No: TA/TK/2021/

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG BIJI DURIAN DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik

Kimia

Oleh :

Nama	**: Anggya Pramita B.**	**Nama**	**: Fadhila Febrianti**
No. Mhs	**: 16521093**	**No. Mhs**	**: 16521125**

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

2021

No: TA/TK/2021/

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG BIJI DURIAN DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk

Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama	**: Anggya Pramita B.**	**Nama**	**: Fadhila Febrianti**
No. Mhs	**: 16521093**	**No. Mhs**	**: 16521125**

JURUSAN TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

2021

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG BIJI DURIAN DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama	: Anggya Pramita B.	Nama	: Fadhila Febrianti
No. Mhs	: 16521093	No. Mhs	: 16521125

Yogyakarta, 03 Januari 2021

Menyatakan bahwa naskah Pra Rancangan Pabrik ini telah disusun sesuai dengan kaidah ilmiah. Apabila Terdapat pelanggaran atau ketidaksesuaian, kami siap menanggung resiko sesuai dengan ketentuan yang berlaku. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya

Anggya Pramita Basuki

Fadhila Febrianti

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG BIJI DURIAN MENGGUNAKAN METODE ENZIMATIS DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Oleh :

Nama : Anggya Pramita B.
No.Mhs : 16521093

Nama : Fadhila Febrianti
No.Mhs : 16521125

Yogyakarta, 03 Januari 2021

Pembimbing I,	Pembimbing II,
Prof. Ir. Zainus Salimin, M.SI.	Ajeng Yulianti D. L, S.T., M.T
NIP. 165210505	NIP. 155211305

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG BIJI DURIAN DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Anggya Pramita Basuki

NIM : 16521093

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, 03 Januari 2021

Tim Penguji,

_____	_____
Ketua Penguji	
_____	_____
Penguji 1	
_____	_____
Penguji 2	

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Ir. Suharno Rusdi, Ph.D

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG BIJI DURIAN DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Fadhila Febrianti

NIM : 16521125

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, 03 Januari 2021

Tim Penguji,

_____	_____
Ketua Penguji	
_____	_____
Penguji 1	
_____	_____
Penguji 2	

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Ir. Suharno Rusdi, Ph.D

LEMBAR PERSEMBAHAN

Puji Syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT, yang telah memberikan kesehatan, rahmat dan hidayah, sehingga penulis masih diberikan kesempatan untuk menyelesaikan tugas akhir sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar sarjana. Walaupun jauh dari kata sempurna, namun penulis bangga telah mencapai titik ini, yang akhirnya bisa selesai diwaktu yang tepat. Walau berbagai rintangan yang menghadang, rasa ingin menyerah berkali-kali, serta rasa malas yang sering hadir, tidak membuat penulis kehilangan harapan. Penulis yakin dan percaya bahwa akan tiba saatnya moment-moment seperti ini.

Skripsi atau Tugas akhir ini saya persembahkan untuk :

- Ayah dan Ibu Imam Basuki dan Baiq Nurhasanah. Adikku Alamsyah Akbar Basuki dan Ajeng Kharisma Basuki, terimakasih telah menjadi penyemangat dan sumber kekuatan dalam mengerjakan tugas akhir ini.

- Partner Tugas Akhir Fadhila Febrianti, yang sangat berperan penting dalam penyelesaian skripsi ini. Terimakasih sudah mau menjadi *partner* dalam skripsi maupun kehidupan sehari-hari. Terima kasih sudah mau berjuang bersama menyelesaikan skripsi ini bersama-sama. Terima kasih karena kamu tak pernah lelah menyemangati dan mengingatkan bahwa *we can do this together and we're going to pass through this struggling*.

- Bapak Prof. Ir. Zainus Salimin, M.Si selaku pembimbing satu yang sudah membimbing serta memberi masukan dan saran selama ini. Terimakasih atas ilmu-ilmu serta pelajaran yang sudah saya dapatkan selama mengerjakan skripsi. Semoga Allah SWT selalu melindungi dan merahmati Bapak dan keluarga. Aamiin ya rabbal a'lamin.

- Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestaris, S.T., M.T selaku pembimbing dua yang selalu sabar dan pengertian kepada kami. Terimakasih atas waktu yang telah diberikan untuk membimbing kami dan memberi masukan serta saran. Semoga Allah SWT senantiasa melimpahkan rahmat serta karunia-Nya kepada Ibu dan keluarga. Aamiin ya rabbal a'lamin.

- Teman-teman seperjuangan OMO dan Lah Bocah yaitu Titis, Nana, Anggy, Asha, Tatang, Dinda, Afnan, Amel. Terimakasih sudah menghibur disaat *stress* dengan skripsi, terimakasih juga telah mewarnai hari-hariku di Jogja. Terima kasih sudah mau mendengar curhatan dan cerita-ceritaku. Hampir 4,5 tahun kita bersama, semoga akan tetap selalu bersama di dunia dan akhirat.

- Terakhir kepada orang-orang yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu, terimakasih atas dukungan moril yang diberikan sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

Anggya Pramita Basuki

LEMBAR PERSEMBAHAN

Sujud syukur saya sembahkan kepadaMu ya Allah SWT, Tuhan Yang Maha Agung dan Maha Pengasih. Atas takdirmu saya bisa menjadi pribadi yang berpikir, berilmu, beriman dan bersabar. Serta atas pembelajaran yang telah diberikan kepada saya, dan ampunilah saya yang "terkadang harus memilih jalan yang salah untuk menemukan suatu kebenaran". Semoga keberhasilan ini menjadi satu langkah awal untuk masa depan, dalam meraih cita-cita saya. Segala syukur saya ucapkan kepadaMu Ya Rabb, karena sudah menghadirkan orang-orang berarti disekeliling saya. Yang selalu memberi semangat dan doa, sehingga skripsi saya ini dapat diselesaikan dengan baik.

Hasil karya ini saya persembahkan kepada:

Kedua orang tua saya yaitu Papa Anzarman dan Mama Sakunda Theresia serta Kakakku Ivan Luthfian Danny yang sangat saya sayangi, dalam kesibukannya tidak lupa dalam memberikan segala hal yang sangat baik sehingga saya bisa sampai disini menyelesaikan skripsi ini. Ucapan terimakasih tak henti - hentinya saya berikan untuk mama dan papa yang selalu mendoakan yang terbaik untuk anaknya. Seperti udara kasih yang engkau berikan. Tak mampu saya membalasnya.

Terimakasih atas do'a dari partner skripsi, Anggya Pramita Basuki, yang telah berjuang bersama-sama, banyak hal yang sudah kita lewati demi selesainya skripsi ini, kesalahan pun tak luput dari apa yang telah saya lakukan. Maaf jika banyak salah dan juga selalu menyusahkanmu, demi menyelesaikan TA tepat waktu. Semoga kita sukses dunia akhirat.

Teman-teman seperjuangan Lah Bocah yaitu Titis, Amel dan Afnan. Terimakasih sudah menghibur disaat *stress* dengan skripsi, terimakasih juga telah mewarnai hari-hariku di Jogja.

Terima kasih sudah mau mendengar curhatan dan cerita-ceritaku. Hampir 4,5 tahun kita bersama, semoga akan tetap selalu bersama di dunia dan akhirat.

Bapak Prof. Ir. Zainus Salimin, M.Si pembimbing satu yang telah bersedia meluangkan waktunya untuk membimbing saya banyak hal terutama untuk giat bekerja dan mensupport saya untuk tidak mudah menyerah serta tetap menyertakan Allah SWT dalam setiap keadaan. Terimaksih atas nasehat-nasehat dan motivasi yang telah diberikan. Terimakasih atas ilmu-ilmunya selama di perkuliahan dan memberi saya pengalaman yang sangat berharga. Bersyukur Allah SWT mempertemukan saya dengan orang-orang hebat, terima kasih atas semuanya.

Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T pembimbing dua yang selalu perhatian kepada anak bimbingannya. Terimakasih atas kesediannya telah meluangkan waktu untuk membimbing saya banyak hal terutama untuk bekerja mandiri dan berpikir logis. Serta mengajarkan untuk selalu berargumen harus ada data yang kongkrit tidak dengan data kosong sehingga melatih untuk bersikap tanggung jawab. Terimaksih atas nasehat-nasehat dan motivasi yang telah diberikan. Dan juga kepada bapak terimakasih atas kesediannya telah meluangkan waktu untuk membimbing dan berbagi ilmu, memberi saya pengalaman yang sangat berharga. Bersyukur Allah mempertemukan saya dengan orang-orang hebat, terima kasih atas semuanya.

Fadhila Febrianti

LEMBAR MOTO

Tubuh dibersihkan dengan air. Jiwa dibersihkan dengan air mata. Akal dibersihkan dengan pengetahuan. Dan jiwa dibersihkan dengan cinta.

(Ali Bin Abi Thalib)

“Dan bagi tiap-tiap umat ada kiblatnya (sendiri) yang ia menghadap kepadanya. Maka berlomba-lombalah (dalam membuat) kebaikan. Di mana saja kamu berada pasti Allah akan mengumpulkan kamu sekalian (pada hari kiamat). Sesungguhnya Allah Maha Kuasa atas segala sesuatu”.

(QS.Al-Baqarah : 148)

“Berdoalah kepada-Ku, niscaya akan kuperkenankan bagimu. Sesungguhnya orang-orang yang menyombongkan diri dari menyembah-Ku akan masuk neraka Jahannam dalam keadaan hina dina”.

(QS.Al-Mu’min : 60)

“Janganlah kamu bersikap lemah, dan janganlah (pula) kamu bersedih hati, padahal kamulah orang-orang yang paling tinggi (derajatnya), jika kamu orang-orang yang beriman”.

(QS.Ali’Imran : 139)

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr.Wb.

Alhamdulillahirabbil'alamiin, puji syukur atas kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan Rahmat, Taufiq dan Hidayah-Nya bagi kita semua sehingga kita dapat menjalankan amanah yang menjadi tanggung jawab kita. Sholawat serta salam tidak lupa kita haturkan kepada junjungan kita Nabi besar Muhammad SAW beserta keluarga dan para sahabat, karena dengan syafaatnya kita dapat hijrah dari zaman jahiliyah menuju zaman yang terang benderang.

Atas karunia dan pertolongan dari Allah SWT, Tugas Akhir dengan judul "PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG BIJI DURIAN DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN" ini dapat berjalan dengan lancar dan terselesaikan dengan baik. Penulisan tugas akhir ini disusun untuk memenuhi persyaratan meraih gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Ucapan terima kasih tidak lupa kami haturkan kepada pihak-pihak yang telah memberikan dukungan baik materil maupun spiritual dengan terselesaikannya tugas akhir ini, yaitu kepada:

1. ALLAH SWT, yang selalu ada dalam setiap langkah, atas karunia dan hidayah akal serta pikiran, kekuatan dan atas segala kemudahan yang telah diberikan.
2. Kedua Orang Tua dari Anggya Pramita B yaitu Bapak Imam Basuki dan Baiq Nurhasanah, serta kedua Orang Tua dari Fadhila Febrianti Bapak Anzarman dan Ibu Sakunda Theresia yang telah memberikan doa, motivasi, dukungan, dan bantuan yang tiada hentinya.

3. Keluarga yang selalu memberikan semangat.
4. Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia UII
5. Bapak Prof. Ir. Zainus Salimin, M.Si selaku dosen pembimbing I, yang telah membimbing, memberikan motivasi serta saran kepada penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
6. Ibu Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T selaku dosen pembimbing II yang telah meluangkan waktunya dan pemikirannya dalam membimbing penulis menyelesaikan tugas akhir ini.
7. Seluruh dosen dan karyawan Jurusan Teknik Kimia UII yang telah memberikan bantuan kepada penulis selama menuntut ilmu di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Teman-teman seperjuangan yang sudah mau berbagi ilmu dan membantu dalam menyelesaikan perhitungn tugas akhir ini.
9. Semua pihak yang tidak mungkin disebutkan satu persatu yang telah memberikan kontribusinya dalam membantu pelaksanaan tugas akhir ini.

Semoga segala bantuan yang telah diberikan kepada penulis menjadi amalan yang akan mendapatkan balasan yang sebaik-baiknya dari Allah SWT. Akhir kata, penulis berharap semoga karya tulis ini dapat memberikan manfaat bagi berbagai pihak. Penulis menyadari dalam penulisan tugas akhir ini masih jauh dari sempurna karena ini masih merupakan proses pembelajaran bagi penulis sehingga saran dan kritik yang membangun sangat diharapkan.

Wassalamu'alaikum Wr.Wb.

Yogyakarta, 03 Januari 2021

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING ..... **iii**

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI ..... **iv**

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI ..... **v**

LEMBAR PERSEMBAHAN ..... **vi**

LEMBAR PERSEMBAHAN ..... **viii**

LEMBAR MOTO ..... **x**

KATA PENGANTAR ..... **xi**

DAFTAR GAMBAR ..... **xvi**

DAFTAR TABEL ..... **xvii**

ABSTRAK ..... **xix**

ABSTRACT ..... **xx**

BAB I PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik **1**

1.2. Tinjauan Pustaka **3**

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk **9**

2.2 Spesifikasi Bahan **9**

2.3 Pengendalian Kualitas **11**

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses **14**

3.2 Spesifikasi Alat **16**

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik **39**

4.2 Tata Letak Pabrik **40**

4.3 Tata Letak Alat Proses **43**

4.4 Alir Proses dan Material.....46

4.5 Perawatan (Maintenance).....57

4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas).....58

4.7 Organisasi Perusahaan 73

4.8 Evaluasi Ekonomi.....92

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 KESIMPULAN.....110

5.2 Saran.....111

DAFTAR PUSTAKA 112

LAMPIRAN.....114

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Sirup Glukosa 3
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik 39
Gambar 4.2 Layout Pabrik 43
Gambar 4.3 Layout Alat Proses 45
Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif 54
Gambar 4.5 Struktur Organisasi……..……..77
Gambar 4.6 Grafik Ekonomi……...……108

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Komposisi Biji Durian ……...1
Tabel 1.2 Data Impor Sirup Glukosa ……2
Tabel 1.3 Pabrik Sirup Glukosa di Indonesia ….……...3
Tabel 1.4 Perbandingan Reaksi Hidrolisis dengan Berbagai Katalis.…….……...8
Tabel 4.1 Luas Tanah dan Bangunan Pabrik ……41
Tabel 4.2 Neraca Massa Total ……..46
Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer Tank MT-01……..47
Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi R-01…….....48
Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi R-02 ……...49
Tabel 4.6 Neraca Massa Filter Press FP-01……..... 50
Tabel 4.7 Neraca Massa Ultrafiltrasi……..... 51
Tabel 4.8 Neraca Massa Kation Exchanger …….....52
Tabel 4.9 Neraca Massa Anion Exchanger …….....52
Tabel 4.10 Neraca Massa Evaporator …….....52
Tabel 4.11 Neraca Panas Mixer Tank.……..... 55
Tabel 4.12 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi R-01 ...…….....55
Tabel 4.13 Neraca Panas Pada Mixing Point 2……..... 55
Tabel 4.14 Neraca Panas Pada Reaktor Sakarifikasi R-02…… 55
Tabel 4.15 Neraca Panas Pada Evaporator EV-01 …….....56
Tabel 4.16 Neraca Panas Pada Heater E-01……..... 56
Tabel 4.17 Neraca Panas Pada Cooler E-01……..... 56
Tabel 4.18 Neraca Energi Pada Cooler E-02……..... 56
Tabel 4.19 Neraca Energi Pada Cooler E-03 …….....57
Tabel 4.20 Kebutuhan Air Proses …….....64
Tabel 4.21 Kebutuhan Air Pendingin …….....64
Tabel 4.22 Kebutuhan Air Pembangkit Steam …….....65
Tabel 4.23 Total Kebutuhan Air …….....67
Tabel 4.24 Kebutuhan Listrik Proses …….....68
Tabel 4.25 Kebutuhan Listrik Utilitas…….....70
Tabel 4.26 Total Kebutuhan Listrik …….....72
Tabel 4.27 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan Shift …….…85
Tabel 4.28 Kebutuhan Operator per Alat Proses …….....86

Tabel 4.29 Kebutuhan Operator per Alat utilitas …….....87
Tabel 4.30 Gaji Karyawan …….....88
Tabel 4.31 Gaji Karyawan (lanjutan) …….....89
Tabel 4.32 Chemical Engineering Cost Index …….....94
Tabel 4.33 Kebutuhan Bahan Baku …….....96
Tabel 4.34 Physical Plant Cost …….....102
Tabel 4.35 Direct Plan Cost …….....102
Tabel 4.36 Fixed Capital Investment …….....103
Tabel 4.37 Direct Manufacturing Cost …….....103
Tabel 4.38 Indirect Manufacturing Cost …….....103
Tabel 4.39 Fixed Manufacturing Cost …….....103
Tabel 4.40 Manufacturing Cost …….....104
Tabel 4.41 Working Capital …….....104
Tabel 4.42 General Expenses …….....104
Tabel 4.43 Total Production Cost …….....104

ABSTRAK

Glukosa termasuk dalam kelompok monosakarida dengan rumus kimia $C_6H_{12}O_6$. Dalam industri makanan, sirup glukosa biasanya digunakan sebagai penyedap rasa, pembuatan MSG, *caramels*, *jellys*, *pastilles*, *maltodextrin*, *coffee whitener*, *desert powder* dan lain-lain. Sirup glukosa dari tepung biji durian direncanakan berdiri di Kecamatan Piyungan, Bantul dan beroperasi selama 330 hari dalam setahun. Dengan kapasitas produksi 80.000 ton/tahun. Pabrik ini membutuhkan bahan baku tepung biji durian sebesar 16,784 Ton/jam. Proses utama dalam pabrik ini adalah proses hidrolisis enzimatis tepung biji durian menjadi sirup glukosa, didukung oleh enzim alfa amilase dan enzim glukoamilase. Secara umum, tahapan dalam produksi sirup glukosa adalah liquifikasi dan sakarifikasi. Proses liquifikasi menggunakan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dengan kondisi operasi suhu 90^oC dan tekanan 1 atm yang dilengkai dengan koil pendingin, sedangkan proses sakarifikasi menggunakan reaktor batch dengan kondisi operasi suhu 60^oC dan tekanan 1 atm yang dilengkapi dengan koil pendingin.

Sebagai unit pendukung berupa unit utilitas menyediakan steam sebanyak 1.966,10 Kg/jam, kebutuhan listrik sebanyak 542,702 KWH dan air sebanyak 53.466,980 Kg/jam. Evaluasi ekonomi menghitung modal tetap yang dibutuhkan sebesar $ 20.473.656,35. Working capital yang dibutuhkan adalah sebesar $ 16.841.477. Dari hasil studi kelayakan bisa diperoleh ROI before tax 65 % dan ROI after tax 52 %. POT before tax sebesar 1,4 tahun dan POT after tax sebesar 1,7 Tahun. BEP berada pada titik 52,57 % dan *shut down point* berada pada titik 45,25 %. Untuk DCFR sendiri diperoleh nilai sebesar 6,84 %. Secara keseluruhann dari hasil tersebut, pabrik ini disebut menarik untuk dibangun dan layak untuk dikaji ulang.

Kata Kunci: Sirup Glukosa, Enzim Alfa Amilase, Enzim Glukoamilase, Tepung Biji Durian.

ABSTRACT

Glucose is one of the monosaic groups with chemical formulas $C_6H_{12}O_6$. In the food industry, glucose syrup is commonly used as flavor, manufacture of monosodium glutamate, caramels, jellys, pastilles, maltodextrine, coffee whitener, desert powders and other things. Glucose syrup from durian seed starch is planned to build in Kecamatan Piyungan, Bantul and operated during 330 days in a year with production capacity of 80,000 ton/year. Raw materials are 16,784 ton/hour. Main process in the factory is an enzyme hydrolysis process of durian seed starch to glucose syrup be supported by alfa amilase enzyme and glucoamylase enzyme. Generally, the process stages are luqification and saccharification. Luqification process used Continueous Stirred Tank Reactor (CSTR) will be operated at temperature 90^{o}C and pressure 1 atm with refrigerated coil. Whereas saccharification process used batch reactor will be operated at temperature 60^{o}C and pressure 1 atm with refrigerated coil.

As a support unit, utility unit provided steam as many as 1966.10 Kg/hour, total electricity requirement of 542.702 KWH, and water as much as 53,466,980 Kg/hour. The economic evaluation is used to calculate the provitability of glucose syrup plant. The result in fixed capital cost $ 20,473,656.35. The working capital cost $ 16,841,477. Based on the feasibility studies, the rate of Return of Investment (ROI) before tax is 65 % and ROI after tax 52 %. And the Pay Out Time (POT) before tax is 1,4 years and POT after tax is 1,7 years. The Break Event Point (BEP) is 52.57 % and the *Shut Down Point* (SDP) is 45.25 %. The Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) is 6.84 %. Overall from this results, this plant is interesting to be build and deserves to be reviewed.

Keyword: Glucose syrup, Alfa Amylase Enzyme, Glucoamylase Enzyme, Durian Seed Starch

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Durian adalah salah satu komoditi hasil pertanian yang banyak dihasilkan di negara-negara Asia Tenggara. Di Indonesia, durian sangat banyak dihasilkan dan menjadi buah yang cukup digemari. Hampir semua provinsi di Indonesia menghasilkan durian setiap tahunnya. Rata-rata produksi durian di Indonesia mencapai 1.142.102 ton (BPS, 2018). Biji durian menjadi salah satu yang masih kurang pemanfaatannya. Padahal, biji durian memiliki banyak kandungan yang bisa dijadikan sebagai alternatif pangan.

Tabel 1.1 Komposisi Biji Durian

Komponen	Kandungan dalam 100 gram biji durian
Air	51,5 gram
Lemak	0,4 gram
Protein	2,6 gram
Karbohidrat Total	47,6 gram
Serat Kasar	-
Nitrogen	-
Abu	1,9 gram
Kalsium	17 gram
Fosfor	68 miligram
Besi	1,0 miligram
Natrium	3 miligram
Kalium	962 miligram
Beta karoten	250 gram
Riboflavin	0,05 miligram
Thiamin	-

Niacin	0,9 miligram

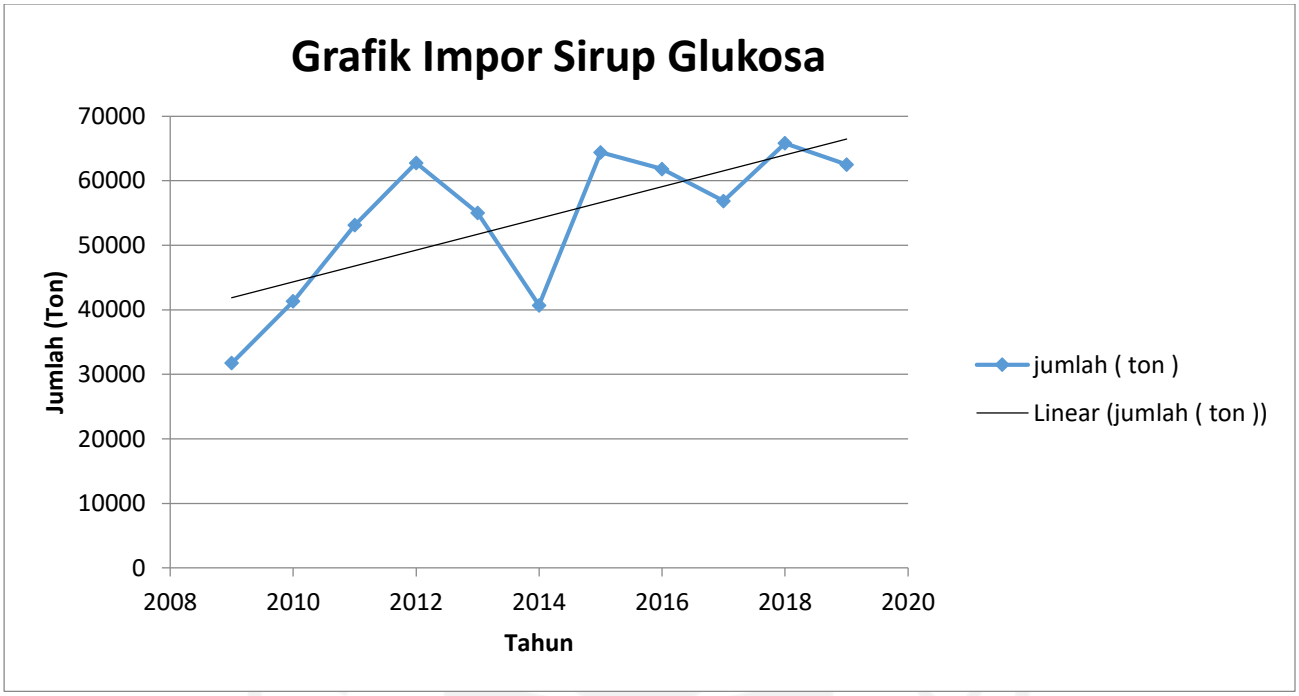
Sirup glukosa dari biji durian diperoleh dari proses hidrolisis. Hidrolisis adalah proses dekomposisi kimia dengan menggunakan air untuk memisahkan ikatan kimia dari substansinya. Hidrolisis pati merupakan proses pemecahan molekul amilum menjadi bagian-bagian penyusunnya yang lebih sederhana seperti dekstrin, isomaltosa, maltosa dan glukosa.

Di Indonesia sendiri kebutuhan sirup glukosa mengalami perubahan dari tahun ke tahun. Berikut adalah kebutuhan impor sirup glukosa di Indonesia.

Tabel 1.2 Data Impor Sirup Glukosa

No	Tahun	Jumlah (ton)
1	2009	31743,11
2	2010	41303,3
3	2011	53099,85
4	2012	62755,07
5	2013	55021,52
6	2014	40698,11
7	2015	64390,66
8	2016	61825,76
9	2017	56867,71
10	2018	65813,56
11	2019	62497,29

Gambar 1.1 Grafik Impor Sirup Glukosa



Data diatas merupakan proyeksi kebutuhan impor sirup glukosa dengan persen pertumbuhan setiap tahunnya sebesar 9,54%.

Berikut adalah data pabrik sirup glukosa di Indonesia.

Tabel 1.3 Pabrik Sirup Glukosa di Indonesia

No	Nama Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
1	PT. Suba Indah	82.500
2	PT. BAJ	18.000
3	PT. Associated British	72.000

Berdasarkan data-data tersebut, diperkirakan pabrik sirup glukosa berdiri dengan kapsitas 80.000 ton/tahun. Dengan berdirinya pabrik ini, diharapkan bisa memenuhi kebutuhan sirup glukosa dalam negeri dan meminimalisir impor sirup glukosa. Harapan lainnya adalah bisa menciptakan lapangan pekerjaan yang baru.

1.2. Tinjauan Pustaka

1.2.1 Pati

Pati adalah polimer glukosa yang memiliki rumus molekul $(C_6H_{10}O_5)n$. Pembentukan polimer pati pertama kali terbentuknya karena adanya ikatan glukosida yaitu ikatan antara molekul glukosa melalui oksigen pada atom karbon pertama. Pati terbagi menjadi dua jenis yaitu amilosa dan amilopektin. Amilosa adalah polimer rantai lurus yang 5 terdiri dari ribuan glukosa dengan ikatan α 1,4 glukosida. Sedangkan amilopektin memiliki rantai bercabang dikarenakan adanya ikatan α 1,6 glukosida di beberapa bagiannya (Maarel, et al., 2002).

Karbohidrat golongan polisakarida banyak ditemakan pada tumbuhan. Pati dapat ditemukan pada umbi-umbian, daun, batang dan biji-bijian. Pati adalah kelompok terbesar dalam karbohidrat cadangan yang dimiliki oleh tumbuhan setelah selulosa (Liu, 2005).

Tumbuhan melakukan sintesa pati ketika proses fotosintesis yaitu pengubahan energi cahaya matahari menjadi energi kimia (Maarel, et al., 2002). Apabila diamati dengan mikroskop, pati memiliki bentuk dan ukuran yang berbeda-beda tergantung dari tumbuhan yang diekstrak menjadi pati (Poedjiadi, 1994).

Selain itu pati berperan sebagai sumber karbohidrat, pati juga berperan sebagai bahan aditif pada proses pengolahan makanan, misalnya sebagai penstabil dalam proses pembuatan puding (Souza & Magalhães, 2010).

Pada pembuatan sirup dan pemanis buatan seperti sakarin, pati juga digunakan sebagai bahan utama. Dalam bidang non makanan, pati dimanfaatkan sebagai bahan baku dalam proses pembuatan kertas, pakaian dari katun, industri cat, maupun untuk produksi hidrogen (Liu, 2005).

1.2.2 Sirup Glukosa

Sirup Glukosa Sirup glukosa adalah salah satu produk behan pemanis yang memiliki karakteristik berbentuk cairan, tidak berbau, tidak berwarna, tidak mudah mengkristal dan mudah larut dalam air. Sirup glukosa dapat diproduksi dari tepung tapioka dengan proses hidrolisis. Sirup glukosa 8 termasuk golongan monosakarida yang terdiri atas satu monomer dengan rumus molekul $C_6H_{12}O$.

Sirup glukosa dapat diperoleh dari proses hidrolisis tapioka. Hidrolisis tapioka menjadi sirup glukosa dapat menggunakan katalis asam-asam, asam-enzim

atau enzim-enzim. Pembuatan sirup glukosa dengan proses hidrolisis diharapkan dapat meningkatkan nilai Dextrose Equivalent (DE). Dextrose Equivalent (DE) adalah besaran yang menyatakan nilai total pereduksi pati atau produk modifikasi pati dalam satuan persen. DE bisa juga didefinisikan sebagai banyaknya total gula yang ada pada produk. DE yang dihasilkan dari proses hidrolisis tapioka terganting dari katalis yang digunakan.

1.2.3 Enzim Amilase

Amilase adalah enzim yang memiliki kemampuan untuk memecah ikatan glukosida pada polimer pati yang ada pada tepung tapioka. Kelompok enzim amilase ini mempunyai beberapa variasi dalam aktivitasnya, sangat spesifik dan tergantung pada tempatnya bekerja (Sianturi, 2008). Seiring dengan banyaknya dilakukan penelitian-penelitian mengenai enzim amilase, semakin banyak pula bertambahnya kelompok-kelompok enzim amilase tersebut. Beberapa kelompok dari enzim amilase yang suda ditemukan adalah α-amilase, β-amilase, dan γamilase (Aiyer, 2005).

Secara molekuler, pemecahan amilase dibantu oleh residu asam amino pada sisi aktif enzim (Nangin & Sutrisno, 2015). Enzim α-amilase merupakan enzim yang berasal dari Pseudomonas stutzeri, pemecahan enzim amilase menjadi α-amilase dibantu oleh tiga residu asam amino yaitu asam glutamat 219, asam aspartat 294, dan asam aspartat 193. Tahapan pertama yaitu pengikatan substrat oleh asam aspartat 294. Tahap selanjutnya adalah asam glutamat 219 yang berbentuk asam akan mendonorkan proton ke O_2 pada ikatan glikosidik substrat. Produk yang dihasilkan dari reaksi tersebut merupakan sebuah ion oksokarbonium pada keadaan transisi yang diikuti dengan pembentukan kovalen intermediet. Molekul H_2O kemudian menyerang ikatan kovalen antara oksigen dan residu asam aspartat 193. Asam glutamat kemudian menerima H dari molekul H_2O dan residu asam aspartat 193 membentuk gugus hidroksil baru pada molekul glukosa (Nangin & Sutrisno, 2015). Aktivitas enzim α-amilase dapat diukur berdasarkan penurunan kadar pati yang larut atau jumlah gula pereduksi yang terbentuk (Judoamidjojo, et al., 1992).

1.2.4 Enzim Glukoamilase

Enzim glukoamilase atau amiloglukosidase (a1,4 glukan glukohidrolase EC 3.2.1.3) adalah eksoamilase yang menghidrolisa ikatan a-1,4 secara berurutan dari ujung nonreduksi rantai amilosa, amilopektin dan glikogen dengan melepaskan glukosa (Fogarty & Kelly 10 , 1979). Enzim ini juga menghidrolisa ikatan a-1,6 dan a -1-3, kecepatan bekerja dengan ikatan a-1,4 jauh lebih tinggi.

Glukoamilase dapat dihasilkan oleh kapang, khamir maupun bakteri. Aspergillus oryzae adalah salah satu jenis kapang yang sangat penting peranannya dalam industri makanan seperti sake, kecap dan sebagai penghasil hidrolitik enzim seperti a-amylase, glukoamilase dan proteinase.

Dalam industri sake glukoamilase sangat penting keberadaannya dan tingkat keberhasilan fermentasinya sangat tergantung pada aktivitas glukoamilase (Dae-Hee Ee, et al., 1995).

1.2.5 Proses Hidrolisis Pati

Hidrolisis adalah proses dekomposisi kimia dengan menggunakan air untuk memisahkan ikatan kimia dari substansinya. Hidrolisis pati merupakan proses pemecahan molekul amilum menjadi bagian-bagian penyusunnya yang lebih sederhana seperti dekstrin, isomaltosa, maltosa dan glukosa. Reaksi yang terjadi pada proses hidrolisis tapioka antara lain:

Reaksi utama :

$(C_6H_{10}O_5)n + nH_2O \rightarrow C_6H_{10}O_5$

Reaksi samping

$2(C_6H_{10}O_5)n + nH_2O \rightarrow C_{12}H_{22}O_{11}$ $3(C_6H_{10}O_5)n + nH_2O \rightarrow C_{18}H_{32}O_{16}$.

Proses hidrolisis dapat menggunakan katalis asam-asam, asamenzim, atau enzim-enzim.

- Hidrolisis Pati dengan Katalis Asam

  Hidrolisis pati menggunakan katalis asam memutus rantai pati secara acak. Hidrolisis pati dengan katalis asam diperlukan panas yang tinggi agar pemecahan pati menjadi glukosa dapat berjalan dengan baik. Asam yang dapat digunakan sebagai katalis adalah asam yang memiliki konsentrasi pekat, seperti asam klorida

(HCl), asam sulfat (H_2SO_4) dan sebagainya. Hidrolisis pati menggunakan katalis asam harus menggunakan reaktor yang tahan korosi.

- Hidrolisis Pati dengan Katalis Asam-Enzim

Hidrolisis pati dengan katalis asam-enzim memerlukan pH dan suhu sesuai dengan pengoperasiannya. Dalam hidrolisis ini proses pertama menggunakan katalis asam, dan proses selanjutnya menggunakan katalis enzim. Enzim yang biasa digunakan dalam hidrolisis ini adalah enzim glukoamilase.

- Hidrolisis Pati dengan Katalis Enzim-Enzim

Proses hidrolisis secara enzimatis memiliki keunggulan bila dibandingkan dengan metode asam, yaitu proses pemutusan rantai polimer lebih spesifik sehingga produk yang dihasilkan sesuai dengan keinginan, kondisi prosesnya dapat dikontrol dan tidak ekstrim (seperti suhu sedang dan pH mendekati netral), tingkat konversi lebih tinggi, biaya pemurnian lebih murah, dihasilkan lebih 12 sedikit abu dan produk samping serta kerusakan warna dapat diminimalkan (Rochmawatin, 2010).

Dalam hidrolisis pati menggunakan katalis enzim harus terdapat reaksi kimia sebagai berikut: $(C_6H_{10}O_5)n \xrightarrow{a-amylase} (C_6H_{10}O_5)x$ $n(C_6H_{10}O_5)x + xnH_2O \xrightarrow{glukoamylase} (C_6H_{10}O_5)x$

Proses hidrolisis pati menjadi sirup glukosa dengan katalis enzim meliputi gelatinasi, liquifikasi, sakarifikasi dan pemurnian. Gelatinisasi, yaitu memecah pati yang berbentuk granular menjadi suspensi yang viscous. Tahap liquifikasi secara enzimatik adalah proses hidrolisa pati menjadi dekstrin oleh enzim pada suhu diatas suhu gelatinisasi dan pH optimum aktivitas enzim, dengan waktu yang berbeda sesuai enzim yang digunakan. Pada tahap liquifikasi enzim yang biasa digunakan yaitu enzim amilase. Tahap sakarifikasi adalah tahap pemecahan gula kompleks menjadi gula sederhana dengan bantuan enzim glukoamilase. Pada tahap ini dekstrin diubah menjadi glukosa.

Tabel 1.4 Perbandingan Reaksi Hidrolisis dengan Berbagai Katalis		
Hidrolisis Katalis Asam-Asam	Hidrolisis Katalis Asam-Enzim	Hidrolisis Katalis Enzim-Enzim
Digunakan katalis asam kuat seperti HCl dan H_2SO_4 untuk kedua prosesnya.	Digunakan katalis asam kuat pada proses pertama dan enzim pada proses kedua. Biasanya digunakan HCl atau H_2SO_4 pada proses pertama dan enzim glukoamilase pada proses kedua	Biasanya digunakan katalis enzim alfa amilase pada proses pertama dan enzim glukoamilase pada proses kedua
Proses dilakukan pada suhu yang cukup tinggi sekitar 140^oC	Katalis asam dapat menyebabkan korosi	Peralatan yang digunakan lebih sederhana
Konversi reaksi lebih dari 95%	Konversi reaksi kurang dari 95%	Konversi reaksi mencapai 97%
Tekanan operasi 3 atm		Peralatan yang digunakan lebih mudah
Produk yang dihasilkan memiliki rasa yang tidak terlalu manis		Produk yang dihasilkan lebih bersih dan jernih

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

4.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Glukosa

Rumus Molekul	: $C_6H_{12}O_6$
Fase	: cair
Berat Molekul	: 180
Densitas	: 1,54 g/mL
Titik didih	: 146^0C
pH	: 4,0 – 6,5
Titik lebur	: 146^0C
Kelarutan	: mudah larut dalam air
Spesific gravity	: 0,919 g/L
Kadar	: 80%
Harga	: Rp 27.000 /Kg

4.2 Spesifikasi Bahan

2.2.1 Spesifikasi Bahan Baku

2.2.1.1 Biji Durian (Pati)

Rumus Molekul	: $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$
pH	: 4,4
Kelarutan	: 71%
Fase	: padat
Berat Molekul	: 162000
Karbohidrat	: 46,2%
Lemak	: 0,2%
Protein	: 46,2%
Air	: 51,1%
Harga	: Rp 9.400 /Kg

2.2.1.3 Air

Rumus Molekul	: H_2O
Fase	: cair
Berat Molekul	: 18 gram/mol
Densitas	: 1 kg/L
Titik Leleh	: 100^oC pada 1 atm
Titik Beku	: 0^oC pada 1 atm
Kapasitas Panas	: 0,99 kkal/kg.^oC

2.2.2 Spesifikasi Bahan Pendukung

2.2.2.1 Kalsium Klorida

Rumus Molekul	: $CaCl_2$
Fase	: padat
Berat Molekul	: 110,99 gram/mol
Specific Gravity	: 2,15
Kadar	: 80 ppm
Densitas	: 2,1520 kg/L
Titik Didih	: 1670^oC
Titik Lebur	: 772^oC
Viskositas	: 0,1
Harga	: Rp 14.000 /Kg

2.2.2.2 Enzim Alfa-Amilase

Fase	: padat
Warna	: cokelat
Berat Molekul	: 53.000 gram/mol
Specific Gravity	: 2,15
Densitas	: 1,04 kg/L
pH optimum	: 6 – 6,5
Viskositas	: 1 cP

Suhu Optimum : 90-100^{o}C

Harga : Rp 70.200 /Kg

2.2.2.3 Enzim Glukoamilase

Fase : cair

Warna : cokelat terang

Berat Molekul : 36.000 gram/mol

Kelarutan : mudah larut

Densitas : 1,15 kg/L

pH optimum : 4,5 – 5

Viskositas : 1 cP

Suhu optimum : 60^{o}C

Harga : Rp 45.000 /Kg

2.2.2.4 Asam Klorida

Rumus kimia : HCl

Fase : cair

Kemurnian : 37%

Warna : tidak berwarna

Berat molekul : 36,5 gram/mol

Titik didih : 83^{o}C

Specific Gravity : 1,16

Kelarutan : larut sempurna dalam air

Titik Leleh : -46,2^{o}C

Viskositas : 2,8 cP

Densitas : 1,15 kg/L

Harga : Rp 4.800 /Kg

4.3 Pengendalian Kualitas

Pabrik glukosa memiliki 3 pengendalian proses *(Quality control)*, yaitu pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses produksi dan pengendalian proses produk.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Bahan baku dilakukan pengujian terlebih dahulu sebelum masuk ke unit proses. Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk mengetahui apakah bahan baku yang akan masuk unit proses sudah sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan. Pengujian bahan baku ini dilakukan di laboratorium.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Tujuan dari pengendalian kualitas proses produksi ini adalah untuk menjaga kualitas sirup glukosa yang dihasilkan. Pengendalian proses ini dilakukan mulai bahan baku masuk sampai produk jadi. Proses pengendalian kualitas produk dilakukan di laboratorium dan menggunakan alat kontrol. Pengendalian proses untuk jalannya operasi dilakukan dengan cara *automatic control* dengan menggunakan indikator yang berada pada *control room*. Apabila terjadi penyimpang 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 lain-lain. Apabila ada tanda-tanda tersebut maka penyimpangan harus dikembalikan pada kondisi semula. Beberapa alat kontrol yang digunakan antara lain :

- *Flow Control*

  Digunakan untuk mengkontrol aliran masuk dan aliran keluar proses.

- *Level Control*

  Alat ini akan memerintahkan control valve untuk membuka atau menutup. Alat ini akan berbunyi atau lampu akan menyala ketika kondisi operasi belum sesuai standart.

- *Temperature Control*

  Alat ini berfungsi untuk mengkontrol temperatur pada setiap alat proses. Apabila temperatur belum sesuai dengan ketentuan maka alarm akan berbunyi atau lampu.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian ini bertujuan untuk menguji kelayakan produk yang telah dihasilkan agar memiliki standart mutu yang tinggi dan sesuai dengan standar mutu sirup glukosa yang telah ditetapkan. Produk dilakukan pengujian di laboratorium. Setelah diuji di laboratorium, produk yang sudah sesuai dengan standar mutu akan dipasarkan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

4.1 Uraian Proses

Proses produksi sirup glukosa dari biji durian menggunakan proses hidrolisis dengan katalisator enzim-enzim. Hidrolisis adalah proses dekomposisi kimia dengan menggunakan bantuan enzim untuk memecahkan ikatan kimia dari substansinya. Beberapa urutan proses hidrolisis adalah sebagai berikut:

3.1.1 Persiapan Bahan Baku

Tahap pertama adalah persiapan bahan baku. Beberapa hal yang perlu dipertimbangkan dalam persiapan bahan baku yaitu, dimana bahan baku tersebut akan dibeli, waktu pengiriman bahan baku dan jumlah bahan baku yang diperlukan. Selain itu, bahan baku juga perlu dilakukan pengujian agar bahan baku yang akan diproses sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan.

Tepung biji durian didapat dari UMKM yang ada di Kabupaten Bantul, Yogyakarta. Selain itu, tepung biji durian juga didapat dari limbah pabrik yang mempunyai produk dengan rasa durian. Salah satunya adalah PT Kino Indonesia Tbk.

Tahap persiapan bahan baku juga termasuk mempertimbangkan penyimpanan bahan baku yaitu tepung biji durian sebelum digunakan untuk proses produksi. Tepung biji durian disimpan dalam silo dengan tekanan 1 atm dan pada suhu 30^{o}C. Air yang digunakan adalah air demin dari unit utilitas dengan tekanan 1 atm dan suhu 30^{o}C. Sedangkan untuk enzim alfa-amilase disimpan di silo dalam keadaan kering dan steril dengan tekanan 1 atm dan suhu 30^{o}C. Proses ini juga memerlukan bahan penunjang berupa enzim glukoamilase, NaOH, HCl dan $CaCl_2$. Bahan baku tersebut disimpan dalam silo dan tangki dengan kondisi operasi yang sama.

3.1.2 Proses Hidrolisa

Proses hidrolisa terdiri dari tiga tahapan:

1. Proses Pencampuran

Pembuatan suspense pati dilakukan di *mixer tank* dengan mencampurkan tepung biji durian dengan air dan $CaCl_2$ kemudian diaduk sampai homogen. Proses pencampuran dinilai cukup bila nilai kekentalan mencapai 17-19^oBe. Volume tepung biji durian dan air untuk mencapai kekentalan itu adalah 10 kg tepung biji durian dan 30 liter air. Sedangkan untuk penambahan $CaCl_2$ sebanyak 60-150 ppm dari tangki penyimpanan. Penambahan $CaCl_2$ bertujuan untuk menjaga kestabilan enzim. Dengan kestabilan enzim yang tinggi diharapkan inaktivasi enzim akan membuthkan waktu yang lama walaupun dalam suhu yang tinggi. Kondisi operasi mixer tank adalah 30^oC dan 1 atm.

2. Proses Liquifikasi

Setelah pencampuran dilakukan di *mixer tank* selanjutnya campuran tepung biji durian dialirkan menuju reaktor liquifikasi. Ditambahkan enzim alfa amilase dengan dosis 0,6 Kg/ton pati dan juga NaOH. Fungsi NaOH adalah untuk menaikkan pH larutan hingga 6,2 dari 4,4. Proses liquifikasi berlangsung pada suhu 90^oC dan tekanan 1 atm. Hasil keluaran reaktor liquifikasi adalah dekstrin.

Berikut adalah reaksi pembentukan pati menjadi dekstrin :

$$\underset{\text{Pati}}{(C_6H_{10}O_5)_{1000}} \longrightarrow \underset{\text{Dekstrin}}{100(C_6H_{10}O_5)_{10}}$$

Reaksi liquifikasi dilengkapi dengan koil pendingin untuk menjaga suhu reaksi agar tetap pada angka 90^oC. Reaksi berlangsung selama 2 jam, pH = 6,2 dan pada tekanan 1 atm.

Keluaran dari reaktor liquifikasi selanjutnya didinginkan di cooler hinggasuhunya menjadi 60^oC sebelum masuk ke reaktor sakarifikasi.

3. Proses Sakarifikasi

Pati yang telah terdegradasi menjadi dekstrin dan diturunkan suhunya menjadi 60^oC masuk ke dalam rekator sakarifikasi dengan penambahan enzim

glukoamilase dengan dosis 0,65 L/ton pati. Kemudian ditambahkan HCl 37% untuk menurunkan pH menjadi 4,2. Reaktor ini juga dilengkapi dengan koil pendingin untuk menjaga suhu agar tetap di angka 60^{o}C.

Berikut adalah reaksi pembentukan dekstrin menjadi glukosa :

$$(C_6H_{10}O_5)10 + 10\ H_2O \longrightarrow 10C6H12O6$$

Dekstrin air Glukosa

4. Proses Pemurnian

Produk larutan glukosa diumpankan pada *filter press* untuk memisahkan padatan dari larutan sirup glukosa. Padatan berupa cake yang mengandung pati, lemak, protein, alfa amilase dan CaCl2. Sedangkan filtrate berupa air, dekstrin, glukoamilase, HCl dan NaOH. *Filter press* beroperasi pada suhu 30^{o}C dan tekanan 1 atm selama 2 jam. Padatan yang tertinggal dalam *plate filter press* disisihkan sebagai rejected solution lalu diangkut dengan *belt conveyer* menuju gudang. Kemudian larutan dialirkan menuju *ultafiltration* dengan kondisi operasi 30^{o}C dan 1 atm. Proses ini bertujuan untuk menghilangkan lagi zat-zat pengotor dalam larutan glukosa. Partikel dan padatan tersuspensi kan tertahan sedangkan air dan pelarut dengan berat molekul rendah akan melewati membran. Filtrat yang berupa glukosa, $CaCl_2$, NaOH dan HCl akan dialirkan menuju kation exchanger. Kation exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion positif dalam larutan glukosa, yaitu Ca^{2+} dalam $CaCl_2$ dan NaOH dalam HCl. Kemudian larutan dialirkan menuju anion exchanger untuk mengikat ion negatif dalam larutan glukosa, yaitu H^{+} dalam HCl. Karena HCl bersifat korosif maka HCl harus dihilangkan terlebih dahulu sebelum masuk *evaporator* karena akan mengganggu proses pemurnian sirup glukosa. Selanjutnya, larutan glukosa dialirkan menuju *evaporator* untuk dipekatkan dengan menguapkan airnya hingga kemurnian mencapai 80%. Kondisi operasi evaporator adalah 122,3^{o}C dan pada tekanan 1 atm. Setelah itu, larutan glukosa dialirkan ke dalam *cooler* untuk diturunkan suhunya menjadi 30^{o}C sebelum masuk ke *storage tank*.

4.2 Spesifikasi Alat

3.2.1 Mixer Tank MT-01

Fungsi : Melarutkan tepung biji durian dari tangki penyimpanan sebanyak 16.784,197 Kg/jam

Jenis : Silinder tegak dengan bawah berbentuk *conical* dengan pengaduk.

Proses : Kontinyu

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm
Suhu = 30^{o}C

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-285 grade C*

Dimensi *Mixer*

Diameter *mixer* : 3,048 m

Tinggi *mixer* : 4,468 m

Tebal *shell* : 3/16 in

Tebal *bottom* : 3/8 in

Pengaduk *Mixer*

Jenis : *Marine propeller with 3 blade*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Diameter : 1,016 m

Lebar *baffle* : 0,3048 m

Tinggi baffle : 2,497 m

Kecepatan putar : 57,273 rpm

Daya motor : 1,528 HP

3.2.2 Reaktor Liquifikasi R-01

Fungsi : Mengubah pati $(C_6H_{10}O)_{1000}$ menjadi dekstrin $(C_6H_{10}O)_{10}$ sebanyak 7377,440 Kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim alfa-amilase.

Jenis : Silinder tegak dengan atap berbentuk *torispherical head* dengan pengaduk dan koil pendingin.

Proses : Kontinyu

Jumlah : 2 buah

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 90^{o}C

pH = 6,2

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-167 type 316*

Dimensi Reaktor

Diameter reaktor : 4,518 m

Tinggi reaktor : 5,9534 m

Tebal *shell* : 3/16 in

Tebal *head* : 5/16 in

Pengaduk Reaktor

Jenis : *6 flat blade turbin impeller*

Jumlah : 1 buah

Diameter : 1,1822 m

Jumlah baffle : 4 buah

Lebar baffle : 0,2010 m

Tinggi baffle : 3,6146 m

Kecepatan putar : 161,639 rpm

Daya motor : 1,5 HP

Koil Pendingin

Luas transfer panas : 48,110 m^2

Jumlah lilitan : 8

3.2.3 Reaktor Sakarifikasi R-02

Fungsi : Mengubah dekstrin $(C_6H_{10}O)_{10}$ menjadi glukosa $C_6H_{12}O_6$ sebanyak 7959,192 Kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim glukoamilase.

Jenis : Silinder tegak dengan atap berbentuk *torispherical head* dengan pengaduk dan koil pendingin

Proses : Kontinyu

Jumlah : 2 buah

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 60^{o}C

pH = 4,2

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-167 type 316*

Dimensi Reaktor

Diameter reaktor : 4,571 m

Tinggi reaktor : 6,168 m

Tebal *shell* : 3/16 in

Tebal *head* : 3/8 in

Pengaduk Reaktor

Jenis : *6 flat blade turbin impeller*

Jumlah : 1 buah

Diameter : 1,318 m

Jumlah baffle : 4 buah

Lebar baffle : 0,3294 m

Tinggi baffle : 0,2635 m

Kecepatan putar : 145,021 rpm

Daya motor : 2 HP

Koil Pendingin

Luas transfer panas : 2053,875 m^2

Jumlah lilitan : 68

3.2.4 *Filter Press*

Fungsi : Memisahkan padatan dari larutan glukosa hasil dari reaktor Sakarifikasi sebanyak 1981,807 Kg/jam

Jenis : Plate and frame

Kondisi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C

Bahan : *Stainless steel SA 167 grade 11*

Ukuran frame : 3,7 x 3,7 m

Luas penyaringan : 101,903 m^2

Jumlah plate : 28 buah

Bahan : *Woven fabrics*

Jumlah : 2 unit

Waktu siklus

Waktu Pengisian : 30 menit

Waktu Filtrasi : 60 menit

Waktu Pencucian : 30 menit

3.2.5 *Ultrafiltration*

Fungsi : Memisahkan pati, dekstrin dan glukoamilase sebanyak 273,9644 Kg/jam

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C

Bahan : *Polysulfone*

Pore size : 0,01 μm

A : 55,664 m^2

Dimensi : 1,092 x 0,17 m

Jumlah : 2 unit

Ukuran tepung : 250 μm

3.2.6 *Kation Exchanger*

Fungsi : Menjerap ion Ca^{2+} pada $CaCl_2$ dan ion Na^{+} pada NaOH sebanyak 30.518,453 Kg/jam

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C

pH = 4,2

Dimensi Alat

Bahan : *Carbon steel SA 167 Grade 11*

Diameter : 1,146 m

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 6,277 m

Resin

Bahan : *Zeolit*

Tinggi : 4,426 m

Jumlah bahan isian : 16,985

Waktu Generasi : 16,985 hari

3.2.7 Anion Exchanger

Fungsi : Menjerap ion Cl^- dari sirup glukosa sebanyak 22,352 Kg/J

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^oC

pH = 4,2

Dimensi Alat

Bahan : *Stainless steel SA 167 grade 11*

Diameter : 1,146 m

Tebal : 3/16 in

Tinggi : 6,277 m

Resin

Bahan : Natural Weakly Resin

Tinggi : 4,462 m

Jumlah bahan isian : 198,676 Kg

Waktu Generasi : 25,286 hari

3.2.8 Evaporator

Fungsi : Memekatkan larutan sirup glukosa keluaran anion exchanger menjadi konsentrasi 80% sebanyak 7953,241 Kg/J

Jenis : *Long Tube Vertical Evapaorator*

Bahan : *Carbon steel SA-283 grade C*

Kondisi Operasi

Suhu : 122,3^oC

Laju alir umpan : 30.559,288 Kg/J

Laju alir uap : 20.458,278 Kg/J

Viskositas umpan : 1,624 cP

Dimensi Alat

Diameter : 2,675 m

Tinggi : 4,877 m

Tebal *shell* : ¼ in

Jumlah : 1

3.2.9 *Heater* HE-01

Fungsi : Memanaskan campuran tepung biji durian, CaCl2 dan air keluaran mixer tank (MT-01)

Jenis : *Shell and tube*

Luas transfer panas : 48,713 m^2

Pass : 1

Jenis pemanas : *Steam*

Dimensi *Heater*

BWG : 10

Pitch : 1 in

OD *tube* : ¾ in

ID *tube* : 0,482 in

Jumlah *tube* : 138

Diameter *shell* : 15 ¼ in

Susunan : *Square pitch*

Jumlah : 1

Tebal isolasi : 0,0060

Bahan isolasi : Silika

3.2.10 Cooler E-01

Fungsi : Mendinginkan campuran keluaran reaktor liquifikasi dari 90^oC menjadi 60^oC

Jenis : *Shell and tube*

Luas transfer panas : 61,579 m^2

Pass : 1

Jenis pemanas : *Steam*

Dimensi Cooler E-01

BWG : 10

Pitch : 1 in

OD *tube* : ¾ in

ID *tube* : 0,482

Jumlah *tube* : 234

Diameter *shell* : 17 ¼

Susunan : *Square pitch*

Jumlah : 1

Tebal isolasi : 0,0060

Bahan isolasi : Silika

3.2.11 *Cooler* E-02

Fungsi : Mendinginkan campuran keluaran reaktor liquifikasi dari 90^oC menjadi 60^oC

Jenis : *Shell and Tube*

Luas transfer panas : 302,253 m^2

Pass : 1

Jenis pemanas : *Steam*

Dimensi *Cooler* E-02

BWG : 10

Pitch : 1 in

OD *tube* : ¾ in

ID *tube* : 0,482 in

Jumlah *tube* : 934

Diameter *shell* : 37 in

Susunan : Square pitch

Jumlah : 1

Tebal isolasi : 0,0761

Bahan isolasi : Silika

3.2.12 *Cooler* E-03

Fungsi : Mendinginkan campuran keluaran evaporator dari 90^{o}C menjadi 30^{o}C

Jenis : *Double pipe*

Luas transfer panas : 3,226 m^2

Pass : 1

Jenis pemanas : *Steam*

Dimensi *Cooler* E-03

Panjang : 3,658 m

Jumlah *hairpin* : 3

Dimensi *Annulus*

IPS : 2 in

ID : 1,66 in

OD : 2,067

Dimensi *Inner Pipe*

IPS : 1 ¼ in

ID *tube* : 1,38 in

OD : 1,66 in

Jumlah : 1

Tebal isolasi : 0,0060

Bahan isolasi : Silika

3.2.13 *Screw Conveyor* SC-01

Fungsi : Mengangkut tepung biji durian dari silo menuju *mixer tank* MT-01

Diameter tabung : 0,356 m

Panjang : 25 m

Daya : 3,411 HP

Jumlah : 1 buah

3.2.14 *Screw Conveyor* SC-02

Fungsi : Mengangkut $CaCl_2$ dari silo menuju mixer tank MT-01

Diameter tabung : 0,248 m

Panjang : 5 m

Daya : 0,005 HP

Jumlah : 1

3.2.15 *Screw Conveyor* SC-03

Fungsi : Mengangkut enzim alfa amilase dari silo menuju *mixer tank* MT-01

Diameter tabung : 0,248 m

Panjang : 5 m

Daya : 0,005 HP

Jumlah : 1

3.2.16 Silo S-01

Fungsi : Menyimpan tepung biji durian sebanyak 16.784,197 Kg/jam selama 3 hari

Kondisi penyimpanan

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30^{o}C

Fasa : Padat

Dimensi Silo

Jenis *storage* : *Vertical tank, flat head with conical bottom*

Bahan : Carbon steel SA-285 grade C

Diameter : 10,668 m

Tinggi : 21,336 m

Tebal shell : ¾ in

Dimensi Bottom

Jenis : *Conical*

Bahan : *Carbon steel SA-285 grade C*

Tebal bottom : ¾ in

Tinggi bottom : 9,24 m

3.2.17 Silo S-02

Fungsi : Menyimpan $CaCl_2$ sebanyak 2,116 Kg/jam selama 3 hari

Kondisi penyimpanan

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30^oC

Fasa : Padat

Dimensi Silo

Jenis *storage* : *Vertical tank, flat head with conical bottom*

Bahan : *Carbon steel SA-285 grade C*

Diameter : 3,048 m

Tinggi : 3,859 m

Tebal shell : ¾ in

Dimensi Bottom

Jenis : *Conical*

Bahan : *Carbon steel SA-285 grade C*

Tebal *bottom* : ¾ in

Tinggi *bottom* : 2,64 m

3.2.18 Silo S-03

Fungsi : Menyimpan enzim alfa amilase sebanyak 4,656 Kg/jam selama 3 hari

Kondisi penyimpanan

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30^oC

Fasa : Padat

Dimensi Silo

Jenis storage : *Vertical tank, flat head with conical bottom*

Bahan : Carbon steel SA-285 grade C

Diameter : 3,048 m

Tinggi : 5,688 m

Tebal shell : 1/4 in

Dimensi Bottom

Jenis : *Conical*

Bahan : Carbon steel SA-285 grade C

Tebal bottom : 3/16 in

Tinggi bottom : 2,64 m

3.2.19 Tangki (T-01)

Fungsi : Untuk menyimpan air demin proses sebanyak 23,289 Kg/jam selama 3 hari.

Jenis : *Vertical cylindrical, conical roof, cylindrical vessel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30^{o}C

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Carbon steel SA-285 Grade 11*

Diameter : 13,176 m

Tinggi : 12,802 m

Jumlah course : 7

Tebal Shell

Course 1 : 3/16 in

Course 2 : 3/16 in

Course 3 : 3/16 in

Course 4 : 3/16 in

Course 5 : 3/16 in

Course 6 : 3/16 in

Course 7 : 3/16 in

Dimensi *Roof*

Bahan : *Carbon steel SA-285 grade C*

Tebal *roof* : 1 in

Tinggi : 3,520 m

3.2.20 Tangki T-02

Fungsi : Untuk menyimpan enzim glukoamilase sebanyak 5,521 Kg/jam selama 3 hari

Jenis : *Vertical cylindrical, conical roof, cylindrical vessel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30^{o}C

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Carbon steel SA-285 Grade 11*

Diameter : 3,048 m

Tinggi : 1,488 m

Jumlah *course* : 3

Tebal Shell

Course 1 : 3/16 in

Course 2 : 3/16 in

Course 3 : 3/16 in

Dimensi *Roof*

Bahan : *Carbon steel SA-285 grade C*

Tebal *roof* : 1/4 in

Tinggi : 0,269 m

3.2.21 Tangki T-03

Fungsi : Untuk menyimpan NaOH proses sebanyak 0,157 Kg/jam selama 3 hari.

Jenis : *Vertical cylindrical, conical roof, cylindrical vessel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30^{o}C

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Carbon steel SA-285 Grade 11*

Diameter : 3,048 m

Tinggi : 1,488 m

Jumlah *course* : 2

Tebal Shell

Course 1 : 3/16 in

Course 2 : 3/16 in

Dimensi *Roof*

Bahan : *Carbon steel SA-285 grade C*

Tebal roof : 1/4 in

Tinggi : 0,269 m

3.2.22 Tangki T-04

Fungsi : Untuk menyimpan HCl proses sebanyak 6,087 Kg/jam selama 3 hari.

Jenis : *Vertical cylindrical, conical roof, cylindrical vessel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30^{o}C

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Stainless Steel SA-285 Grade 11*

Diameter : 3,048 m

Tinggi : 2,098 m

Jumlah *course* : 5

Tebal Shell

Course 1 : 3/16 in

Course 2 : 3/16 in

Course 3 : 3/16 in

Course 4 : 3/16 in

Course 5 : 3/16 in

Dimensi *Roof*

Bahan : *Carbon steel SA-285 grade C*

Tebal *roof* : 1/4 in

Tinggi : 0,269 m

3.2.23 Tangki T-05

Fungsi : Untuk menyimpan sirup glukosa proses sebanyak 10.101,010 Kg/jam selama 3 hari.

Jenis : *Vertical cylindrical, conical roof, cylindrical vessel*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30^{o}C

Fasa : Cair

Dimensi Tangki

Bahan : *Carbon steel SA-285 Grade 11*

Diameter : 9,144 m

Tinggi : 11,784 m

Jumlah course : 5

Tebal Shell

Course 1 : 3/16 in

Course 2 : 3/16 in

Course 3 : 3/16 in

Course 4 : 3/16 in

Course 5 : 3/16 in

Dimensi *Roof*

Bahan : *Carbon steel SA-285 grade C*

Tebal *roof* : 1/2 in

Tinggi : 2,640 m

3.2.24 Pompa P-01

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran *mixer tank* sebanyak 32703,604 Kg/J menuju *mixing point*

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 3,199 m

ID : 0,174 m

Impeller : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 9239,072 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 10 HP

Jumlah : 2

3.2.25 Pompa P-02

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran reaktor R-01 menuju cooler CO-01 sebanyak 32.708,261 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 2,139 m

ID : 0,154 m

Impeller : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 10.097,742 rpm

Putaran Spesifik : **3500 rpm**

Daya motor : 5 HP

Jumlah : 2

3.2.26 Pompa P-03

Fungsi : Mengalirkan hasil keluaran reaktor R-02 menuju cooler CO-02 sebanyak 32.774,194 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 2,153 m

ID : 0,154 m

Impeller : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 9974,301 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 75 HP

Jumlah : 2

3.2.27 Pompa P-04

Fungsi : Mengalirkan keluaran filter press FP-01 menuju ultrafiltrasi UF-01 sebanyak 30792,378 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 3,006 m

ID : 0,102 m

Impeller : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 7641,595 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 60 HP

Jumlah : 2

3.2.28 Pompa P-05

Fungsi : Mengalirkan keluaran ultrafiltrasi UF-01 menuju *kation exchanger* sebanyak 300.523,808 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 2,794 m

ID : 0,102 m

Impeller : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 8048,209 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 60 HP

Jumlah : 2

3.2.29 Pompa P-06

Fungsi : Mengalirkan keluaran *kation exchanger* menuju *anion exchanger* sebanyak 17.040,386 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 2,500 m

ID : 0,102 m

Impeller : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 8103,684 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 15 HP

Jumlah : 2

3.2.30 Pompa P-07

Fungsi : Mengalirkan keluaran *anion exchanger* menuju evaporator EV-01 sebanyak 30.495,977 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 2,678 m

ID : 0,096 m

Impeller : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 8144,682 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 15 HP

umlah : 2

3.2.31 Pompa P-08

Fungsi : Mengalirkan keluaran evaporator EV-01 menuju cooler CO-03

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 1,779 m

ID : 0,0525 m

Impeller : *Mixed Flow Impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 5768,206 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 25 HP

Jumlah : 2

3.2.32 Pompa P-09

Fungsi : Mengalirkan enzim glukoamilase dari tangki T-02 menuju *mixing point* sebanyak 5,515 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 1,826 m

ID : 0,0068 m

Impeller : *Mixed Flow Impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 2192,684 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 0,75 HP

Jumlah : 2

3.2.33 Pompa P-10

Fungsi : Mengalirkan larutan HCl dari tangki T-03 menuju *mixing point* sebanyak 60,410 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 1,911 m

ID : 0,0158 m

Impeller : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 7327,429 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 2 HP

Jumlah : 2

3.2.34 Pompa P-11

Fungsi : Mengalirkan *demin water* menuju mixer tank MT-01 sebanyak 23.262 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 2,565 m

ID : 0,1023 m

Impeller : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 7871,199 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 15 HP

Jumlah : 2

3.2.35 Pompa P-12

Fungsi : Mengalirkan enzim glukoamilase dari tangki T-02 menuju *mixing point*

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 2,001 m

ID : 0,0068 m

Impeller : *Radial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 62,414 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 0,05 HP

Jumlah : 2

3.2.36 Pompa P-13

Fungsi : Mengalirkan NaOH dari mobil tangki pengangkut menuju tangki penyimpanan sebanyak 0,0117 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 14,635 m

ID : 0,0068 m

Impeller : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 1973,473 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 5 HP

Jumlah : 2

3.2.37 Pompa P-14

Fungsi : Mengalirkan HCl dari mobil tangki pengangkut menuju tangki penyimpanan sebanyak 60,410 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 14,635 m

ID : 0,102 m

Impeller : *Radial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 1973,473 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 5 HP

Jumlah : 2

3.2.38 Pompa P-15

Fungsi : Mengalirkan HCl dari mobil tangki pengangkut menuju tangki penyimpanan sebanyak 5,515 Kg/J

Jenis : *Centrifugal pumps*

Dimensi

Head : 14,635 m

ID : 0,102 m

Impeller : *Radial flow impeller*

Bahan : *Commercial Steel*

Putaran : 1973,473 rpm

Putaran Spesifik : 3500 rpm

Daya motor : 5 HP

Jumlah : 2

BAB IV

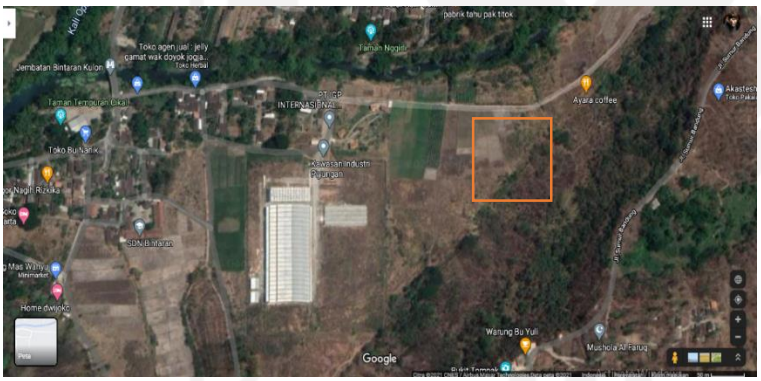
PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi dapat mempengaruhi perkembangan dan kelangsungan suatu pabrik. Ada beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam menentukan lokasi pabrik agar menghasilkan keuntungan yang besar. Dalam rancangan, lokasi pabrik sirup glukosa akan didirikan di daerah Bantul, Yogyakarta dengan pertimbangan sebagai berikut:

a. Penyediaaan bahan baku

Bahan baku dari pabrik sirup glukosa adalah tepung biji durian. Daerah penghasil tepung biji durian terbanyak salah satunya yaitu Provinsi Daerah Istimewa Yogyakarta. Banyak UMKM penghasil tepung biji durian terdapat di Kecamatan Piyungan, Kabupaten Bantul, DIY.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

Air merupakan kebutuhan utama dalam suatu pabrik. Kebutuhan air pabrik sirup glukosa ini berasal dari Sungai Opak yang melewati Kecamatan Piyungan. Sebelum digunakan, air diolah terlebih dahulu agar mendapatkan air yang layak digunakan. Air tesebut digunakan untuk air proses, pendingin, dan air sanitasi. Sungai Opak mengalir di daerah Piyungan dengan anak-anak sungai yang panjangnya kurang lebih 65 km dengan debit air 12,35 m^3/s.

b. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan pelaku yang sangat penting dalam proses produksi. Proses produksi akan berjalan lancar dengan adanya tenaga kerja yang terdidik dan terampil. Pabrik sirup glukosa ini membutuhkan banyak tenaga kerja. Sebagian besar tenaga kerja diambil dari daerah sekitar pabrik.

c. Transportasi

Bantul merupakan daerah strategis karena berada di daerah Pulau Jawa bagian selatan. Di daerah tersebut juga berdiri pabrik gula Madukismo sehingga bisa menjadi peluang untuk membuka pabrik juga di daerah tersebut.

d. Faktor geografis dan sosial

DIY pada dasarnya adalah daerah yang rawan bencana terutama gempa bumi. Tetapi, Bantul merupakan daerah yang cukup aman dan tidak berpotensi terhadap gangguan bencana alam seperti: gempa bumi, banjir dan tanah longsor dan sebagainya. Selain itu, daerah Bantul terdapat merupakan kawasan industri sehingga pendirian pabrik ini tidak akan menimbulkan masalah lingkungan karena masyarakat sudah terbiasa dengan adanya pabrik-pabrik lain.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan hal yang sangat penting untuk mengatur letak alat proses, unit produksi, utilitas, penyimpanan bahan baku dan produk, perkantoran dan sarana lainnya. Berikut ini adalah lay out pabrik yang dibagi menjadi beberapa daerah utama, yaitu :

a. Daerah administrasi/perkantoran

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

b. Laboratorium

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

c. Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan 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 pergudangan biasanya digunakan untuk menyimpan 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 dimana kegiatan penyediaan air, listrik, bahan bakan, steam dan udara tekan. Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

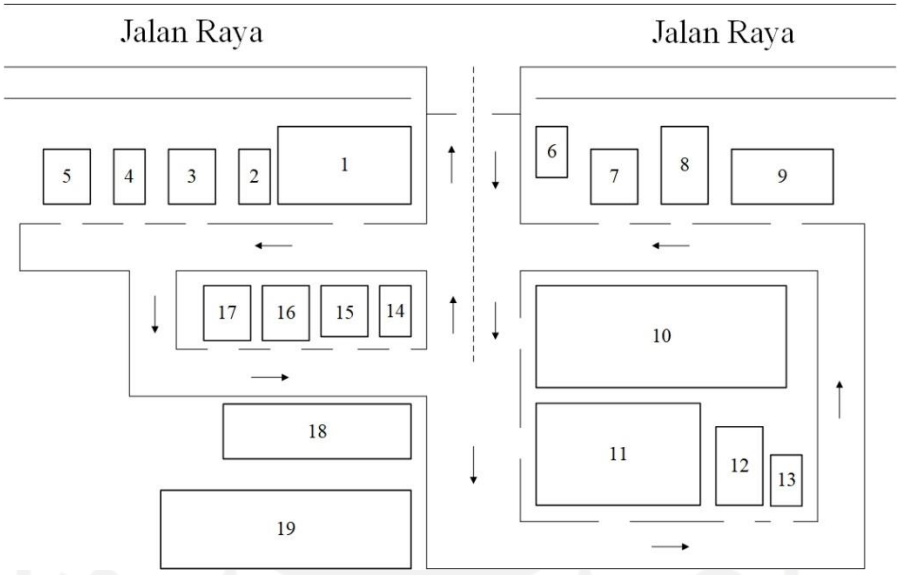
Tabel 4.1 Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m^2
1	Area Proses	145	30	4350
2	Area Utilitas	105	30	3150
3	Control Room	11	16	176
4	Gudang Peralatan	10	12	120
5	Bengkel	18	8	144
6	Area Parkir 1 (truk)	28	10	280
7	Area Parkir 2 (Mobil)	40	20	800
8	Area Parkir 3 (Motor)	20	10	200
9	Kantor	18	14	252
10	Masjid	13	10	130
11	Kantin	12	10	120
12	Ruang Generator	23	17	391
13	Mess Area	10	27	270
14	Area Pemadam Kebakaran	7	16	112
15	Laboratorium	13	13	169

16	Poliklinik	7	15	105
17	Perpustakaan	13	10	130
18	Taman dan Jalan	76	3	228
19	Area Perluasan	61	20	1220
20	Pos Keamanan	4	4	16
Luas Bangunan		$10.305\ m^2$		
Luas Tanah		11.753^2		

LAYOUT PABRIK

SKALA 1;3000



Gambar 4.2 Layout Pabrik

Keterangan:

1. Perkantoran
2. Taman
3. Aula
4. Perpustakaan
5. Poliklinik
6. Pos Keamanan
7. Ruang K3
8. Unit Pembangkit Listrik
9. Unit Pemadam Kebakaran
10. Area Proses
11. Area Utilitas
12. Ruang Kontrol
13. Bengkel
14. Laboratorium
15. Mesjid
16. Area Parkir
17. Kantin
18. Mess Karyawan
19. Area Perluasan

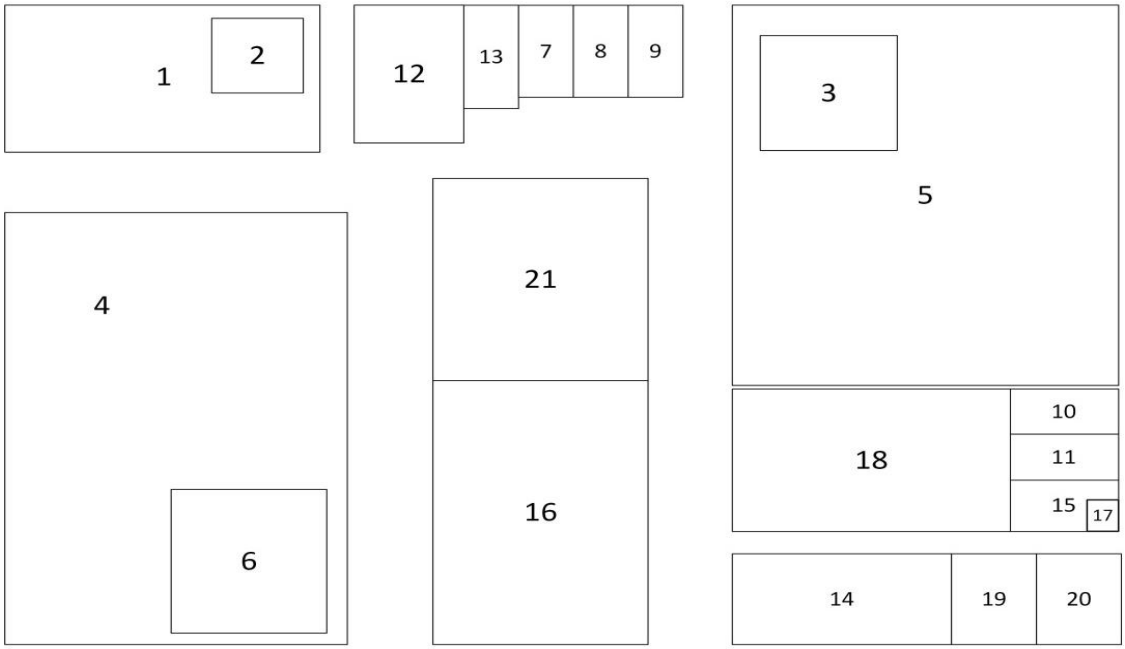
4.3 Tata Letak Alat Proses

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



1. Area Utilitas
2. Unit Pengolahan Limbah
3. Generator
4. Area Proses
5. Area Perluasan
6. Control Room
7. Unit Pemadam Kebakaran
8. Laboratorium
9. Poliklinik
10. Perpustakaan
11. Taman
12. Gudang Peralatan
13. Bengkel
14. Parkir Mobil
15. Area Parkir Motor
16. Area Parkir Truk
17. Pos Penjagaan
18. Kantor
19. Kantin
20. Musholla
21. Area Mess

4.4 Alir Proses dan Material

4.4.1. Neraca Massa

Tabel 4.2 Neraca Massa Total

Komponen (Kg/Jam)	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26
Pati	7763,037			7763,037		7763,037	7763,037		377,284				377,284	376,859	376,859	376,859	358,41944	18,864181	18,8642							
H2O	1232,508		23289,112	24521,6205	0,124	24521,745	24521,745		24521,745	0,053		0,05326	24521,798	24532,1	23736,955	23736,955	1186,2889	22539,489	5,37749	22534,1		22534,1		22534,1	20393,3	2140,809
Lemak	33,606			33,606		33,606	33,606		33,606				33,606223	33,5684	33,568	33,568	31,925912	1,6803111	1,68031							
Protein	420,078			420,078		420,078	420,078		420,078				420,07778	419,605	419,605	419,605	399,07389	21,003889	21,0039							
CaCl2		2,117		2,117		2,117	2,117		2,117				2,1167172	2,11433	2,114	2,114	2,0108814	0,1058359		0,10584	0,10584					
Enzim A-Amilase								4,658	4,658				4,6578225	4,65258	4,653	4,653	4,4249313	0,2328911	0,23289							
NaCl															0,048		0,048									
NaOH					0,0330	0,0330	0,033		0,0330				0,0483795	0,00098	0,0010	0,0010										
Dekstrin									7385,754				7385,7538	7377,44	221,323	221,323		221,57261	221,573							
HCl										0,031		0,03128	0,0312805	22,3516	22,352	22,352		0,017099		0,0171		0,0171	0,0171			
Enzim Glukoamilase										5,521	5,52085		5,520851	5,51464	5,515	5,515		5,520851	5,52085							
Glukosa															7951,241	7951,241		7960,2013		7960,2		7960,2		7960,2		7960,201
Total	9449,230	2,117	23289,112	32740,4587	0,157	32740,616	32740,616	4,658	32745,274	5,60539	5,52085	0,08454	32750,894	32774,2	32774,234	32774,185	1982,144	30768,688	274,252	30494,4	0,10584	30494,3	0,0171	30494,3	20393,3	10101,010

Tabel 4.3 Neraca Massa Mixer Tank MT-01

Komposisi (Kg/jam)	Aliran Masuk			Aliran Keluar
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4
Pati	7763,037			7763,037
H_2O	1232,508		23289,112	24521,621
Lemak	33,606			33,606
Protein	420,078			420,078
CaCl2		2,117		2,117
Total	9449,230	2,117	23289,112	32740,459

Tabel 4.4 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi R-01

Komposisi (Kg/jam)	Aliran Masuk			Aliran Keluar
	Arus 4	Arus 5	Arus 8	Arus 9
Pati	7763,037			377,284
H_2O	24521,621	0,124		24521,745
Lemak	33,606			33,606
Protein	420,078			420,078
CaCl2	2,117			2,117
Enzim Alfa-Amilase			4,658	4,658
NaOH		0,033		0,033
Dekstrin				7385,754
Total	32740,459	0,157	4,658	32745,274

Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi R-02

Komposisi (Kg/jam)	Aliran Masuk			Aliran Keluar
	Arus 9	Arus 11	Arus 12	Arus 15
Pati	377,284			377,284
H_2O	24521,745		0,053	24521,798
Lemak	33,606			33,606
Protein	420,078			420,078
CaCl2	2,117			2,117
Enzim A-Amilase	4,658			4,658
NaOH	0,033			0,0010
Dekstrin	7385,754			221,573
HCl			0,031	0,017
NaCl				0,0484
Enzim Glukoamilase		5,521		5,521
Glukosa				7960,201
Total	32745,274	5,521	0,085	32750,832

Tabel 4.6 Neraca Massa Filter Press FP-01

Komposisi (Kg/jam)	Aliran Masuk	Aliran Keluar	
	Arus 16	Arus 17 (Cake)	Arus 18
Pati	377,284	358,419	18,864
H_2O	23725,778	1186,289	22539,489
Lemak	33,606	31,926	0,106
Protein	420,078	399,074	21,004
$CaCl_2$	2,117	2,011	0,106
Enzim A-Amilase	4,658	4,425	0,233
NaCl	0,0484		
Dekstrin Sisa	221,573		221,573
HCl	0,017		0,017
Enzim Glukoamilase	5,520		5,520
Glukosa	7960,201		7960,201
Total	32750,880	1982,144	30768,668

Tabel 4.7 Neraca Massa Ultrafiltrasi

Komposisi (Kg/jam)	Aliran Masuk	Aliran Keluar	
	Arus 18	Arus 19 (Rejected Solution)	Aliran 20
H_2O	22539,850	5,377	22534,111
Enzim Glukoamilase	5,520	5,521	
Dekstrin	221,573	221,573	
Glukosa	7960,201		7960,210
HCl	0,017		0,017
Enzim A-amilase	0,233	0,233	
Pati	18,864	18,864	
$CaCl_2$	0,106		0,106
Lemak	1,680	1,680	
Protein	21,004	21,004	
Total	30768,688	274,252	30494,436

Tabel 4.8 Neraca Massa Kation Exchanger

Komposisi (Kg/jam)	Aliran Masuk	Aliran Keluar	
	Arus 20	Arus 21	Arus 22
Glukosa	7960,201		7960,201
H_2O	22534,111		22534,111
HCl	0,017		0,017
$CaCl_2$	0,106	0,106	
Total	30542,439	0,107	30494,330

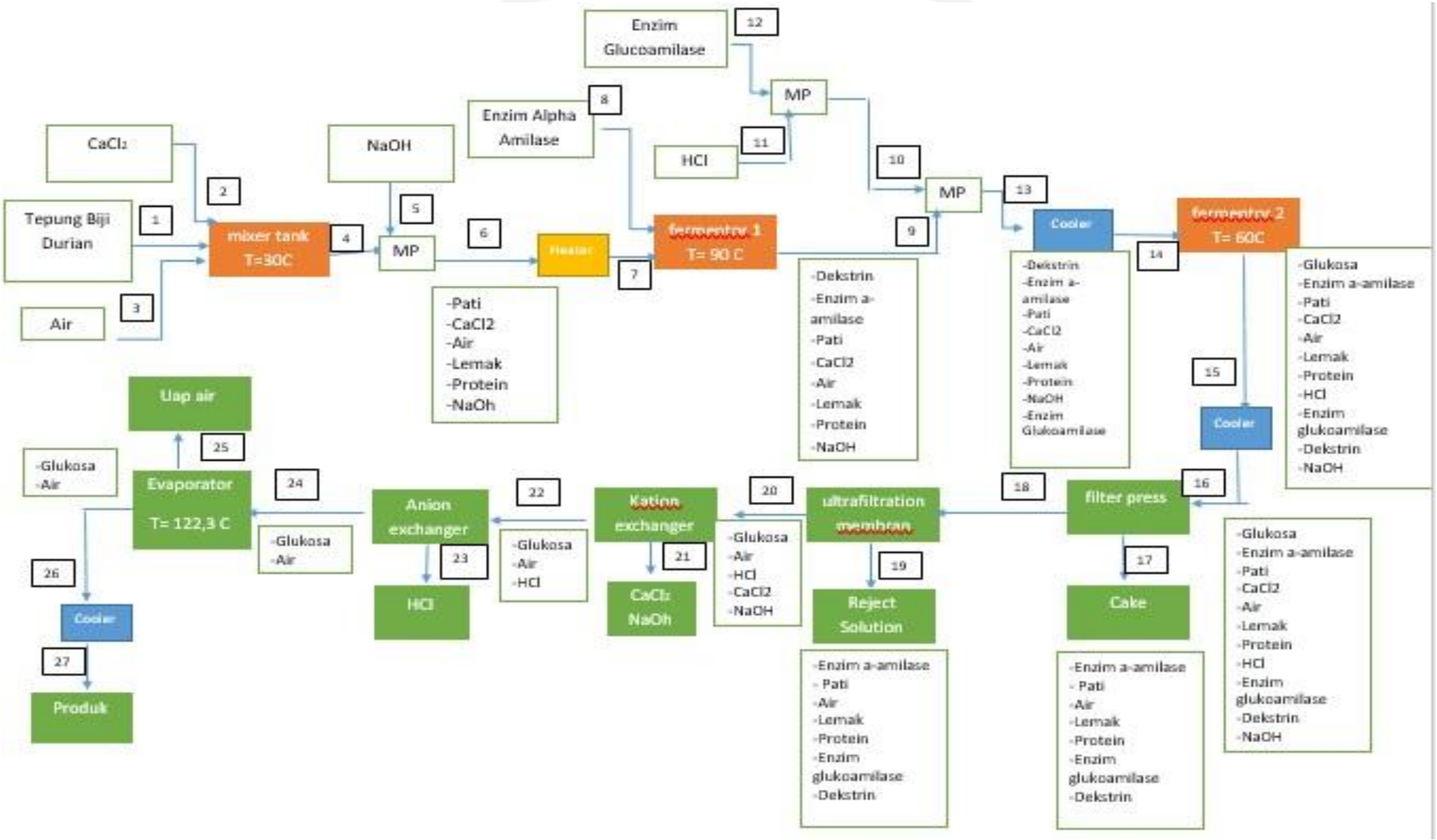
Tabel 4.9 Neraca Massa Anion Exchanger

Komposisi (Kg/jam)	Aliran Masuk	Aliran Keluar	
	Arus 22	Arus 23	Arus 24
Glukosa	7960,201		7960,201
H_2O	22534,111		22534,111
HCl	0,017	0,017	
Total	30494,330	0,017	30494,313

Tabel 4.10 Neraca Massa Evaporator

Komposisi (Kg/jam)	Aliran Masuk	Aliran Keluar	
	Arus 24	Arus 25	Arus 26
Glukosa	7960,201		7960,207
H_2O	22534,111	20393,302	2140,809
Total	30494,313	20393,302	10101,010

Gambar 4.4 Diagram Alir Kualitatif



4.4.2. Neraca Panas

Tabel 4.11 Neraca Panas Mixer Tank

Panas Masuk (kJ/jam)			Panas Keluar (kJ/jam)	
H 1	H 2	H 3	Q Pelarutan	H 4
25896,36881	1,34968424	487994,1599	-390,8822	513500,9963
Total	513500,9963		Total	513500,9963

Tabel 4.12 Neraca Panas Reaktor Liquifikasi R-01

Panas Masuk (kJ/jam)			Panas Keluar (kJ/jam)		
H 7	H 8	ΔHR	H 9	Q Pendinginan	Q Pelarutan
6655368,667449	161,353	11334211,4257	6654662,07	11335078,7010	0,67521965
Total	17989741,4461		Total	17989741,4461	

Tabel 4.13 Neraca Panas Pada Mixing Point 2

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas keluar (kJ/jam)	
H 9	H 10	H 13	
6744701,157	2793,583	6747494,74	
Total	6747494,74	Total	6747494,74

Tabel 4.14 Neraca Panas Pada Reaktor Sakarifikasi R-02

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
H 14	ΔHr	H 15	Q Pendinginan
3652795,7117	17969130,6	3829633,4317	17792292,8805
Total	21621926,3123	Total	21621926,3123

Tabel 4.15 Neraca Panas Pada Evaporator EV-01

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
H 24	Q Pemanasan	H 25	H 26
522509,7313	474753,5184	-5,3077E+00	997268,5574
Total	997263,2497	Total	997263,2497

Tabel 4.16 Neraca Panas Pada Heater E-01

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)
H 6	Q pemanasan	H 7
513892,099341	6141476,568107	6655368,667449
Total	6655368,667449	6655368,667449

Tabel 4.17 Neraca Panas Pada Cooler E-01

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
H 13		H 14	Q Pendinginan
6747495		3652796	3094699,028
Total	6747495	Total	6747495

Tabel 4.18 Neraca Energi Pada Cooler E-02

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
H 15		H 16	Q Pendinginan
3829633		548573,1	3281060,328
Total	3829633	Total	3829633

Tabel 4.19 Neraca Energi Pada Cooler E-03

Energ masuk (kJ/j)		Energ keluar (kJ/j)	
H 26		H 27	Q. Pendinginan
1817591		227349,2	227349,2
Total	3829633	Total	3829633

4.5 Perawatan (Maintenance)

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

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat - alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan. Perawatan alat - alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dapat dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada setiap alat. Perawatan mesin tiap-tiap alat meliputi:

A. *Over Head 1x1 tahun*

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

B. *Repairing*

Merupakan kegiatan maintenance yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan.

Faktor-faktor yang mempengaruhi maintenance:

1. Umur alat

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

2. Bahan baku

   Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan meyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

3. Tenaga manusia

   Pemanfaatan tenaga kerja terdidik, terlatih dan berpengalaman akan menghasilkan pekerjaan yang baik pula.

4.6 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Unit utilitas adalah salah satu bagian yang sangat penting dalam menunjang jalannya proses produksi pada suatu industri kimia. Suatu proses produksi dalam suatu pabrik tidak akan berjalan lancar dengan baik jika tidak terdapat utilitas. Karena itu utilitas memegang peranan penting dalam pabrik. Perancangan diperlukan agar dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi:

a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
b. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)
c. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
d. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)
e. Unit Penyediaan Bahan Bakar
f. Unit Pengolahan Limbah atau Air Buangan

4.6.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

4.6.1.1 Unit Penyediaan Air

Pada umumnya untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik sirup glukosa ini, sumber air yang

digunakan berasal dari air sungai di daerah Piyungan. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

a. Lokasi pendirian pabrik yang terletak tidak jauh dari Sungai Opak, dapat memudahkan dalam pengangkutan dan penggunaan air.

   Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk:

   1. Air pendingin

      Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

      - Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
      - Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
      - Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
      - Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
      - Tidak terdekomposisi.

   2. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

      Berikut adalah prasyarat air umpan *boiler* :

      a. Tidak membuih (berbusa)

         Busa disebabkan adanya *solid matter*, *suspended matter*, dan kebasaan yang tinggi. Berikut adalah kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

         - Kesulitan dalam pembacaan tinggi liquid dalam *boiler*.
         - Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat dan dapat mengakibatkan penempelan padatan yang menyebabkan terjadinya korosi apabila terjadi pemanasan lanjut.

           Untuk mengatasi hal – hal berikut maka diperlukan pengontrolan terhadap kandungan lumpur, kerak, dan alkalinitas air umpan *boiler*.

      b. Tidak membentuk kerak dalam boiler

         Kerak dalam boiler dapat menyebabkan hal – hal berikut:

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sehingga dapat menimbulkan kebocoran.

c. Tidak menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada pipa disebabkan oleh pH rendah, minyak dan lemak, bikarbonat, dan bahan organik serta gas–gas H_2S, SO_2, NH_3, CO_2, O_2, yang terlarut dalam air. Reaksi elektro kimia antar besi dan air akan membentuk lapisan pelindung anti korosi pada permukaan baja.

Jika terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dan membentuk air. Akibat hilangnya lapisan pelindung tersebut maka terjadi korosi menurut reaksi berikut:

$$4H^{+}_{(aq)} + O_{2\,(g)} \longrightarrow 2H_2O_{(l)}$$

$$4Fe(OH)_{2\,(s)} + O_{2\,(g)} + H_2O_{(l)} \longrightarrow 4Fe\,(OH)_{3\,(s)}$$

Bikarbonat dalam air akan membentuk CO_2 yang bereaksi dengan air karena pemanasan dan tekanan. Reaksi tersebut menghasilkan asam karbonat yang dapat bereaksi dengan metal dan besi membentuk garam bikarbonat. Adanya pemanasan garam bikarbonat menyebabkan pembentukan CO_2 kembali.

Berikut adalah reaksi yang terjadi:

$$Fe^{2+}_{(s)} + 2H_2CO_{3(g)} \longrightarrow Fe(HCO_3)_{2(s)} + H_{2(g)}$$

$$Fe(HCO_3)_{2(s)} + H_2O_{(l)} + \text{panas} \longrightarrow Fe(OH)_{2(s)} + 2H_2O_{(l)} + 2CO_{2(g)}$$

3. Air Domestik

Air domestik adalah air yang akan digunakan untuk keperluan domestik. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran,

laboratorium, masjid dan lainnya. Air domestik harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu

a. Syarat fisika, meliputi:
   - Suhu: Di bawah suhu udara
   - Warna: Jernih
   - Rasa: Tidak berasa
   - Bau: Tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi:
   - Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
   - Tidak mengandung bakteri.

4. Air Proses

Air proses ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan air dalam proses antara lain pada Proses alat seperti mixer dan tangki.

4.6.1.2 Unit Pengolahan Air

Air pada pabrik yang didirikan sumbernya berasal dari air Sungai Opak. Oleh karena itu untuk menghindari kerak yang terjadi pada alat penukar panas, maka perlu adanya pengolahan air sungai secara fisik dan kimia, maupun dengan penambahan desinfektan. Pengolahan secara fisik adalah dengan *screening* sedangkan secara kimia dengan penambahan *chlorine*.

Air dari Sungai Opak dialirkan ke bak penampung menggunakan pompa. Diharapkan, di dalam bak penampung ini kotoran-kotoran halus yang terbawa oleh air sungai dapat mengendap secara alami dilengkapi dengan Lvel Control yang berfungsi untuk mengatur aliran masuk air agar sesuai dengan kebutuhan.

Kemudian, air dari bak penampung dialirkan ke bak penggumpal (flokulator). Di dalam flokulator, terjadi pengendapan kotoran yang tidak dapat mengendap secara alami dengan cara ditambahkan flokulan. Jenis flokulan yang ditambahkan adalah Al2(SO4)3 dan Ca(OH)2. Keluar dari bak penggumpal, air dialirkan menuju clarifier. Di dalam clarifier, flok-flok

yang terbentuk diendapkan secara gravitasi. Lumpur akan mengendal di blow down sedangkan air dialirkan ke sand filter. Di sand filter terjadi pemisahan air dari partikel-partikel halus yang belum mengendap selama di clarifier. Kemudian, air dialirkan ke tangki penampung air bersih. Air ini digunakan untuk make up air pendingin dan air proses, sedangkan air sanitasi dilakukan pengolahan lebih lanjut.

Adapun tahap-tahap proses pengolahan air adalah sebagai berikut:

a. Kation Exchanger

Kation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+. Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H^+.

Reaksi:

$$CaCO_3 \longrightarrow Ca^{2+} + CO^{3-}$$

$$MgCl_2 + R - SO_3 \longrightarrow MgRSO_3 + Cl^- + H^+$$

$$Na_2SO_4 \text{ (resin)} \longrightarrow Na_2^+ + SO_4^{2-}$$

Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat.

Reaksi:

$$Mg + RSO_3 + H_2SO_4 \longrightarrow R_2SO_3H + MgSO_4$$

b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_{32}^-, Cl^- dan SO_{42}^- akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi:

$$CO_3^- \longrightarrow CO_3$$

$Cl^- + RNOH \longrightarrow RN\,Cl^- + OH^-$

Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi:

$RN\,Cl^- + NaOH \longrightarrow RNOH + NaCl$

c. Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:

$$2N_2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O + 2N_2$$

Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*).

d. Pendinginan dan Menara Pendingin

Air yang telah digunakan dalam cooler, termperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada cooling tower. Air yang didinginkan dalam cooling tower adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendinginan pabrik.

4.6.1.3 Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Proses

Tabel 4.20 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Mixer Tank	MT-01	23262,896
Total		23262,896

2. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.21 Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Reaktor Liquifikasi	R-01	180717,96
Reaktor Sakarifikasi	R-02	283520,52
Cooler	CO-01	49314,09
Cooler	CO-02	678,06
Cooler	CO-03	25340,531
Total		591176,86

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin sebesar 709412,23 Kg/jam.

3. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4.22 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Evaporator	EV-01	224,65
Heat Exchanger	HE-01	2906,11
Total		3130,76

Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, maka make up yang diperlukan 20%, sehingga *make up steam*

= 20% x 3130,76 kg/jam

= 3756,91 kg/jam

Blowdown 15% = 15% x 3756,91 kg/jam

= 564 kg/jam

Steam Trap = 5% x kebutuhan *steam*

= 5% x 3756,91 kg/jam

= 188 kg/jam

Kebutuhan air *make up* untuk *steam*

Make up = *Blowdown* + *Steam Trap*

= 751 kg/jam

- Air Keperluan Perkantoran dan Rumah Tangga (Domestik)

  Penyediaan keperluan air domestik meliputi :

  - Kebutuhan Air Karyawan

    Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100 – 120 liter/hari.

    Diambil kebutuhan air tiap orang = 120 liter/hari

    = 5 kg/jam

Jumlah karyawan = 145 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 722 kg/jam

- Kebutuhan Air untuk Mess

  Jumlah mess = 24 rumah

  Mess diperkirakan dihuni sebanyak = 96 orang

  Kebutuhan air tiap pengguni = 120 kg/hari

  Kebutuhan air untuk mess = 11520 kg/jam

  Kebutuhan total air domestik = (722 + 11520) kg/jam

  = 12242 kg/jam

- Kebutuhan Service Water

  Kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum (service water) meliputi:

  Bengkel = 200 kg/hari

  Poliklinik = 400 kg/hari

  Laboratorium = 400 kg/hari

  Pemadam kebakaran = 5000 kg/hari

  Kantin, mushola, dan taman = 8000 kg/hari

  Total Kebutuhan Air Service Water = 14000 kg/hari

  = 583 kg/jam

  Over Design 20% = 1,2 x 583 kg/jam

  = 700 kg/jam

Tabel 4.23 Total Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	*Domestik Water*	12242
2	*Service Water*	700
3	*Cooling water*	709412,23
4	Air Proses	23262,896
5	*Steam Water*	3756,91
Total		749734,036

4.6.2 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power – power yang dinilai penting antara lain boiler, kompresor, pompa. Spesifikasi diesel yang digunakan adalah:

Kapasitas : 1500 kW

Jenis : AC Generator

Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan listrik PLN 100%. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

a. Kebutuhan Listrik untuk Proses

Tabel 4.24 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Mixer	M-01	10	7460
Reaktor	R-01	1,5	1119
	R-01	1,5	1119
	R-02	2,0	1492
	R-02	2,0	1492
Pompa Proses	P-01	10	7460
	P-02	5	3730
	P-03	75	55950
	P-04	60	44760
	P-05	60	44760
	P-06	15	11190
	P-07	15	11190
	P-08	25	18650
	P-09	0,8	560
	P-10	2,0	1492
	P-11	15	11190
	P-12	0,1	37
	P-13	5	3730

	P-14	5	3730
	P-15	5	3730
Filter Press	FP-01	2,9	2200
Ultrafiltrasi	UF-01	15	11190
Kation Exchanger	KE	10	7460
Anion Exchanger	AE	10	7460
Evaporator	EV-01	15	11190
Heater	HE-01	5	3730
Cooler	CO-01	5	3730
Cooler	CO-02	5	3730
Cooler	CO-03	5	3730
Screw Conveyer	SC-01	3	2238
	SC-02	0,1	37
	SC-03	0,1	37
Total		390,85	291573,40

b. Kebutuhan Listrik Utilitas

Tabel 4.25 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal		2	1491
Cooling Tower	CT-01	5,0000	3728,5000
Blower Cooling Tower		60	44742
Pompa	P-01	3	2237
	P-02	3	2237
	P-03	7	5220
	P-04	0,5	373
	P-05	3	2237
	P-06	7	5220
	P-07	2	1491
	P-08	3	2237
	P-09	0,5	373
	P-10	0,5	373
	P-11	2	1491
	P-12	1	746
	P-13	2	1491
	P-14	1,5	1119
	P-15	1	746

	P-16	3	2237
	P-17	10	7457
	P-18	15	11186
	P-19	1,5	1119
	P-20	0,5	373
	P-21	1,5	1119
Total		130,50	97314

Kebutuhan Listrik untuk menggerakan alat kontrol, kantor dan penerangan sebagai berikut :

• Untuk Alat Kontrol (25% kebutuhan penggerak motor) = 64,594 kW
• Untuk Penerangan (15% kebutuhan penggerak motor) = 38,757 kW
• Untuk Peralatan Kantor (15% kebutuhan penggerak motor) = 38,757 kW
• Lain-lain (15% kebutuhan penggerak motor) = 38,757 kW

Kebutuhan Listrik Perumahan

- Tiap rumah membutuhkan sekitar = 1000 watt
- Jumlah rumah = 24
- Kebutuhan listrik perumahan = 24000 watt

= 24 kW

c. Total Kebutuhan Listrik

Tabel 4.26 Total Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	291,573
	b. Utilitas	42,878
2	a. Alat kontrol	64,594
	b. Listrik Penerangan	38,757 kW
	c. Peralatan kantor	38,757 kW
	d. Perlatan bengkel & Lab	38,757 kW
3	Listrik Perumahan	24
Total		560,555

4.6.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada boiler dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Bahan bakar boiler menggunakan fuel oil sebanyak 140,4 kg/jam. Bahan bakar diesel menggunakan minyak solar sebanyak 147 Kg/jam.

4.6.4 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari proses di pabrik ini berupa limbah gas dan limbah cair. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah-limbah tersebut diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan. Hal ini dilakukan agar limbah tersebut tidak mencemari lingkungan. Limbah limbah tersebut diantaranya

1. Limbah Gas

   Limbah gas yang dihasilkan pada pabrik ini adalah H_2O yang menguap dari evaporator. Gas tersebut langsung dibuang menuju atmosfer.
2. Limbah Padat

Limbah padat yang dihasilkan pada pabrik ini berupa slurry yang kandungannya terdiri dari pati, dekstrin dan enzim-enzim keluaran dari *filter press* maupun ultrafiltrasi yang tidak diinginkan terdapat di dalam produk. Limbah ini bisa ditimbun karena dominan mengandung limbah organic.

3. Air Utilitas

   Air buangan utilitas yang berasal dari unit demineralisasi dan sisa regenerasi resin. Air ini bersifat asam atau basa sehingga diperlukan penetralan hingga pH 7 menggunakan H_2SO_4 atau NaOH sebelum dialirkan menuju penampungan akhir dan dibuang.

4.7 Organisasi Perusahaan

Secara umum perusahaan adalah suatu organisasi dimana sumber daya (input), seperti bahan baku yang di peroses untuk menghasilkan barang dan jasa (output) bagi pelanggan. Tujuan dari sebuah perusahaan secara umum adalah untuk mendapatkan laba atau keuntungan dan bisa mensejahterahkan masyarakat. Untuk mencapai hasil yang maksimal maka harus mempunyai sebuah struktur oragnisasi dan manajemen yang bisa menerangkan hubungan kerja antar bagian yang satu dengan yang lainnya dan juga mengatur hak dan kewajiban masing-masing bagian. Tujuan dibuatnya struktur organisasi dan manajemen adalah untuk memperjelas dan mempertegas kedudukan suatu bagian dalam menjalankan tugas sehingga akan mempermudah untuk mencapai tujuan dari perusahaan yang telah ditetapkan.

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Membentuk badan usaha merupakan dasar penting apabila kita akan membangun sebuah perusahaan. Keberadaan badan usaha yang berbadan hukum dalam suatu perusahaan baik perusahaan kecil, menengah atau besar akan melindungi perusahaan dari segala tuntutan akibat aktivitas yang dijalankan oleh perusahaan tersebut.

Pada pemilihan jenis badan hukum yang akan dijalankan salah satu faktornya adalah modal pabrik. Perseroan Terbatas (PT) merupakan jenis badan hukum yang dipilih dalam mendirikan pabrik sirup glukosa ini. Hal ini dikarenakan modal yang dibutuhkan cukup besar dan dalam UU 40/2007 minimum modal dasar PT yaitu Rp

50.000.000 (lima puluh juta rupiah). PT merupakan suatu badan hukum usaha yang didirikan oleh beberapa orang, dimana badan hukum ini memiliki kekayaan, hak dan kewajiban sendiri, yang terpisah dari pendiri (pemegang saham), maupun pengurusnya (Dewan Komisaris dan Dewan Direksi). Jadi, identitas dari perusahaan ini dapat sebagai berikut,

Nama Perusahaan : Sirup Glukosa

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Usaha : Industri Kimia

Lokasi Perusahaan : Bantul, Yogyakarta

Total Karyawan : 145 Karyawan

Keuntungan dari perusahaan yang berbentuk PT sebagai berikut:

a. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung kepada satu pihak dan kepemilikannya bisa berganti-ganti.
b. Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi pemilik saham.
c. Pengelolaan perusahaan terpisah dari pemilik saham (pemilik perusahaan), sehingga tanggung jawab berjalannya perusahaan berada di tangan pengelola.
d. Kemungkinan penambahan modal untuk perluasan lebih mudah karena statusnya yang berbadan hukum.
e. Penanaman modal berupa saham pada PT mudah diperjual belikan.
f. Pengelolaan perusahaan dapat dilakukan lebih efisien serta profesional karena pembagian tugas dan tanggung jawab pengurus (direktur utama dan dewan komisaris) serta pemegang saham diatur secara jelas.

4.7.2 Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana orang-orang yang mempunyai satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab serta hubungan antara bagian-bagian dalam perusahaan. Struktur organisasi dari

suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

1. Pemegang Saham
2. Dewan Komisaris
3. Direktur Utama
4. Direktur
5. Kepala Bagian
6. Kepala Seksi
7. Karyawan dan Operator

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Administrasi Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, teknik, penelitian dan laboratorium, serta K3 dan lingkungan. Direktur Administrasi Keuangan dan Umum membawahi keuangan, penjualan, pemasaran, administrasi, SDM, dan umum.

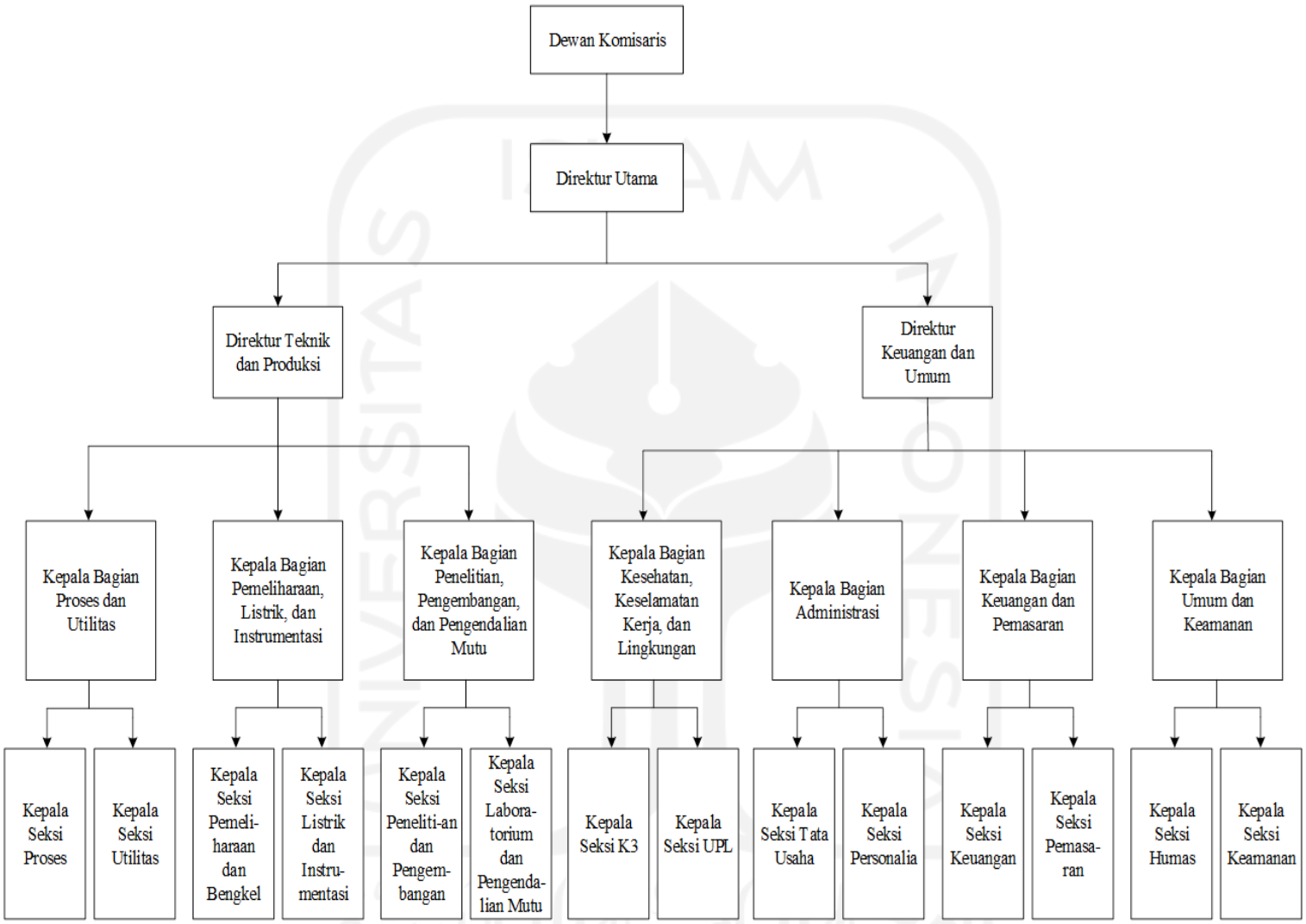
Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa kepala seksi (Supervisior) dan masing-masing kepala seksi akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan atau staf perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, diamana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

a. Menjelaskan wewenang pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
b. Sebagai bahan orientasi pejabat
c. Penempatan pegawai yang lebih tepat
d. Penyusunan program pengembanyan manajemen

e. Mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

Secara keseluruhan struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar berikut.

Gambar 4.5 Struktur Organisasi



4.7.3 Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

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

4.7.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertaggung jawab terhadap pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijasanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.
3. Membantu direktur utama dalam hal-hal penting.

4.7.3.3 Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan

perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi:

a. Direktur Teknik dan Produksi

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

b. Direktur Administrasi Keuangan dan Umum

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

4.7.3.4 Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur.Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari :

1. **Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

   Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

2. **Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi**

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

3. **Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu**

   Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.

4. **Kepala Bagian K3 dan Lingkungan**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap keamanan pabrik dan kesehatan dan keselamatan kerja karyawan.

5. **Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran**

   Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

6. **Kepala Bagian Administrasi**

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan.

7. **Kepala Bagian Sumber Daya Manusia**

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan perekrutan dan pengembangan SDM.

8. **Kepala Bagian Humas dan Keamanan**

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan antara perusahaan dan masyarakat serta menjaga keamanan perusahaan.

4.7.3.5 Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

1. **Kepala Seksi Proses**

   Tugas : Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

2. **Kepala Seksi Utilitas**

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan air, steam, bahan bakar, dan udara tekan baik untuk proses maupun instrumentasi.

3. **Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel**

   Tugas : Bertanggung jawab atas kegiatan perawatan dan penggantian alat-alat serta fasilitas pendukungnya.

4. **Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi**

Tugas : Bertanggung jawab terhadap penyediaan listrik serta kelancaran alat-alat instrumentasi.

5. **Kepala Seksi Bagian Penelitian dan Pengembangan**

   Tugas : Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

6. **Kepala Seksi Laboratorium dan pengendalian mutu**

   Tugas : Menyelenggarakan pengendalian mutu untuk bahan baku,bahan pembantu, produk dan limbah.

7. **Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja**

   Tugas : Mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

8. **Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah**

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap limbah pabrik agar sesuai dengan baku mutu limbah.

9. **Kepala Seksi Keuangan**

   Tugas : Bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal-hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

10. **Kepala Seksi Pemasaran**

    Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

11. **Kepala Seksi Tata Usaha**

    Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan rumah tangga perusahaan serta tata usaha kantor.

12. **Kepala Seksi Personalia**

    Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

13. **Kepala Seksi Perekrutan dan Pengembangan SDM**

    Tugas : Bertanggung jawab terhadap kegiatan perekrutan dan pengembangan karyawan perusahaan.

14. **Kepala Seksi Humas**

Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah, dan masyarakat.

15. **Kepala Seksi Keamanan**

    Tugas : Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan denganmengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

4.7.4 Ketenagakerjaan

Suatu perusahaan dapat berkembang dengan baik jika didukung oleh beberapa faktor. Salah satu faktor yang mendukung perkembangan perusahaan adalah pemakaian sumber daya manusia untuk ditempatkan pada bidang-bidang pekerjaan sesuai keahlian. Faktor tenaga kerja merupakan faktor yang sangat menunjang dalam masalah kelangsungan berjalannya proses produksi dan menjamin beroperasinya alat-alat dalam pabrik. Untuk itu harus dijaga hubungan antara karyawan dengan perusahaan, karena hubungan yang harmonis akan menimbulkan semngat kerja dan dapat meningkatkan produktifitas kerjanya, yang pada akhirnya akan meningkatkan produktifitas perusahaan.

Hubungan itu dapat terealisasi dengan baik jika adanya komunikasi serta fasilitas-fasilitas yang diberikan perusahaan kepada karyawan. Salah satu contoh nyata adalah sistem pengajian atau pengupahan yang sesuai dengan Upah Minimun Regional (UMR) sehingga kesejahteraan dapat ditingkatkan.

Sistem upah karyawan perusahaan ini berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut statusnya karyawan perusahaan ini dapat dibagi menjadi tiga golongan yaitu:

1. Karyawan Tetap

   Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar pada setiap akhir pekan.

3. Karyawan Borongan

   Karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja, sistem upah yang diterima berupa upah borongan untuk suatu perusahaan.

4.7.5 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Sirup Glukosa direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari. Hari-hari yang lainnya digunakan untuk perawatan dan perbaikan.

Catatan hari kerja dan libur karyawan:

a. Cuti Tahunan

   Karyawan mempunyai hak cuti tahunan selama 12 hari setiap tahun. Bila dalam waktu 1 tahun hak cuti tersebut tidak dipergunakan maka hak tersebut akan hilang untuk tahun itu.

b. Hari Libur Nasional

   Bagi karyawan harian (non shift), hari libur nasional tidak masuk kerja. Sedangkan bagi karyawan shift, hari libur nasional tetap masuk kerja dengan catatan hari itu diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime).

c. Kerja Lembur (Overtime)

   Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian

Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu karyawan shift dan non shift.

a. Karyawan Non Shift

   Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian adalah Direktur, Manajer, Kepala Bagian, Serta staff yang berada dikantor. Karyawan non shift berlaku 6 hari kerja dalam seminggu, libur pada hari minggu dan hari libur nasional. Total jam kerja dalam seminggu adalah 45 jam. Dengan perutan sebagai berikut :

- Senin – Jumat : Jam 08.00 – 16.00 WIB
- Sabtu : Jam 08.00 – 12.00 WIB
- Waktu Istirahat setiap jam kerja : Jam 12.00 – 13.00 WIB
- Waktu Istirahat hari Jumat : Jam 12.00 – 13.30 WIB

b. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Bagi karyawan shift, setiap 3 hari kerja mendapatkan libur 1 hari dan masuk shift secara bergantian waktunya. Kelompok kerja shif ini di bagi menjadi 3 shift sehari, masing-masing bekerja selama 8 jam, sehingga harus dibentuk 4 kelompok, dimana setiap hari 3 kelompok bekerja, sedangkan 1 kelompok libur. Aturan jam kerja karyawan shift:

- Shift 1 : Jam 07.00 – 15.00 WIB
- Shift 2 : Jam 15.00 – 23.00 WIB
- Shift 3 : Jam 23.00 – 07.00 WIB
- Shift 4 : Libur

Tabel 4.27 Jadwal Pembagian Kerja Karyawan Shift

Hari & Shift	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Pagi	I	I	IV	IV	III	III	II	II	I	I
Siang	II	II	I	I	IV	IV	III	III	II	II
Malam	III	III	II	II	I	I	IV	IV	III	III
Libur	IV	IV	III	III	II	II	I	I	IV	IV

Hari & Shift	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Pagi	IV	IV	III	III	II	II	II	II	IV	IV
Siang	I	I	IV	IV	III	III	III	III	I	I
Malam	II	II	I	I	IV	IV	IV	IV	II	II
Libur	III	III	II	II	I	I	I	I	III	III

Hari & Shift	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Pagi	III	III	II	II	I	I	IV	IV	III	III
Siang	IV	IV	III	III	II	II	I	I	IV	IV
Malam	I	I	IV	IV	III	III	II	II	I	I
Libur	II	II	I	I	IV	IV	III	III	II	II

Jam Kerja diambil 45 jam per minggu, kelebihan jam kerja dihitung lembur.

4.7.6 Perincian Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan harus disesuaikan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Penentuan jumlah karyawan dapat dilakukan dengan melihat jenis prosesataupun jumlah unit proses yang ada. Penentuan jumlah karyawan proses dapat digambarkan sebagai berikut:

Tabel 4.28 Kebutuhan Operator per Alat Proses

No	Alat	Jumlah (Unit)	Jumlah (operator/unit/shift)	Jumlah (operator/shift)
1	*Mixer*	1	0,3	0,3
2	Reaktor *Batch*	2	0,5	1
3	Reaktor *Batch*	2	1	2
4	*Filter Press*	1	1	1
5	*Ultrafiltration*	1	0,2	0,2
6	*Kation Exchanger*	1	0,2	0,2
7	*Anion Exchanger*	1	0,2	0,2
8	*Evaporator*	1	0,25	0,25
9	Tangki	5	0,1	0,5
10	Silo	3	0,1	0,3
11	*Heat Exchanger*	1	0,1	0,1
12	*Cooler*	3	0,1	0,3
13	*Screw Conveyor*	3	0,1	0,3
14	Pompa	15	0,2	3

(Sumber : Aries & Newton tabel 35 pg 162 ; Ulrich tabel 6-2 pg 329)

Tabel 4.29 Kebutuhan Operator per Alat utilitas

No	Alat	Unit	Jumlah (Operator/Shift/Unit)	Jumlah (Operator/shift)
1	Screening	1	0,05	0,05
2	RO	1	2	2
3	Deaerator	1	1	1
4	Boiler	1	1	1
5	Cooling Tower	1	1	1
6	Electrical	1	3	3
7	Pompa	21	0,2	4,2
Total Operator/Shift Proses dan Utilitas				20,9

(Sumber : Ulrich tabel 6-2 pg 329)

Jumlah operator untuk peralatan proses dan utilitas

= 21 operator/shift x 3 shift

= 63 operator

4.7.7 Kesejahteraan Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan diatur menurut tingkatan pendidikan, status pekerjaan dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaanya sesuai ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi karyawan.

4.7.8 Sistem Gaji Pegawai

1. Gaji Bulanan

   Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

2. Gaji Harian

   Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harin

3. Gaji Lembur

   Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan.

Tabel 4.30 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (/orang/bulan)	Gaji (/bulan)	Gaji (/tahun)
1	Direktur Utama	1	Rp 45.000.000	Rp 45.000.000	Rp 540.000.000
2	Direktur Produksi & Teknik	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
3	Direktur Keuangan & Umum	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
4	Staff Ahli	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000	Rp 480.000.000
5	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
6	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
7	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
8	Ka. Bag. Keuangan & Administrasi	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
9	Ka. Bag. Umum	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
10	Ka. Bag. K3 & Litbang	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
11	Ka. Sek. Proses	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
12	Ka. Sek. Pengendalian	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
13	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
14	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
15	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
16	Ka. Sek. Pembelian	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
17	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
18	Ka. Sek. Administrasi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000

Tabel 4.31 Gaji Karyawan (lanjutan)

No	Jabatan	Jumlah	Gaji (/orang/bulan)	Gaji (/bulan)	Gaji (/tahun)
20	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
21	Ka. Sek. Humas	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
22	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
23	Ka. Sek. K3	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
24	Ka. Sek. Litbang	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
25	Karyawan Proses	6	Rp 10.000.000	Rp 60.000.000	Rp 720.000.000
26	Karyawan Pengendalian	3	Rp 10.000.000	Rp 30.000.000	Rp 360.000.000
27	Karyawan Laboratorium	4	Rp 9.000.000	Rp 36.000.000	Rp 432.000.000
28	Karyawan Pemeliharaan	3	Rp 9.000.000	Rp 27.000.000	Rp 324.000.000
30	Karyawan Utilitas	5	Rp 9.000.000	Rp 45.000.000	Rp 540.000.000
31	Karyawan Pembelian	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
32	Karyawan Pemasaran	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
33	Karyawan Administrasi	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
34	Karyawan Kas	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
35	Karyawan Personalia	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
36	Karyawan Humas	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
37	Karyawan Keamanan	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000	Rp 384.000.000
38	Karyawan K3	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000	Rp 288.000.000
39	Karyawan Litbang	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000	Rp 288.000.000
40	Operator	63	Rp 6.000.000	Rp 378.000.000	Rp 4.536.000.000
41	Supir	3	Rp 3.600.000	Rp 10.800.000	Rp 129.600.000
42	Librarian	1	Rp 3.750.000	Rp 3.750.000	Rp 45.000.000
43	*Cleaning service*	5	Rp 3.600.000	Rp 8.000.000	Rp 216.000.000
44	Dokter	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
45	Perawat	4	Rp 5.000.000	Rp 20.000.000	Rp 240.000.000
Total		145	Rp 770.950.000	Rp 1.444.550.000	Rp 17.334.600.000

4.7.9 Fasilitas Karyawan

Tersedia fasilitas yang memadai dapat meningkatkan kelangsungan produktifitas karyawan dalam suatu perusahaan. Adanya fasilitas dalam perusahaan bertujuan agar kondisi jasmani dan rohani karyawan tetap terjaga dengan baik, sehingga karyawan tidak merasa jenuh dalan menjalankan tugas sehari-harinya dan kegiatam yang ada dalam perusahaan dapat berjalan dengan lancar. Sehubungan dengn hal tersebut, maka perusahaan menyediakan fasilitas yang bermanfaat dalam lingkungan perusahaan yang berhubungan dengan kepentingan para karyawan.

Adapun fasilitas yang diberikan perusahaan adalah :

a. Poliklinik

   Untuk meningkatkan efisiensi produksi, faktor kesehatan karyawan merupakan hal yang sangat berpengauh. Oleh karena itu perusahaan meyediakan fasilitas poloklinik yang ditangani oleh Dokter dan Perawat.

b. Pakaian kerja

   Untuk menghindari kesenjangan antar karyawan, perusahaan memberikan dua pasang pakaian kerja setiap tahun, selain itu juga disediakan masker sebagai alat pengaman kerja.

c. Makan dan minum

   Perusahaan menyediaakan makan dan minum satu kali sehari yang rencananya akan dikelola oleh perusahaan catering yang ditunjuk oleh perusahaan.

d. Koperasi

Koperasi karyawan didirikan untuk mempermudah karyawan dalam hal simpan pinjam, memenuhi kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Tunjangan ini diberikan setiap tahun, yaitu menjelang hari raya Idul Fitri dan besarnya tunjangan tersebut sebesar satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan asuransi pertanggungan jiwa dan asuransi kecelakaan.

g. Masjid dan Kegiatan kerohanian

Perusahaan membangun tempat ibadah (masjid) agar karyawan dapat menjalankan kewajiban rohaninya dan melaksanakan aktifitas keagaamaan lainnya.

h. Transportasi

Untuk meningkatkan produktifitas dan memperingan beban pengeluaran karyawan, perusahaan memberikan uang transport tiap hari yang penyerahannya bersamaan dengan penerimaan gaji tiap bulan.

i. Hak Cuti

1. Cuti Tahunan

   Diberikan kepada karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.

2. Cuti Massal

   Setiap tahun diberikan cuti massal untuk karyawan bertepatan dengan hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.

4.8 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan *(estimation)* tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment* (ROI)
2. *Pay Out Time* (POT)
3. *Discounted Cash Flow*(DCF)
4. *Break Even Point* (BEP)
5. *Shut Down Point* (SDP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*)

   Meliputi :

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

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

   Meliputi :

   a. Biaya pembuatan *(Manufacturing Cost*)
   b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

4. Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

   a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)

   b. Biaya variabel (*Variable Cost*)

   c. Biaya regulasi (*Regulated Cost*)

4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

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

Pabrik Sirup Glukosa beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2024. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2024 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2024, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.32 Chemical Engineering Cost Index

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	324
2	1988	343
3	1989	355
4	1990	356
5	1991	361
6	1992	358
7	1993	359
8	1994	368
9	1995	381
10	1996	382
11	1997	387
12	1998	390
13	1999	391
14	2000	394
15	2001	394
16	2002	396
17	2003	402
18	2004	444
19	2005	468
20	2006	500
21	2007	525
22	2008	575
23	2009	522
24	2010	551
25	2011	586
26	2012	585
27	2013	567
28	2014	576
29	2015	557

(Sumber:www.chemengonline.com/pci)

Persaman yang diperoleh adalah : $y = 9{,}878\ x - 19.325$

Jadi, indeks pada tahun 2024 = 668,072

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan juga dengan referensi.

a. Peters & Timmerhaus, pada tahun 1990 dan Aries & Newton, pada tahun 1955).

Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

$Ex = Ey\frac{Nx}{Ny}$ (Aries & Newton, 1955)

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi

Nx : Index harga pada tahun pembelian

Ny : Index harga pada tahun referensi

b. Metode *six tenths factor* :

$$\frac{Ca}{Cb} = \left(\frac{Aa}{Ab}\right)^n$$

Dalam hubungan ini :

Ca : Harga alat a

Cb : Harga alat b

Aa : kapasitas alat a

Ab : Kapasitas alat b

n : eksponen harga (0,4- 0,8)

4.8.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi sirup glukosa = 80.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Pabrik didirikan pada tahun = 2026

Kurs mata uang = 1 US$ = Rp. 14.127,00 (kurs 2020)

Harga bahan baku :

a. Tepung Biji Durian = $ 45.758.496/tahun ($ 0,7449/kg)

b. $CaCl_2$ = $ 18,455/tahun ($ 1,018/kg)

c. Enzim Alfa Amilase = $ 204,889/tahun ($ 5,5588/kg)

d. Enzim Glukoamilase = $ 154,716/tahun ($ 3,5414/kg)

e. NaOH = $ 11/tahun ($ 0,5559/kg)

f. HCl = $ 168,799/tahun ($ 0,3777/kg)

Tabel 4.33 Kebutuhan Bahan Baku

No	Bahan	Kebutuhan		Harga 2020 ($/kg)	Harga 2026 ($/kg)	Harga Total ($)
		Kg/Jam	Kg/Tahun			
1	Alum	0,402	3182,440	$ 0,1974	$ 0,2195	$ 699
2	Kaporit	0,088	700,134	$ 0,1062	$ 0,1180	$ 83
3	NaCl	31,400	248685,325	$ 0,0987	$ 0,1097	$ 27.282
4	N2H4	0,364	2882,105	$ 0,9870	$ 1,0974	$ 3.163
5	Fuel Oil	140,400	1111969,497	$ 0,3933	$ 0,4373	$ 486.216
6	Solar (kg)	147,488	1168106,472	$ 17,8788	$ 19,8770	$ 23.218.431
7	Listrik (kWh)	877,358	6948678,330	$ 4,3939	$ 4,8850	$ 33.944.439

8	H2SO4	0,070	556,024	$ 0,2000	$ 0,2224	$ 124
9	NaOH	1,204	9532,124	$ 0,1062	$ 0,1180	$ 1.125
TOTAL		**0,490**	**3882,574**			**$ 57.681.561**
						Rp 814.867.414.810,510

4.8.3 Perhitungan Modal dan Biaya

4.8.3.1 Capital Investment

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran–pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas–fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital *investment* terdiri dari:

a. Fixed Capital Investment

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

b. Working Capital Investment

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

4.8.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct, Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost,* yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton (Tabel 23), *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

4.8.3.3 ***General Expense***

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

4.8.4 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah :

4.8.4.1 **Percent Return On Investment**

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$\text{ROI} = \frac{Keuntungan}{Fixed\ Capital}\ x\ 100\%$$

4.8.4.2 ***Pay Out Time* (POT)**

Pay Out Time (POT) adalah :

a. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

b. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.

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

$$\text{POT} = \frac{Fixed\ Capital\ Investment}{(Keuntungan\ Tahunan + Depresiasi)}$$

4.8.4.3 *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah :

a. Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).

b. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Dalam hal ini:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

4.8.4.4 *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah :

a. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan.

b. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mancapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

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

4.8.4.5 *Discounted Cash Flow Rate Of Return* (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

a. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.

b. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

c. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR :

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana:

FC : Fixed capital

WC : Working capital

SV : Salvage value

C : *Cash flow* : *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

4.8.5 Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik sirup glukosa memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta *General Expense*. Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut :

Tabel 4.34 Physical Plant Cost

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya ($)
1	Purchased Equipment cost	Rp 85.089.690.210	$ 6.023.196
2	Delivered Equipment Cost	Rp 21.272.422.552	$ 1.505.799
3	Instalasi cost	Rp 15.371.708.221	$ 1.088.108
4	Pemipaan	Rp 21.725.652.995	$ 1.537.882
5	Instrumentasi	Rp 14.306.180.752	$ 1.012.684
6	Insulasi	Rp 3.838.296.723	$ 271.699
7	Listrik	Rp 8.508.969.021	$ 602.320
8	Bangunan	Rp 34.033.500.000	$ 2.409.110
9	Land & Yard Improvement	Rp 7.280.000.000	$ 515.325
Total		Rp 211.426.420.474	$ 14.966.123

Tabel 4.35 Direct Plan Cost

No	Tipe of Capital Investment	Biaya (Rp)	Biaya ($)
1	Engineering and Construstion	Rp 42.285.284.095	Rp 2.993.225
	DPC	Rp 253.711.704.569	Rp 17.959.348

Tabel 4.36 Fixed Capital Investment

No	Fixed Capital	Biaya (Rp)		Biaya, $	
1	Direct Plant Cost	Rp	253.711.704.569	Rp	17.959.348
2	Cotractor's fee	Rp	10.148.468.183	Rp	718.374
3	Contingency	Rp	25.371.170.457	Rp	1.795.935
	Jumlah	Rp	289.231.343.209	Rp	20.473.656

Tabel 4.37 Direct Manufacturing Cost

No	Tipe of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya ($)	
1	Raw Material	Rp	654.155.882.027	$	46.305.364,34
2	Labor	Rp	17.334.600.000	$	1.227.054,58
3	Supervision	Rp	1.733.460.000	$	122.705,46
4	Maintenance	Rp	5.784.626.864	$	409.473,13
5	Plant Supplies	Rp	867.694.030	$	61.420,97
6	Royalty and Patents	Rp	24.014.089.306	$	1.699.871,83
7	Utilities	Rp	814.867.414.811	$	57.681.561,18
	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp	1.518.757.767.037	$	107.507.451,48

Tabel 4.38 Indirect Manufacturing Cost

No	Tipe of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya ($)	
1	*Payroll Overhead*	Rp	2.600.190.000	Rp	184.058
2	*Laboratory*	Rp	1.733.460.000	Rp	122.705
3	*Plant Overhead*	Rp	8.667.300.000	Rp	613.527
4	*Packaging and Shipping*	Rp	96.056.357.224	Rp	6.799.487
	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp	109.057.307.224	Rp	7.719.778

Tabel 4.39 Fixed Manufacturing Cost

No	Tipe of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya ($)	
1	*Depreciation*	Rp	23.138.507.457	Rp	1.637.893
2	*Propertu taxes*	Rp	2.892.313.432	Rp	204.737
3	*Insurance*	Rp	2.892.313.432	Rp	204.737
	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp	28.923.134.321	Rp	2.047.366

Tabel 4.40 Manufacturing Cost

No	Tipe of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya ($)	
1	*Direct Manufacturing Cost* (DMC)	Rp	1.518.757.767.037	Rp	107.507.451
2	*Indirect Manufacturing Cost (*IMC)	Rp	109.057.307.224	Rp	7.719.778
3	*Fixed Manufacturing Cost* (FMC)	Rp	28.923.134.321	Rp	2.047.366
	Manufacturing Cost (MC)	Rp	1.656.738.208.582	Rp	117.274.595

Tabel 4.41 Working Capital

No	Tipe of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya ($)	
1	*Raw Material Inventory*	Rp	7.929.162.206	Rp	561.277
2	*Inproses Onventory*	Rp	2.761.230.348	Rp	195.458
3	*Product Inventory*	Rp	5.522.460.695	Rp	390.915
4	*Extended Credit*	Rp	56.032.875.047	Rp	3.966.368
5	*Available Cash*	Rp	165.673.820.858	Rp	11.727.460
	Working Capital (WC)	Rp	237.919.549.155	Rp	16.841.477

Tabel 4.42 General Expenses

No	Tipe of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya ($)	
1	*Administration*	Rp	99.404.292.515	Rp	7.036.476
2	*Sales Expense*	Rp	364.482.405.888	Rp	25.800.411
3	*Research*	Rp	82.836.910.429	Rp	5.863.730
4	*Finance*	Rp	10.543.017.847	Rp	746.303
	General Expenses (GE)	Rp	557.266.626.679	Rp	39.446.919

Tabel 4.43 Total Production Cost

	Tipe of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya ($)	
1	*Manufacturing Cost* (MC)	Rp	1.656.738.208.581,900	Rp	117.274.595
2	*General Expenses(GE)*	Rp	557.266.626.679,299	Rp	39.446.919
	Total Production Cost (TPC)	Rp	2.214.004.835.261,200	Rp	156.721.514

4.8.6 ANALISA KELAYAKAN

1. Return on Investment (ROI)

a. ROI Sebelum Pajak (Minimal 44 %)

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

ROI b = 65 %

b. ROI Sesudah Pajak

$$\text{ROI a} = \frac{\text{Keuntungan sesudah pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

ROI a = 52 %

2. Pay Out Time (POT)

a. POT Sebelum Pajak (Maksimal 2 th)

$$\text{POT b} = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan sebelum pajak + Depresiasi}}$$

POT b = 1,4 tahun

b. POT Sesudah Pajak

$$\text{POT a} = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan sesudah pajak + Depresiasi}}$$

POT a = 1,7 tahun

3. Break Even Point (BEP)

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

Fa = Fixed Capital pada produksi maksimum per tahun

Ra = Regulated Expense pada produksi maksimum

Sa = Penjualan maksimum pertahun

Va = Variabel Expense pada produksi maksimum pertahun

a. Fa (Fixed Cost)

Depresiasi	=	Rp	23.138.507.457
Proerty Taxes	=	Rp	2.892.313.432
Asuransi	=	Rp	2.892.313.432
Total Nilai Fa	=	Rp	28.923.134.321

b. Ra (Regulated Cost)

Gaji Karyawan	=	Rp	17.334.600.000
Payroll Overhead	=	Rp	2.600.190.000
Supervision	=	Rp	1.733.460.000
Plant Overhead	=	Rp	8.667.300.000

Laboratorium	=	Rp	1.733.460.000
General Expense	=	Rp	557.266.626.679
Maintenance	=	Rp	5.784.626.864
Plant Supplies	=	Rp	867.694.030
TOTAL Nilai Ra	=	Rp	595.987.957.573

c. Va (Variabel Cost)

Raw Material	=	Rp	654.155.882.027
Packaging and Shipping	=	Rp	96.056.357.224
Utilities	=	Rp	814.867.414.811
Royalty & Patent	=	Rp	24.014.089.306
TOTAL Nilai Va	=	Rp	1.589.093.743.367

d. Sa (Sales) = Rp 2.401.408.930.598 Rp 2.401.408.930.598

maka, BEP = 52,57% Berkisar 40 - 60%

4. Shut Down Point (SDP)

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

= 45,25%

5. Discounted Cash Flow Rate

Umur Pabrik (n)	=	10 tahun
Salvage Value	=	Depresiasi
	=	Rp 23.138.507.457
Cash Flow	=	Annual profit + Depresiasi + Finance
=		Rp 182.667.781.096
Working Capital	=	Rp 237.919.549.155
Fixed Capital Investment	=	Rp 289.231.343.209

Discounted cash flow rate dihitung dengan cara trial & error

R = S

R = (WC+FCI)*[(1+ i)^n]

S = {[(1+ i)^(n-1))+((1+ i)^(n-2))+((1+ i)^(n-3))+ . . . +((1+ i)^(n-n))+(1+i)+1]*CF}+{SV+WCI}

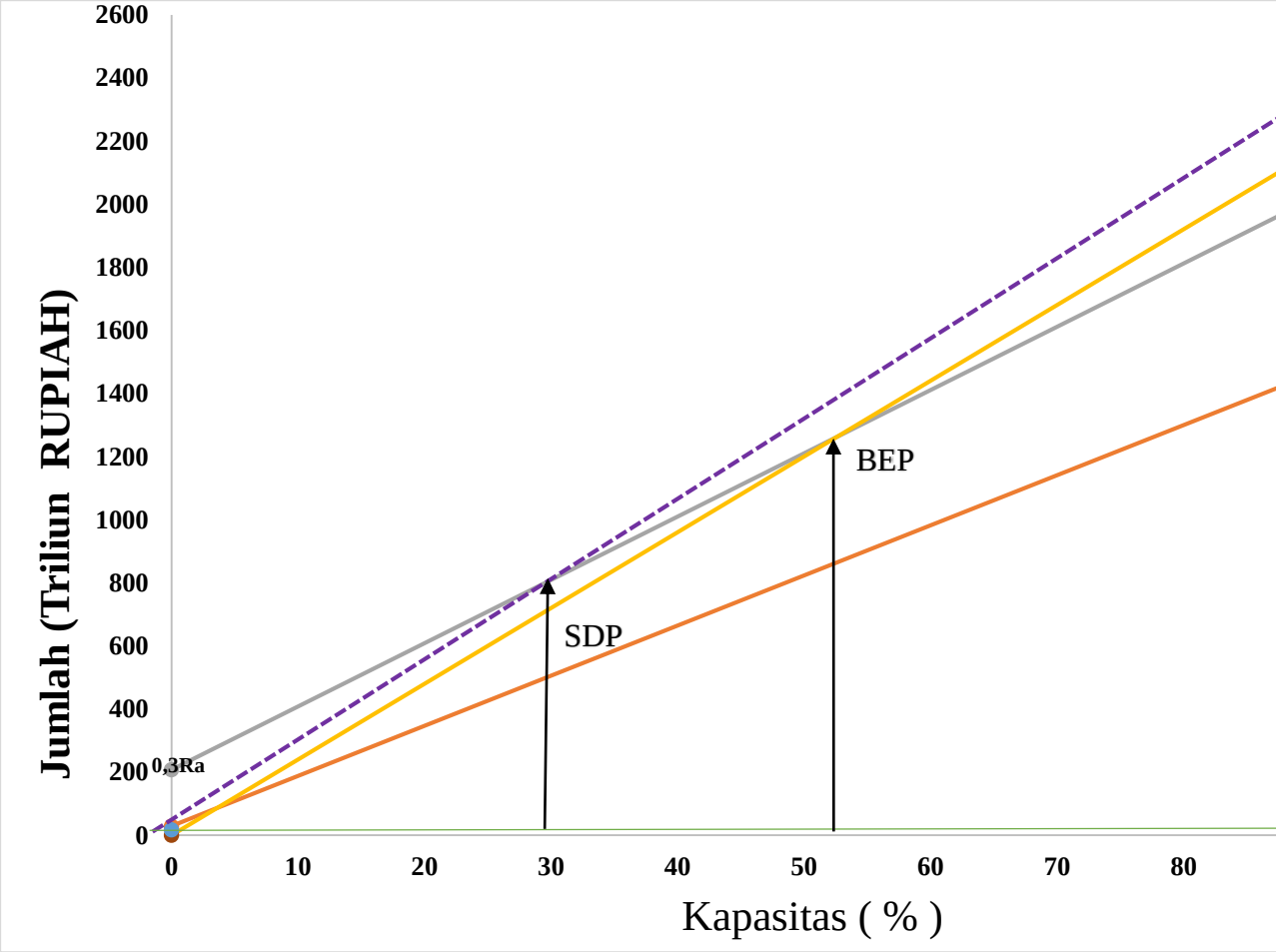
Dari hasil trial& error diatas, diperoleh :

R	=	Rp3.249.419.672.889
S	=	Rp3.159.148.252.225
i	=	0,0697 0

Interest (i) = 6,97 %

Suku bunga bank tahun 2019 adalah 4,00% 1,5*bunga sekarang = 6,00% = minimum

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi
ROI sebelum pajak ROI setelah pajak	64,79% 51,51%	ROI before taxes minimum low 11 %, high 44%	Aries Newton, P.193
POT sebelum pajak POT setelah pajak	1,37 1,68	POT before taxes maksimum, low 5 th, high 2 th	Aries Newton, P.196
BEP	52,57%	Berkisar 40 - 60%	
SDP	45,25%		
DCF	6,97%	>1,5 bunga bank = minimum = 6%	



Gambar 4.6 Grafik Ekonomi

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Berdasarkan studi yang telah dilakukan, pabrik sirup glukosa ini layak untuk dikaji lebih lanjut dengan pertimbangan:

1. Keuntungan yang diperoleh

   Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 193.985.902.577/tahun, dan keuntungan setelah pajak (30%) dan zakat (2,5%) sebesar Rp 154.218.792.549/tahun.

2. Return On investment (ROI)

   Presentasi ROI sebelum pajak sebesar 67%, sedangkan ROI setelah pajak sebesar 54%. ROI sebelum pajak untuk pabrik yang beresiko rendah minimal 11% dan pabrik yang beresiko tinggi minimal 44% (Aries & Newton, 1955).

3. Pay Out Time (POT)

   POT sebelum pajak selama 1,3 tahun, dan POT setelah pajak selama 1,6 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum 5 tahun dan pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah sebesar 2 tahun (Aries & Newton, 1955).

4. Break Event Point (BEP) sebesar 51,46%, sedangkan Shut Down Point (SDP) sebesar 44,25 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah sebesar 40-60%.

5. Discount Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 6,42%. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga pinjaman bank, yaitu sekitar 1,5 x suku Bunga pinjaman bank.

5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan, sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari limbah yang dihasilkan, sehingga diharapkan dapat berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*
- Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit*
- *Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Ic., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John
- Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 $ 6,
- Pergamon Internasional Library, New York
- Hisham A. Maddah. (2016). Polypropylene as a Promising Plastic: A Review. American Journal of Polymer Science, 6(1), 1–11.
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2nd ed., John Wiely and Sons, Inc., New York
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1990, *Plant Design and Economics for*
- *Chemical Engineers*, 3rd Ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Peters, M.S., Klaus D. Timmerhaus and Ronald E.West., 2004, *Plant Design and Economics for Chemical Engineer*, 5th Ed., Mc.Graw-Hill.,Singapore
- Smith, J.M., Ness,Van H.C., Abbott, M.M., 2001,*Introduction to Chemical*

- *Engineering Thermodynamics*, 6rd Ed., Mc.Graw-Hill Inc., Singapore.
- Ulrich, G. D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and*
- *Economics*., John Wiley and Sons., Inc., New York
- Yates, J. G. (1983). Some Fundamental Aspects of Fluidization. *Fundamentals of Fluidized Bed Chemical Processes*, 4–71.
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*., Mc.Graw Hill., NewYork.

LAMPIRAN A

REAKTOR LIQUIFIKASI

Fungsi : Mengubah $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ menjadi $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim α-amilase

Jenis : Reaktor Alir Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan koil

Bahan : Stainless Steel SA-167 type 316

Jumlah : 2 unit

Kondisi Operasi : Eksotermis

T = 90 ^oC

P = 1 atm

pH = 6,2

Reaksi:

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

Konversi : 95,14 %

1. Menghitung Dimensi Reaktor

- Menghitung Densitas Campuran

Komponen	Massa	Xi	BM	ρ(kg/L)
Pati	7760,4096	0,2371	162000	1,4927
H_2O	24513,324	0,7488	18	0,9951
Lemak	33,5948	0,0010	878	0,9000
Protein	419,9355	0,0128	66000	1,3500
$CaCl_2$	2,116	6,5E-05	111	2,1394
Enzim α-amilase	4,6563	0,0001	53000	1,2438

NaOH	0,001	7,5E-08	40	1,2936
Total	**32734,037**	1		

$$\sum \rho i \,.\, Xi = 1{,}1176 \text{ kg/L}$$

2. Menghitung Kecepatan Volumentris Umpan

Reaksi

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

Komponen	kmol/jam	Massa (kg/jam)	ρ (kg/L)	Fv (L/jam)
Pati	0,047878923	7760,4096	1,4927	5196,38597
H2O	1361,14544	24513,324	0,9951	24621,26211
Lemak	0,038243083	33,5948	0,9	37,30825165
Protein	0,006359361	419,9355	1,35	310,9020971
CaCl2	0,019053184	2,116	2,139465	0,988519778
Enzim a-amilase	8,31041E-05	4,6563	1,243875	3,741397899
NaOH	6,15129E-05	0,001	1,29363	0,001902026
Total	**1361,25712**	**32734,037**		**30170,59025**

A. OPTIMASI REAKTOR

a. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk 1 reaktor dengan rumus

$$V = \frac{Fv\,.\,(\,x_{An} - x_{A01})}{Km\,.\,(\,1 - x\,)}$$

Dengan cara Trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan volume reaktor seri diperoleh dengan menggunakan excel :

i. Jumlah Reaktor = 1

   V1 = 52362,2403 liter

   X1 = 0,9514

   t = 2 jam

ii. Jumlah reaktor = 2

   V1 = V2 = 26181,1201 liter

   X1 = X2 = 0,9514

   t = 2 jam

iii. Jumlah reaktor = 3

   V1 =V2=V3= 17454,080 liter

   X1 = X2 = X3 =0,9514

   t = 2 jam

iv. Jumlah reaktor = 4

   V1 =V2=V3=V4 = 13090,5601 liter

   X1 = X2 = X3 =0,9514

   t = 2 jam

v. Jumlah reaktor = 5

   V1 =V2=V3=V4=V5= 10472,4481 liter

   X1 = X2 = X3=X4=X5 =0,9514

   t = 2 jam

vi. Jumlah reaktor = 6

V1 =V2=V3=V4=V5=V6= 8727,0400 liter

X1 = X2 = X3=X4=X5=X6 =0,9514

t = 2 jam

B. Menghitung Harga Reaktor

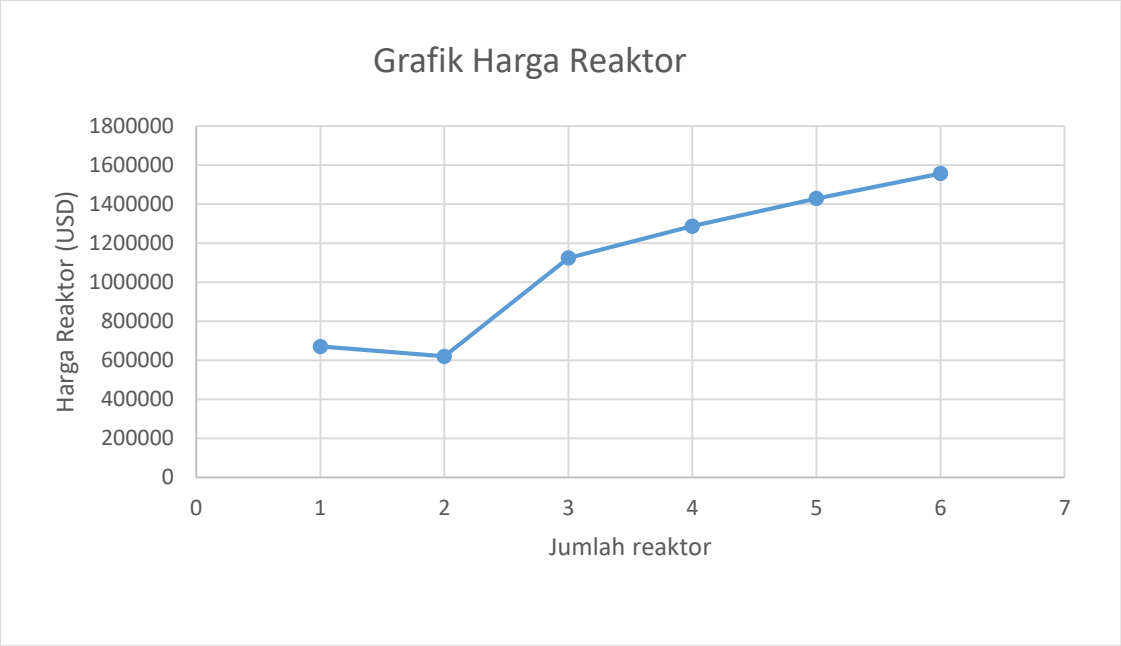
Kondisi Operasi : T = 90 C

P = 1 atm

Bahan konstruksi reaktor dipilih *Stainless Steel SA 167 Grade 11*

Jumlah Reaktor	V Reaktor (L)	V Reaktor (dm3)	V Reaktor (gal)	Biaya (USD)	Biaya Total (USD)
1	72409,4166	72409,4166	19128,5404	671000	671000
2	36204,7083	36204,7083	9564,2702	309876	619752
3	24136,4722	24136,4722	6376,1801	374800	1124400
4	18102,3542	18102,3542	4782,1351	321800	1287200
5	14481,8833	14481,8833	3825,7081	285900	1429500
6	12068,2361	12068,2361	3188,0901	259600	1557600

matche.com



Pertimbangan Volume : V1 > V2 > V3 > V4 > V5 > V6

Pertimbangan harga reaktor : R1> R2< R3 > R4 > R5 > R6

Maka jumlah rreaktor yang optimum sebanyak 2 reaktor disusun secara seri untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang optimum

C. Perancangan Reaktor

Volume Cairan dalam reaktor sebesar :

Vcairan = 26181,1201 liter

= 26,1811 m3

Volume reaktor setelah *overdesign* 20%

V. Reaktor = 31,4173 m^3

= 31417,3 liter

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 :

$$Vreaktor = \frac{\pi D^2}{4}\ x\ D + 0{,}000049D^3$$

Maka didapatkan dimensi reaktor sebagai berikut :

Diameter = 3,4205 m

= 134,666 in

= 11,222 ft

Tinggi = 3,4205 m

= 134,666 in

= 11,222 ft

Menentukan Tebal Dinding (*Shell)* Reaktor

Persamaan yang digunakan :

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

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

Dimana :

ts : Tebal dinding *shell*, in

P : Tekanan Design = 22,9882 psi

ri : jari-jari reaktor = 1,7103 m

E : Effisiensi sambungan las = 0,8

f : Tekanan maksimal yang diizinkan = 18750 psi

C : Korosi yang diizinkan = 0,1250 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* = 0,1276 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* standart = 0,1875 in

= 3/16 in

ID *shell* = 134,9210 in

OD *shell* = 138 in

2. Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 11*

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, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil

- *Torisperical Flanged & Dished Head*

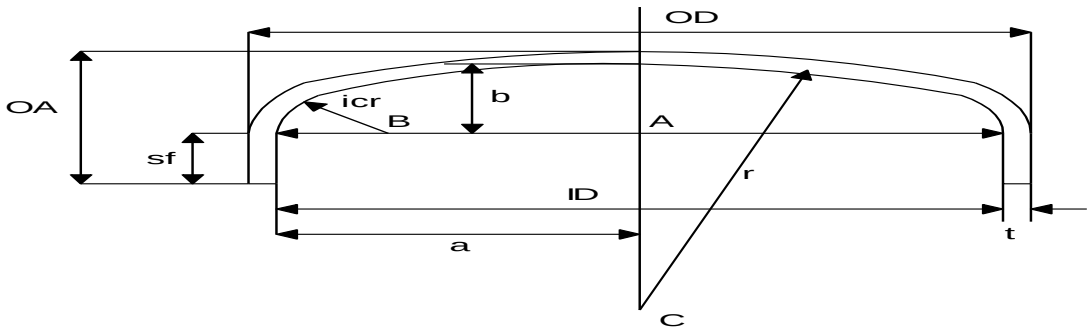
  Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis

- *Eliptical Dished 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 dalam *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

Tebal *head* dihitung menggunkan persamaan berikut :

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0.2P)} + C$$

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

Dimana nilai w diperoleh menggunakan persamaan berikut :

$$w = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$$

(Eq. 7.76, P.138, Brownell& Young)

Sehingga diperoleh :

- W (*stress-intensification factor for torispherical dished head)* sebesar 1,7210 in
- Tebal *head* standart sebesar 5/16 in

3. Menentukan Ukuran *Head*

ID = 137,625 in

Icr = 8,3750 in

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

= 68,813 in

AB = a- icr

= 60,438 in

BC = r – icr

= 123,625 in

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

= 107,845 in

b = r – AC

= 24,155 in

Sf (*Straight of Flange*) = 2 (Tabel 5.4, P. 87, Brownell & Young)

Jadi tinggi *head* total (OA) = Sf + b + t_h

= 27,4679 in

= 0,6977 m

Volume *head* total (V_{head}) = V_{head} + V_{Sf}

Persamaan volume head untuk Torispherical Dished Head adalah :

- Vh = 0,000049 x ID^3

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

  Vh = 1,7623 ft3

  = 0,5372 m3

- $V_{Sf} = \frac{1}{4} D^2 Sf$

  Vsf = 1,6000 ft3

  = 0,4877 m3

Sehingga diperoleh :

Volume reaktor = Vshell + 2 Vhead

= 32,3927 m3

Tinggi reaktor = 2 OA + tinggi shell

= 4,8159 m

4. Perancangan Pengaduk Reaktor

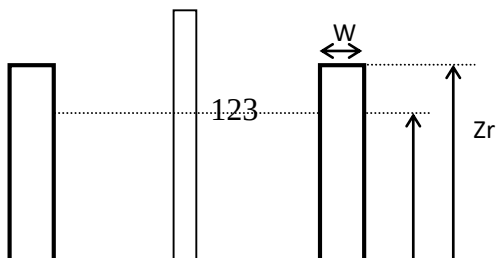
Komponen	Massa (kg/jam)	μ(cP)	Xi
Pati	7760,4096	1,22	0,2371
H2O	24513,324	0,3117	0,7488
Lemak	33,5948	0,3117	0,0010
Protein	419,9355	0,3117	0,0128
CaCl2	2,116	0,3	6,5E-05
Enzim a-amilase	4,6563	0,3117	0,0001
NaOH	0,001	0,31	7,5E-08
Total	**32734,037**		1

Diperoleh :

μ campuran = 0,4308 cP

ρ campuran = 117,61 kg/m3

= 1,1176 kg/L



Jenis pengaduk = 6 *flat blade turbine impeller*

Diketahui :

Dt = 3,4957 m

Dt / Di = 3

Di = 1,1652 m

Zi / Di = 0,7500

Zi = 0,8739 m

W / Di = 0,1700

W = 0,1981 m

Zl / Di = 2,7000

Zl = 3,1461 m

L = 0,25 Di = 0,2913 m

H = 0,2 Di = 0,2330 m

Diperoleh spesifikasi pengaduk sebagai berikut :

- Diameter dalam tangki (Dt) = 3,4957 m
- Diameter pengaduk (Di) = 1,1652 m

- Jarak pengaduk (Zi) = 0,8739 m
- Tinggi pengaduk (H) = 0,2330 m

Walas, P 288

Viscosity	Number of Impellers	Impeller Clearance	
(cP [Pa sec])		Lower	Upper
<<25, [<<25]	1	h/3	-
<<25, [<<25]	2	Dt/3	(2/3)h
>>25, [>>25]	1	h/3	-
>>25, [>>25]	2	Dt/3	(2/3)h

- Lebar pengaduk (L) = 0,2913 m
- Lebar *baffle* (W) = 0,1981 m
- Jumlah *baffle* = 4 buah
- Tinggi *baffle* = 2,7364 m
- Tinggi cairan dalam reaktor (Zl) = 3,1461 m

5. Menghitung Jumlah Pengaduk (Wallas, P.288)

   Dipilih yang pertama dikarenakan viskositasnya dibawah 25 cP

6. Menentukan Power Pengadukan (Walas, P.292)

Operation	HP/1000 gal	Tip Speed (ft/sec)
Blending	0,2-0,5	-
Homogeneous reaction	0,5-1,5	7,5-10
Reaction with heat transfer	1,5-5,0	10-15
Liquid-liquid mixtures	5	15-20
Liquid-gas micxtures	5,0-10	15-20
Slurries	10	-

Dipilih no. 3 karena terdapat reaksi perpindahan panas

Table (Trial N untuk mendapatkan Power)

V (ft/sec)	**N (rps)**	**Re**	**Np (Brown F.477)**	**P (ft.lbf/sec)**	**P (Hp)**	**Standar Hp**
10	2,7331	894.336	7	760,2191	1,3822	4.61 HP - 15.37 HP
11	3,0064	983.769	7	885,3702	1,6098	1,54 HP - 4.61 HP
12	3,2798	1.073.203	7	1.149,4513	2,0899	1,54 HP - 4.61 HP
13	3,5531	1.162.636	7	1.461,4262	2,6571	1,54 HP - 4.61 HP
14	3,8264	1.252.070	7	1.825,2861	3,3187	1,54 HP - 4.61 HP
15	4,0997	1.341.503	7	2.245,0221	4,0819	1,54 HP - 4.61 HP

i. Penjabaran mencari P berdasarkan N trial yang didapatkan :

Kecepatan linier (N)

$$N = \frac{V}{\pi \, . Di}$$

= 3,0064 rps

Reynold Number :

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

= 983.769

Berdasarkan Figure 477 Brown, didapatkan nilai Np sebersar =7

Sehingga Power dapat dihitung, sebagai berikut

Power Number :

$$Np = \frac{P \; x \; g_c}{N^3 x Di^5 x \rho}$$

Mencari Power Number di Figure 477 Brown P.507

$$P = \frac{N_p x N^3 x Di^5 x \rho}{g_c}$$

P = 885,3702 ft.lbf/sec

= 1,6098 HP

Efisiensi = 80%

Daya penggerak = 1,6426 HP

P (standar) = 2 HP (Standar NEMA)

ii. Perhitungan Pendingin

Suhu LMTD

Komponen`	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	90	363	194
Suhu fluida panas keluar reaktor	90	363	194
Suhu fluida dingin masuk	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar	45	318	113

	Fluida Panas F	Fluida Dingin F	Detla T, F
KELUAR (Temperatur tinggi)	194	113	81
MASUK (Temperatur rendah)	194	86	108

Menghitung LMTD

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

= 93,8536 F

iii. Penentuan jenis pendingin

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

$L = \pi D L$

L = 3,14 x 11,2221 ft x 15,8001 ft

= 556,7579 ft^2

Dari tabel 8 Kern hal.840

Nilai UD untuk *medium organic (hot)* dan air (cold) sebesar 50-125 Btu/ft^2.F Jam

Dipilih, Ud = 125 Btu/ft^2.F Jam

Diketahui,

Q = 11.335.078,7010 kJ/jam

= 2.707.339,2074 kkal/jam

= 10,743.580,2892 Btu/jam

ΔT LMTD = 93,8536 F

$$A = \frac{Q}{Ud\ \Delta T_{LMTD}}$$

= 915,7735 ft^2

- Menghitung perpindahan panas

  Beban panas total (Qt) = 11.335.087,7010 kJ/jam

  Dipilih pendingin coil dengan media pendingin air dengan :

  Suhu masuk = 30°C

  Suhu keluar = 45°C

  Kebutuhan air pendingin :

$$Wa = \frac{Q}{Cp\ .\ Dt}$$

  Dengan :

  Q : Total panas yang harus diserap = 11.335.087,7010 kJ/jam

  Cp : Kapasitas panas pendingin = 4,1837 kJ/kg.K

  Dt : Beda suhu pendingin = 15 C

  Maka diperoleh :

  Wa = 180624,5218 kg/jam

  = 398209,2316 lb/jam

- Pemilihan diameter pipa koil

  Kecepatan massa pendingin = 180624,5128 kg/jam

  Densitas pendingin = 1107,2622 kg/m^3

$$Qv = \frac{180624{,}5128\ kg/jam}{1102{,}2622\ kg/m^3}$$

  Qv = 163,1271 m^3/jam

  = 0,0453 m^3/s

  Dari (Coulson, P.533) dipilih aliran dalam coil 1,5 – 2,5 m/s

  Dipilih aliran pendingin = 2 m/s

Luas Penampang :

$$A = \frac{0{,}0453\ \text{m3/s}}{2\ m/s}$$

A = 0,0227 m^2

Diameter pipa coil :

$$Di = \sqrt{\frac{4\ .\ 0{,}0227}{\pi}}$$

Di = 0,1699 m = 7 in

Dipilih diameter pipa coil 8 in, 40 NPS

Dari tabel 11.Kern :

OD = 8,625 in

ID = 7,981 in

At = 50 in^2

At' = 2,09 ft^2/ft

- Menghitung Koefisien Transfer Panas
  - Untuk cairan dalam reaktor, maka dipakai persaman 20.4 Kern.

$$\text{hc} = j\ \frac{\text{k}}{\text{D}} \left[\frac{\text{c}\ \mu}{\text{k}}\right]^{-\frac{1}{3}} \left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0{,}14}$$

  - Menghitung Bilangan Reynold

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

Re = 158241

Didapatkan nilai j = 1500

dengan :

hc : Koefisien transfer panas cairan, Btu/ ft^2 jam F

Di : Diameter reaktor = 0,6651 ft

k : Konduktivitas panas = 1,2 Btu/j sqft (F/ft)

L : diameter putar pengaduk = 3,878 ft

ρ : densitas larutan = 69,7708 lb/cuft

Cp : panas jenis = 48,587 Btu/lb^{o}F

μ_c :Viskositas cairan = 1,0422 lb/j ft

μ : Viskositas air = 1,6873 lb/j ft

Di : Diameter dalam coil = 0,6651 ft

$$ho = j\ \frac{k}{D}\left[\frac{c\,\mu}{k}\right]^{-\frac{1}{3}}\left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$$

maka diperoleh:

hc = 1235,2836 Btu/j sqft^{o}F

- Menghitung *Mass Velocity*

$$Gt = \frac{W_t}{At}$$

Gt = 1146843,321 lb/ ft^2 jam

- Menghitung Bilangan reynold dalam Pipa

$$Re = \frac{Gt\ x\ Di}{\mu air}$$

Re = 452040,7594

Untuk Tavg = 99,5 F

v : aliran dalam pipa = 2 m/s

= 6,56168 ft/s

Didapatkan :

hio = 1400

- Menghitung Overall heat transfer Ud:

Overall transfer panas saat start up

$Uc = \frac{hio\ .\ hc}{hc+hio}$

Uc = 656,24704 Btu/j sqft F

Dari Kern P.846

Didapatkan Rd total = 0,003
hd = 333,333 Btu/j sqft F

$$Ud = \frac{hd \,.\, Uc}{hd + Uc}$$

= 2221,0523 Btu/j sqft F

- Menentukan Luas Bidang Transfer Panas

$$At = \frac{Q}{Ud.\Delta T_{LMTD}}$$

At = 517,8489 ft^2

Diameter reaktor = 11,2221 ft

Luas perpindahan panas per coil :

A' = At' . π. 0,8D

= 58,9171 ft^2

Jumlah lilitan :

$Nt = \frac{At}{A'}$

Nt = 8,78

diambil jumlah lilitan (Nt) = 9

REAKTOR SAKARIFIKASI

Fungsi : Mengubah ($C_6H_{10}O_5)_{10}$ menjadi $C_6H_{10}O_6$ melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim *glukoamilase*

Jenis : Reaktor Alir Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan koil

Bahan : Stainless Steel SA-167 type 316

Jumlah : 2 unit

Kondisi Operasi : Eksotermis

T = 60 ºC

P = 1 atm

pH = 4,2

Reaksi:

$(C_6H_{10}O_5)_{10} + 10\ H_2O \rightarrow 10C_6H_{12}O_6$

Dekstrin air Glukosa

Konversi : 97%

1. Menghitung Dimensi Reaktor

- Menghitung Densitas Campuran

Komponen	Massa	Xi	BM	ρ(kg/L)
Pati	377,1559	0,011	162000	1,4927
H_2O	24551,3818	0,7488	18	0,9951
Lemak	33,5948	0,0010	878	0,9000
Protein	419,9356	0,0128	66000	1,3500
$CaCl_2$	2,1160	6,5E-05	111	2,1394
Enzim α-amilase	4,6562	0,0001	53000	1,2438
NaOH	0,001	7,5E-08	40	1,2936
Dekstrin	7383,2537	0,2245	1620	1,2279

HCl	22,3516	0,0017	36,5	1,1900
Enzim Glukoamilase	5,5190	0,0001	36000	1,1500
Total	**32799,9657**	1		

$$\sum \rho i \,.\, Xi = 1{,}0599 \text{ kg/L}$$

2. **Menghitung Kecepatan Volumentris Umpan**

Reaksi

$$(C_6H_{10}O_5)10 + 10\ H2O \xrightarrow{\text{glukoamilase}} 10\ C_6H_{12}O_6$$

Komponen	kmol/jam	Massa	ρ (kg/L)	Fv (L/jam)
Pati	0,00232	377,1559	1,4927	255,6529
H_2O	1366,4822	24551,3818	0,9951	25022,06096
Lemak	0,038243083	33,5948	0,9000	37,30825165
Protein	0,006359361	419,9356	1,3500	310,9020971
$CaCl_2$	0,019053184	2,1160	2,1394	1,000687722
Enzim α-amilase	8,7808E-05	4,6562	1,2438	3,787451728
NaOH	6,15129E-05	0,001	1,2936	0,001674294
Dekstrin	4,5552	7383,2537	1,2279	5774,649959
HCl	1,54577	22,3516	1,1900	47,41250809
Enzim Glukoamilase	0,000153	5,5190	1,1500	4,796626369
Total	**1372,649815**	**32799,9657**		**31457,57321**

A. OPTIMASI REAKTOR

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk 1 reaktor dengan rumus

$$V = \frac{Fv\,.\,(\,x_{An} - x_{A01})}{Km\,.\,(\,1 - x\,)}$$

Dengan cara Trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan volume reaktor seri diperoleh dengan menggunakan excel :

a. Jumlah Reaktor = 1

   V1 = 41487,2206 liter

   X1 = 0,97

   t = 2 jam

b. Jumlah reaktor = 2

   V1 = V2 = 20743,603 liter

   X1 = X2 = 0,97

   t = 2 jam

c. Jumlah reaktor = 3

   V1 =V2=V3= 13829,069 liter

   X1 = X2 = X3 =0,97

   t = 2 jam

d. Jumlah reaktor = 4

   V1 =V2=V3=V4 = 10371,802 liter

   X1 = X2 = X3 =0,97

   t = 2 jam

e. Jumlah reaktor = 5

   V1 =V2=V3=V4=V5= 8297,441 liter

   X1 = X2 = X3=X4=X5 =0,97

   t = 2 jam

f. Jumlah reaktor = 6

V1 =V2=V3=V4=V5=V6= 6914,534 liter

X1 = X2 = X3=X4=X5=X6 =0,97

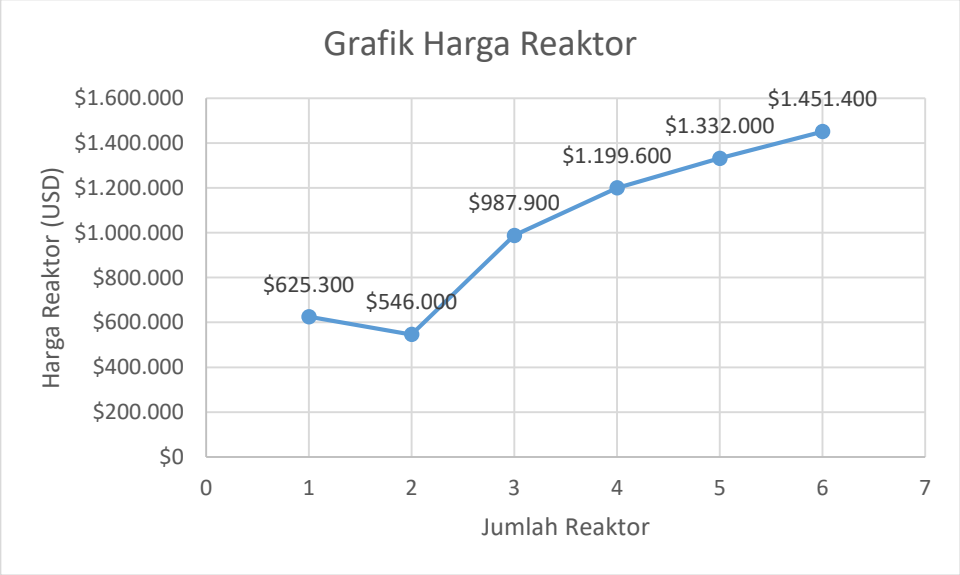
t = 2 jam

2. Menghitung Harga Reaktor

Kondisi Operasi : T = 60 C

P = 1 atm

Bahan konstruksi reaktor dipilih *Stainless Steel SA 167 Grade 11*



Pertimbangan Volume : V1 > V2 > V3 > V4 > V5 > V6

Pertimbangan harga reaktor : R1> R2< R3 > R4 > R5 > R6

Maka jumlah rreaktor yang optimum sebanyak 2 reaktor disusun secara seri untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang optimum

B. Perancangan Reaktor

Volume Cairan dalam reaktor sebesar :

V. Cairan = 20743,603 liter

= 20,743 m3

Volume reaktor setelah *overdesign* 20%

V.Reaktor = 24,892 m3

= 24892 liter

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 :

$$Vreaktor = \frac{\pi D^2}{4}\ x\ D + 0{,}000049D^3$$

   Maka didapatkan dimensi reaktor sebagai berikut :

   Diameter = 3,1651 m

   = 124,611 in

   = 10,384ft

   Tinggi = 3,1651 m

   = 124,611 in

   = 10,384ft

   Menentukan Tebal Dinding (*Shell)* Reaktor

Persamaan yang digunakan :

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

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

Dimana :

ts : Tebal dinding *shell*, in

P : Tekanan Design = 22,2372 psi

ri : jari-jari reaktor = 1,5826 m

E : Effisiensi sambungan las = 0,8

f : Tekanan maksimal yang diizinkan = 18750 psi

C : Korosi yang diizinkan = 0,1250 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* = 0,1278 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* standart = 0,1875 in

= 3/16 in

ID *shell* = 124,6108 in

OD *shell* = 60 in

2. Menentukan Tebal Head

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 11*

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, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil

- *Torisperical Flanged & Dished Head*

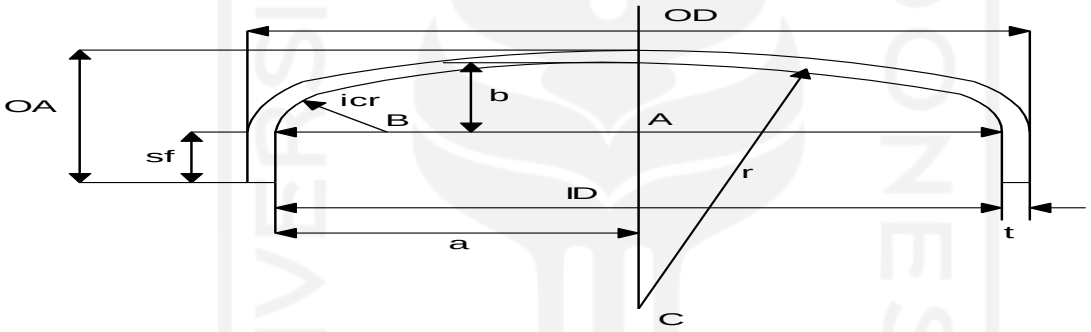
  Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis

- *Eliptical Dished 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 dalam *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

Tebal *head* dihitung menggunkan persamaan berikut :

$$th = \frac{Prw}{(2fE - 0.2P)} + C$$

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

Dimana nilai w diperoleh menggunakan persamaan berikut :

$$w = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$$

(Eq. 7.76, P.138, Brownell& Young)

Sehingga diperoleh :

- W (*stress-intensification factor for torispherical dished head)* sebesar 1,7584 in
- Tebal *head* standart sebesar 5/16 in

3. Menentukan Ukuran *Head*

ID = 125,625 in

Icr = 7,3750 in

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

= 62,813 in

AB = a- icr

= 55,438 in

BC = r – icr

= 112,625 in

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

= 98,036 in

b = r – AC

= 121,964 in

Sf (*Straight of Flange*) = 2 (Tabel 5.4, P. 87, Brownell & Young)

Jadi tinggi *head* total (OA) = Sf + b + t_h

= 25,2764 in

= 0,6420 m

Volume *head* total (V_{head}) = $V_{head +} V_{Sf}$

Persamaan volume head untuk Torispherical Dished Head adalah :

- Vh = 0,000049 x ID^3

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

  Vh = 1,3667 ft^3

  = 0,4166 m^3

- $V_{Sf} = \frac{1}{4} D^2 Sf$

  Vsf = 1,3119 ft^3

  = 0,3999 m3

Sehingga diperoleh :

Volume reaktor = Vshell + 2 Vhead

= 25,7255 m3

Tinggi reaktor = 2 OA + tinggi shell

= 4,4492 m

C. Perancangan Pengaduk Reaktor

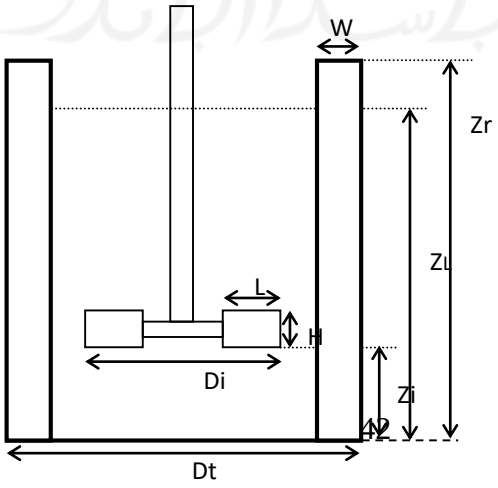
Komponen	Massa (kg/jam)	μ(cP)	Xi
Pati	377,1559	1,22	0,011
H_2O	24551,3818	0,46831	0,7488
Lemak	33,5948	0,46831	0,0010
Protein	419,9356	0,46831	0,0128
$CaCl_2$	2,1160	0,79	6,5E-05
Enzim α-amilase	4,6562	0,46831	0,0001
NaOH	0,001	0,46831	7,5E-08
Dekstrin	7383,2537	0,47	0,2245
HCl	22,3516	1,6	0,0017
Enzim Glukoamilase	5,5190	0,46831	0,0001
Total	**32799,9657**		1

Diperoleh :

μ campuran = 0,4748 cP

ρ campuran = 1059,9231 kg/m3

= 1,059 kg/L



Jenis pengaduk = 6 *flat blade turbine impeller*

Diketahui :

Dt = 3,1909 m

Dt / Di = 3

Di = 1,0636 m

Zi / Di = 0,7500

Zi = 0,7977 m

W / Di = 0,1700

W = 0,1808 m

Zl / Di = 2,7000

Zl = 2,8718 m

L = 0,25 Di = 0,2659 m

H = 0,2 Di = 0,2127 m

Diperoleh spesifikasi pengaduk sebagai berikut :

- Diameter dalam tangki (Dt) = 3,1909 m
- Diameter pengaduk (Di) = 1,0636 m
- Jarak pengaduk (Zi) = 0,7977 m
- Tinggi pengaduk (H) = 0,2127 m
- Lebar pengaduk (L) = 0,2659 m
- Lebar *baffle* (W) = 0,1808 m
- Jumlah *baffle* = 4 buah
- Tinggi *baffle* = 2,5321 m
- Tinggi cairan dalam reaktor (Zl) = 2,8718 m

1. Menghitung Jumlah Pengaduk (Wallas, P.288)

Dipilih yang pertama dikarenakan viskositasnya dibawah 25 cP

Walas, P 288

Viscosity	Maximum Level	Number of Impellers	Impeller Clearance	
(cP [Pa sec])	h/Dt		Lower	Upper
<<25, [<<25]	1,4	1	h/3	-
<<25, [<<25]	2,1	2	Dt/3	(2/3)h
>>25, [>>25]	0,8	1	h/3	-
>>25, [>>25]	1,6	2	Dt/3	(2/3)h

2. Menentukan Power Pengadukan (Walas, P.292)

Operation	HP/1000 gal	Tip Speed (ft/sec)
Blending	0,2-0,5	-
Homogeneous reaction	0,5-1,5	7,5-10
Reaction with heat transfer	1,5-5,0	10-15
Liquid-liquid mixtures	5	15-20
Liquid-gas micxtures	5,0-10	15-20
Slurries	10	-

Dipilih no. 3 karena terdapat reaksi perpindahan panas

Table (Trial N untuk mendapatkan Power)

V (ft/sec)	**N (rps)**	**Re**	**Np (Brown F.477)**	**P (ft.lbf/sec)**	**P (Hp)**	**Standar Hp**
10	2,9942	688.867	7	515,5129	0,9373	4.61 HP - 15.37 HP
11	3,2936	757.754	7	686,1476	1,2475	1,54 HP - 4.61 HP

12	3,5930	826.641	7	890,8062	1,6196	1,54 HP - 4.61 HP
13	3,8925	895.527	7	1.132,5818	2,0592	1,54 HP - 4.61 HP
14	4,1919	964.414	7	1.414,5673	2,5719	1,54 HP - 4.61 HP
15	4,4913	1.033.301	7	1.739,8559	3,1634	1,54 HP - 4.61 HP

3. Penjabaran mencari P berdasarkan N trial yang didapatkan :

Kecepatan linier (N)

$$N = \frac{V}{\pi \, . Di}$$

= 3,5930 rps

Reynold Number :

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

= 826.641

Berdasarkan Figure 477 Brown, didapatkan nilai Np sebersar =7

Sehingga Power dapat dihitung, sebagai berikut

Power Number :

$$Np = \frac{P \; x \; g_c}{N^3 x Di^5 x \rho}$$

Mencari Power Number di Figure 477 Brown P.507

$$P = \frac{N_p x N^3 x Di^5 x \rho}{g_c}$$

P = 890,8062 ft.lbf/sec

= 1,6196 HP

Efisiensi = 80%

Daya penggerak= 1,6527 HP

P(standar) = 2 HP (Standar NEMA)

D. Perhitungan Pendingin

Suhu LMTD

Komponen`	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	60	333	194
Suhu fluida panas keluar reaktor	60	333	194
Suhu fluida dingin masuk	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar	45	318	113

	Fluida Panas F	Fluida Dingin F	Detla T, F
KELUAR (Temperatur tinggi)	140	113	81
MASUK (Temperatur rendah)	140	86	108

a. Menghitung LMTD

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

= 38,9527 ^{o}F

b. Penentuan jenis pendingin

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$L = \pi\ D\ L$$

L = 3,14 x 10,3842 ft x 14,5970 ft

= 475,9562 ft^2

Dari tabel 8 Kern hal.840

Nilai UD untuk *medium organic (hot)* dan air (cold) sebesar 50-125 Btu/ft^2.F Jam

Dipilih, Ud = 100 Btu/ft^2.F Jam

Diketahui, Q = 17.792.292,8805 kJ/jam

= 4.249.617,9853 kkal/jam

= 16.863.837,6612 Btu/jam

Delta LMTD = 38,9527 F

$$A = \frac{Q}{Ud\ \Delta T_{LMTD}}$$

= 4329,3043 ft^2

Menghitung perpindahan panas

Beban panas total (Qt) = 17.792.292,8805 kJ/jam

Dipilih pendingin coil dengan media pendingin air dengan :

Suhu masuk = 30 C

Suhu keluar = 45 C

Kebutuhan air pendingin :

$$\mathrm{Wa} = \frac{\mathrm{Q}}{\mathrm{Cp}\ .\ \mathrm{Dt}}$$

Dengan :

Q : Total panas yang harus diserap = 17,792.292.8805 kJ/jam

Cp : Kapasitas panas pendingin = 4,1837 kJ/kg.K

Dt : Beda suhu pendingin = 15 C

Maka diperoleh :

Wa = 283520,254 kg/jam

= 625055,6757 lb/jam

Pemilihan diameter pipa coil

Kecepatan massa pendingin = 283520,254kg/jam

Densitas pendingin = 1107,2622 kg/m^3

$$Qv = \frac{283520{,}254\ kg/jam}{1102{,}2622\ kg/m^3}$$

Qv = 256,0552 m^3/jam

= 0,0711 m^3/s

Dari (Coulson, P.533) dipilih aliran dalam coil 1,5 – 2,5 m/s

Dipilih aliran pendingin = 1,5 m/s

Luas Penampang :

$$A = \frac{0{,}0711\ \text{m3/s}}{1{,}5\ m/s}$$

A = 0,0474 m^2

Diameter pipa coil :

$$Di = \sqrt{\frac{4 .\ 0{,}0227}{\pi}}$$

Di = 0,2458 m = 10 in

Dipilih diameter pipa coil 10 in, 40 NPS

Dari tabel 11.Kern :

OD = 10,750 in

ID = 10,02 in

At = 78,8 in^2

At' = 2,62 ft^2/ft

c. Menghitung koefisien transfer panas

Untuk cairan dalam reaktor, maka dipakai persaman 20.4 Kern.

$$hc = j\ \frac{k}{D}\left[\frac{c\,\mu}{k}\right]^{-\frac{1}{3}}\left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$$

Menghitung Bilangan Reynold:

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

Re = 141224

Didapatkan nilai j = 1500

dengan :

hc : Koefisien transfer panas cairan, Btu/ ft^2 jam F

Di : Diameter reaktor = 0,835 ft

k : Konduktivitas panas = 3,42 Btu/j sqft (F/ft)

L : diameter putar pengaduk = 3,988 ft

ρ : densitas larutan = 64,898 lb/cuft

Cp : panas jenis = 26,296 Btu/lb^{o}F

μ_c :Viskositas cairan = 1,14877lb/j ft

μ : Viskositas air = 1,6873 lb/j ft

Di : Diameter dalam coil = 0,835 ft

$$hc = j\ \frac{k}{D}\left[\frac{c\,\mu}{k}\right]^{-\frac{1}{3}}\left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$$

maka diperoleh :

hc = 1579,749 Btu/j sqft F

Menghitung Mass Velocity

$Gt = \frac{W_t}{At}$

Gt = 1142234 lb/ ft^2 jam

Menghitung Bilangan reynold dalam Pipa

$Re = \frac{Gt\ x\ Di}{\mu air}$

Re = 565248,1797

Untuk Tavg = 99,5 F

v : aliran dalam pipa = 1,5 m/s

= 4,92126 ft/s

Didapatkan :

hio = 1500

Menghitung Overall heat transfer Ud:

Overall transfer panas saat start up

$Uc = \frac{hio\ .\ hc}{hc+hio}$

Uc = 573,3541 Btu/j sqft F

Dari Kern P.846

Didapatkan Rd total = 0,003
hd = 333,333 Btu/j sqft F

$$Ud = \frac{hd \,.Uc}{hd+Uc}$$

= 210,7871 Btu/j sqft F

Menentukan Luas Bidang Transfer Panas

$$At = \frac{Q}{Ud.\Delta T_{LMTD}}$$

At = 2053,8752 ft^2

Diameter reaktor = 10,3842 ft

Luas perpindahan panas per coil :

A' = At' . π. 0,8D

= 68,3432 ft^2

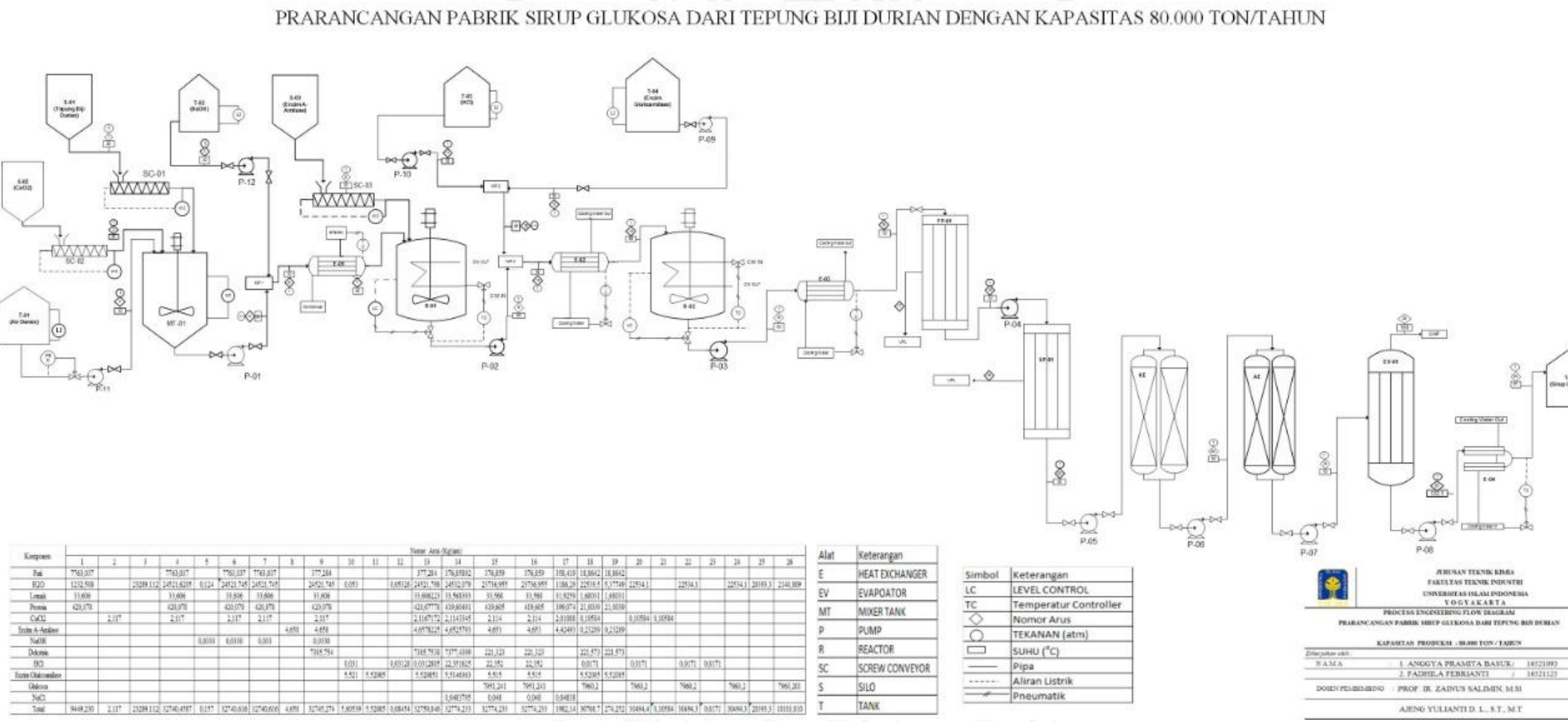
Jumlah lilitan :

$$Nt = \frac{At}{A'}$$

Nt = 30,0523

diambil jumlah lilitan (Nt) = 30

PRARANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG BIJI DURIAN DENGAN KAPASITAS 80.000 TON/TAHUN



Komponen	Aliran Arus (Kg/jam)																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26
Pati	7743,037			7743,037		7743,037	7743,037		377,284				377,284	376,85592	376,859	376,859	188,430	18,8642	18,8642							
H2O	1232,508		23289,112	24521,6205	0,124	24521,745	24521,745	0,093	24521,745	0,093		0,65126	24521,708	24532,079	23716,955	23716,955	1186,28	22519,5	5,57749	22514,1		22534,1		22534,1	20193,3	2140,809
Lemak	33,606			33,606		33,606	33,606		33,606				33,606123	33,568393	33,568	33,568	31,9259	1,68031	1,68031							
Protein	420,078			420,078		420,078	420,078		420,078				420,07778	420,60401	420,605	420,605	399,574	21,0039	21,0039							
CaO2		2,117		2,117		2,117	2,117		2,117				2,1167172	2,1143345	2,114	2,114	2,01088	0,10584		0,10584	0,10584					
Enzim A-Amilase								4,651	4,651				4,6578225	4,6525793	4,653	4,653	4,42493	0,23289	0,23289							
NaOH					0,0330	0,0330	0,003		0,0330																	
Dekstrin									7315,754				7315,7938	7377,4398	221,323	221,323		221,473	221,473							
H2O										0,031		0,03128	0,0312898	22,391625	22,352	22,352		0,0171		0,0171		0,0171	0,0171			
Enzim Glukoamilase										5,521	5,52085		5,520851	5,5146393	5,515	5,515		5,52085	5,52085							
Glukosa															7981,201	7981,201		7960,2		7960,2		7960,2		7960,2		7960,201
NaCl															0,0483795	0,048	0,048	0,04818								
Total	9448,230	2,117	23289,112	32740,4787	0,157	32740,636	32740,636	4,650	32745,276	5,6039	5,52085	0,68454	32750,646	32774,233	32774,233	32774,233	1882,14	30768,7	274,232	30494,4	0,10584	30494,3	0,0171	30494,3	20193,3	10101,010

Alat	Keterangan
E	HEAT EXCHANGER
EV	EVAPOATOR
MT	MIXER TANK
P	PUMP
R	REACTOR
SC	SCREW CONVEYOR
S	SILO
T	TANK

Simbol	Keterangan
LC	LEVEL CONTROL
TC	Temperatur Controller
	Nomor Arus
	TEKANAN (atm)
	SUHU (°C)
	Pipa
	Aliran Listrik
	Pneumatik

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGENEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG BIJI DURIAN

KAPASITAS PRODUKSI : 80.000 TON / TAHUN

Dikerjakan oleh :
NAMA : 1. ANGGYA PRAMITA BASUKI / 16521093
2. FADHELA FEBRIANTI / 16521123

DOSEN PEMBIMBING : PROF. IR. ZAINUS SALIMIN, M.SI

AJENG YULIANTI D. L., S.T., M.T

PENJADWALAN ALAT FILTRASI DAN ULTRAFILTRASI

