

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
BIOBUTANOL DARI CASSAVA KAPASITAS 50.000
TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

**Nama : Putri Lalita Nur Hidayah Nama : Fitriah Hardhana
NIM : 18521103 NIM : 18521096**

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

2022

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
BIOBUTANOL DARI CASSAVA KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Putri Lalita Nur Hidayah

Nama : Fitriah Hardhana

NIM : 18521103

NIM : 18521096

Yogyakarta, 17 Oktober 2022

Pembimbing I

Pembimbing II

Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc

Umi Rofiqah, S.T., M.T.

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

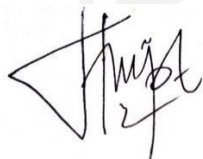
PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA BIOBUTANOL DARI CASSAVA KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Putri Lalita Nur Hidayah Nama : Fitriah Hardhana
No. Mahasiswa : 18521103 No. Mahasiswa : 18521096

Yogyakarta, 17 Oktober 2022

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



Putri Lalita Nur Hidayah



Fitriah Hardhana

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA BIOBUTANOL DARI CASSAVA
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:
Nama : Putri Lalita Nur Hidayah Nama : Fitrah Hardhana
No. Mhs : 18521103 No. Mhs : 18521096

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia, Konsentrasi Teknik Kimia,
Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 27 Oktober 2022

Tim Penguji

Ketua Penguji

Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc

Penguji I

Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

Penguji II

Lucky Wahyu Nuzulia S., S.T., M.Eng.

( 23/11/22)
( 18/11/22)
( 21/11/22)

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dr. Ifa Pusparani, S.T., M.Eng.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Allah SWT, karena limpahan rahmat dan hidayah-Nya, penulis akhirnya dapat menyelesaikan penyusunan Laporan Tugas Akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Kimia Biobutanol dari *Cassava* Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”.

Dalam penyusunan tugas akhir ini penulis memperoleh banyak bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terimakasih kepada:

1. Kedua orang tua kami yang selalu memberikan dukungan dan semangat untuk kami.
2. Dr. Ifa Pusparani, S.T., M.Eng., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia FTI UII yang selama kuliah di Jurusan Teknik Kimia ini telah membimbing kami dengan sabar.
3. Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc., sebagai pembimbing pertama yang selalu memberikan arahan dan bimbingan kepada kami selama proses pengerjaan tugas akhir ini.
4. Umi Rofiqah S.T., M.T., sebagai pembimbing kedua yang dengan sabar dan selalu menyempatkan waktunya untuk membimbing kami dalam pengerjaan tugas akhir ini.
5. Seluruh dosen, laboran, dan administrasi Jurusan Teknik Kimia atas ilmu, arahan, dan bantuannya selama ini.
6. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2018 yang telah mendukung dan memberikan semangat dan telah berjuang bersama-sama selama ini.
7. Semua pihak yang telah membantu dalam penulisan tugas akhir ini, yang tidak dapat disebutkan satu per satu.

Penulis menyadari bahwa laporan tugas akhir ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu, penulis membuka diri terhadap segala saran dan kritik yang

membangun. Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca sekalian.

Yogyakarta, 17 Oktober 2022



LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini dipersembahkan kepada:

Bapakku H. Machmud HAR. (Alm.) dan Ibuku Hj. Zabarella

Yang menghidupi penulis hingga saat ini dan sosok yang tidak pernah absen untuk memberi motivasi dan dukungan melalui tutur katanya yang tak terbatas.

Figur yang selalu mengawasi dan menjaga penulis dari jauh.

Saudara-saudaraku, M. Zamzami, Amir Hamzah, M. Ali Maulana dan Ahdha

Sartika

Terima kasih atas izin, dukungan, dan segala bantuan untuk saudari terkecilnya dalam menempuh pendidikan di kota Yogyakarta ini.

Putri Lalita Nur Hidayah

Partner penulis yang sedari awal berjuang untuk meraih gelar sarjana dengan segala semangat juang, emosi, dan kegigihannya untuk dapat menyelesaikan

Tugas Akhir ini.

Tsania, Heppy, Annisa, Zukhruf, Galih, Nikie, Rizkie, Dea, dan Dhani.

Teman-teman selama perkuliahan, terima kasih sudah bersama hingga saat ini dan menjadi teman terbaik dalam masa tumbuhnya karakter penulis selama 4 tahun di kota ini.

Nurul, Intan, Azhar, Novita, dan Via.

Teman-teman penulis di titik Khatulistiwa, terima kasih untuk waktu dan candaannya agar penulis tidak pernah lupa dengan bahasa asalnya.

Teknik Kimia UII 2018

Salah satu bagian hidup penulis dalam menempuh pendidikan dan sudah menjadi salah satu bagian dari almamater ini.

(Fitrah Hardhana)

LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini dipersembahkan kepada:

Alhamdulillah rabbil 'alamin, segala puji bagi Allah SWT berkat rahmat dan hidayat-Nya sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan lancar. Karya ini saya persembahkan untuk:

1. Kedua orang tua, Bapak dan Ibu yang selalu membuatku termotivasi, selalu mendoakan, memberikan banyak kasih sayang, dan selalu menasehati agar menjadi pribadi yang lebih baik. Semoga diberi kesehatan dan panjang umur agar dapat menemani setiap langkah kecilku bersama Rara dan Linggar.
2. Fitrah Hardhana, partner terbaik selama menyelesaikan tugas akhir. Terima kasih atas kesabaran dan usahamu dalam menurunkan ego ditengah banyaknya selisih pendapat. Terima kasih karena tetap bertahan menyelesaikan tugas akhir ini bersama-sama walaupun banyak menangis. Maaf jika selama ini aku terlalu galak.
3. Teman-teman teknik kimia 2018 khususnya Annisa, Dea, Galih, Heppy, Nikie, Rizkie, Tsania, Zukhruf. Terima kasih sudah menemani masa kuliah di UII menjadi lebih berwarna. Semoga keakraban kita selalu terjaga.
4. Diriku sendiri. Terima kasih sudah percaya. Terima kasih sudah bertahan menyelesaikan tugas akhir meskipun banyak tekanan. Terima kasih karena tetap berusaha melakukan yang terbaik. Semoga masa depan yang diharapkan bisa tercapai. Aamiin.

(Putri Lalita Nur Hidayah)

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN.....	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xii
ABSTRAK.....	1
ABSTRACT.....	2
BAB I PENDAHULUAN.....	3
1.1. Latar Belakang.....	3
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik.....	5
1.3. Tinjauan Pustaka.....	10
1.3. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	22
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	29
2.1 Spesifikasi Produk.....	29
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	29
2.3 Pengendalian Kualitas.....	31
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	34
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	34
3.2 Uraian Proses.....	36
3.3 Neraca Massa.....	40
3.4 Spesifikasi Alat.....	45
3.5 Neraca Panas.....	77
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	82
4.1 Lokasi Pabrik.....	82
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	85
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>).....	90
4.4 Organisasi Perusahaan.....	93

4.5	Jaminan Sosial.....	99
4.6	Jadwal dan Jam Kerja.....	100
4.7	Penggolongan Gaji.....	101
BAB V UTILITAS		105
5.1.	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	105
5.2.	Unit Pembangkit <i>Steam</i>	112
5.3.	Unit Pembangkit Listrik.....	113
5.4.	Unit Penyedia Udara Tekan.....	114
5.5.	Unit Penyedia Bahan Bakar	114
5.6.	Unit Pengolahan Limbah.....	114
5.7.	Spesifikasi Alat-Alat Utilitas	115
5.8.	Laboratorium	131
BAB VI ANALISA EKONOMI.....		134
6.1.	Dasar Perhitungan	135
6.2.	Penaksiran Harga Peralatan.....	136
6.3.	Penentuan <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	137
6.4.	Penentuan <i>Manufacturing Cost (TMC)</i>	140
6.5.	Penentuan Total Production Cost (TPC).....	142
6.6.	<i>Profitability</i>	143
6.7.	Analisis Kelayakan.....	143
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN		149
7.1.	Kesimpulan.....	149
7.2.	Saran	150
DAFTAR PUSTAKA.....		151
LAMPIRAN.....		156

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.2. Grafik Impor Butanol di Indonesia (2017-2021)	5
Gambar 1.3. Grafik Ekspor Butanol di Indonesia (2017-2021).....	6
Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif	35
Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif	40
Gambar 4.1. Peta Letak Pabrik	85
Gambar 4.2. Tata Letak Bangunan	89
Gambar 4.3. Tata Letak Mesin.....	93
Gambar 4.4. Struktur Organisasi.....	94
Gambar 5.1. Diagram Alir Utilitas.....	112
Gambar 6.1. Grafik Index Harga.....	137
Gambar 6.2. Grafik Kelayakan Analisa Ekonomi	147

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Impor Butanol di Indonesia (2017-2021).....	5
Tabel 1.2. Ekspor butanol di Indonesia (2017-2021).....	6
Tabel 1.3. Data impor negara yang banyak mengimpor butanol	7
Tabel 1.4. Produksi Singkong Terbanyak di 5 Kabupaten Jawa Tengah.....	8
Tabel 1.5. Beberapa Produsen Tepung Tapioka di Jawa Tengah	8
Tabel 1.6. Pabrik Butanol yang telah berdiri	9
Tabel 1.7. Produksi Singkong di Indonesia	10
Tabel 1.8. Penggunaan BBM di Indonesia untuk Transportasi Tahun 2017-2019	10
Tabel 1.9. Sifat fisika dan kimia bahan bakar	13
Tabel 1.10. Kelebihan dan Kekurangan Proses Pemilihan	20
Tabel 1.11. Data Entalpi Pembentukan (ΔH_f°)	22
Tabel 1.12. Kapasitas Panas	23
Tabel 1.13. Nilai Cp Glukosa.....	24
Tabel 1.14. Data Energi Gibbs (ΔG_f°)	25
Tabel 2.1. Spesifikasi Butanol	29
Tabel 2.2. Komponen Pati Singkong	29
Tabel 2.3. Spesifikasi Enzim α -Amylase	30
Tabel 2.4. Spesifikasi Enzim Glukoamilase	30
Tabel 2.5. Spesifikasi Bakteri Clostridium Acetobucylius	30
Tabel 3.1. Neraca Massa Total.....	41
Tabel 3.2. Neraca Massa Mixer	41
Tabel 3.3. Neraca Massa Reaktor 1	42
Tabel 3.4. Neraca Massa Reaktor 2	42
Tabel 3.5. Neraca Massa Reaktor 3	43
Tabel 3.6. Neraca Massa Menara Distilasi 1.....	43
Tabel 3.7. Neraca Massa Menara Distilasi 2.....	44
Tabel 3.8. Neraca Massa Tangki Biobutanol	44
Tabel 3.9. Persentase Konversi Glukosa.....	45

Tabel 3.10. Spesifikasi Reaktor 1	46
Tabel 3.11. Spesifikasi Reaktor 2	47
Tabel 3.12. Spesifikasi Reaktor 3	48
Tabel 3.13. Spesifikasi Menara Distilasi 1	49
Tabel 3.14. Spesifikasi Menara Distilasi 2	50
Tabel 3.15. Spesifikasi Mixer 1	51
Tabel 3.16. Spesifikasi Condenser 1	52
Tabel 3.17. Spesifikasi Reboiler 1	53
Tabel 3.18. Spesifikasi Accumulator 1	54
Tabel 3.19. Spesifikasi Condenser 2	55
Tabel 3.20. Spesifikasi Reboiler 2	56
Tabel 3.21. Spesifikasi Accumulator 2	57
Tabel 3.22. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk	58
Tabel 3.23. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku	59
Tabel 3.24. Spesifikasi Conveyor	60
Tabel 3.25. Spesifikasi Pompa-01	61
Tabel 3.26. Spesifikasi Pompa-02	62
Tabel 3.27. Spesifikasi Pompa-03	63
Tabel 3.28. Spesifikasi Pompa-04	64
Tabel 3.29. Spesifikasi Pompa-05	65
Tabel 3.30. Spesifikasi Pompa-06	66
Tabel 3.31. Spesifikasi Pompa-07	67
Tabel 3.32. Spesifikasi Cooler-01	68
Tabel 3.33. Spesifikasi Cooler-02	69
Tabel 3.34. Spesifikasi Cooler-03	70
Tabel 3.35. Spesifikasi Cooler-04	71
Tabel 3.36. Spesifikasi Cooler-05	72
Tabel 3.37. Spesifikasi Cooler-06	73
Tabel 3.38. Spesifikasi Heater-01	74
Tabel 3.39. Spesifikasi Heater-02	75
Tabel 3.40. Spesifikasi Heater-03	76

Tabel 3.41. Neraca Energi Total pada Reaktor 1	77
Tabel 3.42. Neraca Energi Total pada Reaktor 2	77
Tabel 3.43. Neraca Energi Total pada Reaktor 3	78
Tabel 3.44. Neraca Panas Total MD-01	78
Tabel 3.45. Neraca Panas Total MD-01	78
Tabel 3.46. Neraca Panas Cooler 1	79
Tabel 3.47. Neraca Panas Cooler 2	79
Tabel 3.48. Neraca Panas Cooler 3	79
Tabel 3.49. Neraca Panas Cooler 4	80
Tabel 3.50. Neraca Panas Cooler 5	80
Tabel 3.51. Neraca Panas Cooler 6	80
Tabel 3.52. Neraca Panas Heater 1	81
Tabel 3.53. Neraca Panas Heater 2	81
Tabel 3.54. Neraca Panas Heater 3	81
Tabel 4.1. Luas Tanah Pabrik	88
Tabel 4.2. Jadwal Kerja Karyawan Shift	101
Tabel 4.3. Penggolongan Gaji Karyawan	103
Tabel 5.1. Kebutuhan Air Domestik	106
Tabel 5.2. Kebutuhan Air untuk Pembangkit Steam.....	107
Tabel 5.3. Kebutuhan Air Pendingin.....	108
Tabel 5.4. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-01)	115
Tabel 5.5. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-02)	116
Tabel 5.6. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-03)	116
Tabel 5.7. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-04)	117
Tabel 5.8. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-05)	117
Tabel 5.9. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-06)	118
Tabel 5.10. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-07)	118
Tabel 5.11. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-08)	119
Tabel 5.12. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-09)	119
Tabel 5.13. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-10)	120
Tabel 5.14. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-11)	120

Tabel 5.15. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-12)	121
Tabel 5.16. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-13)	121
Tabel 5.17. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-14)	122
Tabel 5.18. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-15)	122
Tabel 5.19. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-16)	123
Tabel 5.20. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-17)	123
Tabel 5.21. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-18)	124
Tabel 5.22. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-19)	124
Tabel 5.23. Spesifikasi Bak Ekualisasi	125
Tabel 5.24. Spesifikasi Sea Water Reverse Osmosis	125
Tabel 5.25. Spesifikasi Reverse Osmosis (BW)	126
Tabel 5.26. Spesifikasi Bak Penampung Air	126
Tabel 5.27. Spesifikasi Hot Basin	127
Tabel 5.28. Spesifikasi Cold Basin	127
Tabel 5.29. Spesifikasi Cooling Tower	127
Tabel 5.30. Spesifikasi Kation Exchanger	128
Tabel 5.31. Spesifikasi Anion Exchanger	128
Tabel 5.32. Spesifikasi Deaerator	128
Tabel 5.33. Spesifikasi Tangki Penampung Deaerator Water	129
Tabel 5.34. Spesifikasi Tangki Demin Water	129
Tabel 5.35. Spesifikasi Tangki Kondensat	129
Tabel 5.36. Spesifikasi Tangki Sanitasi	130
Tabel 5.37. Spesifikasi Tangki NaOH	130
Tabel 5.38. Spesifikasi HCl	130
Tabel 5.39. Spesifikasi Tangki Kaporit	131
Tabel 6.1. Index Harga	136
Tabel 6.2. Physical Plant Cost	138
Tabel 6.3. Fixed Capital Investment	139
Tabel 6.4. Working Capital Investment	139
Tabel 6.5. Direct Manufacturing Cost (DMC)	140
Tabel 6.6. Indirect Manufacturing Cost (IMC)	141

Tabel 6. 7. Fixed Manufacturing Cost	141
Tabel 6.8. General Expense (GE)	142
Tabel 6.9. Fixed Manufacturing Cost (Fa).....	145
Tabel 6.10. Variable Cost (Va)	145
Tabel 6.11. Regulated Cost (Ra)	146
Tabel 6.12. Persentase Kelayakan Analisa Ekonomi.....	148



ABSTRAK

Biobutanol atau dikenal juga sebagai butil alkohol merupakan senyawa butanol ($C_4H_{10}O$) yang terbuat dari biomassa. Produksi biobutanol dilakukan dengan cara hidrolisis enzim dan fermentasi gula dari tepung *cassava* menggunakan bantuan mikroba berupa bakteri *Clostridium Acetobutylicum*. Peluang berkembangnya industri biobutanol di Indonesia cukup besar, mengingat kebutuhan bahan bakar minyak (BBM) di Indonesia terus meningkat setiap tahunnya. Hal ini karena biobutanol memiliki karakteristik kimia dan fisika yang mirip dengan bensin, dan kualitasnya lebih unggul jika dibandingkan dengan etanol. Selain itu biobutanol tidak larut dalam air sehingga tidak menyebabkan korosi. Pabrik ini dirancang untuk memproduksi biobutanol sebagai bahan campuran (*blending*) BBM dengan kapasitas 50.000 ton/tahun di daerah Kelang, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah. Proses yang terlibat meliputi proses persiapan bahan baku, likuefaksi, sakarifikasi, sterilisasi, serta proses pemisahan dan pemurnian dengan distilasi agar memperoleh biobutanol dengan kemurnian 99,5%. Untuk mencapai kapasitas produksi 50.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku tepung *cassava* sebanyak 16.200 kg/jam dan air 37.800 kg/jam. Hasil analisa menunjukkan bahwa pabrik ini memiliki resiko tingkat tinggi (*high risk*) dengan pajak sebesar 25%. Produk akan dijual dengan harga Rp 1.580.000/liter atau Rp 79.000.000.000,00 setiap tahunnya. *Break Event Point* (BEP) sebesar 41% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 28%. Dimana *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 61,2% dan 46% setelah pajak. Untuk *Pay Out Time* (POT) adalah 1,608 tahun sebelum pajak dan 1,706 tahun setelah pajak. Analisis sensitivitas menunjukkan bahwa variabel operasi yang paling mempengaruhi keuntungan pabrik adalah harga produk. Berdasarkan dari hasil evaluasi yang telah dilakukan dapat disimpulkan bahwa pabrik biobutanol dari tepung *cassava* dengan kapasitas produksi 50.000/tahun secara ekonomi layak untuk didirikan.

Kata kunci: Biobutanol, Tepung *Cassava*, blending Bahan Bakar, Hidrolisis Enzim, Fermentasi ABE

ABSTRACT

Biobutanol also known as butyl alcohol is butanol (C₄H₁₀O) made from biomass. The production of biobutanol is carried out by enzyme hydrolysis and fermenting sugar from cassava starch using microbes of clostridium acetobutylicum bacteria. The opportunity for the development of the biobutanol industry in Indonesia is quite large, considering the need for fuel (BBM) in Indonesia continues to increase every year. It's because biobutanol has chemical and physical characteristics similar to gasoline its quality is a quality superior to ethanol. In addition, biobutanol is not soluble in water so it doesn't cause corrosion. This plant is designed to produce biobutanol as a fuel blending material with a capacity of 50.000 tons/year at Kelang, Cilacap, Central Java. The processes involve include raw material preparation, liquefaction, saccharification, sterilization, also separation and purification processes by distillation to obtain biobutanol with 99,5% purity. To reach a production capacity of 50.000 tons/year needs 16.200 kg/hour of cassava starch and 37.800 kg/hour of water. the result of the analysis shows that this plant has a high-risk level with a 25% of tax. the product will be sold at Rp 1.158.000,00/liter price or Rp 79.000.000.000,00 every year. the Break Event Point (BEP) is 41% and Shut Down Point (SDP) is 28%. Where the Return of Investment (ROI) before tax is 61,2% and 46% after tax. Pay Out Time (POT) is 1.608 years before tax and 1.706 years after tax. Sensitivity analysis shows that the operating variable that most influences factory profits is the product price. Based on the result of the evaluation that has been done it can be concluded that a biobutanol plant from cassava starch with a capacity of 50.000 tons/year is economically feasible to establish.

Keyword: Biobutanol, Cassava Starch, Blending Fuel, Enzyme Hydrolysis, ABE Fermentation,

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Kebutuhan energi di Indonesia terus mengalami peningkatan seiring dengan semakin berkembangnya zaman. Salah satunya adalah penggunaan BBM (Bahan Bakar Minyak) yang digunakan sebagai energi untuk kendaraan bermotor. Indonesia sendiri merupakan salah satu dengan pengguna kendaraan bermotor yang besar. BBM adalah jenis bahan bakar yang dihasilkan dari penyulingan minyak mentah. Perlu waktu jutaan tahun agar sebuah fosil berubah menjadi minyak bumi ataupun gas alam. Minyak mentah yang berasal dari perut bumi akan diolah dalam kilang (*refinery*) agar kemudian menjadi minyak atau bahan bakar. Sementara cadangan bahan bakar fosil di bumi terus menipis. Hal ini bisa terjadi karena laju konsumsi dari bahan bakar fosil lebih besar dari laju produksinya.

Pemerintah Indonesia telah mengeluarkan dua kebijakan penting terkait energi alternatif. Kebijakan pertama yaitu Peraturan Presiden Nomor 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi

Nasional dan Instruksi Presiden Nomor 1 Tahun 2006 tentang Penyediaan dan Pemanfaatan Bahan Bakar Nabati. Biofuel dapat diartikan secara luas sebagai bahan bakar cair, padat, dan gas yang memiliki kandungan atau berasal dari biomassa. Biomassa adalah energi yang tersimpan dari bahan organik seperti tumbuhan yang kaya akan karbohidrat. Biasanya didapatkan dari gula, pati, dan selulosa. Sedangkan definisi biofuel yang lebih sempit berarti cairan atau gas yang berguna sebagai bahan bakar transportasi yang berasal dari biomassa. Biofuel menjadi salah satu alternatif yang tepat untuk menggantikan bahan bakar dari fosil karena lebih ramah lingkungan dan keberadaanya dapat terus diperbarui. Di Indonesia sendiri industri biofuel sudah ada secara resmi sejak tahun 2006. (Slette dan Wiyono, 2013)

Salah satu contoh dari biofuel sendiri adalah biobutanol (C_4H_9OH) atau butil alkohol yang didapatkan dari bahan baku yang mengandung selulosa seperti gula, pati, dan *starch* dan diproduksi dengan cara fermentasi mikroba. Sebagai negara agraris Indonesia ada banyak sekali jenis tanaman yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan biobutanol seperti kelapa, tebu, singkong, ubi, jagung, dan masih banyak lagi. Hal ini tentu menjadi potensi yang besar untuk dapat mengembangkan industri biofuel khususnya biobutanol.

Butanol juga diketahui memiliki beberapa keunggulan jika dibanding dengan bioetanol, seperti nilai korosifitas yang rendah karena tidak larut dalam air. Dengan sifatnya yang menolak air butanol tidak mudah mencemari air, sehingga bisa dikatakan lebih ramah lingkungan. Selain itu Reid etanol 7,5 kali lebih tinggi dari butanol menyebabkan lebih mudah menguap dan meledak.

Menurut Data Ditjen Tanaman Pangan Indonesia merupakan negara keempat penghasil singkong terbesar di dunia setelah Brasil dengan hasil rata-rata 19-20 juta ton/tahun. Dengan luas areal tanam pada tahun 2019 sebesar 628.305 ha dan produksi 16,35 juta ton. Pada tahun 2020 Jawa Tengah merupakan penghasil ubi kayu terbesar nomor 3 di Indonesia setelah Jawa Barat dan Lampung. Pada 2019-2021, berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) terdapat 29 Kabupaten dan 3 Kota di Jawa Tengah yang menghasilkan puluhan ribu ton ubi kayu. Dengan total luas area 104.907 ha dihasilkan 2.925.050 ton ubi kayu dari 29 Kabupaten di Jawa Tengah dengan 3 kabupaten sebagai penghasil terbesar yakni Wonogiri (30,44%), Pati (25,52%) dan Jepara (8,37%). Sedangkan 4.118 ton ubi kayu dengan total luas area 172 ha dari 3 kota di Jawa Tengah yakni Magelang (1,48%), Salatiga (40,87%), dan Semarang (57,65%). Diperkirakan akan terus mengalami peningkatan di masa yang akan datang sehingga tidak perlu khawatir akan kekurangan sumber energi nabati ini.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Untuk merancang pabrik biobutanol, ada beberapa hal yang dijadikan pertimbangan yakni sebagai berikut :

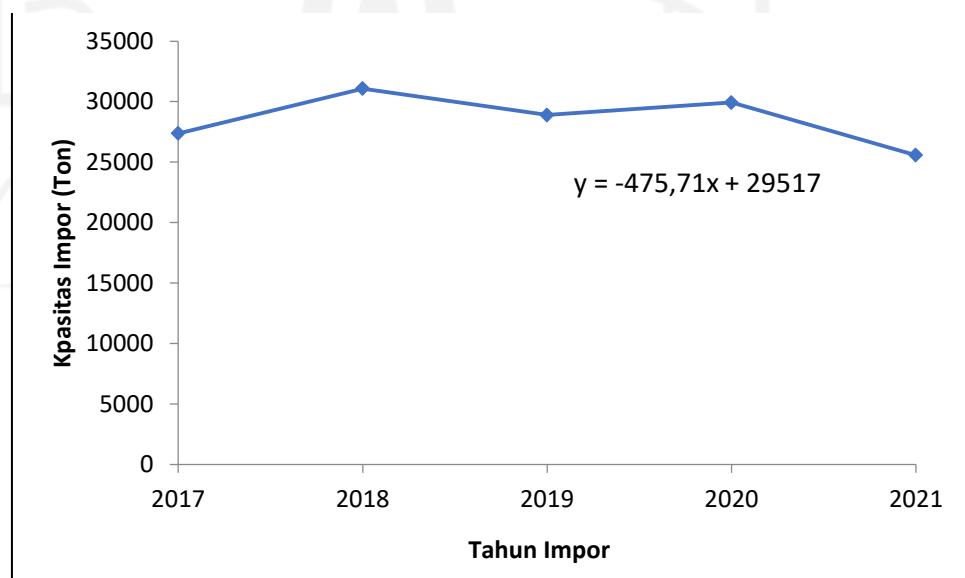
1. Kebutuhan dalam negeri

Ketersediaan biobutanol belum ditemukan di Indonesia dan produksi butanol di Indonesia juga belum mencukupi kebutuhan sehingga perlu mengimpor butanol dari negara lain. Berikut data impor dan ekspor butanol di Indonesia dari tahun 2017-2021 pada tabel 1.1 dan tabel 1.2

Tabel 1.1. Impor Butanol di Indonesia (2017-2021)

No	Tahun	Butanol (Ton/Tahun)
1.	2017	27364,39
2.	2018	31079,76
3.	2019	28896,94
4.	2020	29923,9
5.	2021	25563,77

Sumber : (BPS, 2021)

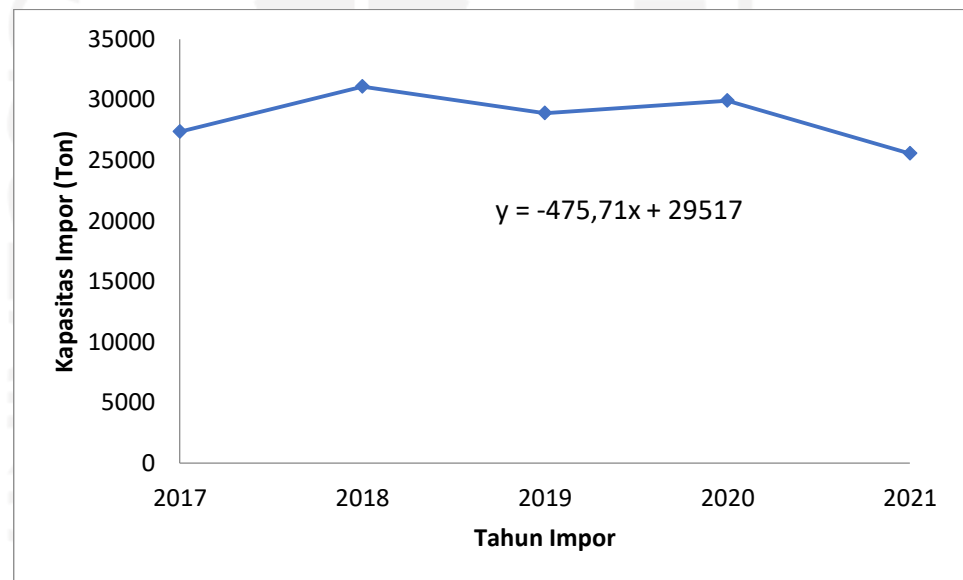


Gambar 1.1. Grafik Impor Butanol di Indonesia (2017-2021)

Tabel 1.2. Ekspor butanol di Indonesia (2017-2021)

No	Tahun	Butanol (Ton/Tahun)
1.	2017	46,015
2.	2018	0,02
3.	2019	0,001
4.	2020	0,0022
5.	2021	78,1259

Sumber : (BPS, 2021)



Gambar 1.2. Grafik Ekspor Butanol di Indonesia (2017-2021)

Untuk menghitung kebutuhan biobutanol, didapatkan persamaan regresi linear dari gambar 1.1. sebagai berikut:

$$y = -475,71x + 29517$$

Keterangan : y = jumlah impor butanol

x = tahun ke-

Untuk merancang pabrik biobutanol dari *cassava* direncanakan akan dibangun pada tahun 2027 dan beroperasi pada 2029, maka dari

persamaan diatas yang menghubungkan antara tahun produksi dan kapasitas adalah 25235,61 ton/tahun. Sehingga kapasitas produksi yang akan dirancang adalah dengan mengambil 2x dari kebutuhan impor total untuk ditujukan sebagai penggunaan campuran (*blending*) bahan bakar di Indonesia yakni sebesar 50.000 ton/tahun. Dengan pertimbangan sisa produksi yang ada digunakan untuk memenuhi kebutan ekspor.

Tabel 1.3. Data impor negara yang banyak mengimpor butanol

Negara	Tahun	Impor Butanol (Kg)
Belgia	2015	128212772
	2016	209322651
	2017	267890961
	2018	218446454
China	2015	230897940
	2016	326687770
	2017	277636207
	2018	198047019
India	2015	53240651
	2016	65609801
	2017	54004196
	2018	50348057
Jerman	2015	4107799
	2016	4261028
	2017	27496960
	2018	14247415
Korea Selatan	2015	63624575
	2016	88056311
	2017	74481822
	2018	77541152

2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku adalah bahan utama agar proses produksi tetap berjalan. Bahan baku untuk membuat biobutanol pada pabrik yang akan

didirikan ini adalah singkong (*cassava*). Singkong yang akan kami gunakan adalah pati yang sudah diolah menjadi tepung tapioka. Produksi singkong yang kami gunakan sebagai bahan baku pabrik berasal dari provinsi Jawa Tengah. Data produksi singkong dan produsen tepung tapioka di Jawa Tengah disajikan dalam Tabel 1.4 dan Tabel 1.5 berikut.

Tabel 1.4. Produksi Singkong Terbanyak di 5 Kabupaten Jawa Tengah

Kabupaten/Kota (2019-2021) <i>Regency/Municipality</i>		Ubi Kayu / Cassava	Luas Panen / Harvested Area (ha)
		Produksi / Production (Ton)	
Jawa Tengah			
Kabupaten/Regency			
1.	Wonogiri	890438,00	46873,00
2.	Pati	746516,00	14184,00
3.	Jepara	245074,00	6759,00
4.	Wonosobo	156300,00	4404,00
5.	Cilacap	98187,00	3840,00

Tabel 1.5. Beberapa Produsen Tepung Tapioka di Jawa Tengah

No	Perusahaan	Alamat
1.	Aci Berkah, UD	Dusun Kemiri RT. 03 RW.03, Jlamprang, Wonosobo, Jawa Tengah
2.	Arena Agro Andalan, PT	Gedawung, Wonogiri. Jawa Tengah
3.	Badelan, UD	Desa Ngemplak Kidul, Pati, Jawa Tengah
4.	Bumi Karya Tapioka, PT	Dusun Gadungan Nambangan, Wonogiri, Jawa Tengah
5.	Daun Emas, UD	Desa Ngemplak Kidul, Pati, Jawa Tengah

Sumber : (Kementerian Perindustrian)

3. Kapasitas pabrik yang sudah berdiri

Untuk menentukan kapasitas paling tidak menggunakan data kapasitas pabrik yang telah beroperasi. Berikut data kapasitas beberapa pabrik butanol dari berbagai negara.

Tabel 1.6. Pabrik Butanol yang telah berdiri

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Oxochime	Lavera, Perancis	150.000
Perstop Oxo	Stenungsund, Swedia	100.000
Sasol	Lake Charles, Louisiana	10.000
Texmark Chemicals	Houston, Amerika Serikat	10.000
Sasol	Brunsbüttel, Jerman	4.000

Salah satu pabrik yang memproduksi butanol di Indonesia adalah PT. Petro Oxo Nusantara yang memproduksi 100.000 ton/tahun. Dari kebutuhan dalam negeri yang masih tinggi serta masih belum banyaknya produsen butanol di Indonesia maka perancangan pabrik biobutanol ditentukan kapasitasnya yang akan dibangun pada tahun 2027 adalah 50.000 ton/tahun dengan pertimbangan sebagai berikut :

- a. Untuk memenuhi kebutuhan biobutanol Indonesia dan mengurangi ketergantungan impor produk
- b. Indonesia adalah penghasil singkong terbesar ke-4 di dunia setelah Brazil dengan produksi 19-20 juta ton/tahun:

Tabel 1.7. Produksi Singkong di Indonesia

Tahun	Produksi Ubi Kayu (Ton)
2014	23.436.384
2015	21.801.415
2016	20.260.675
2017	19.053.748
2018	19.341.233

Sumber : (Kementerian Pertanian Republik Indonesia, 2018)

- c. Jawa Tengah adalah penghasil singkong terbesar ketiga di Indonesia setelah Jawa Barat dan Lampung. Data dapat dilihat pada tabel 1.4
- d. Penggunaan BBM di Indonesia makin meningkat tiap tahunnya, seperti data di bawah ini:

Tabel 1.8. Penggunaan BBM di Indonesia untuk Transportasi
Tahun 2017-2019

Penggunaan BBM di Indonesia Untuk Transportasi	
Tahun	Kuantitas (barrel)
2017	1918,15
2018	2061,8
2019	2104,05

Memenuhi target untuk menggunakan bahan bakar alternatif yang ramah lingkungan seperti campuran biobutanol di lingkungan karena tersedianya bahan baku.

1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1. Biomassa

Biomassa adalah material yang berasal dari tanaman atau hewan yang dapat menghasilkan panas atau energi dan sebagai bahan bakar (termasuk untuk transportasi). Atau sebagai pengganti material berbasis fosil (*Department for Environment; Food and Rural Affairs,*

2007). Biomassa juga bisa diartikan sebagai bahan organik yang didapatkan dari proses fotosintesis. Biomassa merupakan energi yang tersimpan dalam bahan organik yang berasal dari pohon, tanaman pertanian dan materi hidup tanaman lainnya. (Chang, 2010) Bentuk dari biomassa antara lain ubi, rumput, pepohonan, limbah pertanian, limbah hutan, dan juga kotoran ternak. Karena material dari biomassa yang mengandung unsur karbon yang bisa menghasilkan panas ketika mengalami oksidasi sehingga bisa dijadikan sebagai sumber energi. Keuntungan dari penggunaan biomassa sebagai sumber energi karena dapat diperbarui (*renewable*) sehingga dapat digolongkan sebagai energi yang berkesinambungan (*sustainable*) (Hermawati dkk, 2013)

1.3.2. Biofuel

Biofuel adalah bahan bakar turunan dari biomassa yang mengandung energi berbentuk padatan, cairan, maupun gas bakar. Singkatnya biofuel adalah bahan bakar transportasi yang berasal dari biomassa. Biofuel sendiri dibagi menjadi 3 generasi :

1. Biofuel generasi pertama

Biofuel generasi pertama terbuat dari tanaman pangan. Biasanya berupa bioetanol maupun biodiesel. Bioetanol digunakan sebagai pengganti atau campuran bahan bakar premium, sedangkan biodiesel untuk bahan bakar solar.

2. Biofuel generasi kedua

Biofuel generasi kedua terbuat dari tanaman non-pangan, yaitu biomassa padat yang berlignoselulosa seperti jerami, sekam, TKKS (tandan kosong kelapa sawit), kayu-kayuan, rumput, dan bahan lainnya. Hasil dari biofuel generasi kedua adalah biobutanol yang biasanya digunakan sebagai bahan bakar karena karakteristik fisika dan kimia yang mirip bensin

3. Biofuel generasi ketiga

Biofuel generasi ketiga terbuat dari tanaman alga. Lipid yang terkandung dalam alga dapat diolah menjadi biodiesel dan protein nya untuk bioetanol (Prastowo, 2014)

1.3.3. Biobutanol

Butanol merupakan salah satu jenis alkohol non-konsumsi yang memiliki ikatan C-4 (C_4H_9OH) atau disebut butil alkohol yang dibuat dari biomassa. Biobutanol merupakan golongan biofuel generasi kedua karena dalam pembuatannya memerlukan proses awal atau pretreatment. Cara pembuatannya dengan hidrolisis atau fermentasi mikroba. Bakteri yang digunakan biasanya *Clostridium acetobutylicum* merupakan bakteri anaerob. Bakteri ini dapat bertahan di pH yang rendah antara 4,5-5 dan suhu optimum $37^{\circ}C$. (Whitman, 2009) Bakteri ini dapat menguraikan selulosa dan hemiselulosa untuk pembuatan biobutanol. (Anindyawati, 2010)

Biobutanol digunakan sebagai alternatif selain bioetanol sebagai pengganti BBM karena memiliki beberapa keunggulan seperti dijabarkan oleh Mousdale (2008) dan Hayuni (2012):

1. Biobutanol memiliki kandungan energi yang mirip dengan gasoline (bensin) sehingga dapat dicampur dengan bensin dalam beberapa variasi
2. Karena memiliki karakteristik fisika dan kimia yang mirip dengan bensin menjadikan biobutanol dapat dibuat menggunakan teknologi seperti bioetanol bahkan bensin yang sudah ada sebelumnya
3. Biobutanol tidak dapat larut dalam air sehingga memiliki sifat korosif yang rendah. Hal ini membuat tidak diperlukannya modifikasi yang khusus pada pipa penyaluran, tangki penyimpanan, dan stasiun pompa. Sehingga mengurangi kemungkinan untuk mencemari tanah akibat bahan yang tumpah

4. Tekanan uap dari biobutanol lebih rendah dibandingkan dengan bioetanol sehingga tidak mudah menguap. Harapan hal ini dapat mengurangi resiko ledakan.
5. Biaya proses distilasi lebih rendah dari bioetanol.

Butanol dapat menggunakan proses ditilasi sederhana dengan mengabaikan keadaan dari senyawa lain. Yaitu dengan memanaskan pelarut hingga mencapai titik didih 101°C menyebabkan senyawa lainnya menguap dan tersisa senyawa butanol (Steven et al. 2008). Berikut adalah Tabel sifat fisika dan kimia beberapa jenis bahan bakar.

Tabel 1.9. Sifat fisika dan kimia bahan bakar

Sifat-sifat	Jenis Bahan Bakar		
	Etanol	Butanol	Bensin
Berat jenis pada 15°C	0,794	0,814	0,720-0,775
<i>Heating value</i> (Mj/I)	21,1-21,7	26,9-27,0	32,2-32,9
RON	106-130	98	88
MON	89-103	89	85
RVP,psi	31	6,4	<7,8

Sumber: Nurul dkk, 2013

1.3.4. Singkong (*Cassava*)

Ubi kayu merupakan salah satu bahan pangan pokok terbesar setelah gandum, beras dan jagung. Singkong mudah ditemukan karena dapat berproduksi di tanah yang subur maupun tanah yang kurang berkualitas, dapat hidup pada iklim dan kondisi yang tidak baik, dan memiliki masa panen dari 10-30 bulan. Bahan pangan yang mudah ditemukan di Indonesia ini begitu banyak diminati sebagai makanan pokok selain nasi karena memiliki kandungan gizi dan kalori yang

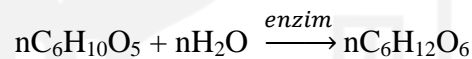
memadai. Dalam 1 kg salah satu bagian singkong diketahui memiliki kandungan lignin 7,5%, hemiselulosa 37% dan selulosa 37,9% yang dapat dimanfaatkan untuk pembuatan biobutanol. (Primata,dkk. 2021)

1.3.5. Reaksi Hidrolisis dan Fermentasi

1.3.5.1. Hidrolisis Pati Singkong

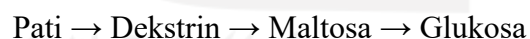
Untuk mengubah singkong menjadi butanol diperlukan proses hidrolisis terlebih dahulu. Hidrolisis adalah proses digestasi anaerobik senyawa organik kompleks (polimer) seperti karbohidrat, lemak, asam nukleat, dan protein untuk diubah menjadi senyawa yang lebih sederhana seperti glukosa, gliserol, purin, piridin. (Wibawa, 2014).

Proses hidrolisis berlangsung lambat dan biasanya menjadi laju pembatas dari keseluruhan proses digesti anaerobik. Reaksi hidrolisis digambarkan sebagai berikut:



(Ariane dan Idiawati,2011)

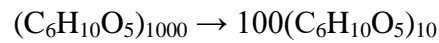
Hidrolisis singkong bisa dilakukan dengan menggunakan enzim yang dapat ditulis reaksinya seperti di bawah:



(Departemen Perindustrian, 2007)

Diperlukan beberapa tahapan untuk mengkonversi pati menjadi gula. Konversi pati menjadi gula melewati proses likuefaksi dan sakarifikasi. Proses likuefaksi merupakan hidrolisis pati parsial yang ditandai dengan menurunnya nilai viskositas. Disini gel pati akan dicairkan dengan enzim α -amilase dengan tujuan agar pati dapat larut dengan sempurna, mencegah terjadinya isomerisasi gugus pereduksi dari dekstroza dan agar mempermudah kerja dari

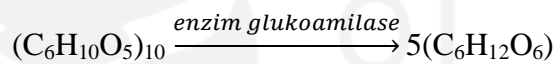
enzim α -amilase saat menghidrolisis pati menjadi gula yang lebih sederhana.



Pati

Dekstrin

Di tahap ini reaksi biasanya akan berlangsung selama 2 jam dengan temperatur 85°C-95°C. Sehingga terbentuk dekstrin dengan kualitas baik. Sedangkan pada tahap sakarifikasi merupakan proses lanjutan untuk mendapatkan glukosa dari proses hidrolisis menggunakan enzim glukoamilase. Dari sini akan terkonversi dekstrin menjadi glukosa. (Pornpan,2008)



Dekstrin

Glukosa

1.3.5.2. Metode Hidrolisis Pati

Beberapa metode untuk menghidrolisa pati menjadi gula ialah dengan metode hidrolisis dengan asam atau hidrolisis dengan enzim.

a. Hidrolisis asam

Pada hidrolisis asam diperlukan 2 tahapan untuk bereaksi yakni tahapan pertama adalah bagian amorf yang diserang secara cepat dan tahap kedua adalah bagian kristalin pada fraksi amilopektin yang diserang secara lambat. (Winarti, 2014). Faktor yang mempengaruhi hidrolisis pada bagian kristalin diantaranya adalah derajat kerapatan ikatan heliks ganda dan kandungan amilopektin. Sedangkan faktor yang mempengaruhi hidrolisis bagian amorf diantaranya kandungan amilosa, ukuran granula,

jumlah kompleks lipid rantai amilosa dan pori-pori permukaan (Le Corre,dkk. 2010). Variasi temperatur yang digunakan untuk menghidrolisis pati dengan asam adalah pada kisaran 140-160°C (Budiarti, 2016). Jika temperatur yang digunakan pada proses hidrolisis sangat tinggi maka akan meningkatkan daya serap airnya. Dan pada hidrolisis dengan asam Semakin tinggi suhu hidrolisis asam, semakin tinggi kadar gula pereduksi. Hal ini karena pati yang memiliki temperatur tinggi menyebabkan pati lebih cepat berbusa dan lebih mudah terurai, sehingga terjadi peningkatan ikatan antara unit glukosa dari amilosa dan amilopektin dan dilepaskan membentuk rantai yang lebih pendek dari unit satuan glukosa (Susanto,dkk. 2014). Faktor lain yang mempengaruhi proses hidrolisis asam adalah jenis substrat dan rasio bahan. Apabila substrat memiliki luas permukaan dari substrat tersebut halus maka akan semakin luas kontak muka dari asam dengan substrat tersebut yang menghasilkan reaksi berjalan semakin cepat dan konversi reaksi yang semakin kecil. Sedangkan untuk rasio bahan, apabila rasio bahan yang digunakan semakin banyak maka jumlah yang bereaksi akan meningkat dan produk akan semakin banyak dihasilkan (Utani dkk, 2014). Metode hidrolisis asam tidak mengubah struktur granula, tetapi mengurangi pembesaran, viskositas dan viskositas puncak dan juga meningkatkan stabilitas pasta pati selama gelatinisasi.

b. Hidrolisis enzim

Hidrolisis dengan enzim merupakan metode untuk mengubah hemiselulosa dan selulosa membentuk gula reduksi dengan memakai enzim. Enzim xylanase

digunakan untuk mengubah hemiselulosa menjadi glukosa. Sedangkan enzim yang digunakan untuk membentuk glukosa dari selulosa adalah enzim selulase. Hidrolisis enzim lebih sering digunakan daripada hidrolisis asam karena enzim secara khusus memutus ikatan glikosida, meminimalkan kerusakan warna dan tidak meninggalkan residu. Jenis-jenis enzim yang dapat digunakan untuk menghidrolisis dengan enzim diantaranya adalah glucoamilase, pullulanase dan α -amilase.

- Enzim Glukoamilase

Nama lain enzim glucoamilase adalah amiloglukosidase yang berperan untuk memecah ikatan α (1,6)-glikosidik dan α (1,4)-glikosidik pada pati. Penggunaan enzim ini diperlukan pada tahap sakarifikasi. Pada tahap sakarifikasi terjadi proses hidrolisis dekstrin dan maltosa membentuk glukosa yang mengakibatkan kadar gula pereduksi meningkat. Enzim glucoamilase didapatkan dari yeast seperti *saccharomyces diasticus* dan *saccharomycopsis fibuligera*. Faktor yang mempengaruhi kinerja enzim glucoamilase dipengaruhi oleh waktu, pH dan temperatur. Kondisi optimal dari kinerja enzim ini adalah pada waktu hidrolisa pati selama 48-96 jam, pH 4,5 dan temperatur 40°C-60°C. (Rahmawati, dkk). Enzim glucoamilase didapatkan dari jamur *rhizopus niveus*, *rhizopus oryzae*, dan *aspergillus sp.* Dan dihasilkan dari bakteri *clostridium acetobutylicum* (Reilly, 2003).

- Enzim α -Amilase

Enzim α -amilase merupakan enzim yang membentuk produk maltosa dan glukosa dengan cara memisahkan ikatan α 1,4 glikosidik pati. Enzim ini terbagi menjadi 2 yakni enzim yang tidak tahan panas (termolabil) dan enzim yang tahan panas (termostabil). Enzim α -amilase tergolong enzim yang tahan panas dan dapat ditemukan pada bacillus subtilis, bacillus amyloliquefaciens, bacillus licheniformis, dan bacillus stearothermophilus. Enzim ini juga ditemukan pada hewan dan tanaman. Pada pH 5.6-6 dan temperatur 90-150°C adalah kondisi optimal enzim ini bekerja. Jika temperatur melebihi batas optimal maka akan merusak dan mengganggu enzim dan jika temperatur terlalu rendah dari batas optimal akan berakibat tidak sempurnanya proses gelatinisasi pati. (Richardson et al, 2002).

Metode hidrolisa pati dengan enzim lebih baik daripada metode hidrolisa pati dengan asam dikarenakan produk fermentasi dengan enzim sesuai dengan yang dibutuhkan dengan cara kerja enzim yang lebih spesifik. Hal lain yang menguntungkan metode hidrolisa enzim yakni biaya untuk memurnikan produk lebih kecil dan rangkaian proses pemurnian lebih sederhana. Untuk menghasilkan kadar gula pereduksi dengan cara hidrolisa enzimatik, jika volume enzim yang ditambahkan berjumlah banyak maka kadar gula yang diperoleh juga akan semakin besar. Sementara dengan hidrolisa asam, penggunaan asam yang

banyak maka gula yang diperoleh akan semakin kecil.

1.3.5.3. Fermentasi Glukosa

Untuk menghasilkan n-butanol menggunakan proses fermentasi memerlukan bahan baku berupa molase. Molase adalah hasil samping dari industri gula yang didapatkan dari kristalisasi sukrosa dan disentrifusi gula tebu. Proses fermentasi ini menggunakan bantuan dari bakteri untuk mengubah glukosa menjadi n-butanol dan gas CO₂. Reaksi fermentasi tersebut dapat digambarkan sebagai berikut:

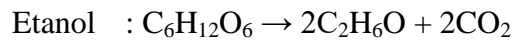
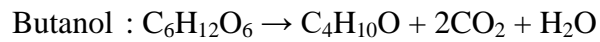
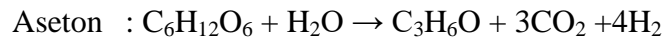


Proses ini juga menghasilkan aseton dan etanol selain n-butanol itu sendiri. Terdapat 2,7216 kg gula di setiap 1 galon (3,7854 liter) molases. Dimana jumlah ini akan menghasilkan sekitar 0,6577 kg nbutanol, 0,1844 kg aseton, dan 0,032 kg campuran etanol, CO₂, dan hidrogen (Mc. Ketta, 1957)

Fermentasi merupakan suatu proses aerob maupun anaerob untuk menghasilkan suatu produk dengan melibatkan mikroba, ekstraksnya dengan aktivitas mikroba terkontrol, Di dalamnya terjadi reaksi oksidasi dan reduksi menggunakan sumber energi karbo, nitrogen, dll untuk membentuk senyawa lain yang lebih tinggi (Bamforth, 2005)

Prinsip dari fermentasi adalah mengaktifkan pertumbuhan dan metabolisme mikroba pembentuk alkohol dan asam, dan menekan pertumbuhan mikroba proteolitik dan lipolitik yang dapat mengganggu proses fermentasi. Glukosa diubah menjadi larutan ABE (asetonbutanol-etanol), sisa glukosa, gas CO₂ dan H₂O menggunakan

bakteri *Clostridium acetobutylicum*. Reaksinya sebagai berikut :



(Rahma dkk, 2011)

1.3.6. Pemilihan Proses

Untuk memilih jenis proses dari produksi biobutanol, maka dibuat kelebihan dan kekurangan dari proses sebagai berikut :

Tabel 1.10. Kelebihan dan Kekurangan Proses Pemilihan

No	Jenis Proses	Kelebihan	Kekurangan
1.	Hidrolisis Asam	<ul style="list-style-type: none"> • Waktu untuk hidrolisis lebih cepat • Harga bahan murah 	<ul style="list-style-type: none"> • Menggunakan energi panas yang besar (75°C-135°C) • Produk samping yang dihasilkan banyak dan tingkat kemurnian produk rendah.
2.	Hidrolisis Enzim	<ul style="list-style-type: none"> • Cara kerja enzim lebih spesifik • Biaya pemurnian lebih terjangkau • Proses pemurnian sederhana 	

3.	Fermentasi ABE (Aseton Butanol Ethanol)	<ul style="list-style-type: none"> ● Bahan baku terjangkau (molasses) ● Ramah lingkungan ● Bekerja secara spesifik ● Reaksi selektif 	<ul style="list-style-type: none"> ● Proses batch digunakan untuk kapasitas kecil ● Menggunakan mikroorganisme yang memerlukan kondisi operasi yang sangat terjaga ● Proses pemisahan sulit
4.	Fermentasi Hidrogenasi	<ul style="list-style-type: none"> ● Produk butanol lebih murni dan mudah dipisahkan 	<ul style="list-style-type: none"> ● Butuh energi yang besar untuk kolom hidrogenasi ● Teknologi yang digunakan banyak sehingga biaya operasional dan investasi besar

Sumber : Johanna, *et all.* 2013

Dalam proses pembuatan biobutanol dari pati singkong dipilih proses hidrolisis enzim glukoamilase dan fermentasi ABE dengan menggunakan bantuan bakteri *Clostridium Acetobucylium*. Pati singkong dihidrolisis terlebih dahulu dengan enzim glukoamilase yang melewati 3 tahap yakni gelatinisasi, likuifikasi dan sakarifikasi untuk mengubah pati menjadi glukosa yang nantinya glukosa tersebut akan difermentasi dengan bakteri *Clostridium Acetobucylium* menjadi butanol.

1.3. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk mengetahui reaksi berjalan secara endotermis/eksotermis, mengetahui arah reaksi berjalan searah (*reversible*) atau tidak (*irreversible*) dan mengetahui reaksi berjalan spontan atau tidak.

1.3.1. Perubahan Entalpi (ΔH_r°)

Perubahan entalpi dihitung untuk mengetahui reaksi yang berjalan mempunyai sifat endotermis atau eksotermis. Untuk menghitung perubahan entalpi dibutuhkan data pembentukan panas standar (ΔH_f°) dari komponen yang akan direaksikan. Data entalpi pembentukan dapat dilihat di tabel 1.11. Reaksi yang berjalan adalah reaksi hidrolisis pati dan fermentasi glukosa menjadi butanol.

Tabel 1.11. Data Entalpi Pembentukan (ΔH_f°)

Komponen	ΔH_f° (kJ/mol)
$C_6H_{10}O_5$	0
$C_6H_{12}O_6$	-1271
H_2O	-285,83
$C_4H_{10}O$	298,15
CO_2	-393,51

Sumber : (John A. Dean, 1961)

a. Reaksi Hidrolisis Pati



$$\Delta H_r^\circ (298) = \Delta H_f^\circ \text{Produk} - \Delta H_f^\circ \text{Reaktan}$$

$$\Delta H_r^\circ = (\Delta H_f^\circ(C_6H_{12}O_6)) - (\Delta H_f^\circ(C_6H_{10}O_5) + \Delta H_f^\circ(H_2O))$$

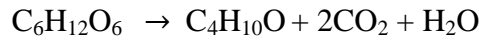
$$\Delta H_r^\circ = [(-1271)] - [(0) + (-285,83)] \text{ (KJ/Kmol)}$$

$$\Delta H_r^\circ = -1271 + 285,83$$

$$\Delta H_r^\circ = -985,17 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_r^\circ = -985170 \text{ J/mol}$$

b. Reaksi Fermentasi Glukosa



$$\Delta H_r^{\circ} = \Delta H_f^{\circ} \text{Produk} - \Delta H_f^{\circ} \text{Reaktan}$$

$$\Delta H_r^{\circ} = [(\Delta H_f^{\circ}(\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}) + (\Delta H_f^{\circ} (2\text{CO}_2) + (\Delta H_f^{\circ} \text{H}_2\text{O}))] - [(\Delta H_f^{\circ}(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6))]$$

$$\Delta H_r^{\circ} = [(298,15) + ((2 \times (-393,15)) + (-285,83))] - [(-1271)]$$

(KJ/Kmol)

$$\Delta H_r^{\circ} = 496,3 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_r^{\circ} = 496300 \text{ J/mol}$$

Pada hasil perhitungan entalpi standar reaksi hidrolisis didapati hasil negatif dan pada reaksi fermentasi glukosa bernilai positif maka pada reaksi hidrolisis pati bersifat eksotermis sedangkan reaksi fermentasi glukosa memiliki sifat endotermis. Langkah berikutnya adalah menghitung panas reaksi kedua reaksi sesuai suhu operasi dimana suhu operasi reaksi hidrolisis berlangsung pada 95°C (368 K) sedangkan suhu operasi reaksi fermentasi glukosa berlangsung pada 60°C (333 K). Untuk menghitung panas reaksi diperlukan data kapasitas panas tiap komponen yang dapat dilihat pada tabel 1.12. Rumus untuk menghitung kapasitas panas adalah sebagai berikut :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Tabel 1.12. Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D	Cp (kJ/mol.K)
C ₆ H ₁₀ O ₅	9.0E+01	5.5E-02	-5.4E-06	0	0.1059
H ₂ O	9.2E+01	-4.0E-02	-2.1E-04	5.4E-07	0.0757
C ₄ H ₁₀	8.2E+00	4.1E-01	-2.3E-05	6.0E-07	0.1444
CO ₂	2.7E+01	4.2E-02	-2.0E-05	4.0E-09	0.0384

Untuk nilai kapasitas panas glukosa dapat ditentukan sebagai berikut berdasarkan Kopp's rule

Tabel 1.13. Nilai Cp Glukosa

Komponen	C = 10.89	H = 7.56	O = 13.42	Cp (J/mol.K)	Cp (kJ/mol.K)
C ₆ H ₁₂ O ₆	65.34	90.72	80.52	236.58	0.2356

Pada reaksi hidrolisis pati:

$$\Delta Hr_{358} = \Delta Hr_{358} - \int_{298}^{358} Cp_{C_6H_{12}O_6} + \int_{298}^{358} Cp_{C_5H_{10}O_5} + \int_{298}^{358} Cp_{H_2O}$$

$$\Delta Hr_{358K} = -985.17 - 0.2356 (358-298) + 0.1059 (358-298) + 0.0757 (358-298)$$

$$\Delta Hr_{358K} = -988.467 \text{ KJ/mol}$$

Pada reaksi fermentasi glukosa:

$$\Delta Hr_{333} = \Delta Hr_{333} - \int_{298}^{333} Cp_{C_4H_{10}} - \int_{298}^{333} Cp_{2CO_2} - \int_{298}^{333} Cp_{H_2O}$$

$$+ \int_{298}^{333} Cp_{C_6H_{12}O_6}$$

$$\Delta Hr_{333K} = 496.3 - 0.1444 (333-298) - 2 \times 0.0384 (333-298) - 0.0757 (358-298) + 0.2356 (333-298)$$

$$\Delta Hr_{358K} = 494.187 \text{ KJ/mol}$$

Dari perhitungan nilai panas reaksi dari reaksi hidrolisis menunjukkan nilai negatif yang berarti bersifat eksotermis sedangkan pada reaksi fermentasi menunjukkan nilai positif sehingga reaksi ini bersifat endotermis

1.3.2. Energi Gibbs (ΔG°_f)

Energi gibbs dihitung untuk mengetahui apakah reaksi berjalan spontan atau tidak. Jika nilai energi gibbs positif maka reaksi berjalan secara tidak spontan sedangkan jika nilai energi gibbs negatif maka

reaksi berjalan secara spontan. Untuk menghitung energi gibbs diperlukan data harga nilai gibbs komponen yang dapat dilihat pada tabel 1.15.

Tabel 1.14. Data Energi Gibbs (ΔG_f°)

Komponen	ΔG_f° (kJ/mol)
$C_6H_{10}O_5$	0
$C_6H_{12}O_6$	0
H_2O	-237,129
$C_4H_{10}O$	-162,5
CO_2	349,39

(John A. Dean, 1961)

a. Pada reaksi hidrolisis pati:

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ_{(298)} &= \Delta G_f^\circ \text{Produk} - \Delta G_f^\circ \text{Reaktan} \\ \Delta G^\circ &= (\Delta G_f^\circ(C_6H_{12}O_6)) - (\Delta G_f^\circ(C_6H_{10}O_5) + \Delta G_f^\circ(H_2O)) \\ \Delta G^\circ &= [(0)] - [(0) + (-237,129)] \text{ (KJ/Kmol)} \\ \Delta G^\circ &= (0) - (237,129) \\ \Delta G^\circ &= -237,129 \text{ kJ/mol} \\ \Delta G^\circ &= -237129 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

Konstanta kesetimbangan (K_1) pada reaksi hidrolisis di suhu 298K dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \Delta G_{(298)} &= -RT \ln K \\ \ln K_{(298)} &= \Delta G / -RT \\ &= (237,129 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298 \text{ K}) \\ &= 95,71024 \\ K_{1(298)} &= 3,69 \times 10^{41} \end{aligned}$$

b. Pada reaksi fermentasi glukosa :

$$\Delta G^\circ_{(298)} = \Delta G_f^\circ \text{Produk} - \Delta G_f^\circ \text{Reaktan}$$

$$\Delta G^{\circ} = [(\Delta G_f^{\circ}(\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O}) + (\Delta G_f^{\circ}(2\text{CO}_2) + (\Delta G_f^{\circ} \text{H}_2\text{O}))] - [(\Delta G_f^{\circ}(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6))]$$

$$\Delta G^{\circ} = [(-162,5) + (2 \times 394,39) + (-237,129)] - [(0)]$$

(KJ/Kmol)

$$\Delta G^{\circ} = 389,151 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^{\circ} = 389151 \text{ J/mol}$$

Konstanta kesetimbangan (K_2) pada reaksi fermentasi di suhu 298K dapat dihitung sebagai berikut:

$$\Delta G_{(298)} = -RT \ln K$$

$$\ln K_{(298)} = \Delta G / -RT$$

$$= (477,02 \text{ kJ/mol} \times 1000 \text{ J/kJ}) / (8,314 \text{ J/mol.K} \times 298\text{K})$$

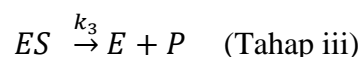
$$= 157,0695$$

$$K_{2(298)} = 1,64 \times 10^{68}$$

Dari perhitungan nilai energi gibbs dari reaksi hidrolisis pati menunjukkan nilai -237129 J/mol dengan nilai K_1 sebesar $3,69 \times 10^{41}$ sedangkan pada reaksi fermentasi 389151 J/mol dengan nilai K_2 sebesar $1,64 \times 10^{68}$ menunjukkan reaksi hidrolisis berjalan non-spontan dan *irreversible* sedangkan reaksi fermentasi glukosa berjalan secara spontan dan bersifat *irreversible*.

1.3.3. Tinjauan Kinetika

Untuk merancang aliran reaktor, maka diperlukan data kinetika reaksi hidrolisis dan fermentasi. Reaksi enzimatik proses hidrolisis melewati tahap 1 reaksi enzimatik sedangkan proses fermentasi melalui tahap 3 reaksi enzimatik dimana tahapan reaksi enzimatik yang dimaksud adalah sebagai berikut:



Keterangan:

E : Enzim

S : Substrat

ES : Senyawa *intermediate*
 P : Produk
 k₁, k₃ : Konstanta laju

Persaman laju reaksi dinyatakan dari kecepatan pembentukan produk dengan waktu :

$$v = \frac{dP}{dt} = k_3[ES] \quad (\text{ii})$$

Keterangan :

v : Laju reaksi (M/s)
 dP/dt : Kecepatan pembentukan produk terhadap waktu (M/s)
 [ES] : Konsentrasi senyawa *intermediate* (M)
 k₃ : Konstanta laju reaksi

Setelah rumus diatas diturunkan sedemikian rupa sehingga diperoleh persamaan :

$$V = \frac{V_{max} [S]}{K_M + [S]}$$

Keterangan :

v : Laju reaksi (M/s)
 V_{max} : Laju maksimum (M/s)
 [S] : Konsentrasi substrat (M)
 K_M : Konstanta Michaelis Menten (M)

Yang dikenal sebagai persamaan Michaelis Menten, Persamaan Michaelis Menten digunakan untuk mengetahui pengaruh konsentrasi substrat terhadap kecepatan reaksi dengan menghitung nilai V₀. Nilai K_M adalah nilai konsentrasi substrat yang diperlukan enzim untuk menghasilkan kecepatan reaksi setengah dari kecepatan maksimalnya (Shuler dan Kargi, 2002). Sedangkan nilai V_{max} adalah nilai yang

menyatakan tingkat kejenuhan enzim oleh substrat. (Saropah, dkk. 2012). Untuk menentukan K_M (konstanta Michaelis Menten) dan V_{max} perlu diketahui nilai substrat dan energi aktivasinya.

Untuk kinetika reaksi pada proses hidrolisi pati, diketahui bahwa pada proses hidrolisis menggunakan 2 (dua) jenis enzim yakni enzim α -amilase dan enzim glukoamilase, sehingga digunakan kinetika Michaelis Menten. Enzim α -amilase bekerja pada suhu 95°C sedangkan enzim glukoamilase bekerja pada suhu 50°C . Nilai K_M dan V_{max} dari kedua enzim tersebut berdasarkan (Wahidah, 2015) adalah berturut-turut sebesar 0.0186 dan 5,86.

Untuk kinetika reaksi pada proses fermentasi glukosa berdasarkan (Rajendran, 2014) kinetika untuk reaksi Acidogenik dengan komponen glukosa mempunyai kinetika reaksi sebesar 9.54×10^{-3} .

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

1. Biobutanol

Tabel 2.1. Spesifikasi Butanol

Fase	Cair
Rumus Molekul	$C_4H_{10}O$
Berat Molekul	74,12 g/mol
Titik Didih (Td)	116°C – 118°C
Titik Beku (Tb)	-90°C
Densitas Air (1 atm)	0,81 g/cm ³ (20°C)
Densitas Udara (1 atm)	2,56
Viskositas	2,947 mPa.s
pH	7 (20°C)
Volatilitas	100%
<i>Flash Point</i>	29°C
Batas Ledakan (Vol% di udara)	1,4 – 11,3
Oktanol (Koefisien Partisi Air)	0,9

Sumber : IPCS INCHEM (<https://inchem.org>)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Bahan Baku

a. Pati Singkong

Tabel 2.2. Komponen Pati Singkong

Komponen	Persentase (%)
Air	13,61
Abu	0,132
Lemak	0,317
Serat	0,023
Protein	0,281
Amilosa	33,84
Viskositas	1,347 BU
pH	4,5 - 7,0

Sumber: (Bemiller dan Whistler.1996) dan (Polnaya,dkk. 2015)

2.2.2 Bahan Pendukung

a. Enzim α -Amylase

Tabel 2.3. Spesifikasi Enzim α -Amylase

Warna	<i>Clear brown</i>
pH stabil	6,2-7,5
pH optimum	6,0-6,5
pH inaktivasi	5,0
Temperatur	80°C-85°C

Sumber: Maria dkk, 2011

b. Enzim Glukoamilase

Enzim glukoamilase digunakan untuk memecah ikatan α -1,6 dan memotong ikatan α -1,4 pada molekul pati untuk dibentuk menjadi glukosa. Enzim digunakan sebanyak 100-300 unit tiap gram pati.

Tabel 2.4. Spesifikasi Enzim Glukoamilase

Amilosa	33,84
Viskositas	1,347 BU
pH	4,5 - 7,0
Wujud	Cair
Temperatur	45°C-60°C

Sumber: Rahmawati, dkk. 2015

c. Bakteri *Clostridium Acetobucyllum*

Tabel 2.5. Spesifikasi Bakteri *Clostridium Acetobucyllum*

<i>Domain</i>	<i>Bacteria</i>
<i>Class</i>	<i>Clostridia</i>
<i>Order</i>	<i>Clostridiales</i>
<i>Family</i>	<i>Clostridiaceae</i>
<i>Genus</i>	<i>Clostridium</i>

Sumber : Hanno Biebl, 1999, Jones, D.T and Woods, D.R. 1986

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian produksi dilakukan untuk mengurangi atau menekan persentase kegagalan selama proses produksi yang disebabkan oleh kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat, dan lain sebagainya. Perlu dilakukan evaluasi dan identifikasi berulang sesuai dengan kondisi perusahaan.

2.3.1 Pengendalian kualitas produksi

Setiap perusahaan bertanggung jawab untuk memberikan produk yang memiliki kualitas baik, bermanfaat, dan bernilai tinggi. Hal ini sangat berkaitan dengan citra perusahaan yang akan ditunjukkan kepada konsumen. Setiap perusahaan memiliki standar produk yang berbeda-beda. Hal ini dilakukan untuk menjaga kualitas dari produk yang dibuat.

Pengendalian kualitas produk mulai dari bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi, maupun produk penunjang mutu proses dapat dilakukan di laboratorium pemeriksaan maupun menggunakan alat kontroler. Beberapa pengendalian yang dilakukan pada pabrik biobutanol antara lain :

a. Bahan baku

Tujuan untuk mengetahui kualitas dari bahan baku yang akan digunakan. Apakah sudah sesuai dengan standar dan spesifikasi yang telah ditentukan

b. Bahan pembantu

Dalam pembuatan biobutanol bahan-bahan pendukungnya juga perlu dianalisa. Mulai dari sifat-sifat fisis serta spesifikasinya agar nantinya dapat membantu kelancaran proses produksi secara maksimal.

c. Kualitas bahan selama proses

Hal ini dilakukan untuk mengetahui kelancaran proses produksi. Bahan harus mencukupi sehingga tidak terjadi kekurangan apabila ingin mencapai kapasitas produksi tertentu.

d. Kualitas produk

Pengendalian kualitas terhadap produk jadi yaitu biobutanol

e. Kualitas produk pada saat pemindahan

Pengendalian kualitas biobutanol dilakukan ketika pemindahan produk dari *storage tank* ke alat transportasi seperti mobil truk atau kapal

2.3.2 Pengendalian proses produksi

Pengendalian selama proses operasi dilakukan menggunakan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dijalankan secara automatic control dengan beberapa indikator yang telah diset seperti lampu dan alarm sehingga dapat terdeteksi apabila terjadi kerusakan atau penyimpangan. Apabila terjadi penyimpangan maka harus di setting ke kondisi semula baik secara manual atau otomatis. Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur.

Alat kontrol yang harus disetting sesuai kondisi tertentu

antara lain:

a. *Level controller*

Alat ini dipasang pada bagian atas atau dinding tangki. Berfungsi sebagai pengendalian volume cairan/*vessel*. Level yang terukur ini akan dicocokkan dengan *set point* dimana suhunya akan disesuaikan dengan level yang diinginkan

b. *Flow Controller*

Alat yang dipasang untuk mengatur aliran bahan baku. Aliran masuk maupun aliran keluar proses

c. *Temperature Controller*

Alat ini akan dipasang di setiap alat proses, memiliki *setting point* yang dapat diatur. Temperatur yang terukur akan kemudian dicocokkan sesuai *set point* dan suhunya diatur sedemikian rupa hingga memperoleh temperatur yang diinginkan. Apabila nilai suhu aktual yang terukur melebihi *set point* maka *output* akan bekerja. Selain itu pengendalian waktu produksi juga diperlukan agar proses produksi berlangsung efisien.

d. *pH Controller*

pH Controller merupakan sistem pengendalian yang digunakan untuk mengatur pH pada aliran yang memiliki kondisi yang harus dijaga asam atau basanya.

2.3.3 Aliran sistem kontrol

Aliran sistem kontrol yang meliputi pengendalian proses produksi yaitu:

- a. Aliran pneumatik, biasa dikenal juga sebagai aliran udara tekan. digunakan pada *valve* dari *controller* ke *actuator*
- b. Aliran *electric* atau aliran listrik digunakan pada suhu dari sensor ke *controller*
- c. Aliran mekanik, disebut juga aliran gerakan atau perpindahan level digunakan pada *flow* dari sensor ke *controller*

Setelah menyusun perencanaan produksi dan proses produksi dijalankan maka perlu dilakukan pengawasan agar proses produksi berjalan dengan baik. Kegiatan ini dilakukan dengan harapan proses produksi dapat menghasilkan produk yang bermutu tinggi sesuai dengan standar dan jumlah produksi dapat sesuai kapasitas yang diinginkan dengan waktu yang sesuai jadwal.

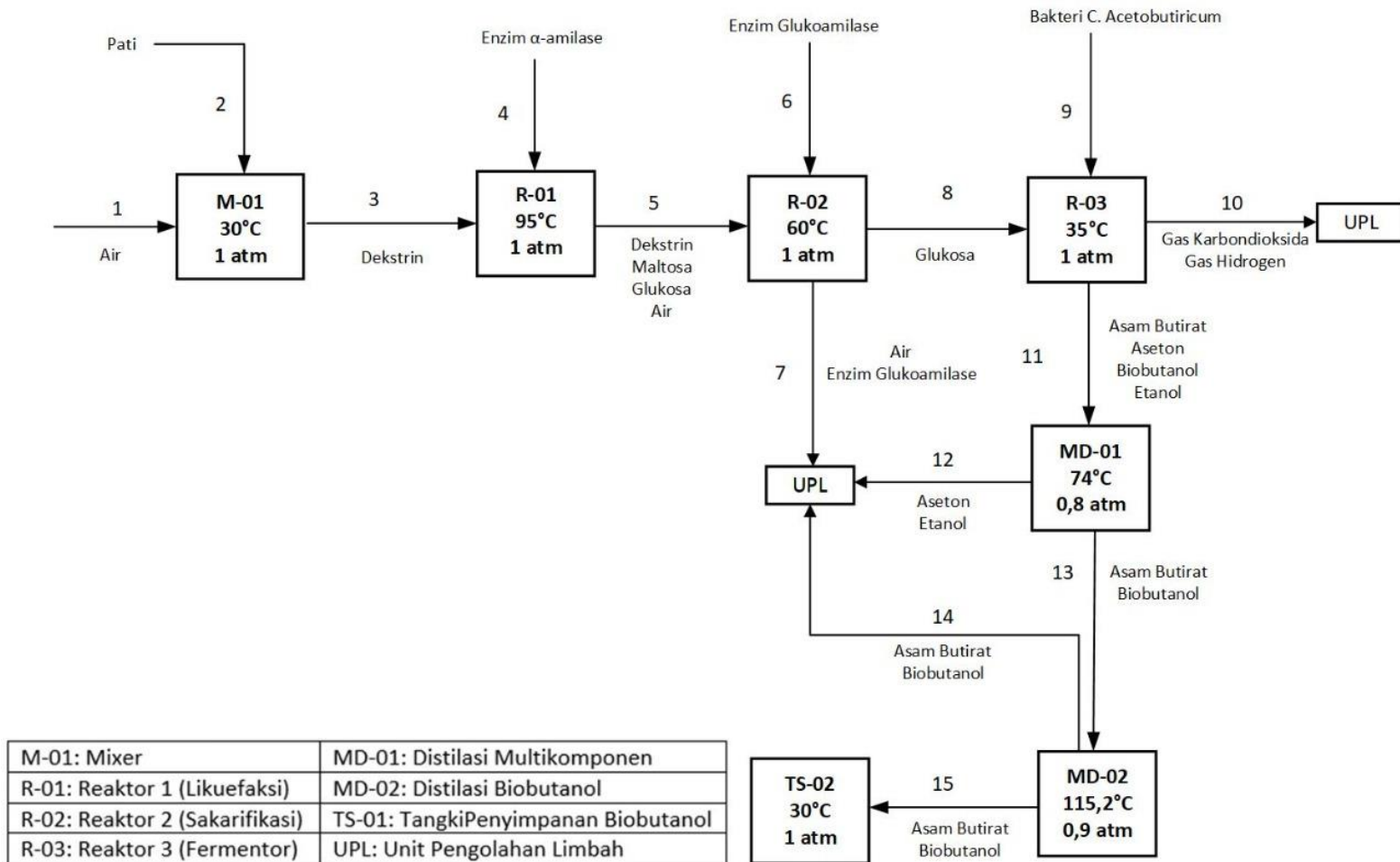
BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir Proses dan Material

Untuk membuat biobutanol dari *cassava* memerlukan beberapa tahapan, dimulai dari pencampuran bahan baku, proses hidrolisa pati yakni memecah pati menjadi glukosa melalui proses likuefaksi dan sakarifikasi secara enzimatik. Dilanjutkan dengan proses fermentasi menggunakan bantuan bakteri *Clostridium* kemudian diakhiri dengan proses pemurnian sehingga menghasilkan biobutanol. Untuk memperjelas alur proses dari pembuatan biobutanol dari *cassava* dapat dilihat pada gambar berikut.





Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

3.2 Uraian Proses

Pada produksi Biobutanol dari *cassava* secara garis besar dibagi menjadi 4 (empat) tahapan utama yaitu proses persiapan bahan baku (pencampuran), proses likuefaksi dan sakarifikasi, proses fermentasi, dan terakhir proses pemurnian.

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku (Pencampuran)

Tahap persiapan bahan baku terdiri dari persiapan tepung *cassava* yang dicampur dengan air dengan rasio 1:3 hingga mencapai konsentrasi tertentu sebelum memulai proses selanjutnya (Wu, dkk. 2007). Proses selanjutnya adalah proses likuefaksi dan sakarifikasi untuk mengubah pati menjadi glukosa. Tepung *cassava* tidak memiliki bahan volatil selain air. Tepung *cassava* akan diumpukan bersamaan dengan air masuk ke dalam tangki pencampur dengan perbandingan air dan padatan disesuaikan agar sesuai spesifikasi reaksi likuefaksi. Campuran ini kemudian dialirkan ke pemanas (*heater*) agar menghasilkan larutan yang benar-benar steril dari berbagai jenis pengotor maupun bakteri sebelum memasuki tahap likuefaksi dan sakarifikasi. Proses pencampuran dilakukan menggunakan alat *mixer* selama 60 menit dengan kondisi operasi suhu 30°C dan tekanan 1 atm . Menurut Van der Merwe, 2010 seluruh bagian dari pipa pencampuran dianggap memiliki temperatur yang sama.

Setelah proses pencampuran, hasil keluaran *mixer* akan dipanaskan dengan *heater* hingga suhu 105°C untuk disterilkan dari kandungan yang tidak diinginkan seperti kuman, bakteri, dan mikroorganisme yang akan mengganggu jalannya proses. Menurut WHO, suhu sekitar 60 – 70 derajat Celcius sudah cukup untuk membunuh sebagian besar virus, dan air mendidih membuatnya aman dari patogen seperti bakteri, virus, dan protozoa. Dan pada suhu 90°C, bakteri yang memiliki spora, mati diatas suhu tersebut.

3.2.2 Proses Likuefaksi dan Sakarifikasi

a. Tahap Likuefaksi

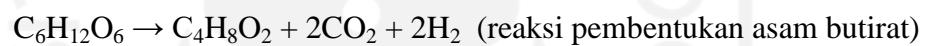
Pada tahap likuefaksi larutan pati akan campur dengan enzim α -amilase untuk mengubah pati menjadi dekstrin. Umpan yang berupa emulsi akan berubah menjadi gel karena proses gelatinisasi berlangsung pada yang berlangsung pada suhu 95°C selama 2 jam. Proses gelatinisasi adalah proses untuk mengubah pati menjadi bentuk glukosa yang lebih sederhana. Selama proses berlangsung pH dalam reaktor akan dipertahankan di angka 6. Produk yang dihasilkan dari proses likuefaksi adalah dekstrin, D-glukosa, maltosa, air, dan sisa dari umpan yang tidak bereaksi. Menurut Leonardo, 2013 enzim α -amilase digunakan sebanyak 1 ml/kg umpan pati.

b. Tahap Sakarifikasi

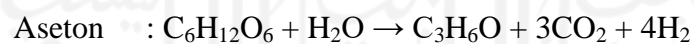
Produk luaran dari proses likuefaksi terdiri dari campuran dekstrin, maltosa, dan D-glukosa yang kemudian didinginkan sebelum memasuki tahapan sakarifikasi. Pada tahap ini terjadi peningkatan kadar gula pereduksi karena adanya proses hidrolisis oleh enzim glukoamilase secara maksimal. Menurut Alifia dan Irsyad, 2021, enzim glukoamilase dapat memecah ikatan α -(1.4) dan α -(1.6) glikosidik pati. Oleh karena itu maltosa yang merupakan gabungan dari 2 (dua) glukosa yang berikatan di α -(1.4) dapat dipisahkan oleh enzim ini dan dihasilkan glukosa. Proses sakarifikasi berlangsung dengan bantuan enzim glukoamilase untuk mengubah dekstrin dan maltosa menjadi glukosa. Pada tahap sakarifikasi memerlukan enzim glukoamilase sebanyak 1.7 ml/kg umpan pati (Leonardo, 2013). Proses akan berlangsung selama 2 jam pada suhu 60°C dan pH 4,5. Maka untuk mempertahankan nilai pH akan ditambahkan HCl jika sewaktu-waktu kondisi berubah menjadi kurang asam.

3.2.3 Proses Fermentasi

Hasil dari proses sakarifikasi kemudian masuk ke dalam reaktor fermentasi. Fermentasi pada tahap ini dilakukan dengan bantuan bakteri *Clostridium acetobutylicum*. Menurut Xiaoping dkk, 1994 fermentasi ABE yang terjadi nantinya akan terbagi menjadi 2 fase yang disebut fase acidogenesis dan solventogenesis. Reaksi akan berlangsung temperatur 35°C, pH 5,4 pada tekanan atmosfer (Ramey and Yang, 2004) dengan total waktu 18 jam. Selama 2 jam pertama akan terjadi fase acidogenesis menghasilkan campuran dari asam butirat, asam aseton, dan gas CO₂ serta H₂. Reaksi pembentukan glukosa menjadi asam butirat dan asam aseton adalah sebagai berikut:



Fase kedua atau fase solventogenesis akan berlangsung selama 16 jam untuk mengubah glukosa dan asam butirat, menjadi larutan ABE khususnya butanol. Sebanyak 95,1% glukosa akan terkonversi menjadi produk akhir (Wu, dkk.2007). Sedangkan asam aseton yang merupakan keluaran dari fermentasi acidogenesis akan ikut terkonversi menjadi aseton. Konsentrasi butanol yang ada dalam reaktor akan dijaga agar tidak melebihi 10 g/L, tujuannya agar tidak menimbulkan efek toksik pada bakteri yang ada (Ramey and Yang, 2004). Reaksi pembentukan ABE dapat dituliskan sebagai berikut:



Bakteri akan dimatikan sesaat setelah keluar dari fermentor dengan menaikkan suhu menjadi 74°C agar tidak terjadi proses fermentasi lanjutan pada tahapan berikutnya. Bakteri *Clostridium acetobutylicum* dapat hidup pada suhu 15-55°C dengan suhu optimum antara 43-47°C. Andreas menjelaskan golongan bakteri *Clostridium*

yang bersifat obligat anaerob. Selain itu, bakteri ini memiliki spora, mati diatas suhu 71°C dan tahan terhadap lingkungan namun akan aktif ketika kondisi asam. Bakteri clostridium acetobutylicum hanya dapat hidup hingga maksimal suhu 55°C sehingga pada suhu 74°C sudah dipastikan mati dan tidak akan masuk ke dalam produk akhir. Sisa gas buangan berupa CO_2 dan H_2 akan dialirkan menuju unit pengolahan limbah (UPL).

3.2.4 Proses Pemurnian

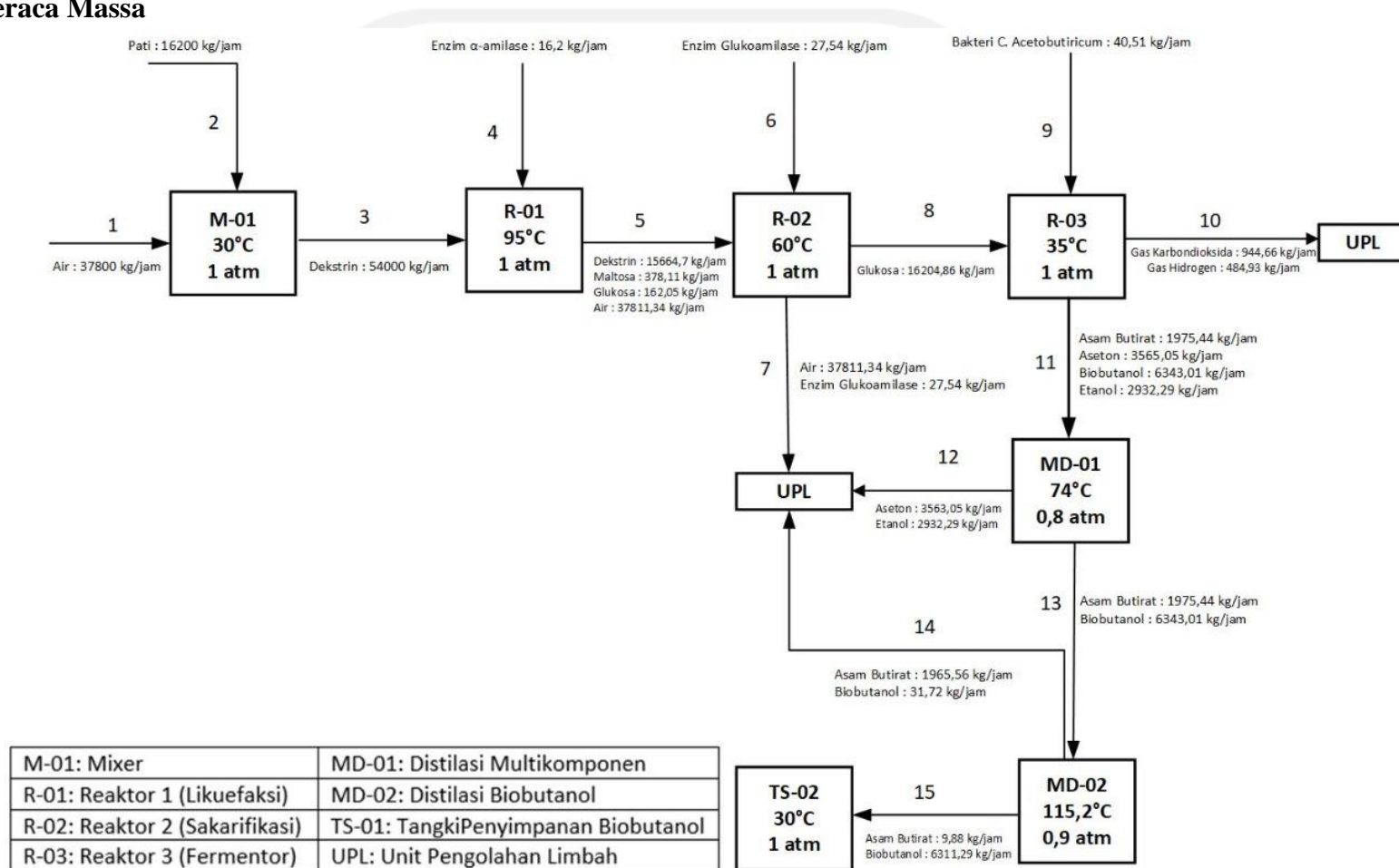
a. Tahap distilasi multikomponen

Tahapan ini bertujuan untuk memisahkan aseton dan etanol hasil keluaran fermentor. Pemisahan dilakukan dengan menggunakan prinsip perbedaan titik didih. Dimana titik dari aeton dan etanol masing-masing adalah 56°C dan 78°C . Pemisahan berlangsung pada kolom distilasi dimana kondisi suhu dan tekanan pada bagian atas sebesar $70,8^{\circ}\text{C}$ dan 1 atm. Sedangkan bagian bawah sebesar 115°C dan 0,5 atm. Hasil akhir dari proses ini adalah etanol dan aseton dialirkan ke unit pengolahan limbah (UPL), sedangkan butanol dan asam butirat akan masuk ke tahap distilasi biobutanol.

b. Tahap distilasi biobutanol

Tujuan dari pemisahan ini adalah untuk mendapatkan biobutanol dengan kemurnian 99,5%. Sehingga prosesnya dilakukan pada kolom distilasi dengan kondisi operasi suhu dan tekanan pada bagian atas sebesar $117,2^{\circ}\text{C}$ dan 0,9 atm sedangkan bagian bawah sebesar $160,3^{\circ}\text{C}$ dan 0.9 atm. Hasil atas proses pemurnian adalah biobutanol sedangkan produk bawah berupa asam butirat yang kemudian dialirkan ke unit pengolahan limbah (UPL).

3.3 Neraca Massa



Gambar 3.2. Diagram Alir Kuantitatif

a. Neraca Massa Total

Tabel 3.1. Neraca Massa Total

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
Pati	16.200	-
Air	37.800	21.775,45
Enzim α -amilase	16,2	-
Enzim glukoamilase	27,54	-
Clostridium acetobutylicum	40,51	-
Glukosa	-	16.204,86
Asam Butirat	-	1.975,4
Aseton	-	3.565
Biobutanol	-	6.311,3
Etanol	-	2.932,3
Gas Karbondioksida	-	944,7
Gas Hidrogen	-	484,9
Total	54.084,25	54.084,25

b. Neraca Massa Alat

1. Neraca Massa M-01 (*Mixer*)

Tabel 3.2. Neraca Massa *Mixer*

Komponen	IN		OUT
	ARUS 1 (kg/jam)	ARUS 2 (kg/jam)	ARUS 3 (kg/jam)
Pati		16.200	
Dekstrin			54.000
Air	37.800		
Total	54.000		54.000

2. Neraca Massa R-01 (Reaktor Likuefaksi)

Tabel 3.3. Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	IN		OUT
	ARUS 3 (kg/jam)	ARUS 4 (kg/jam)	ARUS 5 (Kg/Jam)
Dekstrin	54.000		15.664,70
Air			37.811,34
Maltosa			378,11
Glukosa			162,05
Enzim α -Amilase		16,2	
Total	54.016,20		54.016,20

3. Neraca Massa R-02 (Reaktor Sakarifikasi)

Tabel 3.4. Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	IN		OUT	
	ARUS 5 (kg/jam)	ARUS 6 (kg/jam)	ARUS 8 (kg/jam)	ARUS 7 (kg/jam)
Dekstrin	15.664,70			
Air	37.811,34			37.811,34
Enzim glukoamilase		27,54		27,54
Maltosa	378,11			
Glukosa	162,05		16.204,86	
Total	54.043,74		54.043,74	

4. Neraca Massa R-03 (Reaktor Fermentasi)

Tabel 3.5. Neraca Massa Reaktor 3

Komponen	IN		OUT	
	ARUS 8 (kg/jam)	ARUS 9 (kg/jam)	ARUS 11 (kg/jam)	ARUS 10 (kg/jam)
Clostridium Acetobucylicum		40,51		
Glukosa	16.204,86			
Asam Butirat			1.975,44	
Aseton			3.565,05	
Biobutanol			6.343,01	
Etanol			2.932,29	
Gas Karbondioksida				944,66
Gas Hidrogen				484,93
Total	16.245,37		16.245,37	

5. Neraca Massa MD-01 (Menara Distilasi Multi Komponen)

Tabel 3.6. Neraca Massa Menara Distilasi 1

Komponen	IN	OUT	
	ARUS 11 (kg/jam)	ARUS 13 (kg/jam)	ARUS 12 (Kg/Jam)
Asam Butirat	1.975,44	1.975,44	
Aseton	3.565,05		3.565,05
Biobutanol	6.343,01	6.343,01	
Etanol	2.932,29		2.932,29
Total	14.815,8	14.815,8	

6. Neraca Massa MD-02 (Menara Distilasi Biobutanol)

Tabel 3.7. Neraca Massa Menara Distilasi 2

Komponen	IN	OUT	
	ARUS 13 (kg/jam)	ARUS 15 (kg/jam)	ARUS 14 (Kg/Jam)
Asam Butirat	1.975,44	9,88	1.965,56
Biobutanol	6.343,01	6.311,29	31,72
Total	8.318,4	8.318,4	

7. Neraca Massa TS-01 (Tangki Biobutanol)

Tabel 3.8. Neraca Massa Tangki Biobutanol

Komponen	IN
	ARUS 15 (kg/jam)
Asam Butirat	9,88
Biobutanol	6.311,29
Total	6.321,17

3.4 Spesifikasi Alat

3.4.1. Reaktor

Reaktor merupakan tempat dimana reaksi kimia berlangsung. Dalam pembuatan biobutanol dari *cassava* diperlukan 2 jenis reaktor, yaitu reaktor alir tangki berpengaduk dan fermentor. Penggunaan reaktor RATB untuk proses likuifikasi dan sakarifikasi, sedangkan untuk reaktor fermentor digunakan saat proses fermentasi.

1. Reaktor 1: Likuefaksi

Reaktor yang akan digunakan pada tahap ini berupa Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan pertimbangan adanya kontak umpan dengan enzim dimana pergerakan enzim didukung oleh pergerakan pengaduk. Nantinya katalis (enzim α -amilase) akan langsung ditempatkan dalam fluida reaktor sebanyak 1 ml/kg umpan. Katalis ini merupakan *immobilized* enzim yang berbentuk padat. Pada tahap ini akan terjadi proses gelatinisasi dimana pati akan berubah menjadi gula sederhana. Dengan konversi sebagai berikut:

Tabel 3.9. Persentase Konversi Glukosa

Produk	Konversi Glukosa (%)
Dekstrin	29
D-Glukosa	0,3
Maltosa	0,7
Air	70

Tabel 3.10. Spesifikasi Reaktor 1

Spesifikasi Umum			Spesifikasi Khusus		
Kode	R-01		Variabel	Satuan	Unit
Fungsi	Tempat bercampurnya enzim α -amilase dengan pati untuk gelatinisasi		Tipe pengaduk	Turbine 6 blade	
Jenis/ Tipe	RATB		Ukuran pengaduk:		
Mode Operasi	Kontinyu		Tinggi pengaduk	5,1368	m
Jumlah	1		Diameter Pengaduk	1,32	m
Harga, Rp	Rp. 28.332.093.681,00		Lebar pengaduk	0,33	m
Kondisi Operasi			Kecepatan pengaduk	3,08	Rpm
Variabel	Satuan	Unit	Power/tenaga pengaduk	6,44	Hp
Suhu	95	°C	Jumlah <i>baffle</i>	4	Buah
Tekanan	1	Atm	Ukuran <i>baffle</i> :		
Kondisi Proses	<i>Liquid</i>		Lebar (w)	0,67	m
Konstruksi dan material			Ukuran Jacket		
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-304 Grade D Type 430</i>		Jenis	Jaket Pendingin	
Jenis <i>Head</i>	Torispherical		Diameter Jacket	5,64	m
Diameter <i>Shell</i>	3,95	m	Tinggi Jacket	2,63	m
Tebal <i>Shell</i>	0,25	in	Tebal Jacket	0,23	m
Tinggi <i>Shell</i>	5,92	m	Lebar Jacket	1,86	m

2. Reaktor 2: Sakarifikasi

Inti dari proses sakarifikasi adalah memperbesar kontak antara umpan dengan katalis berupa enzim glukosamilase (padatan) untuk mengubah dekstrin menjadi glukosa. Jumlah katalis yang digunakan sebesar 1.7 ml/kg umpan.

Tabel 3 11. Spesifikasi Reaktor 2

Spesifikasi Umum			Spesifikasi Khusus		
Kode	R-02		Variabel	Satuan	Unit
Fungsi	Mengubah dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan enzim glukosamilase		Tipe pengaduk	Turbin 6 <i>blade</i>	
Jenis/Tipe	RATB		Ukuran pengaduk:		
Mode Operasi	Kontinyu		Lebar pengaduk	0,28	m
Jumlah	1		Diameter pengaduk	1,11	m
Harga, Rp	28.290.554.601,00		Tinggi pengaduk	4,32	m
Kondisi Operasi			Kecepatan pengaduk	3,6	Rpm
Variabel	Satuan	Unit	<i>Power</i> /tenaga pengaduk	3,54	Hp
Suhu	60	°C	Jumlah <i>baffle</i>	4	Buah
Tekanan	1	Atm	Ukuran <i>baffle</i>		
Kondisi Proses	<i>Liquid</i>		Lebar (w)	0,56	m
Konstruksi dan material			Ukuran Koil:		
Bahan	<i>Stainless Steel SA-304 Grade D Type 430</i>		Jenis	Koil Pendingin	
Jenis <i>Head</i>	Torispherical		Panjang koil	5,02	m

3. Reaktor 3: Fermentasi

Pada reaktor fermentasi terjadi kontak antara fasa cair dan gas. Digunakan katalis berupa bakteri *Clostridium Acetobutylicum* akan dimasukan sebanyak 2.5 gr/L umpan. Reaktor digunakan sebanyak 6 buah dengan waktu siklus 20 jam

Tabel 3.12. Spesifikasi Reaktor 3

Spesifikasi Umum			Spesifikasi Khusus		
Kode	R-03		Variabel	Satuan	Unit
Fungsi	Mengonversi glukosa menjadi aseton, butanol, etanol, dan asam butirat		Tipe pengaduk	<i>Flat Blade Turbines Impeller</i>	
Jenis	<i>Batch Stirred</i>		Ukuran pengaduk:		
Mode Operasi	<i>Batch</i>		Diameter pengaduk	0,98	m
Jumlah	9		Tinggi pengaduk dari dasar tangki	0,98	m
Harga, Rp	30.908.298.227,00		Kecepatan pengaduk	31,11	Rpm
Kondisi Operasi			<i>Power/ tenaga pengaduk</i>	1	hP
Variabel	Satuan	Unit	Lebar <i>Baffle</i>	0,03	m
Suhu	35	°C	Lebar <i>blade</i>	0,19	m
Tekanan	1	Atm	Panjang daun impeller	0,24	m
Konstruksi dan material					
Bahan Konstruksi			<i>Stainless Steel SA-304 Grade D Type 430</i>		
Volume Reaktor			33,07		m ³
Diameter Reaktor			3,26		m ³
Tinggi Reaktor			4,51		m
Tebal Tangki			0,013		m

3.4.2. Alat Pemisah dan Alat Pendukung

1. Menara Distilasi 1: Multikomponen

Produk keluaran fermentasi dipisahkan menjadi dua campuran berupa aseton dan etanol sebagai produk atas dan campuran asam butirat dan butanol sebagai produk bawah yang akan dimurnikan kembali di MD-02.

Tabel 3.13. Spesifikasi Menara Distilasi 1

Nama	Menara Distilasi Multikomponen			Untuk Tipe <i>Tray</i>		
Kode	MD-01			Variabel	Unit	Satuan
Fungsi	Memisahkan asam butirat dan butanol dari campuran aseton dan etanol			Letak <i>Feed</i>	Maka letak umpan masuk pada <i>stage</i> ke 13 dari atas dan <i>stage</i> 11 dari bawah	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>			<i>Tray Spacing</i>	0,6	M
Jumlah	1			<i>Pressure Drop</i>	0,15	atm
Bahan	<i>Stainless steel SA 283</i>			Tinggi total MD	19,83	m
Harga	Rp. 23.941.142.029,00			Jenis Aliran	<i>Single pass</i>	
Kondisi Operasi				Spesifikasi		
Puncak	T	359,78	K	Tebal <i>Shell</i>	0,19	In
	P	0,6	Atm	Tebal <i>head</i>	0,16	In
Dasar	T	378,51	K	Tinggi <i>head</i>	0,26	In
	P	0,6	Atm	Jumlah <i>plate</i>	24	Buah
Umpan	Cair			Tebal <i>plate</i>	0,05	M
Distilat	Uap			Jumlah lubang tiap <i>plate</i>	2522	Buah
<i>Bottom</i>	Cair					

2. Menara Distilasi 2: Biobutanol

Produk bawah dari MD-01 dimurnikan sehingga produk atasnya berupa biobutanol dan produk bawah berupa asam butirat.

Tabel 3.14. Spesifikasi Menara Distilasi 2

Nama	Menara Distilasi Biobutanol			Untuk Tipe <i>Tray</i>		
Kode	MD-02			Variabel	Unit	Satuan
Fungsi	Memisahkan produk hasil atas Biobutanol dari Asam Butirat			<i>Letak Feed</i>	Maka letak umpan masuk pada <i>stage</i> ke 12 dari atas dan <i>stage</i> 20 dari bawah	
Tipe	<i>Sieve Tray Tower</i>			<i>Tray Spacing</i>	0,6	m
Jumlah	1			<i>Pressure Drop</i>	0,33	Atm
Bahan	<i>Stainless Steel SA 283 Grade C</i>			Tinggi total MD	23.18	m
Harga	Rp. 23.941.142.029,00			Jenis Aliran	<i>Single pass</i>	
Kondisi Operasi				Spesifikasi		
Puncak	T	390,2	K	Tebal <i>Shell</i>	0,19	in
	P	0,98	atm	Tebal <i>head</i>	0,16	in
Dasar	T	433,29	K	Tinggi <i>head</i>	0,09	in
	P	0,9	atm	Jumlah <i>plate</i>	31	Buah
Umpan	Cair			Tebal <i>plate</i>	0,05	m
Distilat	Uap			Jumlah lubang tiap <i>plate</i>	141	Buah
<i>Bottom</i>	Cair					

3. Mixer

Mixer digunakan sebagai alat pendukung untuk mencampurkan tepung *cassava* dan air sebelum dimasukkan ke dalam reaktor likuefaksi. Hasil dari *mixer* akan dipanaskan agar suhu operasi sudah sesuai sebelum dimasukkan ke dalam reaktor

Tabel 3.15. Spesifikasi *Mixer* 1

Nama	<i>Mixer</i>		Kondisi Operasi		
Kode	M-01		Tekanan	1	atm
Fungsi	Melarutkan air dan tepung <i>cassava</i>		Suhu	330	K
Tipe	Tangki berpengaduk tutup <i>flanged and dished</i>		Waktu tinggal	1	Jam
Bahan	SS 167 grade 304		Harga	Rp. 5.408.952.190,00	
Spesifikasi					
Dimensi <i>Mixer</i>			Dimensi Pengaduk		
Diameter tangki	3,03	m	Diameter pengaduk	0,91	m
Tinggi tangki	3,03	m	Panjang <i>blade</i>	0,23	m
Volume tangki	22,42	m ³	Lebar <i>blade</i>	0,18	m
Tebal <i>shell</i>	0,19	in	Lebar <i>baffle</i>	0,25	m
Volume <i>head</i>	0,76	m ³	Kecepatan putar	167,36	Rpm
Tinggi cairan	2,97	m	Daya <i>mixer</i>	3	Hp

4. *Condenser 1*

Tabel 3.16. Spesifikasi *Condenser 1*

Operating Condition				
<i>Type</i>	<i>Shell and Tube</i>			
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Etanol dan Aseton		Air Pendingin	
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>In</i>	<i>out</i>
<i>Liquid Flowrate (kg/jam)</i>	6497.3		33.8	
<i>Temperature (°C)</i>	70.9	70.7	20.0	45.0
Mechanical Design				
<i>Parameter</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	20		20	
<i>Passes</i>	1		4	
<i>ID (in)</i>	39		0.90	
<i>OD (in)</i>			1.00	
<i>Baffle Spaces</i>	19.5			
<i>A (ft²/ft)</i>			0.26	
<i>BWG</i>			18	
<i>Jumlah Tube (buah)</i>			700	
<i>Pitch (Triangular)</i>			1.25	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	0.0003/10		0.0001/10	
<i>Rdcal/Rdmin</i>	10/0.003		10/0.003	

5. *Reboiler 1*

Tabel 3.17. Spesifikasi *Reboiler 1*

Operating Condition				
<i>Type</i>	<i>Shell and Tube</i>			
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Biobutanol dan Asam Butirat		Steam	
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold</i>		<i>Hot</i>	
	<i>in</i>	<i>Out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
<i>Liquid Flowrate (kg/jam)</i>	8318.4		850.2	
<i>Temperature (°C)</i>	115.0	115.3	340.0	340.0
Mechanical Design				
<i>Parameter</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	16		16	
<i>Passes</i>	1		6	
<i>ID (in)</i>	31		1.12	
<i>OD (in)</i>			1.25	
<i>Baffle Spaces</i>	16			
<i>A (ft²/ft)</i>			0.33	
<i>BWG</i>			16	
<i>Jumlah Tube (buah)</i>			245	
<i>Pitch (Triangular)</i>			1.5625	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	0.026/10		0.026/10	
<i>Rdcal/Rdmin</i>	0.0371/0.003		0.0371/0.003	

6. *Accumulator 1*

Tabel 3.18. Spesifikasi *Accumulator 1*

Alat	<i>Accumulator</i>				
Kode	ACC-01				
Fungsi	Sebagai penampung arus keluaran condenser pada menara distilasi, untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar.				
Jumlah	1 alat				
Tipe	Tangki silinder horizontal				
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA.283 Grade C</i>				
Harga	Rp 406.854.130,00				
Kondisi Operasi					
Tekanan Operasi	1	atm	86,78	°C	
Spesifikasi					
Dimensi	Volume tangki	7	ft ³		
	Diameter tangki	0.347	m	13.65	in
	Panjang tangki	2	m	81.88	In
	Tebal <i>shell</i>	0.006	m	0.25	In
	Tebal <i>head</i>	0.006	m	0.25	In
	Tinggi <i>head</i>	0.112	m	4	In
	Panjang tangki total	2.30	m	91	In

7. *Condenser 2*

Tabel 3.19. Spesifikasi *Condenser 2*

Operating Condition				
<i>Type</i>	<i>Shell and Tube</i>			
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Biobutanol dan Asam Butirat		Air Pendingin	
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>		<i>Cold</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
<i>Liquid Flowrate (kg/jam)</i>	6321.3		2203.0	
<i>Temperature (°C)</i>	117.2	116.9	30.0	45.0
Mechanical Design				
<i>Parameter</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	20		20	
<i>Passes</i>	1		2	
<i>ID (in)</i>	10		0.90	
<i>OD (in)</i>			1.00	
<i>Baffle Spaces</i>	5			
<i>A (ft²/ft)</i>			0.26	
<i>BWG</i>			18	
<i>Jumlah Tube (buah)</i>			32	
<i>Pitch (Triangular)</i>			1.25	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	0.0112/10		0.0092/10	
R_{dcal}/R_{dmin}	0.08/0.003		0.08/0.003	

8. Reboiler 2

Tabel 3.20. Spesifikasi Reboiler 2

Operating Condition				
Type	Shell and Tube			
Position	Shell		Tube	
Fluid	Biobutanol dan Asam Butirat		Steam	
Fluid Type	Cold		Hot	
	in	out	In	out
Liquid Flowrate (kg/jam)	1997.3		621.2	
Temperature (°C)	159.9	160.3	340.0	340.0
Mechanical Design				
Parameter	Shell		Tube	
Length (ft)	16		16	
Passes	1		4	
ID (in)	21.25		1.12	
OD (in)			1.25	
Baffle Spaces	11			
A (ft ² /ft)			0.33	
BWG			16	
Jumlah Tube (buah)			105	
Pitch (Triangular)			1.5625	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	0.016/10		0.016/10	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0.204/0.003		0.204/0.003	

9. *Accumulator 2*

Tabel 3.21. Spesifikasi *Accumulator 2*

Alat	<i>Accumulator</i>				
Kode	ACC-01				
Fungsi	Sebagai penampung arus keluaran condenser pada menara distilasi, untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar.				
Jumlah	1 alat				
Tipe	Tangki silinder horizontal				
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA 283 Grade C</i>				
Harga	Rp 627.627.688,00				
Kondisi Operasi					
Tekanan Operasi	1	atm	117,2	°C	
Spesifikasi					
Dimensi	Volume tangki	7	ft ³		
	Diameter tangki	0.338	m	13.311	In
	Panjang tangki	2	m	79.865	In
	Tebal <i>shell</i>	0.006	m	0.25	In
	Tebal <i>head</i>	0.006	m	0.25	In
	Tinggi <i>head</i>	0.110	m	4	In
	Panjang tangki total	2.25	m	89	In

3.4.3. Alat Penyimpanan

1. Alat Penyimpanan Produk

Tabel 3.22. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk

Kode	TS-02
Fungsi	Menyimpan Biobutanol
Masa simpan	7 hari
Fasa	Cair
Jumlah Tangki	1
Jenis Tangki	Silinder (Horizontal)
Kondisi Operasi	Suhu (°C): 30 Tekanan (atm): 1
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: <i>Stainless steel grade D type 430</i> Volume Tangki (m ³): 262,18 Diameter (m): 6,94 Tinggi (m): 1,83 Tebal <i>shell</i> (in): 1
<i>Head & Bottom</i>	Jenis <i>Head</i> Tebal <i>head</i> (in): 1 Jenis <i>Bottom</i> Tebal <i>bottom</i> (in): 1
Harga (Rupiah)	Rp 14.570.834.105,00

2. Alat Penyimpanan Bahan Baku

Tabel 3.23. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Kode	SL-01
Fungsi	Menyimpan tepung <i>cassava</i> sebelum masuk ke <i>mixer</i>
Masa simpan	7 hari
Fasa	Padat
Jumlah Tangki	1
Jenis Tangki	Silo
Kondisi Operasi	Suhu (°C): 30 Tekanan (atm): 1
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: <i>Stainless steel grade D type 430</i> Diameter silo (m): 3,3 Tinggi (m): 8,2 Tebal <i>shell</i> (in): 0,4 Tebal <i>head</i> (in): 3
Harga (Rupiah)	Rp 6.137.504.934,00

3.4.4. Alat Transportasi Bahan

1. Alat Transportasi Bahan Padat

1.1. *Conveyor*

Screw conveyor merupakan jenis *conveyor* yang paling tepat digunakan untuk mengangkut bahan padat berbentuk granular (butir-butir) seperti tepung dan memungkinkan terjadi pengecilan ukuran pada bahan yang menggumpal selama proses pengangkutan.

Tabel 3.24. Spesifikasi Conveyor

Jenis Alat <i>Screw conveyor</i>		Wujud Bahan Padat			
Spesifikasi Alat					
Tujuan	Mengangkut tepung <i>cassava</i> ke dalam tangki pencampuran		Kondisi Operasi		
Nama bahan yang diangkut	Tepung <i>cassava</i>		Variabel	Satuan	Unit
Bentuk bahan	<i>Powder</i>		Tekanan	1	Atm
Jenis <i>Conveyor</i>	Horizontal spiral <i>screw</i>		Suhu	30	°C
Material	<i>Carbon steel</i>		Dimensi		
Daya motor	2 (standar NEMA)	Hp	Panjang	3,56	Ft
Motor <i>Speed</i>	55	rpm	Diameter <i>Screw</i>	14	In
Kode	SC-01		Diameter umpan	12	In
Harga	Rp 7.222.449.279,00		Kapasitas	19,44	ton/jam

الجامعة الإسلامية
الاستاذ الدكتور

2. Alat Transportasi Bahan Cair

2.1. Pompa 1

Tabel 3. 25. Spesifikasi Pompa-01

Jenis Alat		Wujud Bahan			
<i>Dynamic pump</i>		Cair			
Tujuan	Mengalirkan air ke <i>mixer (M-01)</i>	Kondisi Operasi			
Nama bahan yang dipompa	Air	Suhu	30	°C	
Kode	P-01	Tekanan	1	Atm	
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	Densitas	1,04	kg/dm ³	
Material	<i>Carbon steel</i>	Viskositas	0,82	cP	
Pipa yang Digunakan					
<i>Motor power</i>	1.031,27	Watt	Diameter	8	in
<i>Flow area</i>	50	in ²	Sch No	40	in
Kapasitas	0,7150	ft ³ /s	OD	8,625	in
Harga	Rp 679.667.170,00		ID	7,981	in

2.2. Pompa 2

Tabel 3.26. Spesifikasi Pompa-02

Jenis Alat		Wujud Bahan			
<i>Dynamic pump</i>		Cair			
Tujuan	Mengalirkan keluaran <i>Cooler 2</i> (CL-02) ke reaktor 2 (R-02)	Kondisi Operasi			
Nama bahan yang dipompa	Dekstrin	Suhu	60	°C	
Kode	P-02	Tekanan	1	atm	
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	Densitas	0,71	kg/dm ³	
Material	<i>Carbon steel</i>	Viskositas	0,627	cP	
Pipa yang Digunakan					
<i>Motor power</i>	1.504,38	Watt	Diameter	8	in
<i>Flow area</i>	50	in ²	Sch No	40	in
Kapasitas	0,89	ft ³ /s	OD	8,625	in
Harga	Rp 758.514.870,00		ID	7,9	in

2.3. Pompa 3

Tabel 3.27. Spesifikasi Pompa-03

Jenis Alat		Wujud Bahan			
<i>Dynamic pump</i>		Cair			
Tujuan	Mengalirkan keluaran <i>heater</i> 2 (HE-02) ke menara distilasi 1 (MD-01)	Kondisi Operasi			
Nama bahan yang dipompa	Campuran hasil fermentasi	Suhu	81	°C	
Kode	P-03	Tekanan	1	atm	
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	Densitas	0,745	kg/dm ³	
Material	<i>Carbon steel</i>	Viskositas	0,72	cP	
Pipa yang Digunakan					
<i>Motor power</i>	1.736,96	Watt	Diameter	6	in
<i>Flow area</i>	28,9	in ²	Sch No	40	in
Kapasitas	0,24	ft ³ /s	OD	6,625	in
Harga	Rp 745.899.238,00	ID		6,065	in

2.4. Pompa 4

Tabel 3.28. Spesifikasi Pompa-04

Jenis Alat		Wujud Bahan			
<i>Dynamic pump</i>		Cair			
Tujuan	Mengalirkan hasil keluaran <i>heater</i> 3 (HE-03) ke menara distilasi 2 (MD-02)	Kondisi Operasi			
Nama bahan yang dipompa	campuran butanol dan asam butirat	Suhu	117	°C	
Kode	P-04	Tekanan	1	atm	
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	Densitas	0,73	kg/dm ³	
Material	<i>Carbon steel</i>	Viskositas	0,39	cP	
Pipa yang Digunakan					
<i>Motor power</i>	1.259,76	Watt	Diameter	4	in
<i>Flow area</i>	12,7	in ²	Sch No	40	in
Kapasitas	0,14	ft ³ /s	OD	4,5	in
Harga	Rp 605,550.333,00	ID	4,026	in	

2.5. Pompa 5

Tabel 3.29. Spesifikasi Pompa-05

Jenis Alat		Wujud Bahan			
<i>Dynamic pump</i>		Cair			
Tujuan	Mengalirkan keluaran <i>cooler</i> 4 (CL-04) ke tangki penyimpanan 1 (TS-01)	Kondisi Operasi			
Nama bahan yang dipompa	Air	Suhu	30	°C	
Kode	P-05	Tekanan	1	atm	
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	Densitas	0,80	kg/m ³	
Material	<i>Carbon steel</i>	Viskositas	7,86	cP	
Pipa yang Digunakan					
<i>Motor power</i>	2,27	Watt	Diameter	6	in
<i>Flow area</i>	28,9	in ²	Sch No	40	in
Kapasitas	0,09	ft ³ /s	OD	6,625	in
Harga	Rp 777.438.318,00	ID		6,065	in

2.6. Pompa 6

Tabel 3.30. Spesifikasi Pompa-06

Jenis Alat		Wujud Bahan			
<i>Dynamic pump</i>		Cair			
Tujuan	Mengalirkan keluaran <i>cooler</i> 5 (CL-05) ke tangki pengolahan (TS-02)	Kondisi Operasi			
Nama bahan yang dipompa	Air	Suhu	30	°C	
Kode	P-06	Tekanan	1	atm	
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	Densitas	0,95	kg/m ³	
Material	<i>Carbon steel</i>	Viskositas	1,34	cP	
Pipa yang Digunakan					
<i>Motor power</i>	745,7	Watt	Diameter	1,25	in
<i>Flow area</i>	1,5	in ²	Sch No	40	in
Kapasitas	0,05	ft ³ /s	OD	1,66	in
Harga	Rp 372.161.142,00	ID	1,38	in	

2.7. Pompa 7

Tabel 3. 31. Spesifikasi Pompa-07

Jenis Alat		Wujud Bahan			
<i>Dynamic pump</i>		Cair			
Tujuan	Mengalirkan air ke <i>mixer (M-01)</i>	Kondisi Operasi			
Nama bahan yang dipompa	Air	Suhu	30	°C	
Kode	P-07	Tekanan	1	atm	
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>	Densitas	0,78	kg/m ³	
Material	<i>Carbon steel</i>	Viskositas	8,69	cP	
Pipa yang Digunakan					
<i>Motor power</i>	745,7	Watt	Diameter	3	in
<i>Flow area</i>	7,38	in ²	Sch No	40	in
Kapasitas	0,10	ft ³ /s	OD	3,5	in
Harga	Rp 566.126.483,00		ID	3,06	in

3.4.5. Alat Penukar Panas

1. Alat Penukar Panas : Pendingin

1.1. Cooler 1

Tabel 3.32. Spesifikasi Cooler-01

Operating Condition				
<i>Type</i>	<i>Shell and Tube</i>			
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Air Pendingin		Campuran Pati	
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold</i>		<i>Hot</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>Out</i>
<i>Liquid Flowrate (kg/jam)</i>	31.4		54000.0	
<i>Temperature (°C)</i>	20.0	70.0	120.0	95.0
Mechanical Design				
<i>Parameter</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	16		16	
<i>Passes</i>	1		2	
<i>ID (in)</i>	13.2500		0.87	
<i>OD (in)</i>			1.00	
<i>Baffle Spaces</i>	7			
<i>A (ft²/ft)</i>			0.26	
BWG			16	
<i>Jumlah Tube (buah)</i>			66	
<i>Pitch (Triangular)</i>			1.25	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	0.0001/10		4.54/10	
<i>Rdcal/Rdmin</i>	3.7/0.003		3.7/0.003	

1.2. Cooler 2

Tabel 3.33. Spesifikasi Cooler-02

Operating Condition				
Type	Shell and Tube			
Position	Shell		Tube	
Fluid	Air Pendingin		Produk Reaktor 1	
Fluid Type	Cold		Hot	
	in	out	in	out
Liquid Flowrate (kg/jam)	131723.8		54016.2	
Temperature (°C)	20.0	30.0	95.0	60.0
Mechanical Design				
Parameter	Shell		Tube	
Length (ft)	16		16	
Passes	1		1	
ID (in)	35		0.87	
OD (in)			1.00	
Baffle Spaces	18			
A (ft ² /ft)			0.26	
BWG			16	
Jumlah Tube (buah)			91	
Pitch (Triangular)			1.25	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	0.57/10		1.19/10	
R_{dcal}/R_{dmin}	0.005/0.003		0.005/0.003	

1.3. Cooler 3

Tabel 3.34. Spesifikasi Cooler-03

Operating Condition				
Type	Shell and Tube			
Position	Shell		Tube	
Fluid	Air Pendingin		Produk Reaktor 2	
Fluid Type	Cold		Hot	
	in	out	in	out
Liquid Flowrate (kg/jam)	57570.7		54043.7	
Temperature (°C)	20.0	30.0	60.0	35.0
Mechanical Design				
Parameter	Shell		Tube	
Length (ft)	16		16	
Passes	1		8	
ID (in)	19.25		0.87	
OD (in)			1.00	
Baffle Spaces	10			
A (ft ² /ft)			0.26	
BWG			16	
Jumlah Tube (buah)			128	
Pitch (Triangular)			1.25	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	5.8/10		3.2/10	
R_{dcal}/R_{dmin}	0.0031/0.003		0.0031/0.003	

1.4. Cooler 4

Tabel 3.35. Spesifikasi Cooler-04

Operating Condition				
Type	Shell and Tube			
Position	Shell		Tube	
Fluid	Produk Condenser 2		Air Pendingin	
Fluid Type	Hot		Cold	
	in	out	in	out
Liquid Flowrate (kg/jam)	6321.2		6306.8	
Temperature (°C)	116.9	30.0	20.0	70.0
Mechanical Design				
Parameter	Shell		Tube	
Length (ft)	16		16	
Passes	1		6	
ID (in)	12		0.62	
OD (in)			0.75	
Baffle Spaces	6			
A (ft ² /ft)			0.20	
BWG			0.302	
Jumlah Tube (buah)			74	
Pitch (Triangular)			1	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	1.18/10		1.28/10	
R_{dcal}/R_{dmin}	0.007/0.003		0.007/0.003	

1.5. Cooler 5

Tabel 3.36. Spesifikasi Cooler-05

Operating Condition				
Type	Shell and Tube			
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Air Pendingin		Produk Bawah MD-2	
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold</i>		<i>Hot</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
<i>Liquid Flowrate (kg/jam)</i>	2771.9		1997.3	
<i>Temperature (°C)</i>	20.0	70.0	160.3	30.0
Mechanical Design				
Parameter	Shell		Tube	
<i>Length (ft)</i>	16		16	
<i>Passes</i>	1		8	
<i>ID (in)</i>	23.25		0.87	
<i>OD (in)</i>			1.00	
<i>Baffle Spaces</i>	11.63			
<i>A (ft²/ft)</i>			0.26	
<i>BWG</i>			16	
<i>Jumlah Tube (buah)</i>			202	
<i>Pitch (Triangular)</i>			1 1/4	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	0.07/10		2.6/10	
<i>Rdcal/Rdmin</i>	0.09/0.003		0.09/0.003	

1.6. Cooler 6

Tabel 3.37. Spesifikasi Cooler-06

Operating Condition				
Type	Shell and Tube			
Position	Shell		Tube	
Fluid	Produk Condenser 1		Air Pendingin	
Fluid Type	Hot		Cold	
	in	out	in	out
Liquid Flowrate (kg/jam)	6497.3		4920.7	
Temperature (°C)	70.7	30.0	20.0	50.0
Mechanical Design				
Parameter	Shell		Tube	
Length (ft)	16		16	
Passes	1		6	
ID (in)	12		0.62	
OD (in)			0.75	
Baffle Spaces	6			
A (ft ² /ft)			0.20	
BWG			16	
Jumlah Tube (buah)			74	
Pitch (Triangular)			1	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	0.86/10		0.76/10	
R_{dcal}/R_{dmin}	0.009/0.003		0.009/0.003	

2. Alat Penukar Panas : Pemanas

2.1. Heater 1

Tabel 3.38. Spesifikasi Heater-01

Operating Condition				
Type	Shell and Tube			
Position	Shell		Tube	
Fluid	Campuran Pati		Steam	
Fluid Type	Cold		Hot	
	in	out	in	out
Liquid Flowrate (kg/jam)	54000.0		4524.4	
Temperature (°C)	30.0	105.0	300.0	260.0
Mechanical Design				
Parameter	Shell		Tube	
Length (ft)	20		20	
Passes	1		1	
ID (in)	15.25		0.62	
OD (in)			0.75	
Baffle Spaces	8			
A (ft ² /ft)			0.20	
BWG			20	
Jumlah Tube (buah)			151	
Pitch (Triangular)			1	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	7.1/10		0.6/10	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0.03/0.003		0.03/0.003	

2.2. Heater 2

Tabel 3.39. Spesifikasi Heater-02

Operating Condition				
<i>Type</i>	<i>Shell and Tube</i>			
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	<i>Steam</i>		<i>Steam</i>	
<i>Fluid Type</i>	<i>Hot</i>		<i>Produk Fermentasi</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
<i>Liquid Flowrate (kg/jam)</i>	14815.8		510.8	
<i>Temperature (°C)</i>	35.0	74.9	340.0	260.0
Mechanical Design				
<i>Parameter</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	20		20	
<i>Passes</i>	1		6	
<i>ID (in)</i>	17.25		0.90	
<i>OD (in)</i>			1.00	
<i>Baffle Spaces</i>	9			
<i>A (ft²/ft)</i>			0.20	
<i>BWG</i>			18	
<i>Jumlah Tube (buah)</i>			104	
<i>Pitch (Triangular)</i>			1.25	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	0.009/10		0.6/10	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0.005/0.003		0.005/0.003	

2.3. Heater 3

Tabel 3.40. Spesifikasi Heater-03

Operating Condition				
<i>Type</i>	<i>Shell and Tube</i>			
<i>Position</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Fluid</i>	Produk Bawah MD-1		Steam	
<i>Fluid Type</i>	<i>Cold</i>		<i>Hot</i>	
	<i>in</i>	<i>out</i>	<i>in</i>	<i>out</i>
<i>Liquid Flowrate (kg/jam)</i>	8318.4		93.7	
<i>Temperature (°C)</i>	115.28	115.30	340.0	260.0
Mechanical Design				
<i>Parameter</i>	<i>Shell</i>		<i>Tube</i>	
<i>Length (ft)</i>	16		16	
<i>Passes</i>	1		6	
<i>ID (in)</i>	17.25		0.87	
<i>OD (in)</i>			1.00	
<i>Baffle Spaces</i>	8.63			
<i>A (ft²/ft)</i>			0.26	
<i>BWG</i>			16	
<i>Jumlah Tube (buah)</i>			104	
<i>Pitch (Triangular)</i>			1 1/4	
$\Delta P_{cal}/\Delta P_{all}$ (psi)	0.05/10		0.04/10	
Rd_{cal}/Rd_{min}	0.042/0.003		0.042/0.003	

3.5 Neraca Panas

3.5.1. Reaktor 1 (R-01)

Tabel 3.41. Neraca Energi Total pada Reaktor 1

Tabel Neraca Energi pada Reaktor 1		
Komponen	Masuk (KJ/Jam)	Keluar (KJ/Jam)
ΔH_3 (Arus 3)	13,23	
ΔH_4 (Arus 4)	6.867,97	
ΔH_5 (Arus 5)		528,72
ΔH_R	816,79	
Q pendingin		5.535,68
Total	6.064,40	6.064,40

3.5.2. Reaktor 2 (R-02)

Tabel 3.42. Neraca Energi Total pada Reaktor 2

Tabel Neraca Energi pada Reaktor 2		
Komponen	Masuk (KJ/Jam)	Keluar (KJ/Jam)
ΔH_5 (Arus 5)	4,96E+06	
ΔH_6 (Arus 6)	3,45E-02	
ΔH_8 (Arus 8)		5,54E+06
ΔH_R		5,12E+05
Q pendingin	6,98E+04	
Total	5,03E+06	5,03E+06

3.5.3. Reaktor 3 (R-03)

Tabel 3.43. Neraca Energi Total pada Reaktor 3

Tabel Neraca Energi pada Reaktor 3		
Komponen	Masuk (KJ/Jam)	Keluar (KJ/Jam)
ΔH_8 (Arus 8)	1,13E+03	
ΔH_9 (Arus 9)		3,72E+05
ΔH_R		4,00E+04
Q Pemanas	4,11E+05	
Total	4,12E+05	4,12E+05

3.5.4. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 3.44. Neraca Panas Total MD-01

Q		Q	
Panas Masuk		Panas Keluar	
(kJ/jam)		(kJ/jam)	
Q (umpan)	2,47E+06	Q (bottom)	2,12E+06
Q (reboiler)	2,23E+06	Q (distilat)	1,06E+06
		Q (condensor)	1,52E+06
Total	4,70E+06	Total	4,70E+06

3.5.5. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 3.45. Neraca Panas Total MD-01

Q		Q	
Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
H_F (umpan)	2,12E+06	H_B (bottom)	5,01E+05
H_R (reboiler)	1,63E+06	H_D (distilat)	1,66E+06
		H_C (condensor)	1,59E+06
Total	3,75E+06	Total	3,75E+06

3.5.6. Cooler 1

Tabel 3.46. Neraca Panas *Cooler 1*

Komponen	ΔH_1 (Masuk)	ΔH_2 (Keluar)
Campuran Pati	3,99E+04	2,94E+04
Q Pendinginan		1,05E+04
Total	3,99E+04	3,99E+04

3.5.7. Cooler 2

Tabel 3.47. Neraca Panas *Cooler 2*

Komponen	ΔH_1 (Masuk)	ΔH_2 (Keluar)
Dekstrin	8,82E+03	4,26E+03
Air	1,11E+07	5,53E+06
Glukosa		1,32E+02
Q Pendinginan		1,11E+07
Total	1,11E+07	1,66E+07

3.5.8. Cooler 3

Tabel 3.48. Neraca Panas *Cooler 3*

Komponen	ΔH_1 (Masuk)	ΔH_2 (Keluar)
Dekstrin	4,42E+03	
Air	6,62E+06	4,20E+06
Glukosa		2,49E+03
Q Pendinginan		2,42E+06
Total	6,62E+06	6,62E+06

3.5.9. Cooler 4

Tabel 3.49. Neraca Panas *Cooler 4*

Komponen	ΔH_1 (Masuk)	ΔH_2 (Keluar)
Biobutanol	1,31E+06	6,8E+04
Asam Butirat	6,28E+04	3,27E+02
Q Pendinginan		1,32E+06
Total	1,32E+06	1,32E+06

3.5.10. Cooler 5

Tabel 3.50. Neraca Panas *Cooler 5*

Komponen	ΔH_1 (Masuk)	ΔH_2 (Keluar)
Biobutanol	6,30E+03	2,16E-02
Asam Butirat	1,19E+06	4,10E+04
Q Pendinginan		1,15E+06
Total	1,20E+06	1,20E+06

3.5.11. Cooler 6

Tabel 3.51. Neraca Panas *Cooler 6*

Komponen	ΔH_1 (Masuk)	ΔH_2 (Keluar)
Aseton	5,26E+05	4,25E+04
Etanol	4,21E+05	3,43E+04
Q Pendinginan		8,70E+05
Total	9,46E+05	9,46E+05

3.5.12. *Heater 1*

Tabel 3.52. Neraca Panas *Heater 1*

Komponen	ΔH_1 (Masuk)	ΔH_2 (Keluar)
Pati	7,74	1,24E+04
Air	377,486	1,26E+07
Q Pemanasan	1,19E+07	
Total	1,27E+07	1,27E+07

3.5.13. *Heater 2*

Tabel 3.53. Neraca Panas *Heater 2*

Komponen	ΔH_3 (Masuk)	ΔH_4 (Keluar)
Asam Butirat	4,22E+03	2,1E+04
Aseton	1,02E+05	5,2E+05
Biobutanol	2,01E+05	1,0E+06
Etanol	3,17E+04	1,6E+05
Q Pemanasan	1,38E+06	
Total	1,72E+06	1,72E+06

3.5.14. *Heater 3*

Tabel 3.54. Neraca Panas *Heater 3*

Komponen	ΔH_3 (Masuk)	ΔH_4 (Keluar)
Asam Butirat	2,8E+04	8,0E+04
Biobutanol	1,6E+06	1,7E+06
Q Pemanasan	2,44E+05	
Total	1,77E+06	1,77E+06

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Untuk membangun sebuah pabrik, pemilihan lokasi pabrik menjadi salah satu hal yang sangat penting karena berkaitan secara langsung dengan aspek nilai ekonomis dari pabrik tersebut. Pabrik Biobutanol dari *cassava* dengan kapasitas 50.000 ton/tahun akan didirikan di daerah Kelang, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah. Lokasi ini dipilih dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer merupakan faktor yang secara langsung berhubungan dengan tujuan utama dari pendirian pabrik. Tujuan utama dapat berupa proses produksi maupun distribusi. Berikut beberapa faktor primer dalam memilih lokasi pabrik:

1. Penyediaan Bahan Baku

Penyediaan bahan baku dapat dikatakan mudah karena, Jawa Tengah merupakan provinsi ke-3 penyedia singkong terbesar di Indonesia, Khususnya daerah Cilacap sebagai 5 besar kabupaten penghasil singkong dengan rata-rata produksi 98187 ton pada tahun 2019-2021 dengan luas area 3840 ha. Sedangkan untuk bahan baku *yeast* didapatkan dari PT. Karta Jaya Putra, Jakarta.

2. Pemasaran

Pemanfaatan biobutanol pada pabrik ini diutamakan sebagai bahan campuran BBM. Namun dapat juga digunakan untuk kepentingan lainnya seperti bahan *intermediate* untuk bahan baku industri hilir seperti industri polimer, plastik, cat, *surface coating*, dan farmasi. Lokasi pabrik di daerah Cilacap sangat strategis

karena dekat dengan Pelabuhan dan Pertamina RU IV sebagai pemasok 30% kebutuhan BBM nasional.

3. Tenaga Kerja

Adanya tenaga kerja yang kompeten sangat diperlukan untuk menjalankan alat produksi pabrik. Cilacap merupakan daerah yang cukup maju dan memiliki akses yang mudah sehingga tidak sulit untuk mendapatkan tenaga ahli dan tenaga kerja biasa dari daerah sekitar.

4. Utilitas

Sarana pendukung seperti ketersediaan air, listrik, dan bahan bakar perlu diperhatikan agar proses produksi dapat berjalan lancar. Pabrik akan didirikan pada lokasi yang dekat dengan sumber air seperti sungai dan laut. Sumber air ini dapat digunakan sebagai air minum maupun sarana cuci.

5. Transportasi

Pabrik berlokasi di daerah yang dekat dengan jalur transportasi darat maupun laut. Sehingga mudah dijangkau terutama dalam penyaluran produk.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder merupakan faktor yang tidak berkaitan secara langsung pada proses industri, namun dapat sangat mempengaruhi kelancaran proses produksi. Faktor ini meliputi:

1. Karakteristik Lokasi

Lokasi pabrik berada di daerah cilacap dimana telah menjadi bagian dari wilayah pertumbuhan strategis baru yang terhubung dengan Tanjung Lesung-Sukabumi-Pangandaran. Selain itu masih memungkinkan untuk dilakukan perluasan pabrik dengan tidak mengganggu area pemukiman penduduk.

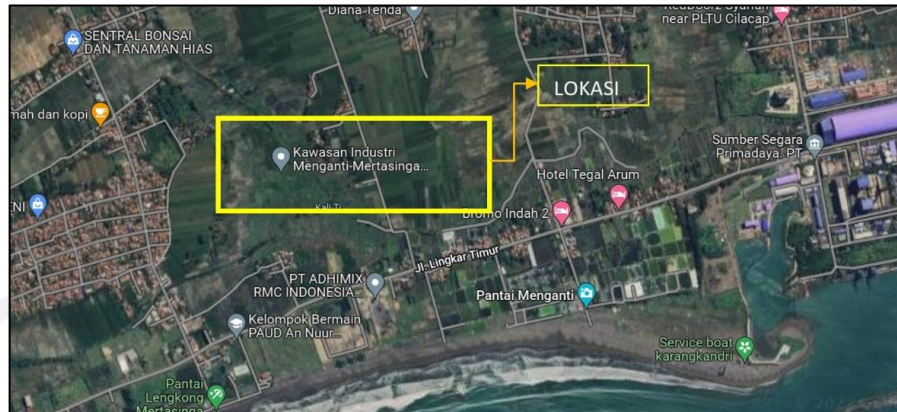
2. Perizinan

Cilacap merupakan daerah Kawasan industri, sehingga akan lebih mudah untuk mendapatkan perizinan. Selain itu Pemerintah Kabupaten Cilacap memang berkomitmen untuk mengembangkan sektor industri baru yang didasari PP No. 13/2017 tentang Perubahan Atas PP No.26/2008 tentang RT/RW yang menetapkan Perkotaan Cilacap sebagai Pusat Kegiatan Nasional (PKN). Selain itu beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam proses pendirian pabrik meliputi:

- a. Segi keamanan terjamin
 - b. Kegiatan operasi, kontrol, pengangkutan, pemindahan, dan perbaikan peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
 - c. Areal tanah dapat dimanfaatkan seefisien mungkin
 - d. Sarana transportasi baik dan efisien
3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan jalur transportasi sudah tersedia dengan baik di Cilacap. Demikian juga fasilitas sosial seperti tempat ibadah, sekolah, tempat hiburan, bank, dan perumahan sehingga kesejahteraan dan taraf hidup masyarakat sekitar dapat terjamin.

Berdasarkan pertimbangan dan faktor-faktor yang telah dijelaskan di atas, maka pabrik akan didirikan di daerah Kelang, Menganti, Kecamatan Kesugihan, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah.



Gambar 4.1. Peta Letak Pabrik

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah tatanan atau pengaturan dari berbagai macam fasilitas dalam pabrik meliputi tempat penyimbangan bahan baku, peralatan, maupun tempat kerja karyawan. Tata letak yang tepat dapat meningkatkan tingkat efisiensi, keselamatan, dan kelancaran dalam bekerja sehingga proses produksi dapat berjalan dengan lancar.

Menurut (Peters, 1991) Tata letak pabrik dilakukan setelah diagram alir proses selesai dirancang dan sebelum detail perpipaan, struktur, *design* kelistrikan dibuat. *Layout* ini memiliki peranan penting dalam menentukan biaya konstruksi dan manufaktur, dan harus direncanakan dengan cermat pada masalah-masalah yang mungkin terjadi di masa depan. *Layout* yang baik berisi area proses, tempat penyimpanan, dan area perbaikan pada titik koordinasi yang efisien dan berhubungan dengan beberapa faktor berikut:

1. Pembangunan area baru atau area tambahan yang telah dikembangkan sebelumnya
2. Tipe dan kualitas produk yang akan diproduksi
3. Tipe kontrol proses dan produk
4. Operasional yang baik dan aksesibilitas
5. Distribusi ekonomi dan utilitas
6. Tipe bangunan dan kode ketentuan bangunan
7. Pertimbangan kesehatan dan keamanan
8. Pertimbangan pembuangan limbah

9. Peralatan tambahan
10. Area yang tersedia dan area yang dibutuhkan
11. Jalan
12. Kemungkinan ekspansi di masa depan

Sedangkan menurut (Vilbrant, 1959) Untuk dapat mencapai kondisi pabrik yang optimal perlu diperhatikan beberapa hal dalam menentukan tata letak pabrik, antara lain:

1. Kemungkinan pada perluasan pabrik di masa depan
2. Faktor keamanan yang memadai untuk bahaya kebakaran dan ledakan, bahan mudah meledak, bahan panas, dan debu dari asap atau gas beracun
3. Sistem konstruksi yang akan direncanakan berupa *outdoor* dengan tujuan untuk menekan biaya bangunan dan gedung. Selain itu Indonesia memiliki iklim yang cocok dengan konstruksi *outdoor*
4. Harga tanah relatif tinggi sehingga diperlukan efisiensi dalam pengaturan ruang yang akan dipakai

Sehingga secara garis besar tata letak pabrik akan dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol, dan fasilitas pendukung
 - a. Daerah administrasi/perkantoran: sebagai pusat kegiatan administrasi pabrik dan untuk mengatur kelancaran operasi
 - b. Laboratorium dan ruang kontrol: sebagai pusat pengendalian proses, pengawasan kualitas dan kuantitas bahan baku sampai produk jadi
 - c. Fasilitas pendukung: kantin, koperasi, masjid, klinik, dan *sport centre*
2. Daerah proses
Daerah untuk meletakkan alat proses dan untuk kegiatan proses produksi
3. Daerah gudang, bengkel, dan garasi

Untuk tempat menyimpan semua bahan yang diperlukan serta keperluan perawatan peralatan proses

4. Daerah utilitas

Daerah pusat penyedia bahan pendukung selama proses berlangsung meliputi penyediaan air, *steam*, air pendingin, dan tenaga listrik.

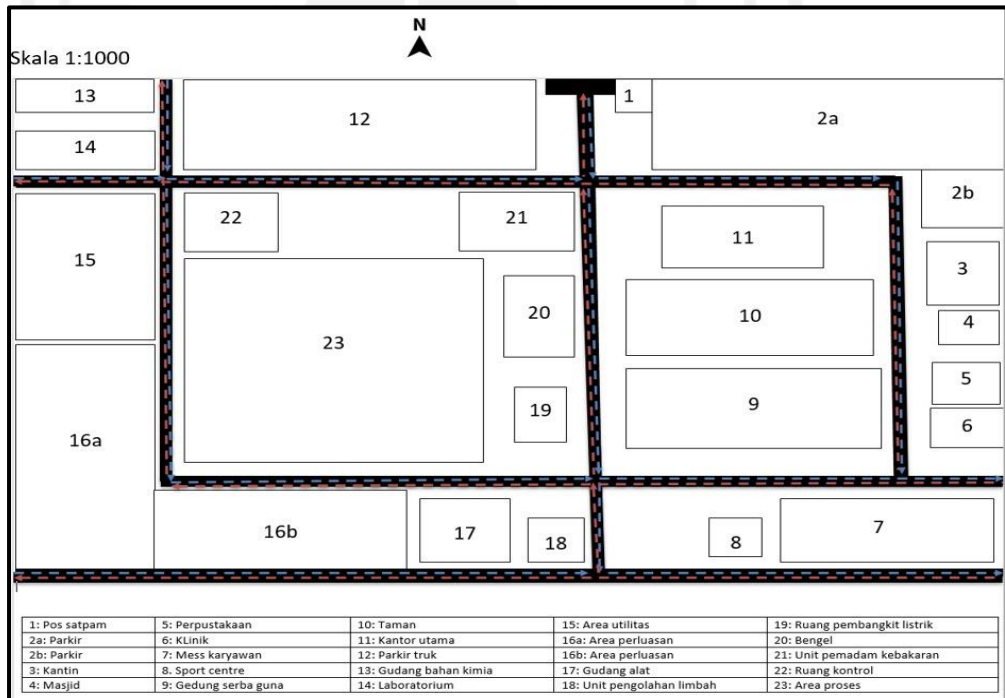
Rincian dari luas tanah pada tata letak pabrik yang akan dibangun dapat dilihat pada tabel berikut:



Tabel 4.1. Luas Tanah Pabrik

No.	Lokasi	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1.	Pos keamanan	5 x 5	25
2.	Parkir	75 x 20	1500
3.	Kantin	20 x 5	100
4.	Masjid	20 x 15	300
5.	Perpustakaan	9 x 12	108
6.	Klinik	8 x 5	40
7.	Mess karyawan	57 x 11	672
8.	<i>Sport centre</i>	8 x 5	40
9.	Gedung serba guna	33 x 12	3600
10.	Taman	25 x 11	275
11.	Kantor utama	32 x 12	384
12.	Parkir truk	57 x 20	1140
13.	Gudang bahan kimia	8 x 20	160
14.	Laboratorium	8 x 20	160
15.	Area utilitas	28 x 20	560
16a.	Area perluasan	36 x 20	720
16b.	Area perluasan	32 x 9	288
17.	Gudang alat	21 x 9	189
18.	Unit pengolahan limbah	8 x 9	72

19.	Ruang pembangkit listrik	3 x 8	24
20.	Bengkel	12 x 22	264
21.	Unit pemadam kebakaran	20 x 9	180
22.	Ruang kontrol	12 x 9	108
23.	Area proses	50 x 55	2750
Luas area terpakai		10.410	



Gambar 4.2. Tata Letak Bangunan

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Dalam menentukan tata letak alat proses pabrik biobutanol perlu diperhatikan beberapa hal berikut:

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan menghasilkan keuntungan yang besar pada segi ekonomi maupun menunjang kelancaran dan keamanan proses produksi. Penempatan pipa perlu diperhitungkan dengan baik, dimana pipa yang berada diatas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih. Sedangkan untuk pipa yang berada di permukaan tanah perlu diatur agar tidak mengganggu lalu lintas dari pekerja.

2. Aliran Udara

Aliran udara baik di dalam maupun di sekitar area proses produksi harus diawasi kelancarannya. Tujuannya untuk menghindari stagnasi udara yang dapat mengakibatkan adanya akumulasi bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan pekerja. Selain itu perlu diperhatikan juga bagaimana arah anginnya.

3. Cahaya

Penerangan yang terdapat di seluruh area pabrik terutama area proses yang beresiko tinggi dan berbahaya harus memadai.

4. Lalu Lintas Manusia

Lalu lintas dibuat sedemikian rupa agar mobilitas pekerja untuk mencapai seluruh alat proses dapat berjalan dengan cepat dan mudah. Tujuannya agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan bagi seluruh pekerja juga harus menjadi prioritas utama

5. Pertimbangan Ekonomi

Penempatan alat proses dilakukan untuk menekan biaya operasi seefisien mungkin, tanpa mengganggu kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

6. Jarak Antar Alat Proses

Setiap alat proses bersuhu tinggi dan tekanan operasi tinggi sebaiknya diletakan terpisah dari alat proses lainnya. Sehingga dapat meminimalisir resiko ketika terjadi ledakan atau kebakaran.

7. Perawatan

Perawatan dilakukan untuk menjaga sarana dan fasilitas pabrik. Hal ini dilakukan dengan melakukan pemeliharaan dan perbaikan setiap alat produksi, sehingga kegiatan produksi berjalan lancar. Kegiatan ini juga dapat meningkatkan produktivitas sehingga target produksi dapat tercapai sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Perawatan dapat dilakukan dengan dua cara, yaitu perawatan preventif yang dilakukan setiap hari untuk menjaga kebersihan alat sekaligus menghindari alat dari kerusakan. Kemudian perawatan periodik dilakukan secara teratur sesuai jadwal yang telah ditentukan pada buku petunjuk yang ada pada setiap peralatan. Alat akan terus berjalan secara kontinyu dan akan berhenti ketika terjadi kerusakan. Perawatan pada alat dilakukan dengan beberapa prosedur yang tepat seperti:

a. *Overhead* 1x1 tahun

Pengecekan dan perbaikan akan dilakukan secara menyeluruh seperti pembongkaran alat, pergantian bagian alat yang rusak, dan di kembalikan pada kondisi semula.

b. *Repairing*

Maintenance dilakukan dengan memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak saja. Biasanya dilakukan setelah dilakukan pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

- Bahan Baku

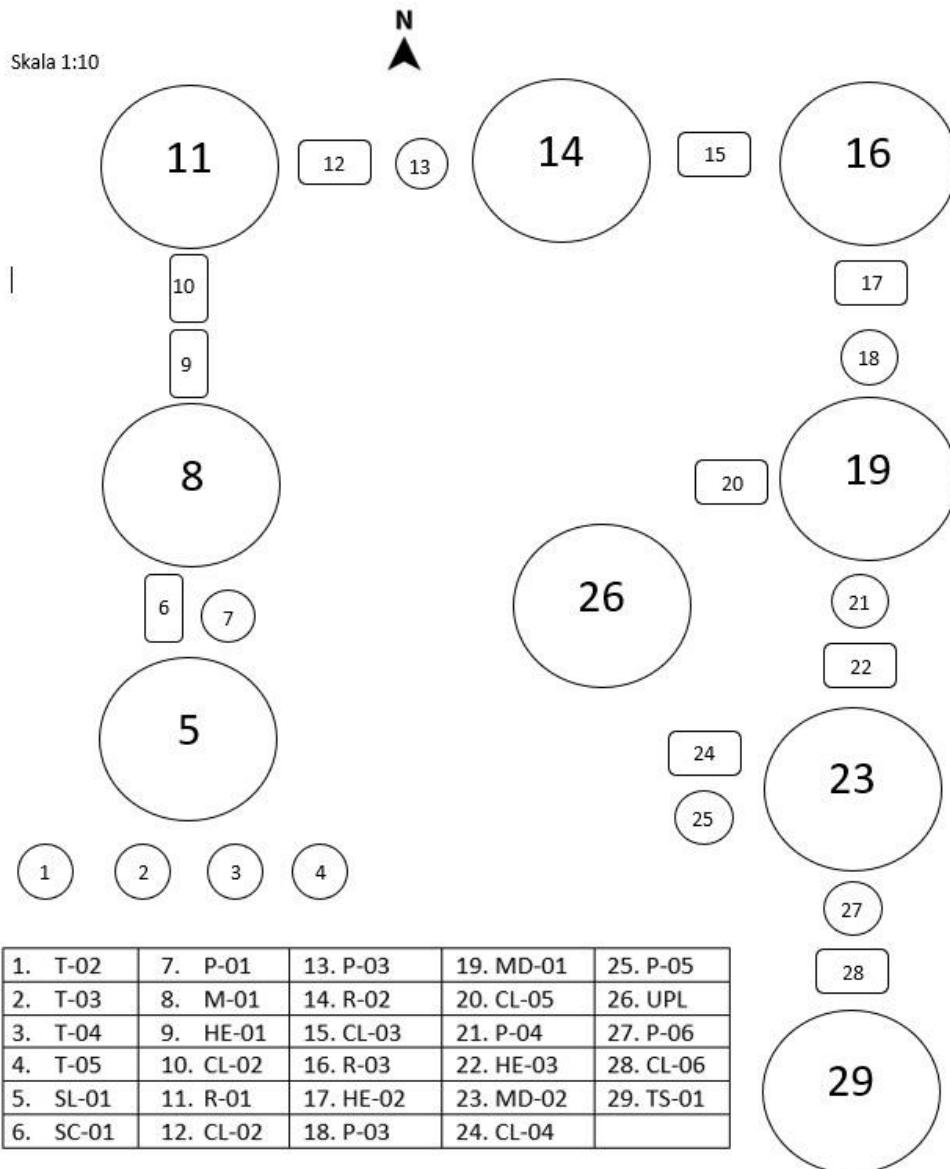
Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas dapat menyebabkan kerusakan pada alat akibat, pembersihan alat juga menjadi lebih sering dan sulit.

- Umur Alat

Alat yang sudah lama digunakan akan memerlukan lebih banyak perawatan karena usia alat mempengaruhi performansi dari alat itu sendiri.

Tujuan dari tata letak alat proses adalah:

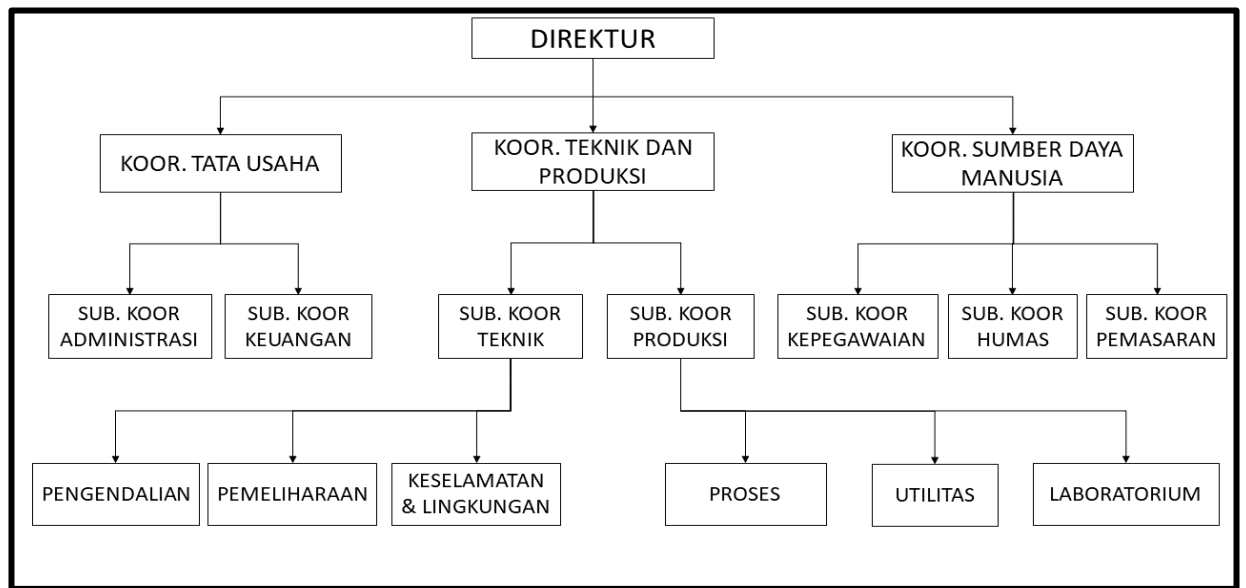
1. Terjaminnya kelancaran pada proses produksi
2. Penggunaan lahan yang tersedia secara efektif
3. Meningkatkan produktivitas kerja dari karyawan yang merasa puas pada penempatan alat yang teratur.
4. Mengurangi biaya kapital pabrik, seperti biaya penggunaan alat angkut



Gambar 4.3. Tata Letak Mesin

4.4 Organisasi Perusahaan

Posisi di perusahaan ini ditentukan berdasarkan keputusan para pemilik saham. Perusahaan ini dipimpin oleh Direktur Utama yang dibantu oleh 3 (Tiga) Koordinator yakni Koordinator Tata Usaha, Koordinator Teknik dan Produksi serta Koordinator Sumber Daya Manusia. Bentuk Struktur Organisasi perusahaan dapat dilihat dibawah ini:



Gambar 4.4. Struktur Organisasi

Dari struktur organisasi diatas, tiap posisi memiliki tanggung jawab dalam berjalannya perusahaan. Adapun pemaparan mengenai tugas dan tanggung jawab tiap posisi sebagai berikut:

a. Direktur

Tugas dan wewenang:

1. Menjalankan dan bertanggung jawab atas perusahaan sesuai dengan kebijakan yang berlaku.
2. Membuat relasi antara pemilik saham, pemimpin perusahaan dan koordinator tiap bagian.
3. Mengawasi kinerja dari koordinator yang bertugas
4. Mengangkat dan memberhentikan koordinator dengan persetujuan pemilik saham
5. Berkoordinasi dengan Koordinator Tata Usaha, Koordinator Teknik dan Produksi serta Koordinator Sumber Daya Manusia.

b. Koordinator Tata Usaha

Tugas dan wewenang

1. Berkewajiban melaporkan hasil kinerja kepada direktur mengenai administrasi dan keuangan perusahaan.

2. Berkoordinasi dengan sub koordinator administrasi dan sub koordinator keuangan.
 3. Mengatur dan mengawasi kinerja dari sub koordinator administrasi dan sub koordinator keuangan serta staf yang berada di naungan koordinator administrasi dan keuangan.
- c. Koordinator Teknik dan Produksi
- Tugas dan wewenang:
1. Berkewajiban dalam melaporkan hasil kinerja kepada direktur mengenai bidang teknik dan produksi.
 2. Berkoordinasi dengan sub koordinator teknik dan sub koordinator produksi
 3. Mengatur dan mengawasi kinerja dari sub koordinator teknik dan sub koordinator produksi serta staff yang berada di naungan koordinator teknik dan produksi
- d. Koordinator Sumber Daya Manusia
- Tugas dan wewenang:
1. Berkewajiban melaporkan hasil kinerja kepada direktur mengenai kepegawaian, hubungan masyarakat serta pemasaran perusahaan.
 2. Berkoordinasi dengan sub koordinator kepegawaian, sub koordinator hubungan masyarakat dan sub koordinator pemasaran.
 3. Mengatur dan mengawasi kinerja dari sub koordinator teknik dan sub koordinator produksi serta staff yang berada di naungan koordinator teknik dan produksi
- e. Sub Koordinator Administrasi
- Tugas dan wewenang:
1. Berwenang melaporkan kinerja kepada koordinator tata usaha mengenai seluruh administrasi perusahaan.
 2. Bertanggung jawab atas segala urusan surat menyurat

f. Sub Koordinator Keuangan

Tugas dan wewenang:

1. Berwenang melaporkan kinerja kepada koordinator tata usaha mengenai seluruh keuangan perusahaan
2. Berwenang dalam mengatur keuangan perusahaan meliputi pemasukan dan pengeluaran perusahaan serta segala hal yang berkaitan dengan keuangan.

g. Sub Koordinator Teknik

Tugas dan wewenang:

1. Bertanggung jawab akan kelancaran dari semua alat-alat proses yang digunakan selama proses dijalankan
2. Memastikan perawatan seluruh alat proses dan instrumentasinya
3. Bertanggung jawab akan dampak lingkungan yang diakibatkan oleh kerusakan alat-alat proses

h. Pengendalian

Tugas dan wewenang:

Berwenang dalam mengelola keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

i. Pemeliharaan

Tugas dan wewenang:

Bertanggung jawab dalam penjagaan dan pengawasan seluruh peralatan produksi

j. Keselamatan dan Lingkungan

Tugas dan wewenang

1. Berwenang untuk melaporkan situasi dan kinerja kepada sub koordinator teknik

2. Bertanggung jawab atas keselamatan dan lingkungan lingkup perusahaan
3. Mengatur keselamatan kerja para pekerja
4. Mengatur prosedur keselamatan jika terjadi bencana
5. Mengatur pengelolaan limbah untuk lingkungan sekitar
6. Melakukan pengawasan pada kondisi lingkungan sekitar pabrik

k. Sub Koordinator Produksi

Tugas dan wewenang:

1. Berwenang dalam melaporkan hasil kinerja kepada koordinator teknik dan produksi
2. Berkoordinasi dengan bidang proses, bidang pengendalian, dan bidang laboratorium
3. Mengatur dan mengawasi kinerja bidang proses, pengendalian, dan laboratorium.

l. Proses

Tugas dan wewenang:

1. Memastikan proses produksi berjalan sesuai SOP
2. Mengambil tindakan jika proses produksi tidak berjalan sesuai SOP dan berkoordinasi dengan bidang pengendalian dan pemeliharaan.

m. Utilitas

Tugas dan wewenang

1. Berwenang untuk melaporkan kinerja bidang utilitas kepada sub koordinator teknik.
2. Mengatur ketersediaan utilitas untuk berlangsungnya proses produksi

n. Laboratorium

Tugas dan wewenang:

1. Meninjau dan menganalisis kualitas bahan baku, bahan pendukung, dan produk
 2. Meninjau limbah pabrik Mengawasi hal-hal tentang buangan pabrik
 3. Membuat rekapitulasi data laboratorium secara berkala kepada sub koordinator produksi
- o. Sub Koordinator Kepegawaian
- Tugas dan wewenang:
1. Berwenang untuk melaporkan seluruh data mengenai kepegawaian perusahaan kepada koordinator sumber daya manusia.
 2. Melakukan perekrutan pegawai baik teknik maupun non-teknik
 3. Mengatur (*Standard Operating Procedure*) SOP pegawai perusahaan
- p. Sub Koordinator Hubungan Masyarakat
- Tugas dan wewenang
1. Berwenang untuk melaporkan kinerja mengenai hubungan masyarakat kepada koordinator sumber daya manusia
 2. Menjalin kerja sama antar perusahaan terkait
 3. Mengupayakan terjalinnya hubungan yang baik dengan masyarakat sekitar pabrik.
- q. Sub Koordinator Pemasaran
- Tugas dan wewenang
1. Berwenang melaporkan hasil pemasaran kepada koordinator sumber daya manusia.
 2. Bertanggung jawab mengatur segala urusan terkait pemasaran produk
 3. Melakukan *research* marketing untuk menentukan harga pasar agar dapat bersaing dengan perusahaan lain
 4. Mengatur distribusi penjualan produk agar sampai di tangan konsumen
 5. Melakukan strategi promosi di seluruh platform untuk mencari konsumen yang menguntungkan.

4.5 Jaminan Sosial

Jaminan Sosial merupakan segala bentuk hak dan fasilitas yang akan diterima oleh karyawan perusahaan yang dilakukan sesuai dengan UU. Nomor 14 tahun 1969 tentang ketentuan-ketentuan pokok mengenai tenaga kerja. Jaminan ini dilakukan untuk memberikan perlindungan dasar bagi keluarga karyawan dalam memenuhi kebutuhan dasarnya. Bersama BPJS Ketenagakerjaan dilakukan program jaminan yang di dalamnya terdapat jaminan kecelakaan kerja dan pemeliharaan kesehatan, dan lain-lain.

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan yang diberikan kepada karyawan meliputi:

1. Fasilitas Karyawan

Fasilitas yang diberikan berupa atribut keselamatan kerja seperti seragam kerja, sarung tangan, helm, sepatu *boot*, masker, dan kacamata pelindung. Selain itu akan disediakan kendaraan dinas baik didalam maupun diluar lokasi perusahaan untuk menunjang pekerjaan, mess, dan lain-lain.

2. Pemeliharaan Kesehatan

Pemeliharaan kesehatan dapat dilakukan di klinik perusahaan secara gratis dengan ketentuan:

- Karyawan yang mengalami kecelakaan kerja akan mendapatkan bantuan seluruh biaya pengobatan
- Perawatan dan pengobatan karyawan akibat sakit yang diakibatkan diluar pekerjaan akan mendapatkan bantuan sebagian atau seluruh biaya pengobatan

3. Tunjangan

Terdapat dua jenis tunjangan yang akan diperoleh oleh karyawan perusahaan, yaitu:

- Tunjangan lembur, diberikan apabila karyawan bekerja diluar jam kerja sesuai ketetapan (tenaga kerja *shift*)

- Tunjangan di luar gaji pokok, diberikan berdasarkan prestasi maupun berapa lama pengabdian yang dilakukan oleh karyawan. Diluar itu diberikan ketika mendekati hari raya.

4. Bonus atau intensif

Bonus atau intensif yang diberikan memiliki tujuan untuk meningkatkan kualitas dan produktivitas karyawan. Jumlah bonus diberikan setiap bulan berdasarkan penggolongan jabatan. Diluar itu bonus akan diberikan di akhir tahun apabila produksi mendapatkan keuntungan di atas target.

5. Cuti

Ada beberapa jenis cuti yang akan diperoleh karyawan perusahaan, meliputi:

- Cuti tahunan selama 12 hari dengan memberikan surat ijin paling lambat satu minggu sebelumnya untuk dievaluasi
- Cuti dinas bagi karyawan yang melakukan perjalanan atas kepentingan perusahaan
- Cuti sakit dengan menyertakan surat keterangan dokter
- Cuti hamil bagi karyawan wanita selama tiga bulan

4.6 Jadwal dan Jam Kerja

Pabrik biobutanol direncanakan akan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 330 hari dalam setahun. Sisanya digunakan untuk melakukan perawatan sekaligus perbaikan alat-alat proses (*shut down*).

a. Untuk karyawan *non-shift*

Karyawan yang tidak terlibat langsung dalam proses produksi akan bekerja selama 40 jam (5 hari kerja) diantaranya adalah direktur, bagian tata usaha, bagian SDM, dan bagian-bagian non-teknik yang bekerja tidak secara kontinyu.

Ketentuan jam kerja dibagi sebagai berikut:

- Senin-Kamis : 08.00 - 16.00 WIB (istirahat 12.00 - 13.00 WIB)
- Jumat : 08.00 - 16.30 WIB (istirahat 11.30 - 13.00 WIB)

b. Untuk karyawan *shift*

Shift ditujukan bagi karyawan yang bekerja di bagian proses produksi dan kegiatan operasi dalam pabrik seperti: bagian teknik, bagian produksi, dan keamanan. Karyawan akan dibagi menjadi tiga *shift* dalam 24 jam untuk bekerja dan 1 kali *shift* libur setelah melakukan 3 kali *shift* dengan ketentuan jam kerja sebagai berikut:

- *Shift* I : 07.00 - 15.00 WIB
- *Shift* II : 15.00 - 23.00 WIB
- *Shift* III : 23.00 - 07.00 WIB
- *Shift* IV : Libur

Tabel 4.2. Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

<i>Shift</i>	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	P	L	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	M	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	P	P	P	L

Keterangan:

P : Pagi M : Malam

S : Siang L : Libur

4.7 Penggolongan Gaji

Gaji akan diberikan berdasarkan jabatan yang dimiliki oleh setiap karyawan. Selain itu jumlah karyawan yang akan melakukan kegiatan produksi juga perlu dihitung agar tidak terjadi kekurangan. Pabrik ini memiliki kapasitas produksi sebanyak 50.000 ton/tahun yang akan dioperasikan sebanyak 330 hari dalam setahun. Selain itu dalam pembuatannya secara garis besar memerlukan 6 tahapan proses, yaitu:

Proses tahapan utama

1. Persiapan bahan baku/sterilisasi
2. Tahap likuefaksi dan sakarifikasi
3. Tahap fermentasi
4. Tahap pemurnian

Proses tahapan tambahan

1. Laboratorium
2. Utilitas

Dari data diatas, dapat dihitung perkiraan kebutuhan karyawan sebagai berikut:

Jumlah tahapan proses = 6

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= \frac{50.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}}}{330 \frac{\text{hari}}{\text{tahun}}} \\ &= 151,51 \frac{\text{ton}}{\text{hari}} \end{aligned}$$

Berdasarkan *fig. 6-8 Timmerhaus hal:198, tahun 1991*. Diperoleh jumlah karyawan yang dibutuhkan sekitar 56 orang setiap jam perhari untuk setiap tahapan proses.

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= 56 \text{ orang} \times 6 \text{ tahap} \\ &= 336 \text{ orang} \left(\frac{\text{jam}}{\text{hari}} \right) \end{aligned}$$

Karena pekerjaan dibagi dalam 3 *shift*, maka karyawan proses yang akan bekerja dalam sehari adalah:

$$\begin{aligned} \text{Karyawan proses} &= \frac{336 \text{ orang} \left(\frac{\text{jam}}{\text{hari}} \right)}{3 \frac{\text{shift}}{\text{hari}}} \\ &= 112 \text{ orang} \left(\frac{\text{jam}}{\text{hari}} \right) \end{aligned}$$

Dalam sehari karyawan bekerja selama 8 jam, maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Karyawan proses} &= \frac{112 \text{ orang } \left(\frac{\text{jam}}{\text{hari}}\right)}{8 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}} \\
 &= 14 \frac{\text{orang}}{\text{shift}}
 \end{aligned}$$

Jadi jumlah karyawan keseluruhan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah karyawan} &= 56 + 92 \\
 &= 148 \text{ karyawan}
 \end{aligned}$$

Tabel 4.3. Penggolongan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Minimal Pendidikan	Jumlah Karyawan	Gaji
1.	Direktur	S-2 Teknik Kimia	1	Rp 45.000.000,00
2.	Koor. Tata Usaha	S-2 Ekonomi	1	Rp 23.000.000,00
3.	Koor. Teknik dan Produksi	S-2 Teknik Kimia	1	Rp 23.000.000,00
4.	Koor. Sumber Daya Manusia	S-2 Teknik Industri	1	Rp 23.000.000,00
5.	Sub Koor. Administrasi	S-1 Ekonomi	1	Rp 20.000.000,00
6.	Sub Koor. Keuangan	S-1 Ekonomi	1	Rp 20.000.000,00
7.	Sub Koor. Teknik	S-1 Elektro/Mesin	1	Rp 20.000.000,00
8.	Sub Koor. Produksi	S-1 Teknik Kimia	1	Rp 20.000.000,00
9.	Sub Koor. Kepegawaian	S-1 Teknik Industri	1	Rp 18.000.000,00
10.	Sub Koor. Hubungan Masyarakat	S-1 Komunikasi	1	Rp 18.000.000,00
11.	Sub Koor. Pemasaran	S-1 Ekonomi	1	Rp 18.000.000,00
12.	Kepala Bagian Utilitas	S-1 Teknik Lingkungan	1	Rp 18.000.000,00
13.	Kepala Bagian Pemeliharaan	S-1 Teknik Mesin	1	Rp 18.000.000,00
14.	Kepala Bagian Keselamatan dan	S-1 Teknik Lingkungan/K3	1	Rp 18.000.000,00

	Lingkungan			
15.	Kepala Bagian Proses	S-1 Teknik Kimia	1	Rp 18.000.000,00
16.	Kepala Bagian Pengendalian	S-1 Teknik Kimia	1	Rp 18.000.000,00
17.	Kepala Bagian Laboratorium	S-1 Analisis Kimia	1	Rp 18.000.000,00
18.	Karyawan Administrasi	S-1 Ekonomi	4	Rp 10.000.000,00
19.	Karyawan Keuangan	S-1 Ekonomi	8	Rp 10.000.000,00
20.	Karyawan Kepegawaian	S-1 Teknik Industri	4	Rp 10.000.000,00
21.	Karyawan Hubungan Masyarakat	S-1 Komunikasi	4	Rp 10.000.000,00
22.	Karyawan Pemasaran	S-1 Ekonomi	6	Rp 10.000.000,00
23.	Karyawan Utilitas	S-1 Teknik Lingkungan	27	Rp 10.000.000,00
24.	Karyawan Pemeliharaan	S-1 Teknik Mesin	2	Rp 10.000.000,00
25.	Karyawan Keselamatan dan Lingkungan	S-1 Teknik Lingkungan/K3	4	Rp 10.000.000,00
26.	Karyawan Proses	S-1 Teknik Kimia	29	Rp 10.000.000,00
27.	Karyawan Pengendalian	S-1 Teknik Kimia	4	Rp 10.000.000,00
28.	Karyawan Laboratorium	S-1 Analisis Kimia	3	Rp 10.000.000,00
29.	Paramedis	Dokter/ Perawat	3	Rp 8.000.000,00
30.	Sopir	SMA Sederajat	8	Rp 2.500.000,00
31.	<i>Cleaning Service</i>	SMA Sederajat	15	Rp 2.500.000,00
32.	<i>Security</i>	SMA Sederajat	10	Rp 2.500.000,00
Jumlah			148	Rp 418.500.000,00

Sumber: <https://upahminimum.com/gaji-karyawan-pertamina.html>

BAB V

UTILITAS

Unit utilitas merupakan salah satu unit penunjang untuk berlangsungnya proses di suatu pabrik. Unit-unit utilitas dalam pabrik Biobutanol dari *Cassava* diantaranya adalah:

1. Unit penyedia air
2. Unit penyedia *steam*
3. Unit penyedia bahan bakar
4. Unit penyedia listrik
5. Unit penyedia udara tekan
6. Unit pengolahan limbah (UPL)

5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Sumber air yang digunakan untuk perancangan pabrik Biobutanol menggunakan air laut. Pemilihan air laut sebagai sumber air untuk pabrik Biobutanol diantaranya adalah:

- a. Posisi pabrik dekat dengan laut
- b. Air laut yang digunakan didapatkan dengan biaya yang murah dan dalam jumlah yang besar
- c. Air laut lebih mudah dikelola

Unit penyedia air berperan untuk menyediakan dan mengolah air agar dapat mencukupi kebutuhan air pada:

- a. Air domestik

Kebutuhan air domestik merupakan kebutuhan air sanitasi yang diperlukan untuk keperluan perumahan, perkantoran, masjid, laboratorium, dll. Air domestik yang digunakan harus memenuhi kualitas diantaranya:

- Syarat fisika: warna yang jernih, tidak berasa, tidak berbau, serta memiliki temperatur ruang.

- Syarat kimia: tidak mengandung bakteri dan tidak mengandung zat organik maupun anorganik yang terlarut dalam air.

Tabel 5.1. Kebutuhan Air Domestik

No	Nama Unit	Kebutuhan (Kg/Jam)
1.	Perumahan	6666.67
2.	Perkantoran	833.33
3.	Pertamanan	1666.67
4.	Pemadam Kebakaran	1000
Total		10166.67

b. Air pembangkit *steam*

Air penyedia *steam* bertujuan untuk menunjang kebutuhan *steam* sebagai pemanas pada *heater* dan *reboiler*. Suhu *steam* yang digunakan untuk proses adalah 340°C sehingga termasuk kedalam jenis *superheated steam*. Faktor yang perlu diperhatikan untuk pengelolaan air pembangkit *steam* adalah sebagai berikut:

1. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*)

Kerak dapat terbentuk karena suhu tinggi dan kandungan kesadahan pada air seperti *silica* dan garam-garam karbonat.

2. Zat yang menyebabkan *foaming*

Air yang *foaming* biasanya didapatkan dari hasil proses pemanasan karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar sehingga jika terjadi *foaming* akan berakibat alkalinitas yang tinggi.

3. Zat yang menimbulkan korosi

Zat yang dapat menimbulkan korosi pada peralatan diantaranya seperti gas-gas terlarut seperti CO₂, O₂, NH₃, dan H₂S serta air yang mengandung asam sehingga kandungan-kandungan ini harus dihindari agar tidak terjadi korosi pada *boiler*.

Tabel 5.2. Kebutuhan Air untuk Pembangkit *Steam*

No.	Nama Alat	Kebutuhan (Kg/Jam)
1.	<i>Heater</i> (HE-01)	4524.35
2.	<i>Heater</i> (HE-02)	510.83
3.	<i>Heater</i> (HE-03)	93.67
4.	Reaktor-03 (R-03)	181.51
5.	<i>Reboiler</i> -01 (RB-01)	2,227
6.	<i>Reboiler</i> -02 (RB-02)	3,302.86
Total		10829.93

Dengan memilih *over design* sebesar 20% maka kebutuhan air untuk pembangkit *steam* adalah sebesar 12995.92 kg/jam.

c. Air pendingin

Air pendingin didistribusikan ke alat proses yang membutuhkan proses pendinginan seperti *cooler*, jaket pendingin reaktor, dan *condenser*. Air laut didinginkan menggunakan menara pendingin (*cooling tower*). Air pendingin yang dihasilkan dari *cooling tower* didistribusikan dengan suhu 30°C.

Air pendingin yang keluar dari alat proses seperti *cooler* dan *condenser* akan didistribusikan untuk didinginkan kembali ke *cooling tower*.

Tabel 5.3. Kebutuhan Air Pendingin

No.	Nama Alat	Kebutuhan (Kg/Jam)
1.	Cooler-01 (CL-01)	31,38
2.	Cooler-02 (CL-02)	131723,8
3.	Cooler-03 (CL-03)	57570,66
4.	Cooler-04 (CL-04)	6306,76
5.	Cooler-05 (CL-05)	2771,93
6.	Cooler-06 (CL-06)	4920,67
7.	Reaktor-01 (R-01)	88,06
8.	Reaktor-02 (R-02)	834,43
9.	Condenser-01 (CD-01)	33,81
10	Condenser-02 (CD-02)	2202,98
Total		206484,49

d. Air untuk proses

Air yang digunakan untuk proses adalah air untuk proses pencampuran pati dengan alat *mixer* sebanyak 37800 kg/jam. Air yang digunakan harus terbebas dari segala kontaminasi karena digunakan sebagai bahan baku utama pencampuran.

e. Pengolahan air

Air laut adalah sumber air yang digunakan untuk pabrik biobutanol. Pengolahan air laut diperlukan untuk mencegah adanya zat pengotor pada alat-alat penukar panas. Pengolahan air yang disesuaikan dengan kebutuhan pabrik meliputi perlakuan fisik dan kimia serta penambahan desinfektan. Pengolahan air secara fisik yakni dengan *screening* sedangkan pengolahan air secara kimia dilakukan dengan penambahan klorin. Selama tahap *screening*, air laut dialirkan dari area terbuka ke sistem *intake* (pengambilan air baku secara terbuka) yang

terdiri dari *screen* dan pompa. *Screen* digunakan untuk memisahkan kotoran dari aliran hisap pompa. Air yang disaring melalui *screen* akan masuk ke port penghisap pompa dan mengalir melalui pipa masuk ke unit pengolahan air. 1 ppm klorin disuntikkan di outlet pompa. Jumlah ini cukup untuk membunuh mikroba dan mencegahnya berkembang biak dalam proses pengembangan.

- Desalinasi

Pengolahan air laut di pabrik biobutanol menggunakan metode desalinasi. Air laut memiliki kandungan padatan dan gas terlarut. Zat terlarut dalam air laut meliputi gas terlarut, garam anorganik dalam bentuk ion, dan garam organik. Karena salinitas air laut yang tinggi maka diperlukan proses desalinasi. Desalinasi adalah proses menghilangkan kelebihan garam dari air laut untuk mendapatkan air yang dapat digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Proses ini menggunakan membran semipereabel yang bertindak sebagai pemisah karena sifat fisiknya. Hasil pemisahan berupa residu atau disebut konsentrat (bagian campuran yang tidak melewati membran) dan permeat (bagian dari campuran yang melewati membran). Proses pemisahan membran adalah perpindahan titik bahan yang disebabkan oleh gaya geser berupa perbedaan tekanan.

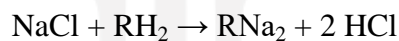
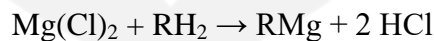
- Demineralisasi

Fungsi demineralisasi adalah untuk menghilangkan semua ion yang terkandung dalam air. Air yang telah mengalami proses ini disebut air demin (deionisasi). Sistem demineralisasi ialah mengolah air yang disaring dengan penukar ion untuk menghilangkan padatan terlarut dalam air dan menghasilkan uap dengan suhu $294,59^{\circ}\text{C}$ dan tekanan $7889,7\text{ kPa}$.

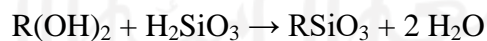
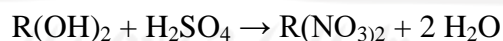
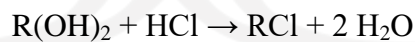
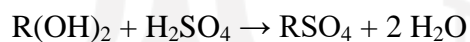
Air bersih tidak cukup untuk memenuhi kebutuhan air umpan boiler, sehingga air tersebut harus diolah lebih lanjut dimana komponen mineral berupa garam terlarut harus dihilangkan. Garam-garam yang terlarut dalam air bergabung dalam bentuk kation dan anion. Ion dihilangkan dengan pertukaran ion dalam penukar ion. Pertama, air yang telah dimurnikan (air bersih) dimasukkan ke dalam kation exchanger yang berisi resin kation, yang mengikat kation dan melepaskan ion H^+ . Selanjutnya, air mengalir ke penukar anion dimana anion dalam air ditukar dengan ion OH^- dari resin anion.

Reaksi yang terjadi di ion *exchanger* adalah sebagai berikut:

a. *Cation exchanger*



b. *Anion exchanger*

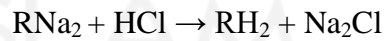
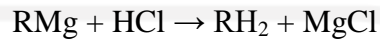
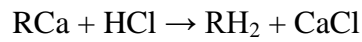


Air yang keluar dari penukar anion mengandung sangat sedikit garam terlarut. Air demin yang dihasilkan disimpan dalam tangki penyimpanan air demin. Resin yang digunakan menjadi jenuh setelah beberapa waktu dan tidak dapat lagi mengikat kation/anion secara optimal. Untuk alasan ini, pengaktifan kembali dengan regenerasi diperlukan. Regenerasi resin kation dilakukan dengan menggunakan

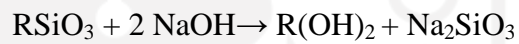
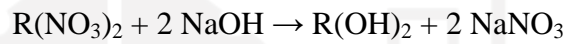
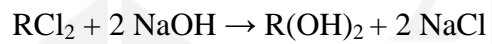
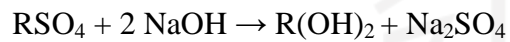
larutan HCl 4%. Sedangkan resin anion menggunakan larutan NaOH 40%.

Reaksi yang terjadi pada saat regenerasi adalah:

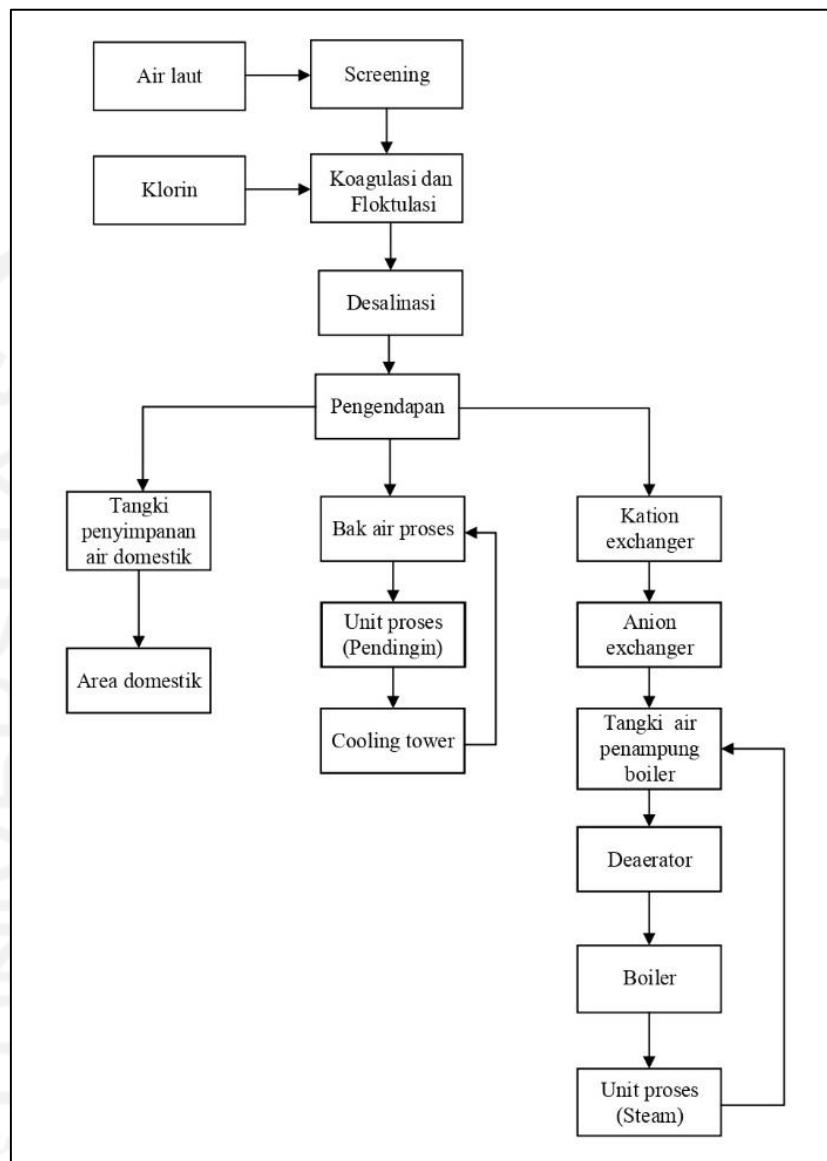
a) Kation



b) Anion



2 Proses Utilitas

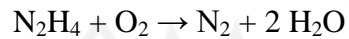


Gambar 5.1. Diagram Alir Utilitas

5.2. Unit Pembangkit Steam

Sistem pemasok *steam* terdiri dari boiler dan deaerator. Deaerator adalah alat untuk proses deaerasi yang berfungsi untuk menghilangkan air bebas mineral (*demin water*) dari komponen udara dengan *spray sparger* yang dikontak dengan *steam* secara *counter current*. Air deionisasi yang sudah bebas dari komponen udara, disedot ke dalam drum dari deaerator.

Waktu tinggal dari deaerator adalah 12 jam dengan tingkat oksigen yang dikeluarkan dari deaerator tidak melebihi 0,007 ppm. Untuk menghilangkan oksigen terlarut dalam air bebas mineral digunakan larutan hidrazin yang disuntikan kedalam deaerator dimana reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



5.3. Unit Pembangkit Listrik

Unit penyedia listrik berperan untuk memasok listrik ke seluruh rangkaian alat proses, rangkaian alat utilitas, dan kebutuhan domestik seperti kebutuhan listrik di bagian kantor, mess, dan juga penerangan. Listrik dipasok dari PLN dan disediakan generator sebagai cadangan apabila listrik dari PLN mengalami gangguan. Pasokan Listrik untuk pabrik Biobutanol dapat dibagi menjadi:

1. Kebutuhan alat proses
2. Kebutuhan laboratorium dan instrumentasi
3. Kebutuhan pengolahan air
4. Kebutuhan penerangan dan pendingin ruangan

Pada perancangan pabrik Biobutanol membutuhkan tenaga listrik yang dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan generator set sebagai cadangan. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik (AC) dengan pertimbangan:

- a. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- b. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan dengan menggunakan transformator.

Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Sebaliknya jika disediakan sendiri (Genset), kesinambungan akan tetap terjaga tetapi biaya bahan bakar dan perawatan harus lebih diperhatikan.

Generator ini berfungsi untuk menyediakan listrik bagi bahan-bahan yang tidak boleh berubah-ubah tenaganya. Generator yang digunakan arus bolak-balik (AC) sistem 3 phase. Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi:

1. Listrik untuk keperluan alat proses
2. Kebutuhan listrik alat utilitas
3. Listrik untuk kantor dan mess
4. Alat kontrol

5.4. Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan berperan untuk mengalokasikan kebutuhan bengkel, instrumentasi dengan sistem pneumatik, dan kebutuhan umum seperti untuk menggerakkan *control valve* dan pembersihan alat pabrik. Udara di lingkungan pabrik adalah salah satu sumber udara instrumen namun dinaikkan tekanannya dengan kompresor dan didistribusikan melalui pipa-pipa.

5.5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar disediakan untuk menunjang boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah solar. Dimana untuk menjalankan boiler dan generator digunakan:

- a. Tipe bahan : Solar
- b. Bahan bakar dibutuhkan : 1506.58 kg/jam
- c. Efisiensi bahan bakar : 80%
- d. Sg Solar : 0.8691

5.6. Unit Pengolahan Limbah

Hasil limbah dari proses dan domestik akan diolah pada unit ini agar tidak mencemari lingkungan sekitar. Hasil limbah dari pabrik Biobutanol berupa limbah cair dan gas. Limbah cair dan limbah gas yang dihasilkan berasal dari:

- a. Air sisa proses
Limbah dari hasil atas menara distilasi I yang berupa aseton dan etanol serta hasil bawah menara distilasi II berupa asam butirat dan butanol. Proses pengolahan dilkauan dengan menetralkan ke dalam kolom penetral.
- b. Air domestik
Air limbah domestik yang berasal dari toilet diseluruh kawasan pabrik dikumpulkan dan diolah dengan metode aerasi dan digunakan desinfektan *Calسيوم Hypoclorite*.
- c. Limbah gas
Produk samping fermentasi glukosa yakni gas CO₂ dan H₂ ditampung di tangki bola kemudian diolah dengan cara *gas flare*.
- d. Limbah cair
Produk sisa dari menara distilasi 1 dan menara distilasi 2 yakni aseton, etanol, asam butirat dan butanol akan diolah dengan metode stabilisasi.

5.7. Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

1. Pompa Utilitas (PU-01)

Tabel 5.4. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-01)

Fungsi	Mengalirkan air laut menuju bak ekualisasi sebanyak 172145.3 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	108456.0624	gpm
IPS	2 ½	In
Sch No.	40	
Head Pompa	5.2935	m
Tenaga Motor	15	Hp
Jumlah	2	Buah

2. Pompa Utilitas (PU-02)

Tabel 5.5. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-02)

Fungsi	Mengalirkan air umpan menuju RO (SW) sebanyak 77465.4 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	268.4288	gpm
IPS	1 ½	in
Sch No.	40	
Head Pompa	3.9982	m
Tenaga Motor	5	Hp
Jumlah	2	Buah

3. Pompa Utilitas (PU-03)

Tabel 5.6. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-03)

Fungsi	Mengalirkan umpan air menuju screener sebanyak 172145.3 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	596.5083	Gpm
IPS	2 ½	in
Sch No.	40	
Head Pompa	1.5223	m
Tenaga Motor	3	Hp
Jumlah	2	Buah

4. Pompa Utilitas (PU-04)

Tabel 5.7. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-04)

Fungsi	Mengalirkan air dari anion exchanger menuju tangki denim sebanyak 2599.2 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	9.3790	Gpm
IPS	1.25	in
Sch No.	40	
Head Pompa	1.5158	m
Tenaga Motor	0.5	Hp
Jumlah	1	Buah

5. Pompa Utilitas (PU-05)

Tabel 5.8. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-05)

Fungsi	Mengalirkan air ke tangki kondensat sebanyak 2599.2 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	9.3790	Gpm
IPS	1.25	In
Sch No.	40	
Head Pompa	1.5571	m
Tenaga Motor	0.5	hP
Jumlah	1	Buah

6. Pompa Utilitas (PU-06)

Tabel 5.9. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-06)

Fungsi	Mengalirkan air ke deaerator sebanyak 2599.2 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	9.3790	Gpm
IPS	1.25	In
Sch No.	40	
Head Pompa	3.4161	m
Tenaga Motor	0.5	Hp
Jumlah	1	Buah

7. Pompa Utilitas (PU-07)

Tabel 5.10. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-07)

Fungsi	Mengalirkan air ke tangki penampung <i>deaerated water</i> sebanyak 2599.2 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	9.3790	Gpm
IPS	1.25	In
Sch No.	40	
Head Pompa	1.5571	m
Tenaga Motor	0.5	Hp
Jumlah	1	Buah

8. Pompa Utilitas (PU-08)

Tabel 5.11. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-08)

Fungsi	Mengalirkan air ke cold basin sebanyak 454275.9 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	1227.6359	Gpm
IPS	2 ½	In
Sch No.	40	
Head Pompa	0.6073	m
Tenaga Motor	5	Hp
Jumlah	2	Buah

9. Pompa Utilitas (PU-09)

Tabel 5.12. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-09)

Fungsi	Mengalirkan air ke hot basin sebanyak 454275.9 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	1227.6359	Gpm
IPS	2 1/2	In
Sch No.	40	
Head Pompa	0.6073	m
Tenaga Motor	5	Hp
Jumlah	2	Buah

10. Pompa Utilitas (PU-10)

Tabel 5.13. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-10)

Fungsi	Mengalirkan air ke cooling tower sebanyak 378563.3 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	1023.0300	gpm
IPS	2 1/2	in
Sch No.	40	
Head Pompa	2.4368	m
Tenaga Motor	10	Hp
Jumlah	2	Buah

11. Pompa Utilitas (PU-11)

Tabel 5.14. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-11)

Fungsi	Mengalirkan air ke Boiler sebanyak 12996 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	46.8952	gpm
IPS	2 1/2	in
Sch No.	40	
Head Pompa	16.8541	m
Tenaga Motor	3	Hp
Jumlah	2	Buah

12. Pompa Utilitas (PU-12)

Tabel 5.15. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-12)

Fungsi	Mengalirkan air ke Cooler 1 sebanyak 29.6 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	0.1430	gpm
IPS	2 1/2	in
Sch No.	40	
Head Pompa	5.5000	m
Tenaga Motor	0.50	Hp
Jumlah	1	Buah

13. Pompa Utilitas (PU-13)

Tabel 5.16. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-13)

Fungsi	Mengalirkan air ke Cooler 2 sebanyak 263552 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	638.0281	gpm
IPS	2 ½	in
Sch No.	40	
Head Pompa	2.1763	m
Tenaga Motor	7.00	Hp
Jumlah	2	Buah

14. Pompa Utilitas (PU-14)

Tabel 5.17. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-14)

Fungsi	Mengalirkan air ke Cooler 3 sebanyak 57570.7 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	278.8539	gpm
IPS	2 1/2	in
Sch No.	40	
Head Pompa	9.0464	m
Tenaga Motor	10.00	Hp
Jumlah	2	Buah

15. Pompa Utilitas (PU-15)

Tabel 5.18. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-15)

Fungsi	Mengalirkan air ke Cooler 4 sebanyak 6295 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	30.4991	gpm
IPS	2 1/2	in
Sch No.	40	
Head Pompa	5.5604	m
Tenaga Motor	0.75	Hp
Jumlah	1	Buah

16. Pompa Utilitas (PU-16)

Tabel 5.19. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-16)

Fungsi	Mengalirkan air ke Cooler 5 sebanyak 5521.4 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	26.7438	gpm
IPS	2 1/2	in
Sch No.	40	
Head Pompa	5.5475	m
Tenaga Motor	0.50	Hp
Jumlah	1	Buah

17. Pompa Utilitas (PU-17)

Tabel 5.20. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-17)

Fungsi	Mengalirkan air ke Cooler 6 sebanyak 7261.6 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	33.5325	gpm
IPS	2 1/2	in
Sch No.	40	
Head Pompa	5.5720	m
Tenaga Motor	0.50	Hp
Jumlah	1	Buah

18. Pompa Utilitas (PU-18)

Tabel 5.21. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-18)

Fungsi	Mengalirkan air ke Condenser 1 sebanyak 72.1 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	0.1756	gpm
IPS	2 ½	in
Sch No.	40	
Head Pompa	5.5000	m
Tenaga Motor	0.50	Hp
Jumlah	1	Buah

19. Pompa Utilitas (PU-19)

Tabel 5.22. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-19)

Fungsi	Mengalirkan air ke Condenser 2 sebanyak 4620.7 kg/jam	
Jenis	<i>Centrifugal Pump Single Stage</i>	
Tipe	<i>Mixed Flow Impeller</i>	
Bahan	<i>Commercial Steel</i>	
Kapasitas	10.5846	Gpm
IPS	2 1/2	in
Sch No.	40	
Head Pompa	5.5086	m
Tenaga Motor	0.50	Hp
Jumlah	1	Buah

20. Bak Ekualisasi

Tabel 5.23. Spesifikasi Bak Ekualisasi

Fungsi	Menampung air dari screener dan menyediakan air sebanyak 123151.86 kg/jam untuk diolah serta mengendapkan kotoran yang masih lolos dari screener dengan waktu tinggal 4 jam.
Jenis	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Panjang	12,94 m
Lebar	6,47 m
Tinggi	6,47 m
Volume	541,87 m ³
Jumlah	1

21. *Sea Water Reverse Osmosis (SWRO)*

Tabel 5.24. Spesifikasi *Sea Water Reverse Osmosis*

Fungsi	Proses desalinasi air laut dengan membran sebagai media penyaring.
Jenis	<i>Single stage sea water reverse osmosis system</i>
Bahan	Spiral wound
Permeate Volumetris	55418,34 L/jam
Flux RO	15 L/m ² /jam
Area/elements	169,33 m ²
Area/P _{vessel}	508,00 m ²
Jumlah Membran	3
Jumlah <i>Housing</i>	8

22. *Reverse Osmosis* (BW)

Tabel 5.25. Spesifikasi *Reverse Osmosis* (BW)

Fungsi	Proses desalinasi air laut dengan membran sebagai media penyaring.
Jenis	<i>Single stage sea water reverse osmosis system</i>
Bahan	Spiral wound
Permeate Volumetris	98521,48 L/jam
Flux RO	35 L/m ² /jam
Area/elements	774,10 m ²
Area/P _{vessel}	1548,19 m ²
Jumlah Membran	2
Jumlah <i>Housing</i>	2

23. Bak Penampung Air

Tabel 5.26. Spesifikasi Bak Penampung Air

Fungsi	Menampung air sebanyak 123151,86 kg/jam dengan waktu tinggal 8 jam.
Jenis	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Panjang	12,94 m
Lebar	6,47 m
Tinggi	6,47 m
Volume	541,87 m ³
Jumlah	1

24. *Hot Basin*

Tabel 5.27. Spesifikasi *Hot Basin*

Fungsi	Menampung air pendingin yang akan didinginkan di cooling tower sebanyak 253451.02 kg/jam dengan waktu tinggal 1,5 jam.
Jenis	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Panjang	11,87 m
Lebar	5,93 m
Tinggi	5,93 m
Volume	418,19 m ³
Jumlah	1

25. *Cold Basin*

Tabel 5.28. Spesifikasi *Cold Basin*

Fungsi	Menampung air pendingin yang dingin dari cooling tower sebanyak 253451,02 kg/jam dengan waktu tinggal 1,5 jam
Jenis	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Panjang	11,87 m
Lebar	5,93 m
Tinggi	5,93 m
Volume	481,19 m ³
Jumlah	1

26. *Cooling Tower*

Tabel 5.29. Spesifikasi *Cooling Tower*

Fungsi	Mendinginkan air pendingin yang telah dipakai dalam proses pabrik sebanyak 211209,18 kg/jam.
Jenis	<i>Cooling tower induced draft</i>
<i>Power Fan</i>	23,06 hP
Tinggi	11 m
<i>Ground Area</i>	6,69 m ²
Jumlah	1

27. *Kation Exchanger*

Tabel 5.30. Spesifikasi *Kation Exchanger*

Fungsi	Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh kation sebanyak 1936,34 kg/jam.
Jenis	<i>Zeolite</i>
Luas	2,13 ft ²
Diameter	1,64 ft
Tinggi Bed	1,93 ft
Kecepatan aliran	4 gpm/ft ²
Jumlah	1

28. *Anion Exchanger*

Tabel 5.31. Spesifikasi *Anion Exchanger*

Fungsi	Menghilangkan kesadahan air proses yang disebabkan oleh anion sebanyak 1936,34 kg/jam.
Jenis	<i>Strongly basic anion exchanger</i>
Luas	2,13 ft ²
Diameter	1,65 ft
Tinggi Bed	3,85 ft
Kecepatan aliran	4 gpm/ft ²
Jumlah	1

29. *Deaerator*

Tabel 5.32. Spesifikasi *Deaerator*

Fungsi	Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O ₂ dan CO ₂ sehingga mengurangi korosi logam.
Jenis	Silinder tegak
Kecepatan Volumetri	1,94 m ³ /jam
Volume	27,88 nm ³
Jumlah	1

30. Tangki Penampung Deaerated Water

Tabel 5.33. Spesifikasi Tangki Penampung *Deaerator Water*

Fungsi	Menampung <i>deaerated water</i> sebanyak 1936,34 kg/jam
Jenis	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Diameter	1,43 m
Tinggi	1,43 m
Jumlah	1
Volume	2,32 m ³

31. Tangki Demin Water

Tabel 5.34. Spesifikasi Tangki *Demin Water*

Fungsi	Menampung air hasil demineralisasi sebanyak 1936,34 kg/jam
Jenis	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Diameter	1,39 m
Tinggi	1,39 m
Jumlah	1
Volume	2,12 m ³

32. Tangki Kondensat

Tabel 5.35. Spesifikasi Tangki Kondensat

Fungsi	Menampung kondensat dari alat proses sebelum disirkulasi menuju tangki umpan boiler sebanyak 1936,34 kg/jam
Jenis	Tangki silinder tegak
Diameter	1,43 m
Tinggi	1,43 m
Jumlah	1
Volume	2,32 m ³

33. Tangki Sanitasi

Tabel 5.36. Spesifikasi Tangki Sanitasi

Fungsi	Menampung air bersih untuk keperluan umum sebanyak sebanyak 12200 kg/jam
Jenis	Bak persegi panjang
Bahan	Beton bertulang
Diameter	4,68 m
Tinggi	4,68 m
Jumlah	1
Volume	80,52 m ³

34. Tangki NaOH

Tabel 5.37. Spesifikasi Tangki NaOH

Fungsi	Menampung NaOH untuk kebutuhan <i>Anion Exchanger</i> sebanyak 8610,77 kg.
Jenis	Tangki silinder vertical, <i>flat bottom, conical roof</i>
Diameter	0,89 m
Tinggi	0,89 m
Jumlah	1
Volume	0,55 m ³

35. Tangki HCl

Tabel 5.38. Spesifikasi HCl

Fungsi	Menampung HCl untuk kebutuhan <i>Cation Exchanger</i> sebanyak 4920,54 kg.
Jenis	Tangki silinder vertical, <i>flat bottom, conical roof</i>
Diameter	0,72 m
Tinggi	0,72 m
Jumlah	1
Volume	0,29 m ³

36. Tangki Kaporit

Tabel 5.39. Spesifikasi Tangki Kaporit

Fungsi	Menampung kaporit sebanyak 0,12 kg/jam.
Jenis	Tangki silinder vertical, <i>flat bottom, conical roof</i>
Diameter	0,53 m
Tinggi	1,06 m
Jumlah	1
Volume	0,44 m ³

5.8. Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting untuk menunjang kelancaran produksi dan menjaga kualitas produksi. Dengan data yang diperoleh dari laboratorium akan dapat mengontrol proses produksi setiap saat dan menjaga kualitas produk sesuai spesifikasi yang diharapkan. Selain itu, laboratorium juga berperan dalam pengendalian lingkungan. Laboratorium beroperasi selama 24 jam dengan kelompok kerja *shift* dan *non-shift*.

Pengendalian mutu dilakukan untuk mengontrol kualitas produk yang diproduksi agar sesuai dengan standar yang ditentukan. Pengendalian mutu dimulai dari bahan baku, dilakukan selama proses berlangsung, dan juga berlaku pada hasil atau produk. Pengendalian mutu dilakukan untuk menjaga mutu bahan baku dan produj yang diproduksi sesuai dengan spesifikasi yang dipersyaratkan. Pengecekan rutin juga dapat menentukan apakah proses berjalan normal atau menyimpang. Jika analisa produk tidak sesuai dengan ketentuan maka akan lebih mudah diatasi.

Laboratorium merupakan bagian dari departemen Sub. Koor Produksi dimana mempunyai tugas dan tanggung jawab seperti:

- a. Sebagai pengawas dan pengontrol proses produksi
- b. Sebagai pengawas dan pengontrol mutu bahan baku dan mutu produk
- c. Sebagai pengawas dan pengontrol mutu air pendingin, air umpan boiler, dan lain-lain yang berkaitan dengan proses produksi

5.8.1. Program Kerja Laboratorium

a. Analisa bahan baku dan produk

Pabrik Biobutanol menggunakan bahan baku tepung *cassava* yang harus dianalisa kadar airnya agar tidak mempengaruhi kualitas produk serta produk utama dari pabrik ini adalah biobutanol yang dapat dianalisa kemurnian, densitas, viskositas, titik didih, *specific gravity*, warna, dan kadar airnya.

b. Analisa keperluan utilitas

Ketentuan yang perlu diperhatikan dalam utilitas adalah sebagai berikut:

- Air bebas mineral meliputi kesadahan, jumlah O_2 terlarut, kadar Fe dan pH.
- Air dalam boiler meliputi zat padat terlarut, kadar Fe, pH, kadar SO_2 , PO_4 , SiO_3 , dan $CaCO_3$.
- Air proses penjernihan yang meliputi zat padat, kadar pH, Ca sebagai $CaCO_3$, sulfur sebagai SO_3 , klor sebagai Cl_2 , dan silikat.
- Air minum yang perlu dianalisa meliputi kadar klorin, kekeruhan, dan pH.
- Resin penukar ion yang meliputi silikat sebagai SiO_2 dan kesadahan $CaCO_3$.
- BFW yang dianalisa meliputi kesadahan, pH, kadar Fe, dan jumlah O_2 terlarut.

5.8.2. Pembagian Laboratorium Pabrik

Untuk memudahkan pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium pabrik dibagi menjadi tiga bagian yakni:

a. Laboratorium analitik

Peran laboratorium ini adalah untuk menganalisis sifat dan kandungan kimia bahan baku, produk akhir, serta

menganalisis air dan bahan kimia yang digunakan seperti resin.

b. Laboratorium penelitian dan pengembangan

Peran laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap isu-isu yang berkaitan dengan kinerja proses yang digunakan. Sifat laboratorium ini terkait dengan kinerja proses yang digunakan.

c. Laboratorium fisika

Peran laboratorium fisika adalah mengkaji dan mengamati sifat fisik bahan baku dan produk. Pengamatan yang dilakukan diantaranya adalah berat jenis, viskositas, dll.

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Untuk merancang pabrik Biobutanol dari *cassava* perlu dilakukan analisa ekonomi. Tujuannya untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan nantinya akan memberikan keuntungan atau tidak, terutama dari segi ekonomi. Beberapa hal penting dalam analisis ekonomi ini adalah estimasi harga alat, karena nantinya akan dijadikan parameter kelayakan investasi modal selama kegiatan produksi berlangsung dengan mempertimbangkan kebutuhan modal investasi, besar perolehan laba, berapa lama modal investasi dapat kembali di titik impas.

Kelayakan investasi modal dalam prarancang pabrik Biobutanol dari tepung *cassava* dapat diketahui dengan mempertimbangkan hasil analisa dari:

1. *Profitability*
2. % *Profit on Sales* (POS)
3. % *Return on Investment* (ROI)
4. *Pay Out Time* (POT)
5. *Break Event Point* (BEP)
6. *Shut Down Point* (SDP)
7. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Secara garis besar perhitungan analisa ekonomi meliputi:

A. Modal

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
2. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

B. Biaya Produksi

1. *Manufacturing Cost* (MC)
 - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya produksi tidak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 - c. Biaya produksi tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)

2. *General Expense (GE)*

C. Analisa Keuntungan

D. Analisa Kelayakan

1. *Percent Return on Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Event Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*
5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

6.1. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	: 50.000 ton/tahun
Lama operasi	: 330 hari/tahun
Pabrik berdiri	: 2027
Asumsi yang dipakai	
Umur Alat	: 10 Tahun
Nilai kurs US 1\$: Rp 14.855,95
UMK daerah Cilacap	: Rp 2.230.731,50
Upah tenaga kerja asing	: 30 \$/hari
Upah tenaga kerja Indonesia	: 100.000,00 Rp/hari

Pabrik yang akan didirikan diperkirakan memiliki resiko tingkat tinggi (*high risk*) dengan asumsi:

1. Kapasitas pabrik besar yaitu 50.000 ton/ tahun
2. Bahan baku yang digunakan yaitu singkong. Dimana ketersediaan singkon dapat sewaktu-waktu tidak memenuhi target karena berbagai hal, misalnya gagal panen

3. Kondisi operasi yang terjadi pada menara distilasi. Dimana suhu yang digunakan diatas 100°C yaitu 115,2°C

6.2. Penaksiran Harga Peralatan

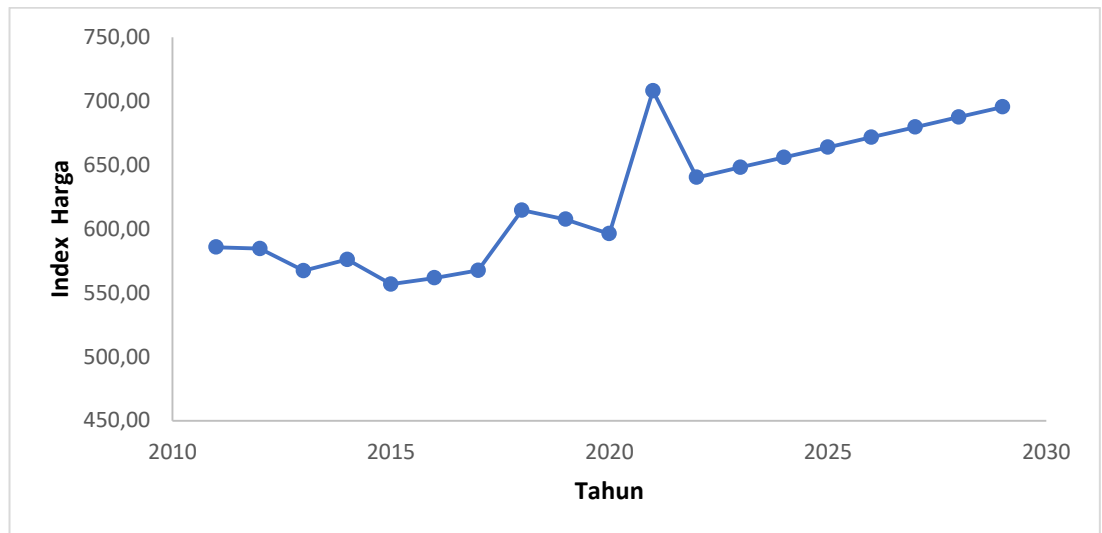
Sangat sulit untuk menentukan harga pasti alat yang digunakan selama proses produksi, karena harga pasar selalu berubah-ubah sesuai dengan kondisi ekonomi yang terjadi pada saat itu. Sehingga diperlukan metode untuk menentukan estimasi harga di tahun-tahun sebelumnya menggunakan data *index* harga.

Tabel 6.1. Index Harga

No	Tahun	Index harga
1.	2011	585.7
2.	2012	584.6
3.	2013	567.3
4.	2014	576.1
5.	2015	556.8
6.	2016	561.7
7.	2017	5667.5
8.	2018	614.6
9.	2019	607.5
10.	2020	596.2
11.	2021	708
12.	2022	640.239
13.	2023	648.1135
14.	2024	655.988
15.	2025	663.8625
16.	2026	671.737

17.	2027	679.6115
18.	2028	687.486
19.	2029	695.3605

(Sumber: <https://www.toweringskills.com/financial-analysis/cost-indices/>)



Gambar 6.1. Grafik Index Harga

Dari grafik diatas didapatkan persamaan $Y = 7,8745X - 15282$ dengan $R^2 = 0,3806$. Jika X merupakan tahun mulai di bangun pabrik, maka $X = 2027$ dan Y adalah indeks harga tahun 2027, $Y = 679.6115$.

Untuk mengetahui estimasi harga pada masa sekarang digunakan persamaan:

$$CX = CY \times \frac{NX}{NY}$$

Dimana:

CX : Harga pembelian pada tahun 2027

CY : Harga pembelian pada tahun referensi

NX : Indeks harga pada tahun 2027

NY : Indeks harga pada tahun referensi

6.3. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

Asumsi-asumsi yang digunakan:

1. Proses yang dijalankan adalah proses kontinyu

2. Kapasitas produksi pabrik 50.000 ton/tahun
3. Jumlah hari kerja adalah 330 hari/tahun
4. *Shut down* pabrik dilaksanakan selama 30 hari dalam satu tahun untuk perbaikan alat-alat pabrik
5. Modal kerja yang diperhitungkan selama 1 tahun
6. Umur alat pabrik diperkirakan 10 tahun
7. Nilai rongsokan (*Salvage Value*) adalah 0
8. Situasi pasar, biaya dan lain-lain diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi
9. Kurs rupiah yang dipakai adalah Rp 14.855,95

6.3.1. *Fixed Capital Investment* (FCI)

Fixed Capital Investment (modal tetap) adalah investasi yang digunakan untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembantunya.

Tabel 6.2. *Physical Plant Cost*

No.	Jenis	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Purchasing Equipment Cost</i> (PEC)	15,374.359.6	228,400,717,513.35
2.	<i>Delivered Equipment Cost</i> (DEC)	3,843,589.9	57,100,179,378.34
3.	<i>Instalation cost</i> (pemasangan)	11,767,514.82	174,817,611,778.71
4.	<i>Piping cost</i> (pemipaan)	19,184,198.85	284,999,498,941.95
5.	<i>Instrumentation cost</i> (instrumentasi)	5,579,159.17	82,883,709,613.00
6.	<i>Insulation cost</i> (isolasi)	2,035,658.17	30,241,636,033.56
7.	<i>Electrical cost</i> (listrik)	2,306,153.94	34,260,107,627.00
8.	<i>Building cost</i> (bangunan)	12,299,487.68	182,720,574,010.68
9.	<i>Land and yard improvement</i> (tanah dan perluasan)	2,027,492.49	30,120,327,125
<i>Physical Plant Cost</i>		74,417,614.63	1,105,544,362,021.58

Tabel 6.3. *Fixed Capital Investment*

No.	Jenis	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Direct plant cost</i>	89,301,137.55	1,326,653,234,425.90
2.	<i>Contractor's fee</i>	8,930,113.76	132,665,323,442.59
3.	<i>Contigency</i>	22,325,284.39	331,663,308,606.48
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		120,556,535.70	1,790,981,866,474.96

6.3.2. *Working Capital Investment (WCI)*

Working capital investment (modal kerja) adalah bagian yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal dalam operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

Tabel 6.4. *Working Capital Investment*

No.	Jenis	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw material inventory</i>	213,909,127.95	3,177,823,309,364.75
2.	<i>Inproces inventory</i>	4,462,669,566.60	66,297,195,947,955.00
3.	<i>Product inventory</i>	270,464,822.22	4,018,011,875,633.64
4.	<i>Extended credit</i>	483,430,422.28	7,181,818,181,818.18
5.	<i>Available cash</i>	270,464,822.22	4,018,011,875,633.64
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>		1,238,269,194.66	84,692,861,190,405.20

6.3.3. *Total Capital Investment (TCI)*

Capital investment adalah pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas produktif dan untuk menjalankannya.

$$\text{Capital Investment} = \text{Fixed Capital Investment} + \text{Working Capital Investment}$$

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= 1,790,981,866,474.96 + 84,692,861,190,405.20 \\ &= \text{Rp } 86,483,843,056,880.10 \end{aligned}$$

6.4. Penentuan *Manufacturing Cost* (TMC)

Total *manufacturing cost* (biaya pengeluaran) merupakan jumlah *direct manufacturing cost*, *indirect manufacturing cost*, dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dengan produk.

6.4.1. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

Direct manufacturing cost merupakan pengeluaran yang bersangkutan langsung dalam pembuatan produk.

Tabel 6.5. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

No.	Jenis	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw material</i>	824,916,977.71	34,956,056,403,012.00
2.	Tenaga kerja	32,411.26	481,500,000.00
3.	Supervisor	8,102.81	120,375,000.00
4.	<i>Maintenance</i>	12,055,653.57	179,098,186,647.50
5.	<i>Plant supplies</i>	1,808,348.04	26,864,727,997.12
6.	<i>Royalti and patent</i>	265,886,732.25	3,950,000,000,000.00
7.	Utilitas	3,929,371.11	58,374,540,677.13
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		2,636,721,026.48	39,170,995,733,334.00

6.4.2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect manufacturing cost adalah pengeluaran sebagai akibat pengeluaran tidak langsung dari operasi pabrik.

Tabel 6.6. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No.	Jenis	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Payroll overhead</i>	6,482.25	96,300,000.00
2.	<i>Laboratory</i>	6,482.25	96,300,000.00
3.	<i>Plant overhead</i>	25,929.00	385,200,000.00
4.	<i>Packaging</i>	265,886,732.25	3,950,000,000,000.00
5.	<i>Shipping</i>	53,177,346.45	790,000,000,000.00
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		319,102,972.21	4,740,577,800,000.00

6.4.3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed manufacturing cost adalah harga yang dikenakan dengan *fixed capital* dan pengeluaran yang bersangkutan dengan *fixed capital* dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

Tabel 6. 7. *Fixed Manufacturing Cost*

No.	Jenis	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Depreciation</i>	12,055,653.57	179,098,16,647.50
2.	<i>Properti taxes</i>	6,027,826.78	89,549,093,323.75
3.	<i>Insurance</i>	1,205,565.36	17,909,818,664.75
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		19,289,045.71	286,557,098,635.99

6.4.4. Total Manufacturing Cost (TMC)

$$\begin{aligned} \text{Total Manufacturing Cost} &= \text{Direct Manufacturing Cost} + \text{Indirect} \\ &\quad \text{Manufacturing Cost} + \text{Fixed} \\ &\quad \text{Manufacturing Cost} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{TMC} &= \text{DMC} + \text{IMC} + \text{FMC} \\ &= 39,170,995,733,334.00 + 4,740,577,800,000.00 + \\ &\quad 286,557,098,635.99 \\ &= \text{Rp } 44,198,130,631,970.00 \end{aligned}$$

6.5. Penentuan Total Production Cost (TPC)

Total production cost (TPC) adalah biaya *total manufacturing cost* dan *general expense*.

6.5.1. General Expense (GE)

General expense (biaya pengeluaran umum) adalah pengeluaran yang tidak berkaitan dengan produksi tetapi berhubungan dengan operasional perusahaan secara umum.

Tabel 6.8. *General Expense (GE)*

No.	Jenis	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Administration</i>	159,532,039.25	2,370,000,000,000.00
2.	<i>Sales expense</i>	1,063,546,929.01	15,800,000,000,000.00
3.	<i>Research</i>	148,896,570.06	2,212,000,000,000.00
4.	<i>Finance</i>	232,859,811.88	3,459,353,722,275.21
<i>General Expense (GE)</i>		1,604,835,350.30	23,841,353,722,275.20

6.5.2. Total Production Cost (TPC)

$$\text{Total Production Cost} = \text{Total Manufacturing Cost} + \text{General Expense}$$

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{TMC} + \text{GE} \\ &= 44,198,130,631,970.00 + \\ &\quad 23,841,353,722,275.20 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 68,039,484,354,245.20$$

6.6. Profitability

Profitability (keuntungan) adalah selisih antara total penjualan produk dengan total biaya produksi yang dikeluarkan. *Profitability* sebelum pajak dapat diketahui dengan perhitungan di bawah ini:

$$\begin{aligned} \textit{Profitability} &= \text{Total penjuakan produk} - \text{Total biaya produksi} \\ &= 79,000,000,000,000.00 - 68,039,484,354,245.20 \\ &= \text{Rp } 10,960.515,645,754.80 \end{aligned}$$

(Peters & Timmerhaus, 2002)

Hasil keuntungan kemudian dikurangi dengan pajak sebesar 25% untuk menentukan keuntungan bersih yang didapatkan.

$$\begin{aligned} \text{Pajak } 25\% &= 0,25 \times \textit{Profitability} \\ &= 0,25 \times 10,960.515,645,754.80 \\ &= \text{Rp } 2,740,128,911,438.70 \end{aligned}$$

Maka keuntungan bersih yang didapatkan adalah:

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan setelah pajak} &= \textit{Profitability} - \text{Pajak } 25\% \\ &= 10,960.515,645,754.80 - \\ &\quad 2,740,128,911,438.70 \\ &= \text{Rp } 8,220,386,734,316.10 \end{aligned}$$

6.7. Analisis Kelayakan

6.7.1. Return of Investment (ROI)

Return of investment adalah presentase tingkat pengembalian modal dari pabrik ini, dimana untuk industri kimia kategori *high risk* memiliki batasan ROI minimum sebelum pajak sebesar 44%. (Aries Newton, 1954)

$$ROI = \frac{\textit{Keuntungan}}{\textit{FCI}} \times 100\%$$

Besarnya ROI untuk pabrik biobutanol yang akan didirikan adalah:

ROI sebelum pajak = 61,2%

ROI setelah pajak = 46%

6.7.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time adalah waktu yang diperlukan untuk pengembalian *capital investment* dari keuntungan yang diperoleh sebelum dikurangi depresiasi. Besarnya POT untuk pabrik golongan *high risk* memiliki batasan POT minimal sebelum pajak adalah dua tahun.

$$POT = \frac{FCI}{Profit + Depresiasi} \times 100\%$$

Besarnya POT untuk pabrik biobutanol yang akan didirikan adalah:

POT sebelum pajak = 1,608 tahun

POT setelah pajak = 1,706 tahun

6.7.3. Break Event Point (BEP)

Break event point adalah besarnya kapasitas produksi minimum yang diperlukan agar pabrik tetap dapat beroperasi dan tidak mengalami kerugian. Besarnya BEP untuk suatu pabrik berkisar antara 40-60%.

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

Nilai BEP pabrik biobutanol dari tepung *cassava* dengan kapasitas 50.000 ton/tahun adalah 41%.

Dimana:

a. *Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

Tabel 6.9. Fixed Manufacturing Cost (Fa)

No	Jenis	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	Depresiasi	12,055,653.57	179,098,186,647.50
2.	<i>Property Taxes</i>	6,027,826.78	89,549,093,323.75
3.	Asuransi	1,205,565.36	17,909,818,664.75
Total Fa		19,289,045.71	286,557,098,635.99

b. *Variabel Cost (Va)*

Tabel 6.10. Variable Cost (Va)

No	Jenis	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	<i>Raw Material</i>	2,353,000,407.45	34,956,056,403,012.20
2.	<i>Packaging</i>	265,886,732.25	3,950,000,000,000.00
3.	<i>Shipping</i>	53,177,346.45	790,000,000,000.00
4.	<i>Royalty & Patent</i>	265,886,732.25	3,950,000,000,000.00
Total Va		2,937,951,218.40	43,646,056,403,012.20

c. *Regulated Cost (Ra)*

Tabel 6.11. *Regulated Cost (Ra)*

No	Jenis	Harga (\$)	Harga (Rp)
1.	Gaji Karyawan	32,411.26	481,500,000.00
2.	<i>Payroll Overhead</i>	6,482.25	96,300,000.00
3.	<i>Supervision</i>	8,102.81	120,375,000.00
4.	<i>Plant Overhead</i>	25,929.00	385,200,000.00
5.	Laboratorium	6,482.25	96,300,000.00
6.	<i>Maintenance</i>	12,055,653.57	179,098,186,647.50
7.	<i>General Expenses</i>	1,604,835,350.30	23,841,353,722,275.20
8.	<i>Plant Supplies</i>	1,808,348.04	26,864,727,997.12
Total Ra		1,618,778,759.48	24,048,496,311,919.80

d. *Sales Expenses (Sa)*

$$Sa = \$ 5,317,734,645.04$$

$$= \text{Rp } 79,000,000,000,000.00$$

6.7.4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point adalah besarnya kapasitas produksi yang diperlukan agar pabrik bisa tetap melakukan operasi meski mengalami kerugian sebesar biaya *fixed manufacturing cost*.

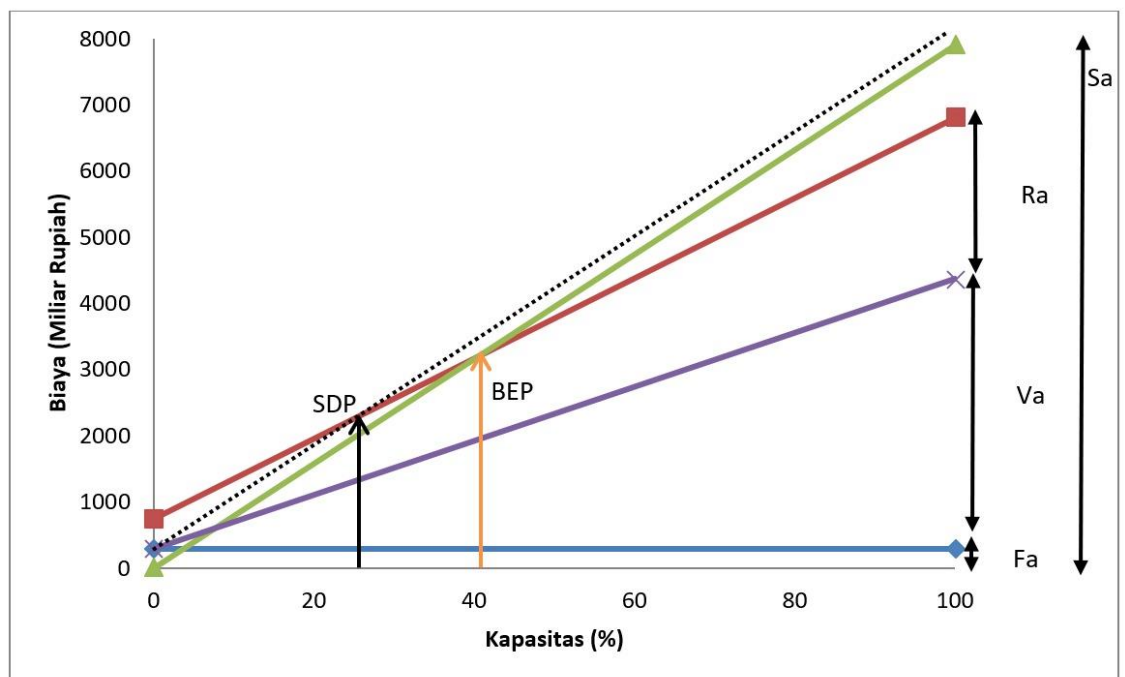
$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\%$$

Nilai SDP pabrik biobutanol dari tepung *cassava* dengan kapasitas 50.000 ton/tahun adalah 28%

6.7.5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Discounted cash flow rate adalah perbandingan besarnya presentasi keuntungan yang diperoleh terhadap *capital investment* dibandingkan dengan tingkat bunga yang berlaku di bank. Dari perhitungan DCFR diperoleh nilai $i = 0,05\%$ dan nilai DCFR sebesar 12%.

6.7.6. Analisis Kelayakan



Gambar 6.2. Grafik Kelayakan Analisa Ekonomi

Tabel 6.12. Persentase Kelayakan Analisa Ekonomi

No	Kriteria	Terhitung	Persyaratan
1.	ROI sebelum pajak	61,2%	ROI <i>before taxes</i>
2.	ROI setelah pajak	46%	<i>Minimum low 11 %, high 44%</i>
3.	POT sebelum pajak	1,608	POT <i>before taxes</i>
4.	POT setelah pajak	1,706	Maksimum, <i>low 5 th, high 2 th</i>
5.	BEP	41%	Berkisar 40 - 60%
6.	SDP	28%	-
7.	DCFR	12%	> 1,5 bunga bank = minimum (1,5%)

Dari analisis ekonomi yang telah dilakukan dapat diambil kesimpulan bahwa pendirian pabrik biobutanol dari tepung *cassava* dengan kapasitas 50.000 ton/tahun layak dipertimbangkan untuk direalisasikan pembangunannya.

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1. Kesimpulan

Pabrik biobutanol dari tepung *cassava* dengan kapasitas 50.000 ton/tahun akan didirikan untuk mensubstitusikan kebutuhan impor butanol di Indonesia.

1. Biobutanol digunakan sebagai alternatif selain bioetanol sebagai pengganti BBM karena memiliki beberapa keunggulan. Nantinya Biobutanol dapat diaplikasikan sebagai bahan campuran (*blending*) bahan bakar (BBM) dengan pertimbangan sisa produksi digunakan untuk memenuhi kebutuhan ekspor.
2. Berdasarkan hasil analisis ekonomi diperoleh data sebagai berikut:
 - Laba sebelum pajak sebesar Rp 10,960.515,645,754.80
 - Laba setelah pajak (25%) sebesar Rp 8,220,386,734,316.10
 - Presentase *Shut Down Point* (SDP) adalah 25%
 - Presentase *Return of Investment* (ROI) sebelum pajak adalah 61,20%
 - Presentase *Return of Investment* (ROI) setelah pajak adalah 46%
 - Presentase *Break Event Point* (BEP) adalah 41%
 - Durasi *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak adalah 1,608 tahun
 - Durasi *Pay Out Time* (POT) setelah pajak adalah 1.706 tahun

Dari data analisis ekonomi diatas dapat ditarik kesimpulan bahwa pabrik biobutanol dari tepung *cassava* dengan kapasitas 50.000 ton/tahun layak untuk dipertimbangkan pendiriannya.

7.2. Saran

Dalam merancang suatu pabrik kimia maka diperlukan pemahan konsep-konsep yang luas dimana akan memengaruhi keberlangsungan dari pabrik itu sendiri, seperti:

1. Pemilihan alat proses serta alat penunjang dan bahan baku harus dioptimalisasi agar dapat menghasilkan keuntungan yang optimal
2. Sebagai industri kimia, maka perlu diperhatikan metode pengolahan limbah agar tidak mencemari lingkungan
3. Pabrik didirikan dengan tujuan meminimalisir kebutuhan impor dari luar negeri sehingga akan memajukan ekonomi dalam negeri
4. Diperlukan perhitungan analisis ekonomi serinci mungkin sehingga dapat diketahui sensitivitas keuntungan yang diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

Anindyawati T. 2010. Potensi Selulase dalam Mendegradasi Lignoselulosa Limbah Pertanian untuk Pupuk Organik. Pusat Penelitian Bioteknologi. LIPI.

Ardyaksa. Perancangan Produk Reaktor Mikroalga Penghasil Biofuel Untuk Kawasan Pesisir. Jurnal Tingkat Sarjana Senirupa dan Desain No.1. ITB

Aries, R.S and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: Mc Grow-Hill Book Company.

Bemiller dan Whistler. 1996. *Water vapour Permeability of Edible, Fatty Acid Bilayer Film*. Fennema Journal. Sci:49 ; 1482-2484.

Brown, G.G. 1978. *Unit Operation*, John iley and Sons Inc, New York Modern Asia Editom, Charles Tuttle Co. Tokyo.

Brownell, L.E and Young, E.H. 1979. *Process Equipment Design*. New Delhi: Willey Eastern Ltd.

Chang W.L. 2010. *Acetone-Butanol-Ethanol Fermentation by Engineered Clostridium beijerinckii and Clostridium tyrobutyricum*. Tesis. The Ohio State University

Coulson, J.M.. 1983. *Chemical Engineering*. Singapore: Mc. Graw Hill, International Student Edition.

Department for Environment; *Food and Rural Affairs* (2007) UK biomass strategy. London: Crown

Direktorat Jendral Industri Kecil Menengah. 2007. Pengelolaan Limbah Industri Pangan. Departemen Perindustrian: Jakarta. Hal 6

Doran, Pauline. 1995. *Bioprocess Engineering Principles*. London: Academic Press.

Enosh Philips. 2021. *Biobutanol Production and Advantages*. St Aloysius College: Jabalpur

Fogler, S.H. 2004. *Elements of Chemical Reaction Engineering 3rd ed*, New Delhi: Prentice-Hall of India.

Geankoplis, C.J. 1993. *Transport Processes and Unit Operation 3rd ed*, New Jersey: Prentice-Hall International. Inc.

Hayuni, D. F. 2012. Pemanfaatan Serbuk Gergaji Menjadi Biobutanol dengan Hidrolisis Selulosa dan Fermentasi Bakteri *Clostridium acetobutylicum*. Departemen Environmental Engineering: ITS

Hermawati, W., Mahmudi, Maulana, I., Rosaira, I. and Alamsyah, P. (2013) Sumber daya biomassa: Potensi energi Indonesia yang terabaikan. Bogor: IPB Press.

Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer, 24th ed*. Singapore: Mc. Graw-Hill International Edition.

Kristian, Denny; Adiguna, Johan; Fatmagustina, Sauda, "Prarancangan Pabrik Singkong Terpadu", S1 Teknik Kimia, ITB, 2010.

Lathipah Hannah. 2018. Proses Hidrolisis Ampas Singkong menjadi Glukosa; Pengaruh Konsentrasi Asam Encer (HCl) dan Konsentrasi Substrat. Universitas Sumatera Utara: Medan

Lee, S. Y., Park, J.H., Jang, S.H, Nielsen, L.K., Kim, J., Jung, K.S. 2008. "Fermentative Butanol Production by Clostridia". *Biotechnology and Bioengineering* 2008;101:209-228.

Lona., Liliane.M.F. 2018. *A Step by Step Approach to the Modeling of Chemical Engineering Process Using Excel for Simulation*. Brazil: Springer.

Maria dan Nungki. 2011. Pra Rancangan Pabrik Bioetanol dari Singkong dengan Proses Fermentasi Kapasitas 1000 Liter/Hari. Universitas Diponegoro. Semarang.

McCabe, W.L. *et al.* 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering 5th ed.*, New York: Mc. Graw Hill International Edition.

Mousdale D.M. 2008. *Biofuels : Biotechnology, Chemistry, and Sustainable Development.* New York : CRC Press

Nurul, dkk. 2013. *Biobutanol dari Limbah Tahu: Alternatif Aditif pada Bensin sebagai Biofuel Indonesia.* IPB: Bogor

Perry, R.H. and Green, D.W. 1984. *Perry's Chemical Engineering Handbook 6th ed.* Tokyo: Mc Graw Hill Co., International Student Edition.

Peters, Max S. and Timmerhaus, Klaus D. 1991. *Plant Design And Economics For Chemical Engineers Fourth Edition.* Singapore : McGraw-Hill Book Co.

Polnaya, dkk. 2015 (Polnaya, dkk. Karakteristik Sifat-sifat Fisio-Kimia Pati Ubi Jalar, Ubi Kayu, Keladi, dan Sagu. *Agrinimal* vol.5 No.1 Halaman 37-42.

Pornpan Panichnumsin and Annop Nopharatana. 2008. *Anaerobic Co-Digestion of Cassava Pulp and Pig manure: Effect of Waste Ratio and Inoculum-Substrate Ratio.* JGSEE. Hal 3

PP. No. 13/2017 tentang Perubahan Atas PP No.26/2008 tentang RTRW yang menetapkan Perkotaan Cilacap sebagai Pusat Kegiatan Nasional (PKN).

Prastowo dan Bambang. 2014. *Biofuel Generasi 1, Generasi 2.* Iaard:Jakarta

Ramey, David; Yang, Shang-Tian, "*Production of Butyric Acid and Butanol from Biomass*", Final Report, 2004.

Rase, H.F and Barrow, M.H. 1957. *Chemical Reactor Design for Process Plant.* New York: John Wiley and Sons. Inc.

Sari, Juwita Ratna, 2013. Optimasi Produksi Gula Reduksi dari Onggok sebagai Bahan Baku Bioetanol dengan Praperlakuan Ultrasonik. Universitas Lampung. Bandar Lampung hal 14-29

Seader, *et all.* 2011. *Separation Process Principles Chemical and Biochemical Operation 3rd ed*, New York: John Willey and Sons. Inc.

Slette, J. dan Wiyono, I. E. 2013. *Indonesia Biofuels Annual 2013* (Publikasi. USDA Foreign Agricultural Service No. ID1337). USDA Foreign

Smith, J.M. 1973. *Chemical Engineering Kinetic's 3rd ed*, Tokyo: Mc Graw Hill.

Smith, J.M. and Van Ness H. C., 1975. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 3rd ed*. Tokyo: Mc Graw Hill.

Suganal, Gandhi K. Hudaya. 2019. Bahan Bakar CO-Firing dari Batubara dan Biomassa Ter Torefaksi dalam Bentuk Briket (Skala Laboratorium). Jurnal Teknologi Mineral dan Batubara Volume 15, Nomor 1: 31-48

Ulrich, G.G. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, New York: John Willey and Sons.Inc.

Vilbrandt, F.C and Dryden, C.E. 1959. *Chemical Engineering Plant Design. 4th edition*. McGraw Hill International Book Company : Kogakusha Ltd. Tokyo.

Walas, S. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Department of Chemical and Petroleum Engineering University of Kansas.

Whitman W.B. 2009. *Bergey's Manual of Systematic Bacteriology 2nd edition*. Volume: 3 The Firmicutes. New York

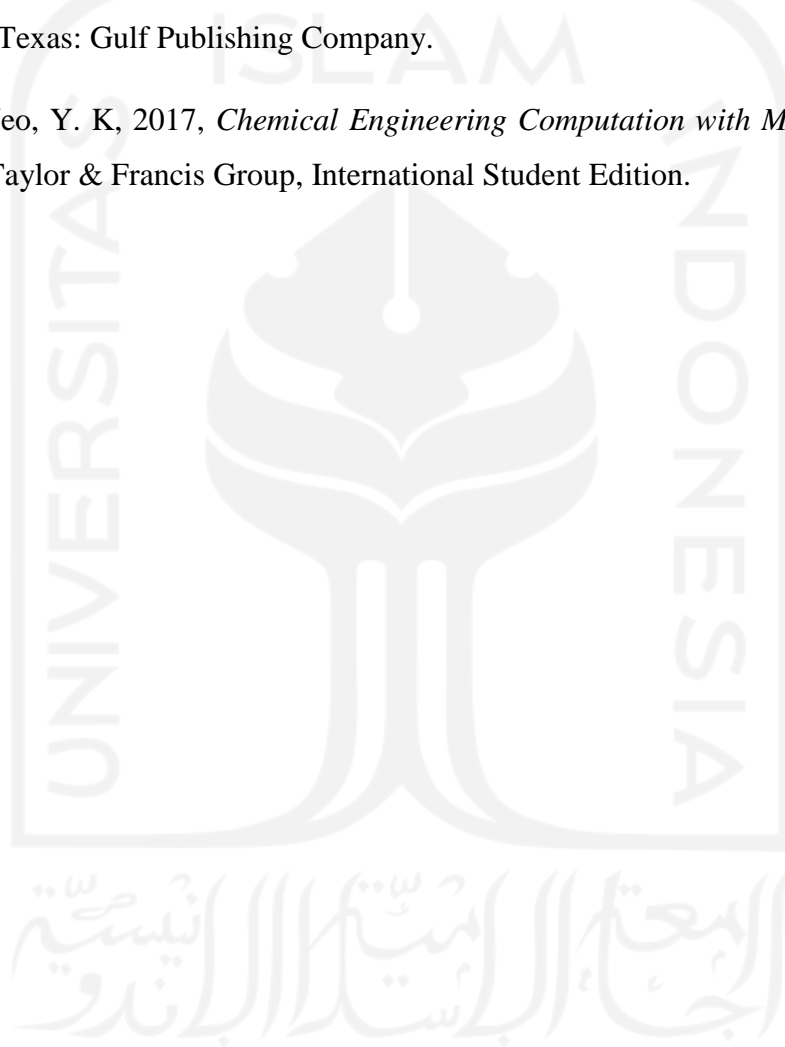
Wibawa Indra. 2014. Perancangan Pabrik Dekstrosa dari Manihot utilissima dengan proses Hidrolisis Enzimatis Kapasitas 60.000 ton/tahun (Perancangan Reaktor Sakarifikasi (RS-201)). Universitas Lampung. Bandar Lampung. hal 10-15

Wu, M.; Wang, M.; Liu, J.; Huo, H., “*Life-Cycle Assesment of Corn-Based Butanol as a Potential Transportation Fuel*”, Argonne National Library, 2007.

Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*, New York: Mc. Graw Hill Company.Inc.

Yaws, C.L. 1997. *Handbook of Chemical Compound Data for Process Safety*. Texas: Gulf Publishing Company.

Yeo, Y. K, 2017, *Chemical Engineering Computation with MATLAB*, New York: Taylor & Francis Group, International Student Edition.



LAMPIRAN

1. Reaktor 1 (Reaktor Likuefaksi)

Fungsi : Mengubah pati menjadi dekstrin sebanyak 54000 kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim α -amylase.

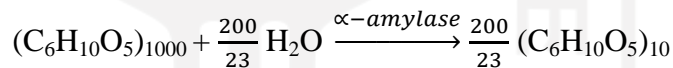
Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan jaket pendingin.

Kondisi operasi :

- Temperatur : 95°C
- Tekanan : 1 atm
- pH : 6
- Reaksi : Eksotermis

A. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Reaksi



Komponen	Massa (Kg/Jam)	ρ (Kg/L)	Fv (L/Jam)	BM (Kg/Kmol)	Kmol/Jam
Pati	16200	1500	10.8	162000	0.1
Dekstrin					
Enzim α -amilase	16.2	1.228	13.19	53000	0.00031
Air	37800	0.98	38453.71	18	0.8696
Total	54016.2	1502.21	38477.70		0.9698

1) Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi likuefaksi ini adalah $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ (Pati) maka $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ adalah senyawa A.

$$C_{A0} = \frac{m_{oA}}{\Sigma Fv} = 0,1 \text{ kmol/L}$$

2) Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Persamaan Michaelis Menten untuk reaksi enzimatis:

$$r = \frac{V_{max} \times C_A}{K_M + C_A}$$

Dimana :

r : laju reaksi

K_M : Konstanta Michaelis Menten (0,0186 Kg/L)

C_A : Konsentrasi Pati (0,1 kmol/m³)

V_{max} : Kecepatan reaksi maksimum

Asumsi :

- Reaksi orde 1 karena nilai C_A dan K_M sangat kecil.
- Reaksi *irreversible*
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi di dalam reaktor.

Persamaan untuk menghitung laju alir dari reaktor ini dengan menggunakan persamaan:

$$r_p = E_f \frac{V_{max} C_A}{K_M + C_A}$$

Dimana :

E_f = 1 (grafik *thiele modulus vs effectiveness factor*)

V_{Max} = 5,86 Kg/L

K_M = 0,0186

C_A = 0,1 kmol/m³

Sehingga, r_p = 1,36E-01

B. Optimasi Reaktor

1) Menghitung Jumlah Reaktor

Untuk menghitung jumlah reaktor dilakukan cara trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan volume reaktor yang sama sehingga diperoleh dari perhitungan dengan menggunakan excel adalah sebagai berikut :

- Jika menggunakan satu reaktor

$$V_1 = 7107,86 \text{ gallon}$$

$$t = 2,24 \text{ jam}$$

$$X_1 = 95\%$$

- Jika menggunakan dua reaktor

$$V_1 = V_2 = 906278,63 \text{ gallon}$$

$$t = 28,6 \text{ jam}$$

$$X_1 = 76\%$$

$$X_2 = 95\%$$

- Jika menggunakan tiga reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = 528006,84 \text{ gallon}$$

$$t = 16,6 \text{ jam}$$

$$X_1 = 48\%$$

$$X_2 = 84\%$$

$$X_3 = 95\%$$

- Jika menggunakan empat reaktor

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 404377,8 \text{ gallon}$$

$$t = 12,76 \text{ jam}$$

$$X_1 = 45\%$$

$$X_2 = 71\%$$

$$X_3 = 86\%$$

$$X_4 = 95\%$$

2) Menghitung Harga Reaktor

Kondisi operasi

$$T = 95^{\circ}\text{C}$$

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

Bahan konstruksi reaktor dipilih Stainless Steel SA-304 Grade D Type 430, maka basis harga reaktor dari pada volume 1000 gallon sebesar \$12000.

$$E_b = E_a \times \left(\frac{C_b}{C_a}\right)^{0,6}$$

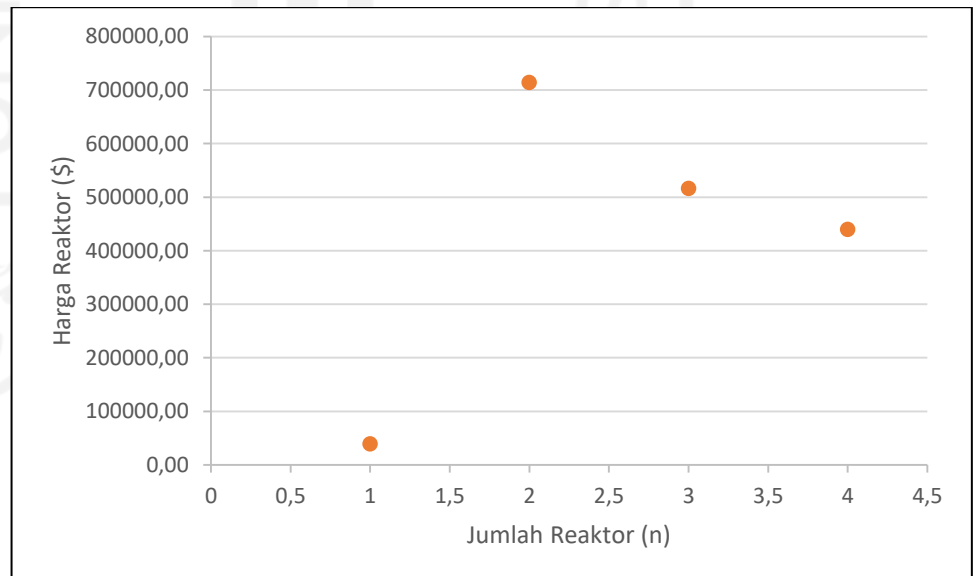
Keterangan :

- Ea = harga reaktor basis
- Eb = harga reaktor perancangan
- Ca = kapasitas reaktor basis
- Cb = kapasitas reaktor perancangan

- Jika menggunakan satu reaktor
Eb = \$38924,66
- Jika menggunakan dua reaktor
Eb = \$713737,13
- Jika menggunakan tiga reaktor
Eb = \$516136,98
- Jika menggunakan empat reaktor
Eb = \$439798,38

3) Penentuan Jumlah Reaktor

Jumlah Reaktor	Konversi Setiap Reaktor		Volume Reaktor (gallon)	Volume Total Reaktor (gallon)	Harga Tiap Unit (dollar)	Harga Total Unit (dollar)	t (jam)
	X ₁	X ₂					
1	X ₁	0,95	7107,87	7107,87	38924,66	38924,66	2,24
2	X ₁	0,76	906278,6	1812557,26	713737,13	142747,426	28,6
	X ₂	0,95					
3	X ₁	0,58	528006,8	1584020,53	516136,98	154841,094	16,6
	X ₂	0,84					
	X ₃	0,95					
4	X ₁	0,45	404377,8	1617511,18	439798,38	175919,352	12,7
	X ₂	0,71					
	X ₃	0,86					
	X ₄	0,95					



Dari data diatas, reaktor yang optimum dan sesuai dengan kebutuhan proses adalah sebanyak 1 buah.

C. Perancangan Reaktor

Volume cairan dalam reaktor sebesar :

$$\begin{aligned}V_{\text{cairan}} &= 7107,87 \text{ gallon} \\ &= 26906,21 \text{ liter} \\ &= 26,9 \text{ m}^3 \\ &= 950,18 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Volume reaktor setelah *overdesign* 20%

$$\begin{aligned}V_{\text{reaktor}} &= 8529,44 \text{ gallon} \\ &= 32287,44 \text{ liter} \\ &= 32,28 \text{ m}^3 \\ &= 1140,22 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

1) Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Reaktor yang digunakan adalah jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) berbentuk silinder tegak. Perbandingan diameter dan tinggi reaktor adalah 1 : 1.

(D : H = 1 : 1) (P.43, Brownell & Young)

Dengan menggunakan persamaan

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot \text{Volume shell}}{\pi}}$$

Maka didapatkan dimensi reaktor sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Diameter} &: 3,95 \text{ m} \\ &: 155,56 \text{ in} \\ &: 139,54 \text{ ft}\end{aligned}$$

Agar mendapatkan nilai ekonomis, maka tinggi reaktor dirancang mendekati kelipatan 6 ft atau 8 ft).

$$\begin{aligned}\text{Sehingga tinggi} &= 19,52 \text{ ft} \\ &= 5,92 \text{ m}\end{aligned}$$

2) Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Persamaan yang digunakan

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Eq. 13,1, P.254, Brownell \& Young})$$

Dimana

t_s : tebal dinding *shell*, in

P : Tekanan design = 16,22 psi

r_i : jari-jari reaktor = 77,78 in

E : Efisiensi sambungan las = 0,8

f : Tekanan maksimal yang diizinkan = 17500 psi

C : korosi yang diizinkan = 0,125 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* = 0,215 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* standar = 0,25 in

= ¼

ID *Shell* = 155,56 in

OD *Shell* = 156,06 in

3) Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi = *Stainless Steel SA 167 Grade 11*

Bentuk *head* = *Torispherical Flangd & Dished Head*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head*, antara lain:

- *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

- *Flanged & Standard Dished Head*

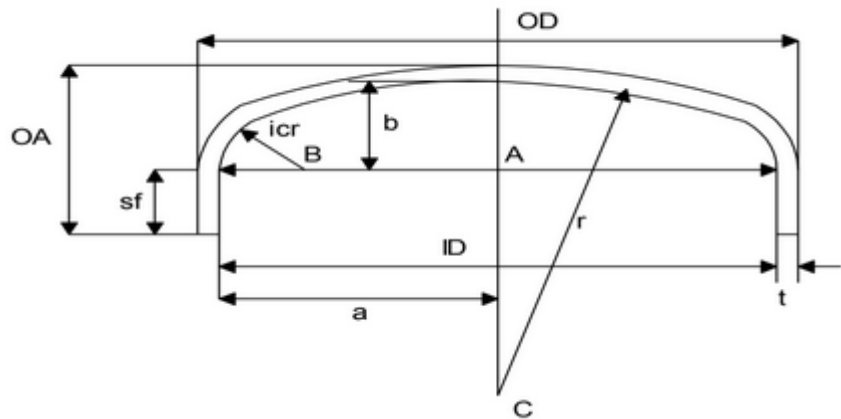
Umumnya digunakna untuk tekanan operasi rendah, harga murah dan untuk diameter kecil.

- *Elliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya mahal.

- *Torispherical Flangd & Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harga yang ekonomis.



Keterangan :

- ID : diameter dalam head
- OD : diameter luar head
- a : jari-jari dalam head
- t : tebal head
- r : jari-jari luar head
- icr : inside corner head
- b : deep of dish
- sf : straight of flanged
- OA : tinggi head

Tebal head dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$t_h = \frac{P.r.w}{f.E-0,1P} + C \quad (\text{Eq. 7.77, P.138, Brownell \& Young})$$

Dimana nilai w diperoleh berdasarkan persamaan berikut:

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Eq. 7.76 P.138, Brownell \& Young})$$

Sehingga diperoleh:

- w (*stress intensification factor for torispherical dished head*) sebesar 1,7298 in
- Tebal head standart sebesar 0,1875 in (3/16")

4) Menentukan Ukuran Head

$$ID = 203,625 \text{ in}$$

$$icr = 9,375 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = 77,18 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 68,4375 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 134,625 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 4549,06 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 144 \text{ in}$$

$$Sf \text{ (straight of flange)} = 2 \text{ in (Eq 5.4, P.87, Brownell \& Young)}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi head total (OA)} &= sf + b + t_h \\ &= 2,1875 \text{ in} \\ &= 0,0555 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Volume head total (V}_{head}) = V_{head} + V_{sf}$$

Persamaan volume head untuk Torispherical Dished Head adalah:

$$V_h = 0,000049 \times ID^3 \quad (\text{Eq 5-11, P.88, Brownell \& Young})$$

$$\begin{aligned} V_h &= 184,63 \text{ ft}^3 \\ &= 319032,13 \text{ in}^3 \\ &= 5,228 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{sf} &= \frac{1}{4} D^2 S_f \\ &= 0,15 \text{ ft}^3 \\ &= 263,86 \text{ in}^3 \\ &= 0,0043 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh:

$$\text{Volume head total} = 184,63 \text{ ft}^3$$

$$= 319032,13 \text{ in}^3$$

$$= 5,228 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = V_{\text{shell}} + 2 V_{\text{head}}$$

$$= 37,51 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi reaktor} = 2 \text{ OA} + \text{Tinggi shell}$$

$$= 5,927 \text{ m}$$

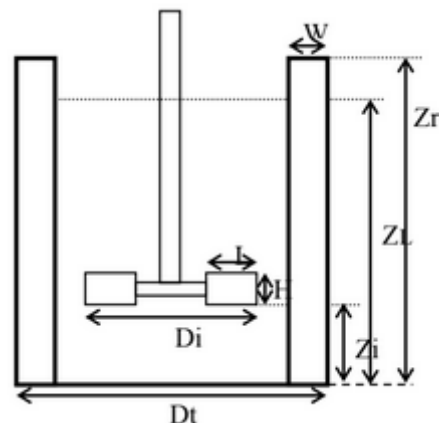
5) Perancangan Pengaduk Reaktor

Komponen	Massa	Fraksi Massa (x)	μ (cp)
Pati	16,200.0	0.29	1.964
Dekstrin		0	1,964
Enzim Alfa Amilase	16.2	0.0003	110
Air	37,800.0	0.69	0,279
Total	54,016.2	1	

Diperoleh:

$$\mu \text{ campuran} = 0,817 \text{ cP}$$

$$\rho \text{ campuran} = 450,55 \text{ Kg/L}$$



$$\text{Jenis Pengaduk} = 6 \text{ flat blade turbine impeller}$$

Diperoleh spesifikasi pengaduk sebagai berikut:

- Diameter dalam tangki (D_t) = 3,95 m

- Diameter pengaduk (D_i) = 1,32 m
- Jarak pengaduk (Z_i) = 1,71 m
- Tinggi pengaduk (H) = 5,13 m
- Lebar pengaduk (L) = 0,33 m
- Lebar *baffle* (W) = 0,67 m
- Tinggi cairan dalam reaktor (Z_l) = 2,63 m

6) Menghitung Jumlah Impeller

WELH (*Water Equivalen Liquid High*)

$$S_g = \rho_{\text{cairan}} / \rho_{\text{air}} = 0,45$$

$$WELH = h_{\text{cairan}} \times S_g = 1,18 \text{ m}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = 1$$

7) Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

Digunakan persamaan:

$$N = \frac{600}{\pi D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2 D_i}} \quad (\text{Eq 8-8, P.345, Ras 1977})$$

Keterangan :

WELH : *Water Equivalen Liquid High*

D_i : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

Sehingga didapatkan $N = 97,37$ rpm atau 1,6229 rps

8) Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{N D_i^2 \rho}{\mu}$$

$$Re = 54905,85$$

Karena $NRe > 10000$, maka sesuai untuk digunakan baffle (Perry 6ed. Hal 19-8). Dari buku McCabe hal 253, power number bukan fungsi viskositas. Dan jika $Nre > 10000$, maka $Np = KT$ dengan menggunakan fig. 477 G.G. Brown pg. 507, 1978 diperoleh

$$KT = 5,75$$

$$NT = 5,75$$

9) Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{Np \times \rho \times Ni^3 \times Di^5}{gc}$$

Dimana :

$$Np = 5,75$$

$$\rho = 0,45 \text{ kg/m}^3$$

$$Ni = 1,62 \text{ rps}$$

$$Di = 51,85 \text{ m}$$

$$Gc = 32,174$$

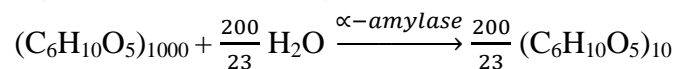
$$P = 17,3 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor sebesar 88% (Fig. 14,38. Peter)

$$\begin{aligned} \text{daya motor} &= \frac{P}{\text{efisiensi}} \\ &= 20,36 \text{ Hp} \end{aligned}$$

D. Menghitung Neraca Panas Reaktor

1) Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)



Reaktan yang bereaksi :

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \text{ (pati)} : 0,15 \text{ kmol/jam}$$

Produk yang dihasilkan :

$$(C_6H_{10}O_5)_{10} \text{ (dekstrin)} : 0,8621 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_{f298K} (C_6H_{10}O_5)_{1000} : -195,09 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f298K} (C_6H_{10}O_5)_{10} : -249,48 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_R = \left(\sum n_1 \Delta H_f \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_1 \Delta H_f \right)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R = -344,68 \text{ KJ/jam}$$

Panas Masuk Reaktor

Komponen	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol)	n (kmol/jam)	Qin (kJ/Jam)
Pati	88.18	0,15	13,23
Air	5265.63	1,30	6867,97
Total		1,45	6881,20

Panas Keluar Reaktor

Komponen	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol)	n (kmol/jam)	Qout (kJ/Jam)
Pati	88.18	0.0075	0.66
Enzim α -amilase			0
Dekstrin	85.27	1.2391	105.64
Maltosa	0	1.10	0
Glukosa	87.86	0.90	79.10
Air	5265.64	0.06	343.32
Total			528,72

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = \text{mol reaktan yang bereaksi} \times Cp \, dT \text{ reaktan}$$

$$= -344,67 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = \text{mol produk yang bereaksi} \times Cp \, dT \text{ produk}$$

$$= -1161,47 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{Reaksi}} = \Delta H_R + (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}})$$

$$= (-1161,47 - (-344,67)) \text{ kJ}$$

$$= -816,79 \text{ kJ}$$

Karena ΔH_R bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis

2) Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 45°C .

$$T_{in} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{out} = 45^\circ\text{C} = 318 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air} = 4,1915 \text{ kJ/Kg.K}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= \frac{q}{C_p (T_{out} - T_{in})} \\ &= 88,28 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

2. Reaktor 2 (Reaktor Sakarifikasi)

Fungsi : Mengubah dekstrin menjadi glukosa sebanyak 15664,69 kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim glukoamilase

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan koil pendingin.

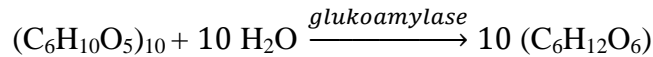
Kondisi operasi :

- Temperatur : 60°C
- Tekanan : 1 atm
- pH : 4,2
- Reaksi : Eksotermis

Komponen	Massa (Kg/Jam)	ρ (Kg/L)	Fv (L/Jam)	BM (Kg/Kmol)	Kmol/Jam
Dekstrin	15664.69	1500	10.44	1620	0.8261
Maltosa	378.11	1.54	582.29	0.3423	1104.62
Enzim Glukoamilase	27.54	1.04	26.48	36000	0.00077
Air	37811.34	0.98	37055.11		
D-Glukosa	162.05	1.54	249.55	180.16	0.89
Total	54043.74		37674.33		1.7263

A. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Reaksi



1) Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi sakarifikasi ini adalah $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ (Pati) maka $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ adalah senyawa A.

$$C_{A0} = \frac{\text{molA}}{\Sigma Fv} = 0,0741 \text{ kmol/L}$$

2) Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Persamaan Michaelis Menten untuk reaksi enzimatis:

$$r = \frac{V_{max} \times C_A}{K_M + C_A}$$

Dimana :

- r : laju reaksi
K_M : Konstanta Michaelis Menten (0,0186)
C_A : Konsentrasi Pati (0,0741 kmol/m³)
V_{max} : Kecepatan reaksi maksimum (5,8646 Kg/L)

Asumsi :

- Reaksi orde 1 karena nilai C_A dan K_M sangat kecil.
- Reaksi *irreversible*
- Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi di dalam reaktor.

Persamaan untuk menghitung laju alir dari reaktor ini dengan menggunakan persamaan:

$$r_p = E_f \frac{V_{max} C_A}{K_M + C_A}$$

Dimana :

- E_f = 1 (grafik *thiele modulus vs effectiveness factor*)

$$\begin{aligned}
 V_{\text{Max}} &= 5,86 \text{ Kg/L} \\
 K_M &= 0,0186 \\
 C_A &= 0,0741 \text{ kmol/m}^3 \\
 \text{Sehingga, } r_p &= 1,69\text{E-}01
 \end{aligned}$$

B. Optimasi Reaktor

1) Menghitung Jumlah Reaktor

Untuk menghitung jumlah reaktor dilakukan cara trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan volume reaktor yang sama sehingga diperoleh dari perhitungan dengan menggunakan excel adalah sebagai berikut :

- Jika menggunakan satu reaktor

$$\begin{aligned}
 V_1 &= 4226,16 \text{ gallon} \\
 t &= 1,4 \text{ jam} \\
 X_1 &= 97 \%
 \end{aligned}$$
- Jika menggunakan dua reaktor

$$\begin{aligned}
 V_1 = V_2 &= 91081,31 \text{ gallon} \\
 t &= 30,74 \text{ jam} \\
 X_1 &= 81\% \\
 X_2 &= 97\%
 \end{aligned}$$
- Jika menggunakan tiga reaktor

$$\begin{aligned}
 V_1 = V_2 = V_3 &= 48827,27 \text{ gallon} \\
 t &= 16,48 \text{ jam} \\
 X_1 &= 65\% \\
 X_2 &= 89\% \\
 X_3 &= 97\%
 \end{aligned}$$
- Jika menggunakan empat reaktor

$$\begin{aligned}
 V_1 = V_2 = V_3 = V_4 &= 35786,28 \text{ gallon} \\
 t &= 12,08 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

X_1	= 53%
X_2	= 78%
X_3	= 91%
X_4	= 97%

2) Menghitung Harga Reaktor

Kondisi operasi

T = 60°C

P = 1 atm

Bahan konstruksi reaktor dipilih Stainless Steel SA-304 Grade D Type 430, maka basis harga reaktor dari pada volume 1000 gallon sebesar \$12000.

$$E_b = E_a \times \left(\frac{C_b}{C_a}\right)^{0,6}$$

Keterangan :

E_a = harga reaktor basis

E_b = harga reaktor perancangan

C_a = kapasitas reaktor basis

C_b = kapasitas reaktor perancangan

- Jika menggunakan satu reaktor

$$E_b = \$28493,71$$

- Jika menggunakan dua reaktor

$$E_b = \$179820,34$$

- Jika menggunakan tiga reaktor

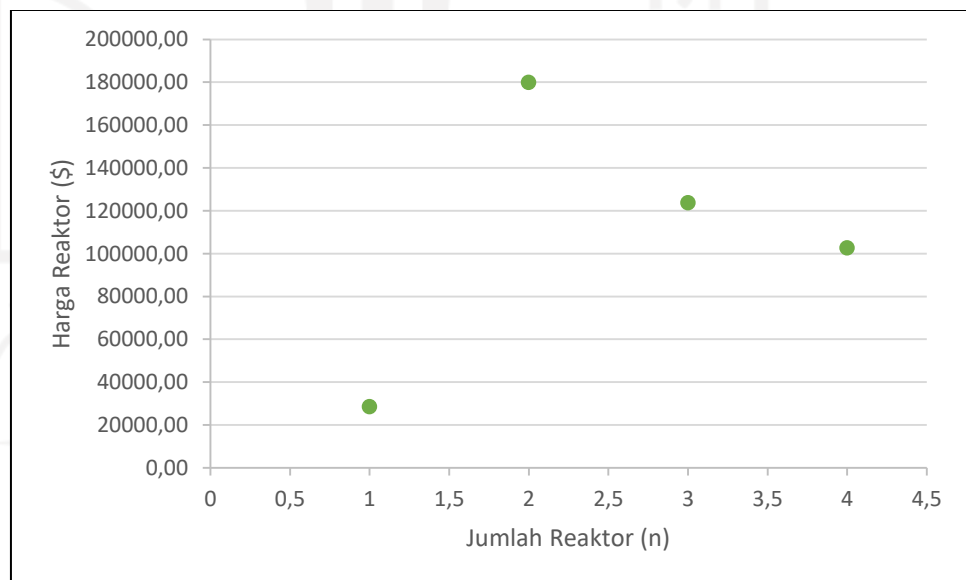
$$E_b = \$123702,56$$

- Jika menggunakan empat reaktor

$$E_b = \$102662,35$$

3) Penentuan Jumlah Reaktor

Jumlah Reaktor	Konversi Setiap Reaktor		Volume Reaktor (gallon)	Volume Total Reaktor (gallon)	Harga Tiap Unit (dollar)	Harga Total Unit (dollar)	t (jam)
	X ₁	X ₂					
1	X ₁	0,97	4226,16	4226,16	28493,7	28493,7	1,4
2	X ₁	0,81	91081,31	182162,62	179820,3	359640,67	30,74
	X ₂	0,97					
3	X ₁	0,65	48827,27	146481,81	123702,5	371107,69	16,48
	X ₂	0,89					
	X ₃	0,97					
4	X ₁	0,53	35786,28	143145,13	102662,3	410649,39	12,08
	X ₂	0,78					
	X ₃	0,91					
	X ₄	0,97					



Dari data diatas, reaktor yang optimum dan sesuai dengan kebutuhan proses adalah sebanyak 1 buah.

E. Perancangan Reaktor

Volume cairan dalam reaktor sebesar :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{cairan}} &= 4226,16 \text{ gallon} \\
 &= 15997,7 \text{ liter} \\
 &= 15,99 \text{ m}^3 \\
 &= 564,95 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Volume reaktor setelah *overdesign* 20%

$$\begin{aligned}
 V_{\text{reaktor}} &= 5071,39 \text{ gallon} \\
 &= 19197,29 \text{ liter} \\
 &= 19,19 \text{ m}^3 \\
 &= 677,94 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

C. Perancangan Reaktor

1) Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Reaktor yang digunakan adalah jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) berbentuk silinder tegak. Perbandingan diameter dan tinggi reaktor adalah 1 : 1.

(D : H = 1 : 1) (P.43, Brownell & Young)

Dengan menggunakan persamaan

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot \text{Volume shell}}{\pi}}$$

Maka didapatkan dimensi reaktor sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter} &: 3,32 \text{ m} \\
 &: 130,81 \text{ in} \\
 &: 117,34 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Agar mendapatkan nilai ekonomis, maka tinggi reaktor dirancang mendekati kelipatan 6 ft atau 8 ft).

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga tinggi} &= 160,76 \text{ ft} \\
 &= 4,98 \text{ m}
 \end{aligned}$$

2) Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Persamaan yang digunakan

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Eq. 13,1, P.254, Brownell \& Young})$$

Dimana

t_s : tebal dinding *shell*, in

P : Tekanan design = 16,22 psi

r_i : jari-jari reaktor = 65,40 in

E : Efisiensi sambungan las = 0,8

f : Tekanan maksimal yang diizinkan = 17500 psi

C : korosi yang diizinkan = 0,125 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* = 0,2 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* standar = 0,25 in

= ¼

ID *Shell* = 130,81 in

OD *Shell* = 131,31 in

3) Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi = *Stainless Steel SA 167 Grade 11*

Bentuk *head* = *Torispherical Flangd & Dished Head*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head*, antara lain:

- *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi yang sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

- *Flanged & Standard Dished Head*

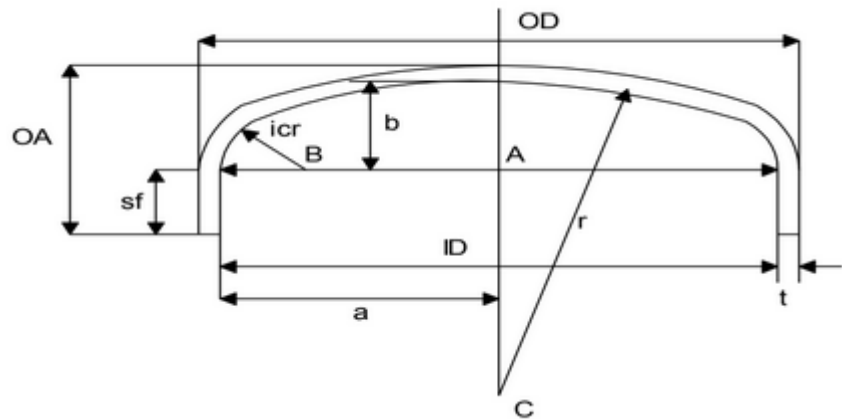
Umumnya digunakna untuk tekanan operasi rendah, harga murah dan untuk diameter kecil.

- *Elliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya mahal.

- *Torispherical Flangd & Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harga yang ekonomis.



Keterangan :

- ID : diameter dalam head
- OD : diameter luar head
- a : jari-jari dalam head
- t : tebal head
- r : jari-jari luar head
- icr : inside corner head
- b : deep of dish
- sf : straight of flanged
- OA : tinggi head

Tebal head dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$t_h = \frac{P.r.w}{f.E-0,1P} + C \quad (\text{Eq. 7.77, P.138, Brownell \& Young})$$

Dimana nilai w diperoleh berdasarkan persamaan berikut:

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) \quad (\text{Eq. 7.76 P.138, Brownell \& Young})$$

Sehingga diperoleh:

- w (*stress intensification factor for torispherical dished head*) sebesar in
- Tebal head standart sebesar 0,1875 in (3/16")

4) Menentukan Ukuran Head

$$ID = 130,81 \text{ in}$$

$$icr = 11 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = 89,81 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 78,81 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 159 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 138,09 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 31,9 \text{ in}$$

$$Sf \text{ (straight of flange)} = 2 \text{ in (Eq 5.4, P.87, Brownell \& Young)}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi head total (OA)} &= sf + b + t_h \\ &= 2,1875 \text{ in} \\ &= 0,05 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Volume head total (V}_{head}) = V_{head} + V_{sf}$$

Persamaan volume head untuk *Torispherical Dished Head* adalah:

$$V_h = 0,000049 \times ID^3 \quad (\text{Eq 5-11, P.88, Brownell \& Young})$$

$$\begin{aligned} V_h &= 109,68 \text{ ft}^3 \\ &= 189527,04 \text{ in}^3 \\ &= 3,10 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{sf} &= \frac{1}{4} D^2 S_f \\ &= 0,1079 \text{ ft}^3 \\ &= 186,57 \text{ in}^3 \\ &= 0,003 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh:

$$\text{Volume head total} = 109,79 \text{ ft}^3$$

$$= 189717,12 \text{ in}^3$$

$$= 0,10 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = V_{\text{shell}} + 2 V_{\text{head}}$$

$$= 22,13 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi reaktor} = 2 \text{ OA} + \text{Tinggi shell}$$

$$= 4,98 \text{ m}$$

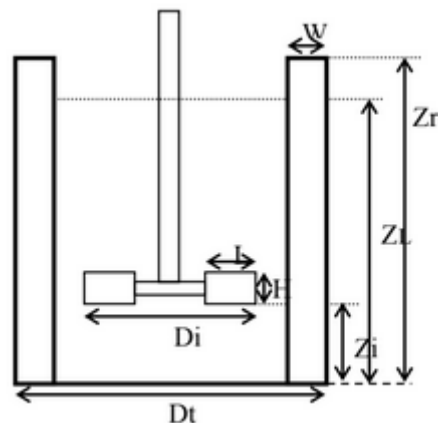
5) Perancangan Pengaduk Reaktor

Komponen	Massa	Fraksi Massa (x)	μ (cp)
Dekstrin	15664,7	0,2899	1,964
Maltosa	378,1	0,007	
Enzim Glukoamilase	27,5	0,0005	110
Air	37811,3	0,69	0,279
D-Glukosa	162,05	0,003	1,964
Total	54037,7	1	114,207

Diperoleh:

$$\mu \text{ campuran} = 0,84 \text{ cP}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1,5 \text{ Kg/L}$$



$$\text{Jenis Pengaduk} = 6 \text{ flat blade turbine impeller}$$

Diperoleh spesifikasi pengaduk sebagai berikut:

- Diameter dalam tangki (D_t) = 3,32 m
- Diameter pengaduk (D_i) = 1,10 m
- Jarak pengaduk (Z_i) = 1,44 m
- Tinggi pengaduk (H) = 4,32 m
- Lebar pengaduk (L) = 0,27 m
- Lebar *baffle* (W) = 0,56 m
- Tinggi cairan dalam reaktor (Z_l) = 2,22 m

6) Menghitung Jumlah Impeller

WELH (*Water Equivalen Liquid High*)

$$S_g = \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} = 0,4347$$

$$\text{WELH} = h_{\text{cairan}} \times S_g = 0,96 \text{ m}$$

$$\Sigma \text{ impeller} = 1$$

7) Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

Digunakan persamaan:

$$N = \frac{600}{\pi D_i} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 D_i}} \quad (\text{Eq 8-8, P.345, Ras 1977})$$

Keterangan :

WELH : *Water Equivalen Liquid High*

D_i : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

Sehingga didapatkan $N = 113,75 \text{ rpm}$

8) Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{N D_i^2 \rho}{\mu}$$

$$Re = 36501,43$$

Karena $NRe > 10000$, maka sesuai untuk digunakan baffle (Perry 6ed. Hal 19-8). Dari buku McCabe hal 253, power number bukan fungsi viskositas. Dan jika $Nre > 10000$, maka $Np = KT$ dengan menggunakan fig. 477 G.G. Brown pg. 507, 1978 diperoleh

$$KT = 5,75$$

$$NT = 5,75$$

9) Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{Np \times \rho \times Ni^3 \times Di^5}{gc}$$

Dimana :

$$Np = 5,75$$

$$\rho = 0,43 \text{ kg/m}^3$$

$$Ni = 1,89 \text{ rps}$$

$$Di = 1,01 \text{ m}$$

$$Gc = 32,174$$

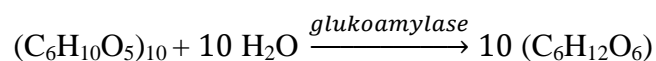
$$P = 3,54 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor sebesar 88% (Fig. 14,38. Peter)

$$\begin{aligned} \text{daya motor} &= \frac{P}{\text{efisiensi}} \\ &= 4,17 \text{ Hp} \end{aligned}$$

D. Menghitung Neraca Panas Reaktor

1) Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)



Reaktan yang bereaksi :

$$(C_6H_{10}O_5)_{10} \text{ (dekstrin)} : 0,83 \text{ kmol/jam}$$

Produk yang dihasilkan :

$$(C_6H_{12}O_6) \text{ (glukosa)} : 8,01 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_{f298K} (C_6H_{10}O_5)_{00} : 38060,09 \text{ Kj/kmol}$$

$$\Delta H_{f298K} (C_6H_{12}O_6) : -1271 \text{ Kj/kmol}$$

$$\Delta H_R = \left(\sum n_1 \Delta H_f \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_1 \Delta H_f \right)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R = -5.12E + 05 \text{ Kj/jam}$$

Panas Masuk Reaktor

Komponen	$\int Cp \cdot dT$ (KJ/Kmol)	n (kmol/jam)	Qin (kJ/Jam)
Dekstrin	42,63	0,83	3.52E+01
Air	2336,22	2100,63	4,91E+06
Total			4.96E+06

Panas Keluar Reaktor

Komponen	$\int Cp \cdot dT$ (KJ/Kmol)	n (kmol/jam)	Qout (kJ/Jam)
Glukosa	43,93	8,01	3.52E+02
Air	2634,16	2102,16	5.54E+06
Total			5.54E+06

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = \text{mol reaktan yang bereaksi} \times Cp \, dT \text{ reaktan}$$

$$= 3,14E+04 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = \text{mol produk yang bereaksi} \times Cp \, dT \text{ produk}$$

$$= -4,80E+05 \text{ kJ}$$

$$\Delta H_{\text{Reaksi}} = (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}})$$

$$= (-4,80E+05 - 3,14E+04) \text{ kJ}$$

$$= -5,12E+05 \text{ kJ}$$

Karena ΔH_R bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis

2) Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50°C.

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{out} = 50^{\circ}\text{C} = 323 \text{ K}$$

$$C_p \text{ air} = 4,1915 \text{ kJ/Kg.K}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air pendingin} &= \frac{q}{C_p (T_{out} - T_{in})} \\ &= 834,43 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$



3. Reaktor 3 (Fermentor)

Fungsi : Mengubah glukosa menjadi biobutanol sebanyak 16204,86 kg/jam melalui proses fermentasi dengan bantuan bakteri *Clostridium Acetobutylicum*.

Jenis : *Batch Stirred Tank Reactor*.

Kondisi operasi :

- Temperatur : 35°C
- Tekanan : 1 atm
- pH : 6
- Reaksi : Endotermis

Data :

Komponen	Massa (Kg)	Fraksi Massa (%)	Densitas (Kg/m ³)	Densitas Campuran
Glukosa	16204,86	0,5055	1560	7,89E+02
Clostridium Acetobutylicum	40,51	0,0013		
Biobutanol	9259,86	0,2889	798	2,31E+02
Asam Butirat	203,06	0,0063	943	5,97E+00
Aseton	4629,93	0,1444	774	1,12E+02
Etanol	1350,39	0,0421	778	3,28E+01
Gas Karbondioksida	406,13	0,0127	1,87	2,37E-02
Gas Hidrogen	203,06	0,0063	0,084	5,31E-04
Total	16245,372	1		1,17E+03

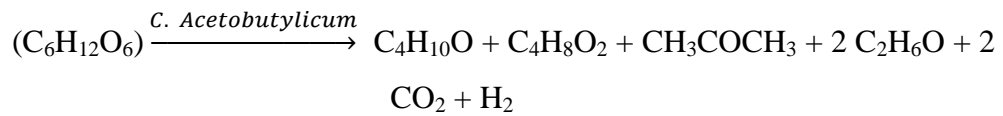
Densitas Campuran (ρ) = 1,17E+03 kg/m³

Laju alir massa (W) = 16245,37 kg/jam

Konversi (X) = 0,95

Waktu tinggal (τ) = 18 jam

Reaksi



Laju alir volumetric umpan, Q_f

$$Q_f = \frac{w}{\rho}$$

$$= 27,40 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kinetika reaksi di Fermentor



Data untuk fermentasi biobutanol didapatkan dari “*Modelling Bioreactors*” R.Miller & M.Melick, Chemical Engineering p.113., 1987 dan Plos One, *Kinetics Study of Acetone-Butanol-Ethanol Fermentation in Continous Culture*, (Edward and Ali.2016)

- *Product concentration at which all metabolism ceases*, $C_p^* = 128 \text{ gr/dm}^3$
- *Empirical constant*, $n = 0,78$
- *A maximum specific growth reaction rate*, $\mu_{\max} = 0,34 / \text{jam}$
- *Parameter analogous to the Michaelis constant*, $K_s = 9,54 \text{ g/dm}^3$
- *Cell maintenance*, $m = 0,03 \text{ gr substrat/gr cell}$
- *Yield coefficient pembentukan sel*, $Y'_{c/s} = 0,04 \text{ gr/gr}$
- *Yield coefficient pembentukan produk*, $Y'_{p/s} = 0,388 \text{ gr/gr}$

$$Y_{p/s} = \frac{\text{butanol terbentuk}}{\text{glukosa bereaksi}}$$

$$Y_{p/s} = 0,38 \text{ g/g}$$

$$Y_{p/c} = \frac{Y_{p/s}}{Y'_{c/s}}$$

$$Y_{p/c} = 9,69 \text{ g/g}$$

Konstanta Deaktivasi (Kd)

$$K_d = 0,01 / \text{jam}$$

Glukosa terbentuk

$$\text{Glukosa masuk fermentor} = 16204,86 \text{ kg/jam}$$

$$N_{S0} \text{ Glukosa} = 90,03 \text{ kmol/jam}$$

$$C_{S0} \text{ Glukosa} = 3,29 \text{ kmol/m}^3$$

Konsentrasi Substrat, Cs

$$C_s = 591,36 \text{ gr/dm}^3$$

Konsentrasi Sel Mula-Mula, Cc0

$$C_{c0} = 1,478 \text{ gr/dm}^3$$

Kecepatan Spesifik Pertumbuhan Sel

$$\mu = \mu_{Max} \frac{C_s}{K_s + C_s} \quad (\text{Eq. 12-27 Fogler})$$

$$= 0,335 / \text{jam}$$

Kecepatan Degradasi Sel

$$\begin{aligned} R_d &= K_d / C_c \\ &= 0,10 / \text{jam} \times 1,478 \text{ gr/dm}^3 \\ &= 0,015 \text{ gr/dm}^3 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Kecepatan Konsumsi Substrat Selama *Maintenance*

$$\begin{aligned} r_{sm} &= m \cdot C_c \\ &= 0,03 \text{ gr substrat/gr cell.jam} \times 1,478 \text{ gr/dm}^3 \\ &= 0,044 \text{ gr/dm}^3 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Substrat dikonsumsi/jam} = 0,044$$

$$\begin{aligned} C_c \text{ terbentuk} &= Y'_{c/s} \times \text{substrat yang dikonsumsi} \\ &= 0,002 \text{ gr/dm}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_c &= 1,478 \text{ gr/dm}^3 + 0,002 \text{ gr/dm}^3 \\ &= 1,48 \text{ gr/dm}^3 \end{aligned}$$

Kecepatan Pertumbuhan Sel

K_{obs} = faktor inhibisi

$$\begin{aligned} K_{obs} &= \left[1 - \frac{C_c - C_{c0}}{C_p} \right]^n \\ &= 1 \end{aligned}$$

Monod Equation

$$r_g = \mu \cdot C_c$$

Keterangan

$$r_g = \text{cell growth, gr/dm}^3 = 0,495$$

$$C_c = \text{cell concentration, gr/dm}^3 = 1,48$$

$$\mu = \text{specific growth, rate/s} = 0,335$$

$$= 4,794 \text{ /jam} \times \text{gr/dm}^3$$

$$= 4,794 \text{ gr/dm}^3 \cdot \text{jam}$$

Kecepatan Produksi Biobutanol

$$r_p = \frac{dC_p}{dt}$$

$$= Y_{p/c} \times r_g$$

$$= 9,69 \text{ g/g} \times 0,495 \text{ gr/dm}^3 \cdot \text{jam}$$

$$= 4,794 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}$$

A. Optimasi Reaktor

1) Menghitung Volume Reaktor

Biobutanol terbentuk = 9259,86 kg/jam

$$V = \frac{9259,86 \text{ kg/jam}}{\left(\frac{100}{4,794}\right) \text{ kg/m}^3 \cdot \text{jam}}$$

$$= 19,316 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan (*over design*) = 20%, maka kapasitas desain reaktor

$$V_R = (1 + \text{Over design}) \times V$$

$$= (1 + 0,20) \times 19,316 \text{ m}^3$$

$$= 23,18 \text{ m}^3$$

2) Optimasi Jumlah Reaktor

Untuk menghitung jumlah reaktor digunakan rumus:

Jumlah reaktor (n)

$$= \frac{\text{waktu pengisian} + \text{reaksi} + \text{pengosongan} + \text{pembersihan}}{\text{waktu pengisian}}$$

Diasumsikan waktu pengisian, pengosongan dan pembersihan adalah 3 jam berdasarkan waktu reaksi yang digunakan yakni 18 jam.

Waktu pengisian = 3 jam

Waktu reaksi = 18 jam

Waktu pengosongan = 3 jam

Waktu pembersihan = 3 jam

Jumlah Reaktor (n) = $\frac{(3+18+3+3) \text{ jam}}{3 \text{ jam}} = 9$ buah reaktor

Fv = 28,3 m³

$$\begin{aligned}
 t &= 3 \text{ jam} \\
 \text{Volume Reaktor (V)} &= Fv.t \\
 &= 28,3 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 3 \text{ jam} \\
 &= 84,81 \text{ m}^3 \\
 \text{Harga Reaktor} &= \$ 7592522 / 9 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan dengan waktu 1,2,3,6, dan 9 jam untuk waktu pengisian, pengosongan dan pembersihan dengan mengambil harga reaktor dari www.matche.com/equipcost/reactor untuk mempertimbangkan jumlah reaktor yang digunakan. Maka didapatkan hasil sebagai berikut:

Waktu (jam)	Jumlah Reaktor	Harga Reaktor (\$)
1	21	36506185,17
2	12	7933879,44
3	9	7592522
6	6	13293891,73
9	5	17307499,14

Dipilih waktu pengisian, pengosongan dan pembersihan selama 3 jam karena harga reaktor lebih ekonomis dengan waktu 3 jam.

Penjadwalan reaktor:

Reaktor	Waktu (Jam)																	
	3	6	9	12	15	18	21	24	27	30	33	36	39	42	45	48	51	54
1	Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Light Green	Light Blue	Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange
2		Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Light Green	Light Blue	Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange
3			Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Light Green	Light Blue	Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange
4				Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Light Green	Light Blue	Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange
5					Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Light Green	Light Blue	Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange
6						Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Light Green	Light Blue	Dark Red	Orange	Orange	Orange
7							Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Light Green	Light Blue	Dark Red	Orange	Orange
8								Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Light Green	Light Blue	Dark Red	Orange
9									Dark Red	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Orange	Light Green	Light Blue

Keterangan	
Dark Red	Waktu Pengisian
Orange	Waktu Reaksi
Light Green	Waktu Pengosongan
Light Blue	Waktu Pembersihan

3) Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Diameter Tangki, Dt

$$V_R = V_{liquid} + V_{elipsoidal}$$

$$\text{Dimana : } V_L = \frac{\pi \cdot Dt^2}{4} H_L, \text{ dengan } H_L = 1,050 Dt$$

$$V_E = \frac{\pi \cdot Dt^2}{6} H_E, \text{ dengan } H_E = 0,25 Dt$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_R &= \frac{\pi \cdot Dt^2}{4} 1,050Dt + \frac{\pi \cdot Dt^2}{6} 0,25Dt \\ &= 0,304\pi Dt^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dt &= \left[\frac{V_R}{\pi} \right]^{\frac{1}{3}} \\ &= 2,895 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Tangki, Hr

$$V_R = V_S + 2V_E$$

Keterangan :

$$V_R = \text{volume silinder, } V_S = \frac{\pi}{4} Dt^2 \cdot H_S$$

$$V_E = \text{volume elipsoidal, } V_E = \frac{\pi}{6} Dt^2 \cdot H_E$$

$$H_S = \text{tinggi silinder}$$

$$H_E = \text{tinggi elipsoidal} = \frac{1}{4} Dt$$

$$V_R = \left(\frac{\pi}{4} Dt^2 \cdot H_S \right) + \left(\frac{\pi}{6} Dt^2 \cdot H_E \right)$$

$$H_S = 2,558 \text{ m}$$

$$H_E = 0,724 \text{ m}$$

$$H_R = H_S + H_E$$

$$= 2,558 \text{ m} + 0,724 \text{ m}$$

$$= 4,005 \text{ m}$$

Berdasarkan gambar 1.1 Holland & Chapman, dipilih pengaduk *Flat Blade Turbine*. Dari hal 159-161, Holland & Chapman, dipilih konfigurasi tangki Brooks and Shu dengan jaket untuk mempertahankan temperature. Dengan spesifikasi diameter tangki sebesar 2,895 m.

4) Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

$$t = \frac{P \cdot D_a}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2P} + C$$

Keterangan :

t : tebal dinding tangki, m

P : Tekanan design = 14,696 psi = 1 atm

Da : diameter tangki = 2,895 m

E : Efisiensi sambungan las = 0,85

S : Tekanan maksimal yang diizinkan = 13700 psi = 931,973 atm
(Peter, Tb.4, p. 570)

C : korosi yang diizinkan = 0,011 m (Peter, Tb.6, p. 571)

Sehingga,

$$t = 0,313 \text{ m}$$

5) Perancangan Pengaduk Reaktor

Diameter Pengaduk, Di

$$\begin{aligned} D_i &= 0,3 D_t \\ &= 0,3 \times 2,895 \text{ m} \\ &= 0,869 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Liquid, H_L

$$\begin{aligned} H_L &= 1,05 D_t \\ &= 1,05 \times 2,895 \text{ m} \\ &= 3,040 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar Baffle, Wb

$$\begin{aligned} W_b &= 0,01 D_t \\ &= 0,01 \times 2,895 \text{ m} \\ &= 0,029 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi Dasar Pengaduk dari Dasar Tangki, Hi

$$\begin{aligned} H_i &= 0,3 D_t \\ &= 0,3 \times 2,895 \text{ m} \\ &= 0,869 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar Blade, q

$$\begin{aligned}q &= 0,06 Dt \\ &= 0,06 \times 2,895 \text{ m} \\ &= 0,174 \text{ m}\end{aligned}$$

Panjang Daun Impeller, L

$$\begin{aligned}L &= 0,25 Di \\ &= 0,25 \times 0,869 \text{ m} \\ &= 0,217 \text{ m}\end{aligned}$$

Panjang Lilitan Koil, Lc

$$\begin{aligned}Lc &= 0,65 Dt \\ &= 0,65 \times 2,895 \text{ m} \\ &= 1,882 \text{ m}\end{aligned}$$

Diameter Lilitan Koil, Dc

$$\begin{aligned}Dc &= 0,7 Dt \\ &= 0,7 \times 2,895 \text{ m} \\ &= 2,027 \text{ m}\end{aligned}$$

Tinggi Koil dari Dasar Tangki, Hc

$$\begin{aligned}Hc &= 0,15 Dt \\ &= 0,15 \times 2,895 \text{ m} \\ &= 0,434 \text{ m}\end{aligned}$$

Posisi Baffle dari Dinding Tangki, Rb

$$\begin{aligned}r_B &= Dt/48 \\ &= \frac{2,895 \text{ m}}{48} \\ &= 0,06 \text{ m}\end{aligned}$$

Diameter Luar, OD

$$\begin{aligned}OD &= ID + 2t \\ &= 2,895 \text{ m} + (2 \times 0,3 \text{ m}) \\ &= 2,921 \text{ m}\end{aligned}$$

6) Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

$$\frac{NDi}{(\tau \cdot g \cdot \frac{gc}{\rho})^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \frac{Dp}{Di}$$

Keterangan :

Di = diameter pengaduk = 0,869 m

S = konstanta = 7,5

Dp = diameter partikel = 0,005 cm

V = viskositas kinematika = 0,009 cm²/s

g = gravitasi = 980 cm²/s

B = (berat *solid*/berat *liquid*) × 100 = 54,31

ρ = densitas campuran = 1169,75 kg/m³

Δρ = densitas campuran – 1000 = 169,75 kg/m³

Maka :

$$N = \frac{S \cdot V^{0,1} Dp^{0,2} \left(g \left(\frac{\Delta \rho}{\rho} \right) \right)^{0,45} B^{0,13}}{Di^{0,85}}$$

= 0,57 rps

7) Menghitung Bilangan Reynold

Nilai Reynold Number, N_{RE}

$$N_{RE} = \frac{\rho N D i^2}{\mu}$$

$$= 253742,03$$

Karena N_{Re} > 10000, maka sesuai untuk digunakan baffle (Perry 6ed. Hal 19-8). Dari buku McCabe hal 253, power number bukan fungsi viskositas. Dan jika N_{re}>10000, maka N_p = KT dengan menggunakan fig. 477 G.G. Brown pg. 507, 1978 diperoleh

$$KT = 6,3$$

$$NT = 6,3$$

8) Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{Np \times \rho \times Ni^3 \times Di^5}{gc}$$

Dimana :

$$Np = 6,3$$

$$\rho = 73,048 \text{ kg/m}^3$$

$$Ni = 0,57 \text{ rps}$$

$$Di = 2,895 \text{ m}$$

$$Gc = 32,172 \text{ ft/s}^2$$

$$P = 0,92 \text{ Hp}$$

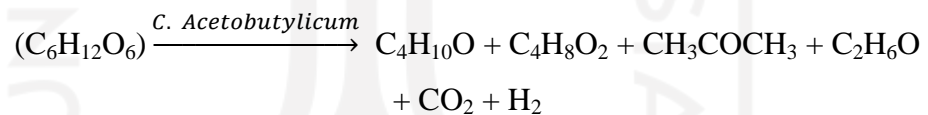
Efisiensi motor sebesar 88% (Fig. 14,38. Peter)

$$\text{daya motor} = \frac{P}{\text{efisiensi}}$$

$$= 1,058 \text{ Hp}$$

B. Menghitung Neraca Panas Reaktor

1) Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)



Reaktan yang bereaksi :

$$(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) \text{ (pati)} : 8,01 \text{ kmol/jam}$$

Produk yang dihasilkan :

$$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{O} : 124,93 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2 : 2,3 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{CH}_3\text{COCH}_3 : 79,72 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{C}_2\text{H}_6\text{O} : 29,31 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{CO}_2 : 9,23 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{H}_2 : 101,53 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_{f298K} \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 : -1271 \text{ Kj/kmol}$$

$$\Delta H_{f298K} \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O} : -332,8 \text{ Kj/kmol}$$

$$\Delta H_{f298K} \text{ C}_4\text{H}_8\text{O}_2 \quad : -533,9 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f298K} \text{ CH}_3\text{COCH}_3 \quad : -248,4 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f298K} \text{ C}_2\text{H}_6\text{O} \quad : -278 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f298K} \text{ CO}_2 \quad : -393,5 \text{ KJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f298K} \text{ H}_2 \quad : -$$

$$\Delta H_R = \left(\sum n_1 \Delta H_f \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_1 \Delta H_f \right)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_R = 6,42E + 04 \text{ KJ/jam}$$

Panas Masuk Reaktor

Komponen	$\int \text{Cp.dT}$ (KJ/Kmol)	n (kmol/jam)	Qin (kJ/Jam)
Glukosa	12,55	8,01	100,54
Clostridium Acetobutylicum	-	-	-
Total			100,54

Panas Keluar Reaktor

Komponen	$\int \text{Cp.dT}$ (KJ/Kmol)	n (kmol/jam)	Qout (kJ/Jam)
Biobutanol	1608,70	124,93	2,01E+05
Asam Butirat	1829,33	2,3	4,22E+03
Aseton	1284,36	79,72	1,02E+05
Etanol	1080,08	29,31	3,17E+04
Gas CO ₂	386,13	9,23	3,56E+03
Gas H ₂	287,99	101,53	2,92E+04
Total			3,72E+05

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{reaktan}} &= \text{mol reaktan yang bereaksi} \times \text{Cp dT reaktan} \\ &= -74387,52 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{produk}} &= \text{mol produk yang bereaksi} \times \text{Cp dT produk} \\ &= -10180,71 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{Reaksi}} &= (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}) \\
 &= (-10180,71 - (-74387,52)) \text{ kJ} \\
 &= 6,42\text{E}+04 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Karena ΔH_R bernilai negatif maka reaksi bersifat endotermis

2) Kebutuhan *Steam*

Steam yang digunakan memiliki suhu 340°C

Specific enthalpy of saturated steam = 2622,07 kJ/Kg.K

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan pemanas} &= \frac{Q}{C_p (T_{\text{out}} - T_{\text{in}})} \\
 &= 1,66\text{E}+02 \text{ Kg/Jam}
 \end{aligned}$$

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Putri Lalita Nur Hidayah

No. MHS : 18521103







2. Nama Mahasiswa : Fitrah Hardhana




No. MHS : 18521096

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK BIOBUTANOL DARI
CASSAVA KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	21 Desember 2021	Perkenalan mahasiswa dan pembuatan grup	
2.	27 Desember 2021	Penentuan kapasitas pabrik	
3	16 Maret 2022	Persetujuan Luaran tahap 1, 2, dan 3	
4.	24 April 2022	Revisi Luaran tahap 4	
5.	8 Mei 2022	Persetujuan luaran tahap 4	
6.	27 Juni 2022	Persetujuan revisi luaran 2-5	

7.	11 Agustus 2022	Persetujuan luaran 6-8	
8.	10 September 2022	Persetujuan luaran 8-13	
9.	17 Oktober 2022	Persetujuan Naskah	

Pembimbing 1



Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Putri Lalita Nur Hidayah

No. MHS : 18521103








2. Nama Mahasiswa : Fitrah Hardhana








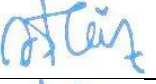

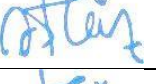
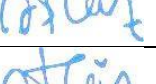


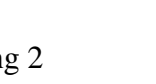
No. MHS : 18521096

Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK BIOBUTANOL DARI
CASSAVA KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 6 Desember 2021

Batas Akhir Bimbingan : 2 Desember 2022

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	17 Desember 2021	Perkenalan dan diskusi awal untuk prarancangan pabrik	
2.	27 Desember 2021	Penentuan sumber jurnal dan referensi mengenai fermentasi butanol	
3.	31 Januari 2022	Pembahasan mengenai luaran 1 (kapasitas produksi)	
4.	3 Februari 2022	Persetujuan luaran tahap 1	
5.	4 Februari 2022	Revisi Luaran tahap 2	
6.	8 Maret 2022	Bimbingan online luaran tahap 2	
7.	11 Maret 2022	Persetujuan Luaran tahap 3	

8.	31 Maret 2022	Pembahasan mengenai luaran tahap 2 (kinetika reaksi)	
9.	13 April 2022	Revisi luaran tahap 4	
10.	24 April 2022	Revisi luaran tahap 2	
11.	28 April 2022	Revisi luaran tahap 4	
11.	3 Mei 2022	Persetujuan luaran tahap 4	
12.	19 Mei 2022	Pengarahan alur perhitungan neraca massa	
13.	22 Juni 2022	Perbaiki kinetika dan proses pada diagram alir	
14.	27 Juni 2022	Persetujuan revisi luaran 2-5	
15.	12 Juli 2022	Bimbingan mengenai rangkaian alat pemisah	
16.	11 Agustus 2022	Persetujuan luaran 6-7	
17.	25 Agustus 2022	Bimbingan PEFD dan alat pendukung	
18.	10 September 2022	Persetujuan Luaran 8-13	
19.	21 September 2022	Bimbingan Utilitas dan Ekonomi	
20.	17 Oktober 2022	Persetujuan Naskah	

Pembimbing 2



Umi Rofiqah, S.T, M.T

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PERANCANGAN PABRIK BIOBUTANOL DARI CASSAVA KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

