SiO ₂	2	mg/l

Sumber : Batan.go.id

Tabel 4.3 Jumlah Kebutuhan Air Proses

No	Kebutuhan	Jumlah	satuan
1.	<i>Digester</i>	89353,40	kg/jam
2.	<i>Rotary Filter</i>	28948,59	kg/jam
3.	Tangki Pengenceran	3616,70	kg/jam
Total		121918,69	kg/jam
Make up 10%		12191,87	kg/jam
Total Kebutuhan		134110,56	kg/jam

b. Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai pendingin peralatan proses dan pertukaran/perpindahan panas dalam heat exchanger dengan tujuan untuk memindahkan panas suatu zat di dalam aliran ke dalam air. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam penyediaan air untuk keperluan pendinginan sebagai berikut :

1. Kسادahan air yang dapat menyebabkan terjadinya *scale* (kerak) pada sistem perpipaan
2. Mikroorganisme seperti bakteri, plankton yang tinggal dalam air sungai, berkembang dan tumbuh, sehingga menyebabkan fouling alat heat exchanger
3. Besi, yang dapat menimbulkan korosi
4. Minyak, yang merupakan penyebab terganggunya *film corrosion inhibitor*, menurunkan *heat transfer coefficient*, dapat menjadi makanan mikroba sehingga menimbulkan endapan.
5. Bahan-bahan penyebab korosi dan bahan-bahan penyebab penurunan efisiensi perpindahan panas seperti senyawa asam kuat.

Kualitas standar air pendingin dapat dilihat pada tabel 4.4 berikut ini :

Tabel 4.4 Syarat Baku Mutu Air Pendingin

Spesifikasi	Nilai	Satuan
Ca hardness sebagai CaCO ₃	< 150	Ppm
Mg hardness sebagai MgCO ₃	< 100	ppm
Silika sebagai SiO ₂	< 200	ppm
Turbiditas	<10	ppm
Cl- dan SO ₄ ²⁻	< 1.000	ppm
pH	6,5 – 8	
Ca ²⁺	Max. 300	ppm
Silika	Max. 150	ppm
TDS	Max 2.500	ppm

Sumber : Batan.go.id

Tabel 4.5 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin

No	Kebutuhan	Jumlah	satuan
1.	<i>Cooler Digester</i>	96576,20	kg/jam
2.	<i>Cooler</i>	87725,70	kg/jam
3.	<i>Condensor Parsial</i>	8688,39	kg/jam
4.	<i>Condensor -02</i>	2772,27	kg/jam
5.	Reaktor	40169,98	kg/jam
Total		157305,95	kg/jam
Make up 20%		31461,19	kg/jam
Total Kebutuhan		188767,15	kg/jam

c. Air untuk keperluan umum dan sanitasi

Air untuk keperluan umum adalah air yang dibutuhkan untuk sarana dalam pemenuhan kebutuhan pegawai seperti untuk mandi, cuci, kakus (MCK) dan

untuk kebutuhan kantor lainnya, serta kebutuhan rumah tangga. Air sanitasi diperlukan untuk pencucian atau pembersihan peralatan pabrik, utilitas, laboratorium, dan lainnya. Beberapa persyaratan untuk air sanitasi adalah sebagai berikut

- Syarat fisis : di bawah suhu kamar, tidak berwarna, tidak berasa, dan tidak berbau, tingkat kekeruhan $< 1 \text{ mg SiO}_2/\text{Liter}$.
- Syarat kimia; tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air, logam-logam berat lainnya yang beracun.
- Syarat biologis (bakteriologis) : tidak mengandung kuman/bakteri terutama bakteri patogen

Kebutuhan air sanitasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

a. Air untuk karyawan kantor

Kebutuhan air untuk per karyawan = 100 liter/hari

Jumlah pekerja dalam pabrik 120 orang maka dalam 1 hari dibutuhkan air sebanyak = $12.000 \text{ liter/hari} = 500 \text{ kg/jam}$

b. Air untuk laboratorium

Air untuk keperluan ini diperkirakan = $3000 \text{ liter/hari} = 125 \text{ kg/jam}$

c. Air untuk kebersihan, pertamanan dll

Air untuk keperluan ini diperkirakan = $4500 \text{ liter/hari} = 187,5 \text{ kg/jam}$

d. Air pemadam kebakaran (hydrant)

Salah satu bagian dari utilitas pabrik ini adalah air pemadam kebakaran. Kebutuhan air ini sangat diperlukan jika suatu saat terjadi musibah kebakaran yang menimpa salah satu bagian dari pabrik. Jadi, penggunaan air untuk keperluan ini tidak dilakukan secara kontinyu tetapi hanya bersifat insidental hanya bila terjadi kebakaran. Dalam praktiknya, kebutuhan air ini disalurkan melalui pipa *hydrant* yang tersambung melalui saluran yang melintasi seluruh lokasi pabrik. Pipa-pipa *hydrant* terutama dipersiapkan pada lokasi pabrik yang cukup strategis dengan

pertimbangan utama adalah agar memudahkan menjangkau semua area pabrik. Perkiraan jumlah air yang dibutuhkan untuk pemadam kebakaran sekitar 1100 kg/jam yang akan ditampung dalam bak penampung. Fasilitas pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* perlu ditempatkan pada tempat-tempat yang strategis, disamping itu disediakan pula *portable fire fighting equipment* pada setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dicapai. Dengan adanya fasilitas ini diharapkan keselamatan dan kesehatan kerja pabrik dapat tetap terjaga.

2. Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan Pabrik Etanol ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Kebutuhan air pabrik dapat diperoleh dari sumber air yang ada disekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisik dan kimia.

Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai berikut:

a. Penyaringan

Penyaringan air dari sumber untuk mencegah terikutnya kotoran berukuran besar yang masuk ke dalam bak pengendapan awal.

b. Pengendapan secara fisis

Mula-mula air dialirkan ke bak penampungan atau pengendapan awal (B-201) setelah melalui penyaringan dengan memasukkan alat penyaring. *Level Control System (LCS)* yang terdapat di bak penampung berfungsi untuk mengatur aliran masuk sehingga sesuai dengan keperluan pabrik. Dalam bak pengendapan awal kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya berat. Waktu tinggal dalam bak ini berkisar 4-24 jam (Powell,ST hal 14).

c. Koagulasi dan Flokulasi

Air sungai diambil dari sungai dengan menggunakan pompa yang pada ujung penyedot disertai saringan. Saringan bertujuan untuk mengurangi kotoran yang

ikut tersedot pompa. Air lewat saring kemudian diproses sedimentasi. Sedimentasi bertujuan memisahkan padatan dan lumpur yang terbawa. Lumpur dan partikel padatan dipisahkan agar tidak terjadi fouling. Partikel yang besar dihilangkan dengan penyaringan, tetapi partikel koloidal yang ada dipisahkan melalui proses klarifikasi dalam penetralan dan penggumpalan (koagulasi).

Pada proses koagulasi, digunakan bahan kimia sebagai bahan penggumpal, yaitu;

- Larutan Alum (aluminium sulfat)
Berupa tepung berwarna putih, dapat larut dalam air, stabil dalam udara, tidak mudah terbakar, tidak dapat larut dalam alkohol dan dapat dengan cepat membentuk gumpalan. Alum berfungsi sebagai bahan penggumpal (flocculants) untuk menjernihkan air. Pembentukan flock terbaik pada pH 6,5 – 7,5. Jumlah alum yang diinjeksikan sebanyak 0,06% dari air umpan dengan konsentrasi 17% volume.
- Soda kaustik
Soda kaustik diinjeksikan untuk mengatur pH atau memberikan kondisi basa pada air sungai, sehingga mempermudah pembentukan flock oleh alum karena air sungai cenderung bersifat asam. Jumlah soda abu yang diinjeksikan sebanyak 0,05% dari air umpan dengan konsentrasi 11% volume.
- Kaporit
Kaporit berfungsi untuk membunuh bakteri, jamur, dan mikroorganisme. Jumlah kaporit yang diinjeksikan sebanyak 1,2 % dari umpan dengan konsentrasi 33 % volume.

Reaksi yang terjadi adalah;



Tahapan proses koagulasi, flokulasi dan penjernihan adalah sebagai berikut;

1. Zat-zat pengotor dalam bentuk senyawa suspensi koloidal tersusun dari ion - ion bermuatan negatif yang saling tolak-menolak.
2. Aluminium Sulfat dalam air akan larut membentuk ion Al^{3+} dan OH^- serta menghasilkan asam sulfat sebagai berikut :

$$Al_2(SO_4)_3 + 6 H_2O \longrightarrow 2 Al^{3+} + 6 OH^- + 3 H_2SO_4$$
3. Ketika ion yang bermuatan positif dalam koagulan (Alum, Al^{3+}) bertemu/kontak dengan ion negatif tersebut pada kondisi pH tertentu maka akan terbentuk *flock* (butiran gelatin).
4. Butiran partikel *flock* ini akan terus bertambah besar dan berat sehingga cenderung akan mengendap ke bawah.
5. Pada proses pembentukan *flock*, pH cenderung turun (asam) karena terbentuk juga H_2SO_4 . Untuk mengontrol pH, diinjeksikan NaOH.
6. Untuk menjamin koagulasi yang efisien pada dosis bahan kimia yang minimal maka koagulan harus dicampur secara cepat dengan air.
7. Tahap selanjutnya adalah menjaga pembentukan flock (flokulasi) dan mengendapkan partikel *flock* sambil memperhatikan pembentukan lapisan lumpur (sludge blanket) dengan pengadukan pelan, sehingga air yang jernih akan terpisah dari endapan *flock*. Proses ini terjadi di *Clarifier/Flock creator*.
8. Lapisan lumpur juga berfungsi menahan *flock* yang baru terbentuk, oleh karena itu harus dijaga tetap ada.
9. Untuk menjaga supaya lumpur merata dan tidak terlalu padat dilakukan pengadukan lambat.
10. Level lapisan lumpur dijaga dengan melakukan *blowdown*.

d. Penyaringan (Filtration)

Air hasil koagulasi masih terkandung partikel. Partikel tersebut masih dapat menjadi penyebab *fouling* pada alat maupun perpipaan. Untuk memisahkan partikel yang masih tersisa dilakukan filtrasi. Filtrasi menggunakan *sand filter*.

Partikel yang tersaring akan terkumpul di lapisan permukaan *bed*. Apabila *bed* sudah banyak terisi oleh partikel pengotor setelah durasi tertentu, maka tekanan aliran akan tinggi. Apabila tekanan sudah tinggi, maka dilakukan *backwash* untuk membuang partikel pengotor yang terakumulasi pada *bed* selama penyaringan. Air *backwash* yang kaya akan pengotor dibuang sebagai limbah dan diolah lebih lanjut.

Proses filtrasi menggunakan beberapa jenis lapisan *bed*. Lapisan terdiri dari *antrasit*, *coarse sand*, *fine sand*, dan *activated carbon*. Lapisan tersebut tersusun berurutan. Urutan tersebut menyaring dari partikel yang besar (*antrasit*), sedang (*coarse sand*), kecil (*fine sand*) dan penyaring bau, warna dan klorin (*activated carbon*). Air keluaran proses filtrasi ini sudah memenuhi spesifikasi air proses, air pendingin dan sanitasi. Jadi, dari tangki produk filtrasi digunakan sebagai air proses, air pendingin, air *hydrant* dan air sanitasi. Bila filter ini telah jenuh maka perlu dilakukan regenerasi, dengan cara cuci aliran balik (*backwash*) dengan aliran yang lebih tinggi dari aliran filtrasi, hal ini dilakukan untuk melepaskan kotoran (*suspended matters*) dari permukaan filter dan untuk memperluas bidang penyaringan. Setelah di-*backwash* dan filter dioperasikan kembali, air hasil saringan untuk beberapa menit pertama dikirim ke pembuangan, hal ini dilakukan untuk membersihkan sistem dari benda-benda padat yang masih terbawa dan setelah itu dibuang. *Backwash* filter secara otomatis terjadi bila hilang tekan tinggi (*high pressure drop*) tercapai atau waktu operasi (*duration time*) tercapai. Larutan kaporit diinjeksikan untuk mencegah tumbuhnya mikroorganisme pada produk air filter yang masuk ke tangki penyimpanan air filter. Dari tangki air filter air didistribusikan ke perumahan, unit demineralisasi, dll.

e. Demineralisasi Air

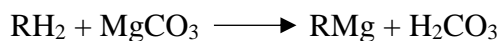
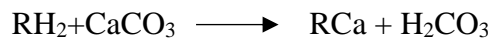
Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral - mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+} , HCO_3^{-} , SO_4^{-} , Cl^{-} , dan lain - lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan

diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (Boiler Feed Water). Demineralisasi air dapat diperlukan karena air umpan boiler harus memenuhi syarat - syarat sebagai berikut:

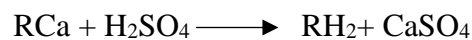
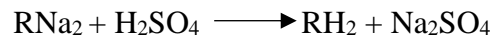
- Tidak menimbulkan kerak pada kondisi steam yang dikehendaki maupun pada *tube exchanger*, jika *steam* digunakan sebagai pemanas. Hal ini akan mengakibatkan turannya efisiensi operasi, bahkan dapat mengakibatkan tidak dapat beroperasi sama sekali.
- Bebas dari gas- gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O₂ dan CO₂

Air dari (T-201) diumpankan ke Kation *Exchanger* untuk menghilangkan kation- kation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ada adalah Ca²⁺, Mg²⁺, K⁺, Fe²⁺, Mn²⁺, dan Al³⁺. Kation- kation ini dapat menyebabkan kesadahan sehingga kation ini harus diserap dengan menggunakan resin.

Reaksi:

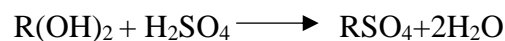
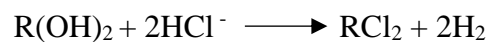


Resin yang telah berkurang kereaktifannya kemudian di regenerasi dengan menggunakan H₂SO₄ reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



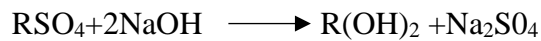
Air yang keluar dari Kation *Exchanger* diumpankan ke *Anion Exchanger* untuk menghilangkan anion - anion mineralnya. Kemungkinan jenis anion yang ditemui adalah HCO³⁻, CO₃²⁻, Cl⁻, NO⁻, dan SiO₃²⁻.

Reaksi:





Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 6,1 - 6,2. Regenerasi Anion Exchanger dilakukan dengan menambahkan larutan NaOH. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



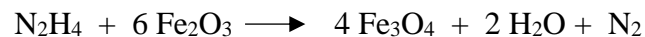
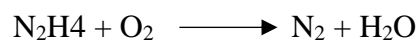
Kemudian dari Anion Exchanger dialirkan ke unit Deaerator

f. Deaerasi

Air demin sebelum menjadi air umpan boiler harus dihilangkan dulu gas-gas terlarutnya terutama oksigen dan CO₂ melalui proses deaerasi. Oksigen dan CO₂ dapat menyebabkan korosi pada perpipaan dan tube-tube boiler. Proses deaerasi dilakukan dalam deaerator dalam 2 tahap yaitu secara mekanis dan kimia.

1. Mekanis: Proses stripping dengan steam. Cara ini mampu menghilangkan oksigen sampai 0,007 ppm. Air demin berkontak dengan steam secara *counter current* yang dispraykan dari bawah. *Demin water* yang sudah bebas dari komponen udara ditampung dalam drum dari deaerator. Deaerator memiliki waktu tinggal 15 menit.

2. Kimia: mereaksikan dengan hydrazine (N₂H₄). Cara ini mampu menghilangkan sisa oksigen. Reaksi yang terjadi adalah:



3. Air demin selanjutnya menjadi air umpan boiler (BFW)

3. Unit Pembangkit Boiler (Steam)

Air produk deaerasi akan digunakan sebagai umpan boiler. Air tersebut akan menuju boiler (unit penyedia listrik) dan kemudian berubah fasa menjadi uap bertekanan tinggi. Energi uap bertekanan tinggi tersebut digunakan untuk menggerakkan turbin, dan sisa energinya berupa steam bertekanan rendah/sedang digunakan sebagai pemanas di unit proses. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler:

- Zat-zat penyebab korosi
Korosi yang terjadi di dalam ketel disebabkan air pengisi mengandung larutan asam dan gas-gas terlarut, seperti O₂, CO₂, H₂S, NH₃.
- Zat-zat penyebab *foaming*
Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan foam (busa) pada boiler. Karena adanya zat-zat organik, anorganik, dan zat-zat yang tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas yang tinggi.
- Zat-zat yang menyebabkan *scale foaming*
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang bisa berupa garam-garam karbonat dan silika.

Spesifikasi dan kebutuhan air umpan boiler adalah sebagai berikut :

Tabel 4.6 Syarat Baku Mutu Air Umpan Boiler

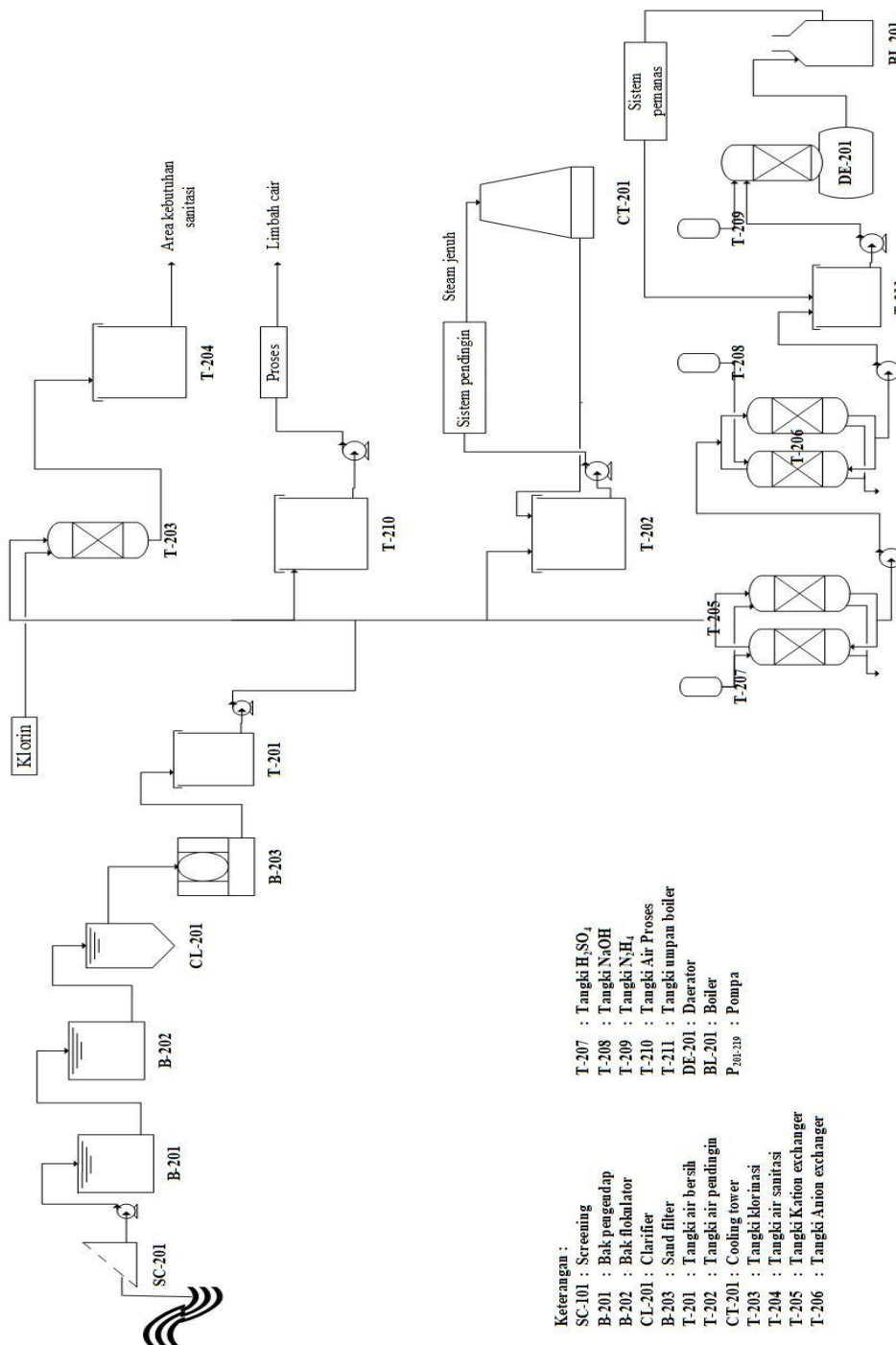
Spesifikasi	nilai	Satuan
Kandungan silika	Max. 0,01	ppm
Konduktivitas	1	μs/cm
O ₂ terlarut	< 10	ppm
pH	8,8 – 9,2	

Sumber : Batan.go.id

Tabel 4.7 Jumlah kebutuhan steam

No	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1.	<i>Digester</i>	34653,31	kg/jam
2.	Tangki delignifikasi	2322,35	kg/jam
3.	<i>Heater</i>	1422,60	kg/jam
4.	<i>Reboiler</i>	343,08	kg/jam
	Total	38806,50	kg/jam
	Make up 10%	3880,65	kg/jam
	Total Kebutuhan	42687,15	kg/jam

UNIT PENGOLAHAN AIR INDUSTRI



- Keterangan :
- SC-101 : Screening
 - B-201 : Bak pengendap
 - B-202 : Bak flokulator
 - CL-201 : Clarifier
 - B-203 : Sand filter
 - T-201 : Tangki air bersih
 - T-202 : Tangki air pendingin
 - CT-201 : Cooling tower
 - T-203 : Tangki klorinasi
 - T-204 : Tangki air sanitasi
 - T-205 : Tangki Kation exchanger
 - T-206 : Tangki Anion exchanger
 - T-207 : Tangki H₂SO₄
 - T-208 : Tangki NaOH
 - T-209 : Tangki N₂H₄
 - T-210 : Tangki Air Proses
 - T-211 : Tangki uapman boiler
 - DE-201 : Deaerator
 - BL-201 : Boiler
 - P₂₀₁₋₂₀₉ : Pompa

Gambar 4.4 Diagram Alir Pengolahan Air

4. Unit Penyediaan Listrik

Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan listrik di seluruh area pabrik. Pemenuhan kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN dan sebagai cadangan adalah generator untuk menghindari gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik yaitu berdasarkan pertimbangan:

- Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar.
- Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan, dengan menggunakan Transformator.

Generator AC yang digunakan jenis generator AC tiga fase yang mempunyai keuntungan:

- Tegangan listrik stabil.
- Daya kerja lebih besar.
- Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit.
- Motor tiga fase harganya lebih murah dan sederhana.

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi:

1. Listrik untuk Kebutuhan Proses

Di bawah ini rincian penggunaan listrik untuk alat proses :

Tabel 4.8 Konsumsi Listrik Untuk Keperluan Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-201	210,0000	156597,0000
Pompa-02	P-202	3,0000	2237,1000
Pompa-03	P-203	6,0000	4474,2000
Pompa-04	P-204	3,0000	2237,1000
Pompa-05	P-205	3,0000	2237,1000
Pompa-06	P-206	0,0500	37,2850
Pompa-07	P-207	0,0500	37,2850
Pompa-08	P-208	3,0000	2237,1000
Pompa-09	P-209	3,0000	2237,1000
Pompa-10	P-210	0,5000	372,8500
Belt Conveyor-01	BC-101	3,0000	2237,1000
Chopper-01	CH-101	45,0000	33556,5000
Bucket Elevator-01	BE-101	5,0000	3728,5000
Screw Conveyor-01	SC-101	0,5000	372,8500
Digester-01	D-101	3,0000	2237,1000
Rotary Filter-01	RF-101	13,5000	10066,9500
Bucket Elevator-02	BE-102	5,0000	3728,5000
Reaktor-01	R-101	1,0000	745,7000
Pompa-11	P-111	1,0000	745,7000
Pompa-12	P-112	0,05	37,2850
Pompa-13	P-113	0,05	37,2850
Pompa-14	P-114	0,5000	372,8500
Pompa-15	P-115	3,0000	2237,1000
Centrifuge-01	CF-101	125,0000	93212,5000
Tangki Pengencer-01	T-103	0,05	37,2850
Expander	E-101	7,5000	5592,7500
Kompresor	CP-101	10,0000	7457,0000
Total		456,7500	340.598,4750

Power yang dibutuhkan = 340.598 Watt

= 340 kW

2. Listrik untuk kebutuhan Utilitas

Di bawah ini adalah rincian konsumsi listrik untuk keperluan utilitas :

Tabel 4.9 Konsumsi Listrik Untuk Keperluan Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Flokulator	B-202	3,0000	2237,1000
Blower Cooling Tower	BCT-201	40,0000	29828,0000
Kompresor	CP-201	5,0000	3728,5000
Pompa-01	P-201	7,5000	5592,7500
Pompa-02	P-202	7,5000	5592,7500
Pompa-03	P-203	7,5000	5592,7500
Pompa-04	P-204	7,5000	5592,7500
Pompa-05	P-205	7,5000	5592,7500
Pompa-06	P-206	7,5000	5592,7500
Pompa-07	P-207	3,0000	2237,1000
Pompa-08	P-208	3,0000	2237,1000
Pompa-09	P-209	3,0000	2237,1000
Pompa-10	P-210	0,0500	37,2850
Pompa-11	P-211	0,0500	37,2850
Pompa-12	P-212	10,0000	7457,0000
Pompa-13	P-213	0,0500	37,2850
Pompa-14	P-214	0,0500	37,2850
Pompa-15	P-215	0,0500	37,2850
Pompa-16	P-216	0,0500	37,2850
Pompa-17	P-217	0,0500	37,2850
Pompa-18	P-218	0,0500	37,2850
Pompa-19	P-219	0,0500	37,2850
Clarifier-01	CL-101	3,0000	2237,1000
TOTAL		115,4500	86.091,0650

Maka total power yang dibutuhkan = 86.091 Watt
 = 86 kW

3. Listrik untuk Penerangan dan AC

a. listrik untuk barang elektronik (AC, computer, dll)

diperkirakan listrik untuk AC, computer, dll adalah = 250 kW

b. listrik untuk penerangan

diperkirakan listrik untuk penerangan adalah = 80 Kw

4. Listrik untuk Laboratorium dan Bengkel

Listrik yang diperlukan diperkirakan sebesar = 50 Kw

5. Listrik untuk Instrumentasi dan kontrol

Listrik yang diperlukan diperkirakan sebesar = 50 Kw

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses, utilitas, laboratorium, instrumentasi, penerangan dan lain – lain diperkirakan sebesar 856 kW.

5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Mengingat sebagian kebutuhan listrik di pabrik bioetanol ini dipenuhi sendiri dengan menggunakan generator set, maka diperlukan adanya unit penyediaan bahan bakar yang akan menyuplai kebutuhan bahan bakar. Selain generator juga menggunakan boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah bahan bakar cair yaitu solar (untuk generator) dan fuel oil (untuk boiler) yang diperoleh dari PERTAMINA atau distribusinya.

Pemilihan didasarkan pada pertimbangan bahan bakar cair:

- mudah didapat
- tersedia secara kontinyu
- mudah dalam penyimpanannya

Spesifikasi bahan bakar untuk pembangkit steam khususnya boiler sebagai berikut:

- Jenis bahan bakar : fuel oil grade 4,1°API
- Heating value : 19.676 btu/lb
- Effisiensi pembakaran : 80 %
- Kebutuhan bahan bakar : 1942 liter/jam

Bahan bakar yang digunakan generator adalah solar.

Spesifikasi generator :

- tipe : AC generator
- Kapasitas : 949 Kwatt
- Tegangan : 220/360 volt
- Efisiensi : 90%
- Kebutuhan : 82,87 kg/jam

6. Unit Penyediaan Udara Tekan

Unit penyediaan udara tekan digunakan untuk menjalankan instrumentasi seperti untuk menggerakkan *control valve* serta untuk pembersihan peralatan pabrik. Udara tekan perlu didistribusi pada tekanan 15 – 20 psig serta dalam kondisi bersih dan kering. Udara instrumen bersumber dari udara di lingkungan pabrik, hanya saja udara tersebut harus dinaikkan tekanannya dengan menggunakan *compressor*. Untuk memenuhi kebutuhan digunakan *compressor* dan didistribusikan melalui pipa-pipa. Dalam pabrik bioetanol kebutuhan udara tekan diperkirakan 61,68 m³/jam. Mekanisme pembuatan udara tekan dapat diuraikan berikut ini : Udara lingkungan ditekan menggunakan *compressor* yang dilengkapi dengan *filter* sehingga mencapai tekanan 20 psig kemudian dilewatkan pada tumpukan *silica gel* sehingga diperoleh udara kering. Selanjutnya udara kering tersebut dialirkan pada alat kontrol yang memerlukannya.

7. Unit Pengolahan Limbah

Beberapa limbah yang dihasilkan dari pabrik bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit sebagai berikut :

1. Air buangan sanitasi

Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik, pencucian, dan dapur dapat langsung dibuang ke pembuangan umum, sedangkan kotoran yang berasal dari toilet dibuang ke tempat pembuangan khusus septic tank.

2. Air buangan dari peralatan proses

Air buangan ini mengandung bahan organik yang mungkin disebabkan oleh:

- Kebocoran dari suatu peralatan.
- Kebocoran karena tumpah pada saat pengisian.
- Pencucian atau perbaikan peralatan.

Air buangan yang mengandung bahan organik dilakukan pemisahan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Larutan organik di bagian atas dialirkan ke tungku pembakaran, sedangkan air di bagian bawah dialirkan ke penampungan akhir, yang kemudian dapat dibuang ke pembuangan umum.

3. Limbah lindi hitam (lignin)

Limbah ini masih bernilai jual. Dikatakan limbah, karena spesifikasinya belum memenuhi spesifikasi jual di pasaran. Namun, limbah ini berpotensi untuk dijadikan sebagai pupuk.

8. Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produksi. Dengan data yang diperoleh dari laboratorium maka proses produksi akan selalu dapat dikendalikan dan kualitas produk dapat dijaga sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Disamping itu juga

berperan dalam pengendali pencemaran lingkungan. Laboratorium mempunyai tugas pokok antara lain :

1. Sebagai pengendali kualitas bahan baku dan pengendali kualitas produk.
2. Sebagai pengendali terhadap proses produksi dengan melakukan analisis terhadap pencemaran lingkungan yang meliputi polusi udara, limbah cair dan limbah padat yang dihasilkan unit-unit produksi.
3. Sebagai pengendali terhadap mutu air proses, air pendingin, air umpan boiler, Steam, dan lain-lain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.

Laboratorium melaksanakan tugas selama 24 jam sehari dalam kelompok kerja shift dan non-shift.

a. Kelompok Non-Shift

Kelompok ini bertugas melakukan analisis khusus, yaitu Analisis yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang diperlukan oleh laboratorium. Dalam membantu kelancaran kinerja kelompok shift, kelompok ini melaksanakan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas - tugas antara lain :

- Menyediakan reagen kimia untuk analisis laboratorium.
- Melakukan Analisis bahan buangan penyebab polusi.
- Melakukan penelitian/percobaan untuk membantu kelancaran produksi.

b. Kelompok Shift

Kelompok ini melaksanakan tugas pemantauan dan analisis-analisis rutin terhadap proses produksi. Dalam melaksanakan tugasnya, kelompok ini menggunakan sistem bergilir yaitu kerja shift selama 24 jam dengan masing-masing shift bekerja selama 8 jam.

Dalam pelaksanaan tugasnya, seksi laboratorium dikelompokkan menjadi :

a. Laboratorium Fisika

Bagian ini mengadakan pemeriksaan atau pengamatan terhadap sifat-sifat fisis bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan antara lain : spesifik gravity, viskositas kinematik dan kandungan air.

b. Laboratorium Analitik

Bagian ini mengadakan pemeriksaan terhadap bahan baku dan produk mengenai sifat-sifat kimianya.

Analisis yang dilakukan antara lain :

- Kadar impuritis pada bahan baku
- Kandungan logam berat
- Kandungan metal

c. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini bertujuan untuk mengadakan penelitian, misalnya :

- Diversifikasi produk
- Pemeliharaan lingkungan (pembersihan air buangan).

Disamping mengadakan penelitian rutin, laboratorium ini juga mengadakan penelitian yang sifatnya non-rutin, misalnya saja penelitian terhadap produk di unit tertentu yang tidak biasanya dilakukan penelitian, guna mendapatkan alternatif lain tentang penggunaan bahan baku.

d. Laboratorium Analisis Air

Pada laboratorium Analisis air ini yang di analisis antara lain :

1. Bahan baku air
2. Air demineralisasi
3. Air pendingin

4. Air umpan boiler

Parameter yang diuji antara lain warna, pH, kandungan klorin, tingkat kekeruhan, total kesadahan, jumlah padatan, total alkalinitas, kadar minyak, sulfat, silika dan konduktivitas air.

Alat- alat yang digunakan dalam laboratorium Analisis air adalah :

- pH meter, digunakan untuk mengetahui tingkat keasaman / kebasaan.
- Spektrometer, untuk menentukan konsentrasasi suatu senyawa terlarut dalam air dengan syarat larutan harus berwarna.
- Spektroskopi, untuk menentukan kadar sulfat.
- *Gravimetric*, untuk mengetahui jumlah kandungan padatan dalam air.
- Peralatan titrasi , untuk mengetahui kandungan klorida, kasadahan dan alkalinitas.
- *Conductivity meter* , untuk mengetahui konduktivitas suatu zat yang terlarut dalam air.

Air terdeminerasasi yang dihasilkan unit terdemineralizer juga diuji oleh departemen ini. Parameter yang diuji antara lain pH, konduktivitas dan kandungan silikat (SiO_2). Sedangkan parameter air umpan boiler yang dianalisis antara lain kadar hidrazin, amonia dan ion fosfat.

e. Alat Analisis

Alat Analisis yang digunakan :

- *Water Content Tester*, untuk menganalisis kadar air dalam produk.
- *Viskometer Bath*, untuk mengukur viskositas produk keluar reaktor.
- *Hydrometer*, untuk mengukur *spesific gravity*.

4.6 Organisasi Perusahaan

Organisasi perusahaan merupakan hal yang penting karena berhubungan dengan efektifitas dalam peningkatan kemampuan perusahaan dalam memproduksi dan mendistribusikan produk yang telah dihasilkan. Dengan adanya pengaturan organisasi perusahaan yang teratur dan baik maka akan tercipta sumber daya manusia yang baik pula.

4.6.1 Bentuk Hukum Badan Usaha

Dalam mendirikan suatu perusahaan yang dapat mencapai tujuan dari perusahaan itu secara terus-menerus, maka harus dipilih bentuk perusahaan apa yang harus didirikan agar tujuan itu tercapai. Bentuk-bentuk badan usaha yang ada dalam praktek di Indonesia, antara lain adalah:

1. Perusahaan Perorangan
2. Persekutuan dengan Firma
3. Persekutuan Komanditer
4. Perseroan Terbatas
5. Koperasi
6. Perusahaan Negara
7. Perusahaan Daerah

Bentuk badan usaha yang digunakan dalam pabrik bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham, dan memenuhi persyaratan yang telah ditetapkan dalam UU No. 1 tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas (UUPT) dalam peraturan pelaksanaannya.

Pemilihan bentuk badan usaha Perseroan Terbatas (PT) berdasarkan pertimbangan-pertimbangan berikut:

- a. Kedudukan antar pemimpin perusahaan dengan pemegang saham terpisah satu sama lain.
- b. Tanggung jawab para pemegang saham terbatas karena segala sesuatu mengenai perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- c. Modal lebih mudah didapatkan selain dari bank juga diperoleh dari penjualan saham.
- d. Kelangsungan kehidupan PT lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhetinya salah seorang pemegang saham, direktur atau karyawan.
- e. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
- f. Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Menurut pendapat ahli, arti kata organisasi adalah kelompok orang yang secara sadar bekerjasama untuk mencapai tujuan bersama dengan menekankan wewenang dan tanggung jawab masing – masing. Berikut adalah tiga unsur utama dalam organisasi :

1. Adanya sekelompok orang.
2. Adanya hubungan dan pembagian tugas.
3. Adanya tujuan yang ingin dicapai.

Menurut pola hubungan kerja, serta lalu lintas wewenang dan tanggung jawab, maka bentuk – bentuk organisasi dapat dibedakan menjadi :

1. Bentuk organisasi garis

2. Bentuk organisasi fungsional
3. Bentuk organisasi garis dan staff
4. Bentuk organisasi fungsional dan staff

Struktur organisasi yang digunakan pada perusahaan adalah sistem organisasi garis dan staf dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Dapat digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi terus menerus dan secara masal.
- b. Disiplin kerja lebih baik karena terdapat satu kesatuan pimpinan dan perintah.
- c. Tiap kepala bagian secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan agar tujuan tercapai.
- d. Direktur memegang pimpinan tertinggi yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris. Anggota Dewan Komisaris merupakan perwakilan dari pemegang saham yang dilengkapi dengan staff ahli yang memiliki tugas memberikan saran kepada Direktur.
- e. Staff ahli memudahkan pengambilan keputusan.
- f. Perwujudan "*The Right Man in The Right Place*" dapat dengan mudah dilaksanakan.

4.6.3 Tugas dan Wewenang

4.6.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan pemilik perusahaan yang terdiri dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan

terbatas terletak pada rapat umum pemegang saham. Berikut adalah tujuan dari rapat umum pemegang saham :

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.6.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris bertugas untuk melaksanakan perintah dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Berikut adalah tugas dari dewan komisaris :

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber – sumber dana, dan pengarahannya target pemasaran.
2. Mengawasi kinerja dari direktur.

4.6.3.3 Direktur Utama

Direktur utama memiliki pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam perkembangan perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang dilakukan sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Berikut adalah direktur – direktur yang membawahi direktur utama :

1. Direktur Teknik dan Produksi

Tugas Direktur Teknik dan Produksi memiliki tugas dalam memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan, dan laboratorium.

2. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan dan Umum memiliki tugas bertanggung jawab terhadap masalah-masalah yang berhubungan dengan administrasi, personalia, keuangan, pemasaran, humas, keamanan, dan keselamatan kerja.

4.6.3.4 Kepala Bagian

Kepala bagian memiliki tugas mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai kebijakan pimpinan perusahaan. Kepala bagian juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi atau direktur. Berikut adalah perincian kepala bagian dan tugasnya :

1. Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Kepala bagian proses dan utilitas memiliki tugas mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku, dan utilitas.

2. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrument

Kepala bagian pemeliharaan, listrik, dan instrument memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi

3. Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu

Kepala bagian penelitian, pengembangan, dan pengendalian mutu bertugas untuk mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4. Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran

Kepala bagian keuangan dan pemasaran bertugas untuk mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

5. Kepala Bagian Administrasi

Kepala bagian administrasi memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

6. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Kepala bagian humas dan keamanan memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antar perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

7. Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan

Kepala bagian kesehatan keselamatan kerja dan lingkungan memiliki tanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

4.6.3.5 Kepala Seksi

Kepala seksi memiliki tugas melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan peraturan Kepala Bagian masing- masing. Setiap kepala seksi memiliki tanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya. Berikut adalah perincian kepala bagian dan tugasnya :

1. Kepala Seksi Proses

Kepala seksi proses bertugas memimpin secara langsung dan memantau kelancaran proses produksi.

2. Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk

Kepala seksi bahan baku dan produk memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku, menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan.

3. Kepala Seksi Utilitas

Kepala seksi utilitas memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan air, bahan bakar, steam, udara tekan untuk proses dan instrumentasi.

4. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Kepala seksi pemeliharaan dan bengkel bertanggung jawab atas kegiatan perawatan, penggantian alat- alat serta fasilitas pendukungnya.

5. Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Kepala seksi listrik dan instrumentasi memiliki tanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

6. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Kepala seksi penelitian dan pengembangan bertugas untuk mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi seluruh proses.

7. Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

Kepala seksi laboratorium dan pengendalian mutu memiliki tugas melakukan pengendalian mutu untuk bahan baku, bahan pembantu, produk dan limbah.

8. Kepala Seksi Keuangan

Kepala seksi keuangan memiliki tanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

9. Kepala Seksi Pemasaran

Kepala seksi pemasaran mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

10. Kepala Seksi Tata Usaha

Kepala seksi tata usaha memiliki tanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan dan tata usaha kantor.

11. Kepala Seksi Personalia

Kepala seksi personalia memiliki tugas mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

12. Kepala Seksi Humas

Kepala seksi humas bertugas mengadakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

13. Kepala Seksi Keamanan

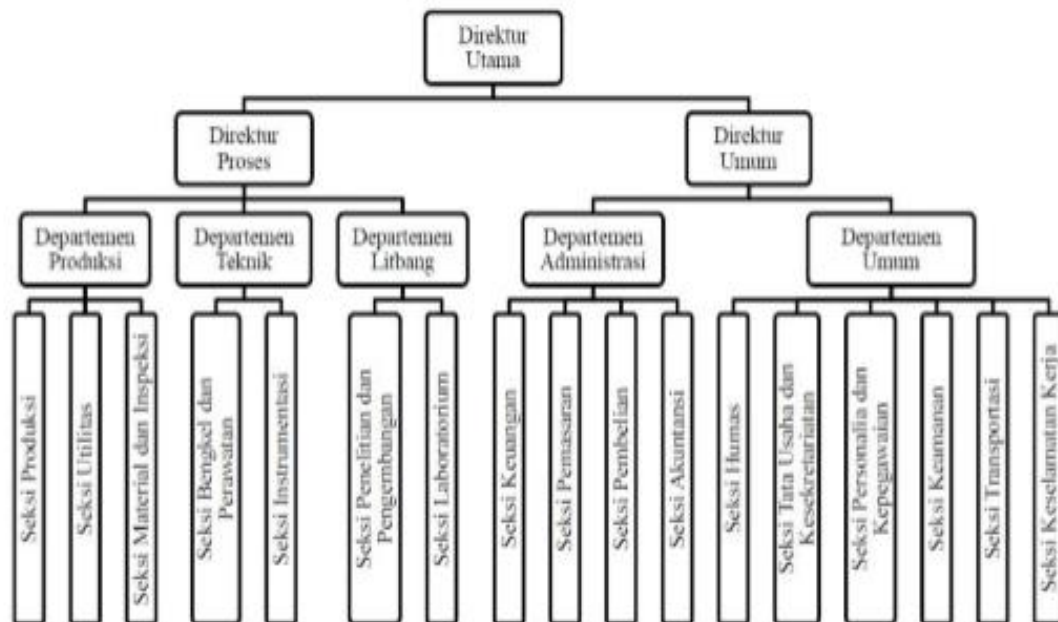
Kepala seksi keamanan memiliki tugas mengawasi masalah keamanan perusahaan.

14. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Kepala seksi kesehatan dan keselamatan kerja memiliki tugas mengatur dan mengawasi kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

15. Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Kepala seksi unit pengolahan limbah bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.



Gambar 4.5 Struktur Organisasi Perusahaan

4.6.4 Pembagian Jam Kerja

Pabrik bioethanol dari tandan kosong kelapa sawit akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan merupakan hari libur digunakan untuk perbaikan, perawatan atau shut down. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu :

a. Pegawai non shift yang bekerja selama 8 jam dalam seminggu dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi di bawah tanggung jawan non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai non shift:

Senin- Kamis : 08.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at : 08.00 – 16.00 (istirahat 11.00 – 13.00)

Sabtu : 08.00 – 12.00

Minggu : Libur, termasuk hari libur nasional

b. Pegawai shift bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut :

Shift I : 08.00 - 16.00

Shift II : 16.00 - 24.00

Shift III : 24.00- 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift.

4.6.5 Sistem Gaji dan Fasilitas Karyawan

4.6.5.1 Sistem Gaji Karyawan (Pegawai)

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

- a. Gaji Bulanan. Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.
- b. Gaji Harian. Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.
- c. Gaji Lembur. Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok. Berikut adalah perincian jumlah dan gaji karyawan sesuai dengan jabatan :

Tabel 4.10 Daftar Gaji Pegawai

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Komisaris	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
2	Manajer	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
3	Kepala Bagian	3	Rp 15.000.000	Rp 45.000.000
4	Dokter	1	Rp 4.500.000	Rp 4.500.000
5	Staff Ahli	3	Rp 12.000.000	Rp 36.000.000
6	Kepala Seksi	12	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
7	Foreman	20	Rp 6.000.000	Rp 120.000.000
8	Operator proses/utilitas	30	Rp 5.000.000	Rp 150.000.000
9	Sekretaris	1	Rp 4.000.000	Rp 4.000.000
10	Karyawan	20	Rp 4.000.000	Rp 80.000.000
11	supir	3	Rp 3.000.000	Rp 9.000.000
12	Cleaning Service	11	Rp 2.700.000	Rp 29.700.000
13	Perawat	2	Rp 3.500.000	Rp 7.000.000
14	keamanan & fire	12	Rp 3.500.000	Rp 42.000.000
	Total	120		Rp 673.200.000

Total gaji/bulan : Rp 673.200.000

Total gaji/tahun : Rp 8.078.400.000

4.6.5.4 Kesejahteraan Karyawan

Peningkatan efektifitas kerja pada perusahaan dilakukan dengan cara pemberian fasilitas untuk kesejahteraan karyawan. Upaya yang dilakukan selain memberikan upah resmi adalah memberikan beberapa fasilitas lain kepada setiap tenaga kerja berupa :

1. Fasilitas cuti tahunan selama 12 hari.
2. Fasilitas cuti sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
3. Tunjangan hari raya dan bonus berdasarkan jabatan.
4. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja lebih dari jumlah jam kerja pokok.
5. Fasilitas asuransi tenaga kerja, meliputi tunjangan kecelakaan kerja dan tunjangan kematian, yang diberikan kepada keluarga tenaga kerja yang meninggal dunia baik karena kecelakaan sewaktu bekerja.
6. Pelayanan kesehatan berupa biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja.
7. Penyediaan kantin, tempat ibadah dan sarana olah raga.
8. Penyediaan seragam dan alat-alat pengaman (sepatu dan sarung tangan).
9. Family Gathering Party (acara berkumpul semua karyawan dan keluarga) setiap satu tahun sekali.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Pada prarancangan pabrik bioetanol ini dilakukan evaluasi untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang menguntungkan dari segi ekonomi atau tidak. Bagian terpenting dari prarancangan ini adalah estimasi harga dari alat – alat. Karena harga alat digunakan sebagai dasar untuk estimasi analisis ekonomi. Analisis ekonomi sebagai tolak ukur untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi. Untuk itu pada prarancangan pabrik bioetanol ini, kelayakan investasi modal pada sebuah pabrik akan dianalisis meliputi :

1. Modal (Capital Investment)
 - a) Modal tetap (Fixed Capital Investment)
 - b) Modal kerja (Working Capital Investment)
2. Biaya Produksi (Manufacturing Cost)
 - a) Biaya Produksi langsung (Direct Manufacturing Cost)
 - b) Biaya Produksi tak langsung (Indirect Manufacturing Cost)
 - c) Biaya tetap (Fixed Manufacturing Cost)
3. Pengeluaran Umum (General Cost)
4. Analisis kelayakan
 - a) *Percent return on investment* (ROI)
 - b) *Pay out time* (POT)
 - c) *Break even point* (BEP)
 - d) *Shut down point* (SDP)
 - e) *Discounted cash flow* (DCF)

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

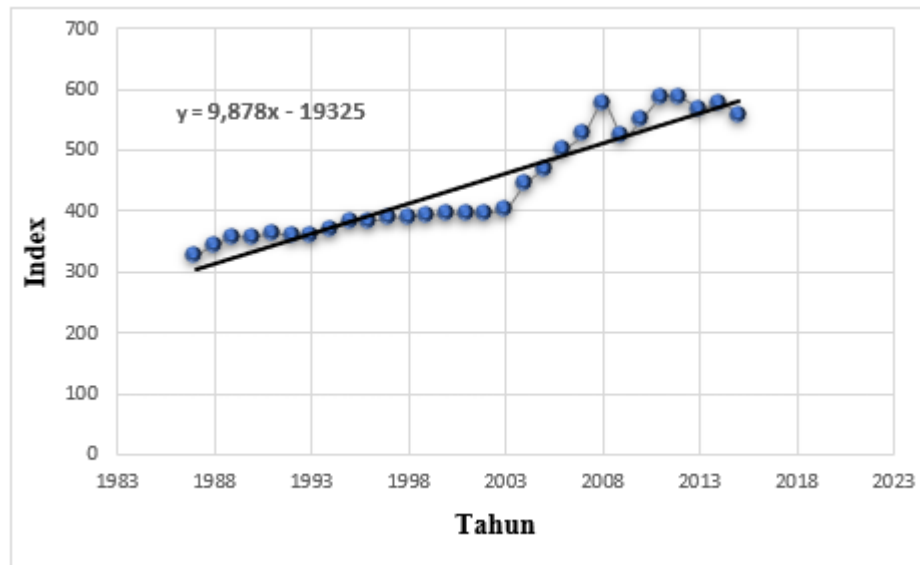
Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan teknik kimia pada tahun tersebut.

Pabrik beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2023. Di dalam analisa ekonomi harga - harga alat maupun harga - harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2023 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2015.

Di bawah ini adalah daftar harga indeks dari tahun 1987 sampai 2015 :

Tabel 4.11 Index Harga Tiap Tahun

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324
2	1988	343
3	1989	355
4	1990	356
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	395,6
17	2003	402
18	2004	444,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6
21	2007	525,4
22	2008	575,4
23	2009	521,9
24	2010	550,8
25	2011	585,7
26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8



Gambar 4.6 Grafik Tahun vs Index harga

Dengan asumsi kenaikan index linear, maka dapat diturunkan persamaan *least square* sehingga didapatkan persamaan berikut :

$$Y = 9,878 x - 19325$$

Dengan : Y = Harga index

X = Tahun Pembelian

Dari persamaan tersebut diperoleh harga index tahun 2023 yaitu 658,194.

Harga-harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Harga alat dan lainnya ditentukan dengan Peters 2003. Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Dengan hubungan :

Ex : Harga alat pada tahun x

Ey : Harga alat pada tahun y

Nx : Indeks harga pada tahun x

Ny : Indeks harga pada tahun y

1. Harga Alat Proses

Tabel 4.12 Daftar Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2023
Hopper-01	HP-101	1	\$13.700	\$15.652
Pompa-01	P-101	2	\$35.800	\$81.803
Pompa-02	P-102	2	\$14.000	\$31.990
Pompa-03	P-103	2	\$14.000	\$31.990
Pompa-04	P-104	2	\$8.600	\$19.651
Pompa-05	P-105	2	\$8.600	\$19.651
Pompa-06	P-106	2	\$800	\$1.828
Pompa-07	P-107	2	\$800	\$1.828
Pompa-08	P-108	2	\$7.200	\$16.452
Pompa-09	P-109	2	\$7.200	\$16.452
Pompa-10	P-110	2	\$6.300	\$14.395
Bucket Elevator-01	BE-101	1	\$12.300	\$14.053
Belt Conveyor-01	BC-101	1	\$22.400	\$25.592
Chopper-01	CH-101	1	\$30.000	\$34.275
Bucket Elevator-02	BE-101	1	\$12.300	\$14.053
Screw Conveyor-01	SC-101	1	\$2.900	\$3.313
Digester-01	D-101	1	\$89.000	\$101.682

Rotary Filter-01	RF-101	1	\$430.400	\$491.732
Expansion Valve	V-101	1	\$2.000	\$2.285
Reaktor-01	R-101	2	\$458.100	\$523.379
Reaktor-02	R-101	2	\$458.100	\$523.379
Centrifuge-01	CF-101	1	\$59.300	\$67.750
Tangki Pengencer	T-103	1	\$192.000	\$219.360
Cooler-01	E-101	1	\$96.200	\$109.908
Cooler-02	E-102	1	\$91.100	\$104.082
Tangki Enzim Selulase	SL-101	1	\$36.700	\$41.930
Tangki Enzim Novozym	SL-102	1	\$10.700	\$12.225
Tangki Penampung H ₂ SO ₄	T-105	1	\$19.000	\$21.707
Tangki penampung (NH ₄) ₂ SO ₄	T-104	1	\$21.900	\$25.021
Tangki Yeast	SL-103	1	\$26.900	\$30.733
Heater	E-103	1	\$19.700	\$22.507
Menara Distilasi	MD-101	1	\$120.000	\$137.100
Kondensor-01	CD-101	1	\$93.300	\$106.595
Kondensor-02	CD-102	1	\$144.100	\$164.634
Reboiler-01	E-105	1	\$24.800	\$28.334
Pressure Swing Adsorption	PA-101	2	\$95.000	\$217.075
Tangki Penampung Produk	T-108	1	\$36.000	\$41.130
Tangki Akumulasi Distilat	T-106	1	\$2.600	\$2.970
Tangki Penampung Etanol Sementara	T-107	1	\$10.900	\$12.453
Tangki Penampung NaOH	T-102	1	\$3.600	\$4.113
Tangki Delignifikasi	T-101	1	\$24.500	\$27.991

Kompresor	C-201	1	\$12.500	\$14.281
Ekspander	E-101	1	\$30.500	\$34.846
Pompa-11	P-111	2	\$800	\$1.828
Pompa-12	P-112	2	\$1.200	\$2.742
Pompa-13	P-113	2	\$800	\$1.828
Pompa-14	P-114	2	\$800	\$1.828
Pompa-15	P-115	2	\$1.000	\$2.285
Tangki Penampung Sementara	T-104	1	\$10.900	\$12.453
Total		56	\$ 2.401.000	\$ 3.507.245

Sumber : Ulrich 1982 , www.matche.com, www.proconwater.web.id

2. Harga Alat Utilitas

Tabel 4.13 Daftar Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Ey	Ex
			2014	2023
Pompa 1	P-201	2	\$26.900	\$61.466
Pompa 2	P-202	2	\$26.900	\$61.466
Pompa 3	P-203	2	\$26.900	\$61.466
Pompa 4	P-204	2	\$26.900	\$61.466
Pompa 5	P-205	2	\$23.900	\$54.611
Pompa 6	P-206	2	\$23.900	\$54.611
Pompa 7	P-207	2	\$11.100	\$25.363
Pompa 8	P-208	2	\$11.100	\$25.363
Pompa 9	P-209	2	\$11.100	\$25.363
Pompa 10	P-210	2	\$5.600	\$12.796

Pompa 11	P-211	2	\$5.600	\$12.796
Pompa 12	P-212	2	\$26.900	\$61.466
Pompa 13	P-213	2	\$5.600	\$12.796
Pompa 14	P-214	2	\$5.600	\$12.796
Pompa 15	P-215	2	\$7.300	\$16.680
Pompa 16	P-216	2	\$5.600	\$12.796
Pompa 17	P-217	2	\$5.600	\$12.796
Pompa 18	P-218	2	\$5.600	\$12.796
Pompa 19	P-219	2	\$7.300	\$16.680
Screening	SC-201	1	\$14.000	\$15.995
Bak Pengendap	B-201	1	\$1.300	\$1.485
Bak Flokulator	B-202	1	\$1.300	\$1.485
Tangki Air Pendingin	BP	1	\$56.627	\$64.696
Tangki Klorin	BAP	1	\$7.500	\$8.569
Tangki Alum	TP-01	1	\$6.939	\$7.928
Tangki Air Sanitasi	TP-02	1	\$33.500	\$38.274
Tangki Asam Sulfat	TP-03	1	\$1.300	\$1.485
Tangki Natrium Hidroksida	TP-04	1	\$1.300	\$1.485
Tangki Hydrazine	TP-05	1	\$1.300	\$1.485
Tangki Air Bersih	TP-06	1	\$56.627	\$64.696
Tangki Air Proses	TP-07	1	\$56.627	\$64.696
Boiler	TP-08	1	\$121.400	\$138.699
Tangki Umpan Boiler	TP-09	1	\$64.000	\$73.120
Clarifier	CLU	1	\$57.600	\$65.808
Sand Filter	SFU	1	\$42.233	\$48.251
Kation Exchanger	KEU	2	\$18.200	\$41.587
Anion Exchanger	AEU	2	\$18.600	\$42.501

Deaerator	DAU	1	\$21.238	\$24.264
Cooling Tower	CTU	1	\$1.000	\$1.142
Generator	GU	1	\$170.296	\$194.563
Tangki Bahan Bakar	TP-10	1	\$55.000	\$62.837
Tangki Bahan Bakar Boiler	TP-11	1	\$25.343	\$28.954
Blower	BCT-201	1	\$900	\$1.028
Tangki Silica Gel	T-212	1	\$1.300	\$1.485
Kompresor	CP-201	1	\$7.200	\$8.226
Total		64	\$1.112.030	\$1.620.327

Biaya pembelian alat proses tahun 2023 : \$ 3.507.245

Biaya pembelian alat utilitas tahun 2023 : \$ 1.62.327

Estimation cost (EC) : \$ 5.127.572

3. Biaya Bahan Baku

Tabel 4.14 Daftar Harga Bahan Baku

Bahan	Kebutuhan		Harga (Rp)	Biaya (Rp)	
	Kg/jam	kg/tahun		Rp/jam	Rp/tahun
Tandan Kosong Kelapa Sawit	17.889	141.677.470	300	5.366.571	42.503.241.000
NaOH	35.741	283.071.585	1.300	46.463.770	636.911.066.385
H ₂ SO ₄	63	506.145	2.700	172.549	1.036.624.718
Enzim Selulase	521	4.124.775	15.000	7.812.074	211.196.511.426
Enzim Novozym	0,03	258	15.000	488	13199782
Saccharomyces Cerevisiae	109	859.328	15.000	16.27.515	43.999.273.214
(NH ₄) ₂ SO ₄	87	687.463	02850	203.982	1.671.972.382
Alumina Gel	0,72	5.700	6.000	4.318	34.201.496
Total	54.410	430.927.024	51.650	61.646.950	488.243.845.401

4. Biaya Bahan Utilitas

Tabel 4.15 Daftar Harga Bahan Baku

Bahan	Kebutuhan/tahun		Harga satuan (Rp)	Biaya (Rp)	
	kg/jam	kg/th		Rp/jam	Rp/th
N ₂ H ₂ (Hydrazine)	0,07	495,72	1.200	83	594.864
Kaporit	0,017	118,80	7.500	124	891.004
H ₂ SO ₄	63,91	460.132	2.400	153.377	942.386.107
NaOH	9,17	66.000	2.250	20.625	148.500.131
Al ₂ (SO ₄) ₃	14	100.800	2700	37.800	272.160.000
Na ₂ CO ₃	2,45	17.640	3800	9.310	67.032.000
Bahan Bakar	82,87	596.680	9.600	795.573	23.786.895.427
Listrik (kWh)	853,37	6.144.272	1.467	1.251.896	8.997.894.935
Total	1.025,85	7.386.139	30.917	2.268.787	16.335.269.675

4.7.2 Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas produksi : 40.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
- d. Nilai kurs : 1 US \$: Rp. 15.000 (26 September 2018)
- e. Tahun evaluasi : 2023
- f. Untuk buruh asing : \$ 13/Jam
- g. Gaji karyawan Indonesia : Rp. 15.000/Jam
- h. Tenaga kerja asing : 5% tenaga asing
- i. Tenaga kerja Indonesia : 95% tenaga Indonesia

4.7.3. Perhitungan Biaya

1. *Capital Investment*

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran - pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas - fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas- fasilitas pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

2. *Manufacturing cost*

Manufacturing cost merupakan jumlah dari *direct* dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dengan produk.

a. *Direct cost* adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk

b. *Indirect cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung dan bukan langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed cost* merupakan harga yang berkenaan dengan *fixed capital* dan pengeluaran yang bersangkutan di mana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

3. *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran - pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi - perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4.7.3 Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak maka dilakukan analisis kelayakan.

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan :

1. *Percent Return On Investment (% ROI)*

adalah rasio keuntungan tahunan dengan mengukur kemampuan perusahaan dalam mengembalikan modal investasi. ROI membandingkan laba rata - rata terhadap FCI.

$$P_{ra} = \frac{P_a r_a}{I_F} \quad P_{rb} = \frac{P_b r_a}{I_F}$$

Dengan :

P_{rb} = %ROI sebelum pajak

P_{ra} = %ROI sesudah pajak

P_b = keuntungan sebelum pajak

P_a = keuntungan sesudah pajak

I_F = *fixed capital investment*

(Aries – Newton, 1955)

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay out time adalah:

- Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
- Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

- Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{(\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

(Aries – Newton, 1955)

3. *Break Even Point (BEP)*

Break even point adalah titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan akan untung jika beroperasi di atas BEP.

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

Dalam hal ini:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* Pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum.

(Aries – Newton, 1955)

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point adalah Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variable cost yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit), sehingga pabrik harus ditutup.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

(Aries – Newton, 1955)

5. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFRR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return dibuat dengan mempertimbangkan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atas investasi yang tak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik. DCFRR biasanya satu setengah kali bunga pinjaman bank.

$$\text{umur pabrik } (n) = \frac{FCI - SV}{\text{Depresiasi}}$$

$$(FC + WC)(1 + i)^n = (WC + SV) + [(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1] \times c$$

(Peters & Timmerhaus, 2003)

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cashflow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

6. Profitability

Profitability adalah selisih antara total penjualan produk dengan total biaya produksi yang dikeluarkan.

$$\text{Profitability} = \text{Total penjualan produk} - \text{Total biaya produksi}$$

(Donald, 1989)

4.7.4 Hasil Perhitungan

4.7.4.1 Physical Plant Cost (PPC)

Tabel 4.16 Physical Plant Cost (PPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 76.913.584.911	\$ 5.127.572
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 19.228.396.228	\$ 1.281.893
3	Instalasi cost	Rp 13.288.300.901	\$ 885.887
4	Pemipaan	Rp 41.657.083.214	\$ 2.777.139
5	Instrumentasi	Rp 19.342.381.799	\$ 1.289.492
6	Insulasi	Rp 3.061.752.322	\$ 204.117
7	Listrik	Rp 7.691.358.491	\$ 512.757
8	Bangunan	Rp 99.450.000.000	\$ 6.630.000
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 133.000.000.000	\$ 8.866.667
Physical Plant Cost (PPC)		Rp 413.632.857.866	\$ 27.575.524

4.7.4.2 Direct Plant Cost (DPC)

Tabel 4.17 Direct Plant Cost (DPC + PPC)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp 82.726.571.573	\$ 5.515.105
Total (DPC + PPC)		Rp 496.359.429.439	\$ 33.090.629

4.7.4.3 Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 4.18 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp 496.359.429.439	\$ 33.090.629
2	Kontraktor	Rp 49.635.942.944	\$ 3.309.063
3	Biaya tak terduga	Rp 49.635.942.944	\$ 3.309.063
Fixed Capital Investment (FCI)		Rp 595.631.315.327	\$ 39.708.754

4.7.4.4 Direct Manufacturing Cost (DMC)

Tabel 4.19 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 488.243.845.401	\$ 32.549.590
2	<i>Labor</i>	Rp 900.000.000	\$ 60.000
3	<i>Supervision</i>	Rp 90.000.000	\$ 6.000
4	<i>Maintenance</i>	Rp 35.737.878.920	\$ 2.382.525
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 5.360.681.838	\$ 357.379
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 10.800.000.000	\$ 720.000
7	<i>Utilities</i>	Rp 16.392.593.606	\$ 1.092.840
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		Rp 557.524.999.765	\$ 37.168.333

4.7.4.5 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Tabel 4.20 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 135.000.000	\$ 9.000
2	<i>Laboratory</i>	Rp 90.000.000	\$ 6.000
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 450.000.000	\$ 30.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 54.000.000.000	\$ 3.600.000
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp 54.675.000.000	\$ 3.645.000

4.7.4.6 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Tabel 4.21 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 59.563.131.533	\$ 3.970.875
2	<i>Property taxes</i>	Rp 11.912.626.307	\$ 794.175
3	<i>Insurance</i>	Rp 5.956.313.153	\$ 397.088
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp 77.432.070.993	\$ 5.162.138

4.7.4.7 Manufacturing Cost (MC)

Tabel 4.22 Manufacturing Cost (MC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 557.524.999.765	\$ 37.168.333
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 54.675.000.000	\$ 3.645.000
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 77.432.070.993	\$ 5.162.138
Manufacturing Cost (MC)		Rp 689.632.070.757	\$ 45.975.471

4.7.4.8 Working Capital (WC)

Tabel 4.23 Working Capital (WC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
01	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 133.157.412.382	\$ 8.877.161
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp 94.040.736.921	\$ 6.269.382
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 188.081.473.843	\$ 12.538.765
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 294.545.454.545	\$ 19.636.364
5	<i>Available Cash</i>	Rp 188.081.473.843	\$ 12.538.765
Working Capital (WC)		Rp 897.906.551.535	\$ 59.860.437

4.7.4.9 General Expense (GE)

Tabel 4.24 General Expense (GE)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 41.377.924.245	\$ 2.758.528
2	<i>Sales expense</i>	Rp 117.237.452.029	\$ 7.815.830
3	<i>Research</i>	Rp 34.481.603.538	\$ 2.298.774
4	<i>Finance</i>	Rp 29.870.757.337	\$ 1.991.384
General Expense (GE)		Rp 222.967.737.149	\$ 14.864.516

4.7.4.10 Total Production Cost (TPC)

Tabel 4.25 Total Production Cost (TPC)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 689.632.070.757	\$ 45.975.471
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 222.967.737.149	\$ 14.864.516
Total Production Cost (TPC)		Rp 912.599.807.906	\$ 60.839.987

4.7.4.11 Fixed Cost (Fa)

Tabel 4.26 Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 59.563.131.533	\$ 3.970.875
2	<i>Property taxes</i>	Rp 11.912.626.307	\$ 794.175
3	<i>Insurance</i>	Rp 5.956.313.153	\$ 397.088
Fixed Cost (Fa)		Rp 77.432.070.993	\$ 5.162.138

4.7.4.12 Variable Cost (Va)

Tabel 4.27 Variable Cost (Va)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp 488.243.845.401	\$ 32.549.590
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp 54.000.000.000	\$ 3.600.000
3	<i>Utilities</i>	Rp 16.392.593.606	\$ 1.092.840
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 10.800.000.000	\$ 720.000
Variable Cost (Va)		Rp 569.436.439.007	\$ 37.962.429

4.7.4.13 Regulated Cost (Ra)

Tabel 14.28 Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor cost</i>	Rp 900.000.000	\$ 60.000
2	<i>Plant overhead</i>	Rp 450.000.000	\$ 30.000
3	<i>Payroll overhead</i>	Rp 135.000.000	\$ 9.000
4	<i>Supervision</i>	Rp 90.000.000	\$ 6.000
5	<i>Laboratory</i>	Rp 90.000.000	\$ 6.000
6	<i>Administration</i>	Rp 41.377.924.245	\$ 2.758.528
7	<i>Finance</i>	Rp 29.870.757.337	\$ 1.991.384
8	<i>Sales expense</i>	Rp 117.237.452.029	\$ 7.815.830
9	<i>Research</i>	Rp 34.481.603.538	\$ 2.298.774
100	<i>Maintenance</i>	Rp 35.737.878.920	\$ 2.382.525
11	<i>Plant supplies</i>	Rp 5.360.681.838	\$ 357.379
Regulated Cost (Ra)		Rp 265.731.297.907	\$ 17.715.420

4.7.5 Analisis Keuntungan

Total Penjualan	= Rp. 1.080.000.000.000
Total <i>Production Cost</i>	= Rp. 912.599.192.094
Keuntungan Sebelum Pajak	= Rp. 167.400.192.094
Keuntungan Setelah Pajak	= Rp. 83.700.096.047 (pajak 50% dari laba)

4.7.6 Analisis Kelayakan

1. Percent Return on Investment (ROI)

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{fixed capital}} \times 100\%$$

ROI sebelum pajak = 28,10 %

ROI sesudah pajak = 14,05 %

2. Pay Out Time (POT)

$$POT = \frac{\text{fixed capital investment}}{(\text{keuntungan tahunan} + \text{depresiasi})}$$

POT sebelum pajak = 2,6 tahun

POT sesudah pajak = 4,2 tahun

3. Break Event Point (BEP)

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3Ra)}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

BEP = 48,42 %

4. Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

$$SDP = 24,56 \%$$

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp. 595.631.315.327

Working Capital = Rp. 897.906.551.523

Salvage value (SV) = Rp. 59.563.131.533

Cashflow (CF) = *Annual profit + depresiasi +finance*

CF = Rp. 222.971.708.025

Discounted cashflow dihitung secara *trial & error*

$$(FC + WC)(1 + i)^n = (WC + SV) + [(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1]x c$$

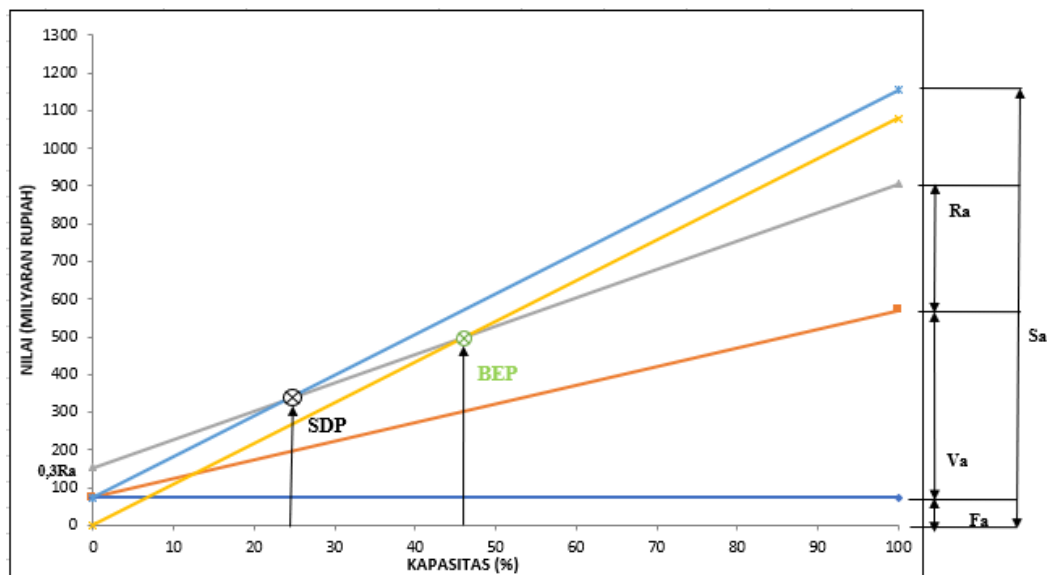
$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai $i = 16,62 \%$, suku bunga = $10,11\%$

Evaluasi ekonomi diuraikan pada tabel 4.29 di bawah ini:

Tabel 4.29 Summary Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi
ROI sebelum pajak	28,10 %	ROI before taxes minimum	Aries Newton, P.193
ROI setelah pajak	14,05 %	low 11%, high 44 %	
POT sebelum pajak	2,62 tahun	POT before taxes maksimum, low 5th, high 2th	Aries Newton, P.196
POT setelah pajak	4,16 Tahun		
BEP	48, 42%	Berkisar 40 – 60%	
SDP	24,56 %	Berkisar 20 – 30%	
DCFR	16,62 %	>1,5 bunga bank =min= 10,11%	



Gambar 4.7 Grafik Analisis Kelayakan

Keterangan Gambar :

Ra : *Annual Regulated Cost*

Va : *Annual Variabel Cost*

Fa : *Annual Fixed Cost*

Sa : *Annual Sales Value*

SDP : *Shut Down Point*

BEP : *Break Even Point*

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan perancangan Pabrik Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan kapasitas 40.000 ton/tahun, maka diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pendirian Pabrik Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan kapasitas 40.000 ton/tahun dilatar belakangi oleh meningkatnya permintaan global dan kebutuhan di Indonesia akan bioetanol. Serta memanfaatkan limbah dari kelapa sawit yaitu tandan kosong sehingga dapat meningkatkan nilai ekonomi jika disintesis menjadi bioetanol.
2. Perancangan produk bioetanol dengan nilai konversi 99,5% dirancang berdasarkan variable utama, yaitu: spesifikasi bahan baku, spesifikasi bahan pembantu, spesifikasi hasil samping, dan spesifikasi produk. Serta dilakukan penyetingan yang tepat agar prosesnya lebih efektif dan efisien untuk mendapatkan produk yang berkualitas.
3. Pabrik Bioetanol berbentuk Perseroan Terbatas didirikan di Kalimantan Tengah dengan luas tanah keseluruhan 34.300 m² dengan luas bangunan 15.300 m². Jumlah karyawan 120 orang dan beroperasi 330 hari/tahun.
4. Pabrik Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan kapasitas 40.000 ton/tahun digolongkan pabrik beresiko rendah karena proses berjalan pada kondisi operasi yang rendah, bahan baku dan produk yang dihasilkan tidak mudah terbakar dan meledak. Hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:

a. Keuntungan yang diperoleh :

- Sebelum pajak Rp. 167.400.192.094/tahun
- Sesudah pajak Rp. 83.700.096.047/tahun

b. Return of Investment (ROI) :

- Sebelum pajak = 28,10%
- Sesudah pajak = 14,05%

Batasan ROI sebelum pajak dapat diterima untuk pabrik kimia dengan resiko rendah, minimum adalah sebesar 11%. (Aries and Newton, 1955).

c. Pay Out Time (POT):

- Sebelum pajak = 2,6 tahun
- Sesudah pajak = 4,2 tahun

Batasan POT sebelum pajak dapat diterima untuk pabrik kimia dengan resiko rendah, maksimal adalah 5 tahun.(Aries and Newton 1955).

d. *Break Even Point* (BEP) pada 48,42% dan *Shut Down Point* (SDP) adalah 24,56%. Batasan BEP yang dapat diterima untuk pabrik kimia dengan resiko rendah sebesar 40 - 60%). (Aries and Newton 1955)

e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 16,62%. Batasan minimum DFCR $>1,5 \times$ deposito bank. Bunga bank 10,11%.

Dari data hasil perhitungan analisa ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan kapasitas 40.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan karena memiliki indikator keekonomian yang cukup menguntungkan.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep - konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk bioetanol dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

DAFTAR PUSTAKA

- Alvira, P., Tomás-Pejó, E., Ballesteros, M. J., & Negro, M. J., 2010., *Pretreatment Technologies for An Efficient Bioethanol Production Process Based On Enzymatic Hydrolysis: a review*. *Bioresource technology*, 101(13), 4851-4861.
- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, MC Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Aryafatta., 2008., *Mengolah Limbah Sawit Menjadi Bioetanol*.
- Atherton, W. & Saghafi, B., 2010., *Proceedings Of The 5th Annual BEAN Conference: Liverpool Conference On The Built Environment And Natural Environment*.
- Biro Pusat Statistik, 2010-2015, *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*.
- Crueger, W., Crueger, A., Brock, T. D., & Brock, T. D., 1990., *Biotechnology: A Textbook of Industrial Microbiology*.
- Dahnum, D., Tasum, S. O., Triwahyuni, E., Nurdin, M., & Abimanyu, H., 2015., *Comparison of SHF and SSF Processes Using Enzyme and Dry Yeast for Optimization of Bioethanol Production from Empty Fruit Bunch*. *Energy Procedia*, 68, 107-116.
- Darnoko, P Guritno, A. Sugiharto dan S. Sugesty., 1995., *Pembuatan Pulp dari Tandan Kosong Sawit dengan Penambahan Surfaktan.*, *Jurnal Penelitian Kelapa Sawit.*, 3(1) : 75 – 87.
- Dellweg H. 1983. *Biomass, microorganism for special application microbial product energy from renewable resource*. *Biotechnol.* Volume 3. Verlag Chemie. Florida.

- Derman, E., Abdulla, R., Marbawi, H., & Sabullah, M. K., 2018., *Oil Palm Empty Fruit Bunches as A Promising Feedstock for Bioethanol Production in Malaysia*. *Renewable Energy*, 129, 285-298.
- Erwinsyah, Afriani, A., & Kardiansyah, T., 2015., *Potensi dan Peluang Tandan Kosong Sawit sebagai Bahan Baku Pulp dan Kertas: Studi Kasus di Indonesia*. *Jurnal Selulosa*, 5(02).
- Goh, C. S., Lee, K. T., & Bhatia, S., 2010., *Hot Compressed Water Pretreatment of Oil Palm Fronds to Enhance Glucose Recovery for Production of Second Generation Bio-Ethanol*. *Bioresource technology*, 101(19), 7362-7367.
- Gunam, I.B.W., Buda, K., & Guna, I.M.Y.S., 2010., *Pengaruh Perlakuan Delignifikasi Dengan Larutan NaOH dan Konsentrasi Substrat Jerami Padi terhadap Produksi Enzim Selulase dari Aspergillus Niger NRRL A-II*, 264. *Jurnal Biologi Udayana*, 14(2).
- Hambali, E., Mujdalifah, S., Tambunan, A. H., Pattiwiri, A.W., & Hendroko, R., 2007., *Teknologi bioenergi*. AgroMedia.
- Kern, D.Q., 1965, "*Process Heat Transfer*", Mc Graw-Hill Book Company, New York
- Kirk, R.E., Othmer, D.F., 1992, "*Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*", The Intescience Publisher Division of Jhon Willey & Sons Inc, New York
- Kosaric, N., & Vardar-Sukan, F., 2001., Potential source of energy and chemical products. *The Biotechnology of Ethanol: Classical and Future Applications*, Roehr, M.(Ed.). Wiley-VCH, Weinheim.
- Kristina, K., Sari, E. R., & Novia, N., 2012., *Alkaline Pretreatment dan Proses Simultan Sakarifikasi–Fermentasi untuk Produksi Etanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit*. *Jurnal Teknik Kimia*, 18(3).

- Nasution, H. I., Dewi, R. S., & Hasibuan, P., 2016., *Pembuatan Etanol dari Rumput Gajah (*Pennisetum purpureum schumach*) Menggunakan Metode Hidrolisis Asam dan Fermentasi *Saccharomyces Cerevsiae*. Jurnal Pendidikan Kimia, 8(2), 72-81.*
- Perry, R.H., Green, D., 1999, “*Chemical Engineering Handbook*”, Mc Graw-Hill Company, New York
- Rikana, H., & Adam, R. (2009). *Pembuatan Bioethanol dari Singkong Secara Fermentasi Menggunakan Ragi Tape.*
- Ristiani, J., Kamilah, H., Abdilah, R., & Yunita, I. S. (2008). *Sintesis Etanol dari Sari Kulit Nanas (*Ananas comosus L. Merr*) sebagai Pengganti Bahan Bakar Cair.*
- Rocha, G. D. M., Gonçalves, A. R., Oliveira, B. R., Olivares, E. G., & Rossell, C. E. V., 2012., *Steam Explosion Pretreatment Reproduction and Alkaline Delignification Reactions Performed on a Pilot Scale with Sugarcane Bagasse for Bioethanol Production.* Industrial Crops and Products, 35(1), 274-279.
- Sinnott, R. K., & Towler, G., 2009., *Chemical engineering design: SI Edition.* Elsevier.
- Sitompul, H., & Putra, D. R., 2016., *Pengaruh Waktu dan Konsentrasi Enzim Selulase pada Proses Hidrolisis Tandan Kosong Kelapa Sawit menjadi Glukosa.* Analit: Analytical and Environmental Chemistry, 1(1).
- Timmerhause, K.D., Peters, M.S., 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw-Hill Book Co., Inc., New York
- Warsito, J., Sabang, S. M., & Mustapa, K., 2016., *Pembuatan Pupuk Organik Dari Limbah Tandan Kosong Kelapa Sawit.* Jurnal Akademika Kimia, 5(1), 8-15.
- Wulandari, R., 2015., *Proses Transesterifikasi Minyak Kelapa Sawit Menggunakan Novozym® 188 dalam Sistem Pelarut CHCl untuk Menghasilkan Biodiesel.*
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, Mc Graw-Hill Co., Inc., USA

Nitz. UW., 1976., *Encyclopedia Americana : Ethyl Alcohol vol.10*. Americana Corporation., New York.

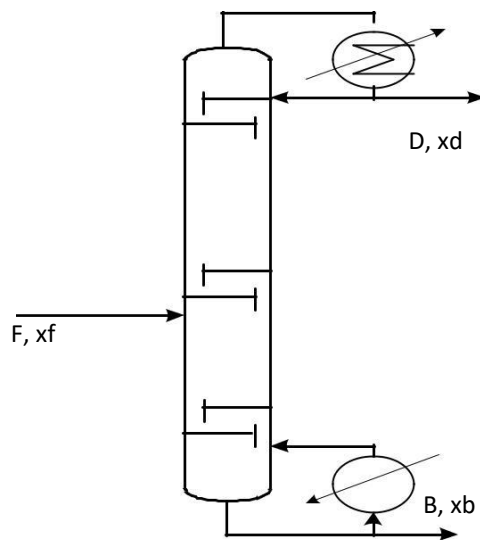
<http://www.matche.com.>, diakses tanggal 20 September 2018

LAMPIRAN A
PERANCANGAN MENARA DISTILASI 301 (MD- 301)
(TUGAS KHUSUS)

Fungsi : Untuk memurnikan C_2H_5OH menjadi 95,6 %

Tujuan : Mengetahui rancangan mekanis Menara Distilasi (MD-101).

Jenis : Menara distilasi dengan *Sieve Tray*



Skema Aliran MD

Keterangan :

F = umpan masuk

B = hasil bawah

D = hasil atas

Perhitungan dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Menara Distilasi (MD-101), meliputi :

- Kondisi operasi
- Beban Kondensor (CD-101) dan *Reboiler* (RB-101)
- Spesifikasi *shell* (diameter, tinggi dan tebal) dan head menara
- Spesifikasi *plate*
- Cek kondisi aliran (flooding dan weeping)
- Isolasi (ketebalan)
- Spesifikasi alat penunjang menara distilasi

A. Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *Tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990). Sedangkan jenis tray yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan: 1.) *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (tab. 9.22, Ludwig, 1980). 2.) Lebih ringan, murah karena pembuatannya lebih mudah. 3.) Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.

B. Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis Stainless SA 240 Grade B dengan pertimbangan : 1) Mempunyai allowable stress yang besar 2) Struktur kuat 3) Tahan terhadap korosifitas tinggi

C. Kondisi Operasi Langkah-langkah perhitungannya adalah sebagai berikut : 1.) Menghitung kondisi operasi atas dan bawah menara distilasi. 2.) Menentukan Volatilitas Rata-rata

1. Menentukan kondisi operasi Menara Distilasi

Tabel F.1. Neraca massa MD-101

komponen	F21 (Aliran masuk)		F22 (Distilat)		F23 (bottom)	
	N (kmol)	Kg/jam	N (kmol)	Kg/jam	N (kmol)	Kg/jam
C ₂ H ₅ OH	130,95	6023,80	123,84	5696,78	7,11	327,01
H ₂ O	412,02	7416,44	14,46	260,33	397,56	7156,12
Jumlah	542,98	13440,24	138,31	5957,11	404,67	7483,13

Umpan dalam kondisi cair jenuh. Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu ditrial temperatur *bubble point feed* pada tekanan atm. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\log_{10}(P) = A + B/T + C \text{ Log}T + DT + ET^2 \quad (\text{Yaws, 1996})$$

keterangan:

A, B, C, D, E = konstanta

P = tekanan uap komponen i (mmHg)

T = temperatur (K)

Konstanta untuk tiap – tiap komponen dapat dilihat pada berikut.

Tabel F.2 Konstanta Tekanan Uap

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₅ OH	16,1952	3423,53	-55,7152
H ₂ O	16,5362	3985,44	-38,9974

Sumber : (Chemical Properties Handbook ; Carl L Yaws)

• Menentukan temperatur *bubble point feed*

Pada keadaan *bubble point*, $\sum y_i = \sum (K_i \times x_i) = 1$.

Dimana, y_i = fraksi mol uap

K_i = nilai hubungan fasa uap-cair

x_i = fraksi mol cair

Dengan cara *trial T* pada tekanan, 1,2 atm hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur *bubble point feed* pada tekanan 1,2 atm. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada Tabel A.44 berikut.

Tabel F.3 Hasil *Trial* untuk Penentuan *Bubble Point Feed*

Komponen	F (kg/jam)	F (kmol/jam)	Pi(atm)	Xi	Ki = Pi / P	Yi = Xi . Ki
C ₂ H ₅ OH	6023,79652	130,95210	209,38587	0,24117	1,72206	0,41532
H ₂ O	7416,44085	412,02449	93,67598	0,75883	0,77043	0,58462
Total	13440,2374	542,9766	303,0619	1,0000	2,4925	1,0000

P = 1,2 atm

T Trial = 98,22 °C

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai $\sum Y_i$ harus = 1

- Menentukan temperatur dew point distilat

Pada keadaan dew point, $\sum x_i = \sum (y_i/K_i) = 1$. Dengan cara trial T pada tekanan 1 atm hingga $\sum x_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur *dew point* distilat.

Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada tabel berikut.

Tabel F.4 Hasil trial untuk penentuan *dew point* distilat

Komponen	ln Pi	F (kmol/jam)	Pi kpa	Yi	Ki = Pi / P	Xi = Yi / Ki
C ₂ H ₅ OH	5696,78383	123,84313	115,08850	0,89543	1,13584	0,78835
H ₂ O	260,32569	14,46254	50,06031	0,10457	0,49406	0,21165
Total	5957,10952	138,30566	165,14881	1,00000	1,62989	1,00000

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T \text{ Trial} = 81,73 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai Xi harus = 1

2. Relatif Volatilitas Rata-Rata (α_{AV})

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} \quad (\text{Coulson, 1985}) \text{ (F.16)}$$

Keterangan:

- α_{avg} = Volatilitas relatif rata – rata
- α_{top} = Volatilitas relatif pada distilat
- α_{bottom} = Volatilitas relatif pada bottom

Dengan menggunakan persamaan tersebut diperoleh nilai α_{avg} sebagai berikut :

Tabel. F.6. Nilai α_{avg} Tiap Komponen

Komponen	α_{top}	α_{bottom}	α_{avg}
C ₂ H ₅ OH	2,3057	2,1923	2,5274
H ₂ O	1,0000	1,0000	1,0000
Jumlah	3,3057	3,1923	3,5274

3. Cek pemilihan *Light Key (LK)* dan *Heavy Key (HK)*

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light key : C₂H₅OH

Heavy key : H₂O

Mentukan distribusi komponen. Metode Shiras

$$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} = \frac{(\alpha_j - 1) \times x_{LK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{LK,F} \times F} + \frac{(\alpha_{LK} - \alpha_j) \times x_{HK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{HK,F} \times F}$$

Komponen i terdistribusi jika: $-0,01 \leq \left(\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} \right) \leq 1,01$

Komponen i tak terdistribusi jika: $\frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} < -0,01$ atau $\frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} > 1,01$

Tabel F.7. Penentuan Distribusi Komponen

Komponen	Xj, F	Xj, D	$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F}$	keterangan
C ₂ H ₅ OH	0,24	0,90	0,1188	Terdistribusi
H ₂ O	0,76	0,10	0,0584	Terdistribusi
Total	1,00	1,00		

Pengambilan *light key* dan *heavy key* tepat karena dari hasil perhitungan di atas terdistribusi.

4. Menghitung Jumlah Plate Minimum (N_m)

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{ave, LK}}$$

$N_m = 7 \text{ Plate}$

Keterangan:

N_m = Jumlah *plate* minimum

X_{LK} = Fraksi mol *Light Key*

X_{HK} = Fraksi mol *Heavey Key*

$\alpha_{average, LK}$ = relatif volatilitas *Light Key* rata-rata.

5. Menentukan Reflux Minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah dengan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q \quad (\text{Coulson, 1989})$$

Karena *feed* yang masuk adalah liquid pada boiling point, maka $q = 1$. Substitusi persamaan (12) menjadi :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1$$

Untuk menghitung nilai refluks minimum dicari dengan cara trial nilai θ sampai diperoleh nilai persamaan diatas sama dengan nol.

Keterangan :

α_i = Relatif volatilitas rata-rata komponen i

$x_{i,F}$, = Fraksi mol komponen i dalam feed

$x_{i,D}$, = Fraksi mol komponen i dalam distilat

R_m = Refluks minimum

R = Refluks

Nilai θ ditrial hingga,

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$$

Nilai θ harus berada di antara nilai volatilitas relatif komponen LK dan HK. Dengan menggunakan program solverexcel maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel F.8. Hasil trial nilai θ

komponen	α avg	$x_{i,F}$	α avg \times $x_{i,F}$	$\frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)}$
C ₂ H ₅ OH	2,52740	0,24117	0,60954	0,89616
H ₂ O	1,00000	0,75883	0,75883	-0,89566
Total	3,52740	1,00000	1,36837	0,00051

Tabel F.9. Hasil Perhitungan R_m

komponen	α avg	$x_{i,D}$	α avg \times $x_{i,D}$	$\frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)}$
C ₂ H ₅ OH	2,52740	0,90000	2,27466	3,34425
H ₂ O	1,00000	0,10000	0,10000	-0,11803
Total	3,52740	1,00000	2,37466	3,22622

Maka :

$$\frac{\alpha i \times x_i, D}{(\alpha i - \theta)} = R_m + 1$$

$$3,2262 = R_m + 1$$

$$R_m = 2,2262$$

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R_m (Geankoplis, 1993)

Diambil R operasi = 1,2 x R_m

$$R \text{ operasi} = 1,2 \times 2,2262$$

$$R \text{ operasi} = 2,6715$$

Rasio *reflux actual*

$$R = \frac{L}{D} = 1,5 \times R_m = 3,3393$$

$$\frac{R_d}{(R + 1)} = 1,5 \times R_m = 0,6156$$

6. Menghitung Jumlah Tray Ideal dari Persamaan Gilliland :

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left\{ 1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,566} \right\}$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,4028$$

$$N = 12 \text{ (Tidak termasuk reboiler)}$$

$$N = 13 \text{ (Termasuk reboiler)}$$

7. Menentukan Efisiensi Tray

Jumlah tray aktual dihitung dari jumlah tray ideal dibagi dengan efisiensi *tray*.

Efisiensi tray dicari dengan menggunakan korelasi viskositas rata – rata dikali

dengan relatif volatilitas rata – rata yang kemudian dapat dilihat pada grafik Fig. 8.16. Chopey

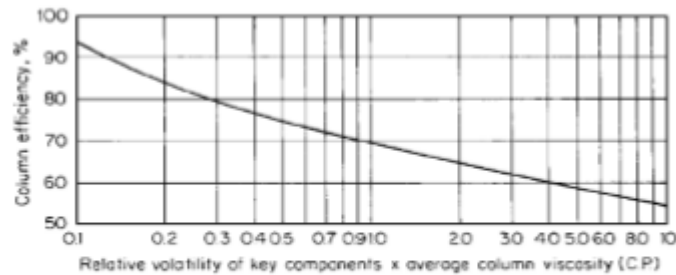


FIGURE 8.16 Column efficiency as a function of average column viscosity and relative volatility.

Tabel.F.10. Menghitung μ avg Produk Atas MD-101 pada T = 353 K

Komponen	BM (Kg/mol)	Destilat (Kg/jam)	yD, D	Viskositas gas (cp)	yD/ μ
Ethanol	46,0000	5944,4701	0,9518	0,1045	9,1104
Air	18,0000	260,3257	0,0482	0,1126	0,4282
Total			1,0000		9,5385

$$\mu_{\text{uap}} = \frac{\sum yD}{\sum \frac{yD}{\rho}} = 0,1048 \text{ Cp}$$

Tabel. F.11. Menghitung μ avg Produk Bawah MD-301 pada T = 393 K :

Komponen	BM (Kg/mol)	Destilat (Kg/jam)	yD, D	Viskositas gas (cp)	yD/ μ
Ethanol	46,0000	5944,4701	0,9518	0,1045	9,1104
Air	18,0000	260,3257	0,0482	0,1126	0,4282
Total			1,0000		9,5385

$$\mu_{\text{cair}} = \frac{\sum yB}{\sum \frac{yB}{\rho}} = 0,2548 \text{ Cp}$$

$$\mu \text{ avg} = \sqrt{\mu_{top} \times \mu_{bottom}}$$

$$X = \alpha_{lk} \text{ avg} \times \mu \text{ avg}$$

$$X = 0,4132 \text{ cP}$$

Maka, efisiensi tray, $E_o = 76 \%$

8. Menentukan Tray Actual

$$\begin{aligned} \text{Tray actual} &= \text{Tray ideal} / \text{efisiensi tray} \\ &= 16 \end{aligned}$$

9. Menentukan Letak Umpan

Menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right] \quad (\text{Coulson, 1983, pers 11.62})$$

Keterangan :

B : Laju alir molar *bottom* (Kmol/jam)

D : Laju alir molar *distilat* (Kmol/jam)

(X_{lk} , X_{hk})_F : Fraksi mol *light key* dan *heavy key* di *Feed*

X_{lk} , B : Fraksi mol *light key* di *bottom*

X_{hk} , D : Fraksi mol *heavy key* di *distilat*

N_r : *Number of stage* di atas *feed*

N_s : *Number of stage* di bawah *feed*

Berdasarkan persamaan tersebut diperoleh :

$$N_r / N_s = 0,9077$$

$$N_r = 0,9077 N_s$$

Jumlah plate termasuk reboiler = 13 plate, sedangkan jumlah plate tanpa reboiler adalah 12 plate.

$$N_r + N_s = N$$

$$N_r + N_s = 12$$

$$N_s = 12 / (1 + 0,9077)$$

$$N_s = \text{Plate ke 6 (tanpa reboiler)}$$

A. Menentukan Diameter Menara

• Laju Alir Massa Bagian Atas

Dari neraca massa diketahui :

$$\text{Feed} = F = 13440,24 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Top product} = D = 5.957,110 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor rate} = V = 9.775,029 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid rate} = L = 3.817,919 \text{ kg/jam}$$

• Laju Alir Massa Bagian Bawah

$$q = \frac{(L' - L)}{F} \quad \dots \text{ (RE. Treyball, Eq. 9.126)}$$

$$V' = V + (q - 1) F \quad \dots \text{ (RE. Treyball, Eq. 9.126)}$$

$$L' = F + L$$

$$L' = 13.440,237 \text{ kg/jam} = 3,733 \text{ kg/s}$$

$$V' = V$$

$$V' = 7.483,128 \text{ kg/jam} = 2,079 \text{ kg/s}$$

a. Liquid-Vapour Flow Factor (FLV)

$$F_{LV \text{ top}} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad \dots \text{ (J M. Coulson Eq. 11.82)}$$

$$F_{LV} = 0,02$$

$$\text{Ditentukan Tray Spacing} = 24 \text{ in} = 0,6096 \text{ m}$$

(H.Z Kister , Distillation operation .1992.Mc grawhill)

Koreksi nilai K_1 top :

$$K'_{1 \text{ top}} = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K'_{1 \text{ top}} = 0,053$$

$$F_{LV \text{ bottom}} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,05$$

Ditentukan *Tray Spacing* = 24 in = 0,6096 m

(H.Z Kister , Distillation operation .1992.Mc grawhill)

Koreksi nilai K_1 top :

$$K_1 = 0,07$$

$$K'_{1 \text{ bottom}} = \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} K_1$$

$$K'_{1 \text{ bottom}} = 0,023$$

b. Kecepatan flooding (μf)

Kecepatan *flooding* bagian atas

$$u_f = K_1 \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad \dots \text{ (J M. Coulson Eq. 11.81)}$$

$$u_f = 1,2342 \text{ m/s}$$

Kecepatan *flooding* bagian bawah

$$u_f = K_1 \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad \dots \text{ (J M. Coulson Eq. 11.81)}$$

$$u_f = 0,8347 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70 – 90% dari kecepatan *flooding* (Coulson,1983, hal.459), untuk perancangan diambil $u_v = 85 \% u_f$.

Kecepatan uap pada bagian bawah (bottom) :

$$\begin{aligned}\hat{u} &= 0,85 \times u_f && \dots \text{ (J M. Coulson p.472)} \\ &= 0,7095 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Kecepatan uap pada bagian atas (top) :

$$\begin{aligned}\hat{u} &= 0,85 \times u_f && \dots \text{ (J M. Coulson p.472)} \\ &= 1,0490 \text{ m/s}\end{aligned}$$

c. Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum

Laju alir volumetrik maksimum bagian atas (top) :

$$\begin{aligned}Q_v \text{ top} &= \frac{V}{\rho_v \cdot 3600} && \dots \text{ (J M. Coulson p.472)} \\ &= 2,0251 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Laju alir volumetrik maksimum bagian bawah (bottom) :

$$\begin{aligned}Q_v \text{ bottom} &= \frac{V}{\rho_v \cdot 3600} && \dots \text{ (J M. Coulson p.472)} \\ &= 3,0197 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

d. Menentukan Luas Area Netto Untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{u}} \quad \dots \text{ (J M. Coulson p.472)}$$

$$A_n, \text{ top} = 1,930 \text{ m}^2$$

$$A_n, \text{ bottom} = 4,256 \text{ m}^2$$

e. Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (Ac)

Menghitung Luas Penampang Lintang Menara :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - A_d}$$

Luas penampang *downcomer* (A_d)= 15 % dari luas keseluruhan, sehingga :

$$A_{c, \text{ top}} = 2,2712 \text{ m}^2$$

$$A_{c, \text{ bottom}} = 5,0071 \text{ m}^2$$

f. Menentukan Diameter Menara (D_c) Berdasarkan Kecepatan Flooding

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}}$$

Diameter menara bagian atas (top) :

$$D_{c, \text{ top}} = 1,701 \text{ m}$$

$$D_{c, \text{ bottom}} = 2,526 \text{ m}$$

g. Perancangan Tray

Perancangan Tray Bagian Atas :

$$\text{Diameter menara , } D_c = 1,701 \text{ m}$$

$$\text{Luas menara, } A_c (\pi/4 \times D_c^2) = 2,271 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas } \textit{downcomer}, A_d = 0,15 A_c = 0,341 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas } \textit{netto}, A_n = A_c - A_d = 1,930 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas aktif, } A_a = A_c - 2 \cdot A_d = 1,590 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole, } A_h = 0,03 \cdot A_a = 0,095 \text{ m}^2$$

$$l_w/D_c = 0,81$$

$$\text{Panjang weir, } l_w = 0,81 \times D_c = 0,994 \text{ m}$$

Perancangan Tray Bagian Bawah :

$$\text{Diameter menara , } D_c = 2,526 \text{ m}$$

$$\text{Luas menara, } A_c (\pi/4 \times D_c^2) = 5,007 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas } \textit{downcomer}, A_d = 0,15 A_c = 0,751 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas } \textit{netto}, A_n = A_c - A_d = 4,256 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas aktif}, A_a = A_c - 2, A_d = 3,505 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole}, A_h = 0,03, A_a = 0,105 \text{ m}^2$$

$$\text{Panjang weir}, l_w = 0,81 \times D_c = 2,046 \text{ m}$$

Tinggi Weir (hw)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi *weir* yang digunakan antara 40-90 mm (Coulson, 1983). Tinggi *weir* yang digunakan (hw) = 51 mm = 0,051 m.

Diameter Hole (dh)

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm, dan yang direkomendasikan adalah 5 mm (Coulson, 1983). Diameter hole yang digunakan = 5,1 mm.

Tebal Tray

Untuk bahan *carbon steel* tebal plate yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal plate yang digunakan adalah 3 mm. Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *stainless steel*, sehingga tebal plate yang digunakan = 3 mm. (Coulson vol 6 1ed p465, 1983).

Pemeriksaan Weeping Rate

- **Menara bagian atas**

$$L_w, \text{ max} = \frac{L}{3600} = 1,061 \text{ kg/s}$$

$$L_w, \text{ min} = 0,7 L_{\text{max}}$$

$$= 0,742 \text{ kg/s}$$

- **Menara bagian bawah**

$$L_w, \text{ max} = \frac{L}{3600} = 3,733 \text{ kg/s}$$

$$L_w, \min = 0,7 L_m \max$$

$$= 2,613 \text{ kg/s}$$

Tinggi *weir liquid crest* (h_{ow}) :

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times I_w} \right)^{2/3}$$

- **Menara bagian atas**

$$h_{ow} \max = 7,690 \text{ mm}$$

$$h_{ow} \min = 6,062 \text{ mm}$$

Pada minimum rate, $(h_o + h_{ow}) = 57,062 \text{ mm liquid}$

Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 30$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

... (J M. Coulson Eq.11.84)

$$\check{U}_h = 6,206 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual (u_{am}) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,t}}{A_h}$$

$$= 14,861 \text{ m/s}$$

- **Menara bagian bawah**

$$h_{ow} \max = 11,623 \text{ mm}$$

$$h_{ow} \min = 9,163 \text{ mm}$$

Pada minimum rate, $(h_o + h_{ow}) = 60,163 \text{ mm liquid}$

Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 30,4$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad \dots \text{ (J M. Coulson Eq.11.84)}$$

$$\hat{u}_h = 6,206 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual (u_{am}) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,t}}{A_h} \\ = 14,861 \text{ m/s}$$

$u_{am} > \hat{u}_h$ min sehingga tidak terjadi *weeping*.

- **Plate Pressure Drop**

- Menara Bagian Atas**

Maksimum *vapour velocity throuh hole* (\hat{u}_h) :

$$\hat{U}_h = \frac{Q_{v,b}}{A_h} \\ = 21,230 \text{ m/s}$$

Dari Fig. 11.34, J M. Coulson ed.6,

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Dari figure 11.34, untuk ketebalan plate/diameter lubang = 0,6

$(A_h/A_a) \times 100 = 60$

Didapatkan nilai *orifice coefficient* (C_o) = 0,680

$$h_d = 51 \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$h_d = 89,902 \text{ mm}$$

- *residual head*

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$$

$$= 16,860 \text{ mm}$$

Keterangan :

h_r = (mm)

ρ_L = densitas *liquid* bagian *bottom* (kg/m³)

- *Total Plate Pressure Drop*

$$h_T = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

$$h_T = 163,824 \text{ mm liquid}$$

Keterangan :

h_r = *residual head* (mm)

h_d = *dry plate drop* (mm)

h_w = tinggi *weir* (mm)

h_{ow} = tinggi *weir liquid* (mm cairan)

h_T = *total plate pressure drop* (mm liquid)

Menara Bagian Bawah

$$u_h = 28,718 \text{ m/s}$$

$$h_d = 66,191 \text{ mm cairan}$$

$$h_r = 13,214 \text{ mm cairan}$$

$$h_t = 139,568 \text{ mm cairan}$$

- **Downcomer Liquid Backup**

1. Downcomer pressure loss (hap)

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot A_{ap}} \right]^2$$

$$h_b = (h_{ow} + h_w) + h_t + h_{dc} \quad \dots\dots\dots (\text{Coulson and Richardson, 1986})$$

dengan :

hap = tinggi ujung *apron* dari *plate*, mm

hw = tinggi *weir*, mm

Aap = luas permukaan *clearance* di bawah *downcomer*, m²

Lw = kecepatan massa cairan, kg/s

ρ_L = rapat massa cairan, kg/m³

hdc = *head* yang hilang di *downcomer*, mm *liquid*

hw = tinggi *weir*, mm *liquid*

how = tinggi cairan di atas *weir*, mm *liquid*

ht = *plate pressure drop*, mm *liquid*

• **Menara Bagian Atas**

hap = 46 mm cairan

Aap = hap x lw = 0,063 m²

hdc = 0,085 mm cairan

hb = 220,971 mm cairan

hb = 0,221 m

$$\frac{1}{2}(l_t + h_w) = 0,3305 \text{ m}$$

$$hb < \frac{1}{2}(l_t + h_w), \text{ telah terpenuhi.}$$

• **Menara Bagian Bawah**

hap = 46 mm cairan

Aap = hap x lw = 0,094 m²

$$\begin{aligned} h_{dc} &= 0,292 \text{ mm cairan} \\ h_b &= 200,023 \text{ mm cairan} \\ h_b &= 0,200 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\frac{1}{2}(l_t + h_w) = 0,326 \text{ m}$$

$$h_b < \frac{1}{2}(l_t + h_w), \text{ telah terpenuhi.}$$

- **Check Residence Time**

Downcomer residence time perlu dihitung untuk menghindari terbawanya cairan yang berisi udara melalui *downcomer*. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *downcomer residence time* adalah sebagai berikut :

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L_w} \quad \dots\dots\dots(\text{Coulson and Richardson, 1986})$$

dengan :

$$\begin{aligned} t_r &= \text{downcomer residence time, s} \\ A_d &= \text{luas permukaan downcomer, m}^2 \\ h_b &= \text{clear liquid back-up, m} \\ \rho_L &= \text{rapat massa cairan, kg/m}^3 \\ L_w &= \text{kecepatan massa cairan, kg/s} \end{aligned}$$

Jika $t_r > 3$ detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui *downcomer*

- **Menara bagian atas**

$$t_r = 52,627 \text{ detik } (> 3 \text{ detik})$$

- **Menara bagian bawah**

$$t_r = 38,066 \text{ detik } (> 3 \text{ detik})$$

- **Check Entrainment**

- **Actual Percentage Flooding For Design Area**

Entrainment dihitung dari % *flooding*, dengan persamaan :

$$\% \text{flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100\% \dots\dots\dots(\text{Coulson and Richardson, 1986})$$

dengan : u_v = kecepatan uap aktual, m/s

u_f = kecepatan uap perancangan, m/s

Berdasarkan fig. 11.29, Coulson, 1986, dapat dilihat *fractional entrainment*, jika $\psi < 0,1$, maka tidak terjadi *entrainment*.

Menara bagian atas

$U_v = 1,049$ m/s

% *flooding* = 85 %

Dari fig. 11.29 diperoleh nilai $\psi = 0,098 < 0,1$, maka tidak terjadi *entrainment*.

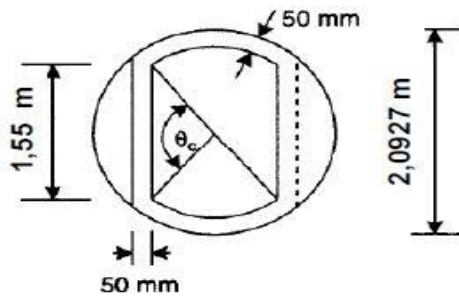
Menara bagian bawah

$U_v = 0,710$ m/s

% *flooding* = 85%

Dari fig. 11.29 diperoleh nilai $\psi = 0,010 < 0,1$, maka tidak terjadi *entrainment*.

- **Layout Tray**



Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around tray edge* dan 50 mm *wide calming zones*. Dari fig.11.32 (Coulson, 1983, hal.465), untuk $lw/Dc = 0,81$ maka : $\theta_c = 120^\circ$

- **Derajat Tray Edge**

$$\begin{aligned}(\alpha) &= 180 - \theta_c \\ &= 60^\circ\end{aligned}$$

- **Panjang Rata-Rata Unperforated Edge Strips (Lm)**

$$Lm = 3,367 \text{ m}$$

- **Total Area Unperforated Edge Strips**

$$A_{up} = hw \times Lm$$

$$A_{up} = 0,172 \text{ m}^2$$

- **Mean length of calming zone (Lcz)**

$$(Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$$

$$Lcz = 1,659 \text{ m} \quad (\text{bottom})$$

- **Area of calming zone (Acz)**

$$Acz = 2 (Lcz + hw)$$

$$A_{cz} = 3,419 \text{ m}^2$$

- **Total area perforated (A_p)**

$$A_p = A_a - (A_{up} + A_{cz})$$

$$A_p = 3,591 \text{ m}^2$$

Dari Fig. 11.33, J M.Coulson ed.6, pada $A_h/A_p = 0,06$, didapat nilai :

$$I_p/d_h = 3,800$$

Nilai I_p/d_h harus berada dalam range 2,5 - 4,0 (J M.Coulson p.465).

- **Hole Pitch**

$$(I_p) = \frac{I_p}{d_h} \times d_h$$

$$= 19,38 \text{ mm}$$

$$\text{Luas 1 lubang} = \frac{\pi}{4} \times d_h^2$$

$$= 0,00204 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}}$$

$$= 51 \text{ holes}$$

- **Spesifikasi Tray**

$$\text{Diameter tray (} D_c \text{)} = 2,526 \text{ m}$$

$$\text{Diameter lubang (} d_h \text{)} = 0,051 \text{ m}$$

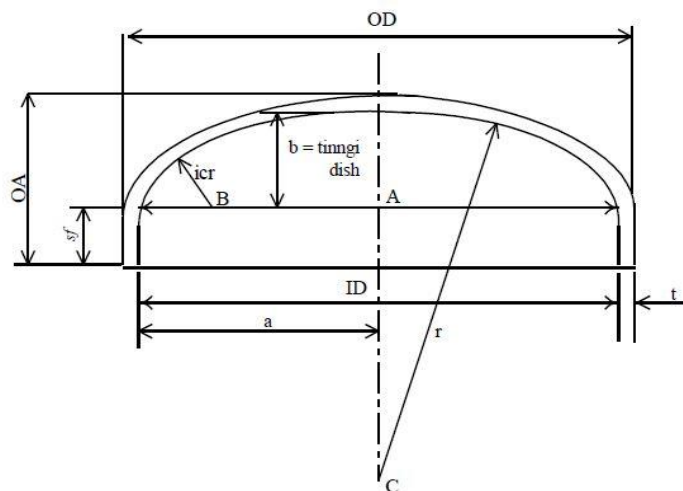
$$\text{Hole pitch (} I_p \text{)} = 0,019 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah hole} = 51 \text{ buah}$$

$$\text{Turn down ratio} = 80\%$$

Material tray	= <i>Stainless steel</i> (SA-240)
Material downcomer	= <i>Stainless steel</i> (SA-240)
Tray spacing	= 0,610 m
Tray thickness	= 3 m
Panjang weir	= 2,046 m
Tinggi weir	= 0,51 m
Total pressure drop	= 1,396 m <i>liquid</i>

Menentukan Tebal Dinding dan Head Menara



Gambar F.10. Torispherical flanged and dished head

Keterangan :

th	= Tebal head (in)
icr	= Inside corner radius (in)
r	= Radius of dish(in)
sf	= Straight flange (in)
OD	= Diameter luar (in)
ID	= Diameter dalam (in)
b	= Depth of dish (in)

OA = Tinggi head (in)

- **Menentukan Tebal Shell**

Data perhitungan :

Poperasi = 9 atm

Pdesign = 1,2 x Poperasi = 10,8 atm = 158,717 psi

Material Stainless Steel SA 285 (alasan pemilihan material : tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur kuat)

f = 11500 psi (Peters and Timmerhaus, 1991, Tabel 4, Hal. 538)

c = 0,125 in (Brownell and Young, 1959)

E = 0,8 (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)

D = 53,165 in

r = 26,582 in

$$t = \frac{P r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, pers. 13.11})$$

t = 0,217 in

digunakan Digunakan tebal standar untuk shell 3/8 in.

Keterangan :

ts = Tebal shell (in)

P = Tekanan operasi (psi)

f = *Allowable stress* (psi)

ri = Jari-jari shell (in)

E = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi (in)

- **Menentukan Tebal Head**

$$OD = ID + (2 \times ts)$$

$$OD = 100 \text{ in}$$

dari Tabel 5.7 Brownell and Young :

$$icr = 3,25 \text{ in}$$

$$rc = 54 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

$$w = 1,2547 \text{ m}$$

$$t_h = \frac{P r_c w}{2 f \varepsilon - 0,2 P} + c$$

$$t_h = 0,9258 \text{ in}$$

- **sf (Straight flange), in**

Untuk tebal head 0,40 in (3/8), dari tabel 5,8 Brownell and Young maka

$$sf = 1,5 - 3 \text{ in.}$$

$$sf = 2,5 \text{ in}$$

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$b = 33,59 \text{ in}$$

- **OA (Tinggi head), in**

$$OA = t_h + b + sf$$

$$OA = 37,0181$$

E. Tinggi Tanki

$$\text{Efisiensi Tray (Eo)} = 0,76$$

$$H = \frac{[N1. \text{Tray spacing 1} + (N2 + 1). \text{Tray spacing 2}]}{EmV}$$

$$H = 10,6221 \text{ m}$$

$$H = \frac{1}{4} \times ID$$

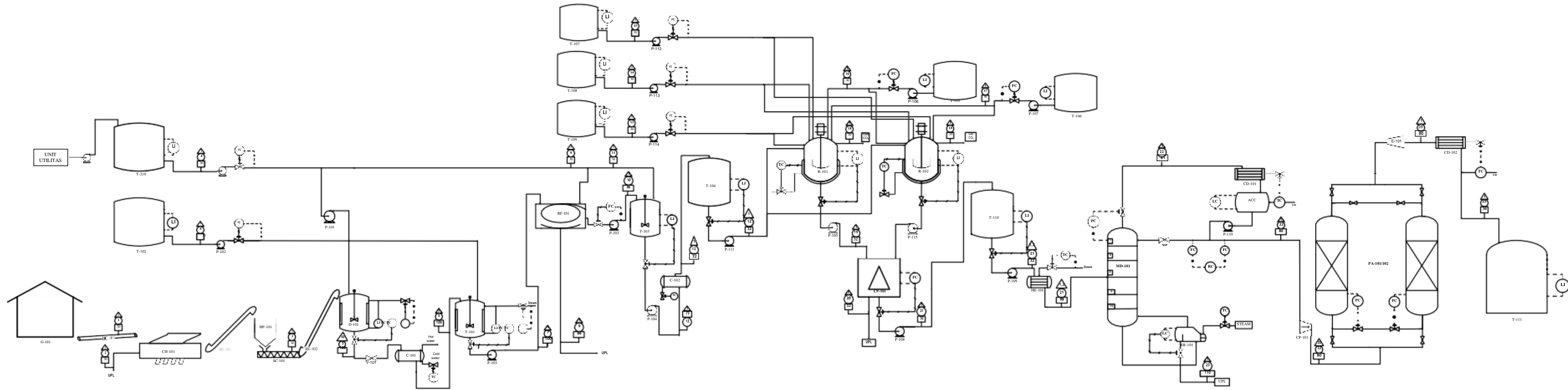
$$\text{He atas} : 0,425 \text{ m}$$

$$\text{He bawah} : 0,631 \text{ m}$$

$$Ht = H + (\text{He atas} + \text{He bawah})$$

$$Ht = 11,7 \text{ m}$$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN



NO	KOMPONEN	Area (kg/jam)																								
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
1	Tandan Kosong Kelapa Sawit	17880																								
2	Chip TKKS		17,88																							
3	Selulosa			8370		8310		9846		9,85	9836															
4	Hemicelulosa			4629		4629		4629		2314	2314															
5	Lignin			4932		4932		3396		3396	0,34															
6	Holocelulosa											12780														
7	Air (H ₂ O)			89253		89253		89353,6044		28949	112287	5915	3617	9550						365	365					
8	Ammonia Sulfat ((NH ₄) ₂ SO ₄)																									
9	Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)																									
10	Natrium Hidoksida (NaOH)					35741		35741		35723	17,87									87	87					
11	Enzim Novozym																									
12	Enzim Selulase																									
13	Saccharomyces Cerevisiae																									
14	Etanol																									
15	CO ₂																									

KETERANGAN	E/V	Expansion Valve	HP	Hopper	FC	Air Collector
ACC	AB	Accumulator	HEC	Heater	BBE	Ballast Elevator
BC	BB	Ball Collector	SB	Steam Collector	PC	Pressure Controller
CC	CC	Compressor	SEC	Steam Collector	RC	Reboiler
C	T	Cooler	T	Tiangki	E	Expander
CD	PA	Condenser	PA	Pressure Absorption	B	Blower
CF	MD	Centrifuge	MD	Melara Distansi	CH	Chopper
CP	R	Compressor	R	Reaktor	LI	Level Indikator

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN
PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT
KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :

1. Shafira Harini Pradita (14521260)
 2. Serani Mentari Putri (14521261)

Dosen Pembimbing :

1. Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc NIP.815210101
 2. Dr. Khamdan Cahyani, S.T., M.Sc NIP.105210102