TA/TK/2020/082

PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI PATI JAGUNG

KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Konsentrasi Teknik Kimia



Disusun oleh :

Nama	**: Evita Maulidaturrahma**	**Nama**	**: Bli Cova Jefri**
NIM	**: 16521100**	**NIM**	**: 16521213**

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2020

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS PRARANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Evita Maulidaturrahma

NIM : 16521100

Nama : Bli Cova Jefri

NIM : 16521213

Yogyakarta, 21 Agustus 2020

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah 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.



Evita Maulida
NIM. 16521100



Bli Cova Jefri
NIM. 16521213

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI PATI JAGUNG
KAPASITAS 35.000 TON PER TAHUN

Oleh :

Nama : Evita Maulidaturrahma **Nama : Bli Cova Jefri**
NIM : 16521100 **NIM : 16521213**

Yogyakarta, 21 Agustus 2020

Pembimbing I	**Pembimbing II**
Suharno Rusdi, Ir., Ph.D.	**Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.**
NIP. 845210102	**NIP. 055210503**

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI PATI JAGUNG DENGAN KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Nama	**: Evita Maulidaturrahma**	**Nama**	**: Bli Cova Jefri**
No. Mhs	**: 16521100**	**No. Mhs**	**: 16521213**

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, September 2020

Tim Penguji,

Ariany Zulkania, ST., M.Eng. (.....)
Ketua

Venitalitya A. S. A., S.T., M.Eng. (.....)
Anggota I

Umi Rofiqah, S.T., M.T. (.....)
Anggota II

Mengetahui:
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Suharno Rusdi, Ir., Ph.D.
NIP. 845210102

LEMBAR MOTTO



"Dan jangan kamu berputus asa dari rahmat Allah. Sesungguhnya tiada berputus asa dari rahmat Allah, melainkan kaum yang kafir"
(Qs. 12: 87)

"Allah akan meninggikan orang-orang yang beriman di antaramu dan orang-orang yang diberi ilmu pengetahuan beberapa derajat"
(Qs. Al-Mujadalah: 11)

"Iman tanpa ilmu bagaikan lentera di tangan bayi. Namun ilmu tanpa iman, bagaikan lentera di tangan pencuri"
(Buya Hamka)

"Anggap skripsi sebagai cinta pertama. Susah dilupain dan selalu ngangenin."
(Anonym)

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr., Wb.

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

Tugas Akhir Perancangan Pabrik yang berjudul Pra Rancangan Pabrik Glukosa dari Pati Jagung Kapasitas 35.000 ton/tahun, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama bangku kuliah dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

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

1. Allah SWT yang telah berperan besar atas segala keridhoan-Nya dalam memperlancar penyusunan Tugas Akhir ini.
2. Orang tua beserta keluarga yang selalu memberikan dukungan baik moril maupun materil.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, dan sekaligus Dosen Pembimbing I yang telah memeberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan penulisan Tugas

Akhir ini.

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

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

Wassalamu'alaikum Wr., Wb.

Yogyakarta, September 2020

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI iv
KATA PENGANTAR vi
DAFTAR ISI viii
DAFTAR TABEL xi
DAFTAR GAMBAR xiv
ABSTRAK xv
BAB I 1
PENDAHULUAN 1
1.1 Latar Belakang 1
1.2 Tinjauan Pustaka 6
1.2.1 Jagung 6
1.2.2 Pati Jagung 7
1.2.3 Karbohidrat 8
1.2.4 Reaksi Hidrolisa 8
1.2.5 Glukosa 10
1.2.6 Enzim Amilase 13
1.2.7 Enzim glukoamilase 13
BAB II 14
PERANCANGAN PRODUK 14
2.1 Spesifikasi Produk 14
2.2 Spesifikasi Bahan 14
2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku 14
2.2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung 15
2.3 Pengendalian Kualitas 17
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku 17
2.3.2 Pengendalian Proses Produksi 17
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk 19
BAB III 21
PERANCANGAN PROSES 21

3.1 Uraian Proses 21
3.1.1. Persiapan Bahan Baku 21
3.1.2. Proses Hidrolisa Pati 21
3.1.3. Proses Pemurnian Produk 24
3.2 Spesifikasi Alat 26
3.3 Perencanaan Produksi 65
3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan baku 65
3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses 65
BAB IV 66
PERANCANGAN PROSES 66
4.1 Lokasi pabrik 66
4.2 Tata Letak Pabrik 69
4.3 Tata Letak Alat Proses 74
4.4 Aliran proses dan material 77
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas) 96
4.5.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air (Water Treatment System) ... 96
4.5.2 Unit Pengadaan *Steam* 105
4.5.3 Unit Pengadaan Listrik 105
4.5.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar 106
4.5.5 Unit Penyediaan Udara Instrumen 106
4.5.6 Unit Pengolahan Limbah 106
4.5.7 Spesifikasi Alat Utilitas 106
4.6 Organisasi Perusahaan 123
4.6.1 Bentuk Organisasi perusahaan 123
4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan 123
4.6.3 Tugas dan Wewenang 127
4.6.4 Status Karyawan dari Sistem Penggajian 132
4.7 Evaluasi Ekonomi 140
4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan 141
4.7.2 Perhitungan Biaya 143
4.7.3 Analisa Ekonomi 150
BAB V 158
PENUTUP 158
5.1 Kesimpulan 158

5.3 Saran 159
LAMPIRAN A 164
LAMPIRAN B 167
LAMPIRAN C 220
LAMPIRAN D 222

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Kebutuhan Impor Gula Glukosa 2
Tabel 1.2 Kebutuhan Ekspor Gula Glukosa..... 3
Tabel 1.3 Kebutuhan Konsumsi Gula Glukosa..... 4
Tabel 1.4 Pabrik Glukosa di Indonesia 5
Tabel 1.5 Perbandingan Hidrolisis Asam dengan Hidrolisis Enzimatik..... 9
Tabel 1. 6 Tabel Spesifikasi Fruktosa, Sukrosa, dan Glukosa..... 11
Tabel 1.7 Standar mutu glukosa berdasarkan SII 0418-81, 2001 12
Tabel 4. 1 Rincian luas tanah dan bangunan pabrik.....70
Tabel 4. 2 Neraca massa total 77
Tabel 4. 3 Neraca Massa Tangki Perebusan-01 (TK 01)..... 78
Tabel 4. 4 Neraca Massa Centrifuge-01 (C-01)..... 78
Tabel 4. 5 Neraca Massa Hammer Mill-01 (HM 01)..... 79
Tabel 4. 6 Neraca Massa Mixer-01 (M 01)..... 79
Tabel 4. 7 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi-01 (RL 01)..... 80
Tabel 4. 8 Neraca Massa Reaktor Luquifikasi-02 (RL 02)..... 81
Tabel 4. 9 Neraca Massa Larutan HCl (T-03)..... 81
Tabel 4. 10 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi-01 (RS 01) 82
Tabel 4. 11 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi-02 (RS 02) 82
Tabel 4. 12 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi-03 (RS 03) 83
Tabel 4. 13 Neraca Massa Rotary Vacuum Filter-01 (RVF 01) 84
Tabel 4. 14 Neraca Massa Ultrafiltration Membrane-01 (UF 01) 85
Tabel 4. 15 Neraca Massa Kation Exchanger-01 (KE 01)..... 86
Tabel 4. 16 Neraca Massa Anion Exchanger-01 (AE 01)..... 86
Tabel 4. 17 Neraca Massa Evaporator-01 (EV 01)..... 87
Tabel 4. 18 Neraca Massa Recycle II..... 87
Tabel 4. 19 Neraca Massa Crytallizer-01 (CR 01)..... 87
Tabel 4. 20 Neraca Massa Rotarry dryer-01 (RD 01)..... 88
Tabel 4. 21 Neraca Massa Screener-01 (SC 01) 88

Tabel 4. 22 Neraca Panas Heater-01 (HE 01) 89
Tabel 4. 23 Neraca Panas Cooler-01 (CO 01)..... 89
Tabel 4. 24 Neraca Panas Mixer-01 (M 01)..... 89
Tabel 4. 25 Neraca Panas Tangki Perebusan 89
Tabel 4. 26 Neraca Panas Heater-02 (HE 02) 90
Tabel 4. 27 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi-01 (RL 01)..... 90
Tabel 4. 28 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi-02 (RL 02)..... 90
Tabel 4. 29 Neraca Panas Cooler-02 (CO 02)..... 91
Tabel 4. 30 Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi-01 (RS 01) 91
Tabel 4. 31 Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi-02 (RS 02) 91
Tabel 4. 32 Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi-03 (RS 03) 92
Tabel 4. 33 Neraca Panas Evaporator-01 (EV 01) 92
Tabel 4. 34 Neraca Panas Cooler-03 (CO 03)..... 92
Tabel 4. 35 Neraca Panas Rotary Dryer-01 (RD 01) 93
Tabel 4. 36 Neraca Panas Cooler-04 (CO 04)..... 93
Tabel 4. 37 Jumlah Kebutuhan Air Proses..... 97
Tabel 4. 38 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin 97
Tabel 4. 39 Jumlah Kebutuhan Brine..... 98
Tabel 4. 40 Jumlah Kebutuhan Ammonia..... 98
Tabel 4. 41 Jumlah Kebutuhan Umpan Steam..... 98
Tabel 4. 42 Jumlah Kebutuhan Air Domestik..... 99
Tabel 4. 43 Jumlah Kebutuhan Air Laut 99
Tabel 4. 44 Jabatan dan Prasyarat 133
Tabel 4. 45 Jumlah Karyawan dan Gaji 136
Tabel 4. 46 Tabel Indeks Harga 141
Tabel 4. 47 Physical Plant Cost (PPC)..... 145
Tabel 4. 48 Direct Plant Cost 145
Tabel 4. 49 Fixed Capital Invesment 146
Tabel 4. 50 Working Capital Invesment 146
Tabel 4. 51 Direct Manufacturing Cost..... 147
Tabel 4. 52 Indirect Manufacturing Cost 148

Tabel 4. 53 Fixed Manufaturing Cost 149
Tabel 4. 54 Manufacturing Cost..... 149
Tabel 4. 55 General Expense 150
Tabel 4. 56 Total Production Cost 150
Tabel 4. 57 Fixed Cost 153
Tabel 4. 58 Variable Cost 153
Tabel 4. 59 Ragulated Cost 154
Tabel 4. 60 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi 156

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Pendekatan Impor Glukosa 3
Gambar 1.2 Grafik Pendekatan Ekspor Glukosa 4
Gambar 1.3 Grafik Pendekatan Konsumsi Glukosa 5
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik 67
Gambar 4. 2 Layout Pabrik Glukosa 71
Gambar 4. 3 Layout Alat Proses (Skala 1:1000) 75
Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif 94
Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif 95
Gambar 4. 6 Diagram alir proses pengolahan air laut 101
Gambar 4. 7 Struktur Organisasi 126
Gambar 4. 8 Grafik BEP 157

ABSTRAK

Glukosa merupakan monosakarida dengan rumus kimia $C_6H_{12}O_6$. Dalam industri makanan, glukosa digunakan untuk penyedap rasa,bubuk makanan penutup, jeli dan lain-lain. Glukosa dari pati jagung direncanakan akan didirikan di Sulawesi Selatan dan beroprasi selama 330 hari selama satu tahun dengan kapasitas 35.000 ton/tahun. Bahan baku utama sebanyak 35997,984 ton/tahun. Proses utama yang digunakan dalam produksi adalah proses hidrolisis menggunakan enzim α-amilase dan enzim glukoamilase. Umumnya, tahapan prosesnya yaitu liquifikasi dan sakarifikasi. Proses liquifikasi menggunakan reaktor alir berpengaduk yang dioperasikan pada suhu 95℃ dan tekanan 1 atm dengan jaket pendingin. Proses sakarifikasi menggunakan reaktor alir berpengaduk yang dioperasikan pada suhu 60℃ dan tekanan 1 atm dengan coil dan jaket pendingin. Sebagai unit pendukung, unit utilitas menghasilkan uap pemanas sebayank 11643,5 kg/jam, jumlah listrik yang dibutuhkan sebanyak 1582,01 Kva dan air sebanyak 510492,696 kg/jam. Perancangan pabrik glukosa ini dinyatakan layak untuk didirikan, hal ini dapat dibuktikan dengan hasil perhitungan evaluasi ekonomi dengan didapatkan persentae Return On Invesment (ROI) sebelum pajak 31,02% dan Return On Invesment (ROI) setelah pajak 15,04%, Pay Out Time (POT) sebelum pajak 3 tahun dan Pay Out Time (POT) setelah pajak 4 tahun, Break Event Point (BEP) sebesar 43,7%, Shut Down Point (SDP) sebesar 23,93% dan Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) sebesar 12,29%.

Kata kunci: Glukosa, Enzim dan Hidrolisis.

ABSTRACT

Glucose is a monosaccharide with a chemical compound of C6H12O6. In the food industry, glucose is used for flavoring, dessert powders, jellies and more. Glucose from corn starch is planned to be established in South Sulawesi and operate for 330 days for one year with a capacity of 35,000 tons / year. The main raw materials are 35997,984 tons / year. The main process used in production is the hydrolysis process using α-amylase and glucoamylase enzymes. Generally, the process stages are liquification and saccharification. The liquification process uses a stirred flow reactor which is operated at a temperature of 95 ℃ and a pressure of 1 atm with a cooling jacket. The saccharification process uses a stirred flow reactor which is operated at a temperature of 60 ℃ and a pressure of 1 atm with a coil and a cooling jacket. As a support unit, the utility unit produces 11643.5 kg of heating steam, the amount of electricity needed is 1582.01 Kva and water is 510492.696 kg / hour. Economic calculations are used to calculate the probability of a glucose plant. The design of this glucose plant is considered feasible to be build, this can be proved by the results of economic evaluation calculations by obtaining the percentage of Return On Investment (ROI) before tax of 31.02% and Return On Investment (ROI) after tax of 15.04%, Pay Out Time. (POT) before tax 3 years and Pay Out Time (POT) after tax 4 years, Break Event Point (BEP) of 43.7%, Shut Down Point (SDP) of 23.93% and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of 12.29%.

Keywords: Glucose, Enzyme and Hydrolysis.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan negara tropis dengan sumber pangan yang melimpah, terutama jagung yang ditanam hampir di seluruh wilayah indonesia. jagung merupakan bahan pangan kaya akan sumber karbohidrat. Komponen kimia terbesar dalam biji jagung adalah karbohidrat (72% dari berat biji) yang berisi pati dan terdapat pada bagian endosperma. Pati jagung mengandung amilosa sekitar 25-30% dan amilopektin sekitar 70-75% sedangkan gulanya berupa sukrosa. Sukrosa merupakan disakarida terbanyak dalam biji jagung (2-3 mg per endosperma). Lemak jagung terdapat dalam lembaga yaitu 85% dari total lemak jagung.

Daerah penghasil jagung terbesar di Indonesia terletak di Jawa Timur, Jawa Tengah dan Sulawesi Selatan. Dengan Produksi jagung di Indonesia mencapai 19.612.435 ton (Badan Pusat Statistik, 2015). Dalam industri pangan, jagung sebagai bahan berpati yang diperlukan untuk produksi gula alternatif, antara lain glukosa padat, sirup glukosa, fruktosa, maltosa, dan sorbitol. Tingkat kemanisan gula tersebut bahkan lebih manis daripada gula tebu (sukrosa) (Howling 1979).

Glukosa merupakan salah satu produk pemanis berbentuk padatan, tidak berbau, tidak berwarna, dan dapat dibuat dari bahan berpati seperti tapioka, pati umbi-umbian, sagu dan pati jagung. Glukosa dari pati jagung dapat dihasilkan dari proses hidrolisis. Hidrolisis adalah proses dekomposisi kimia air untuk memisahkan ikatan kimia dari substansinya dengan cara pemecahan molekul amilum menjadi dekstrin, isomaltosa, maltosa dan glukosa.

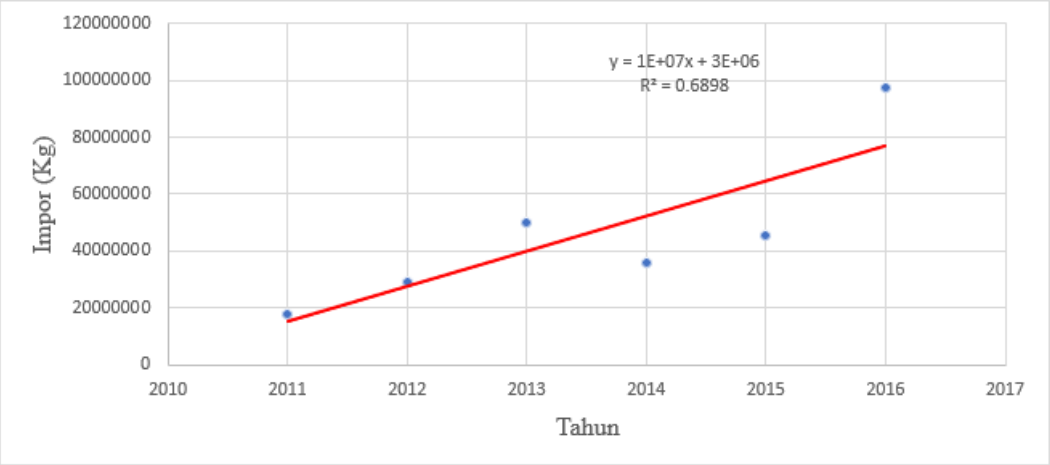
Kebutuhan gula glukosa di Indonesia mengalami perubahan dari tahun ke tahun. Berikut adalah data kebutuhan impor, ekspor, konsumsi, dan pabrik produksi glukosa di Indonesia.

Tabel 1. 1 Kebutuhan Impor Gula Glukosa

Tahun	Kebutuhan Impor (Kg/tahun)
2011	18172955
2012	29331911
2013	50330162
2014	35856683
2015	45291178
2016	97759600

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2017

Dari data diatas maka dicari regresi linier dengan menggunakan *microsoft excel* sebagai berikut :



Gambar 1. 1 Grafik Pendekatan Impor Glukosa

Dengan menggunakan metode regresi linear diperoleh persamaan :

$$y = 1E + 07x + 3E + 06$$

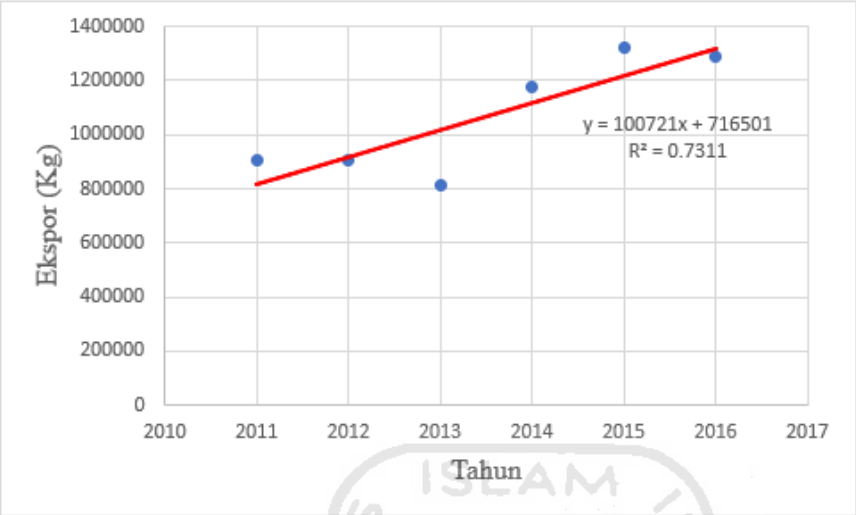
dimana x adalah jumlah tahun yang dihitung. Dari persamaan di atas dapat diperkirakan impor glukosa pada tahun 2027 sebesar 212496,802 ton/tahun.

Tabel 1.2 Kebutuhan Ekspor Gula Glukosa

Tahun	Kebutuhan Ekspor (Kg/tahun)
2011	905018
2012	813750
2013	1178701
2014	1323050
2015	1323050
2016	1287435

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2017

Dari data diatas maka dicari regresi linier dengan menggunakan *microsoft excel* sebagai berikut :



Gambar 1.2 Grafik Pendekatan Ekspor Glukosa

Dengan menggunakan metode regresi linear diperoleh persamaan :

$$y = 100721x + 716501$$

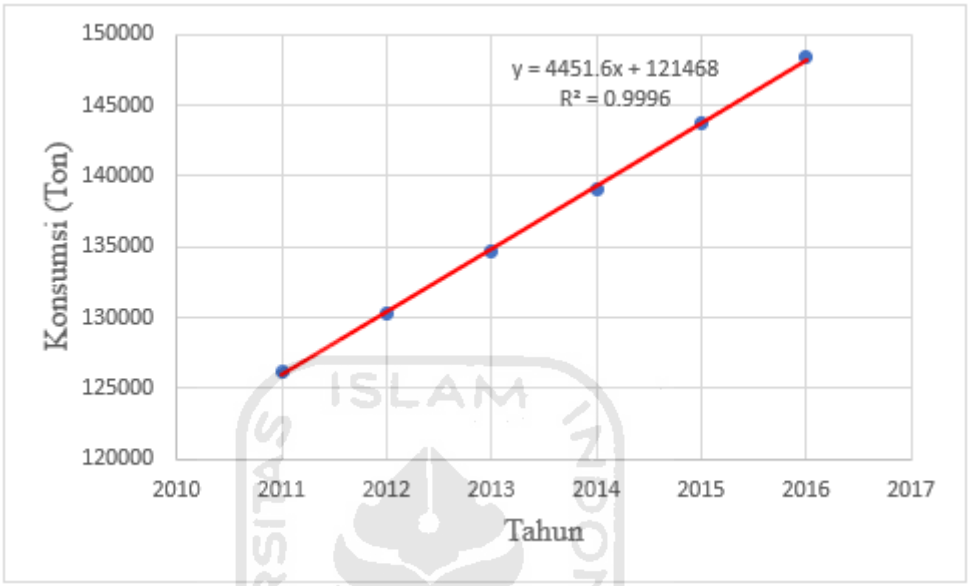
dimana x adalah jumlah tahun yang dihitung. Dari persamaan di atas dapat diperkirakan ekspor glukosa pada tahun 2027 sebesar 130421,07 ton/tahun.

Tabel 1.3 Kebutuhan Konsumsi Gula Glukosa

Tahun	Kebutuhan Konsumsi (ton/tahun)
2011	126132
2012	130330,95
2013	134652,9
2014	139101,65
2015	143680,7
2016	148393,5

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2017

Dari data diatas maka dicari regresi linier dengan menggunakan *microsoft excel* sebagai berikut :



Gambar 1.3 Grafik Pendekatan Konsumsi Glukosa

Dengan menggunakan metode regresi linear diperoleh persamaan :

$$y = 4451{,}6x + 121468$$

dimana x adalah jumlah tahun yang dihitung. Dari persamaan di atas dapat diperkirakan konsumsi glukosa pada tahun 2027 sebesar 228306,03 ton/tahun.

Tabel 1.4 Pabrik Glukosa di Indonesia

No.	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1.	PT Associated British Budi	Jawa Barat	32000
2.	PT. Budi Starch and Sweetener	Jawa Timur	71320

Berdasarkan data diatas maka pabrik glukosa pada tahun 2027 dengan kapasitas 35.000 ton/tahun, hasil tersebut diambil dari 82% peluang keseluruhan. Keputusan kapasitas pabrik diambil dari rumus peluang yaitu selisih antara demand dan supply, dimana demand terdiri dari jumlah konsumsi dan ekspor, sedangkan supply terdiri dari jumlah impor dan konsumsi. Data yang digunakan berasal dari pengandaian seluruh data pada tahun 2027 menggunakan rumus linear y = a + bx. Dilanjutkan perhitungan peluang menggunakan data $(228306{,}03 + 130421{,}07) - (212496{,}802 + 103320) = 42910,296,$ maka didapatkan peluang keseluruhan yaitu 42910,296 ton/tahun. Dengan didirikannya pabrik ini, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan glukosa di dalam negeri dan dapat melebihi kebutuhan ekspor. Serta tujuan lain dengan didirikannya pabrik ini yaitu terciptanya lapangan pekerjaan baru.

1.2 Tinjauan Pustaka

1.2.1 Jagung

Jagung *(Zea mays L.)* berasal dari daratan Amerika Tengah dan menyebar ke daerah sub-tropis dan tropis termasuk Indonesia. Jagung merupakan salah satu sumber karbohidrat terpenting di dunia. Selain itu jagung ditanam sebagai pakan ternak, dapat diambil minyak dari bijinya, dan bahan baku industri.

Karbohidrat merupakan komponen yang paling banyak terdapat dalam biji jagung. Karbohidrat jagung terutama

berupa pati yang mencapai 80% dari keseluruhan bahan kering biji. Pati mengandung dua macam molekul yaitu amilosa dan amilopektin. Kedua molekul tersebut merupakan polimer dari unit-unit D-glukosa dan mempunyai berat molekul yang tinggi. Susunan Amilosa berupa rantai (polimer) lurus, sedangkan amilopektin merupakan susunan rantai bercabang. Sebagian besar jenis jagung mempunyai kandungan amilopektin 78% dan amilosa 22%, tetapi untuk jenis jagung ketan (*waxy corn*) patinya mfengandung amilopektin hampir 100%.

Lemak jagung banyak tersimpan pada lembaga yaitu sekitar 83% dari total lemak. Lemak jagung terutama dalam bentuk trigliserida. Selain lemak, biji jagung juga mengandung mineral *potassium* 0,40%, fosfor 0,43%, magnesium 0,16%, sulfur 0,14% dan mineral-mineral lain 0,27% (Warsito dkk, 2014).

1.2.2 Pati Jagung

Pati jagung merupakan komponen yang paling banyak dalam biji jagung. Zat pati terdapat pada bagian endosperma biji jagung. Secara kimia pati tersusun atas dua komponen yaitu amilosa dan amilopektin. Amilopektin yang merupakan polimer glukosa dengan ikatan glikosidik C1-4 dengan percabangan C1-6 dan amilosa yang merupakan polimer glukosa dengan ikatan C1-4. Dua komponen tersebut

biasanya terdapat dalam suatu bahan pangan yang mengandung pati dengan rasio amilosa : amilopektin 1 : 3. Rasio antara amilosa dan amilopektin ini sangat penting kaitannya dalam proses pengolahan bahan pangan yang mengandung pati.

1.2.3 Karbohidrat

Karbohidrat merupakan salah satu zat yang paling penting bagi tubuh manusia, karena menjadi sumber energi dalam tubuh kita. Selain menjadi sumber energi, karbohidrat juga penting untuk memenuhi kebutuhan kalori. Dalam karbohidrat sendiri terdiri dari macam-macam jenis karbohidrat yaitu monosakarida yang terdiri dari satu unsur sakarida contohnya fruktosa, disakarida yang teridiri dari dua unsur sakarida contohnya maltosa, oligosakarida yang terdiri dari 3-10 unsur sakarida contohnya dekstrin dan yang terakhir polisakarida yang terdiri dari 11 sampai tidak terhingga unsur sakarida contohnya pati.

1.2.4 Reaksi Hidrolisa

Hidrolisis merupakan proses pemecahan polisakarida menjadi monomer gula penyusunnya. Hidrolisis yang sempurna menghasilkan monomer gula sedangkan hidrolisis parsial menghasilkan disakarida ataupun polisakarida yang lebih sederhana.

Metode hidrolisis yang digunakan, yaitu : 1) hidrolisis asam encer, 2) hidrolisis asam pekat, dan 3) hidrolisis enzimatis.

Dengan penjelasan sebagai berikut :

a. Hidrolisis asam encer terdiri dari dua tahap. Tahap pertama dilakukan dalam kondisi rendah, yang akan menghasilkan sebagian besar hemiselulosa akan terhidrolisis, dan akan di optimasi pada tahap kedua untuk menghidrolisis selulosa

b. Hidrolisis asam pekat meliputi proses dekristalisasi selulosa dengan asam pekat dan dilanjutkan dengan hidrolisis selulosa dengan asam encer. Tantangan menggunakan metode adalah pemisahan gula dengan asam, recovery asam dan rekonsentrasi asam.

c. Proses hidrolisis enzimatik mirip dengan proses-proses diatas yaitu dengan mengganti asam dengan enzim, kondisi ini memungkinkan untuk dilakukan tahapan hidrolisis dan fermentasi secara bersamaan.

Tabel 1.5 Perbandingan Hidrolisis Asam dengan Hidrolisis Enzimatik

Variabel Pembanding	Hidrolisis Asam	Hidrolisis Enzimatik
Kondisi hidrolisis yang lunak	Tidak	Ya
Hasil hidrolisis yang tinggi	Tidak	Ya
Penghambat produk selama hidrolisis	Tidak	Ya

Variabel Pembanding	Hidrolisis Asam	Hidrolisis Enzimatik
Korosi	Ya	Tidak
Pembentukan produk samping yang menghambat	Ya	Tidak
Katalis yang murah	Ya	Tidak
Waktu hidrolisis yang murah	Ya	Tidak

Secara umum hidrolisis enzimatik memiliki beberapa keunggulan daripada hidrolisis asam, tetapi hidrolisis enzimatik juga memiliki beberapa kekurangan, contohnya harga enzim yang relatif mahal tetapi dapat ditutupi dengan hasil hidrolisis yang tinggi. (Taherzadeh & Karimi, 2006).

Berdasarkan keterangan dari tabel diatas bahwa hidrolisis menggunakan enzim lebih menguntungkan dan praktis serta memberikan hasil hidrolisis sempurna sesuai dengan standar glukosa yang telah ditetapkan oleh standar pangan.

1.2.5 Glukosa

Glukosa merupakan salah satu produk bahan pemanis berbentuk padatan, tidak berbau dan tidak berwarna. Glukosa termasuk dalam kelompok monosakarida dengan rumus kimia $C_6H_{12}O_6$. Dalam industri makanan, glukosa (*glucose*

syrup) biasanya digunakan sebagai penyedap rasa, pembuatan monosodium glutamat, *caramels, jelies, pastilles, marsh mallow, maltodextrins, coffee whitener, dessert powders* dan lain-lain. Glukosa dari pati jagung diperoleh dari proses hidrolisis. Hidrolisis adalah proses dekomposisi kimia dengan menggunakan air untuk memisahkan ikatan kimia dari substansinya, dengan proses pemecahan molekul amilum menjadi bagian-bagian penyusunnya yang lebih sederhana seperti dekstrin, isomaltosa, maltosa dan glukosa.

Tabel 1. 6 Tabel Spesifikasi Fruktosa, Sukrosa, dan Glukosa

Parameter	Fruktosa	Sukrosa (Tebu)	Glukosa (Jagung)
Kemanisan	75%	40%	57%
Kalori/gram	6	5	3,3
Manfaat	Cocok untuk penderita diabetes	Energi untuk tubuh	Bagus untuk metabolisme, dan kerja sel otak
Perubahan didalam tubuh	Lemak	Terdiri dari fruktosa dan glukosa	Glikogen

Sumber: Lehninger (1992)

Tabel 1.7 Standar mutu glukosa berdasarkan SII 0418-81, 2001

Komponen	Spesifikasi
Gula reduksi dihitung sebagai d- Glukosa	Maksimum 30%
Pati	Tidak nyata
Warna	Tidak berwarna
Sulfur	Untuk kembang gula maksimum 400ppm, yang lainnya 40 ppm
Pemanis buatan	Negatif
Gula pereduksi (% b/b)	≥ 30
Cemaran logam:	
- Timbal (Pb) mg/kg	≤ 1,0
- Tembaga (Cu) mg/kg	≤ 10,0
- Seng (Zn) mg/kg	≤ 25,0
- (As) mg/kg	≤ 0,5
Cemaran mikroba:	
- Total Plate Count	≤ $5x10^2$ koloni/g
- Kapang	≤ 50 koloni/g

Glukosa mempunyai beberapa keunggulan dibanding gula pasir tebu, penggunaannya lebih praktis karena memiliki tingkat kelarutan yang cepat. Industri yang memanfaatkan

glukosa antara lain adalah kembang gula, minuman, biskuit, es krim, jamu, campuran madu dan farmasi. Selain itu, glukosa juga diperlukan sebagai bahan baku monosodium glutamat dan etanol. Kelebihan penggunaan glukosa pada beberapa produk makanan antara lain

- Pada kembang gula atau permen dapat mencegah kerusakan mikrobiologis karena adanya pencampuran sukrosa dengan glukosa, maltosa dan fruktosa. Untuk kembang gula, fasa cair harus mencapai 75-76% bahan kering.
- Pada es krim, penambahan glukosa atau maltosa 25-30% dapat meningkatkan kehalusan tekstur. Untuk es krim yang lembut diperlukan glukosa dengan DE 63, sedangkan untuk yang bertekstur keras DE 42. Glukosa bersifat menekan titik beku.
- Pada kue, glukosa dapat menjaga kue tetap segar dalam waktu lama, mencegah kristalisasi sukrosa dan menurunkan keretakan permukaan kue.

1.2.6 Enzim Amilase

Amilase adalah enzim yang memiliki kemampuan untuk memecah ikatan glukosida pada polimer pati yang ada pada tepung jagung. Enzim amilase ini mempunyai beberapa variasi dalam aktivitasnya tergantung pada tempatnya bekerja (Sianturi, 2008)

Enzim amilase dapat memecah ikatan-ikatan pada amilum hingga terbentuk maltosa. Ada tiga macam enzim amilase, yaitu α amilase, β amilase, γ amilase. Enzim ini memecah ikatan 1-4 yang terdapat dalam amilum dan disebut endo amilase sebab enzim ini memecah bagian dalam atau bagian tengah molekul amilum. β amilase terutama terdapat pada tumbuhan dan dinamakan ekso amilase sebab memecah dua unit glukosa yang terdapat pada ujung molekul amilum secara berurutan sehingga pada akhirnya terbentuk maltosa. ɣ amilase telah diketahui terdapat dalam hati. Enzim ini dapat memecah ikatan 1-4 dan 1-6 pada glikogen dan menghasilkan glukosa (Poedjiadi, 1994).

1.2.7 Enzim glukoamilase

Enzim glukoamilase atau amiloglukosidase (a-1,4 glukan glukohidrolase EC 3.2.1.3) adalah eksoamilase yang menghidrolisa ikatan a-1,4 secara berurutan dari ujung non reduksi rantai amilosa, amilopektin dan glikogen dengan melepaskan glukosa (Fogarty & Kelly, 1979).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

1. Glukosa (Gula Glukosa)

Rumus Molekul	: $C_6H_{12}O_6$
Fase	: Padat
Berat Molekul	: 180 gr/mol
Densitas	: 1425 kg/m^3 (60°C)
Titik didih	: 115-135°C (1 atm)
pH	: 4,0 – 6,5
Titik lebur	: 146°C (1 atm)
Kelarutan	: Mudah larut dalam air
Viskositas	: 0,919 gr/m^3
Kadar	: 98%

(Sumber : IPCS INCHEM, 1997)

2.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

1. Pati Jagung

Rumus Molekul	: $(C_6H_{10}O_5)_n$
Fase	: Cair
Berat Molekul	: 162 gr/mol
Warna	: putih ke kuningan
Kandungan Pati	: 85,27%
Kandungan Air	: 12,75%

Kandungan protein : 0,88%

Kandungan lemak : 0,81%

Kandungan abu : 0,21%

Kandungan serat kasar : 0,08%

(Sumber : Tropical Roof Crops, Jones, 1967)

2. Air

Rumus Molekul : H_2O

Fase : Cair

Berat Molekul : 18 gr/mol

Densitas : 994,817 kg/m^3 (60°C)

Viskositas : 0,467 cP (60°C)

Titik didih : 100°C pada 1 atm

Titik leleh : 0°C pada 1 atm

Kapasitas Panas : 34,953 kkal/ kg. °C (60°C)

(Sumber : Perrys, 1997)

2.2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

1. Kalsium Klorida

Rumus kimia : $CaCl_2$

Fase : Padat

Berat Molekul : 110,99 gr/mol

Densitas : 2,15 kg/m^3

Kadar : 400 ppm

(Sumber : Perrys, 1997)

2. Asam Klorida

Rumus kimia	: HCl
Fase	: Cair
Konsentrasi	: 0,1 M
Berat Molekul	: 36,5 gr/mol
Warna	: Tidak berwarna
Titik didih	: 83^{o}C
Densitas	: 536,542 kg/m^{3} (60^{o}C)
Kelarutan	: larut sempurna dalam air
Titik leleh	: -46,2^{o}C
Viskositas	: 0,036 cP (60^{o}C)

(Sumber : Perrys, 1997)

3. Enzim α-amilase

Fase	: Cair
Warna	: coklat
Berat Molekul	: 53.000 gr/mol
Densitas	: 1040 kg/m^{3}
Viskositas	: 1 cP
pH optimum	: 6-6,5
Suhu optimum	: 90-100°C

(Sumber : Judoamidjojo, 1989)

4. Enzim glukoamilase

Fase	: Cair
Warna	: Coklat terang
Berat Molekul	: 36.000 gr/mol
Densitas	: 1,15 kg/m^3
Viskositas	: 1 cP
pH optimum	: 4,5-5
Suhu optimum	: 60°C

(Sumber : Judoamidjojo, 1989)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pabrik glukosa ini mempunyai lima pengendalian proses (*quality control*) untuk memastikan produk layak diproduksi dan diedarkan yaitu pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses produksi dan pengendalian kualitas produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Bahan baku dilakukan pengujian terlebih dahulu sebelum masuk ke unit proses. Pengendalian kualitas bahan baku ini bertujuan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Oleh karena itu, sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku dan bahan pembantu dengan tujuan agar bahan yang digunakan dapat diproses di dalam pabrik.

2.3.2 Pengendalian Proses Produksi

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas

gula glukosa yang akan dihasilkan, hal ini dilakukan mulai dari bahan baku masuk sampai produk jadi. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses, semua pengawasan mutu dilakukan analisa di laboratorium dan menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan proses untuk jalannya operasi dilakukan secara *automatic control* dengan menggunakan indikator yang berada pada *control room*. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditentukan baik bahan baku maupun produk maka dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa adanya bunyi *alarm*, nyala lampu dan lainnya. Apabila ada tanda-tanda tersebut maka penyimpangan harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula. Beberapa alat kontrol yang digunakan antara lain :

- *Flow Control*

  Alat yang dipasang untuk mengontrol aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

- *Level Control*

  Merupakan alat yang akan memerintahkan *control valve* untuk membuka atau menutup. Alat ini akan timbul tanda atau isyarat berupa bunyi atau lampu menyala jika belum sesuai dengan kondisi operasi yang ditetapkan.

- *Temperature Control*

  Alat ini berfungsi untuk mengontrol temperatur pada setiap alat proses. Apabila temperatur belum sesuai dengan ketentuan maka akan timbul tanda atau isyarat berupa *alarm* berbunyi atau lampu menyala.

- *Weight Control*

  Alat ini berfungsi untuk mengontrol berat produk yang masuk pada setiap alat proses. Apabila berat produk tidak sesuai, maka akan timbul tanda atau isyarat berupa *alarm* berbunyi atau lampu menyala.

- *Pressure Control*

  Alat ini berfungsi untuk mengontrol tekanan proses. Apabila tekanan tidak sesuai dengan *set point*, maka akan timbul tanda atau syarrat berupa *alarm* berbunyi atau menyala

- *pH Control*

  Alat ini berfungsi untuk mengontrol pH proses. Apabila pH tidak sesuai dengan *set point*, maka akan timbul tanda atau syarat berupa *alarm* berbunyi atau menyala

- *Level Indikator*

  Alat ini berfungsi untuk mengontrol ketinggian larutan pada tangki alat proses.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu produk standar maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian

terhadap proses yang ada dengan cara *system control* sehingga didapatkan produk yang berkualitas, produk yang lolos uji yaitu produk yang sesuai dengan standart yang sudah ditentukan agar dapat dipasarkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

3.1.1. Persiapan Bahan Baku

Dalam mempersiapkan bahan baku hal yang dilakukan yaitu menentukan dari mana bahan baku tersebut dibeli, jarak pengiriman, waktu pengiriman bahan baku serta jumlah dari bahan baku yang diperlukan. Bahan baku perlu dilakukan pengujian terlebih dahulu sebelum masuk ke unit proses. Pati jagung disimpan dalam gudang penyimpanan bahan baku pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Pengendalian kualitas bahan baku ini bertujuan agar bahan baku yang masuk unit proses sudah sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang dibutuhkan. Pengujian bahan baku ini dilakukan di laboratorium. Pati jagung dalam keadaan bubur, maka pati jagung akan dimasak terlebih dahulu dan dihancurkan menggunakan hammer mill. Selain pati jagung, air yang digunakan dalam proses produksi glukosa menggunakan air proses dari unit utilitas pada kondisi 30°C dan tekanan 1 atm yang dialirkan dari sistem utilitas.

3.1.2. Proses Hidrolisa Pati

Pada proses hidrolisa dibagi menjadi tiga tahapan yaitu :

1. Proses perebusan

   Proses perebusan ini dipergunakan agar biji jagung

menjadi lunak dan gampang dihancurkan oleh *Hammer Mill* HM-01. Bahan baku biji jagung dari gudang-01 dialirkan menggunakan *bucket elevator* menuju tangki perebusan T-01, air dari utilitas dialirkan menuju T-01 yang sebelumnya sudah dipanaskan dulu oleh *heater-01* menjadi suhu 100℃, lalu T-01 diberi jaket agar mempertahankan suhu tetap 100℃. Selanjutnya, dialirkan ke *centrifuge* CF-01 menggunakan pompa, yang sebelum dialirkan akan dilewatkan menuju *cooler* agar suhu menurun menjadi 30℃. CF-01 berfungsi untuk memisahkan antara biji jagung dengan rebusan air dengan menggunakan beda berat massa. Setelah terpisah maka biji jagung di alirkan menggunakan *bucket elevator* menuju HM-01 untuk dihaluskan hingga berbentuk pasta dimana jagung dalam keadaan basah. Lalu, hasil dari HM-01 di alirkan menggunakan *bucket elevator* menuju *mixer* M-01.

2. Proses Pencampuran

Proses pencampuran ini terjadi gelatinasi. Gelatinisasi yaitu proses pemecahan pati berbentuk granula. Granular pati membengkak akibat peningkatan volume oleh air dan tidak dapat kembali lagi ke kondisi semula. Pati jagung dalam bentuk bubur dari dari hammer mill diangkut menuju *mixer tank* menggunakan *bucket elevator*. Setelah pati dicampur dengan air, kemudian ditambahkan $CaCl_2$ konsentrasi 200

ppm dari tangki penyimpanan. Penambahan $CaCl_2$ berfungsi untuk menjaga kestabilan enzim. Pada saat enzim memiliki kestabilan tinggi diharapkan inaktivasi enzim akan membutuhkan waktu yang lama walaupun dalam keadaan suhu tinggi. Kondisi operasi pada *mixer tank* yaitu pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

3. Proses Liquifikasi

Pati yang sudah dicampur di *mixing tank* akan membentuk suspensi. Suspensi pati tersebut dialirkan ke reaktor liquifikasi agar rantai pati yang telah tergelatinisasi memecah menjadi dekstrin. Pada proses ini ditambahkan enzim α-amilase dengan dosis 0,7 liter/ton pati, dimana enzim amilase akan aktif pada pH 5,2 – 6,3 (Novozyme, 2010) dan enzim amilase menggunakan padatan dengan waktu proses 2 jam sudah termasuk aktivasi enzim amilase (Sri Risnoya, 2011). Proses ini menghasilkan larutan dekstrin. Reaktor liquifikasi dilengkapi dengan jaket pendingin (pada reaktor pertama dan kedua) yang berfungsi untuk menjaga suhu reaktor yaitu 95°C

Reaksi berjalan selama 40 menit pada suhu 95°C, pH = 6 dan berlangsung pada tekanan 1 atm dengan konversi sebesar 35% hasil dekstrin yang akan didapatkan.

Reaksi yang terjadi:

α amilase

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \longrightarrow 100\ (C_6H_{10}O_5)_{10} \quad \ldots\ldots(1)$$

Pati dekstrin

Keluaran dari reaktor liquifikasi selanjutnya didinginkan di *cooler* hingga suhu 60°C sebelum masuk ke reaktor sakarifikasi.

4. Proses Sakarifikasi

Larutan dekstrin dialirkan menggunakan pompa menuju ke reaktor sakarifikasi. Reaktor ini berfungsi untuk mengkonversi dekstrin menjadi glukosa dengan bantuan enzim glukoamilase dengan dosis 0,7 liter/ton of *dry matter*. Pada reaktor ini beroprasi pada pH 4,2, maka ada penurunan pH yang diperlukan, ditambahkan larutan HCl 0,1 M sebanyak 0,331 kg untuk menurunkan pH tersebut. Reaktor ini dilengkapi dengan coil (untuk reaktor 1) dan jaket pendingin (untuk reaktor 1 dan reaktor 3) yang berfungsi untuk menjaga suhu reaktor. Suhu di dalam reaktor yaitu pada suhu 60°C dengan konversi sebesar 39% hasil glukosa yang akan didapatkan. Di dalam reaktor sakarifikasi terjadi reaksi sebagai berikut:

$$(C_6H_{10}O_5)10 + H_2O \xrightarrow{\text{Glukoamilase}} 10\ (H_2O) + 10\ (C_6H_{12}O_6) \quad \ldots(2)$$

dekstrin air glukosa

3.1.3. Proses Pemurnian Produk

Produk larutan glukosa diumpankan ke dalam *rotary vacuum filter* terlebih dahulu menggunakan pompa. Proses ini

bertujuan untuk memisahkan antara padatan dari larutan glukosa. Padatan berupa *cake* yang mengandung pati, serat, abu, amilase dan $CaCl_2$. Sedangkan filtrat berupa air, dekstrin, glukoamilase, HCl dan glukosa. *rotary vacuum filter* beroperasi pada suhu 60°C dengan tekanan 1 atm. Padatan yang dihasilkan berupa partikel-partikel kasar, serat yang menggumpal selama proses dapat disisihkan sebagai lumpur lapisan. Padatan yang telah terpisah selanjutnya diangkut untuk diolah ke dalam unit pengolahan limbah.

Kemudian, larutan glukosa diumpankan ke *Ultrafiltration Membran* dengan kondisi operasi suhu 60°C dan tekanan 3,45 atm menggunakan pompa. Pada proses ini berfungsi untuk menghilangkan enzim yang masih bercampur dengan gula glukosa. Menurut Mulder (1996), padatan tersuspensi dan pelarut dengan berat molekul tinggi tertahan, sedangkan air dan pelarut dengan berat molekul rendah melewati membran. Sehingga air dan pelarut dengan berat molekul rendah seperti air, $CaCl_2$, glukosa dan HCl akan dialirkan ke *Kation Exchanger*. *Kation Exchanger* digunakan untuk menghilangkan ion kation, sehingga kadar air berkurang sampai kadar glukosa mencapai 85%. Setelah keluar dari *Kation Exchanger*, larutan glukosa dan air masuk ke dalam *Evaporator*. Kondisi operasi pada tangki evaporasi yaitu pada suhu 100°C pada tekanan atmosferik. Kemudian larutan pekat

glukosa didinginkan dalam *cooler* hingga suhu 15°C.

Larutan glukosa dan air masuk ke dalam *kristalizer* yang beroperasi pada suhu 15°C tekanan 1 atm agar terproduksinya kristal glukosa, agar tetap menjaga suhu dari *kristalizer* sendiri maka perlu ditambahkannya isolator. Lalu dilanjutkan kristal glukosa masuk ke dalam *rotary dryer* beroperasi pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm untuk tahap pengeringan ini berguna untuk meminimalisir kandungan air yang masih tertinggal di dalam kristal glukosa. Setelah keluar dari *rotary dryer* kristal glukosa akan di screening agar mendapatkan ukuran yang seragam sesuai pasaran yaitu 100 mesh dan akan disimpan di tangki penyimpanan produk dan untuk ukuran selain 100 mesh akan di *recycle* kembali menuju umpan *kristalizer* untuk dikristalkan kembali. Tangki Penyimpanan produk berfungsi untuk menyimpan produk glukosa yang dihasilkan, dengan waktu penyimpanan 7 hari.

3.2 Spesifikasi Alat

1. Gudang Penyimpanan Bahan Baku

Fungsi	: Menyimpan bahan baku jagung sebelum diproses
Jenis	: Bangunan persegi tertutup yang terisolasi dari air dan hama
Kebutuhan	: 2 hari
Jumlah	: 1 buah

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Bahan Konstruksi : Dinding = batu bata

Lantai = semen

Atap = seng

Dimensi

Panjang : 14,270 m

Lebar : 14,270 m

Tinggi : 5 m

Harga : $36481

2. Tangki Perebusan

Fungsi : Merebus jagung dengan kapasitas 4545,2 kg/jam.

Jenis : Tangki silinder vertikal dengan dasar dan tutup ellipsoidal.

Kapasitas : 91,663 m^3

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 100°C

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel AISI type 316*

Dimensi silinder

Diameter : 4,35 m

Tinggi : 6,53 m

Tebal : 0,0381 m

Harga : $59428

Jaket Pemanas

Tinggi Jaket : 6,528 m

Tebal jaket : 0,006 m

3. *Centrifuge 01 (CF-01)*

Fungsi : Memisahkan air dari padatan dengan kapasitas 2272,6 kg/jam

Jenis : *Disk Centrifuge*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel AISI type 316*

Dimensi *Centrifuge*

Diameter *bowl* : 2,990 m

Kecepatan maksimum : 7500 rpm

Diameter *disk* : 0,2413 m

Jumlah *disk* : 107 buah

Power Motor : 0,333 Hp

Harga : $9061

1. *Hammer Mill 01 (HM-01)*

Fungsi : Menghaluska biji jagung menjadi bubur dengan kapasitas 4545,2

kg/jam

Jenis : *Hammer roll mill*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel C*

Dimensi *Hammer Mill*

Panjang : 0,762 m

Tinggi : 0,762 m

Daya motor : 1,14 Hp

Kecepatan : 1200 rpm

Ukuran bahan : 0,0635 m

Ukuran Screen : 100 mesh

Harga : $108383

5. *Mixer 01 (M-01)*

Fungsi : Mencampurkan pati sebanyak 3875,692 kg/jam, dengan air dan $CaCl_2$

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk dengan *flat bottom* dan *dished head*.

Proses : Kontinyu

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel AISI type 316*

Dimensi *Mixer*

Diameter *mixer* : 1,22 m

Tinggi *mixer* : 1,327 m

Tebal *shell* : 0,00476 m

Tebal *head* : 0,00476 m

Pengaduk *Mixer*

Jenis : *Six flat blade turbine impeller*

Jumlah *impeller* : 2 buah

Diameter *impeller* : 0,403 m

Lebar *impeller* : 0,069 m

Tinggi *impeller* : 0,302 m

Lebar *baffle* : 0,101 m

Kecepatan Pengaduk : 618 rpm

Daya Motor : 0,125 Hp

Harga : $218295

6. Reaktor Liquifikasi 01 dan 02 (RL-01 dan RL-02)

Fungsi : Mengubah pati sebanyak 3875,692 kg/jam menjadi dekstrin melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim α amilase

Jenis : Reaktor Alir Tangki

	Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan jaket pendingin
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	Suhu = 95°C
Volume	: 10,414 m^3
Bahan	: *Stainless Steel AISI type 316*
Dimensi Reaktor	
Diameter	: 2,591 m
Tinggi	: 3,386 m
Tebal *Shell*	: 0,00635 m
Jenis *Head*	: *Torisperical Flanged & Dished Head*
Tebal *Head*	: 0,00476 m
Jumlah	: 2 buah
Pengaduk	
Jenis	: *Six flat blade turbine impeller*
Diameter *impeller*	: 0,813 m
Jumlah *impeller*	: 1 buah
Jumlah *baffle*	: 4 buah
Lebar *baffle*	: 0,138 m
Kecepatan pengaduk	: 100 rpm
Power pengaduk	: 20 Hp

Jaket Pendingin (RL-01)

Tinggi jaket	: 2,438 m

Tebal jaket : 0,006 m

Jaket Pendingin (RL-02)

Tinggi jaket : 2,438 m

Tebal jaket : 0,006 m

Harga : $968735

7. Reaktor Sakarifikasi 01 dan 02 (RS-01, RS-02 dan RS-03)

Fungsi : Mengubah dekstrin menjadi glukosa sebanyak 3862,173 kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim glukoamilase.

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

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C

Volume : 8,0049 m^3

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Dimensi Reaktor

Diameter : 2,591 m

Tinggi : 3,3865 m

Tebal *shell* : 0,00635 m

Jenis *Head* : *Torisperical Flanged & Dished Head*

Tebal *Head* : 0,00476 m

Jumlah : 3

Pengaduk

Jenis : *Six flat blade turbine impeller*

Diameter *impeller* : 0,813 m Jumlah *baffle* : 4 buah

Lebar *baffle* : 0,138 m

Kecepatan pengaduk : 24 rpm

Power pengaduk : 15 Hp

Koil Pendingin (RS-01)

Panjang koil : 24,3241 m

Tinggi tumpukan koil : 0,7333 m

Jumlah banyak lilitan 4

Jaket Pendingin (RS-02)

Tinggi Jaket : 2,438 m

Tebal jaket : 0,006 m

Jaket Pendingin (RS-03)

Tinggi Jaket : 2,438 m

Tebal jaket : 0,006 m

Harga : $ 563448

8. *Rotary Vacuum Filter 01 (FP-01)*

Fungsi : Memisahkan padatan dari larutan hasil sakarifikasi sebanyak 69,382 kg/jam.

Jenis : *Standard Rotary Drum Vacuum Filter*

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60°C

Dimensi

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Luas Drum : 52,7326 m^2

Diameter : 3,2398 m

Panjang : 5,1836 m

Tebal : 0.00952 m

Waktu Siklus

Pengisian *slurry* : 3 menit

Pengisian air cuci : 0,4 menit

Pencucian : 0,4 menit

Pengeluaran Pengeringan: 0,4 menit

Bongkar, ambil cake, pasang alat : 10 menit

Air pencucian : 209,25 liter/waktu pencucian

Harga : $ 248535

9. *Ultrafiltration Membran 01 (UF-01)*

Fungsi : Memisahkan pati, *dekstrin*, dan *glukoamilase* Sebanyak 84,469 kg/jam

Kondisi

Operasi : Tekanan = 3,45 atm

Suhu = 30°C

Backwash time = 30 menit

Pencuci = NaOH

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

A : 397,31 m^2

Spesifikasi membran

A : 3,3 m^2

Diameter : 0,02 mikron

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 286078

10. *Kation Exchanger 01 (KE-01)*

Fungsi : Menjerap ion Ca^{2+} dari sirup glukosa sebanyak 0,013 kg/jam.

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Dimensi Alat

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Diameter : 1,0727 m

Tebal : 0,00476 m

Tinggi : 2,2860 m

Volume : 1,7208 m^3

Volume Penampang : 1,721 m^3

Waktu Operasi : 7 jam

Harga : $ 62605

11. *Anion Exchanger 01 (AE-01)*

Fungsi : Menjerap ion Cl^- dari sirup glukosa sebanyak 0,024 kg/jam.

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

Dimensi Alat

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Diameter : 1,069 m

Tebal : 0,00476 m

Tinggi : 2,286 m

Volume : 1,708 m^3

Volume Penampang : 1,694 m^3

Waktu Operasi : 7 jam

Harga : $ 62605

12. *Evaporator 01 (EV-01)*

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan glukosa sehingga menghasilkan larutan glukosa 85% sebanyak 5036,746 kg/jam.

Jenis : *Long Tube Vertical Evaporator*

Bahan : *Stainless Steel AISI type 304*

Kondisi operasi

Suhu : 100 °C

Tekanan : 1 atm

Laju alir umpan : 10957,205 kg/jam

Laju alir uap : 5920,456 kg/jam

Viskositas umpan : 1,2014 cP

Dimensi alat

Diameter : 6,000 m

Tinggi : 6,000 m

Tebal *shell* : 0,00476 m

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 749617

13. *Crystallizer 01 (CR-01)*

Fungsi : Mengkristalkan larutan glukosa dengan kapasitas produk 5539,819 kg/jam

Jenis : *Continuous Stired Tank Crystallizer (CSTC)*

Proses : Kontinyu

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 15°C

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel AISI type 316*

Dimensi *Crystallizer*

Volume : 5,3375 m^3

Diameter : 1,9114 m

Tinggi : 3,1857 m

Tebal *shell* : 0,00635 m

isolator

Tebal isolator : 0,1296 m

Harga : $ 198996

14. *Rotary Dryer 01 (RD-01)*

Fungsi	: Mengurangi kadar air di dalam kristal glukosa sebanyak 741,143 kg/jam
Jenis	: *Steam Tube Rotary Dryer*
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	Suhu = 100°C

Dimensi *Rotary Dreyer*

Diameter	: 0,965 m
Panjang	: 4,572 m
Putaran	: 6 rpm
Daya Motor	: 2,2 hp
Tube steam OD	: 114 mm
Jumlah *tube steam*	: 14
Harga	: $ 241242

15. *Screener 01 (SR-01)*

Fungsi	: Menyaring glukosa kristal untuk mendapatkan kesamaan ukuran 100 mesh sebanyak 4521,685 kg/jam
Jenis	: *Electrically Vibrated Screen*
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: *Stainless Steel AISI type 316*

Dimensi *Mixer*

Equivalent design : 100 mesh

Sieve design : 0,149 mm

Sieve opening : 0,053 mm

Power Motor : 3 Hp

Efesiensi : 99,7230 %

Harga : $ 37540

16. *Heater-01 (HE-01)*

Fungsi : Memanaskan air dari utilitas ke tangki perebusan sebanyak 2272,6 kg/jam dari suhu 30 °C menjadi 100°C.

Jenis : *Double Pipe*

Pass : 1-6

Jenis pemanas : *Steam*

Dimensi alat

Nt : 7 buah

OD *inner* : 0,0422 m

ID *inner* : 0,0351 m

OD *outer* : 0,0604 m

ID *outer* : 0,0525 m

Jumlah *hairpin*: 7

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 3648

17. *Heater-02 (HE-02)*

Fungsi : Memanaskan produk mixer menuju reaktor liquifikasi sebanyak 10987,028 kg/jam dari suhu 30 °C menjadi 95°C.

Jenis : *Double Pipe*

Pass : 1-6

Jenis pemanas : *Steam*

Dimensi alat

Nt : 18 buah

OD *inner* : 0,0422 m

ID *inner* : 0,0351 m

OD *outer* : 0,0604 m

ID *outer* : 0,0525 m

Jumlah *hairpin*: 18

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 47660

18. *Cooler-01 (CL-01)*

Fungsi : Mendinginkan produk tangki perebusan menuju *centrifuge* sebanyak 6727,805 kg/jamdari suhu 100 °C menjadi 30°C.

Jenis : *Double Pipe*

Pass : 1-6

Jenis pendingin : *Brine*

Dimensi alat

Nt : 18 buah

OD *inner* : 0,0422 m

ID *inner* : 0,0351 m

OD *outer* : 0,0604 m

ID *outer* : 0,0525 m

Jumlah *hairpin* : 18

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 46836

19. *Cooler-02 (CL-02)*

Fungsi : Mendinginkan produk tangki liquifikasi menuju tangki sakarifikasi sebanyak 11017,653 kg/jamdari suhu 90°C menjadi 60°C.

Jenis : *Double Pipe*

Pass : 1-6

Jenis pendingin : *Water*

Dimensi alat

Nt : 27 buah

OD *inner* : 0,0422 m

ID *inner* : 0,0351 m

OD *outer* : 0,0604 m

ID *outer* : 0,0525 m

Jumlah *hairpin* : 27

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 54839

20. *Cooler-03 (CL-03)*

Fungsi : Mendinginkan produk *evaporator* menuju *crystallizer* sebanyak 5539,819 kg/jamdari suhu 100 °C menjadi 15°C.

Jenis : *Double Pipe*

Pass : 1-6

Jenis pendingin : *Brine*

Dimensi alat

Nt : 18 buah

OD *inner* : 0,0422 m

ID *inner* : 0,0351 m

OD *outer* : 0,0604 m

ID *outer* : 0,0525 m

Jumlah *hairpin* : 18

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 47189

21. Cooler 04 (CL-04)

Fungsi : Mendinginkan brine sebanyak 63518,98 kg/jam dari suhu 10°C menjadi 5°C.

Jenis : *Shell and Tube*

Pass : 1-1

Jenis pendingin : *Brine*

Dimensi alat

BWG 16

Pitch : 0,0254 m

OD *Tube* : 0,0191 m

ID *Tube* : 0,0157 m

Jumlah *Tube* 170

Susunan : Square pitch

Diameter *Shell* : 0,6858 m

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 71314

22. *Bucket Elevator-01 (BE-01)*

Fungsi : Mengangkut pati jagung sebanyak 4545,200 kg/jam dari gudang menuju tangki perebusan

Ukuran *bucket* : 0,1524 x 0,1016 x 0,1143 m

Tinggi *elevator* : 8 m

Kecepatan *belt* : 0,0863 m/min

Rpm *shaft* : 1,480 rpm

Daya motor : 0,250 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 13062

23. *Bucket Elevator-02 (BE-02)*

Fungsi : Mengangkut pati jagung sebanyak 4545,200 kg/jam dari *centrifuge* menuju

hammer mill

Ukuran *bucket* : 0,1524 x 0,1016 x 0,1143 m

Tinggi *elevator* : 8 m

Kecepatan *belt* : 0,0863 m/min

Rpm *shaft* : 1,480 rpm

Daya motor : 0,250 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 13062

24. *Bucket Elevator-03 (BE-03)*

Fungsi : Mengangkut pati jagung sebanyak 4545,200 kg/jam dari *hammer mill* menuju *mixer*

Ukuran *bucket* : 0,1524 x 0,1016 x 0,1143 m

Tinggi *elevator* : 8 m

Kecepatan *belt* : 0,0863 m/min

Rpm *shaft* : 1,480 rpm

Daya motor : 0,250 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 13062

25. *Bucket Elevator-04 (BE-04)*

Fungsi : Mengangkut CaCl sebanyak 3,617 kg/jam dari silo menuju *mixer 01*

Ukuran *bucket* : 0,1524 x 0,1016 x 0,1143 m

Tinggi *elevator* : 8 m

Kecepatan *belt* : 0,00006 m/min

Rpm *shaft* : 0,001 rpm

Daya motor : 0,050 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 13062

26. *Bucket Elevator-05 (BE-05)*

Fungsi : Mengangkut enzim amilase sebanyak 30,625 kg/jam dari *bin hooper* menuju reaktor liquifikasi 01

Ukuran *bucket* : 0,1524 x 0,1016 x 0,1143 m

Tinggi *elevator* : 8 m

Kecepatan *belt* : 0,0006 m/min

Rpm *shaft* : 1,010 rpm

Daya motor : 0,050 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 13062

27. *Bucket Elevator-06 (BE-06)*

Fungsi : Mengangkut kristal glukosa sebanyak 5262,828 kg/jam dari *crystallizer 01* menuju *rotary dryer 01*

Ukuran *bucket* : 0,1524 x 0,1016 x 0,1143 m

Tinggi *elevator* : 8 m

Kecepatan *belt* : 0,0924 m/min

Rpm *shaft* : 1,588 rpm

Daya motor : 0,250 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 13062

28. *Bucket Elevator-07 (BE-07)*

Fungsi : Mengangkut kristal glukosa sebanyak 4521,685 kg/jam dari *rotary dryer 01* menuju *screener 01*

Ukuran *bucket* : 0,1524 x 0,1016 x 0,1143 m

Tinggi *elevator* : 8 m

Kecepatan *belt* : 0,0796 m/min

Rpm *shaft* : 1,364 rpm

Daya motor : 0,167 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 13062

29. *Bucket Elevator-08 (BE-08)*

Fungsi : Mengangkut kristal glukosa sebanyak 4259,601 kg/jam dari *screener* menuju silo glukosa

Ukuran *bucket* : 0,1524 x 0,1016 x 0,1143 m

Tinggi *elevator* : 8 m

Kecepatan *belt* : 0,0756 m/min

Rpm *shaft* : 1,295 rpm

Daya motor : 0,333 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 18240

30. *Bucket Elevator-09 (BE-09)*

Fungsi : Mengangkut *recycle* kristal glukosa sebanyak 226,084 kg/jam dari *screening 01* menuju *crystallizer 01*

Ukuran *bucket* : 0,1524 x 0,1016 x 0,1143 m

Tinggi *elevator* : 8 m

Kecepatan *belt* : 0,0039 m/min

Rpm *shaft* : 0,068 rpm

Daya motor : 0,050 Hp

Jumlah : 1 unit

Harga : $ 13062

31. Silo $CaCl_2$ (S-01)

Fungsi : Menyimpan $CaCl_2$ sebanyak 2604,115 kg selama 30 hari

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Fasa : Padat

Dimensi Silo

Jenis *storage* : *Vertical Tank, Flat Head with Conical Bottom*

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Diameter : 0,458 m

Tinggi : 0,913 m

Lebar : 0,466 m

Tebal *Shell* : 0,0079 m

Tebal *Head* : 0,0079 m

Harga : $ 52838

32. Silo Produk Glukosa (S-02)

Fungsi : Menyimpan kristal glukosa sebanyak 3092832,687 kg selama 30 hari

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Fasa : Padat

Dimensi Silo

Jenis *storage* : *Vertical Tank, Flat Head with Conical Bottom*

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Diameter : 5,4 m

Tinggi : 10,136 m

Lebar : 5,408 m

Tebal *Shell* : 0,0079 m

Tebal *Head* : 0,0079 m

Harga : $ 52838

33. *Bin Hopper (BH-01)*

Fungsi : Menyimpan enzim α-amilase sebanyak 26460 kg selama 30 hari

Jenis : *Storage Tank*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

pH 6

Fasa : Padat Dimensi Bin Hopper

Diameter : 6,057 m

Tinggi : 3,017 m

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Tebal : 0,0047 m

Harga : $ 17181

34. Tangki Glukoamilase (T-02)

Fungsi : Menyimpan enzim glukoamilase sebanyak 2253,99 kg/jam selama 30 hari

Jenis : *Flat bottom, conical roof, cylindrical vessel*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

pH : 4,2

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Diameter : 3,048 m

Tinggi : 1,219 m

Jumlah *course* : 2

Tebal *shell course* 1: 0,0079 m

Tebal *shell course* 2: 0,0064 m

Dimensi *roof*

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Tebal *roof* : 0,0048 m

Tinggi : 2,3835 m

Harga : $ 123563

35. Tangki Larutan HCl (T-03)

Fungsi : Menyimpan HCl sebanyak 0,771 kg/jam selama 30 hari

Jenis : *Flat bottom, conical roof, cylindrical vessel*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 37°C

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Diameter : 3,048 m

Tinggi : 0,9144 m

Jumlah *course* : 2

Tebal *shell course* 1 : 0,0079 m

Tebal *shell course* 2 : 0,0064 m

Dimensi *roof*

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Tebal roof : 0,0048 m

Pengaduk

Jenis : *Six flat blade turbine impeller*

Diameter *impeller* : 0,005 m

Jumlah *impeller* : 1 buah

Jumlah *baffle* : 4 buah

Lebar *baffle* : 0,001 m

Kecepatan pengaduk : 100 rpm

Power pengaduk : 0,05 Hp

Tinggi : 2,0787 m

Harga : $ 118032

36. Tangki HCl (T-04)

Fungsi : Menyimpan HCl sebanyak 0,771 kg/jam selama 30 hari

Jenis : *Flat bottom, conical roof, cylindrical vessel*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 48°C

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Diameter : 3,048 m

Tinggi : 0,9144 m

Jumlah *course* : 2

Tebal *shell course* 1 : 0,0079 m

Tebal *shell course* 2 : 0,0064 m

Dimensi *roof*

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Tebal roof : 0,0048 m

Tinggi : 2,0787 m

Harga : $ 118032

37. Tangki NaOH (T-05)

Fungsi : Menyimpan NaOH sebanyak 81,403 kg

Jenis : Tangki silinder

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Volume : 8,238 m^3

Diameter : 2,189 m

Tinggi : 2,189 m

Harga : $ 63782

38. Tangki H2SO4 (T-06)

Fungsi : Menyimpan H2SO4 sebanyak 124,039 kg

Jenis : Tangki silinder

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Stainless Steel AISI type 316*

Volume : 13,402 m^3

Diameter : 2,575 m

Tinggi : 2,575 m

Harga : $ 75668

39. Pompa-01 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan H_2O dari utilitas menuju tangki perebusan sebanyak 2272,6 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 10,9 m

ID : 0,0266 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 64116,403 rpm

Daya motor : 75 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 4707

40. Pompa-02 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan produk tangki perebusan menuju *centrifuge 01* sebanyak 4545,2 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 4,525 m

ID : 0,0351 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 41909,897 rpm

Daya motor : 60 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 5884

41. Pompa-03 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan H2O menuju *mixer 01* sebanyak 6528,206 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 2,440 m

ID : 0,0627 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 35362,015 rpm

Daya motor : 15 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

42. Pompa-04 (P-04)

Fungsi : Mengalirkan produk *mixer 01* menuju reaktor liquifikasi 01 sebanyak 11077,023 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 5,957 m

ID : 0,0627 m

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 85154,667 rpm

Daya motor : 60 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

43. Pompa-05 (P-05)

Fungsi : Mengalirkan produk reaktor liquifikasi 01 menuju reaktor liquifikasi 02 sebanyak 11107,648 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 5,876 m

ID : 0,0627 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 83616,588 rpm

Daya motor : 60 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

44. Pompa-06 (P-06)

Fungsi : Mengalirkan produk reaktor liquifikasi 02 menuju reaktor sakarifikasi 01 sebanyak 11107,648kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 5,876 m

ID : 0,0627 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 83616,588 rpm

Daya motor : 60 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

45. Pompa-07 (P-07)

Fungsi : Mengalirkan H2O dari utilitas menuju reaktor sakarifikasi 01 sebanyak 0,330kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 3,387 m

ID : 0,0068 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 325,922 rpm

Daya motor : 0,083 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 1648

46. Pompa-08 (P-08)

Fungsi : Mengalirkan enzim glukoamilase dari tangki menuju reaktor sakarifikasi 01 sebanyak 3,131kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 3,393 m

ID : 0,0068 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 983,540 rpm

Daya motor : 0,75 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 1648

47. Pompa-9 (P-9)

Fungsi : Mengalirkan HCl dari tangki menuju reaktor sakarifikasi 01 sebanyak 0,001kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 3,387 m

ID : 0,0068 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 28,053 rpm Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 1648

48. Pompa-10 (P-10)

Fungsi : Mengalirkan produk reaktor sakarifikasi 01 menuju reaktor sakarifikasi 02 sebanyak 11111,109kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 7,518 m

ID : 0,0627 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 114163,879 rpm

Daya motor : 60 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

49. Pompa-11 (P-11)

Fungsi : Mengalirkan produk reaktor sakarifikasi 02 menuju reaktor sakarifikasi 03 sebanyak 11111,109kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 8,545 m

ID : 0,0627 m

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 132850,937 rpm

Daya motor : 60 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

50. Pompa-12 (P-12)

Fungsi : Mengalirkan produk reaktor sakarifikasi 03 menuju reaktor *rotary vacuum filter 01* sebanyak 11111,109kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 10,448 m

ID : 0,0627 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 155258,618 rpm

Daya motor : 75 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

51. Pompa-13 (P-13)

Fungsi : Mengalirkan produk *rotary vacuum filter 01* menuju *ultrafiltration membran 01* sebanyak 11041,727kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 3,917 m

ID : 0,0627 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 73208,034 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

52. Pompa-14 (P-14)

Fungsi : Mengalirkan produk *ultrafiltration*

membran 01 menuju *kation exchanger 01* sebanyak 10957,230 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 4,763 m

ID : 0,0627 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 85306,997 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

53. Pompa-15 (P-15)

Fungsi : Mengalirkan produk *kation exchanger 01* menuju *anion exchanger 01* sebanyak 10957,230 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 4,763 m

ID : 0,0627 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 85307,701 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

54. Pompa-16 (P-16)

Fungsi : Mengalirkan produk *anion exchanger 01* menuju *evaporator* 01 sebanyak 10957,205 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 10,018 m

ID : 0,0627 m

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 151805,563 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

55. Pompa-17 (P-17)

Fungsi : Mengalirkan produk *evaporator 01* menuju *crystallizer 01* sebanyak 5036,746 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 5,402 m

ID : 0,0525 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 73380,718 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 8002

56. Pompa-18 (P-18)

Fungsi : Mengalirkan kembali glukosa cair menuju *crystallizer 01* sebanyak 276,990 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 10,928 m

ID : 0,0125 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 29189,870 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 2589

57. Pompa-19 (P-19)

Fungsi : Mengalirkan HCl menuju tangki larutan HCl dengan laju alir 0,001 kg/jam

Jenis : *Centrifugal Pumps*

Dimensi Pompa

Head : 3,387 m

ID : 0,0068 m

Bahan : *Commercial Stee*l

Putaran : 3500 rpm

Putaran Spesifik : 28,053 rpm Daya

motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 2589

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisis Kebutuhan Bahan baku

Bahan baku yang digunakan pabrik Glukosa ini adalah jagung. Bahan baku yang dibutuhkan pabrik glukosa ini sebesar 35.000 kg/jam. Bahan baku tersebut diperoleh dari perkebunan jagung yang berada di sekitar Sulawesi.

3.3.2 Analisis Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses bertujuan untuk mengetahui besarnya anggaran yang diperlukan untuk pembelian maupun perawatan peralatan proses. Adapun beberapa analisis yang dilakukan, antara lain yaitu kemampuan peralatan untuk proses dan umur atau jam kerja peralatan dan perawatannya.

BAB IV

PERANCANGAN PROSES

4.1 Lokasi pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu yang paling penting dalam pendirian suatu pabrik untuk kelangsungan operasi pabrik. Hal ini dapat mempengaruhi perkembangan suatu pabrik, ada beberapa pertimbangan yang menjadi dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain: letak pabrik dengan pasar penunjang, letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, transportasi, tenaga kerja, kondisi social dan kemungkinan pengembangan di masa mendatang. Ada beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar menghasilkan keuntungan yang besar. Dalam rancangan, lokasi pabrik glukosa akan didirikan di Kecamatan Marusu, Maros, Pesisir Selatan, Sulawesi Selatan, Sulawesi.



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi tersebut dengan pertimbangan sebagai berikut:

a. Pasar Utama

Pemilihan lokasi pabrik yang dekat dengan target pasar serta ketersediaan infrastruktur yang memadai merupakan strategi yang juga dapat memudahkan konsumen untuk mendapatkan produk atau jasa yang diinginkannya. Gula glukosa akan di pasarkan ke seluruh Indonesia. Oleh karena itu, pemilihan lokasi pabrik di Sulawesi Selatan sudah sangat baik dikarenakan akses distribusi di Pulau Sulawesi, Kalimantan maupun pulau lainnnya dapat dijangkau dengan mudah.

b. Penyediaan Bahan Baku

Sumber bahan baku dari pabrik glukosa adalah Jagung. Provinsi Sulawesi Selatan menjadi provinsi urutan ke-4 kontribusi rata-rata sentra luas panen jagung di Indonesia. Sehingga, bahan baku utama pembuatan gula glukosa dapat didapatkan dengan mudah tanpa harus impor dari luar pulau ataupun luar negeri.

c. Persediaan Air

Didalam perencanaan pabrik ini, air diperlukan untuk memenuhi kebutuhan selama berlangsungnya proses produksi. Air tersebut dipergunakan sebagai air proses, air domestik, air pendingin dan air umpan boiler. Kebutuhan akan air ini diperoleh dari air laut di Pesisir Selatan, Sulawesi Selatan.

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku yang sangat penting dalam proses produksi. Sebagian besar tenaga kerja diambil dari penduduk sekitar. Selain itu, lokasi pabrik yang dekat dengan pemukiman diharapkan dapat membantu meningkatkan taraf hidup penduduk sekitarnya.

e. Infrastruktur

Pabrik glukosa direncanakan didirikan dekat dengan jalan raya sehingga akses pengangkutan bahan baku maupun produk mudah diangkut. Sulawesi selatan merupakan daerah kawasan berbagai industri, contohnya industri besi, logam ,makanan

hingga industri kimia sehingga infrastruktur pabrik bisa didapat dengan mudah dan terpenuhi. Selain itu, Sulawesi Selatan merupakan daerah strategis karena berada di Pulau Sulawesi bagian selatan berdekatan dengan pelabuhan. Daerah tersebut terkenal dengan pengembangan pusat industri sehingga dapat menjadi peluang untuk memasarkan produk Gula glukosa.

f. Letak Geografis dan Sosial

Lokasi yang dipilih merupakan daerah bebas banjir, gempa dan angin topan, sehingga keamanan bangunan pabrik terjamin

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan dan tempat penyimpanan bahan baku dan produk. Ditinjau dari segi hubungan yang satu dengan yang lain tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik dapat efisien dan kelancaran produksinya terjamin. Berikut ini adalah *layout* pabrik yang dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu:

a. Daerah Administrasi

Daerah perkantoran atau administrasi merupakan pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Daerah ini terletak di depan dekat dengan gerbang masuk pabrik.

b. Laboratorium

Didalam laboratorium digunakan sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan baku serta produk yang dihasilkan.

c. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

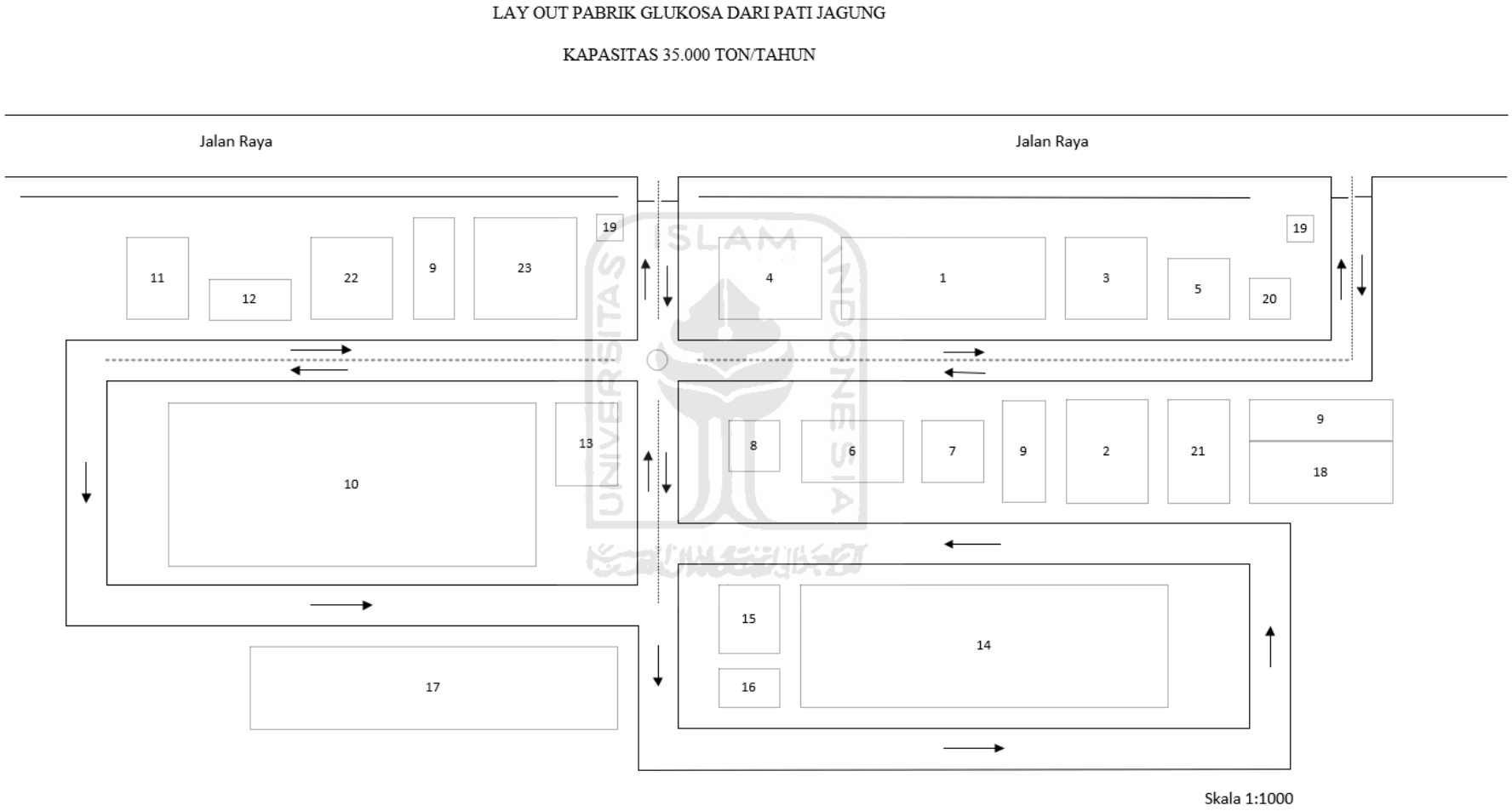
Daerah ini merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dengan tempat proses produksi. Sedangkan *control room* merupakan tempat untuk mengendalikan proses apabila terjadi penyimpangan selama proses berlangsung.

d. Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel dan Garasi

Daerah ini merupakan daerah penyimpanan bahan baku maupun produk yang dihasilkan. Sedangkan bengkel biasanya digunakan untuk memperbaiki alat-alat atau kendaraan yang digunakan demi kelancaran proses produksi.

e. Daerah Utilitas dan *Power Station*

Daerah ini merupakan daerah penunjang proses produksi. Dimana kegiatan penyediaan air, listrik, bahan bakar, *steam* dan udara tekan.



Gambar 4. 2 *Layout* Pabrik Glukosa

Keterangan :

1. Kantor
2. Tempat Parkir Karyawan
3. Aula
4. Perpustakaan
5. Klinik
6. Kasjid
7. Kantin
8. Laboratorium
9. Taman
10. Area proses
11. Ruang generator
12. Unit Pemadam Kebakaran
13. Control Room
14. Area Utilitas
15. Control Room Utilitas
16. Bengkel
17. Area Perluasan
18. Lapangan
19. Pos keamanan
20. Kantor k3
21. Mess
22. Gudang Produk
23. Parkir Truk

Tabel 4. 1 Rincian luas tanah dan bangunan pabrik

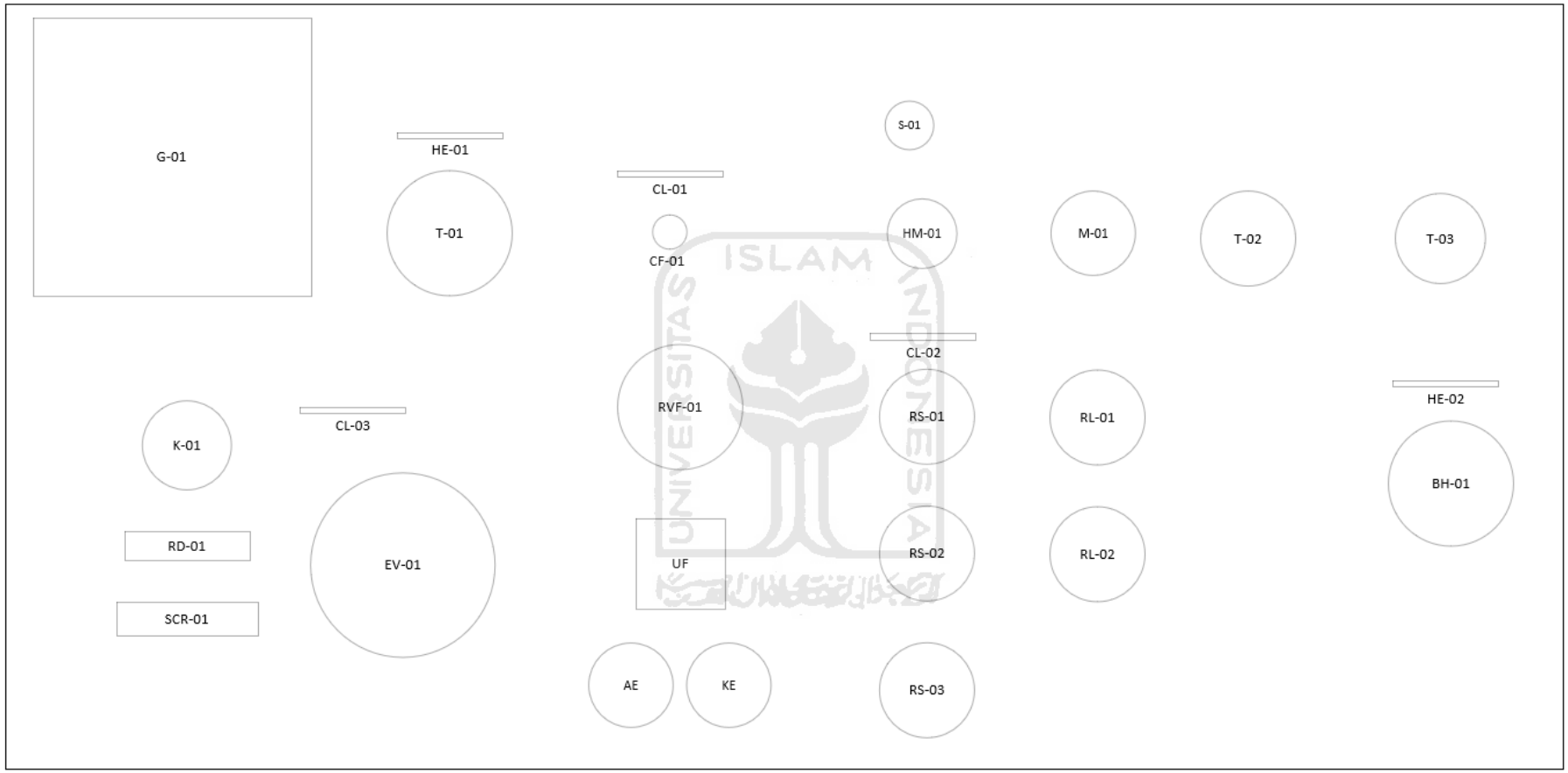
No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m^2)
1	Kantor	50	20	1000
2	Tempat Parkir	20	25	500
3	Aula	20	20	400
4	Perpustakaan	25	20	500
5	Klinik	15	10	150
6	Masjid	25	15	375
7	Kantin	15	15	225
8	Laboratorium	13	13	169
9	Taman			3600
10	Area Proses	90	40	3600
11	Ruang Generator	15	20	300
12	Unit Pemadam Kebakaran	20	10	200
13	Control Room Proses	15	20	300

No	Lokasi	Panjang(m)	Lebar(m)	Luas(m^2)
14	Area Utilitas	90	30	2700
15	Control Room Utilitas	15	17	255
16	Bengkel	15	10	150
17	Area Perluasan	90	20	1800
18	Lapangan	35	15	525
19	Pos Keamanan	8	8	64
20	Kantor K3	10	10	100
21	Mess	15	25	375
22	Gudang Produk	20	20	400
23	Parkir Truk	25	25	625
	Luas Bangunan			11263
	Luas Tanah			15463

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

a. Letak alat proses harus berada di lokasi yang memadai agar dapat memudahkan dalam pemasangan, perawatan dan perbaikan.
b. Peralatan pabrik disusun sedemikian rupa, terutama untuk alat yang beresiko tinggi dapat diberi jarak yang cukup untuk memudahkan dalam menanggulangi bahaya, seperti kebakaran atau keselamatan kerja.
c. Alat proses diletakkan berdasarkan alur prosesnya agar diperoleh efisiensi teknis maupun ekonomis dan dapat memudahkan dalam pengawasan.
d. Unit utilitas ditempatkan terpisah dari unit proses agar proses dapat berjalan dengan aman.
e. Adanya penerangan yang memadai sehingga jika terjadi kendala pada peralatan dapat segera diatasi.
f. Alat proses diletakkan di tempat yang mudah diakses oleh pekerja agar alat proses segera diperbaiki apabila ada kerusakan.



Gambar 4. 3 *Layout* Alat Proses (Skala 1:1000)

Keterangan:

S-01	:	Silo 01	KE	:	*Kation Exchanger 01*
HE-01	:	*Heat Exchanger 01*	AE	:	*Anion Exchanger 01*
HE-01	:	*Heat Exchanger 02*	EV-01	:	*Evaporator 01*
M-01	:	*Mixer 01*	K-01	:	*Kristalizer 01*
RL-01	:	Reaktor Liquifikasi 01	RD-01	:	*Rotary Dryer 01*
RL-01	:	Reaktor Liquifikasi 02	SCR-01	:	*Screener 01*
CL-01	:	*Cooler 01*	HM-01	:	*Hammer mill 01*
CL-02	:	*Cooler 02*	CF-01	:	*Centrifuge 01*
CL-03	:	*Cooler 03*	T-01	:	Tangki Perebusan Tangki
RS-01	:	Reaktor Sakarifikasi 01	T-02	:	Glukoamilase Tangki Asam
RS-02	:	Reaktor Sakarifikasi 02	T-03	:	Klorida (HCl)
RS-03	:	Reaktor Sakarifikasi 03	G-01	:	Gudang Jagung
RVF-01	:	*Rotary Vacuum Vilter 01*	BH-01	:	*Bin Hopper 01*
UF	:	*Ultrafiltration Membrane 01*			

4.4 Aliran proses dan material

4.4.1. Neraca Massa

1. Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca massa total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	3875.692	13.519
$H_2O_{(g)}$		6657.316
$H_2O_{(l)}$	9413.209	2335.001
Protein	39.998	39.998
Lemak	36.816	36.816
Abu	9.545	9.545
Serat kasar	3.636	3.636
CaCl2	3.617	3.617
α-amilase	30.625	30.625
Glukoamilase	3.131	3.131
HCl	0.125	0.125
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$		2.044
$C_6H_{12}O_{6(l)}$		237.187
$C_6H_{12}O_{6(s)}$	462.513	4506.560
Total	13878.996	13878.996

2. Neraca Massa Alat

Tabel 4. 3 Neraca Massa Tangki Perebusan-01 (TK 01)

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)
	Aliran 1	Aliran 2	Aliran 3
(C6H10O5)1000	3875,692		3875,692
H2O	579,513	2272,6	2852,113
Protein	39,998		39,998
Lemak	36,816		36,816
Abu	9,545		9,545
Serat Kasar	3,636		3,636
Sub Total	4545,200	2272,6	6817,800
Total	6817,800		6817,800

Tabel 4. 4 Neraca Massa Centrifuge-01 (C-01)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Aliran 3	Aliran 4	Aliran 5
(C6H10O5)1000	3875,692		3875,692
H2O	2852,113	2272,6	579,513
Protein	39,998		39,998
Lemak	36,816		36,816
Abu	9,545		9,545
Serat Kasar	3,636		3,636
Sub Total	4545,200	2272,6	4545,200

Total	6817,800	6817,800

Tabel 4. 5 Neraca Massa Hammer Mill-01 (HM 01)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Aliran 5	Aliran 6
(C6H10O5)1000	3875,692	3875,692
H2O	579,513	579,513
Protein	39,998	39,998
Lemak	36,816	36,816
Abu	9,545	9,545
Serat Kasar	3,636	3,636
Sub Total	4545,200	4545,200
Total	4545,200	4545,200

Tabel 4. 6 Neraca Massa Mixer-01 (M 01)

Komponen	Input (Kg/jam)			Output (Kg/jam)
	Aliran 6	Aliran 7	Aliran 8	Aliran 9
(C6H10O5)1000	3875,692	-	-	3875,692
H2O	579,513	6528,206	-	7107,719
Protein	39,998	-	-	39,998
Lemak	36,816	-	-	36,816
Abu	9,545	-	-	9,545

Komponen	Input (Kg/jam)			Output (Kg/jam)
	Aliran 6	Aliran 7	Aliran 8	Aliran 9
Serat Kasar	3,636	-	-	3,636
CaCl2	-	-	3,617	3,617
Sub Total	4545,200	6528,20	3,617	11077,023
Total	4545,200			11077,023

Tabel 4. 7 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi-01 (RL 01)

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)
	Aliran 9	Aliran 10	Aliran 11
(C6H10O5)1000	3875,692	-	587,787
H2O	7107,719	-	7107,719
Protein	39,998	-	39,998
Lemak	36,816	-	36,816
Abu	9,545	-	9,545
Serat Kasar	3,636	-	3,636
CaCl2	3,617	-	3,617
α-amilase	-	30,625	30,625
(C6H10O5)10	-	-	3287,905
Sub Total	11077,023	30,625	11077,648
Total	11077,648		11077,648

Tabel 4. 8 Neraca Massa Reaktor Luquifikasi-02 (RL 02)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Aliran 11	Aliran 12
(C6H10O5)1000	587,787	13,519
H2O	7107,719	7107,719
Protein	39,998	39,998
Lemak	36,816	36,816
Abu	9,545	9,545
Serat Kasar	3,636	3,636
CaCl2	3,617	3,617
α-amilase	30,625	30,625
(C6H10O5)10	3287,905	3862,173
Sub Total	11077,648	11077,648
Total	11077,648	11077,648

Tabel 4. 9 Neraca Massa Larutan HCl (T-03)

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)
	Aliran 13	Aliran 14	Aliran 15
H2O	0,206	-	0,206
HCl	-	0,125	0,125
Sub total	0,206	0,125	0,331
Total	0,331		0,331

Tabel 4. 10 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi-01 (RS 01)

Komponen	Input (Kg/jam)			Output (Kg/jam)
	Aliran 12	Aliran 15	Aliran 16	Aliran 17
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	13,519	-	-	13,519
H_2O	7107,719	0,206	-	6800,839
Protein	39,998	-	-	39,998
Lemak	36,816	-	-	36,816
Abu	9,545	-	-	9,545
Serat Kasar	3,636	-	-	3,636
$CaCl_2$	3,617	-	-	3,617
α-amilase	30,625	-	-	30,625
Glukoamilase	-	-	3,131	3,131
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	3862,173	-	-	1098,402
$C_6H_{12}O_6$	-	-	-	3070,857
HCl	-	0,125	-	0,125
Sub Total	11077,65	0,331	3,131	11077,648
Total		11111,109		11111,109

Tabel 4. 11 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi-02 (RS 02)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Aliran 17	Aliran 18
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	13,519	13,519
H_2O	6800,839	6688,668

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Aliran 17	Aliran 18
Protein	39,998	39,998
Lemak	36,816	36,816
Abu	9,545	9,545
Serat Kasar	3,636	3,636
CaCl2	3,617	3,617
α-amilase	30,625	30,625
Glukoamilase	3,131	3,131
(C6H10O5)10	1098,402	88,861
C6H12O6	3070,857	4192,569
HCl	0,125	0,125
Sub Total	11111,109	11111,109
Total	11111,109	11111,109

Tabel 4. 12 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi-03 (RS 03)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Aliran 18	Aliran 19
(C6H10O5)1000	13,519	13,519
H2O	6688,668	6679,022
Protein	39,998	39,998
Lemak	36,816	36,816
Abu	9,545	9,545

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)
	Aliran 18	Aliran 19
Serat Kasar	3,636	3,636
CaCl2	3,617	3,617
α-amilase	30,625	30,625
Glukoamilase	3,131	3,131
(C6H10O5)10	88,861	2,044
C6H12O6	4192,569	4289,032
HCl	0,125	0,125
Sub Total	11111,109	11111,109
Total	11111,109	11111,109

Tabel 4. 13 Neraca Massa Rotary Vacuum Filter-01 (RVF 01)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Aliran 19	Aliran 20	Aliran 21
(C6H10O5)1000	13,519	13,384	0,135
H2O	6679,022	5,470	6673,552
Protein	39,998	0,033	39,965
Lemak	36,816	0,030	36,786
Abu	9,545	9,449	0,095
Serat Kasar	3,636	3,600	0,036
CaCl2	3,617	3,581	0,036
α-amilase	30,625	30,319	0,306

Glukoamilase	3,131	0,003	3,128
(C6H10O5)10	2,044	0,002	2,042
C6H12O6	4289,032	3,513	4285,520
HCl	0,331	0,000102	0,125
Sub Total	11111,109	69,382	11041,727
Total	11111,109	11111,109	

Tabel 4. 14 Neraca Massa Ultrafiltration Membrane-01 (UF 01)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Aliran 21	Aliran 22	Aliran 23
(C6H10O5)1000	0,135	0,135	-
H2O	6673,552	2,002	6671,550
Protein	39,965	39,965	-
Lemak	36,786	36,786	-
Abu	0,095	0,095	-
Serat Kasar	0,036	0,036	-
CaCl2	0,036	-	0,036
α-amilase	0,306	0,306	-
Glukoamilase	3,128	3,128	-
(C6H10O5)10	2,042	2,042	-
C6H12O6	4285,520	-	4285,520
HCl	0,125	-	0,125
Sub Total	11041,727	84,496	10957,230
Total	11041,727	11041,727	

Tabel 4. 15 Neraca Massa Kation Exchanger-01 (KE 01)

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam	
	Aliran 23	Aliran 24	Aliran 25	Aliran 26
H2O	6671,550	-	-	6671,550
CaCl2	0,036	-	-	-
C6H12O6	4285,520	-	-	4285,520
HCl	0,125	-	-	0,0148
Resin H+	-	0.001	-	-
Ca2+	-	-	0,013	-
Sub Total	10957,230	0,001	0,013	10957,218
Total	10957,231		10957,231	

Tabel 4. 16 Neraca Massa Anion Exchanger-01 (AE 01)

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)	
	Aliran 26	Aliran 27	Aliran 28	Aliran 29
H2O	6671,550	-	-	6671,623
C6H12O6	4285,520	-	-	4285,520
HCl	0,148	-	-	-
Resin OH-	-	0,069	-	-
Cl-	-	-	0,144	-
Sub Total	109571,218	0,069	0,144	10957,143
Total	10957,287		10957,287	

Tabel 4. 17 Neraca Massa Evaporator-01 (EV 01)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)		Recycle I (Kg/Jam)	Output (Kg/jam)
	Aliran 29	Aliran 30	Aliran 31	Aliran 33	Aliran
H2O	6671,623	5916,111	755,512	39,804	795,316
C6H12O6	4285,520	4,286	4281,234	237,186	4518,42
Sub Total	10957,143	5920,397	5036,746	276,99	5313,736
Total	10957,143	10957,143		5250,946	

Tabel 4. 18 Neraca Massa Recycle II

Komponen	Input (Kg/jam)		Output (Kg/jam)
	Aliran	Aliran 37 (Recycle II)	Aliran 32
H2O	795,316	0,756	796,072
C6H12O6	4518,42	225,327	4743,747
Sub total	5313,736	226,083	5539,819
Total	5539,816		

Tabel 4. 19 Neraca Massa Crytallizer-01 (CR 01)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Aliran 32	Aliran 33	Aliran 34
H2O	796,072	39,804	756,268
$C6H12O6_{(L)}$	4743,747	237,187	-
$C6H12O6_{(S)}$	-	-	4506,560

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Aliran 32	Aliran 33	Aliran 34
Sub Total	5539,819	276,99	5262,828
Total	5539,819	5539,819	

Tabel 4. 20 Neraca Massa Rotarry dryer-01 (RD 01)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Aliran 34	Aliran 35	Aliran 36
$H2O_{(L)}$	756,268	-	15,125
$H2O_{(G)}$	-	741,143	-
$C6H12O6_{(S)}$	4506,560	-	4506,560
Sub Total	5262,828	741,143	4521,685
Total	5262,828	5262,828	

Tabel 4. 21 Neraca Massa Screener-01 (SC 01)

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	
	Aliran 36	Aliran 37	Aliran 38
H2O	15,125	0,76	14,369
$C6H12O6_{(S)}$	4506,560	225,3	4281,232
Sub Total	4521,685	225,33	4295,601
Total	4521,685	4521,685	

4.4.2. Neraca Panas

Tabel 4. 22 Neraca Panas Heater-01 (HE 01)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas Keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	47659,753	Q_{out}	712464,908
Sub Total	47659,753	Sub Total	712464,908
Beban Pemanas	664805,155		
Total	712464,908	Total	712464,908

Tabel 4. 23 Neraca Panas Cooler-01 (CO 01)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	1135009,0760	Q_{out}	300242,1942
Sub Total	1135009,0760	Sub Total	300242,1942
		Panas diserap	834766,8818
Total	1135009,0760	Total	1135009,0760

Tabel 4. 24 Neraca Panas Mixer-01 (M 01)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas Keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	149067,314	Q_{out}	149067,314
Total	149067,314	Total	149067,314

Tabel 4. 25 Neraca Panas Tangki Perebusan

Panas masuk (Kj/jam)		Panas Keluar (Kj/jam)	
Qin	12159,4591	Q out	181684,7384
Pemanas	169525,324		

Total	181684,7384	Total	181684,7384

Tabel 4. 26 Neraca Panas Heater-02 (HE 02)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas Keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	149066,070	Q_{out}	2079266,003
Sub Total	149066,070	Sub Total	2079266,003
Beban Pemanas	1930199,933		
Total	2079266,003	Total	2079266,003

Tabel 4. 27 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi-01 (RL 01)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas Keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	2079336,3767	Q_{out}	2088196,2633
ΔH_{Rks}	425436,4405		
Sub Total	2504772,8172	Sub Total	2088196,2633
		Panas diserap	416576,5538
Total	2504772,8172	Total	2504772,8172

Tabel 4. 28 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi-02 (RL 02)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas Keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	2088183,4866	Q_{out}	2089731.0117
ΔH_{Rks}	74291,3945		
Sub Total	2162474,8811	Sub Total	2089731.0117
		Panas diserap	72743.8694
Total	2162474,8811	Total	2162474,8811

Tabel 4. 29 Neraca Panas Cooler-02 (CO 02)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	1930257,0243	Q_{out}	891159,6196
Sub Total	1930257,0243	Sub Total	891159,6196
		Panas diserap	1039097,4047
Total	1930257,0243	Total	1930257,0243

Tabel 4. 30 Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi-01 (RS 01)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas Keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	1286470,9838	Q_{out}	1286792,6425
ΔH_{Rks}	1460436,5773		
Sub Total	2746907,5612	Sub Total	1286792,6425
		Panas diserap	1460114,9187
Total	2746907,5612	Total	2746907,5612

Tabel 4. 31 Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi-02 (RS 02)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas Keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	1286792,6425	Q_{out}	1287015,0068
ΔH_{Rks}	533463,5219		
Sub Total	1747489,8668	Sub Total	1287015,0068
		Panas diserap	533241,1575
Total	1820256,1644	Total	1820256,1644

Tabel 4. 32 Neraca Panas Reaktor Sakarifikasi-03 (RS 03)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas Keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	1187668,8728	Q_{out}	1287034,1294
ΔH_{Rks}	45875,9475		
Sub Total	1747489,8668	Sub Total	1287034,1294
		Panas diserap	-53489,3091
Total	1233544,8203	Total	1233544,8203

Tabel 4. 33 Neraca Panas Evaporator-01 (EV 01)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas Keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	1206270,431	Q_{out}	17952085,508
		ΔH_{vap}	739488,305
Sub Total	1206270,431	Sub Total	18691573,813
$\Delta H_{pemanas}$	17485303,382		
Total	18691573,813	Total	18691573,813

Tabel 4. 34 Neraca Panas Cooler-03 (CO 03)

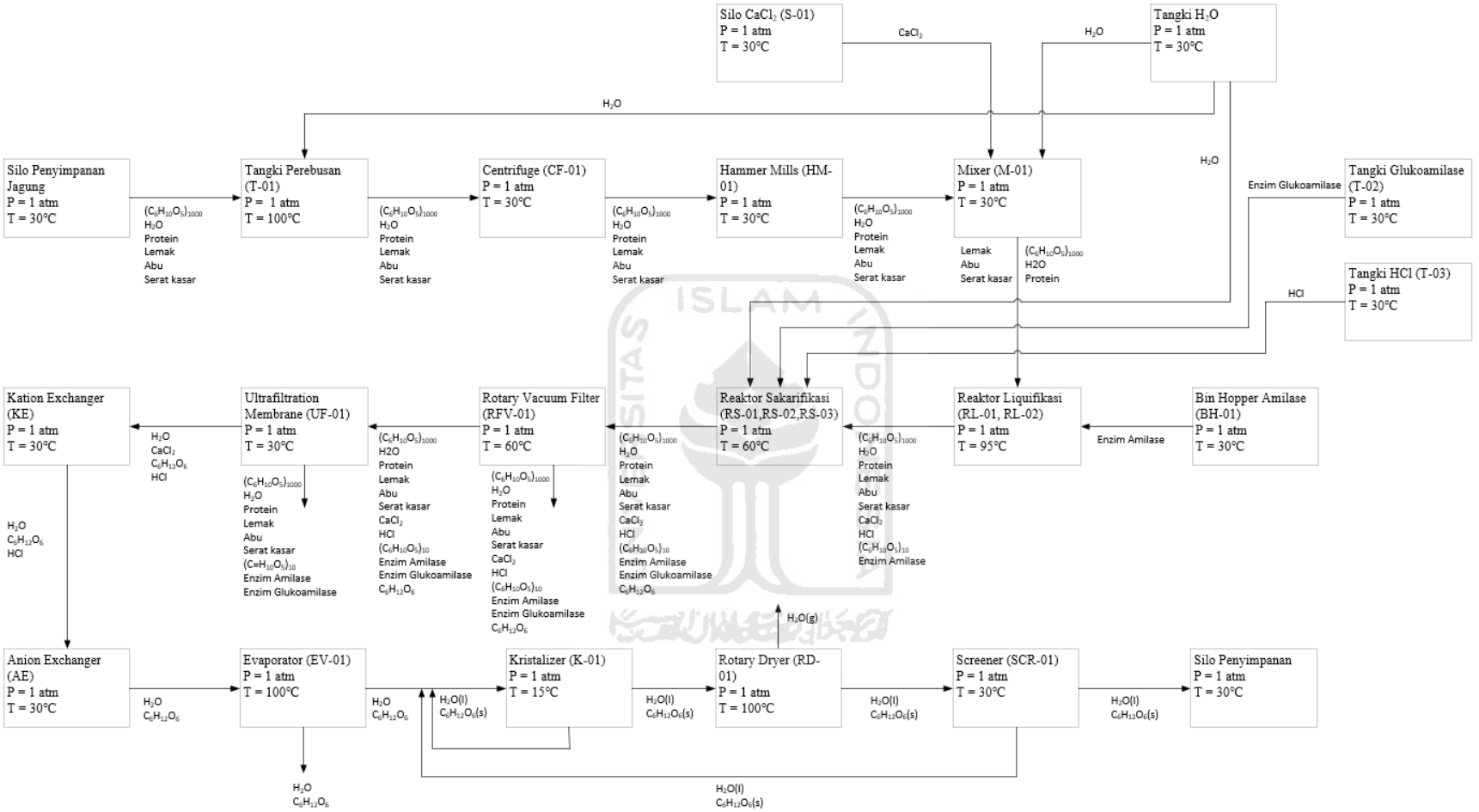
Panas Masuk (Kj/jam)		Panas keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	1012750,007	Q_{out}	104014,97
Sub Total	1012750,007	Sub Total	104014,97
		Panas diserap	908735,042
Total	1012750,007	Total	1012750,007

Tabel 4. 35 Neraca Panas Rotary Dryer-01 (RD 01)

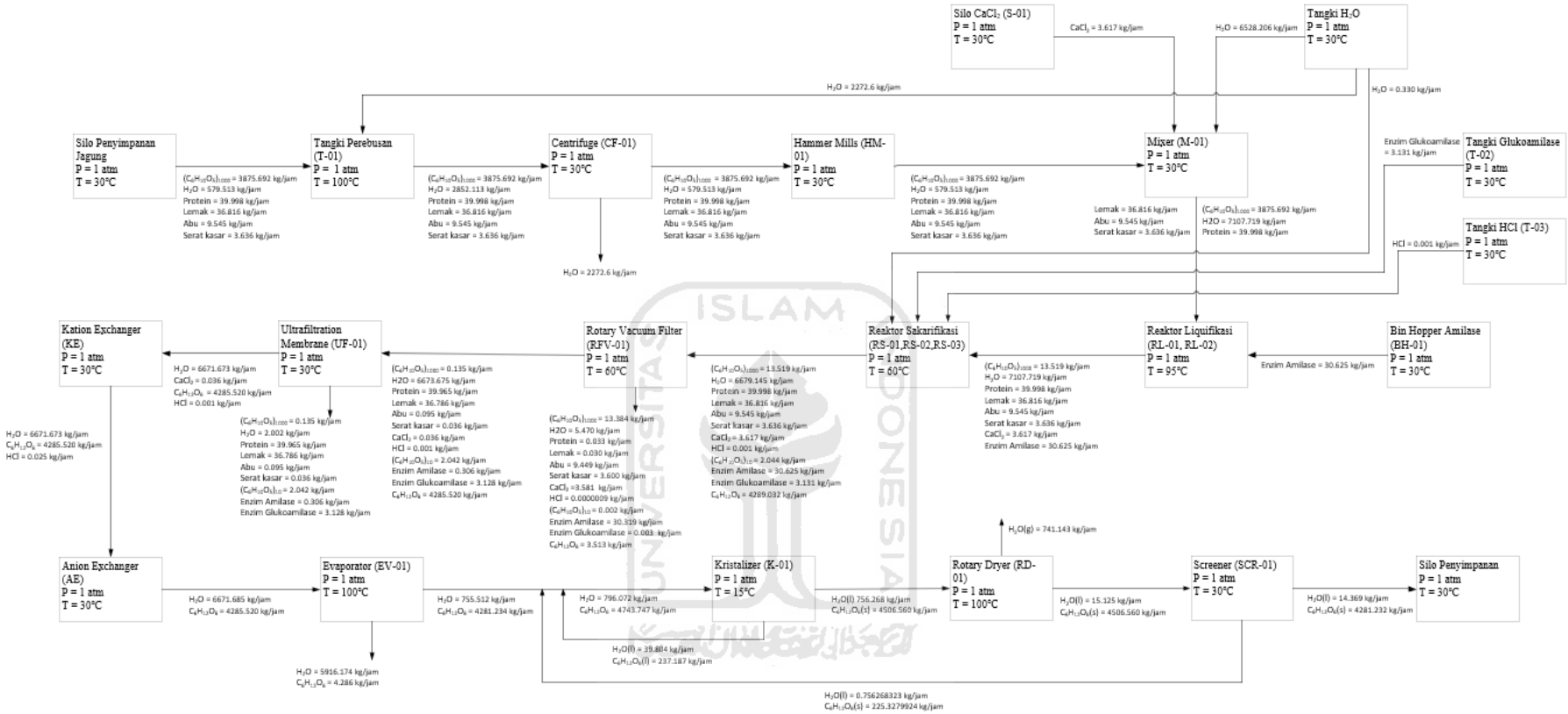
Panas Masuk (Kj/jam)		Panas keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	-37405,27	Q_{out}	544168,55
Sub Total	-37405,27	Sub Total	544168,55
Beban Pemanas	581573,82		
Total	544168,55	Total	544168,55

Tabel 4. 36 Neraca Panas Cooler-04 (CO 04)

Panas Masuk (Kj/jam)		Panas keluar (Kj/jam)	
Q_{in}	408703,933	Q_{out}	204095,206
Sub Total	408703,933	Sub Total	204095,206
		Panas diserap	204608,73
Total	408703,933	Total	408703,933



Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas merupakan unit penunjang yang sangat penting untuk kelancaran proses suatu industri. Utilitas yang diperlukan didalam pabrik glukosa ini antara lain :

4.5.1 Unit Pengadaan dan Pengolahan Air *(Water Treatment System)*

Dalam perencangan pabrik glukosa ini, kebutuhan air berasal dari laut Pantai Pesisir Selatan, Sulawesi Selatan, dengan pertimbangan antara lain :

1. Letak laut yang dekat dengan lokasi pabrik.
2. Laut merupakan sumber air yang memiliki kontinuitas tinggi sehingga kemungkinan kekeringan leratif kecil.
3. Pengolahan air laut harus diolah terlebih dahulu sebelum diproses

Kebutuhan air pabrik glukosa ini antara lain :

1. Air proses

   Air proses merupakan air yang diperlukan untuk proses produksi. Air proses yang digunakan harus memiliki tingkat kesadahan yang rendah untuk menghindari terjadinya kerak pada peralatan proses, dan tidak mengandung logam yang larut dalam air yang dapat menimbulkan korosi. Peralatan yang memerlukan air selama proses proses berlangsung yaitu tangki perebusan, mixer dan reaktor sakarifikasi.

Tabel 4. 37 Jumlah Kebutuhan Air Proses

Alat Proses	Air yang dibutuhkan (Kg/jam)
Tangki perebusan	2272,6
Alat Proses	Air yang dibutuhkan (Kg/jam)
Mixer	6528,206
Reaktor sakarifikasi	0,330
Total	8801,136

Sehingga kebutuhan air proses setelah *overdesign* 20% sebesar 10561,363 kg/jam.

2. Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan pendingin seperti cooler, jaket pendingin dan koil pendingin.

Tabel 4. 38 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin

Alat Proses	Pendingin yang dibutuhkan (Kg/jam)
Reaktor Liquifikasi 01	6637,795
Reaktor Liquifikasi 02	266302,568
Reaktor Sakarifikasi 01	34880,742
Reaktor Sakarifikasi 02	11000,311
Reaktor Sakarifikasi 03	1277,809
Cooler 02	12423,3374
Total	332522,563

Air pendingin dilakukan *recycle* sebanyak 80% dari kebutuhan untuk menghemat kebutuhan air, sehingga kebutuhan make up air pendingin

sebanyak 20% dari kebutuhan yaitu 763,14 Kg/jam. Untuk kebutuhan air setelah *overdesign* sebesar 399027,076 kg/jam.

Tabel 4. 39 Jumlah Kebutuhan Brine

Alat Proses	Kebutuhan Brine (Kg/jam)
Cooler 01	9908,921
Cooler 03	43023,56
Total	52932,48

Sehingga kebutuhan brine setelah *overdesign* 20% sebesar 63518,977 kg/jam.

Tabel 4. 40 Jumlah Kebutuhan Ammonia

Alat Proses	Kebutuhan Ammonia (Kg/jam)
Cooler 04	26113,998
Total	26113,998

Sehingga kebutuhan ammonia setelah *overdesign* 20% sebesar 31336,798 kg/jam.

3. Air Umpan *Steam*

Air umpan *boiler* digunakan untuk alat proses yang membutuhkan *steam* seperti *heater,evaporator,* dan *rotary dryer*.

Tabel 4. 41 Jumlah Kebutuhan Umpan Steam

Alat Proses	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
Heater 01	301,811
Heater 02	876,279
Evaporator	8260,799

Alat Proses	Kebutuhan Steam (Kg/jam)
Rotary Dryer	264,025
Total	9702,914

Steam dilakukan *recycle* sebanyak 80% dari kebutuhan untuk menghemat kebutuhan air, sehingga kebutuhan make up steam sebanyak 20% dari kebutuhan yaitu 2328,699 Kg/jam. Untuk kebutuhan steam setelah *overdesign* sebesar 11643,5 kg/jam.

4. Air Domestik

Air domestik merupakan air untuk keperluan perkantoran, laboratorium, kantin, taman pemadam kebakaran dan klinik dalam kehidupan sehari-hari. Air domestik harus tidak berbau, tidak berasa, warna jernih, tidak mengandung bakteri dan tidak beracun.

Tabel 4. 42 Jumlah Kebutuhan Air Domestik

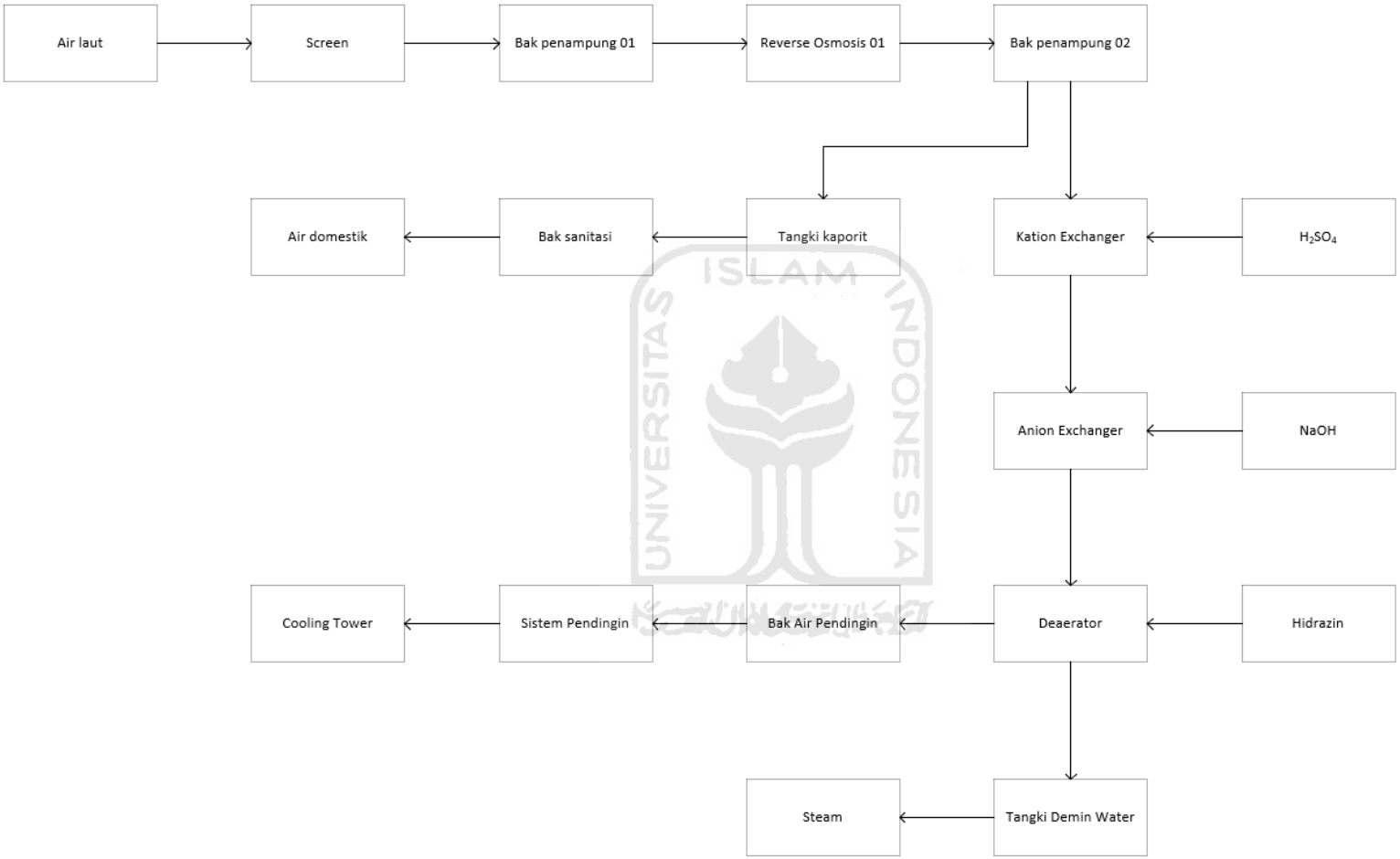
Kebutuhan	Kebutuhan Air (Kg/jam)
Air Domestik	681,92
Air Laboratorium	42,62
Air kantin dan Tempat ibadah	340,96
Air klinik	21,31
Total	1086,81

Tabel 4. 43 Jumlah Kebutuhan Air Laut

Kebutuhan	Kebutuhan Air (Kg/jam)
Air Proses	10561,363

Kebutuhan	Kebutuhan Air (Kg/jam)
Air Pendingin	399027,076
Makeup Air Pendingin	763,14
Air Umpan Steam	11643,5
Makeup Umpan Steam	2328,699
Air Domestik	1086,81
Total	425410,319

Sehingga jumlah air laut yang dibutuhkan setelah *overdesign* 20% sebesar 510492,696 Kg/jam.



Gambar 4. 6 Diagram alir proses pengolahan air laut

Air yang berasal dari air laut kawasan pesisir Sulawesi Selatan dilakukan pengolahan terlebih dahulu agar memenuhi syarat-syarat air sehingga bisa dipergunakan. Ada beberapa bagian proses pengolahan air yaitu secara kimia dengan bahan kimia tertentu dan fisika. Air dari pantai Sulawesi Selatan dialirkan menggunakan pompa lalu disaring menggunakan *screening* diharapkan kotoran halus maupun kasar dapat tersaring lalu ditampung ke bak penampung 01.

Air dari bak penampung 01 dialirkan ke *Reverse Osmosis* 01 untuk menyaring molekul besar dan ion-ion larutan dengan cara memberikan tekanan pada larutan. Dengan alat ini diharapkan dapat menyaring air laut dengan baik, lalu air laut ditampung di bak penampung 02 yang selanjutnya akan dikirim ke unit air domestik, unit air proses, unit air pendingin dan unit *steam*.

Berikut adalah pengolahan air domestik, air proses, air pendingin dan air umpan boiler :

a. Pengolahan air domestik

Pengolahan air domestik bertujuan untuk air dapat digunakan dalam kehidupan sehari-hari di pabrik. Dari dari tangki penampung air bersih dialirkan ke tangki kaporit. Kaporit merupakan desinfektan yang berfungsi untuk membunuh mikroorganisme yang ada didalam air. Kemudian air yang sudah bersih ditampung ke dalam tangki penampung air sanitasi.

b. Pengolahan air umpan boiler

Air dari tangki demin water dipompa ke boiler, maka di boiler akan

terbentuk steam jenuh (*saturated steam)*. Setelah steam digunakan maka terbentuk kondensat, lalu kondensat dialirkan kembali ke tangki demin water untuk air proses.

c. Demineralisasi Air

Demineralisasi air berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air ceperti Ca^{2+}, Mg^{2+}, HCO_3^-, SO_4^{2-}, Cl^- dan lain-lain dengan menggunakan resin, maka akan menghasilkan air yang bebas mineral. Kemudian diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler. Air umpan boiler memiliki kriteria sebagai berikut :

- Air umpan boiler tidak boleh menimbulkan kerak pada *shell and tube heat exchanger*.
- Air umpan boiler harus bebas dari gas-gas yang dapat mengakibatkan terjadinya korosi seperti gas oksigen.
- Air dari tangki penampung ke kation exchanger untuk menghilangkan unsur kation mineralnya, seperti : Ca^{2+}, Mg^{2+}, Fe^{2+}, Mn^{2+}, dan Al^{3+}.

Reaksi :

$CaCO_3 \longrightarrow Ca^{2+} + CO^{3-}$ ...(1)

$MgCl_2 + R\text{-}SO_3H \longrightarrow MgRSO_3 + Cl\text{-} + H+$ …(2)

Na_2SO_4 (resin) $\longrightarrow Na^{2+} + SO4^{2-}$ ...(3)

Kation resin akan jenuh dalam waktu tertentu, sehingga perlu diregenerasi kembali menggunakan asam sulfat.

$Mg + RSO_3 + H_2SO_4 \longrightarrow R2SO_3H + MgSO_4$ …(4)

Keluar dari kation exchanger, air diumpankan ke anion exchanger

untuk menghilangkan anion-anion mineral, seperti HCO^{3-}, CO3, Cl dan SiO_3^{2-} .

Reaksi : $CO^{3-} \longrightarrow CO_3$ …(5)

$Cl^- + RNOH \longrightarrow RN\,Cl^- + OH^-$ …(6)

Anion resin akan jenuh dalam waktu tertentu sehingga diperlukan regenerasi kembali dengan larutan NaOH.

RN Cl- + NaOH ⟶ RNOH + NaCl …(7)

Air yang keluar dari anion exchanger diharapkan mempunyai pH sekitar 6,1 – 6,2.

d. Deaerator

Deaerator berfungsi untuk menghilangkan gas-gas terlarut seperti oksigen dan karbondioksida yang terlarut didalam air yang dapat mengakibatkan korosi pada alat proses. Bahan-bahan kimia diinjeksikan kedalam daerator. Bahan-bahan kimia tersebut yaitu, hidrazin yang akan mengikat oksigen.

Reaksi : $N_2H_4 + O_2 \longrightarrow N_2 + 2H_2O$ …(1)

Air dari daerator ini dialirkan ke tangki penampung air umpan boiler, air umpan proses dan air umpan pendingin.

e. Air pendingin

Air pendingin berasal dari air laut yangdiolah dan merupakan keluaran dari deaerator. Air pendingin yang digunakan dalam proses berasal dari air pendingin yang telah digunakan selama proses produksi kemudian di *recycle* ke dalam *cooling tower* untuk didinginkan kembali. Air yang hilang dikarenakan penguapan, terbawa tetesan udara didalam

cooling tower diganti dengan air di bak air pendingin. Air pendingin disuntikkan bahan-bahan kimia agar tahan korosi, tidak menimbulkan kerak, dan tidak tidak menimbulkan mikroorganisme seperti lumut, bahan-bahan kimia yang digunakan antara lain:

- Fosfat sebagai mencegah timbulnya kerak.
- Klorin sebagai membunuh mikroorganisme.
- Zat dispersant sebagai mencegah terbentuknya penggumpalan (pengendapan fosfat).

4.5.2 Unit Pengadaan *Steam*

Kebutuhan steam keseluruhan sebesar 11627,292 Kg/jam yang akan dipenuhi oleh *boiler*. Air yang masuk kedalam *boiler* adalah air yang memiliki kesadahan rendah, karena apabila memiliki kesadahan tinggi akan menimbulkan kerak di dalam *boiler*. Oleh karena itu, sebelum masuk kedalam *boiler*, air akan dilewatkan kedalam *kation exchager* untuk mengurangi kesadahan, lalu diolah kedalam *deaerator* yang fungsinya menghilangkan gas-gas terlarut seperti oksigen. Selanjutnya, air akan diumpan ke tangki denim yang digunakan *boiler* untuk menghasilkan *steam.*

4.5.3 Unit Pengadaan Listrik

Listrik merupakan kebutuhan pokok proses industri. Pabrik glukosa ini membutuhkan listrik sebgaia penggerak alat-alat proses, utilitas, instrumen, bengkel, ruang kontrol, penerangan dan keperluan perkantoran. Kebutuhan listrik total sebesar 544,270 kW. Seluruh kebutuhan listrik dipenuhi oleh PLN. Pabrik glukosa juga menggunakan

cadangan generator diesel apabila dari PLN terjadi pemadaman listrik.

4.5.4 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Pabrik glukosa ini mengunakan peralatan yang menggunakan bahan bakar yaitu generator diesel dan *boiler*. *Boiler* menggunakan bahan bakar solar sebesar 666,886 Kg/jam, sedangkan generator diesel menggunakan bahan bakar solar sebesar 147 Kg/Jam yang dibeli dari Pertamina.

4.5.5 Unit Penyediaan Udara Instrumen

Unit penyediaan udara tekan diperlukan untuk menggerakan instrumen-instrumen pengendali yang bekerja secara pneumatik. Udara tekan yang digunakan pada pabrik glukosa ini sebesar 56,074 m^3/jam.

4.5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik glukosa ini menghasilkan limbah berupa limbah padat, cair dan gas. Limbah padat berasal dari *cake* keluaran *rotary vacuum filter*, sedangkan limbah cair berasal dari konsentrat *ultrafiltartion membrane* dan limbah gas berasal dari hasil atas *evaporator*. Limbah dari proses prosuksi glukosa ini akan diolah lebih lanjut di Unit Pengolahan Limbah (UPL).

4.5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Screener (S-01)

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar.

Bahan : Allumunium

Harga : $ 28361

2. Bak Penampung (BU-01)

Fungsi : Menampung air dari laut untuk diolah sebanyak 510492,696 kg/jam dilakukan injeksi clorine untuk mencegah pertumbuhan ganggang.

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Panjang : 10,62 m

Lebar : 10,62 m

Tinggi : 5,31 m

Volume : 598,891 m3

Jumlah : 1

Harga : $ 475

3. Reverse Osmosis 01 (RO-01)

Fungsi : Menyaring molekul besar dan ion-ion suatu larutan dengan cara memberikan tekanan pada larutan.

Kondisi Operasi:

T : 30°C

P : 50 atm

A : 18377,737 m^2

Spesifikasi membran

A : 151,52 m^2

Diameter pori : 0,025 mikron

Harga : $ 286078

4. Bak Penampung 02 (BU-02)

Fungsi : Menampung air yang keluar dari Reverse Osmosis 01

Jenis : Bak Beton Bertulang

Panjang : 16,858 m

Lebar : 16,858 m

Volume : 2395,57 m^3

Tinggi : 8,429 m

Jumlah : 1

Harga : $ 475

5. Tangki Kaporit (TU-02)

Fungsi : Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air domestik.

Diameter : 1,175 m

Tinggi : 1,175 m

Volume : 1,275 m^3

Jumlah : 1

Harga : $ 10826

6. Tangki Air Bersih (TU-03)

Fungsi : Menampung air untuk keperluan domestik

Diameter : 3,391 m

Tinggi : 3,391 m

Volume : 30,6 m3

Jumlah : 1

Harga : $ 119680

7. Bak Air Pendingin (BU-03)

Fungsi : Menampung air pendingin yang digunakan untuk

sistem pendinginan.

Panjang : 9,783 m

Lebar : 9,783 m

Tinggi : 4,891 m

Volume : 468,124 m^3

Jumlah : 1

Harga : $ 11415

8. Cooling Tower

Fungsi : Mendingin kembali air pendingin yang telah dipakai dalam proses produksi

A : 61,292 m^2

Panjang : 7,829 m

Lebar : 7,829 m

Jumlah : 1

Harga : $ 11415

9. Blower Cooling Tower

Fungsi : Menghisap udara di sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan.

Kebutuhan udara : 88,376 ft3/jam

Power motor : 2 Hp

Jumlah : 1

Harga : $ 11768

10. Kation Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan

oleh kation-kation seperti Ca dan Mg.

Jenis : Tangki silinder tegak

Tinggi : 2,29 m

Diameter : 1,783 m

Tebal *sheel* : 0,0048 m

Jumlah : 2

Volume : 167,9 m3

Harga : $ 43659

11. Anion Exchanger

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air seperti Cl, SO_4 dan NO_3.

Jenis : Tangki silinder tegak

Tinggi : 2,286 m

Diameter : 1,783 m

Tebal *sheel* : 0,0048 m

Jumlah : 2

Volume : 4,754 m3

Harga : $ 43659

12. Deaerator

Fungsi : Membebaskan gas CO_2 dan O_2 dari air yang telah dilunakkan dalam kation dan anion exchanger dengan larutan Na_2SO_3 dan larutan $NaH_2PO_4.H_2O$.

Jenis : Tangki silinder tegak

Tinggi : 3,927 m

Diameter : 3,927 m

Volume : 47,537 m3

Jumlah : 1

Harga : $ 1530

13. Boiler

Fungsi : Menguapkan air denim keluar pompa dan memanaskannya sehingga menjadi saturated steam

Jenis : Water Tube Boiler

A : 37,336 m^2

Jumlah : 1

Harga : $ 292356

14. Tangki Larutan H_2SO_4

Fungsi : Menyimpan larutan H_2SO_4 untuk regenerasi ion exchanger dengan waktu tinggal 30 hari.

Jenis : Tangki silinder tegak

Tinggi : 3,613 m

Diameter : 3,613 m

Jumlah : 1

Harga : $ 122504

15. Tangki Larutan NaOH

Fungsi : Menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi ion exchanger dengan waktu tinggal 30 hari.

Jenis : Tangki silinder tegak

Diameter : 3,088 m

Tinggi : 3,088 m

Harga : $ 115679

16. Tangki Larutan N_2H_4

Fungsi : Menyimpan larutan N_2H_4 untuk kebutuhan deaerator selama 4 bulan.

Jenis : Tangki silinder tegak

Diameter : 3,978 m

Tinggi : 3,978 m

Harga : $ 120386

17. Tangki Demin Water

Fungsi : Menampung air untuk umpan boiler.

Jenis : Tangki silinder tegak

Diameter : 4,948 m

Tinggi : 4,948 m

Harga : $ 137214

18. Tangki Kondesat

Fungsi : Menampung kondensat steam dari boiler.

Jenis : Tangki silinder tegak

Diameter : 1,909 m

Tinggi : 1,909 m

Harga : $ 54839

19. Tangki Ammonia

Fungsi : Menampung Ammonia.

Jenis : Tangki silinder tegak

Diameter : 12,192 m

Tinggi : 0,914 m

Harga : $ 452830

20. Tangki Brine

Fungsi : Menampung brine.

Jenis : Tangki silinder tegak

Diameter : 10,67 m

Tinggi : 0,914 m

Harga : $ 362687

21. Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Menampung bahan bakar selama 7 hari.

Jenis : Tangki silinder tegak

Tinggi : 6,334 m

Diameter : 6,334 m

Jumlah : 1

Harga : $ 71196

22. Pompa Utilitas (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air dari laut ke screener 01 sebanyak 141803,527 Kg /jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 2,307 m

ID : 0,254 m

Putaran spesifik : 158011,629 rpm

Daya motor : 3 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 30832

23. Pompa Utilitas (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari screener ke dalam bak penampung 01 sebanyak 141803,527 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 5,62 m

ID : 0,255 m

Putaran spesifik : 308007,722 rpm

Daya motor : 7,5 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 30832

24. Pompa Utilitas (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung 01 menuju reverse osmosis 01 sebanyak 141803,527 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 3,307 m

ID : 0,255 m

Putaran spesifik : 207011,184 rpm

Daya motor : 5 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 30832

25. Pompa Utilitas (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari reverse osmosis 01 menuju

bak penampung 02 sebanyak 141803,527 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 8,736 m

ID : 0,255 m

Putaran spesifik : 428971,729 rpm

Daya motor : 15 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 30832

26. Pompa Utilitas (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung 02 menuju tangki kaporit 01 sebanyak 1086,805 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 2,55 m

ID : 0,021 m

Putaran spesifik : 14914,1524 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 3766

27. Pompa Utilitas (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki kaporit 01 menuju tangki air bersih 01 sebanyak 1086,805kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 4,766 m

ID : 0,021 m

Putaran spesifik : 23839,845 rpm

Daya motor : 0,08 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 3766

28. Pompa Utilitas (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki air bersih 01 menuju area domestik sebanyak 1086,805 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 4,375 m

ID : 0,021 m

Putaran spesifik : 22355,677 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 3766

29. Pompa Utilitas (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung 02 menuju kation exchanger sebanyak 31205,405 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 2,96 m

ID : 0,1023 m

Putaran spesifik : 89357,743 rpm

Daya motor : 1 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 14122

30. Pompa Utilitas (PU-09)

Fungsi : Mengalirkan air dari kation exchanger 01 menuju anion exchanger 01 sebanyak 31205,405 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 2,96 m

ID : 0,1023 m

Putaran spesifik : 89357,743 rpm

Daya motor : 1 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 14122

31. Pompa Utilitas (PU-10)

Fungsi : Mengalirkan air dari anion exchanger menuju deaerator sebanyak 31205,405 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 4,601 m

ID : 0,1023 m

Putaran spesifik : 124411,761 rpm

Daya motor : 2 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 14122

32. Pompa Utilitas (PU-11)

Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator menuju tangki denim water sebanyak 40520,203 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 5,1124 m

ID : 0,154 m

Putaran spesifik : 153440,598 rpm

Daya motor : 3 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 20005

33. Pompa Utilitas (PU-12)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangka denim water menuju boiler sebanyak 11643,497 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 7,396 m

ID : 0,0627 m

Putaran spesifik : 108495,541 rpm

Daya motor : 1,5 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

34. Pompa Utilitas (PU-13)

Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator menuju air pendingin sebanyak 18315,343 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 5,74 m

ID : 0,0779 m

Putaran spesifik : 112516,717 rpm

Daya motor : 1 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 11297

35. Pompa Utilitas (PU-14)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju sistem pendingin sebanyak 399027,076 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 1,761 m

ID : 0,337 m

Putaran spesifik : 216436,6035 rpm

Daya motor : 7,5 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 39070

36. Pompa Utilitas (PU-15)

Fungsi : Mengalirkan air dari cooling tower menuju bak air pendingin sebanyak 126903,911 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 5,4571 m

ID : 0,203 m

Putaran spesifik : 285147,79 rpm

Daya motor : 7,5 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 25419

37. Pompa Utilitas (PU-16)

Fungsi : Mengalirkan H2SO4 ke dalam kation exchanger

sebanyak 342,712 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 3,226 m

ID : 0,0125 m

Putaran spesifik : 9991,67 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 2589

38. Pompa Utilitas (PU-17)

Fungsi : Mengalirkan NaOH ke dalam anion exchanger sebanyak 228,474 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 4,1013 m

ID : 0,0092 m

Putaran spesifik : 9766,77 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 2118

39. Pompa Utilitas (PU-18)

Fungsi : Mengalirkan brine menuju *cooler 01* sebanyak 9908,921 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 5,396 m

ID : 0,0627 m

Putaran spesifik : 85737,850 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 9414

40. Pompa Utilitas (PU-19)

Fungsi : Mengalirkan brine menuju *cooler 03* sebanyak 43023,560 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 4,102 m

ID : 0,154 m

Putaran spesifik : 145442,100 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 19604

41. Pompa Utilitas (PU-20)

Fungsi : Mengalirkan brine menuju *cooler 04* sebanyak 63518,977 kg/jam.

Jenis : Centrifugal pump

Head : 4,637 m

ID : 0,154 m

Putaran spesifik : 194327,08 rpm

Daya motor : 0,05 Hp

Jumlah : 2

Harga : $ 19604

42. Pompa Utilitas (PU-21)

Fungsi	: Mengalirkan ammonia menuju *cooler 04* sebanyak 26113,998 kg/jam.
Jenis	: Centrifugal pump
Head	: 5,296 m
ID	: 0,154 m
Putaran spesifik	: 244134,673 rpm
Daya motor	: 0,05 Hp
Jumlah	: 2
Harga	: $ 19604

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk Organisasi perusahaan

Pabrik glukosa akan didirikan dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT) yang berlokasi di daerah Sulawesi Selatan. Alasan didirikanya pabrik ini dalam bentuk Perseroan Terbatas antara lain :

1. Modal usaha didapat dengan cara menjual saham perusahaan.
2. Kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan peusahaan.
3. Kelangsungan perusahaan tidak dipengaruhi oleh pemegang saham, direksi dan karyawan persuhaan sehingga lebih terjamin.
4. Dapat memperluas usaha dari modal masyarakat.
5. Dapat meminjam modal dari bank dengan jaminan perusahaan.

Perseroan Terbatas mempunyai ciri-ciri sebagai berikut :

1. Perusahaan yang dibentuk dalam Perseroan Terbatas didirikan dengan akta notaris
2. Pemilik pemegang saham disebut dengan pemilik perusahaan.
3. Direksi adalah pimpinan dari suatu perusahaan dan biasanya dipilih oleh pemegang saham.

4.6.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi merupakan faktor penunjang kemajuan suatu perusahaan. Komunitas suatu perusahaan dapat mempengaruhi kelancaran perusahaan. Ada beberapa pedoman untuk mendapatkan suatu sistem yang baik, diantaranya yaitu :

a. Tujuan perusahaan dirumuskan dengan jelas.
b. Wewenang dan pembagian tugas kerja didelegasikan secara jelas.

c. Adanya organisasi perusahaan yang fleksibel.
d. Adayang kesatuan perintah dan tanggung jawab.
e. Adanya sistem pengontol atas pekerjaan yang dilaksanakan.

Untuk memperoleh struktur organisasi yang baik maka hal-hal tersebut dapat dijadikan sebagai pedoman perusahaan. Salah satunya yaitu *System Line and Staff*. Sistem ini memiliki garis kekuasaan yang praktis dan sederhana. Selain itu, sistem ini juga ada pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional sehinga karyawan hanya bertanggung jawab kepada atasan saja. Terdapat dua kelompok yang berpengaruh dalam menjalankan garis organisasi dan staff ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau ahli yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok suatu organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang menjalankan tugas sesuai keahliannya, sehingga dapat memberi saran-saran kepada unit operasional.

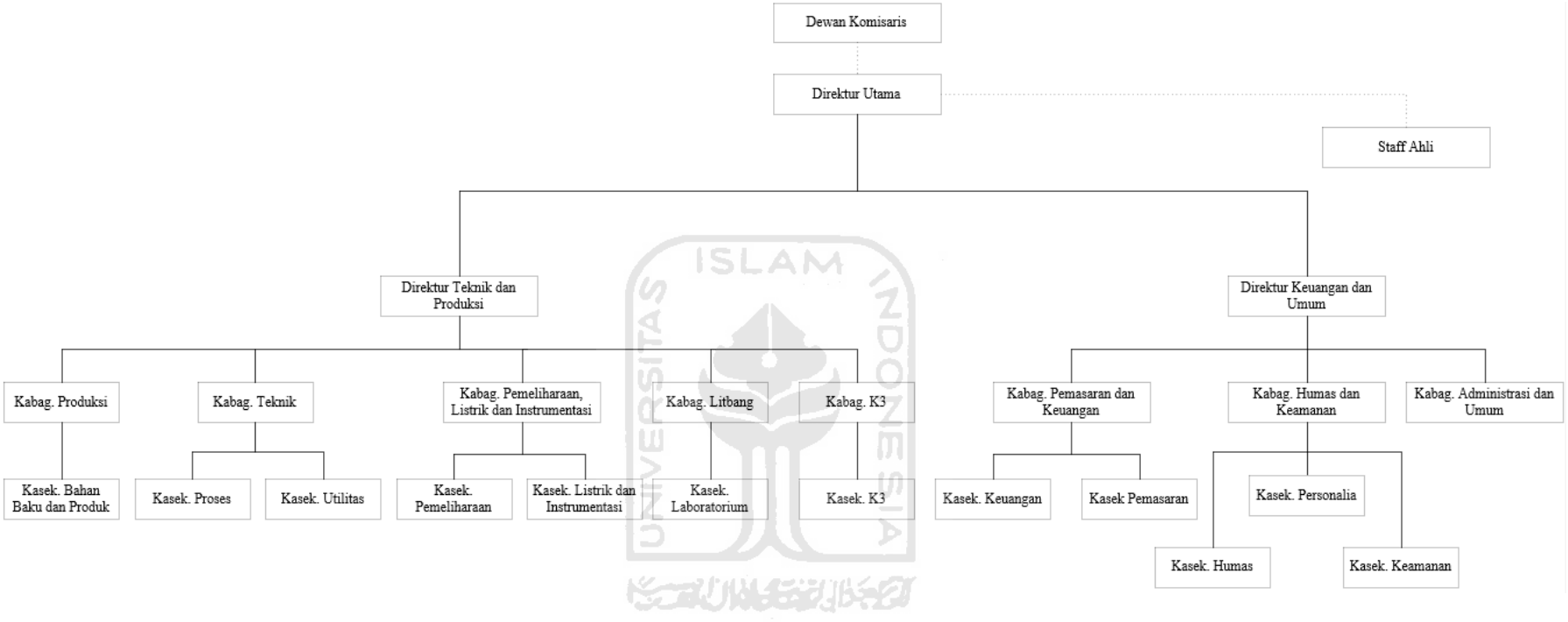
Dalam pelaksanaan tugas sehari-hari. Dewan Komisaris mewakili para pemegang saham , Direktur Utama bertugas menjalankan perusahaan yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Teknik dan Produksi membawahi bagian operasi dan teknik, sedangkan Derektur Keuangan dan Umum membawahi pemasaran dan kelancaran produksi. Direktur membawahi kepala bagian sedangkan kepala bagian membawahi kepala seksi, dan kepala seksi akan membawahi serta mengawasi karyawan perusahaan.

Untuk mencapai kelancaran produksi maka diperlukan staf ahli dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli bertugas memberikan

bantuan ide dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada beberapa manfaat adanya struktur organisasi dalam suatu perusahaan, yaitu :

a. Dapat menjelaskan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain hal sebagainya.
b. Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
c. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
d. Penyusunan program pengembangan manajemen.
e. Dapat mengatur kembali langkah kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.



Gambar 4. 7 Struktur Organisasi

4.6.3 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang saham

Pemegang saham adalah kumpulan dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian suatu perusahaan dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi perusahaan yang terbentuk di Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang berwenang untuk :

a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung dan rugi tahunan dari perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah seorang pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham. Oleh karena itu, Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris antara lain :

a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahan pemasaran.
b. Mengawasi tugas-tugas Direktur.
c. Membantu Direktur dalam tugas-tugas yang penting.

3. Direktur Utama

Direktur utama adalah pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan memiliki tanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijkasanaan yang diambil sebagai pimpinan

perusahaan. Direktur utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum. Berikut ini merupakan tugas dari Direktur Utama, yaitu :

a. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan perkerjaannya kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan.
c. Membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
d. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat.
e. Mengkoordinir kerjasama dengan Manajer Produksi dan Manajer Umum.

4. Direktur

Direktur adalah tenaga yang membantu Direktur Utama dalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Direktur dibagi menjadi dua bagian yaitu :

a. Direktur Teknik dan Produksi

Direktur Teknik dan Produksi memiliki tugas sebagai berikut :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang operasi dan teknik
- Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi
- Pelaksanaan kerja kepala-kepala yang menjadi bawahannya

b. Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Keuangan dan Umum memiliki tugas sebagai beriukut :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

5. Staf Ahli

Staf Ahli merupakan tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur Utama dalam menjalanankan tugasnya baik berhubungan dengan teknik, administrasi, maupun hukum. Adapun beberapa tugas Staf Ahli, yaitu :

a. Memberi nasihat dan saran dalam proses perencanaan dan pengembangan perusahaan.
b. Mengadakan evaluasi dibidang teknik dan ekonomi perusahaan.
c. Memberi saran-saran dalam bidang hukum

6. Kepala Bagian

Kepala bagian memiliki tugas untuk mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan perkerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis struktur yang telah ditentukan oleh pimpinan perusahaan. Dalam suatu perusahaan kepala bagian dibagi menjadi 8 bagian, yaitu :

a. Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala Bagian Produksi membawahi :

- Seksi Bahan Baku dan Produk

b. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang kelancaran proses teknik didalam perusahaan. Kepala Bagian Teknik membawahi :

- Seksi Proses
- Seksi Utilitas

c. Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi

Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dengan tugas sebagai berikut :

a. Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam pemeliharaan peralatan serta kebutuhan listrik yang diperlukan.
b. Mengkoordinir kepala seksi yang menjadi bawahnnya.

Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi membawahi :

- Seksi Pemeliharaan
- Seksi Listrik dan Instrumentasi

d. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Kepala bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang) bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan. Kepala Bagian Litbang membawahi :

- Seksi Laboratorium

e. Kepala Bagian Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Kepala Bagian Keselamatan dan Kesehatan Kerja bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang keselamatan kerja, kepala bagian ini membawahi :

- Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

f. Kepala Bagian Pemasaran dan Keuangan

Kepala Bagian Pemasaran dan Keuangan bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidan pemasaran dan keuangan didalam perusahaan. Kepala bagian ini membawahi :

- Seksi Keuangan
- Seksi Pemasaran

g. Kepala Bagian Humas dan Keamanan

Kepala Bagian Humas dan Keamanan bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan, kepala bagian ini membawahi :

- Seksi Humas
- Seksi Personalia
- Seksi Keamanan

h. Kepala Bagian Administrasi dan Umum

Kepala Bagian Administrasi dan Umum bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan umum.

7. Kepala Seksi

Kepala seksi merupakan pelaksana pekerjaan dalam lingkup yang sesuai dengan bidangnya, dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab kepada kepala bagiannya masing-masing sesuai penjabaran dibagan struktur organisasi.

4.6.4 Status Karyawan dari Sistem Penggajian

Pada pabrik glukosa ini memiliki sistem penggajian karyawan yang berbeda-beda sesuai dengan status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

1. Status Karyawan

Status karyawan di bagi menjadi 3 bagian, yaitu :

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang telah memenuhi syarat-syarat yang ditentukan, diterima, dipekerjakan, dan mendapat balas jasa serta terikat dalam hubungan kerja dengan perusahaan dengan jangka waktu tidak terbatas.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian merupakan karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan dalam jangka waktu yang terbatas dan diatur dalam suatuperjanjian. Dengan berpedoman pada Peraturan Mentri Tenaga Kerja No. PER02/MEN/1993. Hak-hak karyawan kontrak dapat disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan dalam kontrak tersebut.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan adalah karyawan yang terikat hubungan kerja dengan perusahaan atas dasar pekerja harian yang bersifat tidak terus-menerus, maksimal selama 3 bulan disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan didalam kontrak tersebut.

2. Jabatan dan Keahlian

Tabel 4. 44 Jabatan dan Prasyarat

Jabatan	Prasyarat
Direktur	Magister Manajemen
Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia (pengalaman minimal 3 tahun)
Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi (pengalaman minimal 3 tahun)
Staff Ahli	Sarjana Teknik (pengalaman minimal 3 tahun)
Ka. Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia (pengalaman minimal 2 tahun)
Ka. Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin (pengalaman minimal 2 tahun)
Ka. Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	Sarjana Teknik Mesin (Pengalaman minimal 2 tahun)
Ka. Bagian Litbang	Sarjana Teknik Kimia (pengalaman minimal 2 tahun)

Jabatan	Prasyarat
Ka. Bagian K3	Sarjana Teknik Lingkungan (pengalaman minimal 2 tahun)
Ka. Bagian Pemasaan dan Keuangan	Sarjana Ekonomi (Pengalaman miniman 2 tahun)
Ka. Bagian Humas dan Keamanan	Sarjana FISIP (pengalaman minimal 2 tahun)
Ka. Bagian Administrasi dan Umum	Sarjana Ekonomi (pengalaman minimal 2 tahun)
Kepala Seksi	Sarjana
Karyawan	STM/SMU sederajat
Operator	STM/SMU sederajat
Sekretaris	Akademi Sekretaris
Paramedis	Dokter
Keamanan	SMU sederajat
Supir dan *Cleaning service*	SMU sederajat

3. Pembagian Jam Kerja

Pabrik glukosa akan beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang lain dapat digunakan untuk perbaikan dan *shutdown*. Pembagian kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu :

a. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak meangani proses

produksi secara langsung. Karyawan *non-shift* seperti manajer, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi, bagian administrasi, personalia dan umum. Karyawan *non-shift* dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian kerja sebagi berikut :

- Hari Senin-Jumat : pukul 08.00 – 16.00

(Waktu istirahat 12.00 – 13.00)

- Hari Sabtu dan Minggu libur

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan *shift* seperti sebagian seksi proses, seksi laboratorium, seksi pemeliharaan, seksi utilitas, karyawan K3, seksi pemeliharaan, serta sesksi keamanan. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian sehari semalam dengan pengaturan sebagai berikut :

Karyawan produksi dan teknik :

- Pagi : pukul 07.00 – 15.00
- Siang : pukul 15.00 – 23.00
- Malam : pukul 23.00 – 07.00

Karyawan Keamanan

- Pagi : pukul 07.00 – 15.00
- Siang : pukul 15.00 – 23.00
- Malam : pukul 23.00 – 07.00

4. Jumlah Karyawan dan Gaji

Tabel 4. 45 Jumlah Karyawan dan Gaji

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan (Rp)	Total gaji (Rp)
1	Direktur Utama	1	50.000.000,00	50.000.000,00
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	48.000.000,00	48.000.000,00
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	48.000.000,00	48.000.000,00
4	Staf Ahli	1	30.000.000,00	30.000.000,00
5	Kepala Bagian Produksi	1	25.000.000,00	25.000.000,00
6	Kepala Bagian Teknik	1	25.000.000,00	25.000.000,00
7	Kepala Bagian Pemasaran dan Keuangan	1	25.000.000,00	25.000.000,00
8	Kepala Bagian Administrasi dan Umum	1	25.000.000,00	25.000.000,00
9	Kepala Bagian Litbang	1	25.000.000,00	25.000.000,00
10	Kepala Bagian Humas dan Keamanan	1	25.000.000,00	25.000.000,00
11	Kepala Bagian K3	1	25.000.000,00	25.000.000,00

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan (Rp)	Total gaji (Rp)
12	Kepala Bagian Pemeliharaan,Lisrik dan Instrumentasi	1	25.000.000,00	25.000.000,00
13	Kepala Seksi Utilitas	1	20.000.000,00	20.000.000,00
14	Kepala Seksi Proses	1	20.000.000,00	20.000.000,00
15	Kepala Seksi Bahan Baku dan Produk	1	20.000.000,00	20.000.000,00
16	Kepala Seksi Pemeliharan	1	20.000.000,00	20.000.000,00
17	Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	20.000.000,00	20.000.000,00
18	Kepala Seksi Laboratorium	1	20.000.000,00	20.000.000,00
19	Kepala Seksi keuangan	1	20.000.000,00	20.000.000,00
20	Kepala Seksi Pemasaran	1	20.000.000,00	20.000.000,00
21	Kepala Seksi Personalia	1	20.000.000,00	20.000.000,00
22	Kepala Seksi Humas	1	20.000.000,00	20.000.000,00
23	Kepala Seksi Keamanan	1	20.000.000,00	20.000.000,00
24	Kepala Seksi K3	1	20.000.000,00	20.000.000,00

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per bulan (Rp)	Total gaji (Rp)
25	Karyawan Proses	60	15.000.000,00	900.000.000,00
26	Karyawan Administrasi	22	15.000.000,00	330.000.000,00
27	Operator proses	37	15.000.000,00	559.000.000,00
28	Operator Utilitas	19	15.000.000,00	279.500.000,00
29	Sekretaris	6	15.000.000,00	90.000.000,00
30	Dokter	2	16.000.000,00	32.000.000,00
31	Perawat	4	10.000.000,00	40.000.000,00
32	Satpam	8	8.000.000,00	64.000.000,00
33	Supir	10	6.000.000,00	60.000.000,00
34	*Cleaning service*	7	5.000.000,00	35.000.000,00
total		199	901.000.000,00	3.005.500.000,00

5. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan sosial diberikan kepada semua karyawan di pabrik glukosa. Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan antara lain :

a. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawanyang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang masing-masing karyawan.

- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang berkerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

b. Cuti

- Cuti tahunan yang diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun.
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan berdasarkan keterangan dokter.

c. Pakaian Kerja

Pakaian kerja yang diberikan kepada setiap karyawan sejumlah tiga pasang untuk setiap tahunnya.

d. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang sakit disebabkan oleh kecelakaan kerja, maka biaya ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

e. Asuransi Tenaga Kerja

Seluruh karyawan akan diberikan asuransi tenaga kerja berupa BPJS Ketenagakerjaan.

f. Fasilitas

Perusahaan menyediakan beberapa fasilitas untuk seluruh karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik, adapun fasilitas yang diberikan oleh perusahaan berupa :

- Penyediaan mobil dan bus untuk tranportasi karyawan.
- Kantin untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan.
- Masjid untuk tempat beribadah bagi karyawan muslim.
- Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan helm, sepatu, kacamata, masker, *ear plug*, dan sarung tangan tahan api.
- Fasilitas kesehatan yang dilengkapi dengan dokter dan perawat.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi bertujuan untuk mengetahui kelayakan suatu pabrik yang akan didirikan. Faktor – faktor yang ditinjau dalam evaluasi ekonomi antara lain :

1. *Return On Invesment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow*
4. *Break Event Point*
5. *Shut Down Point*

Sebelum pabrik dilakukan analisa ekonomi, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal antara lain :

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*).

Total Capital Investment terdiri dari :

a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment)*
b. Modal kerja (*Working Capital Investment)*

2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost).*

Total production Cost terdiri dari :

a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost)*

b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses)*

c. Pendapatan modal

Perlu dilakukan perkiraan beberapa hal untuk mengetahui titik impas dari suatu pabrik. Hal-hal tersebut antara lain :

a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*)

b. Biaya variabel (*Variable Cost)*

c. Biaya mengambang (*Ragulated Cost)*

4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan mengalami perubahan setiap saat, tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Oleh karena itu diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun yang diinginkan dan perlu diketahui indeks harga peralatan pada tahun tersebut.

Indeks harga tahun 2025 diperkirakan dengan metode garis linear menggunakan data indeks dari tahun 1987 sampai 2015, sebagai berikut :

Tabel 4. 46 Tabel Indeks Harga

Tahun (X)	Indeks (Y)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2

Tahun (X)	Indeks (Y)
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

www.chemengonline.com/pci

dari indeks harga diatas diperoleh persamaan metode regresi linear sebagai berikut :

$$y = 9{,}878x - 19325 \qquad (4.1)$$

Persamaan regresi linear tersebut diginakan untuk mencari perkiraan indeks harga pada tahun pabrik didirikan. Dalam rencana pabrik akan didirikan pada tahun 2025 dengan perkiraan harga indeks 677,95. Maka, harga peralatan pada tahun 2025 dapat dicari dengan persamaan berikut :

$$Ex = Ey\frac{Nx}{Ny} \qquad (4.2)$$

Dimana :

Ex = harga alat pada tahun X

Ey = harga alat pada tahun Y

Nx = nilai indeks pada tahun X

Ny = nilai indeks pada tahun Y

Untuk jenis alat yang sama tetapi memiliki kapasitas berbeda, maka harga peralatan dapat diperkirakan dengan menggunakan metode *six tenths factor* sebagai berikut :

$$Eb = Ea\left(\frac{Cb}{Ca}\right)\text{^}0{,}6 \qquad (4.3)$$

Dimana :

Ea = harga alat dengan kapasitas diketahui

Eb = harga alat dengan kapasitas dicari

Ca = kapasitas alat A

Cb = kapasitas alat B

4.7.2 Perhitungan Biaya

Dasar perhitungan :

1. Kapasitas produksi = 35000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi = 330 hari
3. Umur pabrik = 10 tahun
4. Tahun pabrik didirikan = 2027
5. Indeks harga tahun 2025 = 677,95
6. Upah buruh asing = $20/man hour
7. Upah buruh Indonesia = Rp 10000,00/man hour
8. Kurs dollar = Rp 14450,00
9. Harga jual glukosa = Rp 3420,00/kg

A. Total Capital Invesment

Total capital Invesment adalah biaya pengeluaran yang digunkan untuk mendirikan fasilitas dan operasi pabrik yang meliputi :

1. *Fixed Capital Invesment*

   Fixed Capital Invesment adalah biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas dan operasi pabrik. *Fixed Capital Invesment* terdiri dari :

   a. *Purchased Equipment Cost*
   b. *Delivered Equipment Cost*
   c. *Installation Cost*
   d. *Piping cost*
   e. *Instrumentation Cost*
   f. *Insulation Cost*
   g. *Electrical Cost*
   h. *Building Cost*

i. *Land and Yard Improvement*

j. *Engineering and Construction*

k. *Constractor's Fee*

l. *Contingency*

Physical Plant Cost (PPC) = a – i

Direct Plan Cost (DPC) = PPC + i

Fixed Capital Invesment (FCI) = DPC + k + l

Tabel 4. 47 Physical Plant Cost (PPC)

No	*Type of Capital nvesment*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Purchased equipment cost*	109.833.750.246	7.600.952
2	*Delivered equipment cost*	27.458.437.562	1.900.238
3	*Installation cost*	17.305.086.449	1.197.584
4	*Piping cost*	25.513.544.077	1.765.643
5	Instrumentasi	27.339.482.669	1.892.006
6	Insulasi	4.111.164.683	284.510
7	Listrik	16.475.062.537	1.140.143
8	Bangunan	136.875.000.000	9.472.318
9	*Land and Yard Improvment*	135.400.000.000	9.370.242
Total		500.311.528.223	34.623.635

Tabel 4. 48 Direct Plant Cost

No	*Type of Capital Cost*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Engineering and Construction*	100.062.305.644,55	6.924.727,03

Type of Capital Cost	Harga (Rp)	Harga ($)
Total DPC	600.373.833.867	41.548.362

Tabel 4. 49 Fixed Capital Invesment

No	*Type of Capital Invesment*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Direct plant cost*	600.373.833.867	41.584.362
2	*Cotractor's fee*	24.014.953.355	1.661.934
3	*Contingency*	60.037.383.387	4.154.836
No	*Type of Capital Invesment*	Harga (Rp)	Harga ($)
Total		684.426.170.609	47.365.133

2. Working Capital Invesment

Working capital invesment adalah biaya pengeluaran untuk menjalankan pabrik secara normal, meliputi :

1. *Raw Material Inventory*
2. *Inproses Inventory*
3. *Product Inventory*
4. *Extended Credit*
5. *Available Cash*

Tabel 4. 50 Working Capital Invesment

No	*Type of Expenses*	Harga (Rp)	Harga($)
1	*Raw material inventory*	147.131.981.094	10.182.144
2	*Inproses inventory*	133.078.991.158	9.209.619
3	*Product inventory*	88.719.327.438	6.139.746

No	*Type of Expenses*	Harga (Rp)	Harga($)
4	*Extended credit*	381.818.181.818	26.423.404
5	Available cash	266.157.982.315	18.419.238
Total		1.016.906.463.824	70.374.150

B. Total Production Cost

a. Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan jumlah dari *direct, indirect and fixed manufacturing cost* yang berkatan dalam pembuatan produk.

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct manufacturing cost adalah biaya pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk, meliputi :

- *Raw material*
- *Labor cost*
- *Supervisor*
- *Maintenance cost*
- *Plant supplies*
- *Royalties and patent*
- Utilitas

Tabel 4. 51 Direct Manufacturing Cost

No	*Type of Expenses*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Raw material*	539.483.930.679	37.334..528
2	*Labor*	36.066.000.000	2.495.917

No	*Type of Expenses*	Harga (Rp)	Harga ($)
3	*Supervisor*	4.327.920.000	299.510
4	*Maintenance*	13.688.523.412	947.303
5	*Plant Supplies*	2.053.278.512	142.095
6	*Royalty and patent*	14.000.000.000	968.858
7	Utilitas	183.136.770.453	12.673.825
Total		792.756.423.056	54.892.036

2. Indirect Manufacturing Cost

Inderect manufacturing cost adalah biaya pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasional pabrik, meliputi :

- *Payroll overhead*
- *Laboratory*
- *Plant Overhead*
- *Packaging and Shipping*

Tabel 4. 52 Indirect Manufacturing Cost

No	*Type of Expenses*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Payroll overhead*	5.409.900.000	374.388
2	*Laboratory*	3.606.600.000	249.592
3	*Plant overhead*	28.852.800.000	1.996.734
4	*Packaging and shipping*	70.000.000.000	4.844.291
Total		107.869.300.000	7.465.003

3. Fixed Manufacturing Cost

Fixed manufacturing cost adalah biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroprasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi, meliputi :

- Depresiasi
- *Property Tax*
- *Insurance*

Tabel 4. 53 Fixed Manufaturing Cost

No	*Type of Expenses*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	Depresiasi	54.754.093.649	3.789.211
2	*Property tax*	13.688.523.412	947.303
3	*insurance*	6.844.261.706	473.651
Total		75.286.878.767	5.210.165

Tabel 4. 54 Manufacturing Cost

No	*Type of Expenses*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Direct Manufacturing Cost (DMC)*	792.756.423.056	54.862.036
2	*Indirect Manufacturing Cost (IMC)*	107.286.300.000	7.465.003
3	*Fixed Manufacturing Cost*	75.286.878.767	5.210.165
Total		975.912.601.823	67.537.204

b. General Expense

General expense adalah pengeluaran umum yang meliputi pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*, meliputi :

- *Administration*
- *Sales Expense*
- *Research*
- *Finance*

Tabel 4. 55 General Expense

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Administration*	48.795.630.091	3.376.860
2	*Sales expense*	78.073.008.146	5.402.976
3	*Research*	48.795.630.091	3.376.860
4	*Finance*	34.026.652.689	2.354.786
Total		209.690.921.017	14.511.482

Tabel 4. 56 Total Production Cost

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Manufacturing Cost (MC)*	975.912.601.823	67.537.204
2	*General Expense (GE)*	209.690.921.017	14.511.482
Total		1.185.603.522.840	82.048.687

4.7.3 Analisa Ekonomi

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui kelayakan dari suatu

pabrik yang akan didirikan. Evaluasi kelayakan tersebut antara lain :

1. Return On Invesment (ROI)

   Return on invesment adalah kecepatan pengembalian modal investasi, dinyatakan dalam presentase terhadap modal tetap.

$$ROI = \frac{Profit}{Ficed\ Capital\ Invesment} x100\% \qquad (4.4)$$

   Batasan minimum ROI setelah pajak untuk Industri Kimia adalah untuk *low risk* 11% dan *high risk* 44%.

   Profit = *sales price – total product cost*

   Pajak = 52% (*aries and newton P.190*)

   Hasil penjualan = Rp 1.400.000.000.000,00

   Biaya produksi = Rp 1.185.603.522.840,00

   Profit before tax = Rp 214.396.477.160,00

   Profit after tax = Rp 102.910.309.037,00

   ROI sebelum pajak :

$$ROI = \frac{Profit\ before\ tax}{Fixed\ Capital\ Invesment} x\ 100\%$$

   = 31%

   ROI sesudah pajak :

$$ROI = \frac{Profit\ after\ tax}{Fixed\ Capital\ Invesment} x\ 100\%$$

   = 15%

2. Pay Out Time (POT)

   pay out time adalah jumlah tahun yang berselang sebelum didapatkannya suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah

tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Fixed Capital Invesment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresisasi.

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{profit + 0{,}1FCI} x100\% \qquad (4.5)$$

Batasan maximum POT setelah pajak untuk Industri Kimia adalah untuk *low risk* 5 tahun dan *high risk* 2 tahun.

POT sebelum pajak :

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{profit\ before\ tax + 0{,}1FCI} x100\%$$

= 3 tahun

POT sesudah pajak :

$$POT = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{profit + 0{,}1FCI} x100\%$$

= 4 tahun

3. Break Event Point (BEP)

Break event point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mengalami keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales value* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroprasi dibawah persentase BEP dan untung jika beroprasi diatas presentase BEP. Harga BEP pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas.

$$BEP = \frac{Fa + 0{,}3Ra}{Sa - Va - 0{,}7Ra} x100\% \qquad (4.6)$$

Dimana :

Fa : *Fixed Manufacturing Cost*

Va : *Variable cost*

Ra : *Reglated Cost*

Sa : *Sales Price*

Fixed Cost (Fa) adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun baik pabrik melakukan produksi atau tidak berproduksi.

Variable Cost (Va) adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya dipengaruhi kapasitas produksi.

Regulated Cost (Ra) adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya proposional dengan kapasitas produksi. Biaya-biaya itu bisa menjadi biaya tetap dan bisa menjadi biaya variabel.

Tabel 4. 57 Fixed Cost

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Depreciation*	54.754.093.649	3.789.211
2	*Property taxes*	13.688.523.412	947.303
3	*Insurance*	6.844.261.706	473.651
Total		75.286.878.767	5.210.165

Tabel 4. 58 Variable Cost

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Raw material*	539.483.930.679	37.334.528
2	*Packaging and shipping*	70.000.000.000	4.844.291
3	*Utilities*	183.136.770.453	12.673.825
4	*Royalties and patents*	14.000.000.000	968.858
Total		806.620.701.132	55.821.502

Tabel 4. 59 Ragulated Cost

No	*Type of Expense*	Harga (Rp)	Harga ($)
1	*Labor cost*	36.066.000.000	2.495.917
2	*Plant overhead*	28.852.800.000	1.996.734
3	*Payroll overhead*	5.409.900.000	374.388
4	*Supervision*	4.327.920.000	299.510
5	*Laboratory*	3.606.600.000	249.592
6	*Administration*	48.795.630.091	3.376.860
7	*Finance*	34.026.652.689	2.354.786
8	*Sales expense*	78.073.008.146	5.402.976
9	*Research*	48.795.630.091	3.376.860
10	*Maintenance*	13.688.523.412	947.303
11	*Plant supplies*	2.053.278.512	142.095
Total		303.695.942.941	21.017.020

Sehingga diperoleh nilai BEP sebesar :

$$BEP = \frac{Fa + 0{,}3Ra}{Sa - Va - 0{,}7Ra} x100\%$$

BEP = 43,7%

4. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0{,}3\ Ra}{Sa - Va - 0{,}7Ra} x100\% \qquad (4.7)$$

$$SDP = 23{,}93\%$$

5. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Evaluasi keuntungan dengan cara *discounted cash flow* menggunakan nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value*).

Dihitung dengan persamaan :

(FC+WC) (1+i)n = CF[(1+i)n-1+(1+i)n-2+...+(1+i)+1]+SV+WC

R = S

Dimana :

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

CF = *Annual Cash Flow*

I = *Discounted cash flow rate*

N = Umur pabrik

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value = 10% x FCI

= Rp 54.754.093.649

Cash flow = *profit after taxes* + depresisasi +*finance*

= Rp. 191.691.055.374

Discounted cash flow rate dihitung secara *trial and error*.

R = S

R = Rp 3.240.825.412.272

S = Rp 4.889.820.717.620

R – S = 0

Dari *trial and error* diperoleh :

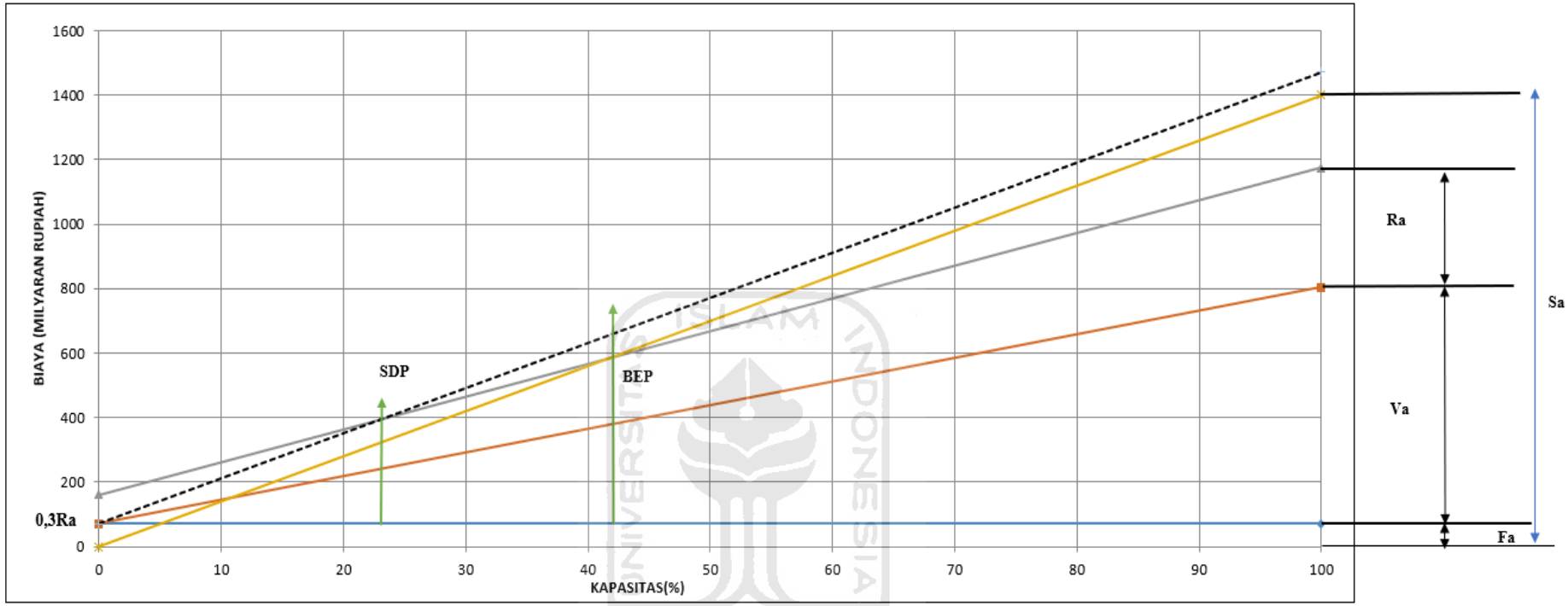
Harga I = 0,1229

Sehingga DCFRR = 12,29%

DCFRR minimum = 1,5 x suku bunga simpanan bank

Tabel 4. 60 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Syarat Low Risk	Keterangan
ROI	*Before tax* = 31,32%	ROI *before tax minimum*	Sesuai
	After tax = 15,04%	*low 11% high 44%*	
POT	*Before tax* = 3 tahun	POT *before tax maksimum*	Sesuai
	After tax = 4 tahun	*low* 5 th, *high* 2 th	
BEP	43,7%	Berkisar 40-60%	Sesuai
SDP	23,93%	20-30%	Sesuai
DCFRR	12,29%	>1,5 bunga bank = minimum 8,63%	Sesuai



Gambar 4. 8 Grafik Hubungan Kapasitas dengan Biaya

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik glukosa dari pati jagung dengan proses enzim berkapasitas 35.000 ton/tahun direncanakan berdiri pada tahun 2027. Maka dapat disimpulkan :

1. Berdasarkan tujuan proses, kondisi operasi, sifa-sifat bahan baku produk dan lokasi pabrik, maka pabrik ini tergolong pabrik beresiko rendah.
2. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi pabrik sebagai berikut :
   a. Keuntungan sebelum pajak : Rp 214.398.477.160,00
   b. Keuntungan setelah pajak : Rp 102.910.309.037,00
   c. ROI : 31,32%, dengan standar low risk minimal 11%
   d. POT : 3 tahun, dengan standar low risk maksimal 5 tahun
   e. BEP : 43,7%, dengan standar 40-60%
   f. SDP : 23,93%, dengan standar 20-30%
   g. DCFRR : 12,29%, minimum 8,63% (>1,5 bunga bank)

Dari hasil analisis ekonomi diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik glukosa dari pati jagug dengan kapasitas 35.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

5.3 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar untuk dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia. Hal tersebut meliputi :

1. Pendirian suatu pabrik kimia tidak pernah lepas dari produksi limbah, limbah dapat diolah dengan sebagaimana semestinya untuk menghindari pencemaran lingkungan sekitar, maka dari itu diharapkan perkembangan pabrik-pabrik kimia yang ramah lingkungan.
2. Optimasi pemilihan meliputi alat proses dan bahan baku harus diperhatikan untuk menekan biaya operasi dengan demikian akan lebih optimal pula keuntungan yang akan diperoleh.

DAFTAR PUSTAKA

Anna Poedjiadi. 1994, "Dasar- Dasar Biokimia", UI Press. Jakarta.

Anonim, 2019, "Enzim Glukoamilase (glutech)"http://www.biotek.lipi.go.id, diakses Minggu, 22 November 2019, pukul 20.00 WIB.

Anonim, 2019, *"Equipment Cost", http://www.matche.com* ,diakses Rabu, 18 Agustus 2019, pukul 20.30 WIB.

Anonim, 2019, "Import Data and Price of Material", http://www.alibaba.com, diakses Kamis, 28 Oktober 2019, pukul 19.00 WIB.

Anonim, 2019, "Glukosa", http://www.matahariraya.co.id, diakses Sabtu, 11 November 2019, pukul 20.00 WIB.

Anonim, 2019, "Pertanian: Sentra Jagung Nasional", http://www.ptagronusa.com, diakses Rabu, 30 November 2019, pukul 21.00 WIB.

Anonim, 2019, "Produksi Jagung di Indonesia", http://www.bps.go.id, diakses Senin 05 Desember 2019, pukul 20.00 WIB.

Anonim, 1997, "Downtern A heat Transfer Fluid", The down Chemical Company, New York

Aries, R. S., and Newton, R. D., 1954, "Chemical Engineering Cost Estimation", McGraw-Hill Inc., New York.

Atkins, Peter; De Paula, Julio, 2006, Physical Chemistry (8th ed.), W. H. Freeman and Company.

Badan Pusat Statistik Jakarta Pusat, 2018, Data Impor, Ekspor, Konsumsi Glukosa tahun 2011-2017, Jakarta Pusat: Badan Pusat Statistik.

Brown, G.G., 1978, "Unit Operation", 3rd Edition, Tokyo: McGraw Hill

International Book Company.

Brownell, L. E., and Young, E. H., 1959, "Process Equipment Design", 1st ed., John Wiley & Sons, Inc, New York.

Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 2005, "Chemical Engineering Design. 4th Edition, Oxford: Butterworth Heinemann.

Dessy Christina Sianutri, 2008, "Isolasi Bakteri dan Uji Aktivitas Amilase Tesis", Medan: Universitas Sumatera Utara.

Geankoplis, C.J., 1997, Transport Process and Unit Operation, 3rd Edition, Prentice-Hall,inc., New York.

Green, D.W., and Perry, R. H., 2008, "Perry's Chemical Engineers HandBook", 8th edition, McGraw-Hill inc., New York.

Jones, A. 1965, "Cytological Obsevation and Fertility Measurement of Sweet Corn. Proc.Am.Soc.Hort.Sci. 86: 527-537.

Judoamidjojo, R, Mulyono. 1989. "Biokonversi". Bogor: Dikti Pusat Antar Unversitas Bioteknologi.

Kern, D. Q., 1983, "Process Heat Transfer", International Student Edition, McGRAW-HILL Kogusha Ltd., Tokyo.

Lehninger, A. L., 1992, "Dasar-dasar Biokimia, Jilid I, Alih Bahasa, Maggi Thenawijaya, Erlangga, Jakarta.

Levenspiel, Octave, 1999, Chemical Reaction Engineering, John Wiley and Sons Inc, New York.

McCabe, W.L., Smith, J.M., Peter Harriot, 1994, Operasi Teknik Kimia (Terjemahan E. Jasjfi), Jilid I, Edisi keempat, Penerbit Erlangga, Jakarta.

Mulder, Marcel., 1996, "Basic Priciples of Membrane Technology". Netherlands:

Kluwer Academic Publisher.

Novozyme,2010, “Enzim”. www.core.ac.uk. Diakses pada tanggal 25 April 2020, Yogyakarta.

Peter, M. S., and Timmerhaus, K. D., 1991 “Plant Design and Economics for Chemical Engineering”, 4th ed., McGraw-Hill Inc., Singapore.

Powell, P.T., 1954, “Water Conditioning for Industry”, 4th ed., McGraw-Hill, New York.

Rase, H.F., and Holmes, J. R., 1977, “Chemical Reactor Design for Process Plant”, vol. 1, John Wiley and Sons Inc., New York

Sinnot, R., 2008, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Butterworth.

Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1987, “Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics”, 4th ed., McGraw-Hill Book Co., New York.

Sri Risnoyatingsih., 2011, “Hidrolisis Pati Ubi Jalar Kuning Menjadi Glukosa Secara Enzimatis”, UPN “Veteran” Jawa Timur, Surabaya: Jurnal Teknik Kimia Vol.5, No. 2.

Syukri., 1999, “Kimia Dasar” Jilid 2. Bandung: UI Press.

Taherzadeh, M.J., Karimi, K. (2008). “Enzyme-based Hydrolisis Processes” A Review. Bioresources, 2(4). Pp. 707-738.

Towler, G., and Sinnot, R., 2008, “Chemical Engineering Design and Principles, Practice and economics of Plant and Process Design”, Elsevier Inc., New York.

Ulrich, D.A., 1984, A Guide to Chemical Engineers Process Design and Economics, John Wiley and Sons Inc., New York.

Walas,Stanley M. ChemicalProcess Equipment, United States of America : Butterworth Publisher, 1988.

Ward Kelly, O.P. and Fogarty W. M, 1979, "Microbial Enzyme and Biotechnology", Applied Science Publisher. New York.

Warsito, dkk, 2014, "Kandungan Jagung dan Khasiatnya untuk Masyarakat", Jakarta : Agromedia Pustaka.

WHO-IPCS, 1997, "Environmental Health Criteria 195". World Health Orgaization, Geneva, Switzerland.

Yaws, C.L., 1999, "Chemical Properties Handbook ", McGraw Hill Companies, Inc., New York

LAMPIRAN A

(perhitungan kasar menentukan proses)

Perhitungan kasar keuntungan untuk membandingkan suatu proses.

Basis pati = 100kg/jam

1. Untuk proses enzimatis, proses yang dibutuhkan untuk liquifikasi yaitu 2 jam dan sakarifikasi 48 jam dengan dosis yang dibutuhkan dengan keadaan operasi 1 minggu sebagai berikut :

Enzim amilase = 0,000875 kg/kg pati = 0,0875kg/2jam = 7,35kg/minggu

Enzim glukoamilase = 0,00085 kg/kg/pati = 0,085 kg/48 jam = 0,00177 kg/minggu

(Darmajana dkk,2008)

Untuk kemampuan enzim dalam mengubah pati menjadi glukosa menurut Sri Risnoya pada jurnalnya sebesar 93-95%

Maka, untuk produk = massa pati*95% = 100 kg/jam*0,95 = 95kg/jam = 15960 kg/minggu

Keuntungan dilihat dari harga penjualan produk – harga bahan.

Harga glukosa = 15960 kg/minggu *Rp50.710,00/kg = Rp809.332.398

Harga bahan enzim amilase = 7,35 kg/minggu*Rp200.000,00/kg = Rp1.470.000

Harga bahan glukoamilase = 0,00177 kg/minggu*Rp200.000/kg = Rp59.500

Maka, untuk keuntungan adalah

Harga produk – harga bahan = Rp 809.332.398 – Rp 1.529.500 = Rp807.802.898

2. Untuk proses asam, proses yang dibutuhkan yaitu 3 jam dengan dosis yang dibutuhkan dengan keadaan operasi 1 minggu sebagai berikut :

HCl = 0,37 kg/kg pati = 37 kg/3jam = 2072kg/minggu

(Lavensipel,1999)

Untuk kemampuan asam dalam mengubah pati menjadi glukosa menurut Sri Risnoya pada jurnalnya sebesar 87%

Maka, untuk produk = massa pati*87% = 100 kg/jam*0,87 = 87kg/jam = 14616 kg/minggu

Keuntungan dilihat dari harga penjualan produk – harga bahan.

Harga glukosa = 14616 kg/minggu *Rp50.710,00/kg = Rp741.178.090

Harga bahan HCl = 2072kg/minggu*Rp2.721,00/kg = Rp5.637.912

Maka, untuk keuntungan adalah

Harga produk – harga bahan = Rp741.178.090 – Rp5.637.912= Rp735.540.179

Ditinjau dari analisa keuntungan secara kasar didapat :

1. Proses enzimatis Rp807.802.898/minggu
2. Proses asam Rp735.540.179/minggu

LAMPIRAN B

(Reaktor)

LAMPIRAN

Perhitungan Reaktor

1. Reaktor Liquifikasi

Fungsi : Mengubah $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ menjadi $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ sebanyak 3875,692 kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim α-amylase.

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

Kondisi operasi :

a. Tekanan : 1 atm

b. Temperatur : 95°C

c. pH : 6

d. Reaksi : Eksotermis (S., Syukri,1999)

A. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Reaksi

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha \text{ amilase}} {}_{100}(C_6H_{10}O_5)_{10}$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	(Kg/L)	v (L/jam)	M (Kg/kmol)	(Kmol/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	3875,69	1,4745	2628,48	162000	0,024
H_2O	7017,72	0,983	7230,64	18	394,87
$CaCl_2$	3,62	2,150	1,682	111	0,033
α amilase	30,625	1,228	24,94	53000	0,00058
${}_{00}(C_6H_{10}O_5)_{10}$	0	1,402		1620	

Total	1017,653	9885,739

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

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

   $C_{AO} = \frac{mol\ A}{\sum Fv} = 2 \times 10^{-6}$ Kmol/L

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

   Persamaan Michaelis-Menten untuk reaksi enzimatis:

   $r = \frac{Vmaks.CA}{Km+CA}$ (Brownell and Young,1980)

   Dimana :

   r = kecepatan reaksi

   Km = konstanta Michaelis-Menten

   C_A = konsentrasi pati

   Vmaks = kecepatan reaksi maksimum

   Asumsi :

   1. reaksi irreversibble.
   2. pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi didalam reaktor.
   3. kecepatan alir volumetrik (Fv) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor.

   Reaktor Batch :

   Input – Output – Rate of Reaction = Accumulation

   $0 - 0 - (-ra)\ V = \frac{d(NA)}{dt}$, $N_A = C_A\ V$ atau $dN_A = dC_A\ V$

$\frac{d(\mathrm{CA})}{dt} = r_A$

$\frac{d\,(CAO - CAO\,.\,x)}{dt} = r_A$

$\frac{d\,(CAO)}{dt} - CAO\frac{dx}{dt} = r_A$

$-CAO\frac{dx}{dt} = r_A$

$-CAO\ \frac{dx}{dt} = k.CA$

$-CAO\ \frac{dx}{dt} = k.CAO\ (1 - x)$

$-k\ \int \frac{1}{dt} = \int \frac{dx}{(1-x)}$

$-k\,.\,t = \ln(1-x)$

$-k = \frac{-\ln(1-x)}{t}$

Neraca Massa RATB :

Input – Output – Rate of Reaction = Accumulation

$FAo - FA - (-rA).V = 0$

$CAo.Fv - CA.Fv - (-rA).V = 0$

$(-rA).V = Fv(CAo - CA)$

$V = Fv\left(\frac{CAo - CA}{(-rA)}\right)$

$t = \frac{V}{Fv} = \left(\frac{CAo - CA}{\left(\frac{Vmaks.CA}{Km + CA}\right)}\right)$

$t = \left(\frac{CAo - CA}{\left(\frac{Vmaks.CA}{km + CA}\right)}\right)$

$t = \left(\frac{CAo - CA}{\left(\frac{Vmaks.CA}{km + CA}\right)}\right)$

$$km + CA = \left(\frac{t(Vmaks.CA)}{CAo - CA}\right)$$

$$km = \left(\frac{t(Vmaks.(CAo - CAo.x)}{(CAo - (CAo - CAo.x)}\right) - (CAo - CAo.x)$$

Dimana :

km : Konstanta kecepatan reaksi liquifikasi

: 0,8574 (Efri dkk, 2019)

Vmaks : Kecepatan reaksi maksimum = 1,08 (Efri dkk, 2019)

C_{AO} : konsentrasi reaktan A mula-mula

t : 2 jam

X_A : konversi reaksi = 95,14%

B. Optimasi Reaktor

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Rumus voulume untuk reaktor seri volume tetap:

Input – Output – Rate of Reaction = Accumulation

$$FAo - FA - (-rA).V = 0$$

$$CAo.Fv - CA.Fv - (-rA).V = 0$$

$$(-rA).V = Fv(CAo - CA)$$

$$V = \left(\frac{Fv.CAo - Fv.CA}{\frac{Vmaks.CA}{Km + CA}}\right)$$

$$V = \left(\frac{Fv.CAo - Fv.CAo - Fv.CAo.x}{\frac{Vmaks.CAo - CAo.x}{Km + CAo - CAo.x}}\right)$$

$$V = \left(\frac{Fv.CAo.x}{\frac{Vmaks.CAo - CAo.x}{Km + CAo - CAo.x}} \right)$$

$$V = \left(\frac{Fv.CAo.x(Km + CAo - CAo.x)}{Vmaks.CAo - CAo.x} \right)$$

$$V = \left(\frac{Fv.CAo.x(Km + CAo(1-x))}{Vmaks.CAo(1-x)} \right)$$

- Menggunakan satu buah rekator

$$V = \left(\frac{Fv.CAo.x(Km + CAo(1-x))}{Vmaks.CAo(1-x)} \right)$$

$$V = \left(\frac{2609{,}83.2{,}4x10^{-6}.0{,}9514(0{,}8574 + 2{,}4x10^{-6}(1-0{,}9514))}{1{,}08.2{,}4x10^{-6}(1-0{,}9514)} \right)$$

V = 19865,526 gallon

X1= 95,14%

- Menggunakan dua buah reaktor

$$V = \left(\frac{2609{,}83.2{,}4x10^{-6}.(0{,}9514-0{,}7073)(0{,}9514(0{,}8574 + 2{,}4x10^{-6}(1-0{,}9514))}{1{,}08.2{,}4x10^{-6}(1-0{,}9514)} \right)$$

V = 4247,403 gallon

X1 = 70,73%

X2 = 95,14%

- Menggunakan tiga buah reaktor

$$V = \left(\frac{2609{,}83.2{,}4x10^{-6}.(0{,}9514-0{,}8669)(0{,}9514(0{,}8574 + 2{,}4x10^{-6}(1-0{,}9514))}{1{,}08.2{,}4x10^{-6}(1-0{,}9514)} \right)$$

V = 2310 gallon

X1 = 54,88%

X2 = 81,86%

X3 = 95,14%

2. Menghitung Harga Reaktor

Kondisi operasi : T = 95C

P = 1 atm

Bahan konstruksi reaktor dipilih *stainless steel* AISI *type* 316, maka dari matchee.com didapatkan :

- Menggunakan satu buah reaktor

Harga setiap reaktor = $73001,798

Harga total reaktor = $73001,798

- Menggunakan dua buah reaktor

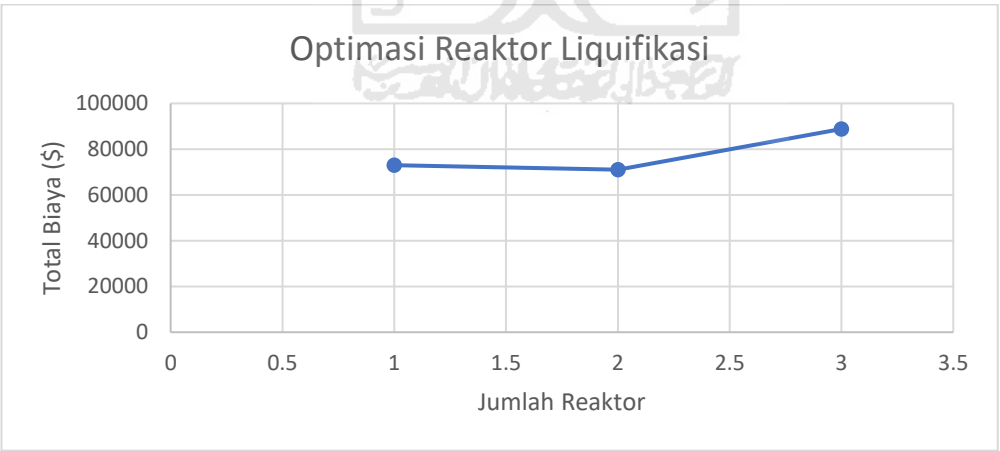
Harga setiap reaktor = $35523,915

Harga total reaktor = $71047,831

- Meenggunakan tiga buah reaktor

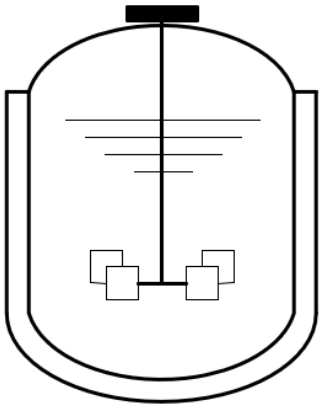
Harga setiap reaktor = $29609,182

Harga total reaktor = $88827,547



Maka berdasarkan dimensi dan harga, jumlah reaktor yang optimum sebanyak dua buah disusun seri untuk mendapatkan harga perancangan reaktor optimum.

C. Perancangan Reaktor



Volume cairan dalam reaktor sebesar :

V_{cairan} = 2291 gallon

= 8672,38 liter

= 8,672 m^3

= 306,26 ft^3

Volume reaktor setelah overdesign 20%

V_{cairan} = 2750 gallon

= 10409,88 liter

= 10,409 m^3

= 367,63 ft^3

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih 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 :

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

Maka didapatkan dimensi reaktor sebagai berikut :

Diamter = 8 ft

= 96 in

= 2,4384 m

Tinggi = 8 ft

= 96 in

= 2,4384 m

2. Menentukan Tebal Dinding (*shell*) Reaktor :

Persamaan yang digunakan :

ts = $\frac{P.ri}{(f.E-0{,}6\,P)} + C$

(Eq. 13.1, P.254, Brownell & Young)

Dimana :

ts : Tebal dinding *shell*, in

P : Tekanan design = 25,741 psi

ri : Jari-jari reaktor = 46,594 in

E : Effisiensi sambungan las = 0,800

f : Tekanan maksimal yang diizinkan = 21,451 psi

sehingga diperoleh tebal *shell* = 0,193 in

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

ID *shell* = 102 in

OD *shell* = 96 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan kontruksi : *Stainless Stell AISI 316*

Bentuk *head* : *Torisperical Flanged & Dished Head*

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

- *Flanged & Standard Dished Head*

  Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harga tergolong mahal dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

- *Torisperical Flanged & Dishead Head*

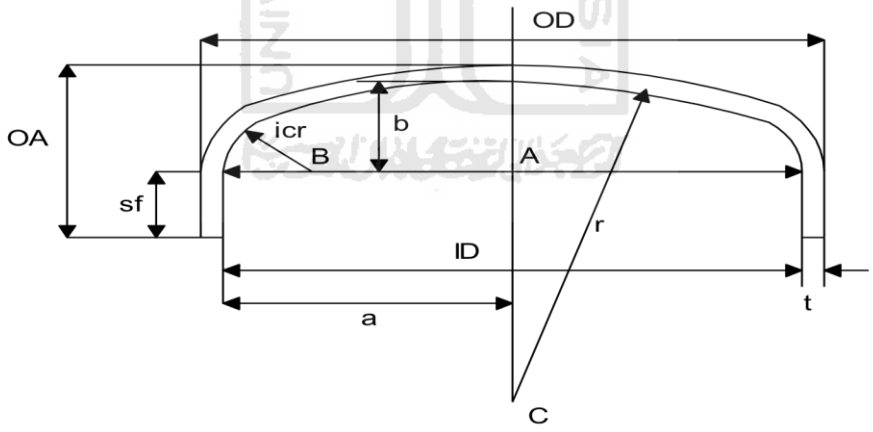
  Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *Eliptical Dishead Head*

  Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

- *Hemispherical Head*

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



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD: diameter luar *head*

a : jari-jari dalm *head*

t : tebal *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA: tinggi *head*

Tebal *head* dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$t_h = \frac{P.r.w}{f.E-0,1P} + C$

(Eq. 7.77,P.138, Brownell & Young)

Sehingga diperoleh :

w (*stress-intensification factor for toripherical dished head*) sebesar 1,7397 in

Tebal *head* standar sebesar 0,1875 in

4. Menentukan Ukuran *Head*

ID = 96 in

icr = 6,125 in

(Tabel 5.7, P.91, Brownell and Young)

a $= \frac{ID}{2}$

= 48 in

AB = a - icr

= 41,875 in

BC = r - icr

= 89,875 in

AC $= \sqrt{BC^2 - AB^2}$

= 79,52 in

b = r - AC

= 16,477 in

sf (*straight of flange*) = 2 in

(Tabel 5.4,P.87, Brownell and Young)

Jadi tinggi *head* total (OA) = sf + b + th

= 18,66 in

= 0,474 m

Volume *head* total = Vdish + Vsf

Persamaan volume *head* untuk *toripherical dished head* adalah :

V dish = 0,000049 Ds^3

= 0,0229 ft^3

(Eq 5-11, P.88, Brownell & Young)

Vsf = $\frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$

= 0,055 ft^3

Vhead = 2 (Vdish +Vsf)

= 0,1555 ft^3

Vreaktor = Vshell + 2Vhead

= 367,78 ft^3

Tinggi reaktor = 2OA + tinggi shell

= 3,386 m

5. Perancangan Pengaduk Reaktor

Komponen	Massa (Kg/jam)	μ (Cp)	Fraksi Massa (Xi)	$_{camp}$ (Cp)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	3875,692	0,2800	0,352	0,0985
H_2O	7107,718	0,2941	0,645	0,1897
$CaCl_2$	3,617	0,8900	0,0003	0,0003

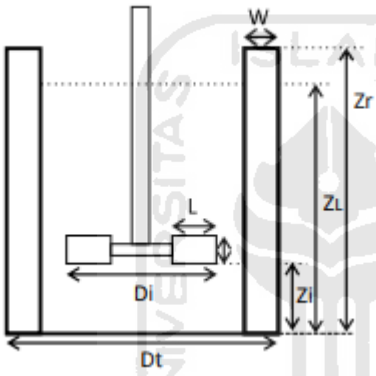
α-amilase	30,625	1	0,003	0,0028
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	0	1,2083	0	0
Total	11017,65		1	0,2913

Diperoleh :

μ campuran = 0,2913 cp

ρ campuran = 1150,981 Kg/m^3

= 1,151 Kg/L



Jenis pengaduk = 6 *flat blade turbine impeller*

Dipilih, jenis pengaduk 6 *flat blade turbine impeller* dikarenakan cocok untuk berviskositas kecil (P.143, Geankoplis) dan cocok untuk pengadukan suspensi (P.298, Wallas).

Type of Impeller	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z_1}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Baffles No.	Baffles w/D_i	No.	Ref.
Turbine with 6 flat blades. 0.25D_i 0.2D_i	3	2.7 - 3.9	0.75 - 1.3	4	0.17	1	7

(Fig.477, Brown)

Dt = 2,438 m

Dt/Di = 3

Di = 0,813 m

Zi/Di = 0,750

Zi = 0,610 m

W/Di = 0,170

W = 0,138 m

Zl/Di = 3,003

Zl = 2,440 m

L = 0,25 Di = 0,203 m

H = 0,2 D = 0,163 m

Diperoleh spesifikasi pengaduk sebagai berikut :

Diameter dalam tangki (Dt) = 2,438 m

Diameter pengaduk (Di) = 0,813 m

Jarak pengaduk (Zi) = 0,610 m

Tinggi pengaduk (H) = 0,163 m

Lebar pengaduk (L) = 0,203 m

Lebar *baffle* (W) = 0,138 m

Tinggi cairan dalam reaktor (Zl) = 2,440 m

6. Menghitung Jumlah Impeller

WELH (*Water Equivalen Liquid High)*

sg $= \frac{\rho \text{ cairan}}{\rho \text{ air}}$

= 1,151

WELH = h cairan x sg

= 2,569 m

∑impeller $= \frac{WELH}{D}$

= 1 buah

7. Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

Digunakan persamaan :

$$\frac{WELH}{2\ Di} = \left(\frac{\pi\ Di\ N}{600}\right)^2$$

(Eq 8.8, page 345, HF. Rase)

Dimana :

WELH : *Water Equivalen Liquid High*

Di : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

Diubah menjadi :

N $= \frac{600}{\pi\ Di}\sqrt{\frac{WELH}{2\ Di}}$

N = 90,164 rpm

N standar = 100 rpm (P. 288, Wallas)

N standar = 1,667 rps

8. Menghitung Bilangan Reynold

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

= 139984,893

Karena Re > 4000, maka alirannya turbulen.

9. Menghitung Power Pengaduk

Pa $= \frac{((N^3)(Di^5)(\rho)(Np)}{(gc)}$ (P.508, Brown)

Dimana

Np : 7 (P. 507 fig. 477, Brown)

Maka didapatkan hasil power pengaduk

Pa = 12,974 Hp

Dari grafik (Peter & Timmerhaus P. 521) didapatkan :

η = 86%

Maka :

P = $\frac{Pa}{\eta}$

= 15,086 Hp

P standar NEMA = 20 Hp

D. Menghitung Neraca Panas Reaktor

1. Reaktor – 01

- Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)

Reaksi :

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha \text{ amilase}} {}_{100}(C_6H_{10}O_5)_{10}$$

$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = 0,0203

Produk yang dihasilkan :

${}_{100}(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 2,03

$\Delta Hf\ (C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = -878166000 kJ/kmol

$\Delta Hf\ {}_{100}(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -8995600 kJ/kmol

$\Delta H_R = (\Sigma ni.\Delta Hf)produk-(\Sigma ni.\Delta Hf)reaktan$

ΔH_R^0 = -434298,2 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)

$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,024	260,594	6,234
H_2O	394,873	5262,637	2079259,256
$CaCl_2$	0,033	76,242	2,484
α-amilase	0,001	96354	68,402
Total	394,930		2079336,377

Panas Keluar Reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qoutput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,004	260,594	0,946
H_2O	394,873	5265,637	2079259,256
$CaCl_2$	0,033	76,242	2,484
α-amilase	0,001	96354	68,402
$_{100}(C_6H_{10}O_5)_{10}$	2,030	4368,005	8865,176
Total	396,940		2088196,263

ΔHreaktan = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 0,0203 kmol/jam x 260,594 kJ/kmol

= 5,290 kJ/jam

ΔHproduk = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 2,030 kmol/jam x 4368,005 kJ/kmol

= 8867,050 kJ/jam

ΔHreaksi = ΔHR + (ΔHproduk - ΔHreaktan)

= -425436,441 kJ/jam

- Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

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

Tin = 30℃ = 303,15 K

Tout = 45℃ = 318,15 K

Cp air = 75,309 kJ/kmol

Kebutuhan air pendingin = 368,766 kmol/jam

2. Reaktor -02

- Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)

Reaksi :

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha \text{ amilase}} {}_{100}(C_6H_{10}O_5)_{10}$$

$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = 0,00354 kmol/jam

Produk yang dihasilkan :

${}_{100}(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 0,3545 kmol/jam

$\Delta Hf\ (C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = -878166000 kJ/kmol

$\Delta Hf\ {}_{100}(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -8995600 kJ/kmol

ΔH_R = (Σni.ΔHf)produk-(Σni.ΔHf)reaktan

ΔH_R^0= -75838,869 kJ

Panas masuk reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,004	260,594	0,946
H_2O	394,873	5262,637	2079259,206
$CaCl_2$	0,033	76,242	2,484

α-amilase	0,001	96354	55,676
$_{100}(C_6H_{10}O_5)_{10}$	2,029	4368,005	8865,174
Total	396,940		2088183,487

Panas keluar reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0001	260,594	0,022
H_2O	394,873	5262,637	2079259,256
$CaCl_2$	0,033	76,242	2,484
α-amilase	0,001	96354	55,676
$_{100}(C_6H_{10}O_5)_{10}$	2,384	4368,005	10413,574
Total	397,291		2089731,012

ΔHreaktan = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 0,0035 kmol/jam x 260,594 kJ/kmol

= 0,924 kJ/jam

ΔHproduk = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 0,354 kmol/jam x 4368,005 kJ/kmol

= 1548,399 kJ/jam

ΔHreaksi = ΔHR + (ΔHproduk - ΔHreaktan)

= -74291,394 kJ/jam

- Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

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

Tin = 30℃ = 303,15 K

Tout = 45℃ = 318,15 K

Cp air = 75,309 kJ/kmol

Kebutuhan air pendingin = 14488,901 kmol/jam

E. Menghitung Luas Transfer Panas

1. Reaktor -01

- Menghitung luas transfer panas pada reaktor -01

Suhu masuk reaktor (T1) = 95℃ =203°F

Suhu keluar reaktor (T2) = 95℃ =203°F

Suhu pendingin masuk (t1) = 30℃ =86°F

Suhu pendingin keluar (t2) = 45℃ =113°F

$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T2-t1)-(T1-t2)}{ln\frac{(T2-t1)}{(T1-t2)}}$

ΔT_{LMTD} = 102,91°F

$A = \frac{Q}{UD.\Delta TLMTD}$

(Eq. 5.13a, P.89,D.Q.Kern)

Dimana :

A = Luas transfer panas (ft^2)

U_D = faktor kekotoran (Btu/Jam.ft^2.°F)

Diketahui :

Untuk fluida dingin light organics-water (viskositas <0,5cp) dan fluida panas steam, maka nilai U_D = 75-150 Btu/Jam.ft^2.°F (Tabel 8, P.840, D.Q.Kern), maka diambil U_D sebesar 115 Btu/Jam.ft^2.°F. sehingga luas transfer panas pada reaktor

pertama sebesar 33,363 ft^2 atau 3,099 m^2

- Menghitung luas selubung reaktor

L = π.D.H

L = 18,123 m^2

Karena luas transfer panas < luas selubung reaktor maka dipilih jaket.

- Menghitung dimensi jaket

1. Menghitung tinggi jaket

Tinggi jaket dirancang sama dengan tinggi shell reaktor

Tinggi jaket = 2,438 m

= 8 ft

Asumsi jarak jaket dengan shell = 5 in

2. Menghitung diameter dalam (ID) dan luar (OD) jaket

ID jaket = ID shell + 2ts

= 96,5 in

OD jaket = ID jaket + 2.jarak jaket dengan shell

= 106,5 in

3. Menghitung tebal dinding jaket

tj = $\frac{P.ri}{f.E-0,6P} + C$

(Eq 13.1, P. 254, Brownell)

Diamana :

P = tekanan operasi 25,741 psi

ri = jari-jari dalam tangki 48 in

E = efesiensi sambungan las 0,80

f = tekanan maksimal 18750

C = korosi yang diijinkan 0,125 in

tj = Tebal dinding jaket 0,196 in

digunakan tj standar = 0,25 in = 0,006 m

(figure 2.14, P. 350, Brownell)

2. Reaktor -02

- Menghitung luas transfer panas pada reaktor -02

Suhu masuk reaktor (T1) = 95°C =203°F

Suhu keluar reaktor (T2) = 95°C =203°F

Suhu pendingin masuk (t1) = 30°C =86°F

Suhu pendingin keluar (t2) = 45°C =113°F

$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T2-t1)-(T1-t2)}{ln\frac{(T2-t1)}{(T1-t2)}}$

ΔT_{LMTD} = 102,91°F

$A = \frac{Q}{UD.\Delta TLMTD}$

(Eq. 5.13a, P.89,D.Q.Kern)

Dimana :

A = Luas transfer panas (ft^2)

U_D = faktor kekotoran (Btu/Jam.ft^2.°F)

Diketahui :

Untuk fluida dingin light organics-water (viskositas <0,5cp) dan fluida panas steam, maka nilai U_D = 75-150 Btu/Jam.ft^2.°F (Tabel 8, P.840, D.Q.Kern), maka diambil U_D sebesar 115 Btu/Jam.ft^2.°F. sehingga luas transfer panas pada reaktor

pertama sebesar 5,826 ft^2 atau 0,5412 m^2

- Menghitung luas selubung reaktor

L = π.D.H

L = 18,123 m^2

Karena luas transfer panas < luas selubung reaktor maka dipilih jaket.

- Menghitung dimensi jaket

1. Menghitung tinggi jaket

Tinggi jaket dirancang sama dengan tinggi shell reaktor

Tinggi jaket = 2,438 m

= 8 ft

Asumsi jarak jaket dengan shell = 5 in

2. Menghitung diameter dalam (ID) dan luar (OD) jaket

ID jaket = ID shell + 2ts

= 96,5 in

OD jaket = ID jaket + 2.jarak jaket dengan shell

= 106,5 in

3. Menghitung tebal dinding jaket

tj = $\frac{P.ri}{f.E-0,6P} + C$

(Eq 13.1, P. 254, Brownell)

Diamana :

P = tekanan operasi 25,741 psi

ri = jari-jari dalam tangki 48 in

E = efesiensi sambungan las 0,80

f = tekanan maksimal 18750

C = korosi yang diijinkan 0,125 in

tj = Tebal dinding jaket 0,196 in

digunakan tj standar = 0,25 in = 0,006 m

(figure 2.14, P. 350, Brownell)

2. Reaktor Liquifikasi

Fungsi : Mengubah $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ menjadi $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ sebanyak 3875,692 kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim α-amylase.

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

Kondisi operasi :

a. Tekanan : 1 atm

b. Temperatur : 60°C

c. pH : 4,5

d. Reaksi : Eksotermis (S., Syukri,1999)

A. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Reaksi

$$(C_6H_{10}O_5)_{10} + H_2O \xrightarrow{\text{Glukoamilase}} 10(H_2O) + 10(C_6H_{12}O_6)$$

Komponen	Massa (Kg/jam)	(Kg/L)	v (L/jam)	M (Kg/kmol)	(Kmol/jam)

$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	15,519	1,4745	9,168	162000	0,024
H_2O	7108,049	0,983	7230,97	18	394,87
$CaCl_2$	3,62	2,150	0,736	111	0,033
α amilase	30,625	1,228	24,94	53000	0,00058
Glukoamilase	3,131	1,15	2,722	36000	0,000087
HCl	0,001	1,19	0,0008	36,5	0,000027
$00(C_6H_{10}O_5)_{10}$	3862,173	1,402	2627,86	1620	2,384
Glukosa	0	1,54	0	180	0
Total	1111,109		9998,26		

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

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

$C_{AO} = \frac{mol\ A}{\sum Fv}$ = 2 x 10^{-4} Kmol/L

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Persamaan Michaelis-Menten untuk reaksi enzimatis:

$r = \frac{Vmaks.CA}{Km+CA}$ (Brownell and Young,1980)

Dimana :

r = kecepatan reaksi

Km = konstanta Michaelis-Menten

C_A = konsentrasi pati

Vmaks = kecepatan reaksi maksimum

Asumsi :

1. reaksi irreversibble.

2. pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi didalam reaktor.
3. kecepatan alir volumetrik (Fv) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor.

Reaktor Batch :

Input – Output – Rate of Reaction = Accumulation

0 – 0 – (-ra) V = $\frac{d(\mathrm{NA})}{dt}$, $N_A = C_A$ V atau $dN_A = dC_A$ V

$\frac{d(\mathrm{CA})}{dt} = r_A$

$\frac{d\,(CAO - CAO\,.\,x)}{dt} = r_A$

$\frac{d\,(CAO)}{dt} - CAO\,\frac{dx}{dt} = r_A$

$-CAO\,\frac{dx}{dt} = r_A$

$-CAO\,\frac{dx}{dt} = k.CA$

$-CAO\,\frac{dx}{dt} = k.CAO\,(1 - x)$

$-k\int\frac{1}{dt} = \int\frac{dx}{(1-x)}$

$-k\,.\,t = \ln(1-x)$

$-k = \frac{-\ln(1-x)}{t}$

Neraca Massa RATB :

Input – Output – Rate of Reaction = Accumulation

$FAo - FA - (-rA).V = 0$

$CAo.Fv - CA.Fv - (-rA).V = 0$

$$(-rA).V = Fv(CAo - CA)$$

$$V = Fv\left(\frac{CAo - CA}{(-rA)}\right)$$

$$t = \frac{V}{Fv} = \left(\frac{CAo - CA}{\left(\frac{Vmaks.CA}{Km + CA}\right)}\right)$$

$$t = \left(\frac{CAo - CA}{\left(\frac{Vmaks.CA}{km + CA}\right)}\right)$$

$$t = \left(\frac{CAo - CA}{\left(\frac{Vmaks.CA}{km + CA}\right)}\right)$$

$$km + CA = \left(\frac{t(Vmaks.CA)}{CAo - CA}\right)$$

$$km = \left(\frac{t(Vmaks.(CAo - CAo.x)}{(CAo - (CAo - CAo.x)}\right) - (CAo - CAo.x)$$

Dimana :

km : konstanta kecepatan reaksi liquifikasi

: 1,65 (A.T. Karossi dkk,1995)

Vmaks : Kecepatan reaksi maksimum = 1,1 (A.T. Karosi dkk, 1995)

C_{AO} : konsentrasi reaktan A mula-mula

t : 2 jam

X_A : konversi reaksi = 97,7%

B. Optimasi Reaktor

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Rumus voulume untuk reaktor seri volume tetap:

Input – Output – Rate of Reaction = Accumulation

$$FAo - FA - (-rA).V = 0$$

$$CAo.Fv - CA.Fv - (-rA).V = 0$$

$$(-rA).V = Fv(CAo - CA)$$

$$V = \left(\frac{Fv.CAo - Fv.CA}{\frac{Vmaks.CA}{Km + CA}} \right)$$

$$V = \left(\frac{Fv.CAo - Fv.CAo - Fv.CAo.x}{\frac{Vmaks.CAo - CAo.x}{Km + CAo - CAo.x}} \right)$$

$$V = \left(\frac{Fv.CAo.x}{\frac{Vmaks.CAo - CAo.x}{Km + CAo - CAo.x}} \right)$$

$$V = \left(\frac{Fv.CAo.x(Km + CAo - CAo.x)}{Vmaks.CAo - CAo.x} \right)$$

$$V = \left(\frac{Fv.CAo.x(Km + CAo(1 - x))}{Vmaks.CAo(1 - x)} \right)$$

- Menggunakan satu buah rekator

$$V = \left(\frac{Fv.CAo.x(Km + CAo(1 - x))}{Vmaks.CAo(1 - x)} \right)$$

$$V = \left(\frac{2639{,}54.8{,}35x10^{-9}.0{,}977(1{,}65 + 8{,}35x10^{-9}(1 - 0{,}977))}{1{,}1.8{,}35x10^{-9}(1 - 0{,}977)} \right)$$

V = 34594,082 gallon

X1= 97,7%

- Menggunakan dua buah reaktor

$$V = \left(\frac{2639{,}54.8{,}35x10^{-9}.(0{,}977 - 0{,}732)(1{,}65 + 8{,}35x10^{-9}(1 - 0{,}977))}{1{,}1.8{,}35x10^{-9}(1 - 0{,}977)} \right)$$

V = 8668,22 gallon

X1 = 73,2%

X2 = 97,7%

- Menggunakan tiga buah reaktor

$$V = \left(\frac{2639{,}54.8{,}35x10^{-9}.(0{,}977 - 0{,}8448)(1{,}65 + 8{,}35x10^{-9}(1 - 0{,}977))}{1{,}1.8{,}35x10^{-9}(1 - 0{,}977)}\right)$$

V = 4680,5 gallon

X1 = 57,06%

X2 = 84,48%

X3 = 97,7%

- Menggunakan tiga buah reaktor

$$V = \left(\frac{2639{,}54.8{,}35x10^{-9}.(0{,}977 - 0{,}8872)(1{,}65 + 8{,}35x10^{-9}(1 - 0{,}977))}{1{,}1.8{,}35x10^{-9}(1 - 0{,}977)}\right)$$

V = 3180,23 gallon

X1 = 46,29%

X2 = 73,18%

X3 = 88,72%

X4 = 97,7%

3. Menghitung Harga Reaktor

Kondisi operasi : T = 60℃

P = 1 atm

Bahan konstruksi reaktor dipilih *stainless steel* AISI *type* 316, maka dari matchee.com didapatkan :

- Menggunakan satu buah reaktor

Harga setiap reaktor = $241458

Harga total reaktor = $241458

- Menggunakan dua buah reaktor

Harga setiap reaktor = $35257,2

Harga total reaktor = $70514,4

- Menggunakan tiga buah reaktor

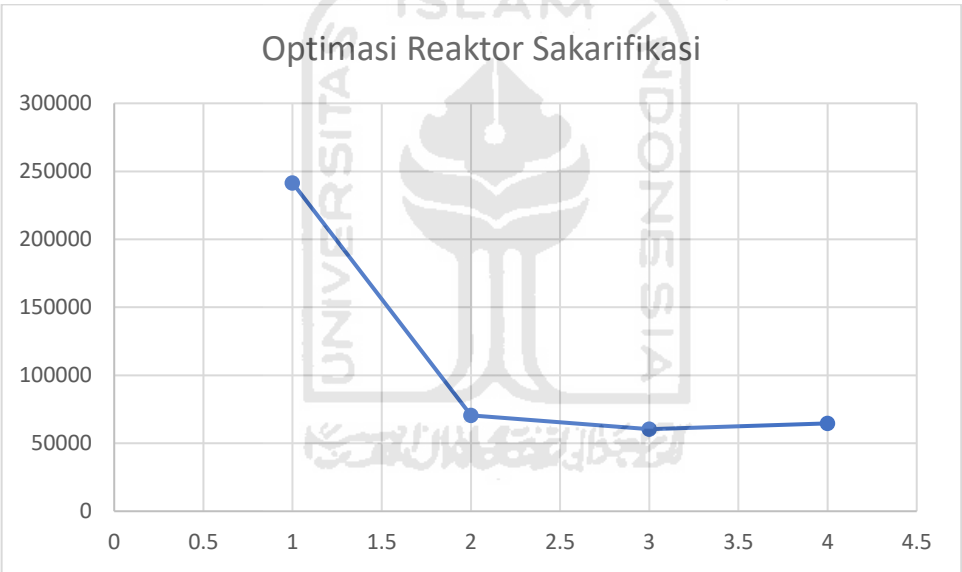
Harga setiap reaktor = $20116,2

Harga total reaktor = $60348,7

- Menggunakan empat buah reaktor

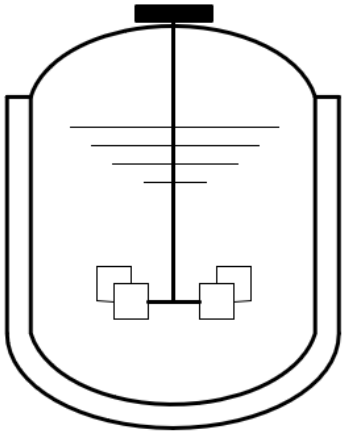
Harga setiap reaktor = $16133,7

Harga total reaktor = $64534,9



Maka berdasarkan dimensi dan harga, jumlah reaktor yang optimum sebanyak tiga buah disusun seri untuk mendapatkan harga perancangan reaktor optimum.

C. Perancangan Reaktor



Volume cairan dalam reaktor sebesar :

V_{cairan} = 1761,478 gallon

= 6667,92 liter

= 6,668 m^3

= 235,477 ft^3

Volume reaktor setelah overdesign 20%

V_{cairan} = 2113,77 gallon

= 8001,51 liter

= 8,002 m^3

= 282,57 ft^3

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih 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 :

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

Maka didapatkan dimensi reaktor sebagai berikut :

Diamter = 8 ft

= 96 in

= 2,4384 m

Tinggi = 8 ft

= 96 in

= 2,4384 m

2. Menentukan Tebal Dinding (*shell*) Reaktor :

Persamaan yang digunakan :

ts = $\frac{P.ri}{(f.E-0{,}6\ P)} + C$

(Eq. 13.1, P.254, Brownell & Young)

Dimana :

ts : Tebal dinding *shell*, in

P : Tekanan design = 25,741 psi

ri : Jari-jari reaktor = 46,6 in

E : Effisiensi sambungan las = 0,800

f : Tekanan maksimal yang diizinkan = 21,451 psi

sehingga diperoleh tebal *shell* = 0,183 in

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

ID *shell* = 102 in

OD *shell* = 96 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan kontruksi : *Stainless Stell AISI 316*

Bentuk *head* : *Torisperical Flanged & Dished Head*

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

- *Flanged & Standard Dished Head*

  Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harga tergolong mahal dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

- *Torisperical Flanged & Dishead Head*

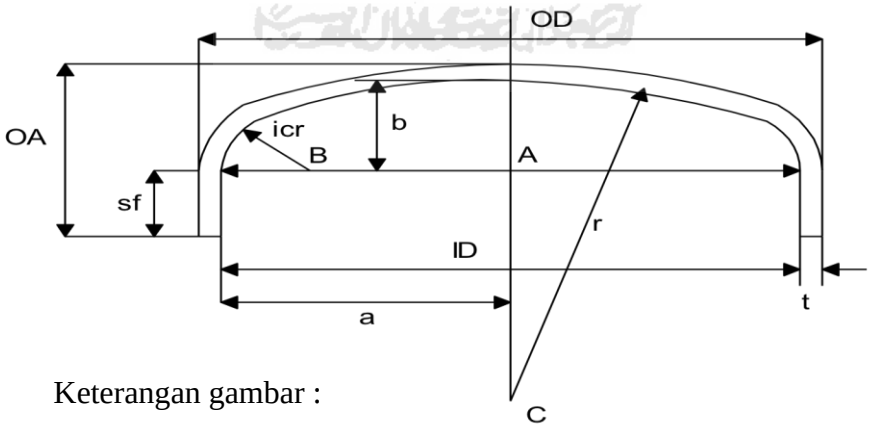
  Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *Eliptical Dishead Head*

  Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

- *Hemispherical Head*

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



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD: diameter luar *head*

a : jari-jari dalm *head*

t : tebal *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA: tinggi *head*

Tebal *head* dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$t_h = \frac{P.r.w}{f.E-0,1P} + C$

(Eq. 7.77,P.138, Brownell & Young)

Sehingga diperoleh :

w (*stress-intensification factor for toripherical dished head*) sebesar 1,7397 in

Tebal *head* standar sebesar 0,1875 in

4. Menentukan Ukuran *Head*

ID = 96 in

icr = 6,125 in

(Tabel 5.7, P.91, Brownell and Young)

a $= \frac{ID}{2}$

= 48 in

AB = a - icr

= 41,875 in

BC = r - icr

= 89,875 in

AC $= \sqrt{BC^2 - AB^2}$

= 79,52 in

b = r - AC

= 16,477 in

sf (*straight of flange*) = 2 in

(Tabel 5.4,P.87, Brownell and Young)

Jadi tinggi *head* total (OA) = sf + b + th

= 18,66 in

= 0,474 m

Volume *head* total = Vdish + Vsf

Persamaan volume *head* untuk *toripherical dished head* adalah :

V dish = 0,000049 Ds^3

= 0,0176 ft^3

(Eq 5-11, P.88, Brownell & Young)

Vsf = $\frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$

= 0,05 ft^3

Vhead = 2 (Vdish +Vsf)

= 0,1271 ft^3

Vreaktor = Vshell + 2Vhead

= 282,7 ft^3

Tinggi reaktor = 2OA + tinggi shell

= 3,386 m

5. Perancangan Pengaduk Reaktor

)mponen	assa (Kg/jam)	Cp)	aksi Massa (Xi)	amp (Cp)
O	07,718	4672	3026	1897
Cl	)01	)366	10^{-7}	10^{-9}
ukoamilase	13		)0028	)003

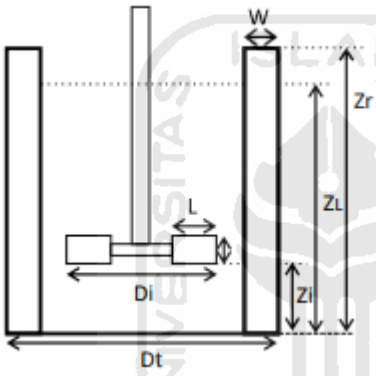
$_6H_{10}O_5)_{10}$	62,17	2083	648	652
ukosa		26		
tal	973,023			655

Diperoleh :

μ campuran = 0,655 cp

ρ campuran = 1172,634 Kg/m^3

= 1,172 Kg/L



Jenis pengaduk = 6 *flat blade turbine impeller*

Dipilih, jenis pengaduk 6 *flat blade turbine impeller* dikarenakan cocok untuk berviskositas kecil (P.143, Geankoplis) dan cocok untuk pengadukan suspensi (P.298, Wallas).

Type of Impeller	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z_1}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Baffles No.	Baffles w/D_i	No.	Ref.
Turbine with 6 flat blades. $0.25D_i$ $\frac{1}{4}$ $0.2D_i$	3	2.7–3.9	0.75–1.3	4	0.17	1	7

(Fig.477, Brown)

Dt = 2,438 m

Dt/Di = 3

Di = 0,813 m

Zi/Di = 0,750

Zi = 0,610 m

W/Di = 0,170

W = 0,138 m

Zl/Di = 2,490

Zl = 2,024 m

L = 0,25 Di = 0,203 m

H = 0,2 D = 0,163 m

Diperoleh spesifikasi pengaduk sebagai berikut :

Diameter dalam tangki (Dt) = 2,438 m

Diameter pengaduk (Di) = 0,813 m

Jarak pengaduk (Zi) = 0,610 m

Tinggi pengaduk (H) = 0,163 m

Lebar pengaduk (L) = 0,203 m

Lebar *baffle* (W) = 0,138 m

Tinggi cairan dalam reaktor (Zl) = 2,024 m

6. Menghitung Jumlah Impeller

WELH (*Water Equivalen Liquid High)*

sg $= \frac{\rho \text{ cairan}}{\rho \text{ air}}$

= 1,172

WELH = h cairan x sg

= 1,676 m

∑impeller $= \frac{WELH}{D}$

= 1 buah

7. Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

Digunakan persamaan :

$$\frac{WELH}{2\ Di} = \left(\frac{\pi\ Di\ N}{600}\right)^2$$

(Eq 8.8, page 345, HF. Rase)

Dimana :

WELH : *Water Equivalen Liquid High*

Di : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

Diubah menjadi :

$$N = \frac{600}{\pi\ Di}\sqrt{\frac{WELH}{2\ Di}}$$

N = 72,837 rpm

N standar = 84 rpm (P. 288, Wallas)

N standar = 1,400 rps

8. Menghitung Bilangan Reynold

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

= 84505,05

Karena Re > 4000, maka alirannya turbulen.

9. Menghitung Power Pengaduk

$$Pa = \frac{((N^3)(Di^5)(\rho)(Np)}{(gc)}$$ (P.508, Brown)

Dimana

Np : 7 (P. 507 fig. 477, Brown)

Maka didapatkan hasil power pengaduk

Pa = 6,97 Hp

Dari grafik (Peter & Timmerhaus P. 521) didapatkan :

η = 86%

Maka :

P = $\frac{Pa}{\eta}$

= 8,103 Hp

P standar NEMA = 15 Hp

D. Menghitung Neraca Panas Reaktor

1. Reaktor – 01

- Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)

Reaksi :

$$10(C_6H_{10}O_5)_{10} + 10H_2O \xrightarrow{\text{Glukoamilase}} 10(C_6H_{12}O_6)$$

$(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 1,706

Produk yang dihasilkan :

$10(C_6H_{12}O_6)$ = 17,060

ΔHf $10(C_6H_{12}O_6)$ = -1271000 kJ/kmol

ΔHf $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -8995600 kJ/kmol

ΔHf H_2O = -285800 kJ/kmol

ΔH_R = (Σni.ΔHf)produk-(Σni.ΔHf)reaktan

ΔH_R^0 = -1461045,33 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	2,392	10349,87	24761,050
H_2O	394,873	3194,568	1261449,69
HCl	0,099	2510,323	248,967
glukoamilase	0,001	10782	11,269
Glukosa	0	4265,24	0
Total	397,366		1286470,984

Panas Keluar Reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qoutput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	0,678	10349,87	7017,479
H_2O	377,831	3194,568	1207007,855
HCl	0,00003	2510,323	0,074
glukoamilase	0,0001	10782	0,938
Glukosa	17,060	4265,24	72766,298
Total	396,940		1286792,643

ΔHreaktan = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 17,060 kmol/jam x 10349,868 kJ/kmol

= 17657,2 kJ/jam

ΔHreaktan = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 17,060 kmol/jam x 3194,568 kJ/kmol

= 5450,034 kJ/jam

ΔHproduk = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 17,060 kmol/jam x 4265,238 kJ/kmol

= 72766,298 kJ/jam

ΔHreaksi = ΔHR + (ΔHproduk - ΔHreaktan)

= -1460436,577 kJ/jam

- Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang keluar masuk pada suhu 30℃ dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 40℃.

Tin = 30℃ = 303,15 K

Tout = 40℃ = 313,15 K

Cp air = 75,348 kJ/kmol

Kebutuhan air pendingin = 1937,821 kmol/jam

2. Reaktor -02

1. Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)

Reaksi :

$$10(C_6H_{10}O_5)_{10} + 10H_2O \xrightarrow{\text{Glukoamilase}} 10(C_6H_{12}O_6)$$

$(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 0,62

Produk yang dihasilkan :

$10(C_6H_{12}O_6)$ = 6,231

ΔHf $10(C_6H_{12}O_6)$ = -1271000 kJ/kmol

ΔHf $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -8995600 kJ/kmol

ΔHf H_2O = -285800 kJ/kmol

ΔH_R = (Σni.ΔHf)produk-(Σni.ΔHf)reaktan

ΔH_R^0 = -533685,88 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	0,678	10349,87	7017,479
H_2O	377,831	3194,568	1207007,855
HCl	0,00003	2510,323	0,074
glukoamilase	0,0001	10782	0,938
Glukosa	17,060	4265,24	72766,298
Total	396,940		1286792,643

Panas Keluar Reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qoutput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	0,055	10349,87	567,714
H_2O	371,6	3194,568	1187100,147
HCl	0,00003	2510,323	0,074
glukoamilase	0,0001	10782	0,938
Glukosa	23,292	4265,24	99346,134
Total	394,947		1287015,007

ΔHreaktan = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 6,232 kmol/jam x 10349,868 kJ/kmol

= 6449,765 kJ/jam

ΔHreaktan = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 6,232 kmol/jam x 3194,568 kJ/kmol

= 19907,708 kJ/jam

ΔHproduk = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 6,232 kmol/jam x 4265,238 kJ/kmol

= 26579,836 kJ/jam

ΔHreaksi = ΔHR + (ΔHproduk - ΔHreaktan)

= -533463,522 kJ/jam

3. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang keluar masuk pada suhu 30℃ dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 40℃.

Tin = 30℃ = 303,15 K

Tout = 40℃ = 313,15 K

Cp air = 75,348 kJ/kmol

Kebutuhan air pendingin = 707,702 kmol/jam

2. Reaktor -03

1. Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)

Reaksi :

$$10(C_6H_{10}O_5)_{10} + 10H_2O \xrightarrow{\text{Glukoamilase}} 10(C_6H_{12}O_6)$$

$(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 0,0535

Produk yang dihasilkan :

$10(C_6H_{12}O_6)$ = 0,535

$\Delta Hf\ 10(C_6H_{12}O_6)$ = -1271000 kJ/kmol

$\Delta Hf\ (C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -8995600 kJ/kmol

$\Delta Hf\ H_2O$ = -285800 kJ/kmol

$\Delta H_R = (\Sigma ni.\Delta Hf)produk-(\Sigma ni.\Delta Hf)reaktan$

ΔH_R^0 = -45895,07 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qinput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	0,055	10349,87	567,714
H_2O	371,6	3194,568	1187100,147
HCl	0,00003	2510,323	0,074
Glukoamilase	0,0001	10782	0,938
Glukosa	23,292	4265,24	99346,134
Total	394,947		1287015,007

Panas Keluar Reaktor

Komponen	n (Kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qoutput (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	0,001	10349,87	13,057
H_2O	371,064	3194,568	1185388,156
HCl	0,00003	2510,323	0,074
Glukoamilase	0,0001	10782	0,938
Glukosa	23,828	4265,24	101631,905
Total	394,893		1287034,129

ΔHreaktan = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 0,536 kmol/jam x 10349,868 kJ/kmol

= 554,657 kJ/jam

ΔHreaktan = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 0,536 kmol/jam x 3194,568 kJ/kmol

= 1711,991 kJ/jam

ΔHproduk = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 0,536 kmol/jam x 4265,238 kJ/kmol

= 2285,771 kJ/jam

ΔHreaksi = ΔHR + (ΔHproduk - ΔHreaktan)

= -45875,947 kJ/jam

2. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

Air pendingin yang keluar masuk pada suhu 30℃ dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 40℃.

Tin = 30℃ = 303,15 K

Tout = 40℃ = 313,15 K

Cp air = 75,348 kJ/kmol

Kebutuhan air pendingin = 70,989 kmol/jam

E. Menghitung Luas Transfer Panas

1. Reaktor -01

- Menghitung luas transfer panas pada reaktor -01

Suhu masuk reaktor (T1) = 60℃ =140℉

Suhu keluar reaktor (T2) = 60℃ =140℉

Suhu pendingin masuk (t1) = 30℃ =86℉

Suhu pendingin keluar (t2) = 40℃ =122℉

$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T2-t1)-(T1-t2)}{ln\frac{(T2-t1)}{(T1-t2)}}$

ΔT_{LMTD} = 32,769℉

$A = \frac{Q}{UD.\Delta TLMTD}$

(Eq. 5.13a, P.89,D.Q.Kern)

Dimana :

A = Luas transfer panas (ft^2)

U_D = faktor kekotoran (Btu/Jam.ft^2.°F)

Diketahui :

Untuk fluida dingin light organics-water (viskositas <0,5cp) dan fluida panas steam, maka nilai U_D = 75-150 Btu/Jam.ft^2.°F (Tabel 8, P.840, D.Q.Kern), maka diambil U_D sebesar 115 Btu/Jam.ft^2.°F. sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 367,245 ft^2 atau 34,117 m^2

- Menghitung luas selubung reaktor

L = π.D.H

L = 16,601 m^2

Karena luas transfer panas > luas selubung reaktor maka dipilih coil.

- Menghitung dimensi coil

1. Penentuan coil

Dipakai coil standar 6 in (tabel 11, P.844, Kern), sehingga didapat :

OD = 6,625 in

ID = 6,065 in

Luas Penampang (A') = 28,9 in^2

Luas perpindahan panas (A'') = 1,734 ft^2/ft

Untuk T > 99,5 F diperoleh hi = 1000 btu/jam.ft^2°F (Fig

25,P.835,Kern). Maka untuk hi0

hi0 = $hi\ x\ \frac{ID}{OD}$

hi0 = 915,471 btu/jam.ft^2.°F

2. Menghitung Uc dan Ud

$$hc = \frac{0,87.k}{Dt}\left[\frac{L^2.N.\rho}{\mu}\right]^{2/3}\left[\frac{Cp.\mu}{k}\right]^{1/3}\left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$$

(Eq 20,P.722, Kern)

$$\text{Dimana, } \left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14} = 1$$

Untuk air (P.723,Kern)

Dimana :

hc = koefisien transfer panas cairan (btu/jam.ft^2.°F)

Dt = diameter reaktor (ft)

k = Konduktifitas panas (btu/jam.ft^2.°F

Cp = Kapasitas panas air (btu/lb°F)

L = diameter pengaduk (ft)

N = kecepatan putar pengaduk (rph)

rho = densitas campuran (lb/ft^3)

μ = viskositas campuran (lb/jam.ft)

μ water = viskositas air (lb/jam.ft)

maka didapatkan hc sebesar 845,80 btu/jam.ft^2.F

Uc = $\frac{hc\ x\ hi0}{hc+hi0}$

Uc = 439,63 btu/jam.ft^2.°F

Ud = $\frac{Uc\ .\ Hd}{Uc+Hd}$

Dari tabel 12. Kern diambil Rd 0,001-0,003, maka diambil rd sebesar 0,001 dengan keadaan dibawah 1

Hd = $\frac{1}{Rd}$

Hd = 1000 btu/jam.ft^2.°F

Maka didapatkan harga Ud sebesar 305,377 btu/jam.ft^2.°F

4. Menghitung luas permukaan panas

A = $\frac{Qp}{Ud\ x\ LMTD}$

A = 138,298 ft^2

5. Menghitung panjang coil

L = $\frac{A\ desain}{A''}$

L = 79,756 ft

6. Menghitung jumlah lengkungan coil

Susunan coil berupa helix dengan diameter helix antara 0,7 – 0,8 ID reaktor (P.361, Rase). Dipilih 0,8ID reaktor, maka diameter helix sebesar 1,95 m

Jsp (jarak antar lilitan) = 1 – 1,5 OD reaktor

(P.227,Perry)

Jsp = 1OD reaktor = 0,168 m

Nt (jumlah lilitan) = L/Lhe

Lhe = $\left(\frac{1}{2}\right)\pi(DH^2 + jsp^2) + \left(\frac{1}{2}\right)\pi DH$

Lhe = 9,08 m

Maka, Nt = 2,67 lilitan = 3 lilitan

Hc (tinggi tumpukan coil) = $(Nt - 1\ )jsp + (Nt.OD)$

Hc = 0,73 m

Koil tercelup seluruhnya didalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan (Zl)

HL (tinggi cairan setelah ditambah coil)

HL = $\frac{(V\ cairan + Vcoil)}{\frac{\pi}{4}\ x\ DH^2}$

Vcoil = $\left(\frac{\pi}{4}\right) x\ OD^2\ x\ Lkoil$

Vcoil = 0,541 m^3

Maka, tinggi cairan setelah ditambah dengan coil (HL) sebesar 2,41 m

2. Reaktor -02

- Menghitung luas transfer panas pada reaktor -02

Suhu masuk reaktor (T1) = 60°C =140°F

Suhu keluar reaktor (T2) = 60°C =140°F

Suhu pendingin masuk (t1) = 30°C =86°F

Suhu pendingin keluar (t2) = 40°C =104°F

$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T2-t1)-(T1-t2)}{ln\frac{(T2-t1)}{(T1-t2)}}$

ΔT_{LMTD} = 44.393°F

A = $\frac{Q}{\text{UD.}\Delta\text{TLMTD}}$

(Eq. 5.13a, P.89,D.Q.Kern)

Dimana :

A = Luas transfer panas (ft^2)

U_D = faktor kekotoran (Btu/Jam.ft^2.°F)

Diketahui :

Untuk fluida dingin light organics-water (viskositas <0,5cp) dan fluida panas steam, maka nilai U_D = 75-150 Btu/Jam.ft^2.°F (Tabel 8, P.840, D.Q.Kern), maka diambil U_D sebesar 115 Btu/Jam.ft^2.°F. sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 99,899 ft^2 atau 9,1970 m^2

- Menghitung luas selubung reaktor

L = π.D.H

L = 16,601 m^2

Karena luas transfer panas < luas selubung reaktor maka dipilih jaket.

- Menghitung dimensi jaket

1. Menghitung tinggi jaket

Tinggi jaket dirancang sama dengan tinggi shell reaktor

Tinggi jaket = 2,438 m

= 8 ft

Asumsi jarak jaket dengan shell = 5 in

4. Menghitung diameter dalam (ID) dan luar (OD) jaket

ID jaket = ID shell + 2ts

= 96,5 in

OD jaket = ID jaket + 2.jarak jaket dengan shell

= 106,5 in

5. Menghitung tebal dinding jaket

tj = $\frac{P.ri}{f.E-0,6P} + C$

(Eq 13.1, P. 254, Brownell)

Diamana :

P = tekanan operasi 25,741 psi

ri = jari-jari dalam tangki 48 in

E = efesiensi sambungan las 0,80

f = tekanan maksimal 18750

C = korosi yang diijinkan 0,125 in

tj = Tebal dinding jaket 0,180 in

digunakan tj standar = 0,25 in = 0,006 m

(figure 2.14, P. 350, Brownell)

3. Reaktor -03

- Menghitung luas transfer panas pada reaktor -03

Suhu masuk reaktor (T1) = 60°C =140°F

Suhu keluar reaktor (T2) = 60°C =140°F

Suhu pendingin masuk (t1) = 30°C =86°F

Suhu pendingin keluar (t2) = 40°C =104°F

$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T2-t1)-(T1-t2)}{ln\frac{(T2-t1)}{(T1-t2)}}$

ΔT_{LMTD} = 44,393°F

$A = \frac{Q}{UD.\Delta TLMTD}$

(Eq. 5.13a, P.89,D.Q.Kern)

Dimana :

A = Luas transfer panas (ft^2)

U_D = faktor kekotoran (Btu/Jam.ft^2.°F)

Diketahui :

Untuk fluida dingin light organics-water (viskositas <0,5cp) dan fluida panas steam, maka nilai U_D = 75-150 Btu/Jam.ft^2.°F (Tabel 8, P.840, D.Q.Kern), maka diambil U_D sebesar 115 Btu/Jam.ft^2.°F. sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 9,931 ft^2 atau 0,9226 m^2

- Menghitung luas selubung reaktor

L = π.D.H

L = 16,601 m^2

Karena luas transfer panas < luas selubung r=reaktor maka dipilih jaket.

- Menghitung dimensi jaket

6. Menghitung tinggi jaket

Tinggi jaket dirancang sama dengan tinggi shell reaktor

Tinggi jaket = 2,438 m

= 8 ft

Asumsi jarak jaket dengan shell = 5 in

7. Menghitung diameter dalam (ID) dan luar (OD) jaket

ID jaket = ID shell + 2ts

= 96,5 in

OD jaket = ID jaket + 2.jarak jaket dengan shell

= 106,5 in

8. Menghitung tebal dinding jaket

tj = $\frac{P.ri}{f.E-0,6P} + C$

(Eq 13.1, P. 254, Brownell)

Diamana :

P = tekanan operasi 25,741 psi

ri = jari-jari dalam tangki 48 in

E = efesiensi sambungan las 0,80

f = tekanan maksimal 18750

C = korosi yang diijinkan 0,125 in

tj = Tebal dinding jaket 0,180 in

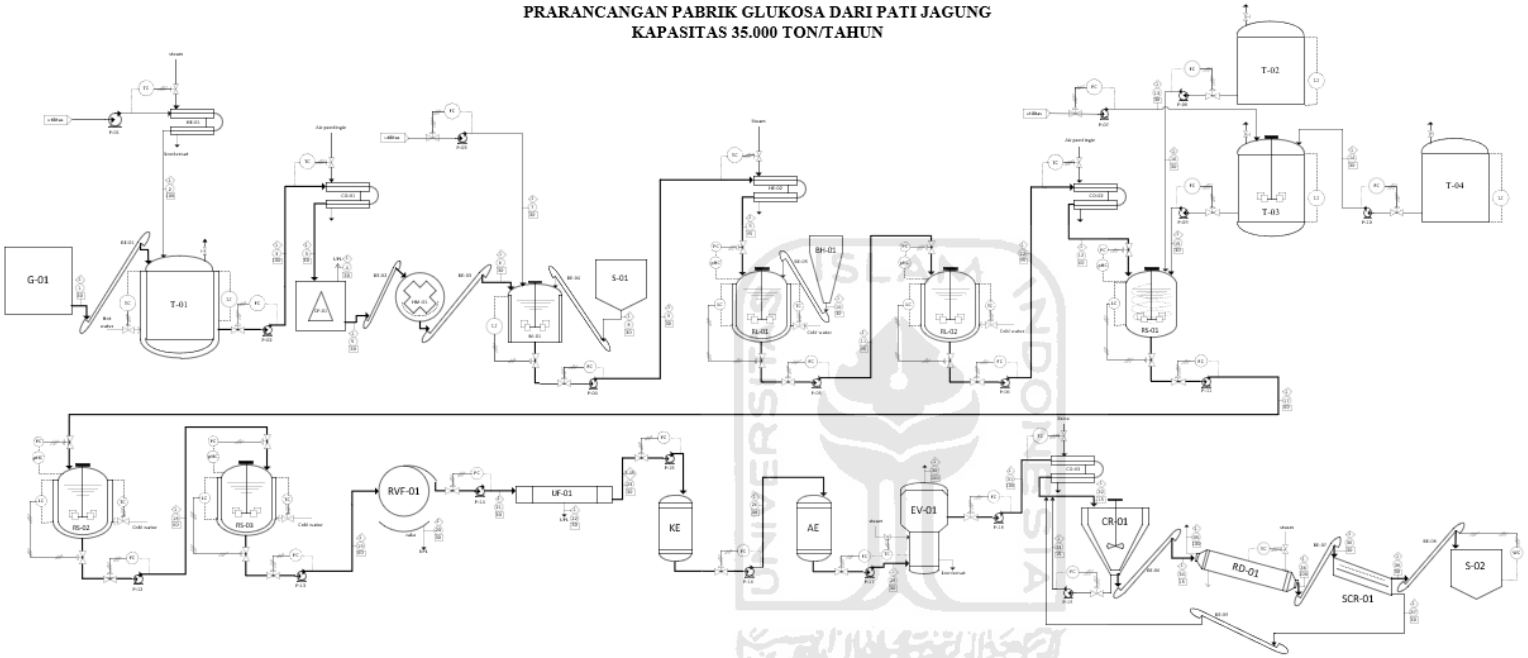
digunakan tj standar = 0,25 in = 0,006 m

(figure 2.14, P. 350, Brownell)

LAMPIRAN C

(Process Engineering Flow Diagram)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI PATI JAGUNG
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN



Alat	Keterangan
S	Silo
T	Tangki
P	Pipa
HE	Heat Exchanger
CO	Cooler
CF	Centrifuge
HM	Hammer Mill
BE	Bucket Elevator
M	Mixer
RL	Reaktor Liquifikasi
RS	Reaktor Sakarifikasi
BH	Bin Hopper
RVF	Rotary Vacuum Filter
UF	Ultrafiltration Membrane
KE	Kation Exchanger
AE	Anion Exchanger
EV	Evaporator
CR	Crystallizer
RD	Rotary Dryer
SCR	Screener
G	Gudang

Komponen	Aria 1	Aria 2	Aria 3	Aria 4	Aria 5	Aria 6	Aria 7	Aria 8	Aria 9	Aria 10	Aria 11	Aria 12	Aria 13	Aria 14	Aria 15	Aria 16	Aria 17	Aria 18	Aria 19	Aria 20	Aria 21	Aria 22	Aria 23	Aria 26	Aria 29	Aria 30	Aria 31	Aria 32	Aria 33	Aria 34	Aria 35	Aria 36	Aria 37	Aria 38
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	3,875.692		3,875.692		3,875.692	3,875.692			3,875.692		587.787	13.519					13.519	13.519	13.519	13.384	0.135	0.135													
$H_2O_{(l)}$																										5916.1				741.14				
$H_2O_{(s)}$	579.513	2272.6	2,852.113	2,272.600	579.513	579.513	6,528.206		7,107.719		7,107.719	7,107.719	0.206		0.206		6800.8	6688.7	6679.02	5.47	6673.552	2.002	6671.55	6671.55	6671.623		755.512	796.07	39.804	756.27		15.125	0.76	14.365
Protein	39.998		39.998		39.998	39.998			39.998		39.998	39.998					39.998	39.998	39.998	0.033	39.965	39.965												
Lemak	36.816		36.816		36.816	36.816			36.816		36.816	36.816					36.816	36.816	36.816	0.03	36.786	36.786												
Abu	9.545		9.545		9.545	9.545			9.545		9.545	9.545					9.545	9.545	9.545	9.449	0.095	0.095												
Serat kasar	3.636		3.636		3.636	3.636			3.636		3.636	3.636					3.636	3.636	3.636	3.6	0.036	0.036												
CaCl2								3.617	3.617		3.617	3.617					3.617	3.617	3.617	3.581	0.036		0.036											
α-amilase										30.625	30.625	30.625					30.625	30.625	30.625	30.319	0.306	0.306												
Glukoamilase																3.131	3.131	3.131	3.131	0.003	3.128	3.128												
HCl														0.125	0.125		0.125	0.125	0.125	0.00027	0.125		0.125	0.148										
$(C_6H_{10}O_5)_{33}$											3287.905	3862.173					1098.4	88.861	2.044	0.002	2.042	2.042												
$C_6H_{12}O_{6(l)}$																	3070.9	4192.6	4289.03	3.513	4,285.519		4,285.519	4,285.519	4,285.519	4.286	4,281.233	4743.7	237.19					
$C_6H_{12}O_{6(s)}$																														4506.6		4506.6	225.33	4281.2
Total	4,545	2272.6	6,818	2,272.600	4,545.200	4,545.200	6,528.206	3.617	11,077.023	30.625	11107.65	11107.648	0.206	0.125	0.331		11111	11111	11111.1	69.3843	11,041.725	84.495	10957.23	10957.084	10957.142	5920.4	5036.745	5539.8	276.99	5262.8	741.14	4521.7	226.09	4295.6

Simbol	Keterangan
LC	Level Controller
WC	Weight Controller
TC	Temperature Controller
FC	Flow Controller
LI	Level Indicator
	Nomor Arus
	Tekanan, atm
	Suhu, °C
	Control Valve
	Electric Connection
	Piping

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI PATI JAGUNG
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

Disusun oleh :
1. Evita Maulidaturrahma (16521100)
2. Bli Cova Jefri (16521213)

Dosen Pembimbing :
1. Suharno Rusdi, Ir., Ph.D.
2. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng

LAMPIRAN D

(Kartu Konsultasi Bimbingan)

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa :Evita Maulidaturrahma
   No. MHS : 16521100
2. Nama Mahasiswa : Bli Cova Jefri
   No. MHS : 16521213

Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI PATI JAGUNG KAPASITAS 35000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 01 April 2020

Batas Akhir Bimbingan : 28 September 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	10/10/2019	Pengajuan Tugas Akhir	
2	15/10/2019	Penentuan judul Tugas Akhir	
3	5-10-2020	Pemilihan Alat - Alat Besar	
4	8/08/2020	Konsultasi Naskah Tugas Akhir.	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 10 September 2020

Pembimbing,

Suharno Rusdi, Ir., Ph.D.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Evita Maulidaturrahma
   No. MHS : 16521100
2. Nama Mahasiswa : Bli Cova Jefri
   No. MHS : 16521213

Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI PATI JAGUNG KAPASITAS 35000 TON/TAHUN.

Mulai Masa Bimbingan : 01 April 2020

Batas Akhir Bimbingan : 28 September 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	18/10/2019	Pemilihan Judul Tugas Akhir	
2	25/10/2019	Penentuan kapasitas Pabrik	
3	27/11/2019	Neraca Massa	
4	5/12/2019	Neraca panas	
5	20/01/2020	Perancangan Alata	
6	5/02/2020	Perancangan Alat	
7	5/03/2020	Bab I dan II	
8	20/03/2020	Utilitas dan evaluasi ekonomi	
9	03/07/2020	DEFD	
10	10/08/2020	Revisi laporan	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 10 September 2020

Pembimbing,

Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy