

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

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



Disusun oleh :

Nama : Hudha Nur Mustaqim

NIM : 16521144

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertandatangan di bawah ini:

Nama : Hudha Nur Mustaqim

NIM :16521144

Menyatakan bahwa seluruh hasil Penelitian ini adalah hasil karya sendiri. Apabila kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan dari hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Hudha Nur Mustaqim

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG
KELAPA SAWIT KAPASITAS 30.000 TON PER TAHUN
Oleh :

Nama : Hudha Nur Mustaqim

NIM : 16521144

Yogyakarta, 7 Juni 2023

Pembimbing TA



Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng

NIP. 105210101

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG
KELAPA SAWIT KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN**

TUGAS AKHIR

Oleh :

**Nama : Hudha Nur Mustaqim
No. Mhs : 16521144**

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, Juli 2023

Tim Penguji,

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.
Pembimbing

(...)

Venitalitya A. S. A., S.T., M.Eng.
Penguji I

(...)

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.
Penguji II

(...)



Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Chofila Tamzysi, S.T., M.Eng.

NIP. 185210101

LEMBAR MOTTO



*“Barang siapa tiada memegang agama,
sekali-kali tiada boleh dibilangkan nama.”*

(Gurindam 12)

*“Dan jangan kamu berputus asa dari rahmat Allah. Sesungguhnya
tiada berputus asa dari rahmat Allah, melainkan kaum yang kafir”*

(Qs. 12: 87)

*“Allah akan meninggikan orang-orang yang beriman di antaramu dan
orang-orang yang diberi ilmu pengetahuan beberapa derajat”*

(Qs. Al-Mujadalah: 11)

*“Iman tanpa ilmu bagaikan lentera di tangan bayi. Namun ilmu tanpa
iman, bagaikan lentera di tangan pencuri”*

(Buya Hamka)

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunianya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan kepada Nabi Muhammad SAW, beserta sahabat dan para pengikutnya.

Tugas Akhir Perancangan Pabrik yang berjudul Pra Rancangan Pabrik Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapasawit Kapasitas 30.000 ton/tahun, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama bangku kuliah dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang telah berperan besar atas segala keridhoan-Nya dalam memperlancar penyusunan Tugas Akhir ini.
2. Orang tua beserta keluarga yang selalu memberikan dukungan baik moril maupun materil.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh teman-teman seperjuangan khususnya mahasiswa Teknik Kimia angkatan 2016, yang selalu memberikan dukungan, semangat, serta doa.
6. Serta semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa di dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan. Oleh karena itu, dibutuhkan kritik dan saran yang membangun demi kesempurnaan Tugas Akhir ini.

Akhir kata semoga Tugas Akhir ini bermanfaat bagi semua pihak.

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, Juni 2023

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	ii
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRA PERANCANGAN PABRIK	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	Error! Bookmark not defined.
LEMBAR MOTTO.....	v
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xvi
DAFTAR GAMBAR.....	xix
ABSTRAK	xx
ABSTRACT	xxi
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas.....	3
1.2.1 Penentuan Bahan Baku	3
1.2.2 Penentuan Kapasitas	4
1.3 Tinjauan Pustaka.....	9
1.4 Pemilihan Proses.....	12
1.4.1. Pemilihan Pre-Treatment.....	16

1.4.2. Pemilihan Hidrolisis dan Fermentasi	24
BAB II PERANCANGAN PRODUK	26
2.1 Spesifikasi Produk.....	26
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	27
2.3 Pengendalian Kualitas	29
2.3.1 Analisis Resiko Berdasarkan MSDS	29
2.3.2 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	30
2.3.3 Pengendalian Kualitas Proses	30
2.3.4 Pengendalian Kualitas Produk.....	32
BAB III PERANCANGAN PROSES	33
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	33
3.2 Uraian Proses	35
3.2.1 Persiapan Bahan Baku	35
3.2.2 Sintesis Bioetanol	36
3.2.3 Pemurnian Produk.....	38
3.3 Spesifikasi Alat	39
3.3.1 Bin (F-410)	39
3.3.2 Bin (F-420)	40
3.3.3 Bin (F-430)	41
3.3.4 Bin (F-440)	42

3.3.5 <i>Bin</i> (F-450)	43
3.3.6 <i>Bin</i> (F-460)	44
3.3.7 <i>Bin</i> (F-470)	45
3.3.8 <i>Bin</i> (F-480)	46
3.3.9 <i>Mill/Grinder</i> (C-110)	47
3.3.10 <i>Belt Conveyor</i> (J-111).....	48
3.3.11 <i>Mixer NaOH</i> (M-120)	49
3.3.12 <i>Pump</i> (L-121)	50
3.3.13 <i>Heater</i> (E-122)	51
3.3.14 <i>Vessel Alkaline Treatment</i> (M-130)	52
3.3.15 <i>Expansion Valve</i> (K-131).....	53
3.3.16 <i>Cooler</i> (E-132).....	54
3.3.17 <i>Pump</i> (L-133)	55
3.3.18 <i>Filtration</i> (H-140).....	56
3.3.19 <i>Conveyor</i> (J-141)	57
3.3.20 <i>Pump</i> (L-142)	58
3.3.21 <i>Mixer Kultur</i> (M-150)	59
3.3.22 <i>Pump</i> (L-151)	60
3.3.23 <i>Heater</i> (E-152).....	61

3.3.24 Expansion Valve (K-153).....	62
3.3.25 Cooler (E-211).....	63
3.3.26 <i>Pump</i> (L-212)	64
3.3.27 Reaktor SSF (R-210).....	65
3.3.28 <i>Pump</i> (L-213)	67
3.3.29 Filtration (H-310).....	68
3.3.30 <i>Filtrate Pump</i> (L-311).....	69
3.3.31 Heater (E-321)	70
3.3.32 Menara Distilasi (D-320)	71
3.3.33 Kondenser (E-322).....	73
3.3.34 Reboiler (E-323)	74
3.3.35 <i>Accumulator</i> (F-324).....	75
3.3.36 <i>Cooler</i> (E-331).....	76
3.3.37 Membran (X-330)	77
3.3.38 Tangki Penyimpanan (F-410).....	78
3.3.39 Cooler (E-491).....	79
3.4 Neraca Massa	80
3.4.1 Neraca Massa Total.....	80
3.4.2 Neraca Massa Alat	80
3.5 Neraca Panas.....	85

3.5.1 Neraca Panas Total	85
3.5.2 Neraca Panas Alat	86
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	89
4.1 Tata Letak Perusahaan.....	89
4.2 Organisasi Perusahaan.....	93
4.2.1 Bentuk Perusahaan.....	93
4.2.2 Bentuk Organisasi.....	93
4.2.3 Tugas dan Wewenang	96
4.2.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....	105
4.2.5 Perhitungan Jumlah Operator	107
4.2.6 Penggolongan Gaji Karyawan	108
4.2.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan	109
4.3 Manajemen Produksi.....	113
BAB V UTILITAS	118
5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air	118
5.1.1 Kebutuhan Air	118
5.1.2 Unit Pengolahan Air	120
5.2 Unit Penyedia Steam.....	126
5.2.2 Kebutuhan Steam.....	127
5.2.3 Kebutuhan Panas Boiler	127

5.2.4	Kebutuhan Udara Pembakaran	129
5.3	Unit Penyedia Udara	130
5.3.2	Udara Boiler	130
5.3.3	Udara Instrumen	130
5.3.4	Kebutuhan Bejana Pengering	132
5.3.4	Perhitungan Kompresor	133
5.4	Unit Penyedia Listrik	135
5.4.2	Kebutuhan Listrik	135
5.4.3	<i>Diesel Emergency Generator</i>	138
5.5	Unit Pengolahan Limbah.....	139
5.5.2	Limbah Gas	139
5.5.3	Limbah Cair.....	140
5.6	Spesifikasi Alat Utilitas.....	145
5.6.2	Screenner (H-530).....	145
5.6.3	Kolam Ekualisasi (F-540)	146
5.6.4	Kolam Sedimentasi (F-550)	149
5.6.5	Mixing Tank (M-510)	152
5.6.6	Clarifier (H-520).....	154
5.6.7	Sand Filter (H-560).....	158
5.6.8	Filtered Water Tank (F-570)	159

5.6.9	Tangki Desinfeksi (M-580)	160
5.6.10	Cooling Tower (P-610)	161
5.6.11	Cold Basin (F-620)	164
5.6.12	Hot Basin (F-630)	165
5.6.13	Cation Exchanger (X-720)	166
5.6.14	Anion Exchanger (X-730).....	173
BAB VI EKONOMI		179
6.1	Modal Tetap (Fixed Capital Investment)	180
6.1.1.	Perhitungan Harga Alat Proses dan Utilitas	183
6.1.2.	Perhitungan Harga Alat Sampai di Tempat (Delivered Equipment Cost).....	193
6.1.3.	Perhitungan Harga Tanah dan Bangunan.....	193
6.1.4.	Perhitungan Biaya Kerja	194
6.1.5.	Perhitungan Fixed Capital Investment	196
6.2	Harga Penjualan Produk (<i>Sales</i>)	197
6.3	Biaya Produksi (Manufacturing Cost).....	198
6.4	Modal Kerja (<i>Working Capital</i>).....	204
6.5	Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>)	205
6.6	Analisis Keuntungan (<i>Profit</i>).....	205
6.7	Analisis Kelayakan (<i>Feasibility</i>).....	206

6.7.1. <i>Return On Investment (ROI)</i>	207
6.7.3. Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)	208
6.7.4. Discounted Cash Flow Rate (DCFR).....	209
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN	212
5.1 Kesimpulan.....	212
5.2 Saran.....	212
DAFTAR PUSTAKA	214
LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR	220
LAMPIRAN B.....	242

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Produksi palm oil di Indonesia.....	4
Tabel 1. 2 Pertumbuhan rata-rata produksi palm oil di Indonesia.....	4
Tabel 1. 3 Pertumbuhan rata-rata produksi, impor, ekspor, dan konsumsi etanol di Indonesia	6
Tabel 1. 4 Jumlah parameter pada tahun acuan 2027	7
Tabel 1. 5 Summary studi pre-treatment oleh Suhartini et al., (2022)	18
Tabel 1. 6 Summary studi hasil pre-treatment oleh Suhartini et al., (2022)	20
Tabel 3. 1 Neraca Massa Total.....	80
Tabel 3. 2 Neraca Massa Grinder	80
Tabel 3. 3 Neraca Massa Mixer NaOH.....	81
Tabel 3. 4 Neraca Massa Alkaline Treatment	81
Tabel 3. 5 Neraca Massa RDVF	82
Tabel 3. 6 Neraca Massa Mixer Kultur.....	82
Tabel 3. 7 Neraca Massa Sterilisasi	83
Tabel 3. 8 Neraca Massa Reaktor SSF.....	83
Tabel 3. 9 Neraca Massa RDVF	84
Tabel 3. 10 Neraca Massa Menara Distilasi.....	84
Tabel 3. 11 Neraca Massa Membran	84
Tabel 3. 12 Neraca Panas Total.....	85
Tabel 3. 13 Neraca Panas M-130.....	86
Tabel 3. 14 Neraca Panas E-132.....	86
Tabel 3. 15 Neraca Panas M-150.....	86

Tabel 3. 16 Neraca Panas E-152.....	86
Tabel 3. 17 Neraca Panas M-150.....	87
Tabel 3. 18 Neraca Panas E-162.....	87
Tabel 3. 19 Neraca Panas E-164.....	87
Tabel 3. 20 Neraca Panas R-210	87
Tabel 3. 21 Neraca Panas E-321.....	88
Tabel 3. 22 Neraca Panas D-320A/B.....	88
Tabel 3. 23 Neraca Panas E-491.....	88
Tabel 4. 1 Pembagian jam kerja karyawan shift.....	106
Tabel 4. 2 Jumlah operator di pabrik bioetanol.....	108
Tabel 4. 3 Penggolongan Gaji Karyawan	109
Tabel 5. 1 Kebutuhan air proses.....	119
Tabel 5. 2 Kebutuhan air umpan boiler.....	119
Tabel 5. 3 Kebutuhan steam	127
Tabel 5. 4 Komposisi Gas Alam.....	128
Tabel 5. 5 Reaksi pembakaran pada burner boiler	129
Tabel 5. 6 Kebutuhan Udara Instrumen	131
Tabel 5. 7 Kebutuhan daya listrik alat proses dan utilitas.....	136
Tabel 5. 8 Baku mutu udara ambien	139
Tabel 5. 9 Sifat Resin pada (Perry, 1997)	168
Tabel 5. 10 Presentase Kation	169
Tabel 5. 11 Presentase Anion	175
Tabel 6. 1 Data CEPCI tahun 1963-2022.....	181

Tabel 6. 2 Hasil ekstrapolasi CEPCI	182
Tabel 6. 3 Harga alat proses	185
Tabel 6. 4 Harga alat utilitas	188
Tabel 6. 5 Biaya tenaga kerja untuk pendirian pabrik	195
Tabel 6. 6 Pembagian biaya tenaga kerja.....	196
Tabel 6. 7 Perhitungan fixed capital investment	196
Tabel 6. 8 Harga bahan proses	200
Tabel 6. 9 Harga bahan utilitas.....	201
Tabel 6. 10 Harga Bahan Sekali Beli.....	202
Tabel 6. 11 Perhitungan manufacturing cost.....	203
Tabel 6. 12 Perhitungan working capital	205
Tabel 6. 13 Perhitungan general expenses	205

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Tahapan proses konversi TKKS menjadi bioetanol	15
Gambar 1. 3 Kondisi operasi didasarkan pada studi yang dilakukan oleh Triwahyuni et al., (2015).....	25
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif.....	33
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif	34
Gambar 4. 1 Layout Pabrik.....	91
Gambar 4. 2 Layout Proses	92
Gambar 4. 3 Struktur organisasi pabrik bioethanol.....	95
Gambar 6. 1 Tren CEPCI.....	182
Gambar 6. 2 Garfik hubungan cost dengan kapasitas produksi	210

ABSTRAK

Bioetanol merupakan salah satu biofuel yang hadir sebagai bahan bakar alternatif yang lebih ramah lingkungan dan sifatnya yang terbarukan. Pabrik bioetanol direncanakan akan didirikan di Tenayan Riau dan beroperasi selama 330 hari selama satu tahun dengan kapasitas 30.000 ton/tahun. Bahan baku utama sebanyak 35997,984 ton/tahun. Proses utama yang digunakan dalam produksi adalah proses fermentasi dan sakarifikasi. Reaksi ini dilakukan di dalam reaktor *batch* berpengaduk yang beroperasi pada tekanan 1 atm dan suhu 35°C. Sebagai unit pendukung, unit utilitas menghasilkan uap pemanas sebanyak 556.361,63 ton/tahun, kebutuhan listrik sebanyak 0,98 MW, dan kebutuhan air sebanyak 2.049.723,75 ton/tahun. Perancangan pabrik bioetanol ini dinyatakan layak untuk didirikan, hal ini dapat dibuktikan dengan hasil perhitungan evaluasi ekonomi dengan didapatkan persentase *Return On Investment* (ROI) 18,92% sebelum pajak dan 14,19% setelah pajak, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 3 tahun dan *Pay Out Time* (POT) setelah pajak 4 tahun, *Break Event Point* (BEP) sebesar 41,82%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 13,23%.

Kata-kata kunci: Bioetanol, Fermentasi, dan Tandan Kosong Kelapa Sawit.

ABSTRACT

Bioethanol is one of an alternative fuel that is renewable and more environmentally friendly. The bioethanol plant is planned to be built in Tenayan Riau and operates for 330 days in a year with a capacity of 30,000 tons/year with 35997.984 tons/year worth of raw material. The main processes used in production are fermentation and saccharification. This reaction was carried out in a stirred batch reactor operating at 1 atm pressure and 35°C. As a supporting unit, the utility unit produces 556.361,63 tons/year of steam, 0.98 MW of electricity, and 2.049.723,75 tons/year of water. The design of this bioethanol plant is declared feasible to be established, this can be proven by the results of economic evaluation calculations by obtaining Return On Investment (ROI) percentages of 18.92% before tax and 14.19% after tax. Pay Out Time (POT) 3 years before tax and Pay Out Time (POT) 4 years after tax, Break Event Point (BEP) of 41.82%, Shut Down Point (SDP) of 13.23%.

Keywords: Bioetanol, Fermentation, palm oil's empty shell

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.

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. Penggunaanya dapat dicampur dengan bensin tetapi bisa juga 100% bioetanol apabila mesin kendaraan bermotor tersebut didesain khusus untuk bahan bakar bioetanol (Hidayat, R. 2005).

1.2 Penentuan Kapasitas

1.2.1 Penentuan Bahan Baku

Pada tahun 2019, Indonesia memproduksi sekitar 45,86 juta ton kelapa sawit per tahun, yang menyumbang 75,69% dari pasar global, ditunjukkan pada Tabel 3. Kelapa sawit dibudidayakan untuk menghasilkan buah kelapa sawit, dimana buahnya diekstraksi untuk menghasilkan minyak nabati dan turunan lainnya, yang banyak digunakan oleh berbagai industri dan rumah tangga di seluruh dunia (Chiesa dan Gnansounou, 2014). Permintaan kelapa sawit terus meningkat seiring dengan meningkatnya permintaan global untuk pangan, energi, dan proses industri lainnya. Kelapa sawit sebagian besar digunakan untuk produksi Minyak Sawit Mentah (CPO).

Tabel 1. 1 Produksi palm oil di Indonesia

Tahun	Produksi (juta ton)
2014	29,28
2015	31,07
2016	31,49
2017	34,94
2018	42,88
2019	45,86

Sumber: Suhartini *et al.*, 2021

Pada Tabel 3 menunjukkan produksi minyak kelapa sawit di Indonesia dari tahun 2014-2019. Jika tahun acuan prarancangan pabrik ini adalah pada tahun 2027 dengan metode linier kita akan dapat data sebagai berikut:

Tabel 1. 2 Pertumbuhan rata-rata produksi palm oil di Indonesia

Tahun	Produksi (juta ton)	%P
2014	29,28	
2015	31,07	6,11
2016	31,49	1,35
2017	34,94	10,96
2018	42,88	22,71
2019	45,86	6,95
	ΣP	48,10
	i%	9,62

Maka dapat diprediksi produksi *palm oil* Indonesia pada tahun 2027 adalah 95,62 juta ton.

1.2.2 Penentuan Kapasitas

Bioetanol merupakan bahan bakar alternatif berjenis etanol yang diproduksi menggunakan bahan baku biomassa. Maka tinjauan menentukan peluang kapasitas akan dilihat dari produksi, ekspor, impor, dan konsumsi etanol di Indonesia serta

mempertimbangkan ketersediaan bahan baku biomassa yang dipakai. Harapannya adalah dapat mengeliminasi impor ataupun mensubsitisi kebutuhan etanol di Indonesia sebagai bahan bakar alternatif ataupun sebagai subsitisi gasoline. Sehingga dilakukan estimasi pada masing masing parameter menggunakan metode linear untuk mencari pertumbuhan rata-rata dan menggunakan future value untuk melihat jumlah parameter pada tahun acuan.

Metode linear dilakukan dengan menghitung kenaikan setiap tahun dan di rata-rata untuk pertumbuhan setiap tahun.

$$i = \frac{\sum P}{n}$$

Dimana:

i = pertumbuhan rata-rata per tahun

P = persen pertumbuhan per tahun

n = jumlah data persen pertumbuhan

Tabel 1. 3 Pertumbuhan rata-rata produksi, impor, ekspor, dan konsumsi etanol di Indonesia

Tahun	Produksi (juta liter)	%P	Impor (juta liter)	%P	Ekspor (juta liter)	%P	Konsumsi (juta liter)	%P
2013	207		0		86		135	
2014	202	-2,42	2	0	94	9,30	135	0
2015	205	1,49	0	0	67	-28,72	136	0,74
2016	205	0	2	0	71	5,97	137	0,74
2017	195	-4,88	5	150	64	-9,86	137	0
2018	200	2,56	96	1820	158	146,88	138	0,73
2019	200	0	1	-98,96	70	-55,70	139	0,72
2020	193	-3,50	29	2800	47	-32,86	175	25,90
2021	200	3,63	54	86,21	82	74,47	167	-4,57
2022	205	2,50	45	-16,67	85	3,66	168	0,60
	$\sum P$	-0,62		4740,58		113,14		24,86
	i%	-0,07		526,73		12,57		2,76

Sumber: Global Agricultural Information Network, 2022. *Biofuels Annual*. GAIN. Jakarta

Jumlah parameter pada tahun acuan kemudian ditentukan dengan menggunakan rumus *future value/discounted*:

$$m = P(1 + i)^n$$

Dimana:

m = jumlah parameter pada tahun acuan

P = jumlah parameter pada tahun terakhir yang diketahui

i = rata-rata pertumbuhan per tahun

n = selisih tahun

Tabel 1. 4 Jumlah parameter pada tahun acuan 2027

Parameter	Jumlah (juta liter)
Produksi	204,298
Impor	435.130,49
Ekspor	153,66
Konsumsi	192.518

Tabel 1.4 memperlihatkan pertumbuhan rata-rata untuk produksi, impor, ekspor, dan konsumsi etanol di Indonesia dari tahun 2013-2022, dimana impor, ekspor, dan konsumsi akan mengalami pertumbuhan dan sebaliknya produksi mengalami penurunan. Pembangun pabrik baru diharapkan dapat menghilangkan ketergantungan impor Indonesia terhadap etanol, dimana jika dilihat dari Tabel 1.4 pada tahun 2027 impor Indonesia akan meningkat signifikan sebesar 435.130,49 juta liter etanol. Hal ini tentu sangat merugikan bagi negara. Maka peluang kapasitas pabrik baru (ditentukan dari parameter produksi, ekspor, dan konsumsi pada tahun 2027) adalah sebesar 141,88 juta liter.

Jika kita mempertimbangkan sudah adanya pabrik bioetanol di Indonesia, maka setidaknya pabrik baru yang akan didirikan memenuhi 60% dari peluang yang ada. Selain itu penentuan kapasitas juga mempertimbangkan kapasitas produksi bioetanol dari data industri produsen bioetanol di Indonesia. Perbedaan dengan pabrik yang sudah ada adalah pabrik baru ini akan memproduksi bioetanol generasi dua, sedangkan yang sudah ada merupakan pabrik generasi kesatu (perbedaan di bahan baku). Sehingga peluang kapasitas berubah menjadi sebesar 45,56 juta liter atau setara dengan 33.582 ton bioetanol (dibulatkan menjadi 30.000 ton)

Sebuah studi yang dilakukan oleh Chang, (2014), melaporkan bahwa untuk setiap ton produksi *palm oil* yang dihasilkan dari *fresh fruit bunches*, ada sekitar 1 ton TKKS, 0,7 ton *palm fiber*, dan 0,3 ton *palm shell* (cangkang sawit) yang dihasilkan sebagai limbah. Berdasarkan hasil prediksi dari *palm oil* Indonesia pada tahun 2027, maka ini setara dengan sekitar 95,61 juta ton TKKS.

Berbagai penelitian telah menyebutkan kandungan lignoselulosa dalam TKKS, misalnya Law *et al.*, (2007) menemukan bahwa TKKS memiliki 44,2% selulosa, 33,5% hemiselulosa, dan 20,4% lignin. Studi lain melaporkan bahwa, di Indonesia, TKKS mengandung selulosa 37,3–46,5%, hemiselulosa 25,3–33,8%, dan lignin 27,6–32,5% (Sudiyani *et al.*, 2013). Produksi bioetanol diestimasi menggunakan rumus yang dipaparkan oleh Goh *et al.*, (2010), dimana efisiensi konversi dan *recovery* selulosa menjadi glukosa adalah 0,76 sedangkan hemiselulosa menjadi xilosa adalah 0,90. Efisiensi fermentasi xilosa dan glukosa menjadi bioetanol masing-masing adalah 0,50 dan 0,75.

$$\text{Bioethanol dari selulosa} = \text{selulosa} \times 0,5111 \times 0,76 \times 0,75$$

$$\text{Bioethanol dari hemiselulosa} = \text{hemiselulosa} \times 0,5175 \times 0,90 \times 0,50$$

Dengan menggunakan persamaan 3 dan 4 yang dipaparkan Goh *et al.*, (2010) dan kandungan TKKS dari Law *et al.*, (2007) maka akan didapat kebutuhan TKKS untuk produksi bioetanol dengan kapasitas 30.000 ton/tahun sebagai berikut:

$$\text{Bioetanol} = \text{Bioetanol dari selulosa} + \text{Bioetanol dari hemiselulosa}$$

$$30.000 = [\text{BB}(0,545 \times 0,5111 \times 0,76 \times 0,75)] + [\text{BB}(0,300 \times 0,5175 \times 0,90 \times 0,50)]$$

$$30.000 = 0,159 \text{ BB} + 0,0698 \text{ BB}$$

$$30.000 = 0,229 \text{ BB}$$

$$\text{BB} = 30.000/0,229$$

$$\text{BB/TKKS} = 131.259 \text{ ton}$$

Sehingga menjadi relevan ketika kita membangun pabrik bioetanol dengan kapasitas 30.000 ton per tahun karena keberadaan bahan baku utama TKKS sangat mencukupi untuk memproduksi bioetanol 30.000 ton per tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

Indonesia dihadapi akan permintaan energi yang terus meningkat sebagai akibat dari ekspansi industri dan pertumbuhan penduduk yang cepat. Menurut perkiraan, bahan bakar fosil – seperti bensin, batubara, dan gas alam – menyumbang 90,82% dari seluruh energi pada 2019 sementara sumber energi terbarukan – seperti surya, tenaga air, angin, dan biomassa – menyumbang kurang dari 10% (Sekretariat Jenderal Dewan Energi Nasional, 2019; Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, 2019). Bahan bakar fosil memiliki dampak merugikan pada kesehatan manusia (Sugriawan dan Managi, 2016), serta berefek negatif pada lingkungan di

Indonesia (seperti polusi udara dan emisi gas rumah kaca)(Dutu, 2016). Saat ini, energi terbarukan memiliki potensi yang baik untuk menjawab tantangan akan supply dan permintaan energi (Jupesta et al., 2011), serta penipisan bahan bakar fosil (Rahmadi et al., 2013).

Bahan bakar fosil cair menyumbang sekitar 35% dari permintaan energi Indonesia dan pasar kendaraan roda empat telah tumbuh secara substansial selama dua dekade terakhir (Suhartini et al., 2021). Menurut Setiawan et al., (2021), diperkirakan penjualan kendaraan roda empat akan meningkat dari sekitar 1,1 miliar kendaraan (tahun 2018) menjadi 1,7 miliar kendaraan (tahun 2030) karena adanya pertumbuhan penduduk dan generasi yang memiliki penghasilan tinggi. Hal ini menyebabkan peningkatan konsumsi bensin dari 20,2 miliar liter (tahun 2018) menjadi 49,5 miliar liter (tahun 2030). Bioetanol menjadi pengganti bensin yang layak karena *traditional engines* dapat dengan mudah diubah dan infrastruktur untuk pengisian bahan bakar yang sudah ada di Indonesia.

Potensi pasokan biomassa di Indonesia diperkirakan 146,70 juta ton/tahun termasuk biomassa lignoselulosa (seperti jerami padi, ampas tebu, residu kelapa sawit), limbah padat kota, limbah industri, dll (Suhartini et al., 2021). Dalam beberapa tahun terakhir telah ada fokus yang lebih besar pada biofuel dari sumber daya limbah daripada *purpose-grown crops*. Ini memberikan kepercayaan lebih lanjut untuk penggunaan residu, seperti TKKS (Prasad et al., 2019). Berbagai biomassa lignoselulosa dapat diubah menjadi bioetanol, antara lain koran bekas, sekam padi, brangkasan jagung, jerami gandum, ampas pati singkong, serat TKKS; dan lumpur kertas, kayu, limbah eceng gondok, dll. (Azhar et al., 2017). Setiap

biomassa akan memiliki karakteristik fisiko-kimia yang unik yang akan menentukan pra-perlakuan yang paling tepat. Dapat dikatakan bahwa beberapa jenis biomassa lebih cocok untuk rute konversi tertentu berdasarkan karakteristiknya. Biomassa generasi kedua (yaitu biomassa lignoselulosa) saat ini masih dipandang sebagai bahan baku yang hemat biaya dan berkelanjutan untuk produksi bioetanol, seperti yang dinyatakan sebelumnya oleh Prasad et al. (2019).

Sejumlah penelitian di Indonesia telah menemukan bahwa biomassa lignoselulosa, seperti tandan kosong kelapa sawit (TKKS), menyajikan jalur yang menjanjikan untuk produksi biofuel termasuk bioetanol (Hidayat et al., 2020; Mulia et al., 2019; Kurnia et al., 2016). Sebuah studi oleh Derman et al., (2018), menyelidiki TKKS Malaysia yang kurang dimanfaatkan. Mereka menemukan bahwa biomassa lignoselulosa lebih menguntungkan secara ekonomi dan ramah lingkungan daripada metode konversi lainnya, dan dapat menggantikan atau dikombinasikan dengan bensin (karena setana rendah, oktan tinggi dan penguapan panas). Menurut Gupta dan Verma (2015), produksi bioetanol dari TKKS adalah 14,5%, jauh lebih besar daripada hasil dari kulit buah (3,98-8,34%). Mereka menyoroti bahwa TKKS adalah bahan baku prospektif untuk eksploitasi komersial karena potensi bioetanol yang signifikan (yaitu, sekitar 16 kali lebih besar dari produksi bioetanol dunia). Rahmadi et al., (2013) melaporkan bahwa, di Indonesia, efisiensi konversi biomassa untuk bioetanol menghasilkan hasil yang lebih tinggi (yaitu 6,47 kL/ha/tahun) dibandingkan dengan bahan bakar lain seperti biodiesel (yaitu 4,50 kL/ha/tahun) dan pure plant oil (yaitu, 5,00 kL/ha/tahun). Temuan ini menunjukkan bahwa produksi bioetanol dari biomassa adalah jalur konversi yang

lebih disukai yang menawarkan efisiensi, keberlanjutan, dan kelayakan ekonomi yang relatif lebih tinggi dibandingkan dengan jalur konversi lainnya.

Tugas akhir ini memberikan tinjauan prarancangan pabrik untuk mengkonversi TKKS di Indonesia dengan fokus khusus pada produksi bioetanol. Prarancangan ini didasarkan pada studi literatur dan mempertimbangkan faktor-faktor seperti ketersediaan biomassa (TKKS), neraca masa, evaluasi ekonomi, dll.

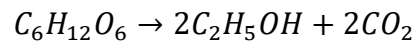
1.4 Pemilihan Proses

Setiap bahan yang mengandung gula dapat diubah menjadi bioetanol. Mikroorganisme menggunakan gula, terutama glukosa, fruktosa, galaktosa, xilosa, dan ribosa, untuk menghasilkan energi dari metabolisme mereka sendiri serta produk sampingan seperti bioetanol (Lane dan Morrisset, 2010). Berdasarkan bahan bakuunya, bioetanol dibedakan menjadi 3 (Amrullah dan Hambali):

1. Bioetanol Generasi Pertama.

Jagung, tebu, molase, sorgum manis, buah-buahan manis, dan tapioka yang terbuat dari singkong/kentang adalah beberapa contoh tanaman yang digunakan untuk membuat bioetanol generasi pertama. Zat ini segera difermentasi, misalnya dengan ragi *Saccharomyces cerevisiae*, menjadi etanol konsentrasi rendah (7-10%) sebelum dimurnikan dengan distilasi hingga 96% pada titik azeotropiknya (78,5 °C). Jika kemurnian yang diinginkan lebih besar dari 96%, pemisahan tambahan digunakan, seperti dengan distilasi dehidrasi atau distilasi azeotrop (ekstraksi *solvent-distillation*) (dehidrasi dengan adsorben air absorber dan distilasi konvensional lebih lanjut). Jenis mikroorganisme lain yang telah digunakan

termasuk *Pachysolen tannophilus*, *Candida shehatae*, *Kluyveromyces marxianus*, dan *Pichia stipitis*. Reaksi fermentasi gula sebagai berikut:



2. Bioetanol Generasi Kedua

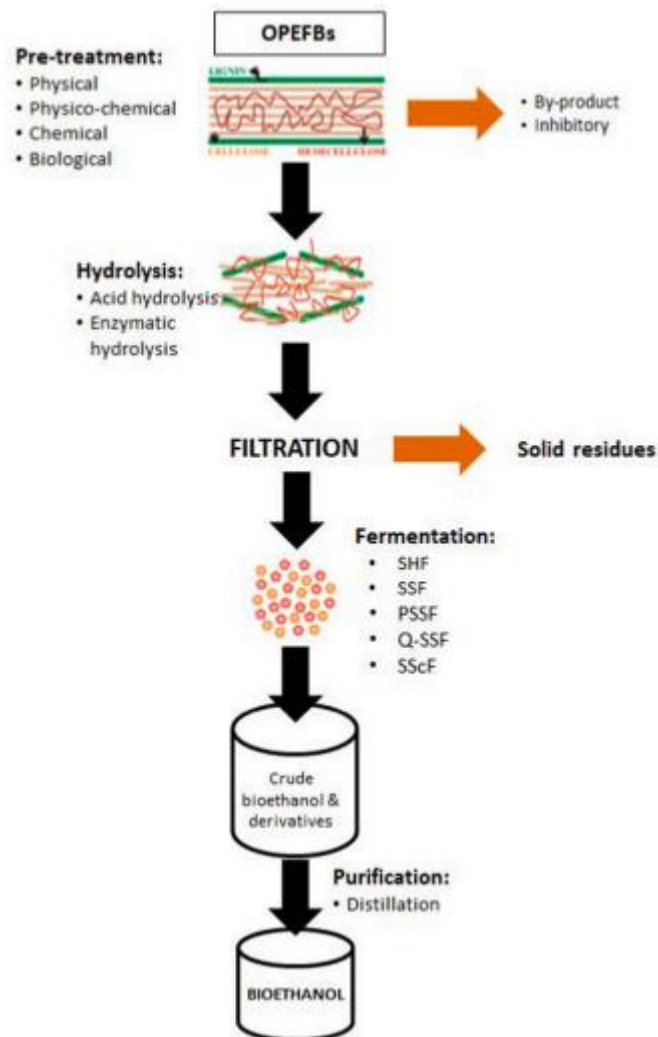
Selulosa, kategori non makanan, digunakan untuk membuat bioetanol generasi kedua. Contohnya termasuk ampas tebu, TKKS, rumput gajah, sekam padi, bubur jagung, dan kayu lunak atau ranting. Sakarifikasi dan Fermentasi Simultan (SSF) adalah contoh komersial umum dari proses bioetanol generasi kedua. Dengan prosedur SSF ini, masih terdapat lignin yang belum terkonversi dalam jumlah yang cukup besar, antara 17 dan 26%. Selain itu, ada drop-add, Fed-batch, simultan sakarifikasi dan fermentasi (SSF), simultan sakarifikasi dan fermentasi bersama (SSCF), hidrolisis dan fermentasi terpisah (SHF), pemrosesan batch, dan bioproses terkonsolidasi (GST).

3. Bioetanol Generasi Ketiga

Generasi ketiga bioetanol berbasis alga, atau mikroalga. Mikroalga memiliki potensi yang cukup besar untuk dikembangkan sebagai salah satu alternatif bahan baku biofuel seiring dengan berkembangnya penelitian sumber energi alternatif. Mikroalga lebih disukai karena kapasitasnya untuk pertumbuhan yang cepat dan kurangnya kebutuhan ruang untuk kegiatan manufaktur. Selain itu, mikroalga dapat menyerap karbon dioksida untuk mengurangi efek rumah kaca.

Prarancangan pabrik ini merupakan perancangan pabrik bioetanol generasi kedua, pemilihan bioetanol generasi kedua didasarkan alasan bahan baku. Bahan baku bioetanol generasi pertama memiliki hambatan dimana adanya kompetensi bahan baku antara bahan untuk pangan dan energi (Sudiyani *et al.*, 2019) sedangkan bahan baku generasi ketiga memiliki kandungan glukosa yang sedikit padahal glukosa inilah yang akan dikonversi menjadi bioetanol (Milledge *et al.*, 2014).

Secara umum, produksi bioetanol dari biomassa lignoselulosa (TKKS) terdiri dari *pre-treatment*, hidrolisis (enzimatik), fermentasi, kemudian dilanjutkan dengan pemurnian produk (distilasi) (Saini *et al.*, 2015; Hendriks dan Zeeman, 2009), seperti terlihat di Gambar 1 (Suhartini *et al.*, 2022). Molasses atau tebu dan cassava atau singkong saat ini digunakan sebagai bahan baku utama untuk pembuatan bioetanol di Indonesia, tetapi pemerintah juga telah mengidentifikasi kemungkinan sumber biomassa lain untuk bahan bakar, termasuk batang pisang, ampas tebu, jerami, dan TKKS.



Gambar 1. 1 Tahapan proses konversi TKKS menjadi bioetanol

Efektivitas pembuatan bioetanol dari TKKS tergantung pada proses *pre-treatment*, *hydrolysis*, dan *fermentation*. Misalnya, Dahnum *et al.*, (2015) menemukan bahwa pendekatan dengan metode SSF lebih unggul daripada metode SHF untuk konversi TKKS menjadi bioetanol, menghasilkan yield etanol 21% lebih besar.

1.4.1. Pemilihan Pre-Treatment

Pemilihan metode *pre-treatment* dapat sangat mempengaruhi aspek ekonomi karena meningkatkan efisiensi konversi, serta menambah biaya keseluruhan proses konversi. *Pre-treatment* biomassa lignoselulosa dapat diklasifikasikan menjadi proses fisik, kimia, fisikokimia dan biologi (Ravindran dan Jaiswal, 2016; Prasad *et al.*, 2019). *Pre-treatment* yang efektif akan memisahkan setiap komponen lignoselulosa tanpa memerlukan langkah penghilangan tambahan.

Potensi terbaik masih ditawarkan oleh *pre-treatment* biologi karena konsumsi energi dan kiminya yang relatif rendah. Namun pemilihan mikoorganisme pendeградasi lignin yang tepat untuk meningkatkan biodegradasi tetap menjadi sebuah tantangan. Produktivitas yang tinggi, skalabilitas komersial, dan efektivitas penyisihan lignin yang tinggi, membuat *pre-treatment* fisio-kimia dan kimia tetap menjadi pilihan yang layak untuk meningkatkan biomassa lignoselulosa menjadi bioetanol. Untuk memastikan keselamatan dan mengurangi konsekuensi lingkungan, metode ini memerlukan pengeluaran investasi awal yang lebih besar dan tindakan pengendalian lingkungan yang ekstensif. Saat *scaling up*, faktor-faktor ini harus diperhitungkan dengan cermat.

Metode *pre-treatment* digunakan untuk menghasilkan monomer dari TKKS yang kemudian berpotensi untuk digunakan sebagai bahan baku fermentasi bioetanol. Tinjauan terhadap metode-metode tersebut telah dilakukan oleh Suhartini *et al.*, (2022) yang dapat dilihat pada Gambar 2. Dua metode sering digunakan sebagai langkah awal, termasuk *pre-treatment* asam dan pengurangan ukuran (biasanya <1 cm atau bubuk). Penggunaan asam cenderung mendegradasi

hemiselulosa sedangkan basa cenderung mendegradasi lignin. Semakin pekat bahan kimia, baik asam maupun basa, semakin tinggi total gula yang dihasilkan sehingga konversi menjadi monomer selama hidrolisis semakin tinggi.

Tabel 1. 5 *Summary* studi *pre-treatment* oleh Suhartini et al., (2022)

No	Referensi	Tipe <i>Treatment</i>		
		Pre-treatment	Hidrolisis	Fermentasi
1	Piarpuzan et al. [133]	Fisikal (<i>10 mesh/2mm</i>), <i>alkaline</i>		
		(NaOH 2%), dan <i>steam</i> (117 kpa/ 121 °C for 6s)	Enzimatis	Menggunakan <i>S. Cerevisiae</i>
2	Millati et al. [134]	Mengencerkan asam H ₂ SO ₄ (0,2% dan 0,8%) pada 170° C - 230 °C selama 5 dan 15 menit	na	Menggunakan <i>mucar indicus</i> dan <i>S.Cerevisiae</i>
3	Han et al. [62]	Fisikal (1-3 mm) dan <i>alkaline</i> (NaOH 2,89 mL/L)	Enzimatis	SSF menggunakan <i>S.Cerevisiae</i>

4	Kim dan Kim [135]	mengencerkan asam (H_2SO_4 4%) dan konsentrasi <i>alkaline</i> (NaOH 10M)	Enzimatis	SSF menggunakan <i>S.Cerevisiae</i>
5	Tan et al. [136]	Fisikal (0,3 - 0,45 mm), dikataliskan oksigen, dan larutan kimia (<i>sodium bisulfite</i> / NaHSO_3 8% dan <i>sulfuric acid</i> H_2SO_4 1%)	Enzimatis	Q-SSF menggunakan <i>S.Cerevisiae</i>
6	Chiesa dan Gnansounou [65]	Fisikal dan Pengenceran asam (H_2SO_4 1,5%)	Enzimatis	na
7	Ishola et al. [132]	Fisikal (10 mm), <i>white-rot fungi pleurotus floriandus</i> dan <i>phosphoric acid</i> (H_3PO_4 85,7%)	Enzimatis	SSF menggunakan <i>S.Cerevisiae</i>
8	Medina et al. [137]	<i>Steam explosion</i> (195 C selama 6 detik)	na	na

9	Bouza et al. [138]	Fisikal (1 mm) dan asam (H ₂ SO ₄)	Enzimatis	na
---	--------------------	---	-----------	----

Tabel 1. 6 *Summary* studi hasil *pre-treatment* oleh Suhartini et al., (2022)

No	Referensi	Hasil		
		<i>Pre-treatment</i>	Hidrolisis	Fermentasi
1	Piarpuzan et al. [133]	Total kadar Gula = 10,3 g/L (meningkat hingga 63,5%)	Total kadar Gula = 18,12 g/L (meningkat hingga 27,7%)	bioetanol 4 g/L
2	Millati et al. [134]	Xylose meningkat hingga 135,94 g/kg OPEFB (0,8%, 190 °C, 5 menit)	na	Yield bioetanol 0,45 - 0,46 g/g gula terkonsumsi

		• Glukosa meningkat hingga 62,7 g/kg OPEFB (0,8%, 190 °C, 5 menit)		
3	Han et al. [62]	Total kadar gula meningkat hingga 93,28%	Total kadar gula meningkat	Didapatkan bioetanol sebanyak 46,02 g/L (<i>yield</i> bioetanol meningkat hingga 86,62%)
4	Kim dan Kim [135]	• Selulosa meningkat hingga 114% • Hemiselulosa = 1,8g • Lignin mengalami degradasi hingga 70%	Produksi glukosa tinggi tetapi produksi <i>xylose</i> sangat rendah.	Didapatkan bioetanol sebanyak 37,8 g/L

		• <i>Yield</i> glukosa = 0,318 g/g		
		EFB		
5	Tan et al. [136]	• <i>Glucan</i> = 60,78% • <i>Xylan</i> = 2,18% • Lignin = 20,44%	Selulosa terkonversi sebesar 83%	Didapatkan bioetanol sebanyak 52 g/L (<i>yield</i> bioetanol meningkat hingga 95%)
6	Chiesa dan Gnansounou [65]	Total Glukosa meningkat hingga 40%	Total glukosa meningkat hingga 85%	na
7	Ishola et al. [132]	Selulosa meningkat hingga 37,5% dan hemiselulosa menurun hingga 60,3%	na	<i>Yield</i> bioetanol meningkat hingga 62,8%
8	Medina et al. [137]	Lignin meningkat hingga 8,3% , selulosa meningkat hingga 24% ,	Total gula = 4,2 g/L	na

		hemiselulosa menurun hingga 68%	
			<i>Glucan</i> meningkat
9	Bouza et al. [138]	<i>Glucan</i> = 8,24% , <i>xylan</i> = 81% , lignin = 4,94%	hingga 74,8% dan <i>xylan</i> meningkat hingga 81,4% na

Dibandingkan dengan metode lain, *pre-treatment* asam lebih populer, dianggap lebih efektif dalam mengubah TKKS, dan menghasilkan yield etanol yang lebih besar (Kumar *et al.*, 2020). Karena tindakan pencegahan keamanan tambahan atau bejana tahan korosi, *pre-treatment* asam bisa lebih mahal dan dianggap tidak ramah lingkungan (karena persyaratan tambahan untuk pembuangan limbah bahan kimia atau air limbah yang aman) (Derman *et al.*, 2018). *Pre-treatment* basa, menurut Azelee *et al.*, (2014), memiliki efisiensi tinggi dalam delignifikasi lignoselulosa, memungkinkan hidrolisis enzimatis lebih lanjut dan menghasilkan sedikit produk samping. NaOH sering digunakan sebagai larutan pelarut yang aman dalam prosedur hidrolisis atau ekstraksi dan juga dapat dianggap sebagai larutan kimia yang kurang toksik dan korosif (Xu *et al.*, 2018; Chang *et al.*, 2017). Natrium hidroksida dilaporkan mereduksi lignin dari 24-55% menjadi 20%

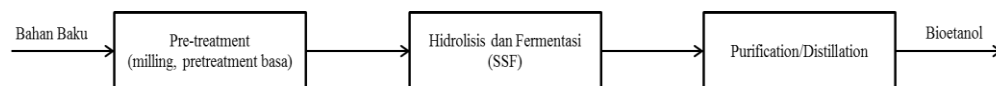
Maka dengan pertimbangan pustaka diatas, dalam prarancangan ini akan dilakukan dengan *physical treatment* untuk mengurangi ukuran diikuti dengan *pre-treatment* basa. Seperti yang dinyatakan sebelumnya, tinjauan telah menunjukkan bahwa *pre-treatment* basa TKKS (yaitu larutan NaOH) menawarkan kinerja yang unggul dalam hal yield bioetanol dan memiliki biaya operasional terendah. Oleh karena itu, *pre-treatment* basa digunakan dalam prarancangan pabrik yang diusulkan untuk produksi bioetanol.

1.4.2. Pemilihan Hidrolisis dan Fermentasi

Hidrolisis dan fermentasi merupakan langkah selanjutnya yang dilakukan setelah proses *pre-treatment* untuk menghasilkan bioetanol. Separated Hydrolysis and Fermentation (SHF) adalah metode konvensional dimana hidrolisis dilakukan

terpisah dan proses fermentasi dilakukan setelah itu. Proses ini memungkinkan proses hidrolisis bekerja terlebih dahulu untuk menghasilkan gula monosakarida, sehingga gula siap saat fermentasi dimulai. Melalui metode ini, setiap proses akan mendapatkan kondisi optimum, *Saccharomyces cereviceae* pada suhu 32°C, dan enzim pada suhu 50°C (Menon dan Rao, 2012; Öhgren *et al.*, 2007). Metode hidrolisis dan fermentasi lainnya adalah Simultaneous Saccharification and Fermentation (SSF). Dalam SSF, hidrolisis dan fermentasi terletak dalam satu reaktor, enzim dan ragi disatukan, sehingga glukosa dengan cepat diubah menjadi etanol (Cantarella *et al.*, 2004). Proses SSF memberikan hasil etanol yang lebih tinggi daripada SHF karena gula sisa yang rendah mengurangi penghambatan pada enzim selulase (Dahnum *et al.*, 2015).

Maka produksi bioetanol dari tinjauan diatas akan melalui tahapan-tahapn berikut:



Gambar 1. 2 Kondisi operasi didasarkan pada studi yang dilakukan oleh

Triwahyuni et al., (2015).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

Produk

1. Bioethanol

Rumus molekul	:	C ₂ H ₆ O
Fase	:	cair
Warna	:	tidak berwarna
Bau	:	<i>characteristic</i>
Kelarutan	:	<i>miscible</i> dengan air
<i>Specific gravity</i>	:	0,79-0,81 (etanol)
Densitas uap	:	1,59 (udara=1)
Tekanan uap	:	5,9 kPa @ 20 °C
<i>Flash point</i>	:	13 °C
<i>Flammability limits</i>	:	3,5-19 %
Suhu <i>autoignition</i>	:	392 °C
Titik lebur	:	-117 °C
Titik didih	:	78 °C
Ambang bau	:	80-100 ppm
Sifat	:	cairan <i>flammable, irritant</i>
<i>Toxic</i>		LC50/ <i>inhalation</i> > 20 mg/L (uap)
	:	LC50 > 5 mg/L (debu dan kabut)
	:	LC50 > 20000 ppm (gas)
TWA	:	1000 ppm

Sumber: SDS Manager (Wilmar BioEthanol (Australia) Pty. Ltd)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Bahan Baku

1. Tandan Kosong Kelapa Sawit

Selulosa	:	44,2%
Hemiselulosa	:	33,5%
Xylose	:	19,62%
Arabinose	:	1,5%
Xylan	:	24,01%
Glucose	:	35,8%
Lignin	:	22,4%
Komponen lain	:	1,9%

Sumber: Law *et al.* (2007); Suhartini *et al.* (2021)

2. Natrium Hidroksida

Rumus molekul	:	NaOH
Berat molekul	:	40 g/mol
Komposisi	:	100% natrium hidroksida
Fase	:	padat
Warna	:	putih
Bau	:	tidak berbau
pH	:	kira-kira > 14 (100 g/l @ 20 °C)
Titik lebur	:	318 °C
Titik didih	:	1390 °C
Tekanan uap	:	< 24 hPa (@ 20 °C)
Densitas uap	:	1,38 (udara =1)
Densitas	:	2,13 g/cm ³ (@ 20 °C)
Kelarutan	:	1090 g/l (@ 20 °C pada air)
Sifat	:	tidak <i>flammable</i> , korosif terhadap logam

Sumber: SDS Sodium Hydroxide (Merck KGaA)

3. *Saccharomyes cerevisiae*

Fase	:	padat
Umur simpan	:	1 tahun
Suhu tumbuh	:	28-37 °C
pH	:	4,8-5
Massa molar	:	23,9 g/mol (empiris)

4. Yeast extract

Fase	:	padat
Warna	:	coklat kelabu
Bau	:	<i>characteristic</i>
pH	:	7 (@ 10 g/l, 20 °C)
Densitas	:	1,3 g/cm ³
Kelarutan	:	410 g/l pada air (@ 20 °C)
Suhu menyala	:	>200 °C
Total nitrogen	:	9-11%
<i>Aerobic Microbial Count</i>	:	<10000 cfu/gm

Sumber: SDS yeast extract (Merck KGaA)

5. Pepton

Fase	:	padat
Warna	:	coklat kelabu
Bau	:	<i>characteristic</i>
pH	:	6-7 (@ 20 g/l, 20 °C)
Densitas	:	1,3 g/cm ³
Kelarutan	:	1500 g/l pada air (@ 20 °C)
Total nitrogen	:	14-15,5%
<i>Aerobic Microbial Count</i>	:	<10000 cfu/gm

6. Natrium Sitrat

Rumus molekul	:	NaOH
Berat molekul	:	214,11 g/mol
Fase	:	powder
Warna	:	putih
pH	:	7,5-9 (@ 29,4 g/l, 25 °C)
Titik lebur	:	318 °C
Titik didih	:	1390 °C
Tekanan uap	:	< 24 hPa (@ 20 °C)
Densitas uap	:	1,38 (udara =1)
Densitas	:	2,13 g/cm ³ (@ 20 °C)
Kelarutan	:	1090 g/l (@ 20 °C pada air)
Sifat	:	tidak <i>flammable</i> , korosif terhadap logam

Sumber: SDS Sodium Hydroxide (Merck KGaA)

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 bioetanol ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Analisis Resiko Berdasarkan MSDS

Dilihat dari National *Fire Protection Association*

<i>Flammability Hazard</i>	4	=	Dibawah 73 F
	3	=	Dibawah 100 F
	2	=	Dibawah 200 F
	1	=	Diatas 200 F
	0	=	Tidak dapat menyala
<i>Health Hazard</i>	4	=	Tingkat keparahan amat sangat tinggi (beracun, berbahaya, korosif)
	3	=	Tingkat keparahan sangat tinggi (beracun, berbahaya, korosif)
	2	=	Tingkat keparahan tinggi (beracun, berbahaya, sangat iritasi)
	1	=	Tingkat keparahan rendah (iritasi)
	0	=	Tingkat keparahan sangat rendah
<i>Instability-reactivity</i>	4	=	Dapat mengalami detonasi
	3	=	Guncangan dan panas dapat menyebabkan detonasi
	2	=	Dapat mengalami perubahan kimiawi yang dahsyat
	1	=	Tidak stabil jika dipanaskan
	0	=	Stabil

No	Nama Bahan/Agen	<i>Flammability Hazard (Level NFPA)</i>					<i>Health Hazard (Level NFPA)</i>					<i>Instability-reactivity Hazard (Level NFPA)</i>				
		4	3	2	1	0	4	3	2	1	0	4	3	2	1	0
1	Natrium hidroksida					√				√			√			
2	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>					√					√					√
3	Enzim				√						√			√		
4	Yeast Extract				√					√						√
5	Peptone				√						√				√	
6	Asam Sitrat				√						√			√		
7	Natrium Sitrat				√						√				√	
8	Bioetanol	√								√					√	

Jika dilihat dari bahan-bahan kimia yang dipergunakan maka secara rata-rata tingkat *hazard* dari pabrik termasuk kategori: Rendah.

2.3.2 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.

2.3.3 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.

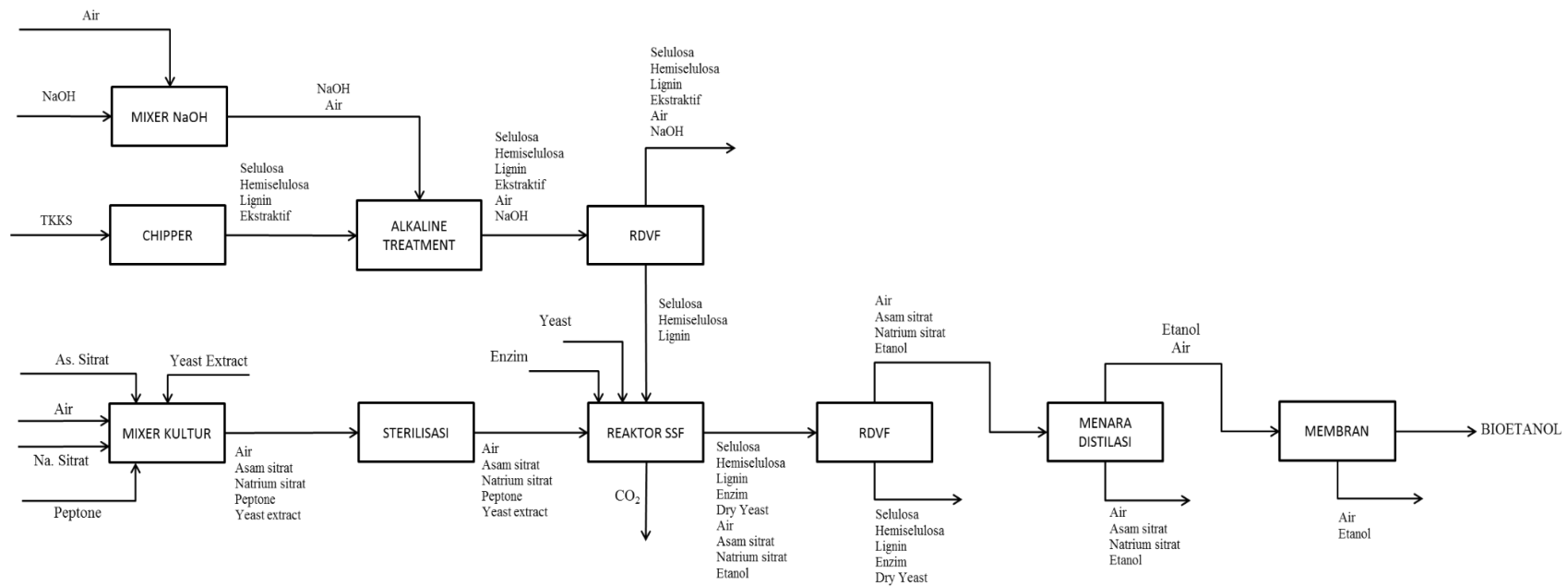
Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal.

2.3.4 Pengendalian Kualitas Produk

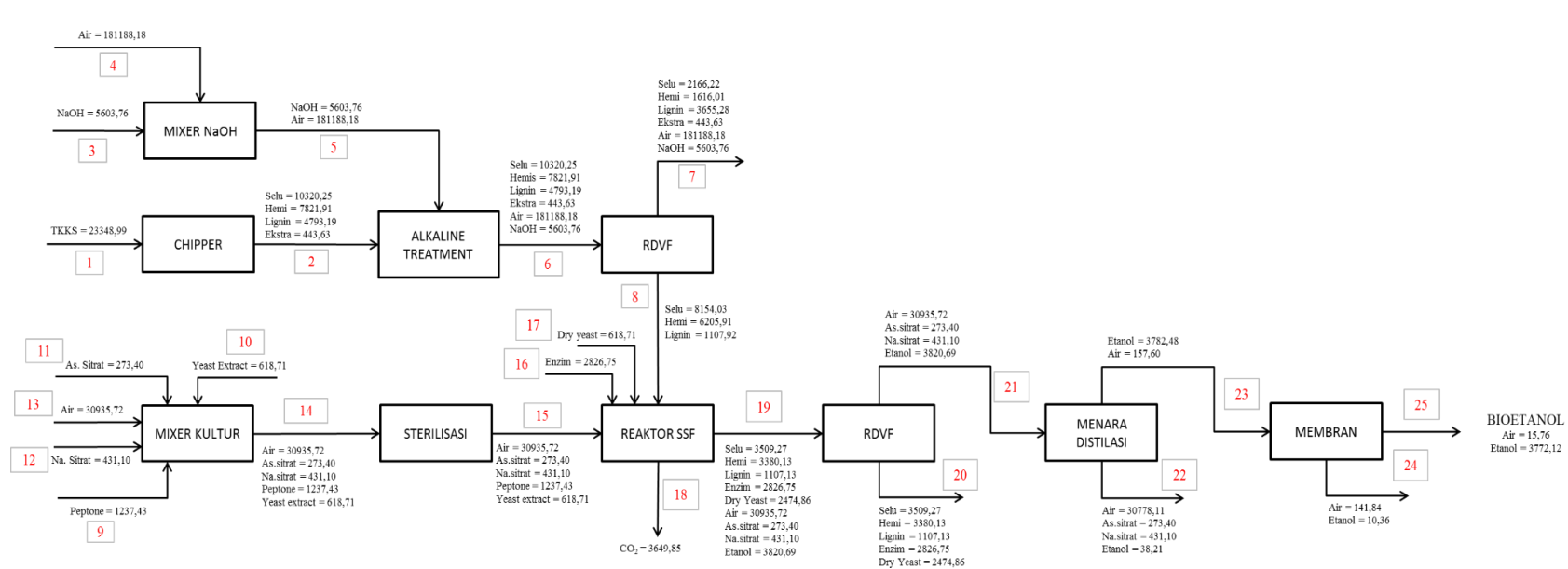
Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap kemurnian produk bioetanol. Dimana untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan dapat dipasarkan.

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Proses pembuatan bioetanol terdiri dari tiga tahapan yaitu persiapan bahan baku (*pretreatment*), sintesis (hidrolisis dan fermentasi), dan tahap pemurnian produk. Pabrik bioetanol menggunakan bahan baku tandan kosong kelapa sawit (TKKS) dan bahan tambahan air, *Saccharomyces cerevisiae* (yeast), enzim Cellic Ctec2 & Cellic Htec2, pepton, *yeast extract*, natrium sitrat, asam sitrat, dan NaOH.

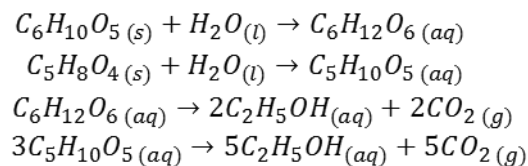
3.2.1 Persiapan Bahan Baku

TKKS diperoleh dari peremajaan perkebunan kelapa sawit yang disimpan dalam gudang terbuka pada suhu ruang tanpa memerlukan penanganan khusus. TKKS diangkut secara manual ke dalam *wood grinding machine* (C-110) untuk mengecilkan ukuran menjadi $\pm 1-3$ mm (Kamoldeen et al 2017). *Grinder* ini telah dilengkapi dengan *screener*, sehingga TKKS yang ukurannya telah memenuhi target selanjutnya dibawa oleh *belt conveyor* (J-111) menuju *vessel alkaline treatment* (M-130) untuk proses delignifikasi menggunakan larutan NaOH 3% w/v dari *mixer* (M-120) yang telah dipompa hingga tekanan 2 atm dan dipanaskan dengan *heater* (E-132) hingga suhu 110 °C. *Mixer* M-120 dipasang *ratio controller* untuk menjaga konsentrasi larutan NaOH dan *level indicator* untuk memantau ketinggian cairan agar tidak *overflow* atau kosong. Proses *alkaline treatment* dilakukan dengan rasio padatan-cairan 1:8 sehingga ditambahkan *ratio controller* untuk menjaga rasio padatan dan cairan yang masuk tepat. Untuk M-130 juga dipasang *level controller* untuk menjaga ketinggian cairan dalam tangki sehingga debit keluar sama dengan debit masuk dan mencegah *overflow* atau kosong. Setelah *pretreatment* dengan basa, padatan dipisahkan dari cairan dengan *rotary drum*

vacuum filter (H-140) yang sebelumnya telah diturunkan tekanannya menjadi 1 atm menggunakan *expansion valve* (X-133) dan suhunya diturunkan menjadi 35 °C menggunakan *cooler* (E-134) dan padatan diangkut dengan *belt conveyor* (J-141) menuju reaktor SSF (R-210).

3.2.2 Sintesis Bioetanol

Sintesis bioetanol terdiri dari dua tahap yaitu, hidrolisis selulosa menjadi glukosa dan hemiselulosa menjadi xylose secara enzimatis dan fermentasi glukosa dan xylose menjadi bioetanol dengan *saccharomyces cerevisiae* seperti yang ditunjukkan oleh persamaan berikut



Sintesis bioetanol dilakukan dengan proses *simultaneous saccharification and fermentation* (SSF). Luran *buffer* dan medium untuk pertumbuhan *yeast* disiapkan dengan melarutkan natrium sitrat, asam sitrat, *yeast extract* dan *peptone* dalam air menggunakan *mixer* (M-150). Natrium sitrat dan asam sitrat digunakan sebagai *buffer* yang berfungsi untuk menjaga pH larutan berada pada range 4,8-5 sesuai dengan pH optimum dari *saccharomyces cerevisiae*, sedangkan *yeast extract* dan *peptone* digunakan sebagai nutrisi untuk *saccharomyces cerevisiae*. Masing-masing bahan tersebut masuk ke M-150 dari silo dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Untuk menjaga agar pH larutan dan jumlah nutrisi yang masuk ke M-150 sesuai, *output* silo dilengkapi dengan *weight indicator controller* dan aliran air dilengkapi dengan *flow controller*. *Mixer* (M-150) juga dilengkapi dengan *level*

controller untuk menjaga ketinggian cairan dalam tangki sehingga debit keluar sama dengan debit masuk dan mencegah *overflow* atau kosong. Larutan M-150 selanjutnya dipompa hingga tekanan 2 atm dan dipanaskan dengan *heater* (E-162) hingga suhu 121 °C sebelum masuk ke tangki sterilisasi (X-160). Waktu tinggal larutan dalam tangki adalah 20 menit untuk mensterilkan medium, sehingga dipasang *level controller* untuk menjaga waktu tinggal tersebut. Larutan yang sudah disterilisasi didinginkan hingga suhu 35 °C menggunakan *cooler* (E-164).

Pada proses SSF, TKKS (25% *solid loading*), larutan medium, enzim dan *yeast* masuk ke R-210 yang beroperasi secara *batch* pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm selama 76 jam sehingga dihasilkan bioetanol. TKKS diangkut dengan *belt conveyor* (J-141), sedangkan enzim dan *yeast* masing-masing diangkut *belt conveyor* (J-211 dan J-212) yang dilengkapi dengan *weight indicator controller* agar jumlah yang masuk ke R-210 tetap, sedangkan jumlah larutan medium yang masuk secara tidak langsung sudah terkontrol oleh *weight controller* pada silo, *flow controller* pada aliran air proses dari utilitas, dan *level controller* pada M-150 dan X-160. Selain bioetanol, proses fermentasi di R-210 akan menghasilkan gas CO₂. Walaupun dialirkan ke utilitas secara kontinu, laju produksi gas CO₂ yang tidak teratur memicu terjadinya *overpressure* dalam reaktor. Oleh karena itu, R-210 dilengkapi dengan *pressure relief*. Setelah proses SSF selesai, *slurry* dialirkan ke *rotatry vacuum filter* (H-310) untuk memisahkan larutan berisi air, etanol, dan *buffer* dari padatan *yeast*, enzim, dan TKKS tersisa sehingga didapatkan larutan hasil fermentasi.

3.2.3 Pemurnian Produk

Larutan hasil SSF yang mengandung bioetanol dengan kadar rendah dinaikkan suhunya hingga suhu *bubble point* (99,80°C) dengan *heater* (E-321) sehingga larutan mencapai kondisi cair jenuh sebelum masuk ke menara distilasi. Bioetanol akan terambil sebagai hasil atas dari menara distilasi (D-320) yang beroperasi pada tekanan 1 atm dengan kemurnian 96% vol. Menara distilasi dilengkapi dengan *pressure controller*, *temperature controller*, *level controller*, dan *flow controller* untuk menjaga agar proses pemisahan berjalan dengan baik dan didapatkan etanol sebagai distilat dengan kemurnian yang sesuai. Bioetanol 96% dimurnikan lebih lanjut melalui proses dehidrasi menggunakan membran pervaporasi (X-330) pada suhu 40 °C hingga mencapai kemurnian 99,5%. Bioetanol kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan produk bioetanol. Tangki penyimpanan produk bioetanol memiliki *internal floating roof* untuk mencegah kehilangan produk karena sifat etanol yang volatil dan mencegah kontak dengan udara. Tangki ini dilengkapi dengan *blanketing gas line* untuk mengalirkan gas *inert* ketika proses pengosongan tangki dan *venting valve* untuk mengeluarkan gas *inert* tersebut ketika proses pengisian tangki. Untuk mencegah terjadinya *overpressure*, dipasang *pressure relief valve*. Selain itu, tanggul digunakan untuk menahan tumpahan bioetanol jika terjadi kebocoran tangki serta *lightning protection system* melindungi menara distilasi dan tangki penyimpanan dari sambaran petir.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 *Bin* (F-410)

Fungsi : Menyimpan NaOH

Jenis : *Conical hopper*

Lama penyimpanan : 15 hari

Fasa : padat

Kondisi operasi : T: 30 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Bahan konstruksi : *Stainlees steel SA 240 type 316*

Volume, m³ : 1888,586

Diameter *shell*, m : 9,575

Diameter konis, m : 0,957

Tebal *shell*, in : 0,438

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$206.662

3.3.2 *Bin* (F-420)

Fungsi : Menyimpan yeast extract

Jenis : *Conical hopper*

Lama penyimpanan : 5 hari

Fasa : padat

Kondisi operasi T: 30 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 grade C*

Volume, m³ : 62,823

Diameter *shell*, m : 3,149

Diameter konis, m : 0,315

Tebal *shell*, in : 0,250

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$26.993

3.3.3 Bin (F-430)

Fungsi : Menyimpan peptone

Jenis : *Conical hopper*

Lama penyimpanan : 3 hari

Fasa : padat

Kondisi operasi : T: 30 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 grade C*

Volume, m³ : 75,388

Diameter *shell*, m : 3,345

Diameter konis, m : 0,335

Tebal *shell*, in : 0,250

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$29.436

3.3.4 *Bin* (F-440)

Fungsi	: Menyimpan Natrium Sitrat
Jenis	: <i>Conical hopper</i>
Lama penyimpanan	: 5 hari
Fasa	: padat
Kondisi operasi	: T: 30 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Bahan konstruksi	: <i>Stainlees steel SA 240 type 316</i>
Volume, m ³	: 63,228
Diameter <i>shell</i> , m	: 3,156
Diameter konis, m	: 0,316
Tebal <i>shell</i> , in	: 0,250
Jumlah	: 1
Harga satuan, \$	: \$27.115

3.3.5 *Bin* (F-450)

Fungsi	: Menyimpan Asam Sitrat
Jenis	: <i>Conical hopper</i>
Lama penyimpanan	: 5 hari
Fasa	: padat
Kondisi operasi	: T: 30 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Bahan konstruksi	: <i>Stainlees steel SA 240 type 316</i>
Volume, m ³	: 64,444
Diameter <i>shell</i> , m	: 3,176
Diameter konis, m	: 0,318
Tebal <i>shell</i> , in	: 0,250
Jumlah	: 1
Harga satuan, \$	: \$27.360

3.3.6 *Bin* (F-460)

Fungsi	: Menyimpan yeast
Jenis	: <i>Conical hopper</i>
Lama penyimpanan	: 5 hari
Fasa	: padat
Kondisi operasi	: T: 30 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Volume, m ³	: 74,585
Diameter <i>shell</i> , m	: 3,334
Diameter konis, m	: 0,333
Tebal <i>shell</i> , in	: 0,250
Jumlah	: 1
Harga satuan, \$	: \$29.192

3.3.7 Bin (F-470)

Fungsi	: Menyimpan enzim cellic ctec2
Jenis	: <i>Conical hopper</i>
Lama penyimpanan	: 60 hari
Fasa	: padat
Kondisi operasi	: T: 30 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Volume, m ³	: 3062,636
Diameter <i>shell</i> , m	: 9,689
Diameter konis, m	: 0,969
Tebal <i>shell</i> , in	: 0,625
Jumlah	: 5
Harga satuan, \$	: \$200.922

3.3.8 Bin (F-480)

Fungsi	: Menyimpan enzim cellic htec2
Jenis	: <i>Conical hopper</i>
Lama penyimpanan	: 60 hari
Fasa	: padat
Kondisi operasi	: T: 30 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Volume, m ³	: 612,527
Diameter <i>shell</i> , m	: 6,719
Diameter konis, m	: 0,672
Tebal <i>shell</i> , in	: 0,375
Jumlah	: 1
Harga satuan, \$	: \$200.922

3.3.9 *Mill/Grinder (C-110)*

Fungsi : Memperkecul ukuran TKKS

Jenis : *Wood grinding machine*

Spesifikasi alat

Kapasitas, ton/j : 7

Ukuran input, mm : 170-300 x 250-300

Daya, kW/alat : 125

Dimensi, mm : 2600 x 2300 x 3235

Jumlah : 3

Harga satuan, \$: \$7.031

3.3.10 Belt Conveyor (J-111)

Fungsi : Mengangkut TKKS hasil dari C-110 sebanyak 23348,99 kg/jam menuju vesel *alkaline treatment* (M-130)

Jenis : *Belt Conveyor*

Kondisi Operasi : T: 30 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Kapasitas *Belt* : 40 ton/jam

Speed : 45.19 m/min

Daya : 2 HP

Panjang *Belt* : 12,32 m

Lebar *Belt* : 0,4 m

Berat *Belt* : 24

Jumlah : 1

Harga Satuan, \$: \$33.968

3.3.11 Mixer NaOH (M-120)

Fungsi : Membuat larutan NaOH 3% sebanyak
186791,94 kg/j

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Material : *Stainless steel SA 240 type 316*

Kondisi operasi : T: 35 °C; P: 1 atm

Dimensi Mixer

OD, mm : 3505,2

ID, mm : 3482,975

Tinggi, mm : 6584,651

Tebal *shell*, mm : 11,113

Tebal *head & bottom*, mm : 11,113

Spesifikasi Pengaduk

Waktu pengadukan, menit : 15

Jenis pengaduk : Turbine with 6 *curved blades*

Diameter *impeller*, mm : 1160,992

Kecepatan putrasn, rpm : 68

Daya motor, hp : 25

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$14.290

3.3.12 *Pump* (L-121)

Fungsi	: Memompa dan menaikkan tekanan larutan NaOH 3% dari 1 atm menjadi 2 atm
Jenis	: <i>Kinetic Pumps (Centrifugal Pump)</i>
Spesifikasi	
Fluida	: Larutan NaOH 3%
Viskositas, kg/(m s)	: 0,001
Kapasitas, m ³ /jam	: 153,498
Pump head, m	: 18,341
Suhu fluida, °C	: 37,713
Instalasi	: <i>Suction head dan submerged discharge</i>
Karakteristik pompa	: <i>Single stage, mixed flow</i>
NPSH _A , m	: 5,857
Daya motor, hp	: 15
Jumlah	: 1
Harga satuan, \$	: \$39.856

3.3.13 Heater (E-122)

Fungsi	Menaikkan suhu larutan NaOH 3% keluaran <i>mixer</i> M-120 dari 37,72 °C menjadi 110 °C			
Jenis	Shell and Tube			
Material	Steel 18/8			
	Shell		Tube	
Fluid	Steam		larutan NaOH 3%	
Fluid type	Hot		Cold	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
Flowrate, kg/j	9037,82	9037,82	143757,36	143757,36
Temperature, °C	130,00	130,00	37,72	110,00
Passes	1		4	
Baffle spaces, m	0,531			
Baffle cut, %	25,000			
ID, m	0,591		0,023	
OD, m			0,025	
Length, m			7,315	
Number			212,0	
BWG, m			0,457	
Pitch, m			0,032	
$\Delta P_{cal}/\Delta p_{allow}$, psi	5,447		0,964	
$R_{d,cal}/R_{d,min}$	1,563			
A, ft ²	1332,038			
$U_{estimated}$, Btu/(j.ft2.°F)	192,606			
$U_{required}$, Btu/(j.ft2.°F)	164,292			
U_{clean} , Btu/(j.ft2.°F)	713,547			
Jumlah	1			
Harga satuan, \$	\$80.116			

3.3.14 Vessel Alkaline Treatment (M-130)

Fungsi	: Sebagai tempat untuk mengurangi atau mendegradasi kandungan lignin pada TKKS
Jenis	: Tangki silinder tegak berpengaduk
Material	: Stainless steel SA 240 <i>type</i> 304
Kondisi operasi	: T: 110 °C; P: 2 atm

Dimensi Mixer

OD, m	: 4,877
ID, m	: 4,839
Tinggi, m	: 9,192
Tebal <i>shell</i> ,m	: 0,019
Tebal <i>head & bottom</i> , m	: 0,019

Spesifikasi Pengaduk

Waktu pengadukan, jam	: 0,750
Jenis pengaduk	: Turbine with 6 <i>flat blades</i>
Diameter <i>impeller</i> , m	: 1,613
Kecepatan putrasn, rpm	: 52
Daya motor, hp	: 100
Jumlah	: 1
Harga Satuan	: \$458.004

3.3.15 Expansion Valve (K-131)

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran M-130 dari 2 atm menjadi 1 atm

Jenis : *Butterfly valve*

Kondisi operasi : P_{in} : 2 atm; P_{out} : 1 atm; T: 107,89 °C

Dimensi *pipe*

OD, m : 0,168

ID, m : 0,154

NPS, in : 0,152

flow area per pipe, m² : 0,019

Jumlah : 1

3.3.16 Cooler (E-132)

Fungsi	Menurunkan suhu campuran keluaran vessel M-130 dari 107,82 °C menjadi 35 °C			
Jenis	Shell and Tube			
Material	Steel 18/8			
	Shell		Tube	
Fluid	Larutan NaOH 3% dan TKSS		Cooling water	
Fluid type	Hot		Cold	
	in	out	in	out
Flowrate, kg/j	53909,01	53909,01	353752,76	353752,76
Temperature, °C	107,82	35,00	30,00	40,00
Passes	2		4	
Baffle spaces, m	0,335			
Baffle cut, %	25,000			
ID, m	0,838		0,029	
OD, m			0,032	
Length, m			6,096	
Number			297,0	
BWG, m			0,457	
Pitch, m			0,040	
$\Delta P_{cal}/\Delta p_{allow}$, psi	0,889		0,836	
$R_{d,cal}/R_{d,min}$	1,540			
A, ft²	1942,974			
$U_{estimated}$, Btu/(j.ft².°F)	190,410			
$U_{required}$, Btu/(j.ft².°F)	173,181			
U_{clean} , Btu/(j.ft².°F)	371,000			
Jumlah	3			
Harga satuan, \$	\$57.141			

3.3.17 Pump (L-133)

Fungsi : Memompa hasil alkaline treatment menuju *rotary drum vacuum filter* (H-140)

Jenis *Kinetic Pumps (Centrifugal Pump)*

Spesifikasi

Fluida : Larutan NaOH 3% dan TKKS

Viskositas, kg/(m s) : 0,001

Kapasitas, m³/jam : 163,968

Pump head, m : 2,313

Suhu fluida, °C : 35,0

Instalasi : *Suction head* dan *submerged discharge*

Karakteristik pompa : Single stage, axial flow

NPSH_A, m : 5,60

Daya motor, hp : 3

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$18.054

3.3.18 Filtration (H-140)

Fungsi : Memisahkan padatan/*cake* dari *filtrate* hasil dari M-130

Jenis : *Rotary drum vacuum filter*

Kondisi operasi : T: 35 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Luas area filter, ft² : 76

Panjang, ft : 4

Diameter drum, ft : 6

Laju udara, ft/s : 19,40

Laju filtrat, ft/s : 0,427

Daya blower, kJ/s : 20,00

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$78.388

3.3.19 Conveyor (J-141)

Fungsi : Mengangkut *cake* hasil RDVF ke reaktor

Jenis Belt conveyor

Kondisi operasi : T: 35 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Capacity, ton/jam : 120

Speed, m/men : 31,69

Motor *power*, hp : 5

Panjang *belt*, m : 49,273

Lebar *belt*, m : 0,406

Berat *belt*, lb/ft : 24

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$102.256

3.3.20 Pump (L-142)

Fungsi : Memompa hasil alkaline treatment menuju *rotary drum vacuum filter* (H-140)

Jenis : *Kinetic Pumps (Centrifugal Pump)*

Spesifikasi

Fluida : Larutan NaOH 3% dan TKKS

Viskositas, kg/(m s) : 0,001

Kapasitas, m³/jam : 158,921

Pump head, m : 3,471

Suhu fluida, °C : 35,0

Instalasi : *Suction head* dan *submerged discharge*

Karakteristik pompa : Single stage, axial flow

NPSH_A, m : 5,90

Daya motor, hp : 5

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$16.850

3.3.21 Mixer Kultur (M-150)

Fungsi : Sebagai tempat untuk mempersiapkan media kultur

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk

Material : *Stainless steel SA 240 type 316*

Kondisi operasi : T: 30 °C; P: 1 atm

Dimensi Mixer

OD,
mm : 1981,20

ID, mm : 1965,33

Tinggi, mm : 3682,44

Tebal *shell*, mm : 7,94

Tebal *head & bottom*, mm : 7,94

Spesifikasi Pengaduk

Waktu pengadukan, menit : 15

Jenis pengaduk : *Turbine with 6 curved blades*

Diameter *impeller*, mm : 655,11

Kecepatan putaran, rpm : 127

Daya motor, hp : 10

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$70.189

3.3.22 Pump (L-151)

Fungsi : Memompa dan menaikkan tekanan fluida M-150
dari 1 atm menjadi 2 atm

Jenis : *Kinetic Pumps (Centrifugal Pump)*

Spesifikasi

Fluida : Pepton, yeast extract, larutan buffer

Viskositas, kg/(m s) : 0,001

Kapasitas, m³/jam : 28,011

Pump head, m : 13,012

Suhu fluida, °C : 30,0

Instalasi : *Suction head dan submerged discharge*

Karakteristik pompa : *Single stage, radial flow*

NPSH_A, m : 5,660

Daya motor, hp : 3

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$8.490

3.3.23 Heater (E-152)

Fungsi	Menaikkan suhu media kultur dari suhu 30,04 °C menjadi suhu 121 °C			
Jenis	Shell and Tube			
Material	Steel 18/8			
	Shell		Tube	
Fluid	Steam		Peptone, yeast extract, larutan buffer	
Fluid type	Hot		Cold	
	in	out	in	out
Flowrate, kg/j	4646,93	4646,93	27871,70	27871,70
Temperature, °C	130	130	30,04	121,00
Passes	1		4	
Baffle spaces, m	0,244			
Baffle cut, %	25,0			
ID, m	0,489		0,012	
OD, m			0,019	
Length, m			4,877	
Number			226,000	
BWG, mm			0,254	
Pitch, mm			0,025	
$\Delta P_{cal}/\Delta p_{allow}$, psi	7,624		0,523	
$R_{d,cal}/R_{d,min}$	3,240			
A, ft ²	709,821			
$U_{estimated}$, Btu/(j.ft2.°F)	205,933			
$U_{required}$, Btu/(j.ft2.°F)	198,335			
U_{clean} , Btu/(j.ft2.°F)	553,593			
Jumlah	1			
Harga Satuan	\$25.133			

3.3.24 Expansion Valve (K-153)

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran X-160 dari 2 atm menjadi 1 atm

Jenis : Butterfly valve

Kondisi operasi : P_{in} : 2 atm; P_{out} : 1 atm; T: 121 °C

Dimensi *pipe*

OD, m : 0,073

ID, m : 0,063

NPS, in : 0,064

flow area per pipe, m^2 : 0,003

Jumlah : 1

3.3.25 Cooler (E-211)

Fungsi	Mendinginkan suhu media kultur dari suhu 121 °C menjadi suhu 35 °C			
Jenis	Shell and Tube			
Material	Steel 18/8			
	Shell		Tube	
Fluid	Peptone, yeast extract, larutan buffer		Cooling water	
Fluid type	Hot		Cold	
	in	out	in	out
Flowrate, kg/j	27871,70	27871,70	127011,52	127011,52
Temperature, °C	121,00	35	30,00	40,00
Passes	2		4	
Baffle spaces, m	0,191			
Baffle cut, %	25,0			
ID, m	0,635		0,017	
OD, m			0,019	
Length, m			3,658	
Number			422,0	
BWG, m			0,457	
Pitch, m			0,025	
$\Delta P_{cal}/\Delta p_{allow}$, psi	0,824		0,611	
$R_{d,cal}/R_{d,min}$	1,360			
A, ft ²	994,063			
$U_{estimated}$, Btu/(j.ft2.°F)	200,934			
$U_{required}$, Btu/(j.ft2.°F)	197,246			
U_{clean} , Btu/(j.ft2.°F)	424,913			
Jumlah	1			
Harga Satuan	\$32.065			

3.3.26 Pump (L-212)

Fungsi : Memompa kultur menuju *reaktor SSF* (R-210)

Jenis : *Kinetic Pumps (Centrifugal Pump)*

Spesifikasi

Fluida : Pepton, yeast extract, larutan buffer

Viskositas, kg/(m s) : 0,001

Kapasitas, m³/jam : 28,130

Pump head, m : 9,264

Suhu fluida, °C : 35,0

Instalasi : *Suction head* dan *submerged discharge*

Karakteristik pompa : Single stage, radial flow

NPSH_A, m : 4,51

Daya motor, hp : 3

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$8.496

3.3.27 Reaktor SSF (R-210)

Fungsi : Sebagai tempat berlangsungnya proses hidrolisis dan fermentasi untuk menghasilkan etanol

Jenis/tipe : Reaktor *batch* dengan pengaduk

Mode operasi : *Batch*

Jumlah : 3 (paralel) - 11 unit

Harga satuan, \$: \$272.352

Kondisi Operasi

Suhu, °C : 35

Tekanan, atm : 1

Kondisi operasi : Non adiabatik - isothermal

Konstruksi dan Material

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 240 type 304*

ID *shell*, m : 3,940

Tebal *shell*, m : 0,011

Tinggi total, m : 9,088

Jenis *head* : Torispherical

Spesifikasi Khusus

Tipe pengaduk : *Paddle with 2 blades*

Diameter *impeller*, m : 0,906

Kecepatan pengadukan, rpm : 119

Power, hp : 20

Jumlah <i>baffle</i>	: 3
Ukuran <i>baffle</i> , m	: 0,100
Jenis <i>coolant</i>	: pemanas (<i>steam</i>)
U_D , Btu/(j ft ² °F)	: 201,661
A, ft ²	: 24,258
Tebal jaket, m	: 0,006
Lebar jaket, m	: 0,050
Jumlah	: 33
Harga satuan, \$	: \$85.499

3.3.28 Pump (L-213)

Fungsi	: Memompa kultur menuju <i>filtration</i> (H-310)
Jenis	: <i>Kinetic Pumps (Centrifugal Pump)</i>
Spesifikasi	
Fluida	: Pepton, yeast extract, larutan buffer
Viskositas, kg/(m s)	: 0,001
Kapasitas, m ³ /jam	: 28,706
Pump head, m	: 2,298
Suhu fluida, °C	: 35,0
Instalasi	: <i>Suction head</i> dan <i>submerged discharge</i>
Karakteristik pompa	: Single stage, mixed flow
NPSH _A , m	: 3,20
Daya motor, hp	: 1
Jumlah	: 1
Harga satuan, \$	: \$8.440

3.3.29 Filtration (H-310)

Fungsi : Memisahkan padatan/*cake* dari *filtrate* hasil dari R-210

Jenis : Rotary drum vacuum filter

Kondisi operasi : T: 35 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Luas area filter, ft² : 76

Panjang, ft : 4

Diameter drum, ft : 6

Laju udara, ft/s : 19,40

Laju filtrat, ft/s : 0,468

Daya blower, kJ/s : 25,00

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$78.388

3.3.30 *Filtrate Pump (L-311)*

Fungsi : Memompa dan menaikkan tekanan filtrat H-310
dari 0,8 atm menjadi 1 atm menuju D-320

Jenis : *Kinetic Pumps (Centrifugal Pump)*

Spesifikasi

Fluida : Etanol, air, As. Sitrat, Na. Sitrat

Viskositas, kg/(m s) : 0,001

Kapasitas, m³/jam : 26,491

Pump head, m : 28,449

Suhu fluida, °C : 35,00

Instalasi : *Suction head dan discharge head system due to
elevation an pressure in tank*

Karakteristik pompa : *Single stage, radial flow*

NPSH_A, m : 4,22

Daya motor, hp : 7,5

Jumlah : 1

Harga satuan, \$: \$9.932

3.3.31 Heater (E-321)

Fungsi	Menaikkan suhu umpan D-320 dari suhu 35 °C menjadi suhu 98,25 °C			
Jenis	Shell and Tube			
Material	Steel (18/8)			
	Shell		Tube	
Fluid	Steam		As. Sitart, Na. Sitrat, Air, Etanol	
Fluid type	Hot		Cold	
	in	out	in	out
Flowrate, kg/j	3422,73	3422,73	30208,52	30208,52
Temperature, °C	130	130	35,00	98,25
Passes	1		4	
Baffle spaces, m	0,342			
Baffle cut, %	25,0			
ID, m	0,489		0,012	
OD, m			0,019	
Length, m			4,877	
Number			252,0	
BWG, m			0,254	
Pitch, m			0,024	
$\Delta P_{cal}/\Delta p_{allow}$, psi	3,382		0,558	
$R_{d,cal}/R_{d,min}$	3,167			
A, ft²	791,482			
$U_{estimated}$, Btu/(j.ft².°F)	126,982			
$U_{required}$, Btu/(j.ft².°F)	85,768			
U_{clean} , Btu/(j.ft².°F)	583,629			
Jumlah	1			
Harga Satuan	\$19.612			

3.3.32 Menara Distilasi (D-320)

Fungsi : Memisahkan dan memurnikan etanol dari komponen lainnya

Jenis : *Azeotrope Distillation*

Tipe : *Tray Distillation Column*

Material : *Stainless Steel SA 240 tipe 304*

Kondisi operasi : P: 1 atm

- Umpan : 98,250 °C @bubble point
- Distilat : 79,857 °C @cair jenuh
- *Bottom* : 100,045 °C @cair jenuh

Spesifikasi

Shell

- Diameter : ID: 2,1 m; OD: 2,110 m
- Tinggi : 34,768 m
- Tebal : 0,010 m
- Material : *Stainless Steel SA 240 tipe 304*

Head

- Jenis : Torispherical
- Tebal : 0,0095 m
- Material : *Stainless Steel SA 240 tipe 304*

Tray

- Jenis tray : *Sieve Tray*
- *Feed plate* : Tray 16

• <i>Plate aktual</i>	: 57
• <i>Susunan hole</i>	: Triangular
• <i>Diameter hole</i>	: 0,003 m
• <i>Jumlah tray</i>	: 56
• <i>Tray spacing</i>	: 0,6 m
• <i>Jumlah lubang</i>	: 44688
Jumlah	: 2
Harga Satuan	: \$220.317

3.3.33 Kondenser (E-322)

Fungsi	Mengembunkan <i>overhead vapour</i> D-320			
Jenis	<i>Horizontal, with condensation in the shell, and the cooling medium in the tube</i>			
Material	Steel 18/8			
	Shell		Tube	
Fluid	<i>Etanol, Air</i>		<i>Cooling water</i>	
Fluid type	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
Flowrate, kg/j	34936,92	34936,92	763181,29	763181,29
<i>Temperature, °C</i>	81,40	79,86	30,00	40,00
Passes	1		2	
Baffle spaces, m	0,953			
Baffle cut, %	45			
ID, m	0,953		0,016	
OD, m			0,019	
Length, m			3,658	
Number			1113,093	
Pitch, m			0,024	
$\Delta P_{cal}/\Delta p_{allow}$, psi	0,173		0,424	
$R_{d,cal}/R_{d,min}$, m ² °C/W	1,608			
A, m ²	243,653			
$U_{estimated}$, W/(m ² °C)	862,030			
$U_{required}$, W/(m ² °C)	800			
U_{clean} , W/(m ² °C)	1508,605			
Jumlah	1			
Harga Satuan	\$62.036			

3.3.34 Reboiler (E-323)

Fungsi	Menguapkan cairan <i>bottom</i> D-320			
Jenis	<i>Kettle reboiler</i> (U-tube)			
Material	<i>Steel 18/8</i>			
	Shell		Tube	
Fluid	<i>Etanol, Air, As. Sitrat, Na. Sitrat</i>		<i>Steam</i>	
Fluid type	<i>Cold</i>		<i>Hot</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
Flowrate, kg/j	32915,31	32915,31	14669,68	14669,68
<i>Temperature</i> , °C	100,01	100,04	130,00	130,00
Passes	1		2	
ID, m	0,889		0,017	
OD, m			0,019	
Length, m			5,486	
Number			1008,000	
Number U-tube			504,000	
Pitch, m			0,024	
$\Delta P_{cal}/\Delta p_{allow}$, psi	<i>neglible</i>		0,150	
$R_{d,cal}/R_{d,min}$, m ² °C/W	1,800			
A, m ²	330,973			
$U_{estimated}$, W/(m ² °C)	1098,904			
$U_{required}$, W/(m ² °C)	892,827			
U_{clean} , W/(m ² °C)	2521,588			
Jumlah	2			
Harga Satuan	\$71.306			

3.3.35 *Accumulator* (F-324)

Fungsi	: sebagai tempat akumulasi hasil atas MD
Jenis	: Tangki silinder tegak berpengaduk
Material	: Stainless steel SA 240 <i>type</i> 316
Kondisi operasi	: T: 79,91 °C; P: 1 atm

Dimensi Mixer

OD, mm	: 0,91
ID, mm	: 0,94
Tinggi, mm	: 1,85
Tebal <i>shell</i> ,mm	: 0,01
Tebal <i>head & bottom</i> , mm	: 0,01
Jumlah	: 2
Harga satuan, \$	: \$2.024

3.3.36 Cooler (E-331)

Fungsi	Mendinginkan bioetanol dari suhu 79,86 °C menjadi suhu 70 °C			
Jenis	Double pipe			
Material	Steel 18/8			
	Annulus		Inner Pipe	
Fluid	Cooling water		Etanol, Air	
Fluid type	Cold		Hot	
	in	out	in	out
Flowrate, kg/j	1895,77	1895,77	3969,62	3969,62
Temperature, °C	30,00	40,00	79,86	70,00
IPS, in	2,5		1,25	
ID, in	2,469		1,38	
OD, in	2,88		1,66	
Length, ft	15		30	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$, psi	0,009		0,076	
$R_{d,cal}/R_{d,min}$	2,83			
A, ft ²	13,05			
$U_{required}$, Btu/(j.ft2.°F)	80,041			
U_{clean} , Btu/(j.ft2.°F)	165,216			
Jumlah	1			
Harga satuan, \$	\$1.954			

3.3.37 Membran (X-330)

Fungsi	: Memisahkan campuran etanol dan air untuk mendapatkan etanol 99,5%
Jenis	: Membran tak berpori dengan proses pervaporasi
Material Membran	: <i>polyvinyl alcohol</i>
Kondisi Operasi	: T: 70°; P: 0,0523 atm
Modul	: <i>Plate and Frame</i>
Pola Aliran	: <i>Countercurrent</i>
Fluks Permeat, Kg(m ² jam)	: 0,083
<i>membrane are required, m²</i>	: 2189,65
Jumlah	: 1
Harga Satuan, \$	: \$118.721

3.3.38 Tangki Penyimpanan (F-410)

Fungsi	: Menyimpan bioetanol
Jenis	: Vertical tank
Lama penyimpanan	: 15 hari
Fasa	: cair
Kondisi operasi	: T: 40 °C; P: 1 atm

Spesifikasi

Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA 283 grade C</i>
Volume, m ³	: 840,6719738
Diameter, m	: 9,144
Tinggi, m	: 12,8016
Jumlah <i>course</i>	: 7

Head & Bottom

Jenis <i>head</i>	: Conical head
Tebal <i>head</i> , in	: 0,375
Jenis <i>bottom</i>	: <i>Flat bottom</i>
Tebal <i>bottom</i> , in	: 0,25
Jumlah	: 3
Harga satuan, \$	: \$206.662

3.3.39 Cooler (E-491)

Fungsi	Mendinginkan bioetanol dari suhu 70 °C menjadi suhu 40 °C			
Jenis	Double pipe			
Material	Steel 18/8			
	Annulus		Inner Pipe	
Fluid	Etanol, Air		Cooling water	
Fluid type	Hot		Cold	
	in	out	in	out
Flowrate, kg/j	3788,54	3788,54	6596,98	6596,98
Temperature, °C	70	40	30,00	40,00
IPS, in	3		2	
ID, in	3,068		2,067	
OD, in	3,500		2,380	
Length, ft	75		150	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{allow}$, psi	0,264		0,111	
$R_{d,cal}/R_{d,min}$	1,287			
A, ft ²	93,300			
$U_{required}$, Btu/(j.ft2.°F)	85,447			
U_{clean} , Btu/(j.ft2.°F)	127,558			
Jumlah	1			
Harga Satuan	\$4.031			

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 1 Neraca Massa Total

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
Selulosa	10320,25	5675,49
Hemiselulosa	7821,91	4996,13
Lignin	4763,19	4763,19
Ekstraktif	443,63	443,63
NaOH	5603,76	5603,76
Air	212123,90	212123,90
Peptone	1237,43	
Yeast Extract	618,7143128	
Asam Sitrat	273,40	273,40
Natrium Sitrat	431,10	431,10
Enzim	2826,75	2826,75
Yeast	618,7143128	2474,86
CO ₂		3649,85
Etanol		3820,69
Total	247082,76	247082,76

3.4.2 Neraca Massa Alat

Tabel 3. 2 Neraca Massa Grinder

Komponen	Arus Masuk, kg/jam	Arus Keluar, kg/jam
	Arus 1	Arus 2
TKKS	23348,99	23348,99
Selulosa	10320,25	10320,25
Hemiselulosa	7821,91	7821,91
Lignin	4763,19	4763,19
Ekstraktif	443,63	443,63
Total	23348,99	23348,99

Tabel 3. 3 Neraca Massa Mixer NaOH

Komponen	Arus Masuk, kg/jam		Arus Keluar, kg/jam
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
NaOH	5603,7583		5603,76
Air		181188,18	181188,18
Total	5603,7583	181188,18	186791,94
		186791,94	186791,94

Tabel 3. 4 Neraca Massa Alkaline Treatment

Komponen	Arus Masuk, kg/jam		Arus Keluar, kg/jam
	Arus 2	Arus 5	Arus 6
Selulosa (s)	10320,2548		8154,03
Selulosa (aq)			2166,22
Hemiselulosa (s)	7821,91		6205,91
Hemiselulosa (aq)			1616,01
Lignin (s)	4763,19		1107,92
Lignin (aq)			3655,28
Ekstraktif (s)	443,63		
Ekstraktif (aq)			443,63
NaOH		5603,76	5603,76
Air		181188,18	181188,18
Total	23348,9928	186791,94	210140,94
		210140,94	210140,94

Tabel 3. 5 Neraca Massa RDVF

Komponen	Arus Masuk, kg/jam	Arus Keluar, kg/jam	
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
Selulosa (s)	8154,03		8154,03
Selulosa (aq)	2166,22	2166,22	
Hemiselulosa (s)	6205,91		6205,91
Hemiselulosa (aq)	1616,01	1616,01	
Lignin (s)	1107,92		1107,92
Lignin (aq)	3655,28	3655,28	
Ekstraktif (s)	0,00		
Ekstraktif (aq)	443,63	443,63	
NaOH	5603,76	5603,76	
Air	181188,18	181188,18	
Total	210140,94	194673,08	15467,86
	210140,94	210140,94	

Tabel 3. 6 Neraca Massa Mixer Kultur

Komponen	Arus Masuk, kg/jam					Arus Keluar, kg/jam
	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14
Peptone	1237,43					1237,43
Yeast Extract		618,71				618,71
As. Sitrat			273,40			273,40
Na. Sitrat				431,10		431,10
Air					30935,72	30935,72
Total	1237,43	618,71	273,40	431,10	30935,72	33496,36
			33496,36			33496,36

Tabel 3. 7 Neraca Massa Sterilisasi

Komponen	Arus Masuk, kg/jam	Arus Keluar, kg/jam
	Arus 14	Arus 15
Peptone	1237,43	1237,43
Yeast Extract	618,71	618,71
As. Sitrat	273,40	273,40
Na. Sitrat	431,10	431,10
Air	30935,72	30935,72
Total	33496,36	33496,36
	33496,36	33496,36

Tabel 3. 8 Neraca Massa Reaktor SSF

Komponen	Arus Masuk, kg/jam				Arus Keluar, kg/jam	
	Arus 8	Arus 15	Arus 16	Arus 17	Arus 18	Arus 19
Selulosa	8154,03333					3509,27
Hemiselulosa	6205,90544					3380,13
Lignin	1107,92					1107,92
Enzim		2826,75				2826,75
Yeast			618,7143			2474,86
Peptone				1237,43		
Yeast Extract				618,71		
As. Sitrat				273,40		273,40
Na. Sitrat				431,10		431,10
Air				30935,72		30935,72
Karbon diok					3649,85	
Etanol						3820,69
Total	15467,86	2826,75	618,7143	33496,36	3649,85	48759,83
		52409,679			52409,68	

Tabel 3. 9 Neraca Massa RDVF

Komponen	Arus Masuk, kg/jam	Arus Masuk, kg/jam	
	Arus 19	Arus 20	Arus 21
Selulosa	3509,27	3509,27	
Hemiselulosa	3380,13	3380,13	
Lignin	1107,92	1107,92	
Enzim	2826,75	2826,75	
Yeast	2474,86	2474,86	
As. Sitrat	273,40		273,40
Na. Sitrat	431,10		431,10
Air	30935,72		30935,72
Etanol	3820,69		3820,69
Total	48759,83	13298,93	35460,90
	48759,83	48759,83	

Tabel 3. 10 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Arus Masuk, kg/j	Arus Keluar, kg/j	
	Arus 21	Arus 22	Arus 23
Asam Sitrat	273,401	273,4007	
Natrium Sitrat	431,097	431,097	
Air	30935,716	30771,51	164,206
Etanol	3820,690	38,207	3782,483
Total	35460,903	31514,21	3946,6893
	35460,903	35460,903	

Tabel 3. 11 Neraca Massa Membran

Komponen	Arus Masuk, kg/jam	Arus Keluar, kg/jam	
	Arus 23	Arus 24	Arus 25
Air	164,21	147,79	16,42
Etanol	3782,48	10,36	3772,12
Total	3946,69	158,15	3788,54
	3946,69	3946,69	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Total

Tabel 3. 12 Neraca Panas Total

Alat	Panas Masuk, kJ/jam		Panas Keluar, kJ/jam	
M-120	H _{in}	3839904,956	H _{out}	9806943,666
	H _{reaksi}	-5967038,71		
	9806943,67		9806943,67	
E-132	H _{in}	9806943,666	H _{out}	65456283
	H _{pemanas}	55649339,66		
	65456283,32		65456283	
M-130	H _{in}	65579783,75	H _{out}	65579783,75
	65579783,75		65579783,75	
E-134	H _{in}	21859927,92	H _{out}	2637924,22
	H _{pendingin}	-19222003,7		
	2637924,22		2637924,22	
M-150	H _{in}	667273,49	H _{out}	671954,9496
	H _{reaksi}	-4681,46		
	671954,95		671954,9496	
E-162	H _{in}	671954,9496	H _{out}	12808289,83
	H _{pemanas}	12136334,88		
	12808289,83		12808289,83	
E-164	H _{in}	12808289,83	H _{out}	1331739,88
	H _{pendingin}	-11476549,95		
	1331739,88		1331739,88	
R-210	H _{in}	11993635,25	H _{out}	12118744,43
	H _{reaksi}	16046854,01		
	H _{pemanas}	-16171963,19		
	12118744,43		12118744,43	
E-321	H _{in}	1392249,731	H _{out}	10243030,12
	H _{pemanas}	8850780,391		
	10243030,12		10243030,12	
D-320A/B	H _{in}	10196449,93	H _{out}	10199071,42
	H _{reboiler}	75347854,28	H _{condensor}	75345232,80
	85544304,22		85544304,22	
E-491	H _{in}	409809,6062	H _{out}	134071,5176

	$H_{\text{pendingin}}$	-275738,0886	
		134071,5176	134071,5176
Total		2,66,E+08	2,66,E+08
Selisih		0,00000	

3.5.2 Neraca Panas Alat

Tabel 3. 13 Neraca Panas M-130

Panas Masuk		Panas Kelaur	
H_{in}	3,8,E+06	H_{out}	9,8,E+06
ΔH_{soln}	-6,0,E+06		
	9806943,67		9806943,67

Tabel 3. 14 Neraca Panas E-132

Panas Masuk		Panas Keluar	
H_{in}	9,81,E+06	H_{out}	6,55,E+07
Q	5,56,E+07		
	65456283,32		65456283,32

Tabel 3. 15 Neraca Panas M-150

Panas Masuk		Panas Kelaur	
H_{in}	6,6,E+07	H_{out}	6,6,E+07
	65579783,75		65579783,75

Tabel 3. 16 Neraca Panas E-152

Panas masuk		Panas Keluar	
H_{in}	2,2,E+07	H_{out}	2,6,E+06
Q	-1,9,E+07		
	2,6,E+06		2,6,E+06

Tabel 3. 17 Neraca Panas M-150

Panas Masuk		Panas Kelaur	
H_{in}	667273,49	H_{out}	671954,9
ΔH_{soln}	-4681,46		
	671954,95		671954,95

Tabel 3. 18 Neraca Panas E-162

Panas masuk		Panas Keluar	
H_{in}	6,7,E+05	H_{out}	1,3,E+07
Q	1,2,E+07		
	1,3,E+07		1,3,E+07

Tabel 3. 19 Neraca Panas E-164

Panas masuk		Panas Keluar	
H_{in}	1,3,E+07	H_{out}	1,3,E+06
Q	-1,1,E+07		
	1,3,E+06		1,3,E+06

Tabel 3. 20 Neraca Panas R-210

Panas Masuk		Panas Kelaur	
H_{in}	1,2,E+07	H_{out}	-4,1,E+06
ΔH_{reaksi}	1,6,E+07		
	4053218,76		-4053218,76

Tabel 3. 21 Neraca Panas E-321

Panas masuk		Panas Keluar	
H _{in}	1,4,E+06	H _{out}	1,0,E+07
Q	8,9,E+06		
	1,0,E+07		1,0,E+07

Tabel 3. 22 Neraca Panas D-320A/B

Panas Masuk		Panas Keluar	
Hin	10196449,93	Hout	10199071,42
Hreboiler	75347854,28	Hcondensor	75345232,8
	85544304,22		85544304,22

Tabel 3. 23 Neraca Panas E-491

Panas masuk		Panas Keluar	
H _{in}	4,1,E+05	H _{out}	1,3,E+05
Q	-2,8,E+05		
	1,3,E+05		1,3,E+05

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Tata Letak Perusahaan

Tata letak merupakan salah satu hal penting yang harus diperhatikan dalam manajemen HSE. Tata letak pabrik berisi posisi atau lokasi kedudukan dari bagian pabrik dan perusahaan yang meliputi tempat alat, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan, dan sarana pendukung lainnya. Pengaturan letak tersebut harus didasarkan pada aspek *safety*, *health*, dan *environment*. Tata letak pabrik harus diatur dengan tujuan utama memudahkan operasional kegiatan produksi, meminimalisasi bahaya yang dapat timbul dan kemudahan penyelamatan pada kondisi darurat. Pengaturan tata letak pabrik juga akan menentukan efisiensi, efektivitas dan keamanan operasional pabrik secara keseluruhan. Berikut hal yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik.

1. Alat proses terletak pada lokasi dengan kemudahan akses, keamanan bagi karyawan, serta efektif dan efisien secara ekonomi;
2. Kemudahan akses penerimaan bahan baku dan pengiriman produk;
3. Kemudahan akses operasional, perawatan, dan perbaikan alat proses (pemberian jarak antar alat);
4. Tersedia akses transportasi kendaraan kecil maupun besar (jalan yang cukup lebar) dengan memperhatikan faktor keselamatan;

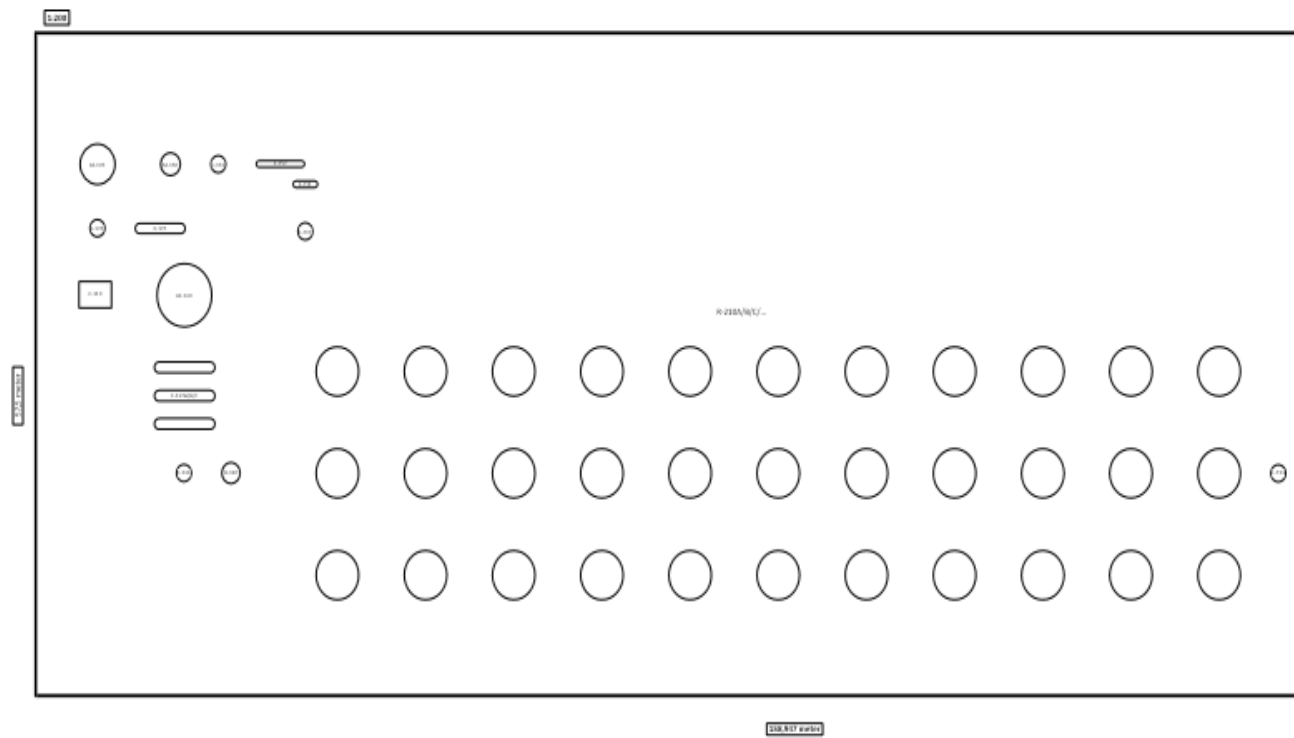
5. Tersedia akses darurat diseluruh area pabrik sehingga upaya mitigasi bencana atau *accident* dapat dilakukan dengan tanggap (seperti tangga dan pintu darurat, apar, hydrant, dll);
6. Tersedia area perluasan pabrik untuk pengembangan pabrik dan penambahan ataupun modifikasi unit proses;
7. Terdapat pos jaga yang memungkinkan seluruh karyawan dan/atau pengunjung yang memasuki area kantor dan area produksi terpantau secara detail.

Secara umum pabrik terbagi menjadi area kantor dan area produksi. Area kantor meliputi kantor utama, auditorium dan fasilitas umum (berupa masjid, toilet, klinik, tempat parkir, dll). Sedangkan area produksi meliputi unit penyimpanan, unit proses, unit utilitas, dan unit lainnya yang mendukung proses produksi.

Antar alat proses perlu diberi jarak untuk menjaga keamanan proses dan kemudahan operasi. Berikut merupakan *rule of thumb spacing* antar alat pada pabrik menurut *GAPS Guidelines*.



Gambar 4. 1 Layout Pabrik



Gambar 4. 2 Layout Proses

4.2 Organisasi Perusahaan

4.2.1 Bentuk Perusahaan

Perusahaan pabrik bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit harus memiliki bentuk perusahaan agar pabrik dapat menempatkan diri dalam sistem ekonomi dan bisnis. Pabrik bioetanol ditetapkan memiliki bentuk sebagai Perseroan Terbatas (PT). Menurut UU 2007 nomor 40 tentang perseroan terbatas, Perseroan Terbatas (PT) merupakan badan hukum yang terdiri atas persekutuan modal yang berdiri dengan dilakukannya perjanjian dan melaksanakan kegiatan usaha dengan modal yang terbagi dalam saham yang memenuhi persyaratan yang ditetapkan oleh undang-undang. Alasan Perseroan Terbatas dipilih sebagai bentuk perusahaan dari pabrik bioetanol adalah sebagai berikut :

- Memiliki struktur organisasi yang terstruktur;
- Modal untuk mendirikan pabrik etil akrilat mudah diperoleh;
- Terdapat pemisahan kekayaan pemilik dari perusahaan dan kekayaan yang dimiliki oleh perusahaan;
- Lapangan usaha yang luas;
- Lebih mudah untuk mengajukan proses kredit ke bank-bank;
- Dapat dilakukan pembagian keuntungan untuk pemegang saham.

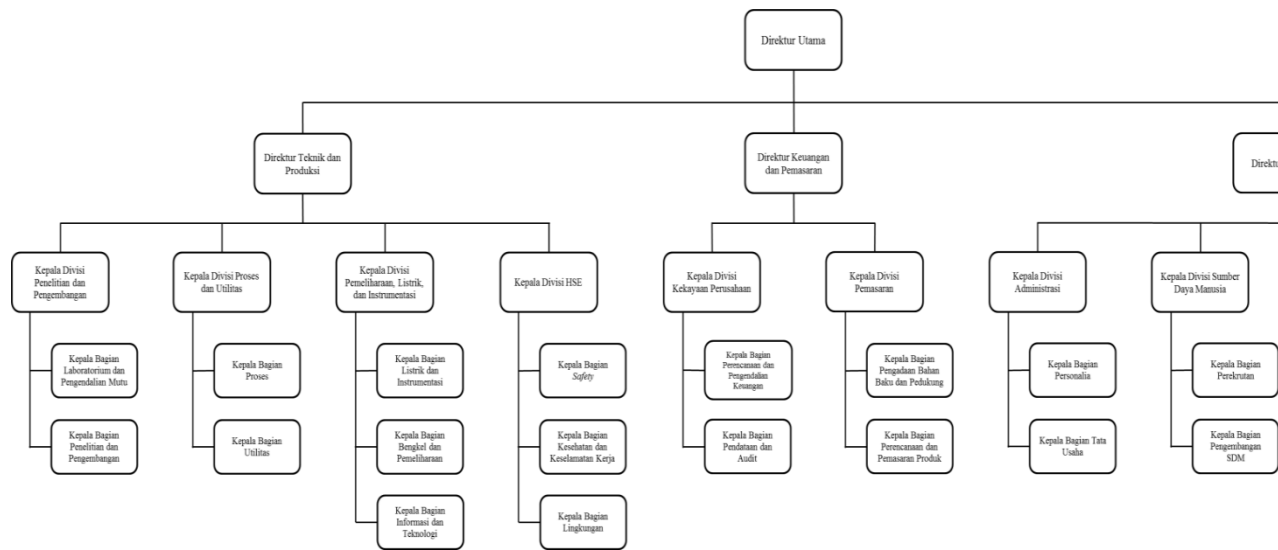
4.2.2 Bentuk Organisasi

Struktur organisasi adalah garis hierarki yang terdiri dari komponen-komponen penyusun perusahaan dengan tugas dan fungsi masing-masing sebagai personil kelompok pelaksana. Struktur organisasi diperlukan untuk menjamin pelaksanaan tugas dari masing-masing divisi, memudahkan proses pembagian pekerjaan ke

masing-masing divisi, mendeskripsikan pekerjaan pekerja dengan jelas, dan mampu mengurangi konflik internal yang dapat terjadi di pabrik bioetanol.

Pabrik bioetanol menggunakan struktur organisasi *line* and *staff* yang digunakan untuk pabrik dengan skala menengah ke atas dengan pengelompokan berdasarkan tugas dan peranan. Kelebihan dari struktur organisasi *line* and *staff* adanya pembagian tugas dan tanggung jawab yang jelas antara pimpinan dan pelaksana yang dapat memudahkan untuk melakukan koordinasi dan pengambilan keputusan yang lebih cepat.

Pabrik bioetanol dimiliki oleh pemegang saham yang di dalam perusahaan terdapat unsur-unsur penyusun dengan posisi dan tugas masing-masing. Pemegang saham dibantu oleh dewan komisaris dalam pelaksanaan tugas sehari-hari, sedangkan untuk tugas menjalankan perusahaan dipimpin oleh direktur utama. Dalam menjalankan tugas dan wewenang yang diberikan perusahaan, direktur utama dibantu oleh beberapa jajaran direksi yang terdiri dari direktur teknik dan produksi, direktur keuangan dan pemasaran, direktur umum. Jajaran direksi tersebut masing-masing akan membawahi kepala divisi yang disebut sebagai manajer. Para manajer membawahi kepala bagian dan masing-masing kepala bagian membawahi beberapa karyawan perusahaan yang sesuai dengan bidang masing-masing.



Gambar 4. 3 Struktur organisasi pabrik bioethanol

4.2.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan orang-orang yang memiliki bagian dari perusahaan dengan mengumpulkan modal dalam pendirian atau berjalannya operasi dari perusahaan. Pemegang saham memiliki tugas untuk memberikan masukan, saran, maupun voting terhadap keputusan penting perusahaan. Selain itu, pemegang saham memiliki wewenang untuk ikut dalam voting di rapat umum pemegang saham (RUPS), menerima pembayaran deviden, dan menerima aset perusahaan berdasarkan persentase saham yang dimiliki oleh orang tersebut dalam perusahaan jika perusahaan tersebut melakukan proses likuidasi

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan salah satu bagian dari perusahaan yang melakukan pengawasan terhadap anggaran perusahaan dan memberikan nasihat kepada direktur utama. Dewan komisaris memiliki tugas untuk melakukan pengkajian terhadap sistem manajemen, melakukan pengawasan dan evaluasi terhadap direktur utama, menyusun pembagian tugas dari masing-masing anggota direksi, memastikan pabrik bioetanol telah memenuhi segala peraturan yang berlaku, dan mengikuti perkembangan kegiatan perusahaan.

3. Direktur Utama

Direktur utama dari pabrik bioetanol memiliki tanggung jawab secara langsung dengan pemegang saham atas perkembangan dan kemunduran yang dialami oleh pabrik bioetanol. Direktur utama memiliki tanggung jawab dan memiliki wewenang untuk mengambil keputusan dalam pabrik bioetanol, menyusun strategi bisnis untuk pabrik bioetanol, paham segala proses yang berada di perusahaan,

melakukan evaluasi terhadap perusahaan agar terus mengalami perkembangan, dan melakukan organisasi terhadap visi dan misi dari perusahaan serta mengimplementasikan visi dan misi dari perusahaan.

4. Direktur

Direktur terdapat di bawah direktur umum dan terdiri atas 3 direktur, yaitu direktur umum, direktur produksi, dan direktur keuangan dan pemasaran. Penjelasan tugas dan wewenang dari masing-masing direktur adalah sebagai berikut :

a. Direktur umum

Direktur umum merupakan direktur yang bertanggung jawab secara langsung kepada direktur utama dalam urusan selain produksi seperti administrasi, hukum, sumber daya manusia, keamanan, dan hubungan ke luar perusahaan.

b. Direktur teknik dan produksi

Direktur produksi merupakan direktur yang bertanggung jawab secara langsung kepada direktur utama dalam bidang produksi bioetanol, teknik, dan pemasaran. Direktur produksi harus memastikan bahwa proses produksi bioetanol sudah sesuai dengan HSE (Health, Safety, and Environment) dari perusahaan.

c. Direktur keuangan dan pemasaran

Direktur keuangan dan pemasaran merupakan direktur yang bertanggung jawab secara langsung kepada direktur utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum.

5. Kepala divisi

Kepala divisi memiliki tanggung jawab secara langsung dengan direktur sesuai dari bagian divisi tersebut untuk mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan di lingkungan divisi masing-masing. Pada pabrik bioetanol terdapat 4 kepala divisi dari departemen teknik dan produksi, 2 divisi dari departemen keuangan dan pemasaran, dan 4 kepala divisi dari departemen umum. Berikut rincian dan penjelasan kepala divisi di setiap departemen.

Departemen Teknik dan Produksi

a. Kepala Divisi Penelitian dan Pengembangan

Kepala divisi penelitian dan pengembangan bertugas untuk mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan pengembangan perusahaan dan pengawasan mutu.

- i. Kepala bagian laboratorium dan pengendalian mutu
Kepala bagian laboratorium dan pengendalian mutu bertanggung jawab untuk menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dari bahan baku, bahan pembantu, hasil produksi dan identifikasi limbah yang dihasilkan. Kepala bagian laboratorium dan pengendalian mutu dibantu oleh 2 staff I (S1 teknik kimia), 2 staff II (D3 teknik kimia), dan 4 orang analis (STM/SMK Kimia).
- ii. Kepala bagian penelitian dan pengembangan
Kepala bagian penelitian dan pengembangan bertanggung jawab mengkoordinasikan kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan. Kepala bagian penelitian dan pengembangan dibantu oleh 1 staff I

(S1 teknik kimia/teknik industri/teknik mesin) dan 2 staff II (D3 teknik kimia / teknik industri /teknik mesin).

b. Kepala Divisi Proses dan Utilitas

Kepala divisi proses dan utilitas bertugas untuk mengkoordinasi kegiatan pabrik dalam bidang proses dan utilitas.

- i. Kepala bagian proses
Kepala bagian proses bertugas untuk mengkoordinasi kegiatan pabrik dalam bidang proses dan pembuatan produk. Kepala bagian proses dibantu oleh 6 orang engineer (S1 teknik kimia) dan 48 orang operator (D3 teknik kimia).
- ii. Kepala bagian utilitas
Kepala bagian utilitas bertugas untuk mengkoordinasi kegiatan pabrik dalam bidang utilitas baik dalam hal penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan, baik untuk proses maupun instrumentasi. Kepala bagian utilitas dibantu oleh 4 orang engineer (S1 teknik kimia) dan 63 orang operator (D3 teknik kimia).

c. Kepala Divisi Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi.

Kepala divisi pemeliharaan, listrik, dan instrumentasi bertugas untuk mengatur dan bertanggung jawab terhadap fasilitas dan infrastruktur yang secara langsung mendukung proses produksi dan kelangsungan operasi perusahaan seperti pemeliharaan, perbaikan alat, serta pengadaan suku cadang.

- i. Kepala bagian listrik dan instrumentasi

Kepala bagian listrik dan instrumentasi bertanggungjawab atas penyediaan listrik dan pengaturan instrumentasi. Kepala bagian listrik dan instrumentasi dibantu oleh 1 orang kepala teknisi (S1 teknik elektro) dan 4 orang teknisi (STM).

- ii. Kepala bagian bengkel dan pemeliharaan
Kepala bagian bengkel dan pemeliharaan bertanggungjawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya. Kepala bagian bengkel dan pemeliharaan dibantu oleh 2 orang kepala teknisi (S1 teknik mesin) dan 4 orang teknisi (STM).
- iii. Kepala bagian informasi dan teknologi
Kepala bagian informasi dan teknologi bertanggungjawab atas tersedianya jalur dan akses informasi, serta optimalisasi dan pengamanan informasi. Kepala bagian informasi dan teknologi dibantu oleh 1 orang kepala teknisi (S1 teknik informatika) dan 3 orang teknisi (STM).

d. Kepala Divisi HSE

Kepala divisi HSE bertugas untuk memimpin HSE *Committee* dari pabrik bioetanol dan bertanggung jawab secara langsung kepada direktur teknik dan produksi. Kepala divis HSE juga melakukan pengarahan, evaluasi, dan mengawasi penerapan HSE di pabrik bioetanol. Contoh penerapan HSE adalah penyusunan, sosialisasi, dan rekomendasi kebijakan HSE, identifikasi dan mitigasi risiko HSE, peningkatan budaya HSE, implementasi operasional program HSE, program HSE,

penyediaan peralatan dan fasilitas HSE, *HSE regulation and standard code compliance*, serta melaksanakan audit HSE.

- i. Kepala bagian safety
Kepala bagian safety bertugas untuk melakukan mitigasi, rekomendasi, dan pencegahan dari risiko proses produksi bioetanol dari bahan baku tandan kosong kelapa sawit. Kepala bagian safety dibantu oleh 1 staff I (S1 teknik kimia/teknik lingkungan), 2 staff II (D3 teknik kimia).
- ii. Kepala bagian kesehatan dan keselamatan pekerja
Kepala bagian kesehatan dan keselamatan pekerja bertugas untuk memastikan kesehatan pekerja dengan melakukan pelayanan kesehatan kepada pekerja sesuai dengan kebijakan pabrik serta memastikan keselamatan pekerja dengan menyusun peraturan-peraturan dan pelatihan-pelatihan agar komponen HSE dapat tercapai. Kepala bagian kesehatan dan keselamatan kerja dibantu oleh 1 orang kepala keselamatan kerja (S1/D3 teknik kimia), 3 staff keselamatan kerja (S1/D3 teknik kimia), 2 kepala kesehatan (dokter), dan 4 personil kesehatan (SPK).
- iii. Kepala bagian lingkungan
Kepala bagian lingkungan bertugas untuk melakukan evaluasi terhadap limbah dan pencemaran yang dihasilkan oleh pabrik bioetanol agar sesuai dengan standar yang ada dan tidak merugikan masyarakat di sekitar lingkungan pabrik. Kepala bagian lingkungan dibantu oleh 1 staff I (S1 teknik kimia / teknik lingkungan), 2 staff II (D3 teknik kimia).

Departemen Keuangan dan Pemasaran

a. Kepala Divisi Kekayaan Perusahaan

Kepala divisi kekayaan perusahaan bertugas dan bertanggungjawab atas administrasi dan pengawasan lalu lintas kekayaan perusahaan.

- i. Kepala bagian perencanaan dan pengendalian keuangan
Kepala bagian perencanaan dan pengendalian keuangan bertanggungjawab atas perencanaan dan pengendalian anggaran perusahaan. Kepala bagian perencanaan dan pengendalian keuangan dibantu oleh 2 orang staff I (S1 ekonomi/akuntansi), 2 orang staff II (S1 ekonomi/D3 akuntansi), 2 orang staff III (SMA/SMK).
- ii. Kepala bagian pendataan dan audit
Kepala bagian pendataan dan audit bertanggungjawab dalam bidang mendata semua kekayaan perusahaan serta pemeriksaan kekayaan perusahaan. Kepala bagian pendataan dan audit dibantu oleh 2 orang staff I (S1 ekonomi/akuntansi), 2 orang staff II (S1 ekonomi/D3 akuntansi), 2 orang staff III (SMA/SMK).

b. Kepala Divisi Pemasaran

Kepala divisi pemasaran bertugas untuk mengkoordinasikan kegiatan pemasaran dan penjualan produk serta pengadaan bahan baku pabrik.

- i. Kepala bagian perencanaan dan pemasaran Produk
Kepala bagian perencanaan dan pemasaran produk bertanggungjawab dalam hal pemasaran dan promosi produk. Kepala bagian perencanaan dan pemasaran produk dibantu oleh 1

orang staff I (S1 ekonomi), 1 orang staff II (S1 ekonomi/D3 akuntansi), 2 orang staff III (SMA/SMK).

- ii. Kepala bagian pengadaan bahan baku dan pendukung
Kepala bagian pengadaan bahan baku dan pendukung bertanggungjawab dalam hal pengadaan bahan baku dan bahan pendukung. Kepala bagian pengadaan bahan baku dan pendukung dibantu oleh 1 orang staff I (S1 ekonomi), 2 orang staff III (SMA/SMK).

Departemen Umum

- a. Kepala Divisi Administrasi

Bertugas dan bertanggungjawab atas kegiatan administrasi perusahaan dan bagian personalia.

- i. Kepala bagian personalia
Kepala bagian personalia bertanggungjawab dan bertugas atas kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian. Kepala bagian personalia dibantu oleh 2 orang staff II (D3 komunikasi), 2 orang staff III (SMK administrasi).
- ii. Kepala bagian tata usaha
Kepala bagian tata usaha bertanggungjawab dan bertugas mengatur dan melakukan semua kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan. Kepala bagian tata usaha dibantu oleh 2 orang staff II (D3 Manajemen Perusahaan), 2 orang staff III (SMK Administrasi).

b. Kepala Divisi Sumber Daya Manusia

Kepala divisi sumber daya manusia bertanggung jawab dan bertugas melakukan pengelolaan sumber daya manusia di perusahaan.

- i. Kepala bagian pengembangan SDM
Kepala bagian pengembangan SDM bertanggung jawab untuk menilai pengembangan kinerja karyawan. Kepala bagian pengembangan SDM dibantu oleh 1 orang staff I (S1 Psikologi), 1 orang staff II (S1 psikologi), dan 1 orang staff III (SMA/SMK).
- ii. Kepala bagian perekrutan
Kepala bagian perekrutan bertanggung jawab untuk merencanakan program kepegawaian dalam perekrutan karyawan baru. Kepala bagian perekrutan dibantu oleh 1 orang staff I (S1 psikologi), 1 orang staff II (S1 psikologi), dan 1 orang staff III (SMA/SMK).

c. Kepala Divisi Hubungan Luar Perusahaan

- i. Kepala bagian hubungan media
Kepala bagian hubungan media bertugas dan bertanggungjawab membina dan menjaga hubungan baik dengan masyarakat dan media. Kepala bagian hubungan media dibantu oleh 1 orang staff I (S1 ilmu komunikasi) dan 2 orang staff II (D3 ilmu komunikasi).
- ii. Kepala bagian hubungan perserikatan
Kepala bagian hubungan perserikatan bertugas dan bertanggungjawab menjaga dan membina hubungan baik dengan supplier, konsumen rekanan dan pemerintah. Kepala bagian hubungan perserikatan dibantu oleh 1 orang staff I (S1 ilmu komunikasi) dan 2 orang staff II (D3 ilmu komunikasi).

d. Kepala Divisi Hukum dan Keamanan

i. Kepala bagian hukum dan peraturan

Kepala bagian kewajiban hukum dan peraturan bertanggung jawab untuk memahami hukum dan peraturan yang berlaku untuk keperluan perusahaan serta mengurus keperluan hukum bagi perusahaan. Kepala bagian kewajiban hukum dan peraturan dibantu oleh : 3 orang staff I (S1 hukum) dan 3 orang staff III (SMA/SMK).

ii. Kepala bagian keamanan

Kepala bagian keamanan bertanggung jawab untuk menjaga keamanan semua bangunan pabrik maupun fasilitas pabrik, menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan, menjaga keluar masuknya orang baik karyawan maupun bukan dilingkungan pabrik. Kepala bagian keamanan dibantu oleh 3 orang kepala keamanan (SMA/SMK) dan 9 personil keamanan (SMA/SMK).

4.2.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik bioetanol beroperasi secara kontinyu selama 24 jam dalam 1 hari selama 330 hari dengan pengecualian apabila terjadi proses turn around, maintenance yang membutuhkan shutdown, atau terjadi kerusakan pada unit proses. Karyawan yang bertanggung jawab terhadap sebuah proses dalam pabrik etil akrilat harus berada di pabrik saat operasi berlangsung. Sehingga, terdapat 2 kategori karyawan pabrik etil akrilat, yaitu karyawan shift dan karyawan non-shift. Penjelasan dari masing-masing kategori karyawan adalah sebagai berikut :

1. Karyawan *shift*

Karyawan shift merupakan karyawan yang bertanggung jawab secara langsung terhadap proses produksi dari bioetanol, sehingga karyawan dibagi berdasarkan shift agar keamanan dan kelancaran proses produksi dapat berlangsung dengan baik. Shift yang dilakukan di pabrik bioetanol terdiri dari 4 shift sebagai berikut :

- Pagi (08.00-16.00) : P
- Sore (16.00-00.00) : S
- Malam (00.00-08.00) : M
- Libur : L

Karyawan shift dibagi menjadi 4 kelompok, yaitu A, B, C, dan D. Dalam 1 hari terdapat 3 kelompok bekerja dan 1 kelompok istirahat atau libur yang dilakukan secara bergantian. Setiap kelompok mendapatkan jadwal yang sama dengan kombinasi yang berbeda-beda. Rincian mengenai pembagian jam kerja dari karyawan di pabrik bioetanol dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4. 1 Pembagian jam kerja karyawan shift

Kelompok	Hari						
	Minggu	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jum'at	Sabtu
A	P	P	S	S	L	L	M
B	S	S	L	L	M	M	P
C	L	L	M	M	P	P	S
D	M	M	P	P	S	S	L
Minggu ke-2							
A	M	M	P	P	S	S	L
B	P	P	S	S	L	L	M
C	S	S	L	L	M	M	P
D	L	L	M	M	P	P	S
Minggu ke-3							
A	L	L	M	M	P	P	S

B	M	M	P	P	S	S	L
C	P	P	S	S	L	L	M
D	S	S	L	L	M	M	P
Minggu ke-4							
A	S	S	L	L	M	M	P
B	L	L	M	M	P	P	S
C	M	M	P	P	S	S	L
D	P	P	S	S	L	L	M

2. Karyawan Non-Shift

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak bertanggung jawab secara langsung terhadap proses produksi pabrik bioetanol, sehingga karyawan tidak dibagi berdasarkan shift dan karyawan bekerja selama 5 hari dalam 1 minggu, mulai pukul 08.00-17.00 dengan waktu istirahat pada pukul 12.00-13.00. Karyawan non-shift meliputi direktur, kepala divisi yang tidak berhubungan dengan produksi, kepala bagian yang tidak berhubungan dengan produksi, dan bagian administrasi.

Karyawan *non-shift / shift* yang masuk saat libur nasional akan dihitung sebagai kerja lembur. Untuk memastikan karyawan bekerja sesuai dengan waktu yang ditentukan, maka dilakukan sistem absensi datang dan pulang dari setiap karyawan.

4.2.5 Perhitungan Jumlah Operator

Alat-alat proses pada pabrik bioetanol membutuhkan operator untuk memastikan alat tersebut berjalan sesuai kondisi operasi. Selain itu, operator melakukan pengkajian, pemantauan, dan perubahan pada alat-alat proses yang dimonitori oleh engineer. Perhitungan jumlah operator dilakukan berdasarkan shift yang didapatkan dari buku *Guide to Chemical Process Engineering Design and*

Economics (Ulrich,1984). Perhitungan jumlah operator dapat ditunjukkan oleh

Tabel berikut:

Tabel 4. 2 Jumlah operator di pabrik bioetanol

No	Alat	Unit	Opeartor/Unit/Shift	Operator/Shift
Proses				
1	Grinder	4	0,5	2
2	Conveyors	2	0,2	0,4
3	Mixers	3	0,3	0,9
4	Reaktor	33	0,5	16,5
5	Rotary filter	2	0,1	0,2
6	Menara distilasi	2	1	2
7	Heat exchanger	9	0,1	0,9
8	Condenser	2	0,1	0,2
9	Reboiler	2	0,1	0,2
10	Accumulator	2	0,1	0,2
11	Membrane	1	0,5	0,5
12	Control room	1	4	4
Utilitas				
1	Mixing tank	3	0,03	0,09
2	Deaerator	1	0,3	0,3
3	Sand filter	2	0,3	0,6
4	Carbon filter	2	0,3	0,9
5	Cation exchanger	2	0,3	0,6
6	Anion exchanger	2	0,3	0,6
7	Screener	1	0,05	0,05
8	Cooling tower	11	1	11
9	Boiler	1	1	2
10	Control room	1	2	2

Berdasarkan perhitungan, diperoleh kebutuhan operator sebanyak 45 orang/shift. Pada pabrik bioetanol terdapat 4 shift sehingga kebutuhan operator di pabrik yaitu 45 orang/shift dikalikan 4 shift. Jumlah total operator yang dibutuhkan adalah 180 orang.

4.2.6 Penggolongan Gaji Karyawan

Dari hasil perhitungan dapat disimpulkan pabrik bioetanol membutuhkan operator sebanyak 180 orang dalam 4 *shift* atau 45 orang.*shift*. Penggolongan gaji karyawan tiap bulan berdasarkan pada jabatan yang menjadi tanggung jawabnya dapat ditunjukkan oleh tabel 22 berikut. Karyawan pabrik bioetanol akan menerima gaji pada tanggal 10 setiap bulannya dan akan menerima gajinya melalui rekening bank yang bekerja sama dengan pabrik bioetanol.

Tabel 4. 3 Penggolongan Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/orang/bulan	Total
Direktur utama	1	Rp25.000.000,00	Rp25.000.000,00
Direktur	3	Rp20.000.000,00	Rp60.000.000,00
Kepala divisi	10	Rp18.000.000,00	Rp180.000.000,00
Kepala bagian	22	Rp15.000.000,00	Rp330.000.000,00
Engineer	8	Rp9.000.000,00	Rp72.000.000,00
Operator	180	Rp7.000.000,00	Rp1.260.000.000,00
Staff I	17	Rp6.000.000,00	Rp102.000.000,00
Staff II	23	Rp5.700.000,00	Rp131.100.000,00
Staff III	14	Rp5.000.000,00	Rp70.000.000,00
Kepala teknisi	4	Rp6.000.000,00	Rp24.000.000,00
Teknisi	11	Rp5.700.000,00	Rp62.700.000,00
Analisis	4	Rp5.700.000,00	Rp22.800.000,00
Kepala keamanan	2	Rp4.000.000,00	Rp8.000.000,00
Personil kewanitaan	7	Rp3.650.000,00	Rp25.550.000,00
Tenaga kebersihan	12	Rp3.650.000,00	Rp43.800.000,00
Kepala keselamatan kerja	1	Rp6.000.000,00	Rp6.000.000,00
Staff keselamatan kerja	3	Rp5.700.000,00	Rp17.100.000,00
Dokter	2	Rp5.000.000,00	Rp10.000.000,00
Perawat	4	Rp4.250.000,00	Rp17.000.000,00
Total	328	Rp2.467.050.000,00	

Pabrik bioetanol harus menyiapkan sebesar Rp2.467.050.000,00 per bulan untuk menggaji 328 karyawan.

4.2.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Selain kewajiban untuk memberikan gaji kepada karyawan, pabrik bioetanol memiliki tanggung jawab untuk meningkatkan kesejahteraan sosial dari karyawan pabriknya. Fasilitas yang disediakan oleh pabrik bioetanol untuk meningkatkan kesejahteraan sosial dari karyawan pabrik adalah sebagai berikut:

1. Fasilitas kesehatan

Fasilitas kesehatan disediakan oleh pabrik bioetanol agar kesehatan dan keselamatan dari karyawan serta keluarga karyawan dapat terjamin dengan baik. Fasilitas kesehatan yang disediakan oleh pabrik bioetanol adalah medical center yang dapat menjadi tempat pertolongan pertama apabila terjadi kecelakaan kerja dengan biaya yang ditanggung oleh perusahaan. Untuk penanganan pada karyawan yang mengalami kecelakaan kerja yang berat, maka karyawan akan dibawa ke rumah sakit terdekat dengan menggunakan ambulans yang tersedia di medical center pabrik bioetanol. Medical center juga dapat menjadi tempat karyawan untuk berobat dengan biaya yang disesuaikan oleh kebijakan perusahaan.

2. Fasilitas pendidikan

Fasilitas pendidikan disediakan oleh pabrik bioetanol agar karyawan dan anak-anak karyawan dapat mengembangkan diri. Fasilitas pendidikan meliputi pengembangan sumber daya manusia melalui pelatihan, pendidikan, dan pembinaan. Selain itu, pabrik bioetanol juga memberikan beasiswa bagi anak karyawan pabrik yang berprestasi dan karyawan pabrik yang ingin melanjutkan studi lebih lanjut. Pendidikan yang diberikan kepada karyawan dan anak-anak karyawan dapat dilakukan baik secara online maupun offline di lingkungan kantor utama pabrik bioetanol.

3. Fasilitas asuransi

Fasilitas asuransi menjamin kesehatan, sosial, dan keselamatan dari karyawan yang berada di lingkungan pabrik.

4. Fasilitas koperasi

Fasilitas koperasi disediakan pabrik bioetanol agar karyawan dapat memenuhi kebutuhan sehari-hari dengan harga yang terjangkau. Fasilitas koperasi terletak di kantor utama dari pabrik bioetanol.

5. Fasilitas makan

Fasilitas makan disediakan oleh pabrik bioetanol agar karyawan pabrik dapat makan dan minum di lingkungan pabrik. Fasilitas makan yang disediakan oleh pabrik bioetanol adalah kantin.

6. Fasilitas peribadahan

Fasilitas peribadahan disediakan di pabrik bioetanol agar karyawan pabrik semakin mendekatkan diri kepada Tuhan Yang Maha Esa. Fasilitas peribadahan yang disediakan oleh pabrik bioetanol meliputi mushola dan masjid.

7. Fasilitas transportasi

Fasilitas transportasi digunakan untuk menunjang kegiatan produksi, kegiatan eksternal, maupun kegiatan yang berhubungan dengan pabrik bioetanol. Fasilitas transportasi yang disediakan oleh pabrik bioetanol adalah sebagai berikut:

- a. Mobil perusahaan untuk keperluan pabrik
- b. Mobil perusahaan untuk direktur dan kepala divisi
- c. Bus antar jemput

- d. Sepeda dalam pabrik bioetanol

8. Fasilitas tunjangan

Fasilitas tunjangan merupakan kompensasi yang diberikan kepada karyawan pabrik bioetanol dalam kondisi tertentu. Fasilitas tunjangan yang disediakan oleh pabrik bioetanol adalah sebagai berikut :

- a. Tunjangan hari raya (THR) bagi pegawai tetap pabrik bioetanol
- b. Tunjangan kematian
- c. Tunjangan melahirkan bagi karyawan wanita
- d. Tunjangan bagi pekerja yang melakukan perjalanan untuk keperluan pabrik
- e. Bonus tahunan apabila mencapai target produksi tahun
- f. Seragam dan pakaian untuk menunjang kegiatan di pabrik bioetanol

9. Fasilitas perlindungan diri

Fasilitas perlindungan diri akan memberikan alat perlindungan diri (APD) yang bertujuan untuk memberikan keamanan bagi pekerja yang berada di lingkungan pabrik bioetanol. APD yang diberikan oleh pabrik bioetanol meliputi safety apparel, googles, masker, ear plug, safety shoes, safety helmet, respirator.

10. Fasilitas cuti

Fasilitas cuti diberikan kepada pekerja agar dapat beristirahat dalam jangka waktu tertentu sesuai dengan yang ditetapkan oleh perusahaan. Fasilitas cuti yang disediakan oleh pabrik bioetanol adalah fasilitas cuti tahunan dan cuti sakit.

- a. Cuti tahunan

Cuti tahunan berjumlah 8 hari kerja dalam 1 tahun yang diberikan kepada seluruh pekerja tetap pabrik bioetanol

b. Cuti sakit

Cuti sakit diberikan kepada pekerja yang sakit dengan keterangan surat dokter

c. Cuti hamil

Cuti hamil diberikan kepada pekerja wanita 1,5 bulan sebelum melahirkan dan 1,5 bulan setelah melahirkan.

4.3 Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang berfungsi menyelenggarakan kegiatan produksi untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur dan memperhatikan penggunaan faktor-faktor produksi sehingga proses produksi dapat berjalan sesuai dengan yang direncanakan. Hal tersebut bertujuan untuk memperoleh kualitas produk yang sesuai dengan yang diharapkan dalam jangka waktu yang tepat.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian yang memiliki peran saling berhubungan untuk menghindari adanya penyimpangan-penyimpangan yang tidak diinginkan. Manajemen perencanaan memiliki peran dalam memberi tolak ukur pada kegiatan operasional. Perencanaan yang matang ini diharapkan dapat mengidentifikasi sedini mungkin penyimpangan yang terjadi sehingga dapat dikendalikan ke arah yang sesuai.

1. Perencanaan Produksi

Sebelum bioetanol dibuat di pabrik, maka diperlukan tahapan perencanaan agar kapasitas dari pabrik bioetanol sesuai dengan kemampuan

pasar dan kemampuan pabrik. Kemampuan pasar adalah faktor perencanaan produksi eksternal, sedangkan kemampuan pabrik adalah faktor perencanaan internal. Penjelasan kemampuan pasar dan kemampuan pabrik adalah sebagai berikut:

a. Kemampuan Pasar

Faktor eksternal dari perencanaan produksi adalah kemampuan pasar. Kemampuan pasar merupakan daya beli pasar terhadap produk yang dihasilkan di pabrik, yaitu bioetanol. Kemampuan pasar yang lebih besar dibandingkan dengan kapasitas pabrik maka kapasitas dari pabrik bioetanol dapat dimaksimalkan dengan perencanaan lebih lanjut. Sedangkan kemampuan pasar yang lebih kecil dibandingkan dengan kapasitas produksi dapat menyebabkan penumpukan produk bioetanol. Apabila terjadi penumpukan produk bioetanol, maka dapat melakukan modifikasi dari bioetanol menjadi bahan jadi yang dibutuhkan oleh pasar. Selain itu, dapat dilakukan proses penurunan kapasitas pabrik bioetanol dengan melakukan perencanaan lebih lanjut

b. Kemampuan Pabrik

Faktor internal dari perencanaan produksi adalah kemampuan pabrik. Kemampuan pabrik adalah kesanggupan dari pabrik untuk memenuhi permintaan bioetanol yang berada di pasaran. Faktor yang mempengaruhi kemampuan pabrik adalah bahan baku, tenaga kerja, dan peralatan.

Penjelasan masing-masing faktor kemampuan pabrik adalah sebagai berikut:

i. Bahan baku

Bahan baku dan bahan penunjang untuk memproduksi bioetanol harus memenuhi standar kualitas dan kuantitas yang telah ditetapkan, sehingga produksi bioetanol dapat sesuai dengan spesifikasi dan kuantitas target yang telah ditetapkan.

ii. Tenaga kerja

Karyawan yang bekerja di pabrik bioetanol harus memenuhi kriteria yang telah ditetapkan oleh tim *human resources*, sehingga tidak menyebabkan kecelakaan pabrik yang diakibatkan oleh kurangnya pengetahuan karyawan. Selain itu, pabrik bioetanol harus melakukan pelatihan baru dan pelatihan pengulangan agar dapat meningkatkan kemampuan karyawan.

iii. Peralatan

Peralatan yang berada di pabrik bioetanol terutama mesin dan alat proses harus dilakukan proses maintenance secara rutin untuk menjaga *performance* dari alat dan menghindari kerusakan yang mengharuskan pabrik *shutdown* saat produksi berlangsung. Serta mesin dan alat proses harus dioperasikan berdasarkan jam kerja mesin efektif yang berada di bawah jam kemampuan mesin agar tidak terjadi kerusakan akibat *overworking*.

2. Pengendalian Produksi

Pengendalian produksi merupakan proses dari manajemen produksi yang dilakukan saat proses produksi dari bioetanol sedang berlangsung. Pabrik bioetanol tujuan utamanya adalah mencari keuntungan, sehingga diperlukan pengendalian produksi agar keuntungan yang diperoleh maksimum dengan memerhatikan aspek-aspek lingkungan. Pengendalian produksi dapat dilakukan dengan melakukan pengendalian kualitas, pengendalian kuantitas, pengendalian waktu, pengendalian bahan proses.

a. Pengendalian Kualitas

Kualitas dari bioetanol harus dikendalikan agar produk memenuhi standar spesifikasi yang telah ditetapkan oleh perusahaan serta konsumen dari pabrik bioetanol puas. Kualitas dari bioetanol dapat menyimpang dari spesifikasi akibat kerusakan alat, kesalahan kondisi operasi, dan kualitas dari bahan baku dan bahan penunjang yang buruk. Untuk melakukan pengendalian terhadap kualitas produk dari bioetanol dapat diketahui dengan melakukan pengujian bahan baku, bahan penunjang, dan produk bioetanol secara berkala di fasilitas laboratorium.

b. Pengendalian Kuantitas

Pengurangan kuantitas dari pabrik bioetanol terjadi akibat dari kerusakan alat proses, keterlambatan bahan baku, *maintenance* yang tidak berlangsung dengan baik, dan alat proses tidak memberikan kondisi operasi yang sesuai dengan spesifikasi. Kapasitas produksi dari bioetanol harus sesuai dengan target yang telah ditetapkan sebelumnya. Apabila

terjadi kelebihan kuantitas, maka divisi keuangan dan pemasaran harus dapat menjual produk bioetanol di pasaran sehingga produk bisa terkonversi menjadi keuntungan. Banyak sedikitnya produk bioetanol yang dihasilkan dari masalah bagi pabrik bioetanol, namun sedikitnya produk bioetanol merupakan masalah yang lebih besar, sehingga evaluasi dan *improvement* dari pabrik bioetanol diperlukan agar dapat melakukan pengendalian terhadap kuantitas.

c. Pengendalian Waktu

Waktu adalah salah satu bagian terpenting dalam proses produksi bioetanol. Proses produksi bioetanol yang lama dapat merugikan perusahaan sehingga tidak dapat mencapai target produksi bioetanol. Waktu simpan dari bahan produksi yang lama juga dapat memberikan dampak negatif bagi *cashflow* perusahaan sehingga waktu perlu dikendalikan agar mencapai kuantitas tertentu dengan waktu yang diharapkan.

d. Pengendalian Bahan Proses

Bahan proses meliputi bahan baku utama dan bahan penunjang yang digunakan di proses utama dan unit utilitas. Bahan proses dibutuhkan dan perlu dikendalikan agar pabrik dapat memproduksi bioetanol. Pengendalian bahan proses dilakukan dengan menjaga stok dari bahan proses pada margin yang telah ditentukan agar *shelf life* dari bahan proses tidak lama dan tidak terjadi kehabisan stok dari bahan proses.

BAB V

UTILITAS

Bahan pendukung untuk memenuhi kebutuhan Pabrik Bioetanol dapat dipenuhi dengan menggunakan unit utilitas. Unit utilitas dari Pabrik Bioetanol adalah sebagai berikut:

- A. Unit Penyedia dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*);
- B. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*);
- C. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*);
- D. Unit Pengolah Limbah (*Waste Treatment System*);
- E. Unit Pembangkit dan Pendistribusian Tenaga Listrik (*Power Plant and Distribution System*).

5.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air

5.1.1 Kebutuhan Air

Kebutuhan air pabrik bioetanol terdiri dari air untuk keperluan umum, air untuk *hydrant water*, air untuk pendingin, dan air untuk pembangkit *steam*.

A. Air Proses

Pada pabrik ini, air proses digunakan dalam proses pelarut NaOH dan pelarut media kultur. Total kebutuhan air proses adalah sebesar 212.123,900 kg/jam. Detail kebutuhan air proses tertera dalam Tabel 5.1

Tabel 5. 1 Kebutuhan air proses

Proses	Jumlah, kg/jam
Pelarut NaOH (M-120)	181.188,18
Pelarut media kultur (M-150)	30.935,72
Total	212.123,90

B. Air Umpan Boiler

Pada unit utilitas diperlukan air sebagai *boiler feed water* yang akan dikonversi menjadi *steam*. Hanya digunakan satu jenis *steam* yaitu *saturated steam*. *Saturated steam* digunakan sebagai pemanas pada *heat exchanger* dengan kondisi tekanan 2,667 atm. Kebutuhan air umpan boiler tertera dalam tabel berikut:

Tabel 5. 2 Kebutuhan air umpan boiler

Alat	Kebutuhan per alat, kg/jam	Jumlah alat	Jumlah, kg/jam
E-122	25.601,21	1	25.601,21
E-152	5.583,26	1	5.583,26
R-210A/B/C	7.439,83	3	22.319,50
E-321	4.071,76	1	4.071,76
E-323A/B	0,8	2	1,6
Total			57.577,32

Total kebutuhan air untuk pembangkit *steam* yang dibutuhkan adalah 69.092,79 kg/jam (*overdesign 20%*). Kondensat dari *saturated steam* sebanyak 62.183,51 kg/jam dapat di *recycle* kembali menuju deareator untuk kemudian diuapkan kembali menggunakan boiler. Selama proses pemanasan dapat terjadi kehilangan

steam dan *blowdown* pada boiler. Selain itu, diperlukan *steam* untuk proses pelucutan O₂ dalam deaerator. Berdasarkan hal tersebut, perlu disiapkan *makeup water* sebanyak 13.818,56 kg/jam.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

A. Screening

Screening berfungsi untuk menyaring kotoran atau sampah dengan ukuran relatif besar yang terbawa oleh air sungai. Proses *screening* dilakukan dengan melewati air sungai ke *screener*. Benda (partikel) dan pengotor yang berukuran besar seperti kerikil dan sampah akan tertahan dan tidak akan mengganggu alat dan proses berikutnya. Air yang lolos akan menuju kolam ekualisasi yang bertujuan untuk menjaga debit aliran air ke alat selanjutnya agar tetap stabil.

B. Sedimentasi

Proses sedimentasi bertujuan untuk mengendapkan kotoran air sungai seperti lumpur, pasir, dan partikel yang terbawa dan lolos dari *screener*. Sedimentasi dilakukan dengan cara mengalirkan air ke dalam sebuah bak penampung dan mengendapkan partikel padat dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Kecepatan pengendapan pada proses sedimentasi dipengaruhi oleh densitas, bentuk, dan ukuran partikel serta kecepatan aliran air.

C. Klarifikasi

Klarifikasi merupakan proses penghilangan padatan terlarut atau TDS (*total dissolved solid*), partikel padatan kecil atau TSS (*total suspended solid*) dan partikel-partikel kecil lainnya. Proses klarifikasi memiliki 3 tahapan yaitu koagulasi, flokulasi, dan sedimentasi. Proses koagulasi merupakan proses penggumpalan padatan dengan menambahkan koagulan

yang merupakan bahan kimia penetral muatan. Tahapan selanjutnya adalah flokulasi dimana partikel-partikel dikombinasikan menjadi gumpalan yang lebih besar lagi dengan ditambahkan bahan kimia pengendap agar dapat dipisahkan dengan sedimentasi atau filtrasi dengan pengadukan.

Pengadukan dilakukan dengan lambat agar flok yang sudah terbentuk tidak terurai kembali. Tujuan utama dari flokulasi ini adalah untuk mencegah partikel kecil yang cenderung tidak stabil menjadi partikel yang lebih besar sehingga lebih mudah mengendap. Koagulan yang paling umum digunakan adalah garam organik seperti aluminium sulfat atau tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$).

D. Filtrasi

Proses filtrasi berfungsi untuk menyaring *suspended matter* pada air, mengadsorpsi klorin atau oksida lain. Prinsip kerja filtrasi adalah dengan melewati air pada suatu adsorben sebagai media penyaring. Alat yang dipakai pada proses ini adalah *sand filter* yang berisi pasir silika dan *carbon filter* yang berisi karbon aktif. Pasir silika akan menyaring *suspended matter*, sedangkan karbon aktif berfungsi untuk mengadsorb klorin atau oksidan lain yang dapat membahayakan resin *kation* dan *anion* pada tahap selanjutnya. Karbon aktif juga dapat digunakan untuk menghilangkan bau, rasa, dan pengotor lainnya. Karbon aktif akan mengalami kejenuhan seiring semakin banyaknya zat yang diasorb pada permukaan aktifnya, sehingga perlu dilakukan pergantian filter dalam kurun waktu tertentu.

Untuk menghilangkan *suspended matter* yang tertangkap pasir, perlu dilakukan *backwash filter*.

E. Disinfeksi

Proses disinfeksi merupakan proses penghilangan mikroorganisme, bakteri, dan alga yang terkandung dalam air menggunakan disinfektan. Proses ini digunakan untuk menghasilkan air bersih yang memenuhi standar baku air minum (*housing water*). Disinfeksi juga dilakukan untuk membunuh mikroorganisme pada air *makeup* pendingin yang dapat menyebabkan terjadinya *fouling* jika mengalami pertumbuhan. Adanya *fouling* tidak diinginkan karena dapat menghambat transfer panas. Disinfektan dilakukan dengan menambahkan bahan kimia. Umumnya bahan kimia yang digunakan adalah kaporit (CaOCl_2)

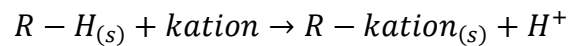
F. Demineralisasi

Unit demineralisasi air berfungsi untuk menghilangkan mineral serta ion-ion terlarut dalam air umpan boiler. Mineral maupun ion terlarut tidak ikut menguap dalam boiler sehingga dapat mengendap saat air dalam boiler menguap. Pada unit demineralisasi terdapat dua proses utama yaitu *cation exchanger* dan *anion exchanger*.

Cation Exchanger

Cation exchanger merupakan proses pertukaran ion-ion positif pada air umpan menggunakan resin kation. Resin kation merupakan suatu material yang dapat menukar ion positif. Air mengandung ion-ion positif yang dapat menyebabkan

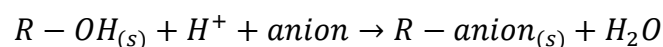
kesadahan. Kation-kation tersebut akan ditukar dengan ion H^+ yang terikat pada resin. Secara sederhana reaksi pertukaran ion positif ditunjukkan sebagai berikut:



Dengan ditukarnya kation penyebab kesadahan, air yang dihasilkan akan bersifat asam. Pada proses ini resin dapat mengalami kejenuhan jika sudah digunakan dalam jangka waktu yang lama. Resin jenuh ditandai dengan konduktivitas keluaran *cation exchanger* melebihi batas konduktivitas air demineralisasi maksimum yaitu $0,5 \mu S/cm$. Perlu dilakukan proses regenerasi dengan mengalirkan larutan asam kuat seperti HCl atau H_2SO_4 secara *counter current (backwash)* untuk menggantikan ion H^+ yang hilang. Proses terjadi secara kontinyu dengan cara menyediakan 2 *cation exchanger*, dengan 1 alat beroperasi normal dan 1 alat lainnya sebagai alat regenerasi.

Anion Exchanger

Anion exchanger merupakan pertukaran ion-ion negatif pada air umpan dengan OH^- dari resin anion. Secara sederhana reaksi pertukaran ion negatif ditunjukkan sebagai berikut:



Ion negatif akan ditukarkan dengan ion OH^- dari resin sehingga air yang sebelumnya bersifat asam akan bersifat netral. Resin akan menjadi jenuh setelah digunakan dalam waktu yang lama yang ditandai dengan konduktivitas keluaran *anion exchanger* melebihi batas konduktivitas air demineralisasi maksimum yaitu $0,5 \mu S/cm$. Perlu dilakukan proses regenerasi dengan mengalirkan larutan basa kuat seperti NaOH secara *counter current (backwash)* untuk menggantikan ion OH^-

yang hilang. Proses terjadi secara kontinyu dengan cara menyediakan 2 *anion exchanger*, dengan 1 alat beroperasi normal dan 1 alat lainnya sebagai alat regenerasi.

G. Deaerasi

Deaerasi merupakan proses penghilangan gas terlarut seperti CO₂ dan O₂ pada air umpan boiler (*boiler feed water* (BFW)). Deaerasi diperlukan untuk menghindari korosi pada peralatan maupun sistem pemipaan. Proses deaerasi dapat dilakukan dengan cara fisis dan kimia. Deaerasi fisis dilakukan menggunakan steam sebagai *stripping agent* sehingga suhunya meningkat yang mengakibatkan kelarutan O₂ dalam air menurun. Hal ini akan menyebabkan O₂ terlepas dari *boiler feed water*. Sedangkan, deaerasi kimia dilakukan dengan cara menambahkan zat kimia berupa *oxygen scavenger* yaitu natrium sulfat (Na₂SO₃). Natrium sulfat akan bereaksi dengan O₂ membentuk natrium sulfat yang tidak korosif. Nilai pH pada BFW juga harus dijaga pada rentang 9,5-11,5 sehingga perlu ditambahkan diethylaminoethanol. Dispersant juga ditambahkan untuk menjaga agar padatan tidak membentuk *scale* sehingga mudah di *blowdown*. Dengan demikian, terdapat beberapa bahan kimia yang ditambahkan dalam persiapan BFW antara lain *oxygen scavenger* (Na₂SO₃), diethylaminoethanol dan dispersent.

H. Pembangkit *steam*

Pembangkit *steam* dilakukan menggunakan boiler. *Boiler feed water* dialirkan menuju boiler. Unit boiler memiliki 4 bagian yaitu bejana tekan, *furnace*, *blower*, dan pompa *fuel*. Boiler jenis *water tube* bekerja dengan prinsip menginjeksikan udara dan bahan bakar ke dalam ruang bakar. Panas yang dihasilkan digunakan untuk menguapkan air dalam pipa dan sebagian air lainnya akan dibuang sebagai *blowdown*. *Blowdown* perlu dilakukan untuk mengurangi jumlah *suspended solid* yang dapat menyebabkan *scaling* karena *suspenden* dan *dissolved solid* tidak teruapkan bersama air. Selain itu, akumulasi padatan tersebut dapat menurunkan efisiensi boiler dan *boiler carryover*.

I. Pendingin air dengan *cooling water*

Air pendingin yang telah digunakan akan digunakan kembali setelah didinginkan menggunakan unit *cooling tower*. Pendinginan air pendingin yang telah digunakan akan mengurangi kebutuhan *makeup* sungai dan mengurangi biaya pengolahan air. *Cooling tower* memiliki prinsip kerja dengan mengalirkan air pendingin bersuhu tinggi ke bagian atas *cooling tower*, sedangkan udara kering dialirkan melalui bagian samping *cooling tower*. Air dan udara kering akan mengalami kontak dan terjadi transfer masa dalam bentuk penguapan. Transfer masa terjadi akibat adanya perbedaan konsentrasi air dalam cairan dengan udara. Udara kering yang mengalami kontak dengan air yang bersuhu tinggi memiliki densitas yang lebih rendah sehingga akan naik dan keluar melalui bagian atas menara.

Penguapan menyebabkan suhu air mengalami penurunan sehingga dapat digunakan kembali sebagai air pendingin.

Terdapat 2 tipe *cooling tower* yang umum digunakan dalam industri, yaitu *natural draft* dan *mechanical draft*. *Natural draft* memanfaatkan aliran udara secara alamiah. Udara mengalir dari bawah ke atas akibat adanya perbedaan massa jenis antara udara atmosfer dengan udara kalor lembah di dalam *cooling tower* yang bersuhu tinggi daripada udara atmosfer. Sedangkan *mechanical draft* bekerja menggunakan fan atau kipas untuk mengalirkan udara. *Mechanical draft system* memiliki keunggulan pada biaya konstruksi yang rendah, dimensi lebih kecil dan terjaminnya jumlah aliran udara pada segala kondisi beban dan cuaca. Namun sistem ini memerlukan daya yang besar, biaya operasi dan pemeliharaan besar serta menimbulkan bunyi yang cukup kencang. Pada perancangan ini, digunakan *cooling water* tipe *mechanical induced draft* karena pada umumnya kelembaban udara di Indonesia cukup tinggi. *Induced draft* lebih dipilih karena dapat mencegah terjadinya sirkulasi udara.

5.2 Unit Penyedia Steam

Steam merupakan bagian penting dalam proses produksi pabrik dan digunakan sebagai sumber panas seperti *heat exchanger*, *heater* reaktor, dan reboiler menara distilasi. Steam yang digunakan pada proses ini adalah *saturated steam* yaitu steam yang berada pada kondisi jenuhnya pada 2,66 atm. *Saturated steam* digunakan sebagai fluida pemanas dengan memanfaatkan panas laten steam.

5.2.2 Kebutuhan Steam

Tabel 5. 3 Kebutuhan steam

Alat	Jumlah, kg/jam
E-122	25.601,21
E-152	5.583,26
R-210A/B/C	22.319,50
E-321	4.071,76
E-323A/B	1,6
Total	57.577,32

Dengan mempertimbangkan *blowdown* sebesar 5% dan *steam loss* sebesar 2%, steam yang digunakan memiliki persyaratan dan spesifikasi sebagai berikut:

Flowrate : 65.638,15 kg/jam

Suhu : 130 °C

Tekanan : 2,66 atm

5.2.3 Kebutuhan Panas Boiler

Kebutuhan panas boiler terdiri dari panas sensibel dan panas penguapan. Panas sensibel dan panas penguapan dapat dihitung dengan persamaan berikut (Yaws, 1999):

$$C_{p,air,liquid} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\Delta H_{vap} = A(1 - T/T_c)^n$$

Dimana:

$C_{p,air,liquid}$: *heat capacity of liquid, J/(mol K)*

ΔH_{vap} : *enthalpy of vaporization, kJ/mol*

A, B, C, D, E, T_c , n : *regression coefficients for water*

T : *temperature, K*

Neraca panas di *saturated boiler*

$$Q_{boiler\ feed\ water} + Q = Q_{blowdown} + Q_{steam}$$

Diperoleh kebutuhan panas boiler sebesar 100.681.192,22 kJ/jam. Kemudian, perlu dihitung kebutuhan masa bahan bakar. Pada kasus ini, digunakan bahan bakar pembakar berupa *natural gas* dengan kandungan pada Tabel Berikut.

Tabel 5. 4 Komposisi Gas Alam

Komponen	Fraksi mol	MW, g/mol
CH ₄	83,72	16,043
C ₂ H ₆	5,4	30,07
C ₃ H ₈	2,88	44,096
n-C ₄ H ₁₀	0,62	58,123
i-C ₄ H ₁₀	0,55	58,123
n-C ₅ H ₁₂	0,14	72,150
i-C ₅ H ₁₂	0,21	72,15
C ₆ H ₁₄	0,27	86,177
CO	0	28,01
CO ₂	6,13	44,01
N ₂	0,08	28,013

Jika efisiensi boiler 70%, kebutuhan gas alam didefinisikan sebagai

$$m = \frac{Q}{\eta \times HV}$$

Dimana:

Q : beban panas boiler, kJ/jam

η : efisiensi

HV: *heating value*, kJ/kg (HV *natural gas*, 52,2 MJ/kg)

Maka jumlah kebutuhan bahan bakar gas alam sebanyak 2.755,37 kg/jam. Dengan memperhitungkan fraksi dari tiap komponen yang ada pada *natural gas*, diperoleh nilai masa molekul relatif dari *natural gas* tersebut adalah 20,210 g/mol. Sehingga dapat dihitung kebutuhan mol bahan bakar yaitu sebanyak 136,33 kmol/jam.

5.2.4 Kebutuhan Udara Pembakaran

Pada boiler, diperlukan desain udara yang disuplai agar terjadi pembakaran yang sempurna. Reaksi yang terjadi adalah:

Tabel 5. 5 Reaksi pembakaran pada burner boiler

Reaksi	Fraksi Hidrokarbon	Koefisien O ₂	Kebutuhan O ₂ , kmol/jam
$\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$	0,8375	2	228,28
$\text{C}_2\text{H}_6 + 3,5\text{O}_2 \rightarrow 2\text{CO}_2 + 3\text{H}_2\text{O}$	0,054	3,5	25,77
$\text{C}_3\text{H}_8 + 5\text{O}_2 \rightarrow 3\text{CO}_2 + 4\text{H}_2\text{O}$	0,0288	5	19,63
$\text{i-C}_4\text{H}_{10} + 6,5\text{O}_2 \rightarrow 4\text{CO}_2 + 5\text{H}_2\text{O}$	0,0055	6,5	4,87
$\text{n-C}_4\text{H}_{10} + 6,5\text{O}_2 \rightarrow 4\text{CO}_2 + 5\text{H}_2\text{O}$	0,0062	6,5	5,49
$\text{i-C}_5\text{H}_{12} + 8\text{O}_2 \rightarrow 5\text{CO}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$	0,0021	8	2,29
$\text{n-C}_5\text{H}_{12} + 8\text{O}_2 \rightarrow 5\text{CO}_2 + 6\text{H}_2\text{O}$	0,0014	8	1,53
$\text{C}_6\text{H}_{14} + 9,5\text{O}_2 \rightarrow 6\text{CO}_2 + 7\text{H}_2\text{O}$	0,0027	9,5	3,5
Total			291,36

Berdasarkan data BPS udara di kawasan Riau memiliki suhu rata-rata 27 °C (data tahun 2021) dengan nilai kelembaban 81,43%, maka dapat diketahui nilai humiditas udara sekitar menggunakan 129 grain *moisture*/lb udara kering atau

18,42 kg *moisture*/kg udara kering. Udara lingkungan dapat langsung digunakan untuk pembakaran (tidak perlu dikeringkan). *Summary*:

- i. Kebutuhan oksigen : 291,36 kmol/jam
- ii. Kebutuhan udara (21% O₂, 79% N₂) : 1387,43 kmol/jam
- iii. Udara yang digunakan (*excess* 15%) : 46015,41 kg/jam
- iv. Udara basis basah : 46863,02 kg/jam

5.3 Unit Penyedia Udara

Unit penyedia udara bertugas untuk menyediakan kebutuhan udara di pabrik, yaitu udara instrumen dan udara pembakaran. Udara instrumen digunakan untuk menggerakkan alat instrumen yang menggunakan sistem pneumatik, sedangkan udara pembakaran digunakan untuk proses pembakaran pada boiler. Sumber udara diperoleh dari udara bebas yang disaring menggunakan *bag filter*. Untuk udara instrumen, udara yang bebas pengotor perlu dikeringkan untuk menghilangkan uap air.

5.3.2 Udara Boiler

Udara boiler merupakan udara yang digunakan untuk pembakaran boiler. Udara yang digunakan perlu dihilangkan partikel-partikel pengotornya. Berdasarkan perhitungan di subbab unit penyediaan steam, diperoleh kebutuhan udara boiler sebesar 46015,41 kg/jam.

5.3.3 Udara Instrumen

Udara instrumen merupakan udara yang digunakan untuk menggerakkan alat-alat instrumentasi dengan sistem pneumatik. Udara bertekanan digunakan sebagai udara instrumen. Instrumen yang digunakan berupa *control valve*, *shutdown valve*,

dan *blowdown valve*. *Control valve* bekerja pada keadaan stabil (*steady state*) dan tidak stabil (*transient*), sedangkan *shutdown valve* dan *blowdown valve* beroperasi secara normal saat dibutuhkan seperti saat startup maupun shutdown. Oleh karena itu, kebutuhan udara untuk masing-masing valve akan berbeda. Untuk perhitungan diperkirakan terdapat *transient control valve* sebanyak 5 buah dan *steady state control valve* sebanyak 70 buah. Selain itu terdapat 5 buah *shutdown valve* dan 3 *blowdown valve*. Kebutuhan udara instrumen disajikan pada Tabel 13.

Tabel 5. 6 Kebutuhan Udara Instrumen

Alat	Jumlah	Flowrate, ft ³ /min	Kebutuhan, ft ³ /min
<i>Control valve</i>	42	0,3	12,6
	5	7	35
<i>Shutdown valve</i>	5	3,5	17,5
<i>Blowdown valve</i>	3	3,5	10,5
Total			75,6
<i>Overdesign (20%)</i>			90,72

Diperoleh kebutuhan udara instrumen 90,72 ft³/min atau 154,13 m³/jam. Kondisi udara lingkungan adalah pada tekanan 1 atm dan suhu 27 °C. Sedangkan kondisi udara tekan yang dibutuhkan untuk instrumen adalah $P_2 = 40 \text{ psig} = 3,72 \text{ atm}$. Diambil asumsi bahwa udara pada kondisi gas ideal dan kompresi terjadi secara adibatis. Maka dapat dihitung *flowrate* udara yang dibutuhkan menggunakan persamaan berikut:

$$P_1 V_1^\gamma = P_2 V_2^\gamma$$

$$V_1 = V_2 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{1/\gamma}$$

Dimana

P_1 : tekanan udara, atm

P_2 : tekanan udara tekan, atm

V_1 : debit udara, m³/jam

V_2 : debit udara tekan, m³/jam

γ : nilai C_p/C_v (1,4 untuk udara)

Diperoleh kebutuhan udara lingkungan (V_1) adalah sebesar 393,94 m³/jam.

Dengan asumsi udara pada kondisi gas ideal, maka kebutuhan udara kering lingkungan adalah sebesar 461,28 kg/jam atau 15,99 kmol/jam.

5.3.4 Kebutuhan Bejana Pengereng

Udara lingkungan yang diambil untuk instrumen harus dikeringkan terlebih dahulu untuk menghilangkan kandungan airnya. Berdasarkan data BPS (2021), udara di kawasan Riau memiliki suhu rata-rata 27 °C dengan nilai kelembaban 81,43%. Maka dapat diketahui nilai humiditas udara sekitar menggunakan *psychometric chart*, yaitu 0,01842 kg *moisture*/kg udara kering. Diperoleh air yang terkandung dalam udara sebanyak 8,50 kg/jam.

Udara terproses dikeringkan menggunakan bejana pengereng berisi silica gel yang memiliki kapasitas pengeringan 0,4 kg/kg (dry) (Table 16-5, Perry, 1997). Waktu tinggal udara di dalam bejana pengereng diambil 1 jam, maka dapat dihitung kebutuhan silica gel:

$$m_{silica} = \frac{m_{air}}{kapasitas\ silica} \times waktu\ tinggal$$

Diperoleh masa silica gel sebesar 21,24 kg silica. Dengan densitas silica gel sebesar 47,45 lb/ft³, diperoleh volume silica gel dalam bejana pengering sebesar 0,02795 m³. Diambil asumsi silica gel menempati 80% dari total volume bejana, sehingga diperoleh volume bejana sebesar 0,03494 m³ dengan spesifikasi:

- i. Masa silica gel : 21,24 kg
- ii. Diameter : 0,281 m
- iii. Tinggi : 0,562 m
- iv. Volume : 0,03494 m³
- v. Waktu tinggal : 1 jam

Silica gel yang digunakan terus menerus akan mengalami keadaan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi agar silica gel dapat digunakan kembali. Regenerasi dilakukan dengan cara memanaskan silica gel pada suhu sekitar 120 °C selama satu hingga 2 jam untuk menguapkan air yang sudah terjerap dalam silica gel. Dengan adanya proses regenerasi, maka diperlukan 2 buah bejana pengering dengan 1 alat beroperasi normal dan 1 alat standby untuk proses regenerasi. Kedua alat bekerja bergantian sehingga proses pengeringan berjalan kontinyu.

5.3.4 Perhitungan Kompresor

Dalam proses kompresi udara, suhu udara juga akan mengalami kenaikan sebanding dengan kenaikan tekanan udara. Pada proses ini, digunakan asumsi udara bersifat gas ideal dan proses kompresi dilakukan secara adiabatik. Dengan demikian, dapat dihitung suhu udara keluar kompresor menggunakan persamaan:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{1-\gamma}{\gamma}}$$

Dimana

T_1 : suhu udara masuk, K

T_2 : suhu udara keluar, K

P_1 : tekanan udara masuk, atm

P_2 : tekanan udara keluar, atm

γ : nilai C_p/C_v (1,4 untuk udara)

Data yang digunakan untuk perhitungan suhu keluar kompresor untuk udara instrumen sebagai berikut: $P_1 = 1$ atm; $P_2 = 3,72$ atm; $T_1 = 27$ °C. Maka, diperoleh suhu udara keluar kompresor sebesar 163,72 °C.

Daya kompresor dapat dihitung menggunakan persamaan (Sinnott, 2005):

$$W = \frac{RT_1\gamma}{\gamma - 1} \left(\frac{P_2^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}}{P_1} - 1 \right)$$

Dimana:

W : daya kompresor, kJ/kmol

R :konstanta gas ideal, 8,314 kJ/mol K

γ : 1,4 (udara)

T_1 : suhu udara masuk, K

P_1 : tekanan udara masuk, atm

P_2 : tekanan udara keluar, atm

Diperoleh daya kompresor sebesar 23,70 HP, menggunakan asumsi efisiensi kompresor 70%, diperoleh daya kompresor 33,86 HP. Dengan demikian digunakan daya standar sebesar 40 HP. *Summary:*

- i. Kebutuhan udara instrumen : 15,99 kmol/jam
- ii. Daya kompresor : 23,70 HP
- iii. Efisiensi : 70%
- iv. Daya kompresor total : 33,86 HP
- v. Daya motor standar : 40 HP

5.4 Unit Penyedia Listrik

Unit penyedia tenaga listrik berfungsi untuk menyediakan tenaga listrik bagi kebutuhan proses di area pabrik maupun area perkantoran. Seluruh kebutuhan listrik dipenuhi dari unit pembangkitan PLTU tenayan raya yang memiliki kapasitas 2 x 110 MW. Selain itu untuk faktor keamanan diperlukan cadangan pembangkit listrik dari *emergency diesel generator*.

5.4.2 Kebutuhan Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik meliputi listrik untuk proses dan unit utilitas, listrik alat instrumentasi, dan listrik untuk keperluan lain. Rincian kebutuhan listrik disajikan pada tabel berikut.

Tabel 5. 7 Kebutuhan daya listrik alat proses dan utilitas

Alat	Daya, HP	Jumlah	Total Daya, HP
Pompa Proses			
L-121	20	2	40
L-133	5	2	10
L-142	5	2	10
L-151	3	2	6
L-212	3	2	6
L-213	2	2	4
L-311	7,5	2	15
L-332	3	2	6
L-333	3	2	6
Belt Conveyor			
J-111	2	1	2
J-141	5	1	5
Pompa Utilitas			
L-511	1	2	2
L-512	1	2	2
L-521	1	2	2
L-522	1	2	2
L-531	1	2	2
L-541	1	2	2
L-551	1	2	2
L-561	1	2	2
L-571	1	2	2
L-572	1	2	2
L-581	1	2	2
L-611	1	2	2
L-612	1	2	2
L-621	1	2	2
L-622	1	2	2

L-631	1	2	2
L-711	1	2	2
L-712	1	2	2
L-721	1	2	2
L-731	1	2	2
L-741	1	2	2
L-742	1	2	2
L-751	1	2	2
L-752	1	2	2
L-761	1	2	2
L-762	1	2	2
L-763	1	2	2
L-764	1	2	2
L-765	1	2	2
Pengaduk Proses dan Utilitas			
C-110	100,58	4	402,31
M-120	25	1	25
M-130	75	1	75
H-140	31,72	1	31,72
M-150	10	1	10
R-210	40	3	120
H-310	26,65	1	26,65
M-510	10	1	10
M-580	20	1	20
M-740	10	1	10
M-750	20	1	20

Selain itu, terdapat kebutuhan listrik lainnya yang terdiri dari keperluan instrumentasi dan rumah tangga. Diambil asumsi kebutuhan listrik instrumentasi dan rumah tangga masing-masing sebesar 10% dan 25% dari kebutuhan alat. Diperoleh kebutuhan listrik untuk instrumentasi dan rumah tangga sebesar 91,87 HP dan 183,74 HP, sehingga diperoleh kebutuhan total listrik yang diperlukan

adalah 1.194,29 HP. Dengan menggunakan angka keamanan sebesar 10% maka diperoleh kebutuhan listrik sebesar 1.313,71 HP atau 0,98 MW.

5.4.3 Diesel Emergency Generator

Terdapat beberapa faktor yang menyebabkan listrik tidak dapat disuplai langsung oleh PLTU tenayan raya, maka digunakan *diesel emergency generator* yang digerakkan melalui pembakaran *petroleum oil*. Suplai yang perlu disediakan oleh listrik *emergency* meliputi kebutuhan unit proses, utilitas dan instrumentasi. Sedangkan kebutuhan penerangan diasumsikan sebesar 50% yang harus disediakan. Dengan demikian, kebutuhan listrik yang harus disediakan oleh *diesel emergency generator* adalah 1.102,42 HP atau 822,07 kW.

Generator dijalankan menggunakan bahan bakar dengan spesifikasi berikut:

- i. Jenis : No 2 Fuel Oil (Diesel)
- ii. Komposisi : C = 87,3%; H = 12,6%; O = 0,04%; S = 0,22%
- iii. API : 33
- iv. Flash point : 38 °C
- v. Pour point : -6 °C
- vi. LHV : 22,4073 MJ/kg
- vii. Efisiensi : 75%

Maka keperluan bahan bakar agar *emergency diesel generator* ini dapat melakukan tugasnya:

$$\text{Masa bahan bakar} = \frac{\text{kebutuhan daya listrik}}{\text{LHV} \times \text{efisiensi}}$$

Diperoleh masa bahan bakar sebesar 132,08 kg/jam. Generator dirancang untuk memenuhi kebutuhan listrik selama 40 hari kerja, maka kebutuhan bahan bakar yang diperlukan sebesar 126.792,7 kg diesel.

5.5 Unit Pengolahan Limbah

Pada proses yang terjadi di pabrik bioetanol, terdapat limbah yang dihasilkan dan memiliki dampak pada lingkungan baik yang bersifat B3 maupun yang aman bagi manusia. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah harus diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi baku mutu lingkungan agar tidak mencemari lingkungan. Limbah dibagi menjadi 3 jenis:

5.5.2 Limbah Gas

Gas hasil industri yang dihasilkan disesuaikan dengan baku mutu yang telah ditetapkan oleh pemerintah. Menurut Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No 41 Tahun 1999, tentang pengendalian udara, baku mutu udara ambien:

Tabel 5. 8 Baku mutu udara ambien

No	Parameter	Waktu Pengukuran	Kadar Maksimum
1	SO ₂ (Sulfur Dioksida)	1 tahun	60 µg/Nm ³
2	CO (Karbon Monoksida)	24 jam	10000 µg/Nm ³
3	NO ₂ (Nitrogen Dioksida)	1 tahun	100 µg/Nm ³
4	O ₃ (Oksida)	1 tahun	50 µg/Nm ³
5	HC (Hidro Karbon)	3 jam	160 µg/Nm ³

	PM ₁₀	24 jam	150 μg/Nm ³
6	(Partikel < 10 mm)		
	PM _{2,5}	1 tahun	15 μg/Nm ³
	(Partikel < 2,5 mm)		
7	TSP (Debu)	1 tahun	90 μg/Nm ³
8	Pb (Timah Hitam)	1 tahun	1 μg/Nm ³
9	Dustfall (Debu Jatuh)	30 hari	10 Ton/km ²
10	Total Fluorides (as F)	90 hari	0,5 μg/Nm ³

Limbah gas pada pabrik bioetanol dari TKKS meliputi hasil gas pembakaran pada boiler dan gas hasil fermentasi pada reaktor SSF. Gas hasil pembakaran pada boiler diasumsikan didominasi oleh CO₂ sehingga tidak memerlukan pengolahan lebih lanjut, demikian juga gas hasil fermentasi. Disisi lain, untuk mengurangi jumlah CO₂ yang dibuang ke lingkungan, gas CO₂ dapat diserap dengan solven MDEA menggunakan scrubber.

5.5.3 Limbah Cair

Limbah cair dihasilkan dari unit proses, utilitas, maupun fasilitas umum. Tujuan pengolahan limbah cair adalah untuk mengurangi kandungan bahan pencemar di dalam air terutama senyawa organik, padatan tersuspensi, mikroba patogen, dan senyawa anorganik yang tidak dapat diuraikan oleh mikroorganisme yang terdapat di alam. Limbah cair yang dihasilkan pabrik ini berasal dari:

- a. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi merupakan air buangan yang digunakan untuk keperluan umum di kantor dan pabrik seperti kamar mandi, air pencucian, air masak, dan lain-lain. Limbah sanitasi tidak mengandung bahan-bahan kimia berbahaya sehingga tidak memerlukan pengolahan lebih lanjut.

b. *Bottom* Produk Menara Distilasi

Hasil bawah menara distilasi merupakan air dalam jumlah cukup besar pada suhu cukup tinggi dengan kandungan etanol, asam sitrat dan natrium sitrat dalam jumlah sedikit. Limbah cair dari *bottom* menara distilasi tidak perlu pengolahan khusus.

c. *Filtart Rotary Drum Vacuum Filter*

Air hasil proses *alkaline treatment* yang mengandung NaOH, lignin, selulosa, hemiselulosa, dan zat ekstraktif dari TKKS.

d. Limbah Utilitas

Limbah cair pada utilitas merupakan air sisa regenerasi resin yang mengandung asam pada resin *cation exchanger* dan basa pada resin *anion exchanger*. Selain itu, terdapat air *backwash* yang digunakan untuk membersihkan unit *sand filter* dan *carbon filter*, serta air *blowdown* dari *cooling water* dan boiler yang mengandung mineral atau padatan $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ dan $\text{Mg}_3(\text{PO}_4)_2$.

Terdapat unit *wastewater treatment* (WWT) yang berfungsi untuk mengolah limbah cair yang dihasilkan sebelum di buang ke lingkungan. WWT diperlukan karena secara umum air limbah yang berasal dari setiap kegiatan di pabrik atau

industri masih belum memenuhi syarat baku mutu limbah industri. Pengolahan limbah cair terbagi untuk limbah yang mengandung lignin dan tidak mengandung lignin.

Pengolahan limbah lignin

Limbah lignin berasal dari filtrat *rotary drum vacuum filter*. Pengolahan limbah lignin terdiri atas *mixing tank* dan sedimentasi.

a. *Mixing tank*

Lignin bersifat tak larut dalam pH netral dan asam. Oleh karena itu, limbah lignin cair yang bersifat basa dinetralkan terlebih dahulu menggunakan HCl dalam *mixing tank*, sehingga lignin akan memadat membentuk *slurry*.

b. Kolam sedimentasi

Slurry dari *mixing tank* dialirkan menuju kolam sedimentasi. Di dalam kolam sedimentasi, padatan lignin terendapkan. Waktu tinggal dalam kolam 4 jam. *Overflow* selanjutnya digabungkan dengan limbah cair non-lignin.

Pengolahan limbah non-lignin

Untuk mencapai baku mutu dari limbah cair, maka usaha yang dapat dilakukan agar limbah cair dapat dibuang ke lingkungan secara aman adalah menggunakan alat-alat sebagai berikut:

a. Kolam Ekualisasi

Kolam ekualisasi berfungsi untuk menampung limbah yang dihasilkan dari unit-unit proses lainnya untuk diolah sebelum dimasukkan ke dalam unit pengolahan limbah cair.

b. *Oil Separator*

Oil separator berfungsi untuk menghilangkan limbah minyak yang terkandung dari cairan sisa-sisa unit proses. Prinsip separasi dapat dilakukan berdasarkan massa jenis, minyak yang dikeluarkan akan disimpan dalam oil tank, sedangkan sisanya akan masuk ke dalam unit pengolahan limbah cair selanjutnya yaitu *treatment flocculant*.

c. *Treatment Flocculant*

Treatment flocculant berfungsi untuk membentuk flok ukuran besar dengan menggunakan *flocculant* agar dapat mudah dipisahkan pada *treatment* selanjutnya yaitu sedimentasi tahap I. Pada *treatment flocculant* dilakukan penambahan kapur apabila asam dan ditambahkan asam apabila basa. Selain itu, penambahan Poly Aluminium Chloride (PAC) dan Poly Electrolyte Anionic (PEA). Sebelum dilakukan *treatment*, dilakukan proses pengecekan pH terlebih dahulu untuk menentukan senyawa yang ditambahkan.

d. Sedimentasi Tahap I

Sedimentasi tahap I berfungsi untuk mengendapkan flok yang terbentuk melalui proses *treatment flocculant*. Total suspended solid (TSS) perlu dikeluarkan dengan cara endapan yang terbentuk dialirkan dengan pompa menuju filter.

e. pH Kontrol

pH kontrol berfungsi untuk mengontrol pH agar menjadi netral dengan menambahkan asam apabila limbah cair bersifat basa dan menambahkan basa apabila limbah cair bersifat asam. Namun, secara umum limbah cair

bersifat basa akibat proses koagulasi dan flokulasi sehingga perlu ditambahkan asam berupa asam sulfat agar limbah menjadi netral.

f. Biological Treatment

Biological treatment berfungsi untuk melakukan treatment terhadap *Biological Oxygen Demand* (BOD), *Chemical Oxygen Demand* (COD), dan *Total Suspended Solid* (TSS) dari limbah cairan hingga semua parameter dari baku mutu terpenuhi. Proses *biological treatment* dapat dilakukan melakukan penambahan oksigen, bakteri, maupun mikroorganisme.

g. Sedimentasi tahap II

Sedimentasi tahap II berfungsi untuk memisahkan padatan yang masih terdapat dalam limbah cairan hasil proses biological treatment. Hasil dari sedimentasi tahap II dialirkan secara *overflow*. Selain itu, pada sedimentasi tahap II digunakan *motor scrapper*, untuk mengendapkan lumpur dan busa yang terbentuk di permukaan limbah cairan.

h. Belt Press Filter

Belt press filter berfungsi untuk memisahkan air dan *sludge* yang diperoleh dari sedimentasi tahap I dan sedimentasi tahap II. Air yang dihasilkan dari *belt press filter* akan dikirim ke kolam ekualisasi, sedangkan padatan yang dihasilkan akan diolah lebih lanjut.

5.6 Spesifikasi Alat Utilitas

5.6.2 Screener (H-530)

Tugas	: Menyaring padatan berukuran besar dari air sungai sebelum dipompa menuju kolam ekualisasi
Jenis alat	: <i>Bar Rack Screen</i>
Jumlah alat	: 1
Kondisi operasi	: $P = 1 \text{ atm}$; $T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Padatan berukuran besar dalam air sungai perlu dihilangkan dengan *screener* agar tidak masuk ke dalam pompa dan merusak kinerja pompa pada unit utilitas. Digunakan *coarse screen* untuk memisahkan padatan berukuran besar dari 6 mm. Jenis alat yang umum digunakan adalah *bar rack screen* menggunakan *mechanical* atau *automatic cleaning* dengan spesifikasi tipikal sebagai berikut:

- *Bar width* : 5-15 mm
- *Bar depth* : 25-38 mm
- *Clear spacing* : 15-75 mm
- *Approach velocity* : 0,6-1 m/s (max); 0,3-0,5 m/s (min)

Dalam perancangan ini dipilih

- *Bar width* : 10 mm
- *Bar depth* : 30 mm
- *Clear spacing* : 20 mm

- *Approach velocity* : 0,6 m/s

$$\text{Luas penampang} = \frac{\text{Debit air sungai}}{\text{Approach velocity} \times \text{densitas air}}$$

Diperoleh luas penampang *screener* sebesar 0,297 m².

5.6.3 Kolam Ekualisasi (F-540)

Debit air sungai yang berubah-ubah perlu distabilkan dengan cara menampung air sungai pada kolam ekualisasi sehingga air sungai yang akan diolah selanjutnya dapat dipompa pada debit konstan dengan komposisi yang sama. Disamping itu, sebagian padatan dapat mengendap dalam kolam ekualisasi, namun jumlahnya tidak banyak karena hanya digunakan waktu tinggal 0,5 jam.

- *Mass flowrate* : 642.447,9 kg/jam
- *Volumetric flowrate* : 642,45 m³/jam
- Volume air : 321,22 m³
- *Overdesign* : 10%
- Volume design : 353,35 m³

Kolam ekualisasi berbentuk balok dengan kedalaman 3 m dan rasio panjang (P)

: lebar (L) = 5:4, sehingga:

- Tinggi : 3 m
- P : 9,71 m
- L : 7,77 m

Dilakukan pembulatan pada ukurannya, sehingga kolam ekualisasi berdimensi 10 m x 8 m x 3 m.

Pada kolam ekualisasi, sebagian padatan mengendap. Diameter padatan terkecil yang dapat diendapkan seluruhnya dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$v_s = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{gd}{C_d} \left(\frac{\rho_s - \rho_w}{\rho_w} \right)}$$

$$Re = \frac{d \times v_s \times \rho_w}{\mu_w}$$

Dimana:

v_s : *settling velocity*, m/s

Re : bilangan reynolds

g : percepatan gravitasi

d : diameter partikel, m

C_d : *drag coefficient*

ρ_s : densitas partikel, kg/m³

ρ_w : densitas cairan, kg/m³

μ_w : viskositas cairan, kg/m³

Dalam perhitungan ini, diperlukan asumsi awal apakah aliran tersebut bersifat laminar, transisi atau turbulen. Hal tersebut akan berpengaruh terhadap C_d . Jika *settling velocity* (v_s) $\geq$ *velocity design* (v_o), maka partikel tersebut dapat diendapkan seluruhnya. Untuk menghitung diameter padatan terkecil yang dapat diendapkan

seluruhnya, maka $v_s = v_o$. Setelah terhitung, dilakukan perhitungan bilangan reynold untuk mengecek apakah asumsi aliran awal sudah sesuai. Jika belum, maka asumsi awal jenis aliran salah dan perlu dilakukan perhitungan nilai *settling velocity* untuk jenis aliran yang berbeda. Untuk perhitungan awal, diasumsikan aliran turbulen ($Re > 10.000$) sehingga nilai $C_d = 0,4$.

$$v_o = \frac{Q}{A} = \frac{642,45 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}}{10 \text{ m} \times 8 \text{ m}} = 0,00223 \text{ m/s}$$

Diasumsikan partikel padatan memiliki sifat seperti silika ($\rho_s = 2.500 \text{ kg/m}^3$)

$$0,00223 \text{ m/s} = \frac{9,8 \text{ m/s}^2 (2.500 \text{ kg/m}^3 - 1022,875 \text{ kg/m}^3) d^2}{18 \times 0,000815 \text{ kg/m.s}}$$

Didapatkan diameter partikel $d = 0,0000475 \text{ m}$. Dengan demikian bilangan reynold terhitung

$$Re = \frac{0,0000475 \text{ m} \times 0,00223 \text{ m/s} \times 1022,875 \text{ kg/m}^3}{0,000815 \text{ kg/m.s}} = 0,133$$

Karena nilai $Re < 1$ maka asumsi bahwa aliran laminar benar. Dengan demikian, didapatkan diameter partikel terkecil yang dapat diendapkan yaitu $0,0000475 \text{ m}$ ($0,048 \text{ mm}$). Karena tidak terdapat distribusi ukuran partikel, diasumsikan ukuran partikel yang ekuivalen dengan diameter $\geq 0,048 \text{ mm}$ berkisar 10% dari *total suspended solid* (TTS). Diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{Padatan terendapkan} &= 10\% \times \text{TSS} \times \text{flowrate air sungai yang diambil} \\
 &= 10\% \times 0,00283\% \times 642.447,9 \text{ kg/jam} \\
 &= 1,82 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Selanjutnya jumlah air yang dapat dialirkan adalah

$$\begin{aligned}
 \text{Flowrate total keluar} &= \text{flowrate air} - \text{padatan terendapkan} \\
 &= 642.447,9 \text{ kg/jam} - 1,82 \text{ kg/jam} \\
 &= 642.446,13 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5.6.4 Kolam Sedimentasi (F-550)

Tugas : Mengendapkan kotoran dari air sungai yang terbawa dan lolos dari *screner* dan belum terendapkan di kolam ekualisasi dengan memanfaatkan gaya gravitasi

Jenis alat : Kolam beton

Jumlah alat : 1

Kondisi operasi : $P = 1 \text{ atm}$; $T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Dalam perancangan kolam sedimentasi, nilai *settling velocity* memiliki peran penting, dimana *settling velocity design* v_o harus kecil daripada *settling velocity* partikel. Diasumsikan partikel padatan yang lolos memiliki sifat seperti silika. *Total suspended solid* memiliki ukuran yang lebih besar dari $2 \text{ }\mu\text{m}$. Jika diinginkan seluruh TSS terendapkan, maka diameter partikel terkecil adalah $2 \text{ }\mu\text{m}$. Akan tetapi ukuran partikel ini terlalu kecil sehingga memerlukan luas penampang kolam yang

sangat besar untuk mengendapkan seluruh TSS. Oleh karena itu, dalam perancangan ini, diinginkan ukuran partikel terkecil yang dapat terendapkan sebesar 20 μm .

Data perhitungan:

Diameter partikel = 20 μm

Percepatan gravitasi = 9,8 m/s^2

Masa jenis padatan = 2.500 kg/m^3

Masa jenis air = 1000 kg/m^3

Viskositas air = 0,001 kg/m.s

Diasumsikan aliran laminar, sehingga digunakan persamaan Hukum Stokes:

$$v_s = \frac{g(\rho_s - \rho_w)d^2}{18\mu_w} \rightarrow \text{untuk aliran laminar}$$

Dengan persamaan diatas, didapatkan nilai $v_s = 0,000395 \text{ m/s}$. Menggunakan persamaan bilangan reynold didapatkan bilangan reynold sebesar 0,0099. Karena bilangan reynold < 1 maka asumsi bahwa aliran laminar benar.

Agar seluruh padatan berukuran 20 μm tepat mengendap, maka nilai $v_s = v_o$

$$v_s = v_o = \frac{Q}{A}$$

$$A = \frac{642.446,13 \text{ kg/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3.600 \text{ s}}}{0,000395 \text{ m/s} \times 1022,875 \text{ kg/m}^3} = 442,035 \text{ m}^2$$

Dengan demikian, luas kolam minimal adalah 442,035 m^2 . Waktu tinggal air dalam kolam sedimentasi berkisar 4-24 jam. Diambil waktu tinggal 4 jam agar volume kolam tidak terlalu besar.

Volume air yang ditampung = 4 x volumetric flowrate

$$= 4 \times 628,08 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 2.512,31 \text{ m}^3$$

Digunakan *overdesign* 10%, sehingga

$$\text{Volume kolam} = 2.763,55 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi kolam} = \text{volume kolam} / \text{luas kolam}$$

$$= 6,25 \text{ m}$$

Rasio P : L digunakan 2 : 1, sehingga

$$\text{Panjang kolam} = 29,73 \text{ m}$$

$$\text{Lebar kolam} = 14,87 \text{ m}$$

Pada kolam ekualisasi, partikel padatan dengan $d \geq 0,048 \text{ mm}$ telah terendapkan seluruhnya. Dengan demikian, pada kolam sedimentasi, terjadi pengendapan partikel berukuran $20 \mu\text{m} \leq d < 0,048 \text{ mm}$. Diasumsikan ukuran partikel tersebut berkisar 40% dari TTS, sehingga:

$$\text{Padatan terendapkan} = 40\% \times \text{TSS} \times \text{flowrate air sungai yang diambil}$$

$$= 40\% \times 0,00283\% \times 642.447,9 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,27 \text{ kg/jam}$$

Sehingga jumlah air yang dapat dialirkan adalah

$$\text{Flowrate total keluar} = \text{flowrate air} - \text{padatan yang terendapkan}$$

$$= 642.446,13 \text{ kg/jam} - 7,27 \text{ kg/jam}$$

$$= 642.438,86 \text{ kg/jam}$$

5.6.5 Mixing Tank (M-510)

Tugas	: Melarutkan koagulan dengan air secara batch
Jenis alat	: Tangki silinder berpengaduk
Jumlah alat	: 2 (A/B)
Kondisi operasi	: P = 1 atm; T = 30 °C

Koagulan berfungsi untuk menggumpalkan padatan sehingga padatan kecil dapat membentuk flok menjadi padatan berukuran besar yang mudah diendapkan. Koagulan yang digunakan adalah aluminium sulfat dengan dosis 35 ppm. Selain itu, untuk menyesuaikan pH digunakan soda abu (Na_2CO_3) dengan dosis 162,75 ppm.

Kebutuhan aluminium sulfat

Aluminium sulfat atau alum yang digunakan memiliki konsentrasi 35 ppm saat dicampurkan dengan air sungai yang akan diolah. Sebelum dicampurkan dengan air sungai yang akan diolah, koagulan perlu dilarutkan terlebih dahulu.

Kelarutan aluminium sulfat : 0,40 kg/L (40%)

Dengan solver, didapatkan,

Kebutuhan aluminium sulfat : 22,49 kg/jam

Kebutuhan air pelarut : 56,22 kg/jam

Kebutuhan soda abu

Soda abu yang digunakan memiliki konsentrasi 162,75 ppm

Jumlah air = air sungai yang akan diolah + air pelarut

$$= 642.438,86 \text{ kg/jam} + 56,22 \text{ kg/jam}$$

$$= 642.495,08 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan soda abu} = 0,016275\% \times 642.495,08 \text{ kg/jam}$$

$$= 104,57 \text{ kg/jam}$$

Dimensi *mixing tank*

$$\text{Masa total} = \text{masa pelarut} + \text{masa alum} + \text{masa soda abu}$$

$$= 56,22 \text{ kg/jam} + 22,49 \text{ kg/jam} + 1004,57 \text{ kg/jam}$$

$$= 183,27 \text{ kg/jam}$$

Diasumsikan densitas larutan sama dengan densitas air ($\rho = 1022,875 \text{ kg/m}^3$) sehingga debit larutan adalah $0,179 \text{ m}^3/\text{jam}$. Waktu tinggal larutan dalam tangki adalah 1,5 jam.

$$\text{Volume larutan tertampung} = 0,269 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki (overdesign 10\%)} = 0,296 \text{ m}^3$$

$$\text{Digunakan perbandingan H/D} = 2, \text{ diperoleh}$$

$$\text{Diameter tangki} = 0,57 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 1,15 \text{ m}$$

Aluminium sulfat dan soda abu dimasukkan ke dalam tangki secara manual oleh operator.

Pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan 6 *flat blades* dengan nilai parameter tertera pada Tabel *Power Consumption of Agitators* (Brown, 1950). Dengan diameter tangki sebesar 0,57 m, didapatkan:

$$\text{Diameter impeller} = 0,19 \text{ m}$$

Tinggi cairan di tangki = 0,63 m

Lebar *blades* = 0,04 m

Lebar *baffle* = 0,03

Jumlah pengaduk yang digunakan adalah 1 buah dengan kecepatan putaran pengaduk 396,38 rpm. Sehingga daya pengaduk yang diperlukan sebesar 1 HP.

5.6.6 Clarifier (H-520)

Tugas : Menjalankan proses flokulasi dan memisahkan
floc dari air sungai

Jenis alat : *Upflow clarifier*

Jumlah alat : 1

Kondisi operasi : $P = 1 \text{ atm}$; $T = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Clarifier terdiri dari *mixing zone* dimana terjadi pencampuran dengan pengadukan cepat antara larutan koagulan dan air sungai yang diolah, *floculation area* dimana terjadi flokulasi dengan efek pengadukan lambat, dan *settling zone* dimana terjadi pengendapan floc yang telah terbentuk. Sebelum memasuki *settling zone*, air akan melewati *sludge blanket* sehingga floc yang terbentuk akan tertahan, sedangkan air akan mengalir keatas dan melewati *effluent launder*.

Desain *mixing zone*

Proses koagulasi berlangsung dalam *mixing zone* dengan putaran pengaduk yang cepat.

Masa larutan = masa larutan koagulan + masa air sungai

= 183,27 kg/jam + 642.438,86 kg/jam

$$= 642.622,13 \text{ kg/jam}$$

Digunakan asumsi bahwa densitas larutan sama dengan densitas air = 1022,875 kg/m³. Sehingga debit larutan = 628,25 m³/jam. Menurut Powell (1954), waktu tinggal atau waktu pengadukan dalam proses koagulasi berlangsung 5-15 detik. Digunakan waktu tinggal selama 15 detik sehingga,

$$\text{Volume larutan yang ditampung} = 2,62 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki (overdesign 10\%)} = 2,88 \text{ m}^3$$

$$\text{Digunakan tangki dengan rasio H/D} = 3,25, \text{ sehingga}$$

$$\text{Diameter} = 1,04 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 3,38 \text{ m}$$

Desain *floculation area*

Waktu tinggal dalam daerah flokulasi berkisar 20-60 menit (Powell, 1954).

Digunakan waktu tinggal 30 menit

$$\text{Volume larutan yang ditampung} = 314,13 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume desain (overdesign 10\%)} = 345,54 \text{ m}^3$$

Daerah flokulasi berbentuk kerucut yang di bagian tengahnya merupakan *mixing zone*. Ketinggian dari area ini sama dengan ketinggian *mixing zone* dengan diameter atas 2 x diameter *mixing zone*. Dengan demikian,

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{volume desain flokulasi} + \text{volume } \textit{mixing zone} \\ &= 348,42 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Digunakan } \theta = 45^\circ$$

$$V = \frac{\pi}{12} \left[D_{\text{bawah}}^2 \times \left(H + \frac{D_{\text{atas}}}{2} \tan \theta \right) - D_{\text{atas}}^2 \times \frac{D_{\text{atas}}}{2} \tan \theta \right]$$

$$348,42 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{12} \left[D_{\text{bawah}}^2 \times \left(3,38 \text{ m} + \frac{2,08 \text{ m}}{2} \tan 45^\circ \right) - 2,08 \text{ m}^2 \right. \\ \left. \times \frac{2,08 \text{ m}}{2} \tan 45^\circ \right]$$

Didapat, diameter bawah sebesar 17,37 m

Desain settling zone

Waktu tinggal air dalam *clarifier* adalah selama 2-8 jam dengan rata-rata 4 jam (Powell, 1954). Dirancang waktu tinggal selama 4 jam. Berdasarkan perhitungan pada *mixing zone*, *clarifier* memiliki kedalaman 3,38 m.

$$\text{Volume air yang ditampung} = 2.513,00 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume desain (overdesign 10\%)} = 2.764,30 \text{ m}^3$$

Daerah pengendapan berbentuk silinder yang dibagian tengahnya merupakan daerah flokulasi, dengan demikian

$$\text{Volume total} = \text{volume desain settling zone} + \text{volume total daerah flokulasi}$$

$$= 3.112,72 \text{ m}^3$$

$$\text{Luas area aktual} = \text{volume total} / \text{kedalaman}$$

$$= 3.112,72 \text{ m}^3 / 3,38 \text{ m}$$

$$= 920,05 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter} = 34,23 \text{ m}$$

Berdasarkan Perry (1997), unit area *clarifier* berkisar antara 0,6-2,5 m²/ton/hari. Untuk jenis *high rate thickener*, area aktual berkisar antara 10-50% dari kisaran unit area tersebut. Diambil persentase 10%, didapat

$$\text{Unit area} = \frac{100/10 \times \text{luas area aktual}}{\text{m air}} = 0,60 \text{ m}^2/\text{ton/hari}$$

Unit area dalam perancangan ini berada dalam range, sehingga desain tersebut sudah memenuhi dan dapat diterima.

Desain rake

Clarifier dilengkapi *rake* dengan putaran 3-8 m/menit untuk *slow settling* (Perry, 1997). Dipilih *rake* dengan putaran 4 m/menit.

$$\text{Keliling clarifier} = \pi \times D = 107,53 \text{ m}$$

$$\text{Waktu per rotasi} = \frac{107,53 \text{ m}}{4 \text{ m/menit}} = 26,88 \text{ menit}$$

$$\text{Kecepatan} = 0,037 \text{ rpm}$$

Digunakan power sebesar 40 HP

Setelah sebagian padatan mengendap di kolam ekualisasi dan kolam sedimentasi, maka didapatkan air sungai dengan kadar TSS sebesar 14,15 mg/L. Diasumsikan 95% *suspended solid* yang tersisa dapat diendapkan dan dipisahkan dari air.

$$\begin{aligned} \text{Total endapan} &= 95\% \times 14,15 \text{ mg/L} \times 642.622,13 \text{ kg/jam} \\ &= 8,64 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan Perry (1997), *underflow* merupakan slurry dengan kandungan padatan 20-45%. Diambil angka 40% sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Air underflow} &= 60/40 \times 8,64 \text{ kg/jam} \\ &= 12,96 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Masa underflow} = 21,60 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa overflow} &= \text{masa air sungai dan koagulan} - \text{masa underflow} \\ &= 642.600,53 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5.6.7 Sand Filter (H-560)

Tugas	: Menghilangkan flok yang masih terbawa air sungai
Jenis alat	: <i>Gravity sand filter</i> dengan media filter pasir dan kerikil
Jumlah alat	: 2 (A/B)
Kondisi operasi	: P = 1 atm; T = 30 °C

Desain sand filter

$$\text{Kapasitas perancangan (overdesign 10\%)} = 110\% \times 628,23 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 691,05 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kecepatan filtrasi (2-3 gal/menit/ft}^2\text{, Brown, 1950)} = 2,5 \text{ gal/menit/ft}^2$$

$$= 6,11 \text{ m}^3/\text{jam/m}^2$$

Didapat

$$\text{Luas penampang}(A) = \frac{691,05 \text{ m}^3/\text{jam}}{6,11 \text{ m}^3/\text{jam/m}^2} = 113,07 \text{ m}^2$$

Batas praktis untuk luas penampang satu *gravity filter* adalah 100 m² (Metcalf dan Eddy, 1991), sehingga digunakan 1 buah *gravity sand filter*. Rasio panjang dan lebar dibatasi 1:1 hingga 4:1 (Metcalf dan Eddy, 2003) digunakan rasio 2,5:1.

Didapat

$$\text{Panjang} = 15,35 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 6,14 \text{ m}$$

Kedalamn *sand filter* sebesar 600 mm atau 23,62 in (500-750 mm, Metcalf dan Eddy, 2003). Ketinggian pasir juga sesuai dengan batasan dari Powell (1954) yaitu antara 18 hingga 30 in. Digunakan *spacing* 0,2 m diatas dan dibawah bed sehingga didapatkan dimensi *sand filter* adalah 16 m x 7 m x 1 m

Kebutuhan air *backwash*

Sand filter bekerja secara *downflow* dan perlu dilakukan *backwash* secara *counter-current* setiap 12 jam (Metcalf dan Eddy, 2003). Total satu siklus terdiri atas waktu operasi 12 jam dan *backwash* selama 30 menit. Air *backwash* berkisar 4-8% dari debit air yang diolah, diambil 4%

$$\begin{aligned}\text{Air backwash} &= 4\% \times 642.600,53 \text{ kg/jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 12,56 \text{ m}^3/\text{regenerasi}\end{aligned}$$

Karena waktu satu siklus operasi terdiri dari 12,5 jam, maka jumlah *filtered water* yang perlu disisihkan untuk kebutuhan air *backwash* adalah

$$\text{Flowrate air backwash} = \frac{12,56 \text{ m}^3/\text{regenerasi}}{12,5 \text{ jam}/\text{regenerasi}} = 1,005 \text{ m}^3/\text{jam}$$

5.6.8 Filtered Water Tank (F-570)

Tugas	: Menampung <i>filtered water</i> selama 15 menit sebelum didistribusikan ke unit-unit pengolahan air selanjutnya
Jenis alat	: Tangki silinder dengan <i>conical roof</i>
Jumlah alat	: 1
Kondisi operasi	: P = 1 atm; T = 30 °C

Desain tangki:

$$\text{Kapasitas perancangan (overdesign 10\%)} = 110\% \times 628,23 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,25 \text{ jam}$$

$$= 172,76 \text{ m}^3$$

Digunakan $H/D = 1,5$ didapat

$$H = 5,27 \text{ m}$$

$$D = 7,91 \text{ m}$$

5.6.9 Tangki Desinfeksi (M-580)

Tugas	: Menjalankan proses desinfeksi filtered water untuk air kebutuhan umum, air proses, dan air pendingin
Jenis alat	: Tangki silinder berpengaduk
Jumlah alat	: 1
Kondisi operasi	: $P = 1 \text{ atm}$; $T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Desinfeksi berfungsi untuk membunuh mikroorganisme. Desinfeksi yang umum digunakan dalam penjernihan air adalah kalsium hipoklorit karena murah dan stabil sehingga dapat disimpan lebih lama. Akan tetapi, dosis kaporit yang ditambahkan perlu dioptimasi untuk mencegah pembentukan *Desinfectant by Product* (DBP). Digunakan nilai $CT = 15 \text{ mg.menit/L}$ dengan waktu kontak 15 menit.

$$\text{Konsentrasi kaporit} = 15 \text{ mg.menit/L} : 15 \text{ menit}$$

$$= 1 \text{ mg/L}$$

Digunakan kaporit cair 12% sehingga

$$\text{Kebutuhan kaporit} = 1 \text{ mg/L}$$

5.6.10 Cooling Tower (P-610)

Tugas	: Menurunkan suhu air pendingin
Jenis alat	: <i>Induced-draft fan cooling tower</i>
Jumlah alat	:
Kondisi operasi	: $P = 1 \text{ atm}$; $T = ^\circ\text{C}$

Cooling tower berfungsi untuk menurunkan suhu air pendingin dengan prinsip perpindahan panas menggunakan udara (*evaporative cooling*). Kontak antara air dan udara terjadi di dalam menara dan terjadi perpindahan panas yang kemudian panasnya di buang ke lingkungan. *Cooling tower* memiliki beberapa bagian, yaitu saluran udara masuk, *fan*, *nozzle* penyemprot, dan bahan isian. Udara masuk melalui saluran udara dengan bantuan *fan* dan akan naik ke atas sehingga mengalami kontak dengan air yang memiliki suhu lebih tinggi. Air masuk *cooling tower* melalui *nozzle*. Udara dan air mengalami transfer masa dalam bentuk penguapan yang menyebabkan suhu air mengalami penurunan karena panasnya digunakan sebagai panas penguapan. Air yang telah turun suhunya akan ditampung menggunakan basin.

Laju Alir Udara

Berdasarkan data perhitungan yang sudah diperoleh, diketahui air pendingin yang akan didinginkan sebesar 3.467.294,90 kg/jam. Dilakukan *overdesign* 10%, sehingga air pendingin yang masuk adalah 4.160.753,87 kg/jam. Kondisi operasi yang terjadi:

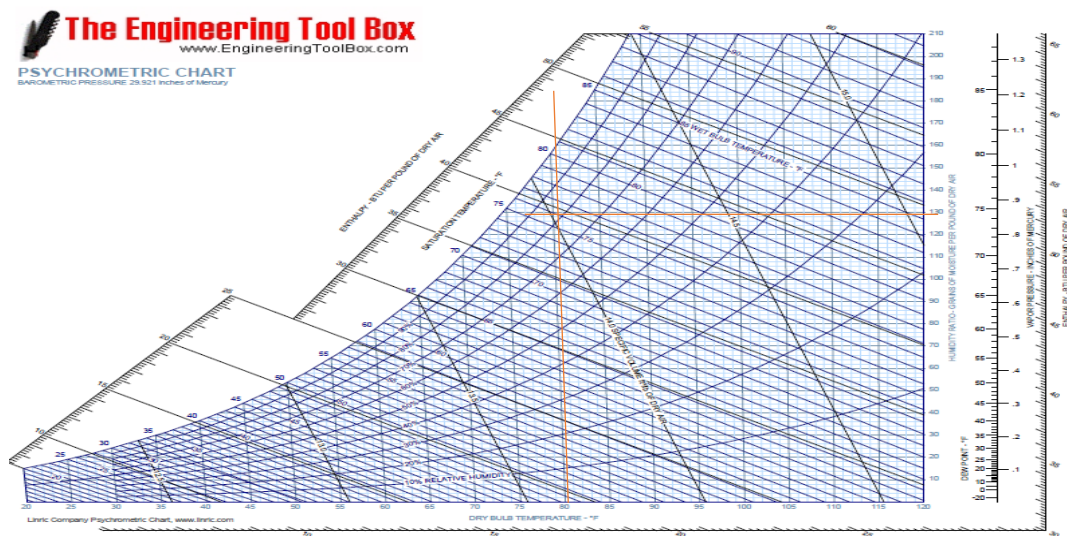
$$L = 4.160.753,87 \text{ kg/jam}$$

$$= 9.172.892,12 \text{ lb/jam}$$

Kondisi udara ambien Riau

$$T = 27^\circ\text{C} \text{ (BPS, 2021)}$$

$$\text{RH} = 81,43\%$$



Berdasarkan *psychrometric chart*:

$$\text{Wet bulb temperature} = 24,5^\circ\text{C}$$

$$= 76,1^\circ\text{F}$$

$$\text{Humidity ratio} = 0,01842 \text{ kg moisture/kg udara kering}$$

$$\text{Entalpi (H}_{\text{in}}) = 39,55 \text{ Btu/lb udara kering}$$

Perhitungan entalpi udara dengan data diatas, dapat ditentukan kelembaban dan entalpi udara pada kondisi jenuh untuk setiap inkremen. Dibuat inkremen suhu sebesar $0,5^\circ\text{C}$ dari 30°C sampai 40°C . Kelembaban pada kondisi jenuh dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$ws = \frac{0,622p_{H_2O}^s}{1,0133E^5 - p_{H_2O}^s}$$

Dimana,

W_s = kelembaban udara jenuh, kg air/kg udara

$p_{H_2O}^s$ = tekanan uap air jenuh, N/m²

Nilai $p_{H_2O}^s$ diperoleh dari persamaan antoine (Yaws, 1999):

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Dimana,

P = vapor pressure, mmHg

A, B, C, D, E = regression coefficients

T = temperature, K

A	B	C	D	E
8,8605	3,1522E+03	7,3037E+00	4247E-09	8090E-06

Nilai entalpi udara pada kondisi jenuh dihitung dengan persamaan berikut:

$$H_s = (1005 + 1884w_s)T + 2502300w_s$$

Dimana,

H_s = entalpi udara, J/kg udara

T = suhu, °C

W_s = kelembaban udara, kg air/kg udara

5.6.11 Cold Basin (F-620)

Tugas	: Menampung air pendingin dari <i>cooling tower</i> yang dicampur dengan <i>makeup</i> pendingin selama 5 menit sebelum dipompa ke unit proses sebagai pendingin.
Jenis alat	: Bak beton tertutup dilapisi porselen
Jumlah alat	: 1
Kondisi operasi	: $P = 1 \text{ atm}$; $T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Desain

Kebutuhan air proses = $4.067,70 \text{ m}^3/\text{jam}$

Waktu penyimpanan = 5 menit

Volume tertampung = $338,98 \text{ m}^3$

Digunakan bak beton berbentuk balok dengan perbandingan panjang : lebar : tinggi 2:2:1, sehingga

Panjang = 8,78 m

Lebar = 8,78 m

Tinggi = 4,39 m

5.6.12 Hot Basin (F-630)

Tugas	: Menampung air pendingin yang telah digunakan untuk unit proses selama 10 menit sebelum dipompa ke <i>cooling tower</i>
Jenis alat	: Bak beton berbentuk balok
Jumlah alat	: 1
Kondisi operasi	: P = 1 atml; T = 40 °C

Desain

Kebutuhan air proses = 4,104,77 m³/jam

Waktu penyimpanan = 10 menit

Volume tertampung = 684,13 m³

Digunakan bak beton berbentuk balok dengan perbandingan panjang : lebar : tinggi 2:2:1, sehingga

Panjang = 11,10 m

Lebar = 11,10 m

Tinggi = 5,55 m

5.6.13 Cation Exchanger (X-720)

Tugas	: Menghilangkan kandungan ion positif dari <i>makeup</i> air umpan boiler
Jenis alat	: <i>Fixed bed cation exchanger</i> dengan <i>strongly acidic resin</i>
Jumlah alat	: 2 buah (A/B)
Kondisi operasi	: P = 1 atm; T = 30°C

Air umpan boiler perlu dihilangkan kandungan mineral dan ion terlarut lainnya agar tidak menimbulkan endapa pada boiler. Dalam hal ini, air yang perlu didemineralisasi adalah *makeup* air umpan boiler (BFW) yang masih mengandung mineral.

Jumlah *makeup* boiler = 13.818,56 kg/jam

Densitas = 1.022,88 kg/m³

Volume *makeup* boiler = 13,51 m³/jam

Debit air desain = 14,86 m³/jam (*overdesign* 10%)

Desain data *fixed bed ion exchanger* ditampilkan pada Gambar berikut (Perry, 1997):

TABLE 16-19 Design Data for Fixed-Bed Ion Exchanger*

Type of resin	Maximum and minimum flow, m ³ /h [gal/(min-ft ²)]	Minimum bed depth, m (in)	Maximum operating temperatures, °C (°F)	Usable capacity, g-equivalent/L [†]	Regenerant, g/L resin [‡]
Weak acid cation	20 max. (8) 3 min. (1)	0.6 (24)	120 (248)	0.5–2.0	110% theoretical (HCl or H ₂ SO ₄)
Strong acid cation	30 max. (12) 3 min. (1)	0.6 (24)	120 (248)	0.8–1.5 0.5–1.0 0.7–1.4	80–250 NaCl 35–200 66° Bé, H ₂ SO ₄ 80–500 20° Bé, HCl
Weak and intermediate base anions	17 max. (7) 3 min. (1)	0.75 (30)	40 (104)	0.8–1.4	35–70 NaOH
Strong-base anions	17 max. (7) 3 min. (1)	0.75 (30)	50 (122)	0.35–0.7	70–140 NaOH
Mixed cation and strong-base anion (chemical-equivalent mixture)	40 max. (16) 3 min. (1)	1.2 (47)	50 (122)	0.2–0.35 (based on mixture)	Same as cation and anion individually

*These figures represent the usual ranges of design for water-treatment applications. For chemical-process applications, allowable flow rates are generally somewhat lower than the maximums shown, and bed depths are usually somewhat greater.

[†]To convert to capacity in terms of kilograins of CaCO₃ per cubic foot of resin, multiply by 21.8.

[‡]To convert to pounds of regenerant per cubic foot of resin, multiply by 0.0625.

Untuk *strong acid cation resin*, kecepatan alir air 3-30 m/jam. Dalam perancangan ini, dipilih kecepatan alir air 30 m/jam, didapatkan:

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{14,86 \text{ m}^3/\text{jam}}{30 \text{ m}/\text{jam}}$$

$$= 0,495 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter bed (D)} = \sqrt{\frac{4 \times 0,495 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$= 0,79 \text{ m}$$

Kebutuhan resin

Jumlah resin kationik berbanding lurus dengan jumlah kation dalam air yang perlu ditukar dan tergantung pada kapasitasnya. Sifat dari resin ditampilkan pada Table 16-6 (Perry, 1997):

Tabel 5. 9 Sifat Resin pada (Perry, 1997)

Material	Shape of Particles	Bulk wet density (drained), Kg/L	Moisture content (drained), % by weight	Swelling due to exchange, %	Maximum operating temperature, °C	Operating pH range	Exchange Capacity	
							Dry, equivalent/kg	Wet equivalent/L
Cation exchangers: strongly acidic	S	0,75-0,85	64-70	10-12	120-150	0-14	5,0-5,5	1,2-1,6
Polystyrene sulfonate								
Homogeneous (gel) resin								
4% cross-linked								
6% cross-linked								
8-10% cross-linked								
12% cross-linked								
16% cross-linked	S	0,79-0,89	42-46	4	120-150	0-14	3,9-4,2	1,7-2,1
20% cross-linked								
Porous structure								
12-20% cross-linked	S	0,81	50-55	4-6	120-150	0-14	4,5-5,0	1,5-1,9
Sulfonated phenolic resin	G	0,74-0,85	50-60	7	50-90	0-14	2,0-2,5	0,7-0,9
Sulfonated coal	G							

Digunakan resin *Polystyrene sulfonate* dengan 12% *cross-linked*. Berdasarkan Table 16-6 (Perry, 1997), didapatkan:

Bulk wet density = 0,78-0,88 kg/L

Swelling = 5%

Exchanger capacity = 1,5-2 ek/L

Makeup air umpan boiler dari air sungai siak memiliki kesadahan air yang didekati dengan kesadahan Sungai Indragiri, Riau (Bintoro dan Abidin, 2014). Total alkalinitas maksimum adalah 127,5 mg CaCO₃/L. Persentase kation pada air sungai indragiri ditunjukkan pada Tabel berikut:

Tabel 5. 10 Presentase Kation

Kation	Persentase, %
Ca ²⁺	60,9
Mg ²⁺	19
Na ⁺	16,6
K ⁺	3,5

$$\begin{aligned}\text{Ca}^{2+} &= \frac{60,9}{19} \text{Mg}^{2+} \\ &= 3,21 \text{ Mg}^{2+}\end{aligned}$$

$$\text{CaCO}_3 \text{ ekivalen} = 127,5 \text{ mg/L}$$

$$\begin{aligned}127,5 \text{ mg/L} &= [\text{Ca}^{2+}] \times \frac{BM \text{ CaCO}_3}{BM \text{ Ca}^{2+}} + [\text{Mg}^{2+}] \times \frac{BM \text{ CaCO}_3}{BM \text{ Mg}^{2+}} \\ &= [3,21 \text{ Mg}^{2+}] \times \frac{100}{40,08} + [\text{Mg}^{2+}] \times \frac{100}{24,31}\end{aligned}$$

Dengan fitur solver, didapatkan

$$[\text{Mg}^{2+}] = 10,53 \text{ mg/L}$$

$$[Ca^{2+}] = 33,74 \text{ mg/L}$$

Konsentrasi kation lainnya dapat dihitung sebagai berikut:

$$[Na^+] = \frac{16,6}{19} \times 10,47 \text{ mg/L}$$

$$= 9,20 \text{ mg/L}$$

$$[K^+] = \frac{3,5}{19} \times 10,47 \text{ mg/L}$$

$$= 1,94 \text{ mg/L}$$

Kation yang diambil sebesar:

$$\begin{aligned} \text{Kation} &= \frac{[Mg^{2+}]}{BM_{ek} Mg^{2+}} + \frac{[Ca^{2+}]}{BM_{ek} Ca^{2+}} + \frac{[Na^+]}{BM_{ek} Na^+} + \frac{[K^+]}{BM_{ek} K^+} \\ &= \frac{10,53 \text{ mg/L}}{12,155 \text{ mg/mek}} + \frac{33,74 \text{ mg/L}}{20,04 \text{ mg/mek}} + \frac{9,20 \text{ mg/L}}{23 \text{ mg/mek}} + \frac{1,94 \text{ mg/L}}{39,1 \text{ mg/mek}} \\ &= 3,000 \text{ mek/L} \end{aligned}$$

Dirancang waktu operasi selama 22 jam dengan waktu pencucian dan regenerasi masing-masing 1 jam.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah kation yang diambil} &= 14,86 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1.000 \text{ L/m}^3 \times 3,000 \text{ mek/L} \times 22 \text{ jam} \\ &= 980.632,70 \text{ mek} \\ &= 980,63 \text{ ek} \end{aligned}$$

Dengan *exchanger capacity* dari resin diambil 2 ek/L, maka jumlah resin yang diambil adalah

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan resin} &= \frac{980,63 \text{ ek}}{2 \text{ ek/L}} \\ &= 490,32 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\text{Bulk density} = 0,78 \text{ kg/L}$$

$$\begin{aligned}\text{Masa resin} &= 490,32 \text{ L} \times 0,78 \text{ kg/L} \\ &= 382,45 \text{ kg}\end{aligned}$$

Dimensi ion exchanger

$$\text{Volume resin} = 490,32 \text{ L} = 0,490 \text{ m}^3$$

Resin mengalami *swelling* sebesar 5%, sehingga:

$$\text{Volume bed resin} = 0,515 \text{ m}^3$$

Luas penampang bed yang telah terhitung sebelumnya adalah $0,495 \text{ m}^2$, sehingga

$$\text{Tinggi bed} = 1,039 \text{ m}$$

Ketinggian bed untuk *strong acid action* minimum 0,6 m. Sehingga perancangan sudah baik. Ditambahkan *space* di bagian atas dan bawah bed masing-masing 0,3 m, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Tinggi kolom} &= 0,3 \text{ m} + 1,039 \text{ m} + 0,3 \text{ m} \\ &= 1,639 \text{ m}\end{aligned}$$

Kebutuhan regeneran

Digunakan regeneran berupa HCl. Berdasarkan Table 16-19 (Perry, 1997), jumlah HCl yang digunakan berkisar 80-500 g/L resin, digunakan 100 g/L resin.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan HCl (5\%)} &= 100 \text{ g/L resin} \times 490,32 \text{ L} \\ &= 49,03 \text{ kg/regenerasi}\end{aligned}$$

Digunakan HCl 37% untuk membuat larutan HCl 5%

$$\text{Kebutuhan HCl 37\%} = \frac{5\%}{37\%} \times 49,03 \text{ kg/regenerasi}$$

$$= 6,63 \text{ kg/regenerasi}$$

$$\text{Densitas HCl 37\%} = 1,190 \text{ kg/L}$$

$$\text{Volume HCl 37\%} = 5,57 \text{ L/regenerasi}$$

Diasumsikan densitas HCl 5% sama dengan densitas air

$$\text{Volume HCl 5\%} = 47,94 \text{ L/regenerasi}$$

Kebutuhan air untuk pengenceran regeneran dan pencucian:

$$\text{Air untuk pengenceran} = 47,94 \text{ L/regenerasi} - 5,57 \text{ L/regenerasi}$$

$$= 42,37 \text{ L/regenerasi}$$

Satu siklus operasi terdiri dari 22 jam operasi, 1 jam pencucian, dan 1 jam regenerasi.

$$\text{Air untuk pengenceran} = \frac{42,37 \text{ L/regenerasi}}{24 \text{ jam/regenerasi}}$$

$$= 1,77 \text{ L/jam}$$

Sedangkan air pencucian diasumsikan memiliki kecepatan alir yang sama dengan *treated water*.

$$\text{Air pencucian} = \frac{14.860,48 \text{ L/regenerasi}}{24 \text{ jam/regenerasi}}$$

$$= 619,19 \text{ L/jam}$$

$$\text{Total kebutuhan air tambahan} = \text{Air pengenceran} + \text{Air pencucian}$$

$$= 1,77 \text{ L/jam} + 619,19 \text{ L/jam}$$

$$= 620,95 \text{ L/jam}$$

$$= 0,621 \text{ m}^3/\text{jam}$$

5.6.14 Anion Exchanger (X-730)

Tugas	: Menghilangkan kandungan ion negatif dari <i>makeup</i> air umpan boiler
Jenis alat	: <i>Fixed bed anion exchanger</i> dengan <i>strong base anion</i>
Jumlah alat	: 2 buah (A/B)
Kondisi operasi	: P = 1 atm; T = 30 °C

Air umpan boiler perlu dihilangkan kandungan mineral dan ion terlarut lainnya agar tidak menimbulkan endapan pada boiler. Dalam hal ini, air yang perlu didemineralisasi adalah *makeup* air umpan boiler yang masih mengandung mineral.

Jumlah *makeup* BFW = 13.818,56 kg/jam

Densitas = 1.022,88 kg/m³

Volume *makeup* boiler = 13,51 m³/jam

Debit air desain = 14,86 m³/jam (*overdesign* 10%)

Desain data untuk *fixed bed ion exchanger* ditampilkan pada Table 16-19 Perry, 1997.

TABLE 16-19 Design Data for Fixed-Bed Ion Exchanger*

Type of resin	Maximum and minimum flow, m ³ /h [gal/(min-ft ²)]	Minimum bed depth, m (in)	Maximum operating temperatures, °C (°F)	Usable capacity, g-equivalent/L†	Regenerant, g/L resin‡
Weak acid cation	20 max. (8) 3 min. (1)	0.6 (24)	120 (248)	0.5–2.0	110% theoretical (HCl or H ₂ SO ₄)
Strong acid cation	30 max. (12) 3 min. (1)	0.6 (24)	120 (248)	0.8–1.5 0.5–1.0 0.7–1.4	80–250 NaCl 35–200 66% B ₂ H ₂ SO ₄ 80–500 20% B ₂ HCl
Weak and intermediate base anions	17 max. (7) 3 min. (1)	0.75 (30)	40 (104)	0.8–1.4	35–70 NaOH
Strong-base anions	17 max. (7) 3 min. (1)	0.75 (30)	50 (122)	0.35–0.7	70–140 NaOH
Mixed cation and strong-base anion (chemical-equivalent mixture)	40 max. (16) 3 min. (1)	1.2 (47)	50 (122)	0.2–0.35 (based on mixture)	Same as cation and anion individually

*These figures represent the usual ranges of design for water-treatment applications. For chemical-process applications, allowable flow rates are generally somewhat lower than the maximums shown, and bed depths are usually somewhat greater.

†To convert to capacity in terms of kilograins of CaCO₃ per cubic foot of resin, multiply by 21.8.

‡To convert to pounds of regenerant per cubic foot of resin, multiply by 0.0625.

Untuk *strong base-anions*, kecepatan alir air adalah 3-17 m/jam. Dalam perancangan ini, dipilih kecepatan alir air 17 m/jam, didapatkan:

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{14,86 \text{ m}^3 / \text{jam}}{17 \text{ m} / \text{jam}}$$

$$= 0,874 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter bed (D)} = \sqrt{\frac{4 \times 0,874 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$= 1,05 \text{ m}$$

Kebutuhan resin

Jumlah resin anion berbanding lurus dengan jumlah anion dalam air yang perlu ditukar dan bergantung pada kapasitasnya. Sifat resin ditampilkan pada Table 16-6 (Perry, 1997):

Anion exchangers: strongly basic								
Polystyrene-based								
Trimethyl benzyl ammonium								
(type I)								
Homogeneous, 8% CL	S	0.70	46-50	-20	60-80	0-14	3.4-3.8	1.3-1.5
Porous, 11% CL	S	0.67	57-60	15-20	60-80	0-14	3.4	1.0
Dimethyl hydroxyethyl ammonium								
(type II)								
Homogeneous, 8% CL	S	0.71	-42	15-20	40-80	0-14	3.8-4.0	1.2
Porous, 10% CL	S	0.67	-55	12-15	40-80	0-14	3.8	1.1
Acrylic-based								
Homogeneous (gel)	S	0.72	-70	-15	40-80	0-14	-5.0	1.0-1.2
Porous	S	0.67	-60	-12	40-80	0-14	3.0-3.3	0.8-0.9
Cellulose-based								
Ethyl trimethyl ammonium	F				100	4-10	0.62	
Triethyl hydroxypropyl ammonium					100	4-10	0.57	

Digunakan resin *Trimethyl benzyl ammonium: homogeneous, 8% CL*.

Berdasarkan Table 16-6 (Perry, 1997) tersebut, didapatkan:

$$\text{Bulk wet density} = 0,70 \text{ kg/L}$$

$$\text{Swelling} = 20\%$$

$$\text{Exchanger capacity} = 1,3-1,5 \text{ ek/L}$$

Makeup air umpan boiler dari air sungai siak memiliki spesifikasi kesadahan air yang didekati dengan kesadahan sungai Indragiri, Riau (Bintoro dan Abidin,

2014). Total alkalinitas maksimum adalah 127,5 mg CaCO_3/L . Persentase anion pada air sungai Indragiri ditunjukkan tabel berikut:

Tabel 5. 11 Presentase Anion

Anion	Persentase, %
HCO_3^-	72,4
SO_4^{2-}	16,1
Cl^-	11,5

$$[\text{SO}_4^{2-}] = \frac{16,1}{72,4} \text{HCO}_3^- = 0,22 \text{HCO}_3^-$$

$$[\text{Cl}^-] = \frac{11,5}{72,4} \text{HCO}_3^- = 0,16 \text{HCO}_3^-$$

$$\text{CaCO}_3 \text{ ekivalen} = 127,5 \text{ mg/L}$$

$$127,5 \text{ mg/L} = [\text{HCO}_3^-] \times \frac{BM \text{ CaCO}_3}{BM \text{ HCO}_3^-} + [\text{SO}_4^{2-}] \times \frac{BM \text{ CaCO}_3}{BM \text{ SO}_4^{2-}} +$$

$$[\text{Cl}^-] \times \frac{BM \text{ CaCO}_3}{BM \text{ Cl}^-}$$

$$= [\text{HCO}_3^-] \times \frac{100}{61} + [0,22 \text{HCO}_3^-] \times \frac{100}{96,1} + [0,16 \text{HCO}_3^-] \times$$

$$\frac{100}{35,5}$$

Dari fitur solver, didapatkan

$$[\text{HCO}_3^-] = 55 \text{ mg/L}$$

$$[\text{SO}_4^{2-}] = 12,23 \text{ mg/L}$$

$$[\text{Cl}^-] = 8,74 \text{ mg/L}$$

Anion yang harus diambil sebesar:

$$\text{Anion} = \frac{[\text{HCO}_3^-]}{BM_{eq} \text{HCO}_3^-} + \frac{[\text{SO}_4^{2-}]}{BM_{eq} \text{SO}_4^{2-}} + \frac{[\text{Cl}^-]}{BM_{eq} \text{Cl}^-}$$

$$= \frac{55\text{mg/L}}{61\text{mg/meq}} + \frac{12,23\text{mg/L}}{48,05\text{mg/meq}} + \frac{8,74\text{mg/L}}{35,5\text{mg/meq}}$$

$$= 1,40 \text{ meq/L}$$

Dirancang waktu operasi selama 52 jam dengan waktu pencucian dan regenerasi masing-masing selama 1 jam.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah anion yang diambil} &= 14,86 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1.000 \text{ L/m}^3 \times 1,40 \text{ meq/L} \times 52 \text{ jam} \\ &= 1.083.596,92 \text{ meq} \\ &= 1.083,60 \text{ ek} \end{aligned}$$

Dengan *exchanger capacity* dari resin sebesar 1,5 ek/L, maka jumlah resin yang digunakan adalah

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan resin} &= \frac{1.083,60 \text{ ek}}{1,5\text{ek/L}} \\ &= 722,40 \text{ L} \\ \text{Bulk density} &= 0,7 \text{ kg/L} \\ \text{Masa resin} &= 722,40 \text{ L} \times 0,7 \text{ kg/L} \\ &= 505,68 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dimensi ion exchanger

$$\text{Volume resin} = 0,722 \text{ m}^3$$

Resin mengalami *swelling* sebesar 20% (Perry, 1997), sehingga:

$$\text{Volume bed resin} = 0,867 \text{ m}^3$$

Luas penampang bed yang telah terhitung sebelumnya adalah 0,874 m², sehingga:

$$\text{Tinggi bed} = 0,992 \text{ m}$$

Ketinggian bed untuk *strong base anion* minimum 0,75 m, sehingga perancangan ini sudah baik. Ditambahkan *space* di bagian atas dan bawah bed masing-masing 0,3 m, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Tinggi kolom} &= 0,3 \text{ m} + 0,992 \text{ m} + 0,3 \text{ m} \\ &= 1,59 \text{ m}\end{aligned}$$

Kebutuhan regeneran

Digunakan regeneran berupa NaOH. Berdasarkan Table 16-19 (Perry, 1997), jumlah NaOH yang digunakan berkisar antara 70-140 g/L resin, digunakan 100 g/L resin.

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan NaOH} &= 100 \text{ g/L resin} \times 722,40 \text{ L} \\ &= 72,24 \text{ kg/regenerasi}\end{aligned}$$

Digunakan larutan NaOH 1 M dan diasumsikan densitas larutan NaOH 1 M sam dengan densitas air ($\rho = 1.022,88 \text{ kg/m}^3$)

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan NaOH 1 M} &= 70,62 \text{ L/regenerasi} \\ \text{Kebutuhan NaOH padat} &= 2,82 \text{ kg/regenerasi} \\ &= 414,33 \text{ kg/tahun}\end{aligned}$$

Kebutuhan air untuk pelarutan regeneran dan pencucian

$$\begin{aligned}\text{Masa larutan NaOH 1 M} &= 72,24 \text{ kg/regenerasi} \\ \text{Masa air} &= \text{masa larutan NaOH 1 M} - \text{masa NaOH padatan} \\ &= 72,24 \text{ kg/regenerasi} - 2,82 \text{ kg/regenerasi} \\ &= 69,41 \text{ kg/regenerasi}\end{aligned}$$

$$\text{Volume air} = 67,86 \text{ L/regenerasi}$$

Satu siklus operasi terdiri dari 52 jam operasi, 1 jam pencucian, dan 1 jam regenerasi, sehingga air yang perlu disisihkan untuk kebutuhan air pelarutan regenerasi adalah

$$\begin{aligned}\text{Air pelarutan} &= \frac{67,86 \text{ L/regenerasi}}{54 \text{ jam/regenerasi}} \\ &= 1,26 \text{ L/jam}\end{aligned}$$

Sedangkan, diasumsikan air pencucian memiliki kapasitas alir yang sama dengan *treated water*

$$\begin{aligned}\text{Air pencucian} &= \frac{14.860,48 \text{ L/regenerasi}}{54 \text{ jam/regenerasi}} \\ &= 275,19 \text{ L/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total kebutuhan air tambahan} &= \text{air pelarutan} + \text{air pencucian} \\ &= 1,26 \text{ L/jam} + 275,19 \text{ L/jam} \\ &= 276,45 \text{ L/jam} \\ &= 0,276 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

BAB VI

EKONOMI

Evaluasi ekonomi dilakukan untuk memperkirakan kelayakan pendirian pabrik yang dirancang. Terdapat beberapa parameter yang digunakan untuk memperkirakan kelayakan pabrik, antara lain:

1. *Return on Investment (ROI)*

Return on investment (ROI) menyatakan persentase keuntungan yang diperoleh dari suatu investasi.

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay out time (POT) menyatakan jangka waktu minimum pengembalian modal atau investasi berdasarkan keuntungan yang diperoleh dengan mempertimbangkan depresiasi.

3. *Break Even Point (BEP)*

Break even point (BEP) merupakan sebuah kondisi impas di mana pabrik tidak untung dan tidak rugi atau saat jumlah pengeluaran sama dengan jumlah pemasukan.

4. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

Discounted cash flow rate of return (DCFRR) merupakan analisis probabilitas yang mempertimbangkan nilai uang yang berubah terhadap waktu (*time value of money*). DCFRR menyatakan laju bunga maksimum di

mana suatu pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada investor selama umur pabrik.

Untuk melakukan evaluasi ekonomi, diperlukan data-data sebagai berikut:

1. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
3. Biaya produksi (*Manufacturing Cost*)
 - a. *Direct Manufacturing Cost*
 - b. *Indirect Manufacturing Cost (manufacturing overhead)*
 - c. *Fixed Manufacturing Cost*
4. Pengeluaran umum (*General Expenses*)

Berdasarkan data tersebut, selanjutnya dapat dilakuakn *profitability analysis* untuk mengetahui seberapa untung pabrik yang akan didirikan.

6.1 Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Modal tetap atau *fixed capital investment* (FCI) adalah jumlah biaya yang diperlukan untuk mendirikan pabrik hingga semua peralatan proses terpasang. Modal tetap yang berkaitan langsung dengan proses manufaktur disebut dengan *Direct Plant Cost* (DPC), sedangkan modal yang tidak berkaitan dengan operasi pabrik disebut dengan *Indirect Plant Cost*.

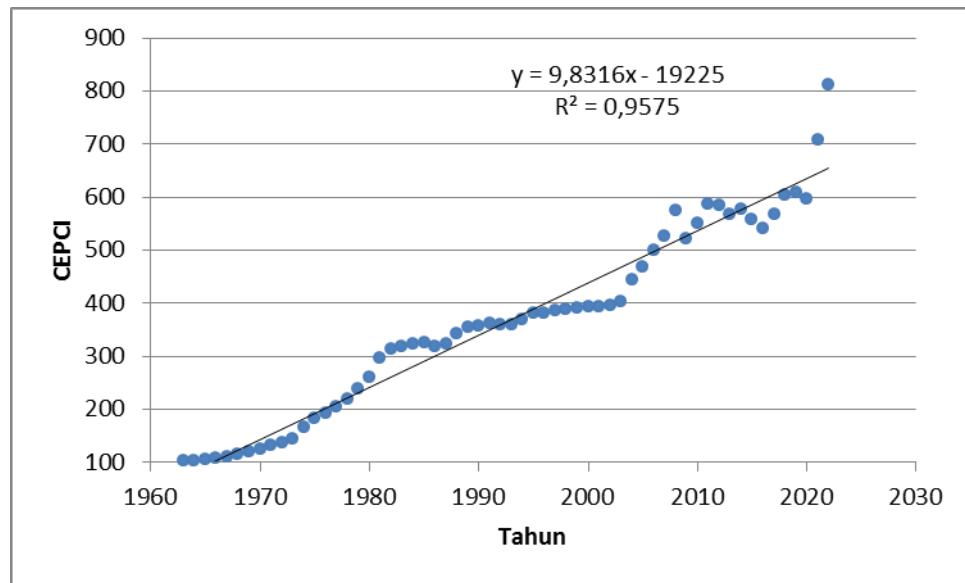
Pabrik Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit direncanakan mulai dibangun pada tahun 2027 dan mulai beroperasi pada tahun 2029. Perhitungan harga peralatan proses dan utilitas perlu disesuaikan dengan harga pada tahun 2027 dan beberapa bahan (misalnya resin) disesuaikan dengan harga pada tahun 2029 menggunakan nilai indeks yang disebut dengan *Chemical Engineering Plant Cost*

Index (CEPCI). Nilai CEPCI pada tahun mendatang diestimasi dengan ekstrapolasi nilai CEPCI yang tersedia dari tahun 1963-2022 (www.chemengonline.com/pci)

Tabel 6. 1 Data CEPCI tahun 1963-2022

Tahun	CEPI	Tahun	CEPI	Tahun	CEPI
1963	102,4	1983	317	2003	402
1964	103,3	1984	322,7	2004	444,2
1965	104,2	1985	325,3	2005	468,2
1966	107,2	1986	318,4	2006	499,6
1967	109,7	1987	323,8	2007	525,4
1968	113,7	1988	342,5	2008	575,4
1969	119	1989	355,4	2009	521,9
1970	125,7	1990	357,6	2010	550,8
1971	132,3	1991	361,3	2011	585,7
1972	137,2	1992	358,2	2012	584,6
1973	144,1	1993	359,2	2013	567,3
1974	165,4	1994	368,1	2014	576,1
1975	182,4	1995	381,1	2015	556,8
1976	192,1	1996	381,7	2016	541,7
1977	204,1	1997	386,5	2017	567,5
1978	218,8	1998	389,5	2018	603,1
1979	238,7	1999	390,6	2019	607,5
1980	261,2	2000	394,1	2020	596,2
1981	297	2001	394,3	2021	708
1982	314	2002	395,6	2022	813

Data CEPCI pada berbagai tahun kemudian dilakukan regresi linear sehingga didapatkan persamaan CEPCI sebagai fungsi tahun dengan hasil sebagai berikut:



Gambar 6. 1 Tren CEPCI

Didapatkan:

$$Y = 9,8316x - 19225$$

dimana,

x = tahun

y = CEP *cost index*

Dengan persamaan linear tersebut, didapatkan hasil ekstrapolasi CEPCI sebagai berikut:

Tabel 6. 2 Hasil ekstrapolasi CEPCI

Tahun	CEPCI
2023	664,3
2024	674,2
2025	684,0
2026	693,8
2027	703,7
2028	713,5
2029	723,3

Beberapa harga dari referensi menggunakan mata uang rupiah dan sebagian besar menggunakan mata uang US Dollar. Dalam analisis ekonomi ini, digunakan kurs:

$$1 \text{ USD} = \text{Rp}14.936,00 \text{ (21 Mei 2023)}$$

6.1.1. Perhitungan Harga Alat Proses dan Utilitas

Harga alat proses dan utilitas didapatkan dari Matches (www.matche.com), Peters dan Timmerhaus (2003) melalui McGraw Hill Higher Education (www.mhhe.com), serta Towler dan Sinnott (2008). Harga alat dari referensi tersebut merupakan harga pada tahun tertentu, sehingga harga peralatan proses dan utilitas perlu disesuaikan dengan harga saat pabrik mulai dibangun, yaitu pada tahun 2027. Sebagai contoh untuk Grinder (C-110):

$$\text{Jumlah} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Harga satuan} = \$6.638$$

$$\text{Tahun referensi} = 2023$$

$$\text{Tahun beli} = 2027$$

$$\text{CEPCI referensi} = 664,3$$

$$\text{CEPCI 2027} = 703,7$$

Dapat dihitung harga tangki pada tahun 2027 sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Harga alat} &= \text{jumlah alat} \times \text{harga satuan} \times \frac{\text{CEPCI tahun pembelian}}{\text{CEPCI tahun referensi}} \\ &= 4 \times \$6.638 \times \frac{703,7}{664,3} \\ &= \$28.123 \end{aligned}$$

Dengan cara perhitungan yang sama dapat diperoleh estimasi seluruh alat proses dan utilitas pada tahun 2027.

Tabel 6. 3 Harga alat proses

No	Alat	Kode	Jumlah	Kapasitas		Referensi			Pembelian		Total Harga Beli
						Harga Satuan	Tahun	CEPCI	Tahun	CEPCI	
1.	Grinder	C-110	4	7	ton/jam	\$6.638	2023	664,3	2027	703,7	\$28.123
2.	Vessel mixer NaOH	M-120	1	6429,99	kg	\$105.632	2006	499,6	2027	703,7	\$148.775
			1	25	hp	\$23.000	2014	576,1	2027	703,7	\$28.092
3.	Vessel alkaline treatment	M-130	1	31554,96	kg	\$290.325	2006	499,6	2027	703,7	\$408.904
			1	75	hp	\$40.200	2014	576,1	2027	703,7	\$49.101
4.	Vessel mixer kultur	M-150	1	1451,78	kg	\$37.347	2006	499,6	2027	703,7	\$52.601
			1	10	hp	\$14.400	2014	576,1	2027	703,7	\$17.588
5.	Rotary drum vacuum filter	H-140	1	7,061	m ²	\$55.656	2006	499,6	2027	703,7	\$78.388
6.	Rotary drum vacuum filter	H-310	1	7,061	m ²	\$55.656	2006	499,6	2027	703,7	\$78.388
7.	Reaktor SSF	R-210	33	16477,86	kg	\$193.372	2006	499,6	2027	703,7	\$8.987.614
			33	40	hp	\$70.000	2014	576,1	2027	703,7	\$2.821.453
8.	Menara distilasi	D-320	2	2,41	m	\$123.864	2002	395,6	2027	703,7	\$440.633
				58	tray						
9.	Membrane	X-330	1	250	m ²	\$97.200	2014	576,1	2027	703,7	\$118.721
10.	Floating head condenser	E-322	2	287,36	m ²	\$44.046	2006	499,6	2027	703,7	\$124.072
11.	U-tube kettle reboiler	E-323	2	441,30	m ²	\$50.628	2006	499,6	2027	703,7	\$142.611

No	Alat	Kode	Jumlah	Kapasitas		Referensi			Pembelian		Total Harga Beli
						Harga Satuan	Tahun	CEPCI	Tahun	CEPCI	
12.	<i>Fixed tube heater</i>	E-122	1	338,77	m ²	\$45.042	2002	395,6	2027	703,7	\$80.116
13.	<i>Fixed tube cooler</i>	E-132	3	230,95	m ²	\$32.125	2002	395,6	2027	703,7	\$171.422
14.	<i>Fixed tube heater</i>	E-152	1	81,12	m ²	\$14.130	2002	395,6	2027	703,7	\$25.133
15.	<i>Fixed tube cooler</i>	E-211	1	112,92	m ²	\$18.027	2002	395,6	2027	703,7	\$32.065
16.	<i>Fixe tube heater</i>	E-321	1	56,61	m ²	\$11.026	2002	395,6	2027	703,7	\$19.612
17.	<i>Double pipe cooler</i>	E-331	1	13,05	ft ²	\$1.600	2014	576,1	2027	703,7	\$1.954
18.	<i>Double pipe cooler</i>	E-491	1	93,30	ft ²	\$3.300	2014	576,1	2027	703,7	\$4.031
19.	Akumulator	F-324	2	629,54	lb	\$1.657	2014	576,1	2027	703,7	\$4.048
20.	<i>Belt conveyer</i>	J-111	1	0,4	m, width	\$19.097	2002	395,6	2027	703,7	\$33.968
				12,32	m, length						
21.	<i>Belt conveyer</i>	J-141	1	0,4	m, width	\$57.489	2002	395,6	2027	703,7	\$102.256
				49,27	m, length						
22.	<i>Centrifugal pump</i>	L-121	2	55,52	L/detik	\$9.251	2006	499,6	2027	703,7	\$26.059
				14,91	kW	\$4.898	2006	499,6	2027	703,7	\$13.797

No	Alat	Kode	Jumlah	Kapasitas		Referensi			Pembelian		Total Harga Beli
						Harga Satuan	Tahun	CEPCI	Tahun	CEPCI	
23.	<i>Centrifugal pump</i>	L-133	2	64,25	L/detik	\$10.391	2006	499,6	2027	703,7	\$29.269
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$6.838
24.	<i>Centrifugal pump</i>	L-142	2	57,73	L/detik	\$9.536	2006	499,6	2027	703,7	\$26.861
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$6.838
25.	<i>Centrifugal pump</i>	L-151	2	9,92	L/detik	\$4.054	2006	499,6	2027	703,7	\$11.419
				2,24	kW	\$1.974	2006	499,6	2027	703,7	\$5.561
26.	<i>Centrifugal pump</i>	L-212	2	9,97	L/detik	\$4.058	2006	499,6	2027	703,7	\$11.430
				2,24	kW	\$1.974	2006	499,6	2027	703,7	\$5.561
27.	<i>Centrifugal pump</i>	L-213	2	12,34	L/detik	\$4.279	2006	499,6	2027	703,7	\$12.053
				1,49	kW	\$1.714	2006	499,6	2027	703,7	\$4.827
28.	<i>Centrifugal pump</i>	L-311	2	10,75	L/detik	\$4.130	2006	499,6	2027	703,7	\$11.634
				5,59	kW	\$2.922	2006	499,6	2027	703,7	\$8.231
29.	<i>Centrifugal pump</i>	L-332	2	0,045	L/detik	\$3.301	2006	499,6	2027	703,7	\$9.299
				0,746	kW	\$1.409	2006	499,6	2027	703,7	\$3.968
30.	<i>Centrifugal pump</i>	L-333	2	1,41	L/detik	\$3.373	2006	499,6	2027	703,7	\$9.500
				1,49	kW	\$1.714	2006	499,6	2027	703,7	\$4.827
31.	Silo NaOH	F-410	3	22231,61	ft ³	\$169.200	2014	576,1	2027	703,7	\$619.987
32.	Silo yeast extract	F-420	1	2218,59	ft ³	\$22.100	2014	576,1	2027	703,7	\$26.993
33.	Silo peptone	F-430	1	2662,30	ft ³	\$24.100	2014	576,1	2027	703,7	\$29.436
34.	Silo natrium sitrat	F-440	1	2232,86	ft ³	\$22.200	2014	576,1	2027	703,7	\$27.115
35.	Silo asam sitrat	F-450	1	2275,84	ft ³	\$22.400	2014	576,1	2027	703,7	\$27.360
36.	Silo yeast	F-460	1	2633,94	ft ³	\$23.900	2014	576,1	2027	703,7	\$29.192

No	Alat	Kode	Jumlah	Kapasitas		Referensi			Pembelian		Total Harga Beli
						Harga Satuan	Tahun	CEPCI	Tahun	CEPCI	
37.	Silo enzim cellic ctec2	F-470	5	21631,21	ft ³	\$164.500	2014	576,1	2027	703,7	\$1.004.608
38.	Silo enzim cellic htec2	F-480	1	21631,21	ft ³	\$164.500	2014	576,1	2027	703,7	\$200.922
39.	Tangki bioetanol	F-490	3	840,67	m ³	\$83.743	2006	499,6	2027	703,7	\$353.841
TOTAL											\$16.527.095

Tabel 6. 4 Harga alat utilitas

No.	Alat	Kode	Jumlah	Kapasitas		Referensi			Pembelian		Total Harga Beli
						Harga Satuan	Tahun	CEPCI	Tahun	CEPCI	
1.	Mixer alum dan Na ₂ CO ₃	M-510	1	107,31	lb	\$6.900	2014	576,1	2027	703,7	\$8.428
			1	1	hp	\$3.700	2014	576,1	2027	703,7	\$4.519
2.	Vessel disinfeksi	M-580	1	4405,89	kg	\$34.930	2006	499,6	2027	703,7	\$49.197
			1	40	hp	\$24.300	2014	576,1	2027	703,7	\$29.680
3.	Mixer HCl	M-740	1	46,84	lb	\$5.400	2014	576,1	2027	703,7	\$6.596
			1	1	hp	\$4.600	2014	576,1	2027	703,7	\$5.618
4.	Mixer NaOH	M-750	1	450,38	lb	\$11.700	2014	576,1	2027	703,7	\$14.290
			1	3	hp	\$7.800	2014	576,1	2027	703,7	\$9.527
5.	Bak ekualisasi	F-540	1	177,10	m ³	\$62.500	2012	584,6	2027	703,7	\$75.228

No.	Alat	Kode	Jumlah	Kapasitas		Referensi			Pembelian		Total Harga Beli
						Harga Satuan	Tahun	CEPCI	Tahun	CEPCI	
6.	Bak sedimentasi	F-550	1	1385,13	m ³	\$488.819	2012	584,6	2027	703,7	\$588.366
7.	Tangki <i>filtered water</i>	F-570	1	86,59	m ³	\$21.598	2006	499,6	2027	703,7	\$30.419
8.	<i>Cold basin</i>	F-620	1	338,98	m ³	\$119.626	2012	584,6	2027	703,7	\$143.987
9.	<i>Hot basin</i>	F-630	1	684,13	m ³	\$241.432	2012	584,6	2027	703,7	\$290.599
10.	<i>Clarifier</i>	H-520	1	314,89	m ³	\$55.000	2023	664,3	2027	703,7	\$58.256
11.	<i>Bar rack screener</i>	H-530	1	0,146	m ²	\$2.024	2023	664,3	2027	703,7	\$2.144
12.	<i>Carbon filter</i>	H-710	2	1,24	m ³	\$4.582	2006	499,6	2027	703,7	\$12.907
				364,55	kg	\$7.521	2006	499,6	2027	703,7	\$21.186
13.	<i>Sand filter</i>	H-560	2	508,34	ft ²	\$182.000	2014	576,1	2027	703,7	\$444.593
14.	<i>Cation exchanger</i>	X-720	2	14,86	m ³	\$34.637	2006	499,6	2027	703,7	\$97.569
15.	<i>Anion exchanger</i>	X-730	2	14,86	m ³	\$34.637	2006	499,6	2027	703,7	\$97.569
16.	<i>Deaerator</i>	X-760	1	535,03	kg	\$16.012	2006	499,6	2027	703,7	\$22.552
			8	1,293	m	\$301	2006	499,6	2027	703,7	\$3.386
			1	4437,52	kg	\$71.392	2006	499,6	2027	703,7	\$100.550
17.	<i>Cooling tower</i>	P-610	11	14,79	juta BTU/jam	\$491.300	2014	576,1	2027	703,7	\$6.600.856
18.	Boiler	Q-770	1	144707,17	lb/jam	\$1.832.800	2014	576,1	2027	703,7	\$2.238.597

No.	Alat	Kode	Jumlah	Kapasitas		Referensi			Pembelian		Total Harga Beli
						Harga Satuan	Tahun	CEPCI	Tahun	CEPCI	
19.	<i>Centrifugal pump</i>	L-511	1	0,090	m3/jam	\$3.200	2014	576,1	2027	703,7	\$3.909
20.	<i>Centrifugal pump</i>	L-512	1	0,028	m3/jam	\$3.200	2014	576,1	2027	703,7	\$3.909
21.	<i>Slurry pump</i>	L-521	1	0,011	m3/jam	\$4.900	2014	576,1	2027	703,7	\$5.985
22.	<i>Centrifugal pump</i>	L-522	2	87,47	L/detik	\$13.567	2006	499,6	2027	703,7	\$38.217
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$6.838
23.	<i>Centrifugal pump</i>	L-531	2	89,45	L/detik	\$13.847	2006	499,6	2027	703,7	\$39.004
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$6.838
24.	<i>Centrifugal pump</i>	L-541	2	89,45	L/detik	\$13.847	2006	499,6	2027	703,7	\$39.004
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$6.838
25.	<i>Centrifugal pump</i>	L-551	2	87,44	L/detik	\$13.564	2006	499,6	2027	703,7	\$38.208
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$6.838
26.	<i>Centrifugal pump</i>	L-561	2	87,47	L/detik	\$13.567	2006	499,6	2027	703,7	\$38.217
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$6.838
27.	<i>Centrifugal pump</i>	L-571	1	1,75	L/detik	\$3.394	2006	499,6	2027	703,7	\$4.780
				5,59	kW	\$2.922	2006	499,6	2027	703,7	\$4.116
28.	<i>Centrifugal pump</i>	L-572	2	83,71	L/detik	\$13.041	2006	499,6	2027	703,7	\$36.734
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$6.838
29.	<i>Centrifugal pump</i>	L-581	2	57,76	L/detik	\$9.540	2006	499,6	2027	703,7	\$26.874
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$6.838
30.	<i>Centrifugal pump</i>	L-611	11	100,36	L/detik	\$15.410	2006	499,6	2027	703,7	\$238.736
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$37.607

No.	Alat	Kode	Jumlah	Kapasitas		Referensi			Pembelian		Total Harga Beli
						Harga Satuan	Tahun	CEPCI	Tahun	CEPCI	
31.	<i>Centrifugal pump</i>	L-612	1	0,00116	m ³ /jam	\$61	2023	664,3	2027	703,7	\$65
32.	<i>Centrifugal pump</i>	L-621	11	102,72	L/detik	\$15.752	2006	499,6	2027	703,7	\$244.036
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$37.607
33.	<i>Centrifugal pump</i>	L-622	1	25,93	L/detik	\$5.687	2006	499,6	2027	703,7	\$8.010
				2,24	kW	\$1.974	2006	499,6	2027	703,7	\$2.781
34.	<i>Centrifugal pump</i>	L-631	11	103,66	L/detik	\$15.888	2006	499,6	2027	703,7	\$246.148
				3,73	kW	\$2.427	2006	499,6	2027	703,7	\$37.607
35.	<i>Centrifugal pump</i>	L-711	1	3,75	L/detik	\$3.535	2006	499,6	2027	703,7	\$4.978
				1,12	kW	\$1.569	2006	499,6	2027	703,7	\$2.210
36.	<i>Centrifugal pump</i>	L-712	1	3,75	L/detik	\$3.535	2006	499,6	2027	703,7	\$4.978
				1,12	kW	\$1.569	2006	499,6	2027	703,7	\$2.210
37.	<i>Centrifugal pump</i>	L-721	1	3,75	L/detik	\$3.535	2006	499,6	2027	703,7	\$4.978
				1,12	kW	\$1.569	2006	499,6	2027	703,7	\$2.210
38.	<i>Centrifugal pump</i>	L-731	1	3,75	L/detik	\$3.535	2006	499,6	2027	703,7	\$4.978
				1,12	kW	\$1.569	2006	499,6	2027	703,7	\$2.210
39.	<i>Centrifugal pump</i>	L-741	1	2,00	L/jam	\$3.200	2006	499,6	2027	703,7	\$4.507
40.	<i>Centrifugal pump</i>	L-742	1	0,62	m ³ /jam	\$3.200	2006	499,6	2027	703,7	\$4.507
41.	<i>Centrifugal pump</i>	L-751	1	1,31	L/jam	\$3.200	2014	576,1	2027	703,7	\$3.909
42.	<i>Centrifugal pump</i>	L-752	1	0,28	m ³ /jam	\$3.200	2014	576,1	2027	703,7	\$3.909

6.1.2. Perhitungan Harga Alat Sampai di Tempat (Delivered Equipment Cost)

Harga alat yang dibeli diasumsikan dalam *free-on-board* sehingga biaya transportasi dari vendor hingga pelabuhan terdekat ditanggung oleh pembeli. Biaya transportasi meliputi biaya pengiriman dari pelabuhan ke lokasi pabrik. Selain itu, terdapat pajak impor yang perlu dibayarkan. Biaya pengiriman impor diperkirakan sebesar transportasi darat sebesar 10% dari *purchased equipment cost* (PEC), pajak impor sebesar 7,5% PEC, dan biaya transportasi darat sebesar 1,5% PEC. Dengan demikian didapat:

$$\begin{aligned}
 \text{Delivered Equipment Cost} &= \text{PEC} + \text{Pengiriman Impor} + \text{Pajak impor} \\
 &\quad + \text{Transportasi darat} \\
 &= \$16.676.531 + \$1.667.653 + \$1.250.740 + \\
 &\quad \$250.148 \\
 &= \$19.845.072
 \end{aligned}$$

6.1.3. Perhitungan Harga Tanah dan Bangunan

Pabrik bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit direncanakan menggunakan lahan dengan luas 99.772 m². Diperkirakan harga tanah di Kawasan Industri Tenayan Riau pada tahun 2027 adalah Rp1.200.000,00 per m², sehingga diperoleh biaya untuk pembelian lahan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya tanah} &= \text{Rp}1.200.000,00/\text{m}^2 \times 99.772 \text{ m}^2 \\
 &= \text{Rp}119.726.400.000,00 \\
 &= \$8.021.669
 \end{aligned}$$

Biaya untuk perbaikan tanah yang telah dibeli diperkirakan sekitar 10% dari harga tanah, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Biaya perbaikan tanah} &= 10\% \times \$8.021.669 \\ &= \$802.167\end{aligned}$$

Selain itu terdapat bangunan seluas 26.905 m² dengan biaya bangunan sebesar Rp1.500.000 per m², sehingga biaya untuk mendirikan bangunan adalah Rp40.357.500.000,00 atau \$2.703.953

6.1.4. Perhitungan Biaya Kerja

Pendirian pabrik memerlukan tenaga kerja sehingga terdapat komponen biaya pekerja (*labor cost*). Pekerja terdiri dari 98% lokal 2% asing. Upah minimum kota Pekanbaru pada tahun 2023 adalah Rp3.319.023,00/bulan atau sekitar Rp17.287,00/jam (asumsi bekerja selama 24 hari sebulan, 8 jam kerja/*shift*). Tenaga kerja Indonesia untuk pendirian pabrik pada tahun 2027 akan diberikan Rp20.744,00/jam atau Rp3.982.828,00/bulan dan biaya tersebut cukup tinggi dibandingkan dengan UMK Pekanbaru.

Berdasarkan keputusan Direktur Jenderal Pajak Nomor KEP-173/PJ/2002 tentang pendoman standar gaji karyawan asing. Standar gaji tenaga asing tertinggi adalah \$36,82/jam (untuk amerika). Pada pendirian pabrik ini, tenaga kerja asing diberikan \$40/jam.

Tabel 6. 5 Biaya tenaga kerja untuk pendirian pabrik

Pekerjaan	Percentage Costs	Alokasi Biaya
Instalasi alat proses	32% PEC	\$5.288.670
Pemipaan	15% PEC	\$2.479.064
Instrumentasi	3% PEC	\$495.813
Insulasi	5% PEC	\$826.355
Instalasi alat utilitas	32% PUEC + 1% PUEC	\$5.411.000

Produktivitas dari tenaga kerja asing adalah 3 kali lipat dari tenaga kerja Indonesia (1 *manhour* asing = 3 *manhour* Indonesia). Perhitungan detail terkait pembagian biaya antara pekerja Indonesia dan asing pada pekerjaan instalasi alat proses adalah sebagai berikut:

$$\text{Alokasi biaya} = \$5.288.670$$

$$\text{Jumlah labor} = \frac{\$5.288.670}{\left[\left(98\% \times \frac{\text{Rp}20.744/\text{jam}}{\text{Rp}14.925/\$} \right) + \left(2\% \times \$40/\text{jam} \times \frac{1}{3} \right) \right]}$$

$$= 3.247.151$$

$$\text{Labor asing} = 3.247.151 \times 2\% \times \frac{1}{3}$$

$$= 21.648 \text{ manhour asing}$$

$$\text{Labor indo} = 3.247.151 \times 98\%$$

$$= 3.182.208 \text{ manhour indo}$$

$$\text{Biaya asing} = 21.648 \text{ manhour asing} \times \$40/\text{manhour}$$

$$= \$865.907$$

$$\text{Biaya indo} = 3.182.208 \text{ manhour indo} \times \text{Rp}20.744/\text{manhour} \times 1\$/\text{Rp}14.925$$

$$= \$4.422.763$$

Tabel 6. 6 Pembagian biaya tenaga kerja

Pekerjaan	Biaya Labor Indo	Biaya Labor Asing
Instalasi alat proses	\$4.422.763	\$865.907
Pemipaan	\$2.073.170	\$405.894
Instrumentasi	\$414.634	\$81.179
Insulasi	\$691.057	\$135.298
Instalasi alat utilitas	\$3.375.928	\$660.953

6.1.5. Perhitungan Fixed Capital Investment

Terdapat beberapa komponen dalam perhitungan *fixed capital investment*. Berdasarkan perhitungan sebelumnya, didapatkan detail estimasi harga alat proses (*purchased equipment cost*) dan utilitas (*purchased utilities equipment cost*), sedangkan komponen lain diestimasi berdasarkan persentase yang diberikan oleh Aries dan Newton (1955) (kecuali yang diberikan tanda *) dengan rincian dan hasil perhitungan sebagai berikut:

Tabel 6. 7 Perhitungan fixed capital investment

No	Komponen	Persentase	Nilai
1.	<i>Delivered Equipment</i>		
	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	(Tabel 25)	\$16.527.095
	Biaya pengiriman impor	10% PEC*	\$1.652.709
	Pajak impor	7,5% PEC**	\$1.239.532
	Transportasi ke lokasi	1,5% PEC*	\$247.906
	<i>Delivered Equipment Cost</i>		\$19.667.243
2.	Instalasi Alat		
	Tenaga kerja	32% PEC	\$5.288.670
	Material	11% PEC	\$1.817.980
	Biaya Instalasi Alat		\$7.106.651
3.	Pemipaan		
	Tenaga kerja	14% PEC (<i>solid fluid process</i>)	\$2.479.064
	Material	17% PEC (<i>solid fluid process</i>)	\$3.470.690
	Biaya Pemipaan		\$5.949.754

No	Komponen	Persentase	Nilai
4.	Instrumentasi		
	Tenaga kerja	3% PEC (<i>some specific controls</i>)	\$495.813
	Material	12% PEC (<i>some specific controls</i>)	\$1.983.251
	Biaya instrumentasi		\$2.479.064
5.	Insulasi		
	Tenaga kerja	5% PEC	\$826.355
	Material	3% PEC	\$495.813
	Biaya Insulasi		\$1.322.168
6.	Electrical Auxiliary	10-15% PEC	\$1.652.709
7.	Tanah dan Perbaikannya	Tanah = Rp1.200.000,00/m ² Perbaikan = 10% tanah	\$8.823.836
8.	Bangunan	Rp1.500.000,00/m ²	\$2.703.953
9.	Utilitas		
	<i>Purchased utilities equipment cost (PUEC)</i>	(Tabel 26)	\$12.232.972
	Biaya pengiriman impor	8% PUEC*	\$978.638
	Pajak masuk	7,5% PUEC**	\$917.472,9
	Transportasi ke lokasi	1,5% PUEC*	\$183.494,6
	Tenaga kerja (instalasi + instrumentasi)	32% PUEC + 1% PUEC (<i>few controls</i>)	\$4.036.881
	Material (instalasi + instrumentasi)	11% PUEC + 4% PUEC (<i>few controls</i>)	\$1.834.946
	Biaya Utilitas		\$20.184.403
	Physical Plant Cost (PPC)		\$69.889.780
10.	Engineering and Construction	20% PPC	\$13.977.956
	Direct Plant Cost (DPC)		\$83.867.736
11.	Contractor's Fee	4-10% DPC	\$3.354.709
12.	Contingency	5-10% DPC***	\$4.193.387
	Fixed Capital Investment		\$91.415.832

*estimasi

**Peraturan Menteri Keuangan RI No. 26/PMK.010/2022 tentang Penetapan Sistem Klasifikasi Barang dan Pembebanan Tarif Bea Masuk atas Barang Impor

***Peters dan Timmerhaus,2003

6.2 Harga Penjualan Produk (Sales)

Produk bioetanol akan dijual sebesar \$1,50/L, sehingga harga penjualan produk (*sales*) dalam satu tahun:

$$\begin{aligned} \text{Sales} &= \$1,50/\text{L} \times 30.000.000 \text{ L} \\ &= \$45.000.000,00 \end{aligned}$$

6.3 Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

Biaya produksi adalah seluruh biaya selama pabrik berjalan yang berhubungan langsung dengan operasi produksi dan biaya untuk menjalankan peralatan proses.

Biaya produksi terdiri dari:

1. *Direct Manufacturing Cost*, merupakan pengeluaran yang dipengaruhi oleh jumlah produksi dan berhubungan langsung terhadap manufaktur produk.
2. *Indirect Manufacturing Cost*, merupakan pengeluaran yang dipengaruhi oleh jumlah produksi tetapi tidak berhubungan langsung dengan manufaktur produk.
3. *Fixed Manufacturing Cost*, merupakan pengeluaran yang tidak bergantung pada jumlah produksi.

1. Perhitungan Biaya *Raw Material* dan Utilitas

Pabrik bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit beroperasi selama 24 jam/hari dalam 330 hari per bulan (7.920 jam/tahun). Pabrik direncanakan dibangun pada tahun 2027 dan mulai beroperasi pada tahun 2029, sehingga perlu dilakukan penyesuaian harga bahan baku saat ini dengan tahun pabrik akan beroperasi. Ada tiga hal yang perlu diperhatikan yaitu harga bahan baku dan bahan utilitas yang

digunakan rutin selama pabrik beroperasi (sepanjang tahun), dan bahan yang hanya dibeli saat pabrik mulai operasi (resin *ion exchanger*). Sebagai contoh untuk harga bahan baku NaOH:

Jumlah = 34.156,75 ton/tahun

Harga satuan = \$0,20/kg

Tahun referensi = 2023

Tahun beli = 2029

CEPCI referensi = 664,3

CEPCI 2027 = 723,3

Dapat dihitung harga NaOH pada tahun 2029 sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Harga alat} &= \text{jumlah kebutuhan} \times \text{harga} \times \frac{\text{CEPCI tahun pembelian}}{\text{CEPCI tahun referensi}} \\
 &= 34.156,75 \text{ ton/tahun} \times \$0,20/\text{kg} \times \frac{723,3}{664,3} \\
 &= \$7.437.946
 \end{aligned}$$

Dengan cara perhitungan yang sama dapat diperoleh estimasi seluruh bahan baku proses dan utilitas pada tahun 2029.

Tabel 6. 8 Harga bahan proses

No.	Bahan	Kebutuhan, ton/tahun	Referensi			Biaya Tahun 2029
			Harga	Tahun	Sumber	
1.	Tandan Kosong Kelapa Sawit	142.319,78	Rp400.000,00/4 ton	2023	PT. Tania Selatan, Wilmar Group	\$1.038.213
2.	NaOH	34.156,75	\$0,20/kg	2023	Shandong Bairui Fine Chemcial Co., Ltd	\$7.437.946
3.	Natrium sitrat	2.782,19	\$650/ton	2023	Shandong Zhoushun International Trade Co., Ltd	\$4.651.916
4.	Asam sitrat	1.764,47	\$550/ton	2023	Yantai Wenxu Industrial Co., Ltd	\$8.695.171
5.	Peptone	7.986,04	\$1,00/kg	2023	Guangzhou Tongyi Biochemistry Technology Co., Ltd	\$1.969.001
6.	Yeast extract	3.993,02	\$1070/ton	2023	Nanjin Tessin Biotechnology Co., Ltd.	\$1.056.629
7.	Yeast	3.993,02	\$0,28/kg	2023	Cangzhou Huayou	\$1.217.324
8.	Enzim cellic ctec2 dan htec2	10.135,06	\$1,47/kg	2023	Novozymes Biotechnology Ltd	\$16.221.475

Tabel 6. 9 Harga bahan utilitas

No.	Bahan	Kebutuhan, ton/tahun	Referensi			Biaya Tahun 2029
			Harga	Tahun	Sumber	
1.	Aluminium sulfat	69,93	\$110/ton	2023	Shandong Yili-Spring Chemical Industry Co., Ltd	\$8.375
2.	Natrium karbonat	325,18	\$160/ton	2023	Hebei Jianmo Technology Co., Ltd	\$56.649
3.	Kalsium hipoklorit	15,810	\$120/ton	2023	Qingdao Sincere Chemical Co., Ltd	\$2.066
4.	Asam fosfat 85%	12,528	\$730/ton	2023	INNER MONGOLIA Ludingyuan Co., Ltd	\$9.958
5.	Natrium sulfit	0,039	\$390/ton	2023	Henan Tianfu Chemical Co., Ltd	\$50.763
6.	DEAE	2,51	\$19/kg	2023	Sichuan Zhonghongda Technology Co., Ltd	\$16,764
7.	Dispersant	0,91	Rp960.000/30 kg	2023	PT. Wahana Tirta Chemindo	\$2.128
8.	Asam klorida 37%	13,78	\$185	2023	Shijiazhuang Xinlongwei Chemical Co., Ltd	\$2.776,53
9.	NaOH	0,36	\$0,20/kg	2023	Shandong Bairui Fine Chemical Co., Limited	\$78,97
10.	Karbon aktif	0,53	\$0,50/kg	2023	Zhengzhou Bo Yue Purification Materials Co., Ltd	\$287
11.	Gas alam	18095,28	\$50/ton	2023	PT Perusahaan Gas Negara	\$985.103,42

Tabel 6. 10 Harga Bahan Sekali Beli

No.	Bahan	Kebutuhan	Referensi			Biaya Tahun 2029 dalam US Dolar
			Harga Satuan	Tahun	Sumber	
1.	Resin <i>polystyrene sulfonate</i>	382,45 kg	\$0,78	2023	Hebei Lijiang Biotechnology Co., Ltd	\$276,70
2.	Resin <i>trymethyl benzil ammonium</i> 8% CL	505,68 kg	\$0,80	2023	Henan Comcess Industry Co., Ltd	\$375,24

2. Perhitungan Penggajian Operator (Labor Cost)

Total operator berdasarkan Tabel 21 adalah 43 orang/*shift*. Dalam 1 hari terdapat 3 *shift standby* dan satu *shift* berlangsung selama 8 jam, sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned}\text{Jumlah } \textit{man-hour}/\text{hari} &= 43 \text{ orang}/\textit{shift} \times 3 \text{ shift}/\text{hari} \times 8 \text{ jam} \\ &= 1.080 \text{ man-hour}/\text{hari} \\ &= 356.400 \text{ man-hour}/\text{tahun}\end{aligned}$$

Operator merupakan 100% orang Indonesia dengan gaji (di luar tunjangan) Rp4.500.000,00/bulan atau Rp22.500,00/jam kerja.

$$\begin{aligned}\text{Labor cost}/\text{tahun} &= 340.560 \text{ man-hour}/\text{tahun} \times \text{Rp}22.500,00/\text{man-hour} \\ &= \text{Rp}7.662.600.000,00 \\ &= \$524.298,75\end{aligned}$$

1. Perhitungan *Manufacturing Cost*

Terdapat beberapa komponen dalam perhitungan *manufacturing cost*. Berdasarkan perhitungan sebelumnya, didapatkan biaya *raw material* dan *operating labor*, sedangkan komponen lain diestimasi berdasarkan persentase yang diberikan oleh Aries dan Newton (1955) dengan rincian dan hasil perhitungan sebagai berikut:

Tabel 6. 11 Perhitungan manufacturing cost

No	Komponen	Persentase	Nilai
1.	<i>Raw material</i>	Tabel 6.8	\$42.287.675
2.	<i>Labor cost</i>		\$1.944.112
3.	<i>Supervision</i>	10% <i>labor cost</i> (operasi sederhana)	\$194.411
4.	<i>Maintenance</i>	2-6% FCI untuk <i>simple chemical processes</i>	\$1.349.008

5.	<i>Plant supplies</i>	15% <i>maintenance cost</i>	\$202.351
6.	<i>Royalties and patent</i>	1-5% <i>sales price</i>	\$765.919
7.	Bahan utilitas	Tabel 6.9 dan 6.10	\$1.118.854
<i>Direct Manufacturing Cost</i>			\$47.862.331
8.	<i>Payroll overhead</i>	15-20% <i>labor cost</i>	\$291.617
9.	Laboratorium	10-20% <i>labor cost</i>	\$194.411
10.	<i>Plant overhead</i>	50-100% <i>labor cost</i>	\$972.056
11.	<i>Packaging</i>	2-20% <i>sales*</i>	\$1.531.839
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>			\$2.989.923
12.	Depresiasi	8-10% FCI	\$5.396.032
13.	<i>Property tax</i>	1-2% FCI	\$674.504
14.	Asuransi	1% FCI	\$674.504
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>			\$6.745.041
<i>Total Manufacturing Cost</i>			\$57.597.294

6.4 Modal Kerja (*Working Capital*)

Working capital atau modal kerja adalah biaya yang diperlukan untuk awal operasional pabrik sebelum pendapatan dari pabrik mulai diperoleh. Modal kerja terdiri dari beberapa komponen, yaitu *raw material inventory*, *product inventory*, *in process inventory*, *extended credit*, dan *available cash*. *Raw material inventory* adalah modal yang digunakan untuk menjaga ketersediaan bahan baku. Menurut Aries dan Newton (1955), *raw material inventory* dihitung sebagai 1 bulan persediaan bahan baku. *Product inventory* dihitung berdasarkan 1 bulan *manufacturing cost* yang diperlukan untuk mengantisipasi produk belum terjual. *Extended credit* bertujuan untuk mengantisipasi produk yang telah terjual tetapi belum terbayarkan dan diperkirakan sebesar *sales* selama 1 bulan. *Available cash* dihitung berbasis 1 bulan *manufacturing cost* dan *in process inventory* dihitung sebesar setengah *manufacturing cost* selama satu periode proses (5 hari). Hasil perhitungan *working capital* adalah sebagai berikut:

Tabel 6. 12 Perhitungan working capital

No.	Komponen	Persentase	Nilai
1.	<i>Raw material inventory</i>	1 bulan <i>manufacturing cost</i>	\$3.523.973
2.	<i>In process inventory</i>	0,5 x 5 hari <i>manufacturing cost</i>	\$436.343
3.	<i>Product inventory</i>	1 bulan <i>manufacturing cost</i>	\$4.799.775
4.	<i>Extended credit</i>	1 bulan <i>sales</i>	\$6.382.661
5.	<i>Available cash</i>	1 bulan <i>manufacturing cost</i>	\$4.799.775
<i>Working Capital Investment</i>			\$19.942.546

6.5 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General expenses adalah pengeluaran yang tidak berhubungan langsung dengan operasi produksi. Komponen dalam *general expenses* diestimasi berdasarkan persentase yang diberikan oleh Aries dan Newton (1955) dengan rincian dan hasil perhitungan berikut:

Tabel 6. 13 Perhitungan general expenses

No.	Komponen	Persentase	Nilai
1.	<i>Administration</i>	2-3% <i>sales price</i>	\$1.531.839
2.	<i>Sales</i>	3-12% <i>sales price</i>	\$2.297.758
3.	<i>Research</i>	2-4% <i>sales</i>	\$1.531.839
4.	<i>Finance</i>	0-10% <i>total capital investment</i>	\$873.929
<i>General Expenses</i>			\$6.235.365

6.6 Analisis Keuntungan (*Profit*)

Perhitungan keuntungan dilakukan sebagai berikut:

Fixed capital = \$67.450.405

Working capital = \$19.942.546

Sales = \$76.591.932

Manufacturing cost (MC) = \$57.597.294

$$\begin{aligned}
 \text{General expenses (GE)} &= \$6.235.365 \\
 \text{Total cost (TC)} &= MC + GE \\
 &= \$57.597.294 + \$6.235.365 \\
 &= \$63.832.659 \\
 \text{Profit before tax} &= \text{sales} - \text{total cost} \\
 &= \$76.591.932 - \$63.832.659 \\
 &= \$12.759.273
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Indonesia Investment (2022), pajak penghasilan perusahaan adalah 25%, sehingga:

$$\text{Profit after tax} = \$9.569.455$$

6.7 Analisis Kelayakan (*Feasibility*)

Pabrik bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit dapat digolongkan ke dalam pabrik *low risk* karena:

- Pabrik bioetanol dari biomassa lignoselulosa sudah banyak berdiri di luar negeri, namun teknologi proses yang digunakan berbeda-beda menyesuaikan jenis biomassa yang digunakan
- *Pilot-plant* pabrik bioetanol sudah banyak berdiri di Indonesia dengan skala kecil, namun mayoritas merupakan bioetanol generasi pertama yang menggunakan bahan baku dari bahan pangan
- Bahan proses yang digunakan memiliki *hazard* yang rendah dan kondisi operasi tidak terlalu tinggi

- Produk bioetanol memiliki target pasar yang jelas, mengikuti kebijakan Pemerintah Indonesia untuk mengurangi konsumsi bahan bakar fosil dengan menerapkan *blending* bioetanol pada *gasoline*

6.7.1. Return On Investment (ROI)

Return On Investment (ROI) menunjukkan perbandingan secara langsung antara profit yang didapatkan pabrik dengan *fixed capital* dan dapat menunjukkan persentase pengembalian investasi. Nilai ROI dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$(ROI)_b = \frac{\text{Profit Before Tax}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

$$(ROI)_a = \frac{\text{Profit After Tax}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

Nilai ROI pabrik bioetanol adalah sebesar 18,92% sebelum pajak dan 14,19% setelah pajak. Syarat batasan minimum ROI sebelum pajak *low risk industrial chemical* adalah sebesar 11% (Aries dan Newton, 1955) sehingga pabrik bioetanol masuk dalam kategori investasi menarik.

6.7.2. Pay Out Time (POT)

Pay-out Time (POT) merupakan parameter yang digunakan untuk mengetahui berapa lama waktu yang dibutuhkan untuk nilai investasi dapat kembali dengan melakukan perhitungan terhadap depresiasi. Nilai dari POT dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$(\text{POT})_b = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Profit} + 0,1 \text{ Fixed Capital}}$$

$$(\text{POT})_a = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Profit} + 0,1 \text{ Fixed Capital}}$$

Nilai POT sebelum pajak dan POT setelah pajak masing-masing adalah 3,46 tahun dan 4,13 tahun. Berdasarkan referensi *Chemical Engineering Cost Estimation* (Aries dan Newton, 1955), nilai *maximum acceptable* POT untuk *low risk chemical industry* adalah sebesar 5 tahun sebelum pajak, sehingga pabrik bioetanol termasuk ke dalam investasi yang menarik.

6.7.3. Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)

Break Even Point (BEP) adalah kondisi pabrik tidak mengalami rugi dan untung. Dalam hal ini, kapasitas produksi di mana besarnya *sales* ekuivalen dengan *total cost*. Nilai BEP dapat dicari dengan membuat titik perpotongan antara nilai *sales* dengan *total cost* yang saling bersinggungan. *Shutdown Point* (SDP) merupakan titik di bawah *break even point* di mana lebih baik untuk menghentikan operasi daripada melanjutkan proses produksi. Nilai dari BEP dan SDP dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

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

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

Dimana,

F_a = *fixed cost*

V_a = *variable cost*

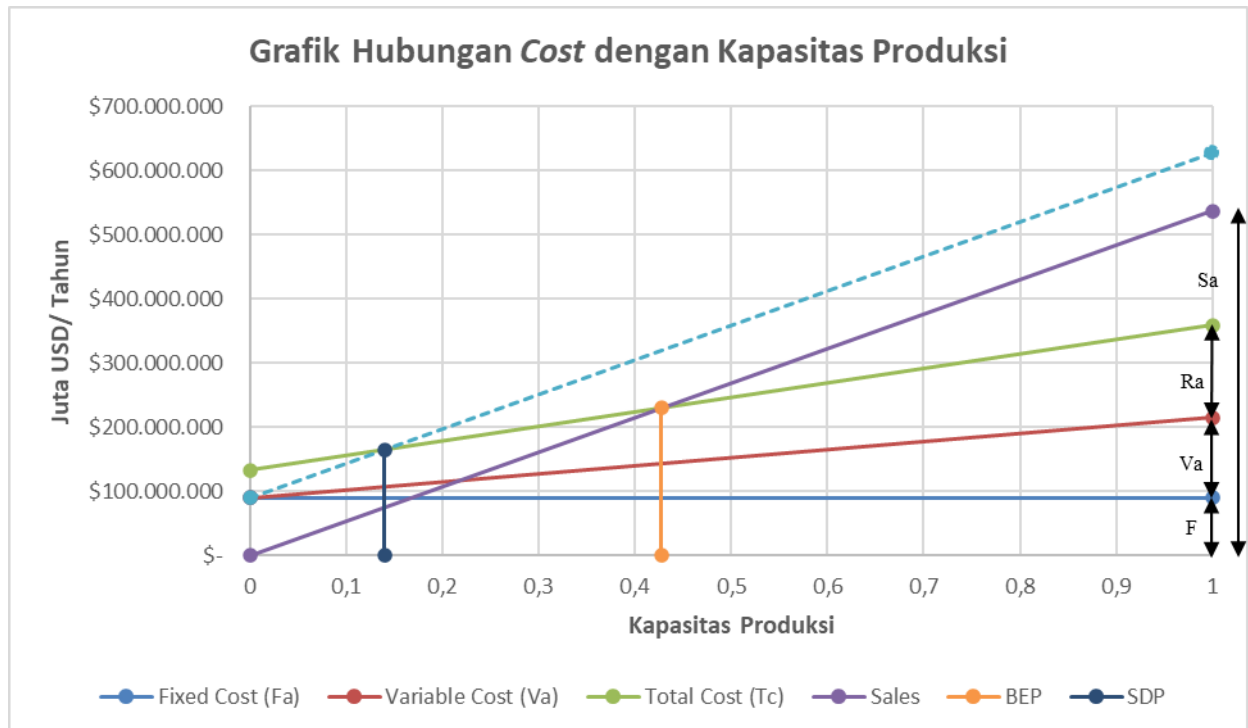
R_a = *regulated cost*

Nilai BEP untuk pabrik bioetanol adalah sebesar 41,82 %. BEP pabrik harus berada di antara 40-60 % agar dapat dikatakan sebagai investasi yang menarik. Oleh karena itu, nilai BEP pabrik bioetanol termasuk dalam batas investasi yang menarik. Nilai SDP dapat dihitung secara grafis dengan perpotongan antara garis sales dengan garis total cost. Nilai SDP untuk pabrik etil akrilat adalah 13,23 %. SDP merupakan titik di mana lebih untung untuk memberhentikan operasi dibandingkan memproduksi bioetanol. Oleh karena itu, pabrik bioetanol dianjurkan berhenti beroperasi apabila telah kurang dari SDP.

6.7.4. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

DCFR merupakan metode yang digunakan untuk menganalisis keuntungan pabrik pada saat ini hingga umur pabrik. DCFR dapat diartikan sebagai parameter laju bunga maksimum dimana suatu pabrik dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik. Pada analisis ekonomi menggunakan metode DCFR mempertimbangkan nilai uang yang berubah terhadap waktu. Untuk menghitung DCFR pabrik bioetanol dari TKKS digunakan beberapa asumsi:

- Umur ekonomis pabrik adalah 10 tahun ($n = 10$)
- Pabrik berjalan pada kapasitas 100% selama umur pabrik



Gambar 6. 2 Garfik hubungan cost dengan kapasitas produksi

- *Annual profit* dan *tax profit* bernilai konstan
- Depresiasi konstan tiap tahun

Pabrik akan mulai didirikan pada tahun 2027 dan mulai beroperasi pada tahun 2029. Perhitungan dilakukan dengan basis tahun 2029 sebagai tahun ke-0. Pada tahun 2027 (-2), pabrik mengeluarkan uang sebesar *fixed capital investment*, kemudian pada tahun ke-0 pabrik mengeluarkan uang sebesar biaya resin utilitas (Tabel 32) dan *working capital*. Dari tahun ke-1 hingga ke-10, pabrik mendapatkan pemasukkan sebesar C (*profit after tax* + depresiasi + *finance*). Ditahun terakhir,

selain C, pabrik akan mendapatkan kembali *working capital* (menjadi pemasukkan) dan *salvage value* (nilai pabrik diakhir umur pabrik).

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Pabrik bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit (TKKS) dengan proses fermentasi berkapasitas 30.000 ton/tahun direncanakan berdiri pada tahun 2027.

Maka dapat disimpulkan :

1. Berdasarkan tujuan proses, kondisi operasi, sifa-sifat bahan baku produk dan lokasi pabrik, maka pabrik ini tergolong pabrik beresiko rendah.
2. Berdasarkan hasil ekonomi pabrik sebagai berikut:
 - a. Keuntungan sebelum pajak : \$12.759.273
 - b. Keuntungan setelah pajak : \$9.569.455
 - c. ROI : 18,92% sebelum pajak dan
14,19% setelah pajak
 - d. BEP : 41,82 %, dengan standar 40-60%

Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik bioetanol dari tandan kosong kelapa sawit dengan kapasitas 30.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar untuk dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia. Hal tersebut meliputi :

1. Pendirian suatu pabrik kimia tidak pernah lepas dari produksi limbah, limbah dapat diolah dengan sebagaimana semestinya untuk menghindari pencemaran lingkungan sekitar, maka dari itu diharapkan perkembangan pabrik-pabrik kimia yang ramah lingkungan.
2. Optimasi pemilihan meliputi alat proses dan bahan baku harus diperhatikan untuk menekan biaya operasi dengan demikian akan lebih optimal pula keuntungan yang akan diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

- Amrullah, I., dan E. Hambali. 2021. Bioethanol prospect from agricultural crops and its biomass in Indonesia. *International Conference of Biomass and Bioenergy 2020*. August 10-11. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science* 749: 012019.
- Anita, L., A. Adriman, dan M. Fauzi. 2020. Kualitas dan dsitribusi spasial karakteristik fisika-kimia sungai siak di kota pekanbaru. *Depik Jurnal Ilmu-Ilmu Perairan, Pesisir dan Perikanan* 9(2): 335-343.
- Azelee, N.I.W., J.Md. Jahim, A. Rabu, A.M.A. Murad, F.D.A. Bakar, dan R.Md. Illias. 2014. Efficient removal of lignin with the maintenance of hemicellulose from kenaf by two-stage pretreatment process. *Carbohydrate Polymers* 99: 447-453.
- Azhar, S.H.M., R. Abdulla, S.A. Jambo, H. Marbawi, J.A. Gansau, A.A.M. Faik, dan K.F. Rodrigues. 2017. Yeasts in sustainable bioethanol production: A review. *Biochemistry and Biophysics reports* 10:52-61.
- Bdrun, Y., dan A. Ridhoni. 2013. Model sebaran sedimen suspensi muara sungai siak riau. *Jurnal Photon* 3(2): 55-62.
- Cantarella, M., L. Cantarella, A. Gallifuoco, A. Spera, dan F. Alfani. 2004. Comparison of different detoxification methods for steam-exploded poplar wood as a substrate for the bioproduction of ethanol in SHF and SSF. *Process Biochemistry* 39(11): 1533-1542.
- Chang, M., D. Li, W. Wang, D. Chen, Y. Zhang, H. Hu, dan X. Ye. 2017. Comparison of sodium hydroxide and calcium hydroxide pretreatments on

- the enzymatic hydrolysis and lignin recovery of sugarcane bagasse. *Bioresource Technology* 244(1): 1055-1058.
- Chang, S.H. 2014. An overview of empty fruit bunch from oil palm as feedstock for bio-oil production. *Biomass and Bioenergy* 62: 174-181.
- Chiesa, S., dan E. Gnansounou. 2014. Use of Empty Fruit Bunches from the Oil Palm for bioethanol production: A thorough comparison between dilute acid and dilute alkali pretreatment. *Bioresource Technology* 159: 355-364.
- Dahnum, D., S.O. Tasum, E. Triwahyuni, M. Nurdin, dan H. Abimanyu. 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.
- Derman, E., R. Abdulla, H. Marbawi, dan M.K. Sabullah. 2018. Oil palm empty fruit bunches as a promising feedstock for bioethanol production in Malaysia. *Renewable Energy* 129(A): 285-298.
- Dutu, R. 2016 Challenges and policies in Indonesia's energy sector. *Energy Policy* 98: 513-519.
- Global Agricultural Information Network. 2022. *Biofuels Annual*. GAIN. Jakarta.
- Goh, C.S., K.T. Tan, K.T. Lee, dan S. Bhatia. 2010. Bio-ethanol from lignocellulose: Status, perspectives and challenges in Malaysia. *Bioresource Technology* 101: 4834-4841.
- Gupta, A., dan J.P. Verma. 2015. Sustainable bio-ethanol production from agro-residue: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 41: 550-567.

- Hendriks, A.T.W.M., dan G. Zeeman. 2009. Pretreatments to enhance the digestibility of lignocellulosic biomass. *Bioresource Technology* 100(1): 10-18.
- Hidayat, N., S. Suhartini, R.N. Utami, dan M.B. Pangestuti. 2020. Anaerobic digestion of fungally pre-treated oil palm empty fruit bunches: energy and carbon emission footprint. *International Conference on Innovation and Technology*. October 23-24. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science* 524: 012019.
- Jupesta, J., R. Boer, G. Parayil, Y. Harayama, M. Yarime, J.A.P. de Oliveira, dan S.M. Subramanian. 2011. Managing the transition to sustainability in an emerging economy: Evaluating green growth policies in Indonesia. *Environmental Innovation and Societal Transitions* 1(2): 187-191.
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. 2019. *Handbook of Energy & Economic Statistics of Indonesia 2019*. ESDM. Jakarta.
- Komala, P.S., dan F. Agustina. 2014. Kinerja Kaporit dalam Penyisihan E.Coli pada Air Pengolahan PDAM. *TeknikA* 21(2): 66-76.
- Kumar, B., N. Bhardwaj, K. Agrawal, V. Chaturvedi, dan P. Verma. 2020. Current perspective on pretreatment technologies using lignocellulosic biomass: An emerging biorefinery concept. *Fuel Processing Technology* 199: 106244.
- Kurnia, J.C., S.V. Jangam, S. Akhtar, A.P. Sasmito, dan A.S. Mujumdar. 2016. Advances in biofuel production from oil palm and palm oil processing wastes: A review. *Biofuel Research Journal* 3(1): 332-346.

- Law, K.-N., W.R.W. Daud, dan A. Ghazali. 2007. Morphological and Chemical Nature of Fiber Strands of Oil Palm Empty-Fruit-Bunch (OPEFB). *Bioresources* 2(3): 351-362.
- Lane, M.M., dan J.P. Morrissey. Kluveromyces marxianus: A yeast emerging from its sister's shadow. *Fungal Biology Reviews* 24(1-2): 17-26.
- Mahlia, T.M.I., N. Ismail, N. Hossain, A.S. Silitonga, dan A.H. Shamsuddin. 2019. Palm oil and its wastes as bioenergy sources: a comprehensive review. *Environmental Science and Pollution Research* 26: 14849-144866.
- Menon, V., dan M. Rao. 2012. Trends in bioconversion of lignocellulose: Biofuels, platform chemicals & biorefinery concept. *Progress in Energy and Combustion Science* 38(4): 522-550.
- Milledge, J.J., B. Smith, P. Dyer, dan P. Harvey. 2014. Macroalgae-derived biofuel: A review of methods of energy extraction from seaweed biomass. *Energies* 7(11): 7194-7222.
- Öhgren, K., R. Bura, G. Lesnicki, J. Saddler, dan G. Zacchi. 2007. A comparison between simultaneous saccharification and fermentation and separate hydrolysis and fermentation using steam-pretreated corn stover. *Process Biochemistry* 42(5): 834-839.
- Prasad, R.K., S. Chatterjee, P.B. Mazumder, S.K. Gupta, S. Sharma, M.G. Vairale, S. Datta, S.K. Dwivedi, dan D.K. Gupta. 2019. Bioethanol production from waste lignocelluloses: A review on microbial degradation potential. *Chemosphere* 231: 588-606.

Rahmadi, A., L. Aye, dan G. Moore. 2013. The feasibility and implications for conventional liquid fossil fuel of the Indonesian biofuel target in 2025. *Energy Policy* 61: 12-21.

Ravindran, R., dan A.K. Jaiswal. 2016. A comprehensive review on pre-treatment strategy for lignocellulosic food industry waste: Challenges and opportunities. *Bioresource Technology* 199: 92-102.

Saini, J.K., R. Saini, dan L. Tewari. 2015. Lignocellulosic agriculture wastes as biomass feedstocks for second-generation bioethanol production: concepts and recent developments. *3 Biotech* 5: 337-353.

Sekretariat Jenderal Dewan Energi Nasional. 2019. *Indonesia Energy Outlook 2019*. DEN. Jakarta.

Setiawan, I.C., Indarto, dan Deendarlianto. 2021. Quantitative analysis of automobile sector in Indonesian automotive roadmap for achieving national oil and CO₂ emission reduction targets by 2030. *Energy Policy* 150(2021): 112135.

Sudiyani, Y., D. Styarini, E. Triwahyuni, Sudiarmanto, K.C. Sembiring, Y. Aristiawan, H. Abimanyu, dan M.H. Han. 2013. Utilization of Biomass Waste Empty Fruit Bunch Fiber of Palm Oil for Bioethanol Production Using Pilot-Scale Unit. *Energy Procedia* 32: 31-38.

_____, E. Triwahyuni, D. Burhani, Muryanto, dan S. Aiman. 2019. Perkembangan Produksi Bioetanol sebagai Bahan Bakar. Dalam Perkembangan Bioetanol G2: Teknologi dan Perspektif. Editor Y. Sudiyani, S. Aiman, dan D. Mansur. Cetakan 1. LIPI Press. Jakarta.

Sugiawan, Y. dan S. Managi. 2016. The environmental Kuznets curve in Indonesia: Exploring the potential of renewable energy. *Energy Policy* 98: 187-198.

Suhartini, S., N.A. Rohma, E. Mardawati, Kasbawati, N. Hidayat, dan L. Melville. 2021. Biorefining of oil palm empty fruit bunches for bioethanol and xylitol production in Indonesia: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 154(2022): 111817.

Triwahyuni, E., Muryanto, Y. Sudiyani, dan H. Abimanyu. 2015. The effect of substrate loading on simultaneous saccharification and fermentation process for bioethanol production from oil palm empty fruit bunches. *Energy Procedia* 68: 138-146.

Xu, J.-D., M.-F. Li, dan R.-C. Sun. 2018. Succesive fractionations of hemicelluloses and lignin from sorghum stem by sodium hydroxide aqueous solutions with increased concentrations. *BioResources* 13(2): 2356-2373.

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

Reaktor SSF

Fungsi : Mengubah $(C_6H_{10}O_5)_n$ menjadi $nC_6H_{12}O_6$ dan hemiselulosa menjadi $C_5H_{10}O_5$ lalu mengfermentasikan glukosa tersebut menjadi 3820,69 kg etanol.

Jenis : Reaktor *simultaneous saccharification and fermentation* (SSF) berpengaduk dilengkapi dengan jaket pemanas

Kondisi Operasi :

- a. Tekanan : 1 atm
- b. Temperature : 35 °C
- c. pH : 4.8 – 5
- d. Reaksi : Proses hidrolisis terjadi secara endotermis sedangkan proses fermentasi terjadi secara eksotermis

Perancangan Reaktor

a) Volume Reaktor

Volume cairan dalam reaktor sebesar :

$$V_{\text{cairan}} : 81,326 \text{ m}^3$$

Volume reaktor setelah oversize 20% :

$$V_{\text{cairan}} : 97,592 \text{ m}^3$$

b) Dimensi Reaktor

Diameter dan tinggi reaktor dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

Dimana:

$$V_{\text{reaktor, m}^3} = \text{volume}$$

$$D = \text{diameter reaktor, m}$$

$$H = \text{tinggi reaktor, m}$$

Digunakan rasio H/D sebesar 2, sehingga :

$$D = 3,961 \text{ m} = 155,9303 \text{ in}$$

$$H = 7,921 \text{ m}$$

c) Tekanan Desain

Tekanan desain dihitung dengan persamaan berikut: (*overdesign* 20%)

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \times (P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{sistem}})$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h_{\text{cairan}}$$

$$h_{\text{cairan}} = \frac{V_{\text{cairan}}}{\frac{\pi}{4} \times D^2}$$

Didapatkan

h_{cairan}	6,60	m
$P_{\text{hidrostatik}}$	111170,08	Pa
P_{desain}	254994,09	Pa
	2,52	atm
	36,98	psi

d) Tebal Dinding *Shell*

Material yang digunakan adalah Stainless Steel SA 240 tipe 316. Berdasarkan ASME Unfired Pressure Vessel Code (Appendix D Brownell & Young, 1959), maximum allowable stress (f) dari material tersebut pada suhu 35 °C adalah 18750 psi. Digunakan tipe sambungan double-welded butt joint, sehingga maximum joint efficiency (E) bernilai 0,8 (Tabel 13.2, Brownell & Young, 1959). Selain itu menurut Sinnott, 1999, ketebalan shell perlu ditambahkan corrosion allowance (C) sebesar 4 mm untuk bahan korosif. Berdasarkan standar ASME Section VII Division I, tebal shell dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$t_{shell} = \frac{P \times R}{f \times E - 0,6 \times P} + C$$

Didapatkan:

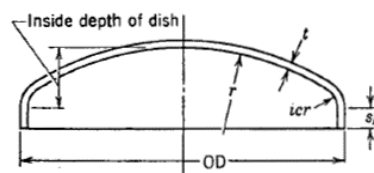
$$\begin{aligned} t_{shell} &: 8,89 \text{ mm} \\ &: 0,350 \text{ in} \end{aligned}$$

Diperoleh tebal *shell* 0,350 in sehingga digunakan tebal standar sebesar 0,375 inches atau 9,525 mm (Appendix F, Brownell & Young, 1959)

$$t_{shell} : 9,525 \text{ mm}$$

Dimensi dan Tebal *head* dan *bottom*

Bentuk head dan bottom yang dipilih adalah torispherical head dengan bahan stainless steel SA-240 tipe 316. Jenis head dan bottom ini dipilih karena ekonomis dan paling umum digunakan bila dibandingkan dengan jenis lainnya.



a) Mencari Diameter Luar

Diameter luar (OD) dapat dihitung dengan persamaan berikut

$$OD = \text{Diameter reaktor} + (2 \times t_{shell})$$

Didapatkan :

OD : 3,98 m
: 156,68 in

Berdasarkan Tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959), maka digunakan OD standar 168 in. Tebal minimum pada OD 168 in adalah 0,5 in, maka tebal *shell* dikoreksi menjadi 0,5 in, maka diperoleh nilai sebagai berikut:

Inside corner radius (icr) : 10,125 in
r : 144 in

Pada perancangan ini, digunakan OD standar yaitu 168 in dan tebal *shell* sebesar 0,5 in. Oleh karena itu nilai ID perlu dikoreksi

$$ID_{\text{koreksi}} = OD_{\text{koreksi}} - (2 \times t_{\text{shell koreksi}})$$

Didapatkan :

ID_{koreksi} : 167 in
: 4,24 m

Tebal *head* dan *bottom* dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$t_{\text{head}} = \frac{P \times r_c \times W}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C$$

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{r_1}} \right)$$

Dimana

t_{head} = tebal *head*, in
P = tekanan desain, psi
 r_c = *crown radius*, in

- f = allowable stress, psi
 E = joint efficiency
 C = corrosion allowable, in

Didapatkan :

$$W : 1,77 \text{ in}$$

$$T_{\text{head}} : 0,52 \text{ in}$$

Diperoleh tebal head sebesar 0,52 in dan digunakan tebal standar 0,625 in. Tebal head dan bottom lebih besar dibanding tebal shell, sehingga tebal shell disesuaikan dengan tebal head dan bottom menjadi 0,625 in.

$$ID_{\text{koreksi}} : 166,75 \text{ in}$$

$$: 4,25 \text{ m}$$

Menurut Brownell & Young, 1959, pada perancangan *torispherical head*, *inside corner radius* (icr) tidak boleh kurang dari 6% *inside diameter*.

$$Icr/ID : 6,072\%$$

Karena nilai icr/ID tidak kurang dari 6%, maka perancangan *torispherical head* sudah baik.

b) Tinggi Head dan Bottom

Berdasarkan Tabel 5.6, Brownell & Young (1959), pada ketebalan 0,625 in didapatkan *standar straight flanger* sebesar:

$$sf = 1,5 - 3,5 \text{ in}$$

Pada perancangan dipilih sf sebesar 2,5 in

Berikut merupakan perhitungan dimensi pada *head*:

$$a : ID/2 : 83,38 \text{ in}$$

$$AB : a - icr : 73,25 \text{ in}$$

$$BC : r - icr : 133,88 \text{ in}$$

$$b : r : 31,942 \text{ in}$$

$$OA : t + b + sf : 35,067 \text{ in} = 0,8907 \text{ m}$$

c) Volume Head dan Bottom

Volume *torispherical head* dapat dihitung menggunakan persamaan berikut (Brownell & Young, 1959)

$$V_{head} = \frac{\pi}{24} \times (ID)^3$$

Didapatkan :

$$V_{head} : 9,95 \text{ m}^3$$

Rekalkulasi Dimensi Faktor

karena terdapat koreksi diameter dalam reaktor, perlu dilakukan rekalkulasi V_{shell} .

$$V_{total} = V_{shell} + V_{head} + V_{bottom}$$

$$\text{Tinggi}_{total} = \text{Tinggi}_{shell} + \text{Tinggi}_{head} + \text{Tinggi}_{bottom}$$

Didapatkan :

$$V_{shell} : 111,60 \text{ m}^3$$

$$V_{total} : 131,50 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi}_{total} : 9,7027 \text{ m}^3$$

Detail Pengaduk

Jenis pengaduk yang digunakan adalah *Paddle with 2 blades* dengan nilai parameter tertera pada Tabel *Power Consumption of Agitators* (Brown, 1950)

$$D_t/D_i : 4,35$$

$$Z_l/D_i : 4,3$$

$$Z_i/D_i : 0,29$$

$$W_b/D_i : 0,11$$

$$W_i : 0,25D_i$$

Jumlah Baffle : 3

Dengan diameter tangki (D_t) sebesar 4,235 m, didapatkan

$$D_i : 0,97 \text{ m (diameter impeller)}$$

Z_l	4,19	m (tinggi cairan di tangki)
Z_i	0,28	m (elevation of impeller above tank bottom)
w_i	0,24	m (lebar blades)
w_b	0,11	m (lebar baffle)

Jumlah pengaduk yang digunakan dapat dihitung dengan persamaan berikut (Rase, 1977)

$$n = \frac{WELH}{ID}$$

Dimana :

WELH: *water equivalent liquid height*, m

: $Z_l \times \text{sp.gr}$

ID : *inside diameter*, m

Didapatkan :

WELH: 7,21 m

n : 1,70 buah ≈ 1

Kecepatan Putaran dan Daya Motor Pengaduk

Kecepatan putaran pengaduk (N) dihitung dengan persamaan berikut (Rase, 1977)

$$N = \left(\frac{WELH}{2D_i[m]} \right)^{1/2} \times \frac{600}{\pi D_i[ft]}$$

Dimana :

D_i : 3,19 ft

N : 115,06 rpm

Berdasarkan Tabel 8.9 Rase (1977) untuk *typical agitator drives and shaft rpm* digunakan *typical rpm* sebesar 119 rpm dengan jenis motor *fixed-speed belt*. Selanjutnya menghitung bilangan *reynolds* menggunakan persamaan berikut (Rase, 1977)

$$Re = \frac{\rho \times N \times D_i^2}{\mu}$$

Dimana :

Re : Bilangan Reynolds

ρ : Densitas Larutan

N : Kecepatan Putaran Pengaduk, rps

D_i : Diameter *Impeller*, m

μ : Viskositas Larutan, kg/(m.s)

Untuk menghitung bilangan reynolds diperlukan data viskositas campuran. Data viskositas air didekati dengan pers. Yaws, 1999, p. 501. Sedangkan data viskositas komponen lain diasumsikan sama dengan air.

$$C_v = C_w \left(\frac{\rho_m}{\rho_s} \right)$$

$$\varphi = \frac{C_v}{100}$$

$$\mu_m = \mu_L (1 + 2,5\varphi + 10,05\varphi^2 + 0,00273 \exp(16,6\varphi))$$

Dimana :

μ_m : Viskositar campuran *slurry*, cP

μ_L : Viskositas cairan pada *slurry*, cP

C_v : Konsentrasi padatan ddalam volume, %

φ : Volume fraksi

Viskositas cairan :

Komponen	$\dot{m}$, kg/jam	x_i	μ , cP	μ_{camp}
As. Sitrat	273,401	0,0052	0,733	0,007
Na. Sitrat	431,097	0,0082	0,733	0,011
Air	30935,716	0,5903	0,733	0,805
Etanol	3820,690	0,0729	0,883	0,083
Total	52409,679			1,104

Diperoleh :

$$C_v : 12,178 \%$$

$$\phi : 0,122$$

$$\mu_L : 1,104 \text{ cP}$$

Didapatkan :

$$\begin{aligned} \mu_m &: 1,627 \text{ cP} \\ &: 0,00162727 \text{ kg/(m.s)} \end{aligned}$$

Didapatkan :

$$Re : 1985668$$

Berdasarkan gambar 477 (brown, 1950) untuk bilangan reynold tersebut digunakan $Po = 1,8$

Daya pengaduk dapat dihitung dengan persamaan berikut (Brown, 1950)

$$p = \frac{P_o \times \rho \times N^3 \times D_i^5}{g_c}$$

Dimana :

P : Daya motor pengaduk, hp

ρ : Densitas cairan, lb/ft³

N : Kecepatan putaran pengaduk, rps

D_i : diameter *impeller*, ft

g_c : 32,2 lbm.ft/(lbf.s²)

Didapatkan :

$$P : 15563,5514 \text{ ft.lbf/s}$$

$$: 28,30 \text{ hp}$$

Efisiensi motor pengaduk berdasarkan grafik dari Peters dan Timmerhaus (2003) adalah sekitar 88%, sehingga :

$$\text{Daya actual} : 32,1561 \text{ hp}$$

Berdasarkan standar NEMA, dipilih daya 40 hp

Perhitungan Suhu Keluar

Proses hidrolisis bersifat endotermis, sedangkan fermentasi bersifat eksotermis sehingga suhu larutan akan mengalami perubahan setelah terjadi reaksi. Pada perhitungan ini, tidak ada panas yang ke luar ke lingkungan karena reaktor diisolasi.

Neraca Panas Reaktor SSF

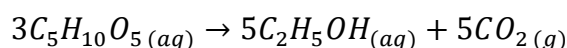
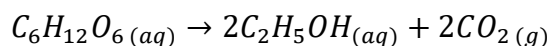
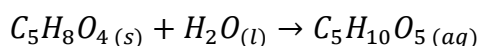
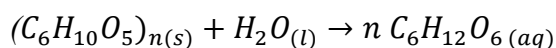
$$H_{in} - H_{out} - \Delta H_{reaksi}$$

$$H_{in} = \sum \frac{m_i}{BM_i} C_{p_i} (T_{in} - T_{ref})$$

$$H_{out} = \sum \frac{m_i}{BM_i} C_{p_i} (T_{out} - T_{ref})$$

$$\Delta H_{reaksi} = \sum (mol_{produk} \Delta H_{fproduk}^o) - \sum (mol_{reaktan} \Delta H_{freaktan}^o)$$

Reaksi yang terjadi pada proses SSF adalah sebagai berikut:



Untuk menghitung panas reaksi, diperlukan data panas pembentukan selulosa, air, glukosa, hemiselulosa, xilose, etanol dan CO₂.

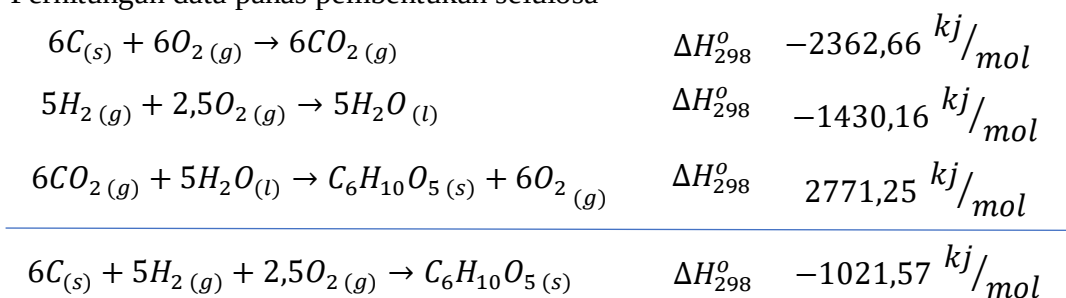
$$\begin{aligned}\Delta H_f^\circ \quad H_2O_{(l)} &= -68,3174 \text{ kcal/mol} = -286,031 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_f^\circ \quad C_2H_5OH_{(aq)} &= -234,950 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_f^\circ \quad CO_{2(g)} &= -94,052 \text{ kcal/mol} = -393,777 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Data pembentukan panas selulosa, glukosa, hemiselulosa, dan xylose dihitung menggunakan data panas pembakaran keempat komponen tersebut.

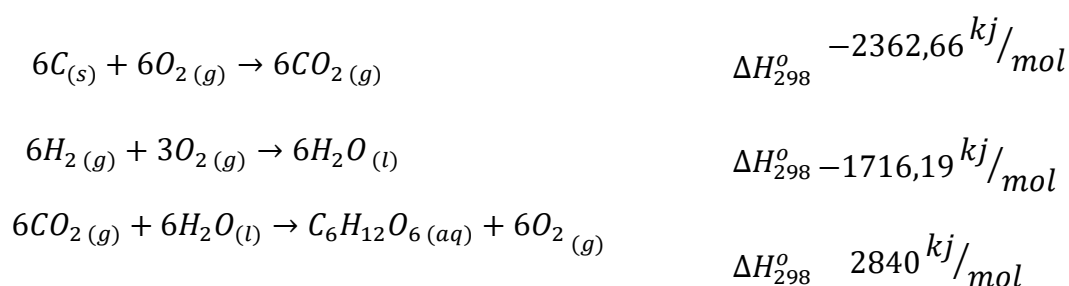
Diketahui :

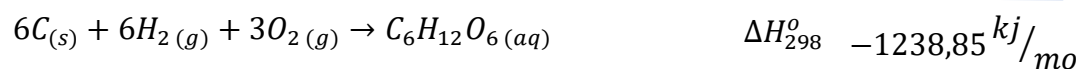
$$\begin{aligned}\Delta H_c^\circ \quad (C_6H_{10}O_5)_{n(s)} &= -2771,25 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_c^\circ \quad C_6H_{12}O_6(aq) &= -2840 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_c^\circ \quad C_5H_8O_4(s) &= -2349,6 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_c^\circ \quad C_5H_{10}O_5(aq) &= -2342,2 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Perhitungan data panas pembentukan selulosa

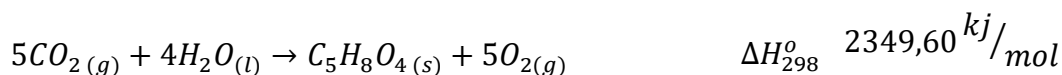


Perhitungan data panas pembentukan glukosa

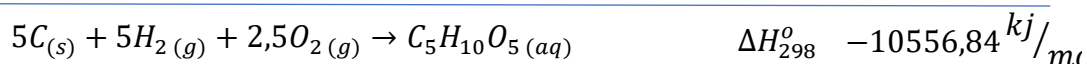
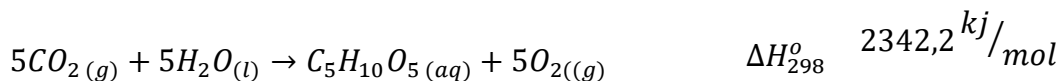
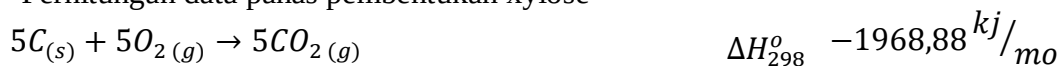




Perhitungan data panas pembentukan hemiselulosa



Perhitungan data panas pembentukan xylose



Perhitungan panas reaksi hidrolisis dengan konversi selulosa sebesar 76%, maka selulosa yang bereaksi adalah sebesar 306,03 kmol. Dari reaksi selulosa dapat terlihat stokiometri komponen air dan glukosa sama dengan selulosa, sehingga :

$$\Delta H_{\text{reaksi}} : 21039,419 \text{ kJ}$$

Dengan konversi hemiselulosa sebesar 90%, maka hemiselulosa bereaksi sebesar 338,50 kmol. Dari reaksi hemiselulosa terlihat stokiometri komponen air dan xylose sama dengan hemiselulosa, sehingga :

$$\Delta H_{\text{reaksi}} : -2504,9291 \text{ kJ}$$

Total panas reaksi hidrolisis adalah sebesar 18534,490 kJ (reaksi endotermis)

Perhitungan panas reaksi fermentasi dari hemiselulosa

Etanol yang dihasilkan : 412,50 kmol

Dari reaksi glukosa terlihat stokiometri komponen etanol sama dengan karbondioksida dan 2 kali glukosa, sehingga:

$$\Delta H_{\text{reaksi}} : -3837,21 \text{ kJ}$$

Perhitungan panas reaksi fermentasi dari hemiselulosa

Etanol yang dihasilkan : 250,96 kmol

Dari reaksi xylose terlihat stokiometri komponen etanol sama dengan karbondioksida dan 3 kali xylose, sehingga:

$$\Delta H_{\text{reaksi}} : 1349,57 \text{ kJ}$$

Total panas reaksi fermentasi : -2487,64 kJ (reaksi eksotermis)

Neraca Panas Masuk:

Komponen	n	y _i	ΔH j/mol	ΔH_{avg} , j/mol	H _{in} , kJ
Selulosa	402,668	0,027	1651,279	45,213	11993,635
Hemiselulosa	376,115	0,026	1444,334	36,939	
Lignin	45,403	0,003	2070,467	6,392	
Enzim	44,830	0,003	754,461	2,300	
Yeast	4,950	0,000	754,461	0,254	
Peptone	40,517	0,003	4502,424	12,404	
Yeast Extract	18,044	0,001	2775,786	3,406	
As. Sitrat	11,384	0,001	3345,607	2,590	
Na. Sitrat	13,364	0,001	754,461	0,686	
Air	13749,207	0,935	754,461	705,351	
Total	14706,483			815,534	

Neraca Panas Keluar:

Komponen	n	y _i	ΔH j/mol	ΔH_{avg} , j/mol	H _{out} , kJ
Selulosa	173,297	0,011	-542,581	-6,032	4053,219
Hemiselulosa	204,856	0,013	-474,5825	-6,236	
Lignin	45,403	0,003	-680,3187	-1,981	
Enzim	44,830	0,003	-252,8036	-0,727	
Yeast	19,799	0,001	-252,8036	-0,321	
As. Sitrat	11,384	0,001	-1100,835	-0,804	

Na. Sitrat	13,364	0,001	-252,8036	-0,217
Air	13749,21	0,882	-252,8036	-222,967
Karbon diok	663,458	0,043	-128,3048	-5,461
Etanol	663,458	0,043	-358,5127	-15,258
Total	15589,06			-260,0041

Neraca panas reactor SSF:

Panas Masuk		Panas Kelaur	
H_{in}	11993,64	H_{out}	-4053,22
ΔH_{reaksi}	16046,85		
	4053,22		-4053,22

1. Jaket Pemanas

a) Perhitungan LMTD

Perhitungan LMTD dilakukan untuk mengetahui nilai koefisien transfer panas dan luas perpindahan panas. ΔTLMTD diperoleh dengan menggunakan persamaan berikut: (Kern, 1965)

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Didapatkan:

$$\Delta T_{LMTD} : 11,754 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Diperoleh nilai LMTD sebesar 218,89 °F. Data dari LMTD tersebut dignakan untuk mencari nilai koefisien transfer panas dan luas dari *jacket* yang digunakan untuk memanaskan reaktor.

b) Koefisien Transfer Panas Pada Jaket

Pemanas reaktor menggunakan water dengan suhu 40 °C dan dipilih kecepatan pemanas sebesar 2 m/s (batasan kecepatan 1,5-2,5 m/s (Coulson, p.534). *Jacket* dipakai sebagai pemanas agar proses pemanasan dapat terdistribusi dengan baik.

Physical Properties at T_{avg}

Specific heat	4,178	kJ/(kg.K)	
Density	993,99	kg/m ³	
Thermal conductivity	0,6248	W/(m.K)	
Viscosity	0,7246	cP	0,0007246 kg/(m.s)

Menghitung debit *saturated water* yang dibutuhkan

Nilai debit *steam* diperoleh dengan persamaan berikut

$$Q = \frac{W}{\rho}$$

Dimana:

W : Laju masa *steam*, kg/jam

ρ : massa jenis *steam*, kg/m³

Q : debit *steam*, m³/jam

Menghitung luas penampang jaket

Luas penampang *jacket* pemanas dihitung dengan persamaan berikut:

$$A = \frac{Q}{v}$$

Dimana:

A : Luas penampang jaket pemanas, m²

Q : debit *steam*, m³/jam

v : kecepatan *steam*, m/s

Didapatkan:

A : 5,4085E-05 m²

Diameter standar dari *tube jacket* pemanas

Diameter *tube jacket* pemanas dihitung dengan persamaan berikut:

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

Didapatkan:

ID : 0,0083m

: 0,33 in

Diperoleh diameter *tube jacket* sebesar 0,29 in. Berdasarkan Tabel 11, Kern, 1965, digunakan dimensi pipa standar sebagai berikut:

NPS	0,25 in	0,006 m	
Schedule Number	40		
ID	0,364 in	0,009 m	0,03033 ft
OD	0,54 in	0,014 m	0,045 ft
Flow rea per pipe	0,104 in ²	0,0001 m ²	
Thickness	0,088 in	0,002 m	
Surface per lin ft	0,141 ft ² /ft		

Menghitung bilangan Reynolds

$$Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu}$$

$$G_t = \frac{W}{a}$$

Didapatkan:

G_t : 5768906,97 kg/m².jam

Re : 20446,9157

Menghitung nilai koefisien panas fluida *tube* secara konveksi

Dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$h_i = j_H \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Nilai j_H diperoleh dari Fig 24, Kern, 1965, sebesar 78

k : 0,6284 W/(m.K)

c : 4,178 kJ/(kg.k)

μ : 0,7246 cP

μ/μ_w : 1

D : 0,030 ft

H_i : 644,440 btu/(jam.ft².°F)

Menghitung nilai h_o

Vesel selain dilengkapi dengan jacket pemanas, juga dilengkapi dengan pengaduk, sehingga koefisien perpindahan panas luar dari jacket dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$h_o = 0,36 \times \frac{k}{D} \times \left(Lp^2 \times N \times \frac{\rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \times \left(c \times \frac{\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Physical property dihitung pada suhu rata-rata 28,33 °C atau 301,48 °K

Data kapasitas Cairan

Komponen	m, kg/jam	x_i	C_p , j/(mol.K)	$C_{p \text{ avg}}$	c , kJ/(kg.K)
Selulosa	28074,18	0,067	164,407	0,00041	
Hemiselulosa	27041,01	0,064	143,803	0,00045	
Lignin	8863,35	0,021	206,142	0,00010	
Enzim	22614,01	0,054	75,479	0,00072	
Yeast	19798,86	0,047	75,479	0,00063	

As. Sitrat	2187,21	0,005	333,245	0,00002	2,921
Na. Sitrat	3448,77	0,008	75,479	0,00011	
Air	247485,7	0,59	75,479	0,00782	
Karbon diok	29198,8	0,07	38,524	0,00181	
Etanol	30565,52	0,073	107,8	0,00068	
Total	419277,4			78,5704	

Densitas:

$$\rho_m = \frac{100}{\left[(C_w / \rho_s) + \frac{(100 - C_w)}{\rho_L} \right]}$$

Dimana:

ρ_m : Density of slurry mixture, m/kg³

C_w : Solids concentration by weight, %

ρ_s : Density of solid in mixture, kg/m³

ρ_L : Density of liquid in mixture, kg/m³

Densitas cairan arus keluar:

Komponen	$\dot{m}$, kg/jam	x_i	ρ, kg/m³	ρ_{camp}
As. Sitrat	2187,206	0,005	1566,918	3,33E-06
Na. Sitrat	3448,773	0,008	1024,409	8,03E-06
Air	247485,725	0,590	1024,409	5,76E-04
Etanol	30565,522	0,073	784,2036	9,30E-05
Total	419277,432			1469,4591

Konsentrasi dan densitas padatan arus keluar

Komponen	$\dot{m}$, kg/jam	x_i	ρ , kg/m ³	ρ_{camp}	C_w , %
Selulosa	28074,178	0,067	795,3	8,42E-05	25,374943
Hemiselulosa	27041,012	0,064	795,3	8,11E-05	
Lignin	8863,352	0,021	795,3	2,66E-05	
Enzim	22614,008	0,054	1218,333	4,43E-05	
Yeast	19798,858	0,047	1095	4,31E-05	
Total	419277,43			3580,863	

Diperoleh:

$$C_w : 25,375\%$$

$$\rho_s : 3580,863 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L : 1469,459 \text{ kg/m}^3$$

Didapatkan

$$\rho_m : 1728,002 \text{ kg/m}^3$$

Viskositas cairan:

$$\mu_m = \mu_L(1 + 2,5\phi)$$

Dimana:

$$\mu_m : \text{Viscosity of slurry mixture, cP}$$

$$\mu_L : \text{Viscosity of liquid in slurry mixture, cP}$$

Komponen	$\dot{m}$, kg/jam	x_i	μ , cP	μ_{camp}
As. Sitrat	2187,206	0,0052	0,845	0,006
Na. Sitrat	3448,773	0,0082	0,845	0,010
Air	247485,725	0,5903	0,845	0,698
Etanol	30565,522	0,0729	0,994	0,073
Total	419277,432			1,270

Diperoleh :

$$C_v : 12,245\%$$

$$\phi : 0,122$$

$$\mu_L : 1.270 \text{ cP}$$

Didapatkan:

$$\mu_m : 1,877 \text{ cP}$$

$$: 0,00187667 \text{ kg/(m.s)}$$

Thermal Conductivity

Thermal conductivity diestimasi menggunakan persamaan berikut:

$$k = 3,56 \times 10^{-5} \cdot c \cdot \left(\frac{\rho^4}{M} \right)^{1/3}$$

Dimana:

k : thermal conductivity, W/m °C

M : Molecular weight

c : Specific heat capacity, kJ/kg °C

ρ : Density, kg/m³

Diperoleh:

$$k : 0,720 \text{ W/m °C}$$

Sehingga diperoleh:

k	0,720	)	W/(m.K	0,416	)	(btu.ft)/(jam.ft ² .°F
D	4,24		m	13,90		
Lp	3,19		ft			
N	119		rpm	7140		rph
ρ	1728,0		kg/m ³	107,87		
	0			6		lb/ft ³

μ	1,8766 7	cP	4,540	lb/(ft.jam)
	2,220			
c	2,9213 1	kJ/(kg.K)	0,698	btu/(lb.°F)
h_o	341,74	btu/(jam.ft ² .°F)		

Menghitung clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Didapatkan:

$$U_c : 191,2705 \text{ btu/}(\text{jam.ft}^2.\text{°F})$$

Menghitung dirt factor (R_d)

Nilai R_d diasumsikan sebesar 0,003 sedangkan nilai dari U_d dihitung dengan persamaan berikut:

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Didapatkan:

$$U_d : 160,5601 \text{ btu/}(\text{jam.ft}^2.\text{°F})$$

c) Menentukan Desain Jaket

Menentukan luas bidang transfer panas dan panjang jaket dengan menggunakan persamaan berikut:

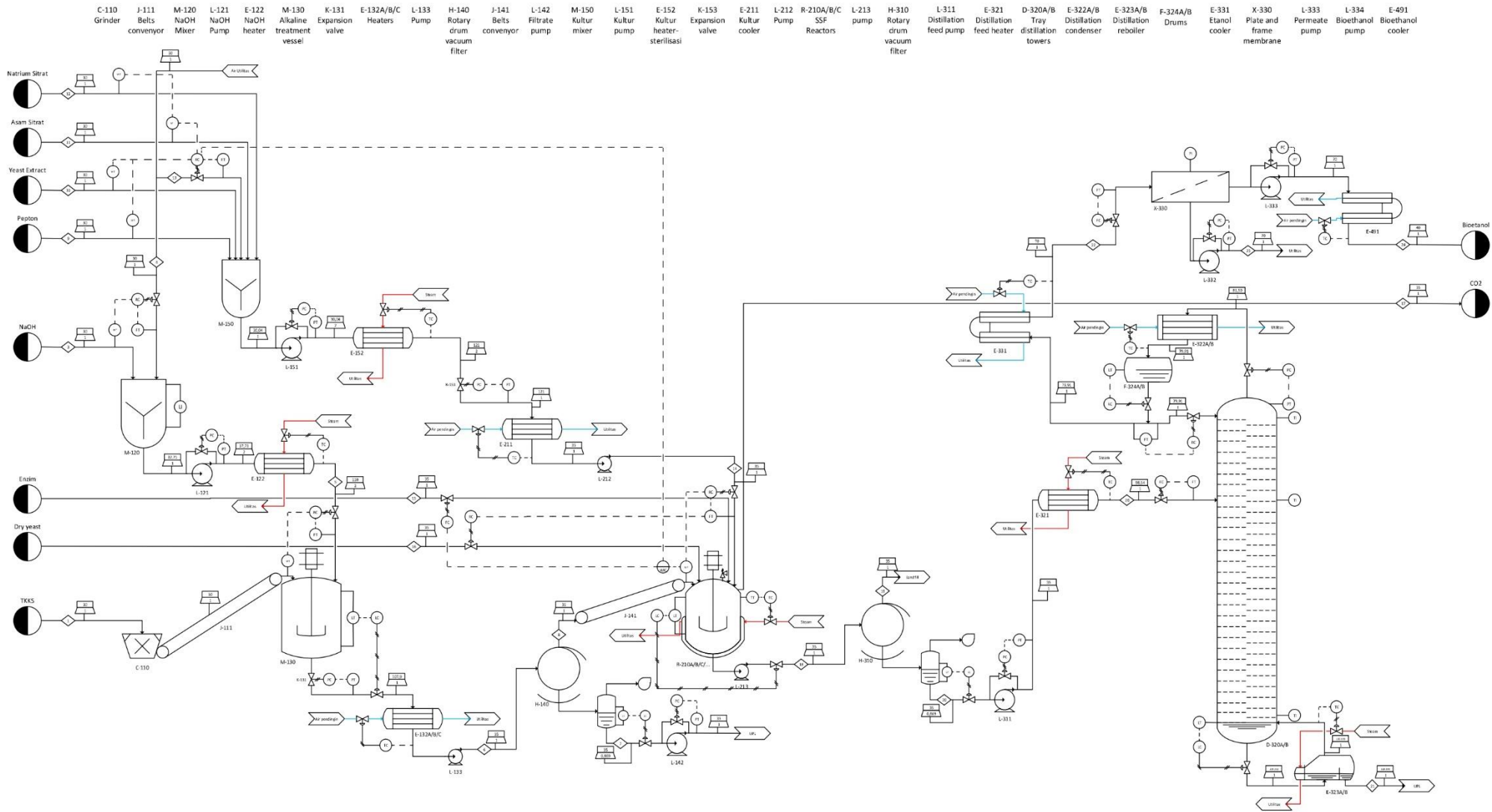
$$A = \frac{Q_{supply}}{U_d \times LMTD}$$

Didapatkan:

Q : 16171,96 kj/jam
: 15328,0636 btu/jam

A : 8,122 ft²
: 0,75 m²

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
Prarancangan Pabrik Bioetanol dari Tandan Kosong Kelapa Sawit dengan Kapasitas 30.000 Ton/Tahun



Stream Number	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Mass Flow (kg/jam)	17969,67	17969,67	4312,72	139444,64	143757,36	161727,03	149122,79	12604,23	1008,34	504,17	222,79	351,29	25785,12	27871,70	1279,68	504,17	3677,21	38582,57	8374,05	30208,52	26238,90	3969,62	181,74	3787,88
Component Flowrates (kg/jam)																								
Selulosa (s)	9790,42	9790,42	0,00	0,00	0,00	7735,41	0,00	7735,41	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2926,51	2926,51	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hemiselulosa (s)	5388,58	5388,58	0,00	0,00	0,00	4275,30	0,00	4275,30	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1557,65	1557,65	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Lignin (s)	2551,69	2551,69	0,00	0,00	0,00	593,52	0,00	593,52	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	593,52	593,52	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ekstraktif (s)	238,98	238,98	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Selulosa (aq)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2055,01	2055,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Hemiselulosa (aq)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1113,28	1113,28	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Lignin (aq)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1958,17	1958,17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Ekstraktif (aq)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	238,98	238,98	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
NaOH	0,00	0,00	4312,72	0,00	4312,72	4312,72	4312,72	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Air	0,00	0,00	0,00	139444,64	139444,64	139444,64	139444,64	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	25785,12	25785,12	0,00	0,00	0,00	25785,12	0,00	25785,12	25626,33	158,7846	143,63	15,15
Pepton	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1008,34	0,00	0,00	1008,34	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Yeast Extract	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	504,17	0,00	0,00	504,17	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Asam Sitrat	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	222,79	0,00	0,00	0,00	222,79	0,00	0,00	0,00	222,79	0,00	222,79	222,79	0,00	0,00	0,00
Natrium Sitrat	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	351,29	0,00	0,00	351,29	0,00	0,00	0,00	351,29	0,00	351,29	351,29	0,00	0,00	0,00
Enzim	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1279,68	0,00	0,00	1279,68	1279,68	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Yeast	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	504,17	0,00	2016,68	2016,68	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3677,21	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Etnol	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3849,33	0,00	3849,33	38,49	3810,84	38,11	3772,73

Instrumentation Identification		Stream Identification		
Location of Instrumentation		  	Stream I.D.	
Instrument located in plant			Temperature (°C)	
Instrument located on front of panel in control room			Pressure (atm)	
Meanings of Identification Letters				
FT	Flowrate Transmitt		JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA 2023	
FC	Flowrate Control			
LI	Level Indicate			
LT	Level Transmitt			
LC	Level Control			
PI	Pressure Indicate			
PT	Pressure Transmitt			
PC	Pressure Control			
RC	Ratio Control			
TI	Temperature Indicate			
TC	Temperature Control			
WT	Weight Transmitt			
Identification of Instrument Connections		PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM		
		PRARANCANGAN PABRIK BIOETANOL DARI TANDAN KOSONG KELAPA SAWIT DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN		
		Dikerjakan oleh		
		Huda Nur Mustagim (16521144)		
		Dosen Pembimbing		
		Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng		