

**PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI SABUT  
KELAPA DENGAN METODE HIDROLISIS ASAM  
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



**Oleh:**

**Nama : Ulya Nadhatul Shifa**

**Nama : Alfi Syahrin Yuliantari**

**NIM : 20521071**

**NIM : 20521133**

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

**2024**

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

## PRA RANCANGAN PABRIK

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Ulya Nadhatul Shifa

Nama : Alfi Syahrin Yuliantari

NIM : 20521071

NIM : 20521133

Yogyakarta, 1 Juli 2024

Menyatakan bahwa naskah Pra Rancangan Pabrik ini sudah ditulis berdasarkan kaidah ilmiah. Jika terdapat unsur plagiasi, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi sesuai peraturan yang berlaku. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Td. Tangan



Ulya Nadhatul Shifa


Td. Tangan



Alfi Syahrin Yuliantari

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI SABUT  
KELAPA DENGAN METODE HIDROLISIS ASAM  
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN



Oleh:

Nama : Ulya Nadhatul Shifa      Nama : Alfi Syahrin Yuliantari  
NIM : 20521071                      NIM : 20521133

Yogyakarta, 03 Juli 2024

Dosen Pembimbing,  


Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

NIK. 995200445

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI SABUT KELAPA DENGAN METODE HIDROLISIS ASAM KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

### PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Ulya Nadhatul Shifa Nama : Alfi Syahrin Yuliantari

NIM : 20521071 NIM : 20521133

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia dari Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, Juli 2024

Tim Penguji,  
Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.  
Ketua



08-08-2024

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



8/8/24

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



5 Agustus 2024

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

NIK. 995200445

## KATA PENGANTAR

*Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.*

Puji Syukur kami panjatkan atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan Rahmat, taufik dan hidayah-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini dengan baik. Shalawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI SABUT KELAPA DENGAN METODE HIDROLISIS ASAM KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN”**. Tugas Akhir Pra Rancangan pabrik ini merupakan serangkaian tugas yang harus dilakukan oleh setiap mahasiswa sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia di Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

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

1. Allat SWT atas Rahmat serta karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Kedua Orang Tua kami, (Bapak Kamdono dan Ibu Sulich S.E selaku orang tua dari Ulya Nadhatul Shifa) serta (Bapak Edy Sawal Riyanto dan Ibu Amin Istiqomah selaku orang tua Alfi Syahrin Yuliantari) dan seluruh keluarga kami

yang selalu memberikan dukungan penuh kepada kami, baik itu bentuk finansial, motivasi serta dukungan selama menempuh Pendidikan S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.

3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia sekaligus selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, masukan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2020 yang selalu memberikan dukungan, semangat serta do'a.
7. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu, dalam membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Kami menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih terdapat kekurangan, untuk itu kami mengharapkan kritik dan saran untuk kesempurnaan laporan ini. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak, Aamiin.

***Wassalamu'alaikum Warahmatullahi Wabarakatuh.***

Yogyakarta, 24 Juni 2024

Penyusun

## LEMBAR PERSEMBAHAN

*“Dalam keadaan apapun, di titik terendah sekalipun jangan sampai berburuk sangka kepada Allah SWT. Kuncinya satu: perbaiki hubunganmu dengan Allah SWT, maka Allah SWT akan memperbaiki segala sesuatumu”*

*“Orang di rumah menanti kepulanganmu dengan hasil yang membanggakan, jangan kecewain mereka. Simpan keluh kesahmu, sebab letihmu tidak sebanding dengan perjuangan mereka menghidupimu”*

Alhamdulillah puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT atas segala rahmat, berkat dan karunia-Nya, sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik ini. Segala perjuangan dan rintangan yang saya lewati hingga sampai saat ini, saya persembahkan teruntuk orang-orang hebat yang selalu menjadi penyemangat, menjadi alasan saya kuat, sehingga saya bisa menyelesaikan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik ini.

1. Bapak Kamdono dan Ibu Sulich S.E, Ibu dan Bapak saya tercinta. Dua orang yang sangat saya sayangi. Beliau telah mengorbankan seluruh nyawa dan hidupnya, terutama untuk pendidikan saya. Terimakasih Bapak dan Ibu, untuk semua doa-doa baik, pengorbanan, kasih sayang, cinta, dukungan batin, materi dan bantuan tak ternilai lainnya. Gelar yang saya raih ini, saya persembahkan untuk Bapak dan Ibu, semoga menjadi bekal langkah awal saya untuk bisa menaikkan derajat keluarga dan mengubah segala bentuk kesedihan dan air mata Bapak dan Ibu menjadi kebahagiaan, Aamiin.

2. Jesica Fitria Maharani, Adiku tersayang. Terimakasih sudah mengingatkan dan mendukung Kakak sejauh ini. Kita berjuang bersama-sama untuk mewujudkan mimpi Bapak dan Ibu ya. Semoga di hari yang akan datang Adik selalu diberikan kemudahan dan kelancaran dalam meraih kesuksesan, Aamiin.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku dosen pembimbing saya. Terimakasih untuk semua dedikasi yang Bapak berikan kepada saya. Terimakasih Bapak sudah senantiasa meluangkan waktu, memberikan saran dan kepercayaannya kepada saya dalam menyelesaikan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik Kimia ini. Semoga Allah SWT senantiasa memberikan kesehatan, kelancaran dan kemudahan kepada Bapak dan keluarga, Aamiin.
4. Alfi Syahrin Yuliantari, selaku *partner* mulai dari Kerja Praktik, Penelitian hingga Tugas Akhir. Terimakasih atas segala perjuangan dan kerja sama dalam mendapatkan gelar Sarjana ini. Terimakasih untuk segala *support* baik lahir maupun batin yang kamu berikan ke saya. Akhirnya kita bisa melewati ini semua, meskipun ada banyak rintangan. Akan tetapi, kita bisa melewati itu. Semoga di hari yang akan datang, kita masih bisa bertemu dan bertukar cerita. Semoga Allah SWT senantiasa melindungi dan memberikan kelancaran untuk rencana kamu kedepan, Aamiin.
5. *Yeah* (Fauziyya Trisdia dan Zakenia Azzahrani) selaku teman baik saya dari pertama kali masuk kuliah. Terimakasih sudah menjadi teman, tempat berkeluh kesah dan mewarnai hidup saya selama saya Kerja Praktik, Penelitian dan penyusunan Tugas Prarancangan Pabrik Kimia ini. Semoga

Allah SWT selalu melindungi, memberikan kelancaran untuk kalian dan sukses kedepannya dimanapun kalian berada. Kita boleh berpisah, tapi komunikasi harus tetap bejalan sobat.

6. Saudara sekaligus sahabat saya sendiri, Evanda Yulia. Terimakasih sudah mau menjadi tempat saya berkeluh kesah. Terimakasih atas semangat dan dukungannya selama ini. Ayo kita tunjukkan kepada semua orang, kita bisa mendapatkan gelar Sarjana ini. Semoga Allah SWT selalu melindungi, memberikan kelancaran dan kemudahan untukmu kedepannya, Aamiin.
7. Iman Alfian, Sifa Amelia Rahayu, Putri Dwi Setyaningsih teman-teman seperjuangan saya selama kuliah. Terimakasih sudah banyak membantu saya selama saya kuliah. Semoga Allah SWT memberikan kemudahan untuk kalian dimanapun kalian berada, Aamiin.
8. Seluruh teman-teman Teknik Kimia 2020. Saya ucapkan terimakasih untuk segala *support* dan kebaikan yang telah diberikan dan semoga kita bisa meraih kesuksesan untuk masa depan kita, Aamiin.
9. Terakhir, untuk diri saya sendiri. Terimakasih sudah kuat berjuang dan bertahan hingga sejauh ini. Terimakasih tetap memilih berusaha, tidak putus asa dan *waras* sampai dititik ini. Sesulit apapun dalam menyusun Tugas Prarancangan Pabrik Kimia ini dan apapun hasilnya kamu sudah menyelesaikannya dengan baik dan semaksimal mungkin. Gelar ini sebagai awal langkah kamu kedepannya untuk mencapai mimpi-mimpimu, Ulya.

Ulya Nadhatul Shifa

Teknik Kimia 2020

## LEMBAR PERSEMBAHAN

### *Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh*

Syukur Alhamdulillah saya panjatkan kepada Allah SWT atas segala rahmat serta hidayah-Nya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dengan baik. Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini sebagai salah satu akhir dari perjuangan selama menempuh di bangku perkuliahan dan sebagai salah satu kunci untuk memulai kehidupan yang akan datang. Segala perjuangan hingga saat saya menulis lembar persembahan ini tidak lepas dari orang-orang yang selalu membuat saya semangat setiap hari, sehingga menjadi alasan saya untuk kuat dalam menyelesaikan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini. Lembar persembahan ini sebagai ucapan terima kasih yang saya persembahkan untuk:

1. Bapak Edy Sawal Riyanto dan Ibu Amin Istiqomah, kedua orang tua saya yang sangat saya sayangi dan cintai selama-lamanya. Terima kasih Bapak, Ibuk sudah mengiringi langkah saya dari kecil hingga akhirnya bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini. Terima kasih sudah menjadi orang tua yang baik, sahabat, serta menjadi tempat cerita disaat saya sedang mengalami kesulitan. Pengorbanan, kerja keras, nasehat, semangat, motivasi, serta do'a-do'a baik yang tiada hentinya dituturkan kepada saya selama berproses dan khususnya selama perkuliahan berlangsung tidak akan saya lupakan Pak, Buk. Bapak, Ibuk semoga selalu diberikan rejeki yang lancar, kesehatan, kebahagiaan oleh Allah SWT, sehingga bisa terus mendampingi saya dalam berproses untuk pencapaian selanjutnya.

2. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku dosen pembimbing Tugas Akhir yang selalu memberikan semangat, dukungan, dan motivasi yang tiada hentinya kepada saya. Terima kasih atas kesempatan dan saran yang telah diberikan kepada saya untuk bisa mengkonsultasikan penyusunan Tugas Akhir ini hingga akhirnya berjalan dengan baik. Semoga Bapak dan keluarga senantiasa diberikan kesehatan dan kebahagiaan oleh Allah SWT.
3. Ulya Nadhatul Shifa, *Partner* kuliah yang saya kenal dari semester empat. Terima kasih saya ucapkan kepadamu atas semua pengorbanan baik fisik dan mental selama kita bekerja sama dari Kerja Praktik, Penelitian, dan Tugas Akhir. Akhirnya kita bisa menyelesaikan tantangan dan rintangan yang begitu sulit, akan tetapi kita bisa melewati karena tekad kita yang begitu kuat. Semoga kita memberikan dampak yang positif di lingkungan Teknik Kimia dan menjadi contoh baik untuk adik-adik tingkat. Semoga perjalanan kita selalu istimewa dan selalu dikejutkan oleh pencapaian yang tak terduga.
4. Teman-teman perjuangan yang saya kenal dari semester satu sampai saat ini (Fani, Zizah, Viky, Zahra, Bitu, Garnis, Putri, Iman) terima kasih kalian sudah hadir dan selalu membagikan informasi penting dari awal perkuliahan sampai akhirnya kita sudah tidak merasakan indahnya berangkat kuliah bersama-sama. Semoga kalian selalu sukses dimanapun dan kapanpun kalian berada. Saya sebagai teman, saya sangat bangga.
5. Teman-teman yang memperkenalkan dan mengajak saya di dunia kelembagaan dan kepanitiaan (Kak Iman, Kak Yosef, Kak Niti, Kak Alri, Ipung, Darryl, KPSU×LEGIS *Squad*, Iqbal, Pemandu *Squad*) kalian sangat

berdampak dalam keceriaan hari-hariku dalam mengisi kegiatan selama perkuliahan. Terima kasih sudah menjadi bagian dari separuh kehidupan kuliahku.

6. Kepada Gusti Bhre, Habib Zaidan, Mama Lela, dan Ueno *Family* (Pak Bambang, Mama Mega, Natsuki, dan Ritsuki) kehadiran kalian sangat berdampak positif bagi saya. Terima kasih sudah membuat kehidupan saya lebih bahagia dan selalu semangat disaat mengerjakan Tugas Akhir ini. Semoga kalian selalu diberikan kesehatan dan kebahagiaan.
7. Teman-teman seperjuangan di Teknik Kimia 2020 yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu. Saya ucapkan terima kasih atas semua dukungan, motivasi, dan semangat yang diberikan kepada saya. Semoga kita semua dapat meraih cita-cita yang diimpikan.
8. Persembahan yang terakhir, yaitu untuk diri saya sendiri. Terima kasih sudah berjuang sejauh ini dengan rasa semangat, giat belajar, pantang menyerah, tanggung jawab, dan selalu mencoba untuk sabar. Terima kasih sudah mau memulai Tugas Akhir ini sebagai syarat mendapat gelar Sarjana hingga menyelesaikannya dengan tidak memutuskan untuk berhenti ditengah jalan. Perjuanganmu patut diapresiasi, semoga kelak kamu menjadi anak yang sukses dan cita-cita yang kamu inginkan dan impikan akan segera terkabul aamiin.

Alfi Syahrin Yuliantari

Teknik Kimia 2020

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	vii
DAFTAR ISI .....	xiii
DAFTAR TABEL.....	xvii
DAFTAR GAMBAR .....	xx
DAFTAR LAMPIRAN .....	xxi
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN.....	xxii
ABSTRAK .....	xxiv
BAB I .....	1
PENDAHULUAN .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.2.1. Produksi Glukosa Dalam Negeri dan Luar Negeri .....	2
1.2.2. Ekspor Glukosa.....	3
1.2.3. Impor Glukosa .....	4
1.2.4. Konsumsi Glukosa.....	5
1.3. Tinjauan Pustaka.....	7
1.3.1. Kelapa .....	7
1.3.2. Sabut Kelapa .....	8
1.3.3. Gula-gula Karbohidrat .....	9
1.3.4. Komposisi Lignoselulosa.....	11
1.3.5. Glukosa .....	14
1.3.6. Pemilihan Proses Produksi.....	15
1.3.7. Kegunaan Produk.....	21
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika .....	21
1.4.1. Tinjauan Termodinamika .....	21
1.4.2. Tinjauan Kinetika.....	24
BAB II.....	27
PERANCANGAN PRODUK .....	27
2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....	27
2.2. Sifat Kimia Bahan Baku dan Produk .....	29
2.3. Pengendalian Kualitas .....	31
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	31
2.3.2. Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung .....	32
2.3.3. Pengendalian Kualitas Proses Produksi .....	32
2.3.4. Pengendalian Kualitas Produk .....	33
BAB III .....	35
PERANCANGAN PROSES .....	35
3.1. Diagram Alir Proses dan Material .....	35

3.1.1. Diagram Alir Kualitatif.....	35
3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif.....	36
3.2. Uraian Proses.....	37
3.2.1. Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	37
3.2.2. Proses <i>Pretreatment</i> Mekanik.....	38
3.2.3. Proses Isolasi Sabut Kelapa Dengan Metode <i>Chesson-Datta</i> .....	39
3.2.4. Proses Hidrolisis Asam.....	43
3.2.5. Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk.....	44
3.3. Spesifikasi Alat.....	48
3.3.1. Spesifikasi Reaktor.....	48
3.3.2. Spesifikasi Alat Pemisah dan Operasi Pendukung.....	49
3.3.3. Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	59
3.3.4. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan.....	61
3.3.5. Spesifikasi Alat Penukar Panas.....	75
3.4. Neraca Massa.....	78
3.4.1. Neraca Massa <i>Washing Tower</i> 01 (WT-01).....	78
3.4.2. Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> 01 (RD-01).....	78
3.4.3. Neraca Massa <i>Hammer Mill</i> 01 (HM-01).....	79
3.4.4. Neraca Massa <i>Mixer</i> 01 (M-01).....	79
3.4.5. Neraca Massa <i>Filter Press</i> 01 (FP-01).....	79
3.4.6. Neraca Massa <i>Mixer</i> 02 (M-02).....	80
3.4.7. Neraca Massa <i>Filter Press</i> 02 (FP-02).....	80
3.4.8. Neraca Massa <i>Mixer</i> 03 (M-03).....	80
3.4.9. Neraca Massa <i>Filter Press</i> 03 (FP-03).....	81
3.4.10. Neraca Massa <i>Mixer</i> 04 (M-04).....	81
3.4.11. Neraca Massa <i>Storage Tank</i> 01 (ST-01).....	81
3.4.12. Neraca Massa <i>Neutralizer</i> 01 (RN-01).....	81
3.4.13. Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 01 (RDVF-01).....	82
3.4.14. Neraca Massa Reaktor 01 (R-01).....	82
3.4.15. Neraca Massa Reaktor 02 (R-02).....	82
3.4.16. Neraca Massa <i>Evaporator</i> 01 (EV-01).....	83
3.4.17. Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> 02 (RD-02).....	83
3.4.18. Neraca Massa <i>Mixer</i> 05 (M-05).....	83
3.4.19. Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 02 (RDVF-02).....	83
3.4.20. Neraca Massa <i>Mixer</i> 06 (M-06).....	84
3.4.21. Neraca Massa <i>Filter Tower</i> 01 (FT-01).....	84
3.4.22. Neraca Massa <i>Evaporator</i> 02 (EV-02).....	84
3.4.23. Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> 03 (RD-03).....	85
3.4.24. Neraca Massa <i>Ball Mill</i> 01 (BM-01).....	85
3.4.25. Neraca Massa <i>Vibrating Screen</i> 01 (VS-01).....	85
3.5. Neraca Panas.....	85
3.5.1. Neraca Panas <i>Washing Tower</i> 01 (WT-01).....	85
3.5.2. Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> 01 (RD-01).....	86
3.5.3. Neraca Panas <i>Hammer Mill</i> 01 (HM-01).....	86
3.5.4. Neraca Panas <i>Mixer</i> 01 (M-01).....	86
3.5.5. Neraca Panas <i>Filter Press</i> 01 (FP-01).....	86

3.5.6. Neraca Panas <i>Mixer</i> 02 (M-02).....	87
3.5.7. Neraca Panas <i>Filter Press</i> 02 (FP-02) .....	87
3.5.8. Neraca Panas <i>Mixer</i> 03 (M-03).....	87
3.5.9. Neraca Panas <i>Filter Press</i> 03 (FP-03) .....	87
3.5.10. Neraca Panas <i>Mixer</i> 04 (M-04).....	88
3.5.11. Neraca Panas <i>Storage Tank</i> 01 (ST-01) .....	88
3.5.12. Neraca Panas <i>Neutralizer</i> 01 (RN-01).....	88
3.5.13. Neraca Panas <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 01 (RDVF-01) .....	88
3.5.14. Neraca Panas Reaktor 01 (R-01) .....	89
3.5.15. Neraca Panas Reaktor 02 (R-02) .....	89
3.5.16. Neraca Panas <i>Evaporator</i> 01 (EV-01) .....	89
3.5.17. Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> 02 (RD-02).....	89
3.5.18. Neraca Panas <i>Mixer</i> 05 (M-05).....	90
3.5.19. Neraca Panas <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 02 (RDVF-02) .....	90
3.5.20. Neraca Panas <i>Mixer</i> 06 (M-06).....	90
3.5.21. Neraca Panas <i>Filter Tower</i> 01 (FT-01) .....	91
3.5.22. Neraca Panas <i>Evaporator</i> 02 (EV-02) .....	91
3.5.23. Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> 03 (RD-03).....	91
3.5.24. Neraca Panas <i>Ball Mill</i> 01 (BM-01) .....	91
3.5.25. Neraca Panas <i>Vibrating Screen</i> 01 (VS-01).....	92
BAB IV .....	93
PERANCANGAN PABRIK .....	93
4.1. Penentuan Lokasi Pabrik .....	93
4.1.1. Keterjangkauan Bahan Baku .....	93
4.1.2. Keterjangkauan Pemasaran Produk .....	93
4.1.3. Keterjangkauan Energi dan Sumber Daya.....	93
4.1.4. Ketersediaan Tenaga Kerja .....	94
4.1.5. Kondisi Geografis dan Sosial .....	94
4.2. Tata Letak Pabrik.....	96
4.3. Tata Letak Peralatan .....	98
4.4. Organisasi Perusahaan.....	101
4.4.1. Bentuk Organisasi Perusahaan.....	101
4.4.2. Struktur Organisasi Perusahaan .....	102
4.4.3. Tugas dan Wewenang .....	103
4.4.4. Status Karyawan .....	112
4.4.5. Jam Kerja Karyawan.....	112
4.4.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Gaji dan Hak Karyawan .....	115
4.4.7. Manajemen Produksi .....	119
4.4.8. Perencanaan Produksi .....	120
4.4.9. Pengendalian Produksi.....	122
BAB V.....	124
UTILITAS .....	124
5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	126
5.1.1. Unit Penyediaan Air.....	126
5.1.2. Unit Pengolahan Air.....	129
5.2. Unit Pembangkit <i>Steam</i> .....	131

5.3. Unit Pembangkit Listrik .....	131
5.4. Unit Penyedia Udara Tekan .....	134
5.5. Unit Pengolahan Limbah .....	135
5.6. Unit Penyedia Bahan Bakar .....	136
5.7. Spesifikasi Alat Utilitas .....	138
5.7.1. Bak Utilitas .....	138
5.7.2. <i>Filter</i> .....	139
5.7.3. Tangki Utilitas.....	140
5.7.4. Pompa Utilitas.....	141
5.7.5. <i>Boiler</i> .....	145
5.7.6. <i>Cooling Tower</i> .....	145
5.7.7. <i>Clarifier</i> .....	145
BAB VI .....	146
EVALUASI EKONOMI .....	146
6.1. Penaksiran Harga peralatan .....	147
6.2. Perhitungan Biaya .....	156
6.3. Komponen Biaya .....	156
6.3.1. Modal ( <i>Capital Investment</i> ) .....	156
6.3.2. Biaya Produksi ( <i>Manufacturing Cost</i> ) .....	158
6.3.3. Pengeluaran Umum ( <i>General Expense</i> ) .....	160
6.4. Analisis Keuntungan.....	161
6.5. Analisis Kelayakan .....	161
6.5.1. <i>Return On Investment</i> (ROI).....	162
6.5.2. <i>Pay Out Time</i> (POT) .....	163
6.5.3. <i>Break Even Point</i> (BEP) .....	164
6.5.4. <i>Shut Down Point</i> (SDP) .....	165
6.5.5. <i>Discounted Cash Flow Rate</i> (DCFR) .....	166
BAB VII .....	169
KESIMPULAN DAN SARAN.....	169
7.1. Kesimpulan.....	169
7.2. Saran .....	170
DAFTAR PUSTAKA .....	171

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1. 1</b> Data Produksi Glukosa di Indonesia.....	3
<b>Tabel 1. 2</b> Data Produksi Glukosa di Luar Negeri.....	3
<b>Tabel 1. 3</b> Perbandingan Proses Hidrolisis .....	19
<b>Tabel 1. 4</b> Kelebihan dan Kekurangan Proses Produksi Glukosa.....	20
<b>Tabel 1. 5</b> Harga $\Delta H^{\circ}_f$ pada masing-masing komponen .....	22
<b>Tabel 1. 6</b> Harga $\Delta G^{\circ}_f$ pada masing-masing komponen .....	23
<b>Tabel 1. 7</b> Nilai Kinetika Glukosa .....	26
<b>Tabel 2. 1</b> Parameter Bahan Baku dan Produk .....	27
<b>Tabel 2. 2</b> Sifat Kimia Bahan dan Produk .....	29
<b>Tabel 3. 1</b> Spesifikasi Reaktor .....	48
<b>Tabel 3. 2</b> Spesifikasi <i>Washing Tower</i> .....	49
<b>Tabel 3. 3</b> Spesifikasi <i>Rotary Dryer</i> .....	50
<b>Tabel 3. 4</b> Spesifikasi <i>Hammer Mill</i> .....	50
<b>Tabel 3. 5</b> Spesifikasi <i>Mixer</i> .....	51
<b>Tabel 3. 6</b> Spesifikasi <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> .....	53
<b>Tabel 3. 7</b> Spesifikasi <i>Filter Press</i> .....	54
<b>Tabel 3. 8</b> Spesifikasi <i>Neutralizer</i> .....	55
<b>Tabel 3. 9</b> Spesifikasi <i>Evaporator</i> .....	56
<b>Tabel 3. 10</b> Spesifikasi <i>Ball Mill</i> .....	57
<b>Tabel 3. 11</b> Spesifikasi <i>Filter Tower</i> .....	57
<b>Tabel 3. 12</b> Spesifikasi <i>Vibrating Screen</i> .....	58
<b>Tabel 3. 13</b> Spesifikasi Tangki Penyimpanan.....	59
<b>Tabel 3. 14</b> Spesifikasi Silo .....	60
<b>Tabel 3. 15</b> Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> .....	61
<b>Tabel 3. 16</b> Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> .....	61
<b>Tabel 3. 17</b> Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> .....	63
<b>Tabel 3. 18</b> Spesifikasi Pompa.....	67
<b>Tabel 3. 19</b> Spesifikasi <i>Heater</i> .....	75
<b>Tabel 3. 20</b> Spesifikasi <i>Cooler</i> .....	76
<b>Tabel 3. 21</b> Neraca Massa <i>Washing Tower</i> 01 (WT-01) .....	78
<b>Tabel 3. 22</b> Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> 01 (RD-01).....	78
<b>Tabel 3. 23</b> Neraca Massa <i>Hammer Mill</i> 01 (HM-01).....	79
<b>Tabel 3. 24</b> Neraca Massa <i>Mixer</i> 01 (M-01).....	79
<b>Tabel 3. 25</b> Neraca Massa <i>Filter Press</i> 01 (FP-01) .....	79
<b>Tabel 3. 26</b> Neraca Massa <i>Mixer</i> 02 (M-02).....	80
<b>Tabel 3. 27</b> Neraca Massa <i>Filter Press</i> 02 (FP-02) .....	80
<b>Tabel 3. 28</b> Neraca Massa <i>Mixer</i> 03 (M-03).....	80
<b>Tabel 3. 29</b> Neraca Massa <i>Filter Press</i> 03 (FP-03) .....	81
<b>Tabel 3. 30</b> Neraca Massa <i>Mixer</i> 04 (M-04).....	81
<b>Tabel 3. 31</b> Neraca Massa <i>Storage Tank</i> 01 (ST-01) .....	81

<b>Tabel 3. 32</b> Neraca Massa <i>Neutralizer</i> 01 (RN-01).....	81
<b>Tabel 3. 33</b> Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 01 (RDVF-01).....	82
<b>Tabel 3. 34</b> Neraca Massa Reaktor 01 (R-01) .....	82
<b>Tabel 3. 35</b> Neraca Massa Reaktor 02 (R-02) .....	82
<b>Tabel 3. 36</b> Neraca Massa <i>Evaporator</i> 01 (EV-01) .....	83
<b>Tabel 3. 37</b> Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> 02 (RD-02).....	83
<b>Tabel 3. 38</b> Neraca Massa <i>Mixer</i> 05 (M-05).....	83
<b>Tabel 3. 39</b> Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 02 (RDVF-02).....	83
<b>Tabel 3. 40</b> Neraca Massa <i>Mixer</i> 06 (M-06).....	84
<b>Tabel 3. 41</b> Neraca Massa <i>Filter Tower</i> 01 (FT-01) .....	84
<b>Tabel 3. 42</b> Neraca Massa <i>Evaporator</i> 02 (EV-02) .....	84
<b>Tabel 3. 43</b> Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> 03 (RD-03).....	85
<b>Tabel 3. 44</b> Neraca Massa <i>Ball Mill</i> 01 (BM-01) .....	85
<b>Tabel 3. 45</b> Neraca Massa <i>Vibrating Screen</i> 01 (VS-01).....	85
<b>Tabel 3. 46</b> Neraca Panas <i>Washing Tower</i> 01 (WT-01) .....	85
<b>Tabel 3. 47</b> Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> 01 (RD-01).....	86
<b>Tabel 3. 48</b> Neraca Panas <i>Hammer Mill</i> 01 (HM-01).....	86
<b>Tabel 3. 49</b> Neraca Panas <i>Mixer</i> 01 (M-01).....	86
<b>Tabel 3. 50</b> Neraca Panas <i>Filter Press</i> 01 (FP-01) .....	86
<b>Tabel 3. 51</b> Neraca Panas <i>Mixer</i> 02 (M-02).....	87
<b>Tabel 3. 52</b> Neraca Panas <i>Filter Press</i> 02 (FP-02) .....	87
<b>Tabel 3. 53</b> Neraca Panas <i>Mixer</i> 03 (M-03).....	87
<b>Tabel 3. 54</b> Neraca Panas <i>Filter Press</i> 03 (FP-03) .....	87
<b>Tabel 3. 55</b> Neraca Panas <i>Mixer</i> 04 (M-04).....	88
<b>Tabel 3. 56</b> Neraca Panas <i>Storage Tank</i> 01 (ST-01) .....	88
<b>Tabel 3. 57</b> Neraca Panas <i>Neutralizer</i> 01 (RN-01).....	88
<b>Tabel 3. 58</b> Neraca Panas <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 01 (RDVF-01).....	88
<b>Tabel 3. 59</b> Neraca Panas Reaktor 01 (R-01) .....	89
<b>Tabel 3. 60</b> Neraca Panas Reaktor 02 (R-02) .....	89
<b>Tabel 3. 61</b> Neraca Panas <i>Evaporator</i> 01 (EV-01) .....	89
<b>Tabel 3. 62</b> Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> 02 (RD-02).....	89
<b>Tabel 3. 63</b> Neraca Panas <i>Mixer</i> 05 (M-05).....	90
<b>Tabel 3. 64</b> Neraca Panas <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 02 (RDVF-02).....	90
<b>Tabel 3. 65</b> Neraca Panas <i>Mixer</i> 06 (M-06).....	90
<b>Tabel 3. 66</b> Neraca Panas <i>Filter Tower</i> 01 (FT-01) .....	91
<b>Tabel 3. 67</b> Neraca Panas <i>Evaporator</i> 02 (EV-02) .....	91
<b>Tabel 3. 68</b> Neraca Panas <i>Rotary Dryer</i> 03 (RD-03).....	91
<b>Tabel 3. 69</b> Neraca Panas <i>Ball Mill</i> 01 (BM-01).....	91
<b>Tabel 3. 70</b> Neraca Panas <i>Vibrating Screen</i> 01 (VS-01).....	92
<b>Tabel 4. 1</b> Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	97
<b>Tabel 4. 2</b> Jadwal Kerja Karyawan.....	114
<b>Tabel 4. 3</b> Jabatan dan Prasyarat.....	115
<b>Tabel 4. 4</b> Jumlah Gaji Karyawan .....	116

<b>Tabel 5. 1</b> Kebutuhan Air Pendingin .....	127
<b>Tabel 5. 2</b> Kebutuhan Air Proses .....	127
<b>Tabel 5. 3</b> Kebutuhan Air Domestik .....	128
<b>Tabel 5. 4</b> Total Kebutuhan Air.....	128
<b>Tabel 5. 5</b> Kebutuhan Air <i>Steam</i> .....	131
<b>Tabel 5. 6</b> Kebutuhan Listrik Alat Proses .....	131
<b>Tabel 5. 7</b> Kebutuhan Listrik Alat Utilitas.....	133
<b>Tabel 5. 8</b> Kebutuhan Listrik Alat Penunjang.....	133
<b>Tabel 5. 9</b> Kebutuhan Listrik Total .....	134
<b>Tabel 5. 10</b> Spesifikasi Bak Utilitas.....	138
<b>Tabel 5. 11</b> Spesifikasi <i>Filter</i> .....	139
<b>Tabel 5. 12</b> Spesifikasi Tangki Utilitas .....	140
<b>Tabel 5. 13</b> Spesifikasi Pompa Utilitas .....	141
<b>Tabel 5. 14</b> Spesifikasi <i>Boiler</i> .....	145
<b>Tabel 5. 15</b> Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> .....	145
<b>Tabel 5. 16</b> Spesifikasi <i>Clarifier</i> .....	145
<b>Tabel 6. 1</b> Indeks Harga Alat pada Tahun 1991-2022.....	148
<b>Tabel 6. 2</b> Harga Alat Proses.....	150
<b>Tabel 6. 3</b> Harga Alat Utilitas .....	154
<b>Tabel 6. 4</b> <i>Physical Plant Cost (PPC)</i> .....	157
<b>Tabel 6. 5</b> <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> .....	157
<b>Tabel 6. 6</b> <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> .....	157
<b>Tabel 6. 7</b> <i>Working Capital Investment (WCI)</i> .....	158
<b>Tabel 6. 8</b> <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	159
<b>Tabel 6. 9</b> <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	159
<b>Tabel 6. 10</b> <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	160
<b>Tabel 6. 11</b> <i>Total Manufacturing Cost</i> .....	160
<b>Tabel 6. 12</b> <i>General Expense</i> .....	160
<b>Tabel 6. 13</b> <i>Total Production Cost</i> .....	161
<b>Tabel 6. 14</b> <i>Annual Fixed Cost (Fa)</i> .....	165
<b>Tabel 6. 15</b> <i>Annual Variable Value (Va)</i> .....	165
<b>Tabel 6. 16</b> <i>Annual Regulated Expense (Ra)</i> .....	165
<b>Tabel 6. 17</b> <i>Annual Sales Value (Sa)</i> .....	165
<b>Tabel 6. 18</b> Kesimpulan Evaluasi Ekonomi.....	167

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1. 1</b> Ekspor Glukosa dari Tahun 2018 (tahun ke-0) s.d 2022 (tahun ke-4) .....	4
<b>Gambar 1. 2</b> Impor Glukosa dari Tahun 2018 (tahun ke-0) s.d 2022 (tahun ke-4) .....	5
<b>Gambar 1. 3</b> Konsumsi Glukosa dari Tahun 2018 (tahun ke-0) s.d 2020 (tahun ke-2) .....	6
<b>Gambar 1. 4</b> Sabut Kelapa .....	8
<b>Gambar 1. 5</b> Struktur Selulosa .....	12
<b>Gambar 1. 6</b> Struktur Hemiselulosa .....	13
<b>Gambar 1. 7</b> Struktur Aromatik pada Lignin .....	13
<b>Gambar 1. 8</b> Struktur Glukosa .....	15
<b>Gambar 3. 1</b> Diagram Alir Kualitatif Produksi Glukosa .....	35
<b>Gambar 3. 2</b> Diagram Alir Kuantitatif Produksi Glukosa .....	36
<b>Gambar 4. 1</b> Lokasi Pendirian Pabrik Glukosa .....	95
<b>Gambar 4. 2</b> Tata Letak Pabrik Glukosa .....	98
<b>Gambar 4. 3</b> Tata Letak Alat Proses Pabrik Glukosa .....	100
<b>Gambar 4. 4</b> Struktur Organisasi Perusahaan .....	111
<b>Gambar 5. 1</b> Diagram Alir Utilitas Pengolahan Air .....	125
<b>Gambar 6. 1</b> Grafik Regresi Linear .....	149
<b>Gambar 6. 2</b> Grafik Evaluasi Ekonomi .....	168

## DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A Perancangan Reaktor .....	178
LAMPIRAN B <i>Process Engineering Flow Diagram</i> (PEFD).....	219
LAMPIRAN C Kartu Konsultasi Bimbingan Pra Rancangan Pabrik.....	221

## DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
P	: Tekanan, atm
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
C <sub>p</sub>	: Kapasitas panas, Btu/lb.°F
K	: Konduktivitas termal, Btu/jam.ft <sup>2</sup> °F
$\Delta H$	: Entalpi, kJ/jam
k	: Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
r	: Jari-jari, in
V	: Volume, m <sup>3</sup>
m	: Massa, kg
t	: Waktu, jam
F <sub>v</sub>	: Laju volumetrik, m <sup>3</sup> /s
Q	: Kebutuhan kalor, kJ/jam
A	: Luas penampang, ft <sup>2</sup>
P	: <i>Power motor</i> , Hp
T <sub>s</sub>	: Tebal <i>shell</i> , in
T <sub>h</sub>	: Tebal <i>head</i> , in
ID	: <i>Inside</i> diameter, in
OD	: <i>Outside</i> diameter, in

- F : *Allowable stress*, psia
- E : Efisiensi pengelasan
- Icr : Jari-jari sudut dalam, in
- Re : *Bilangan Reynold*
- $\Delta P$  : *Pressure drop*, psia
- Ud : Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam.ft<sup>2</sup>°F
- Uc : Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam.ft<sup>2</sup>°F
- Rd : Faktor pengotor
- LMTD : *Long mean temperature different*, °F
- jH : *Heat transfer factor*
- Hi : *Inside film coefficient*, Btu/jam.ft<sup>2</sup>°F
- Ho : *Outside film coefficient*, Btu/jam.ft<sup>2</sup>°F
- na : Nilai senyawa Selulosa (C<sub>6</sub>H<sub>10</sub>O<sub>5</sub>)
- nb : Nilai senyawa Glukosa (C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub>)
- nc : Nilai senyawa Hydroxymethylfurfural (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub>)

## ABSTRAK

Pabrik glukosa dirancang untuk memenuhi kebutuhan baik di dalam maupun di luar Indonesia. Kapasitas yang direncanakan sebesar 50.000 ton/tahun. Pabrik ini direncanakan berdiri di kawasan industri Jl. Trans Sulawesi No. 84, Buyungon, Kec. Amurang, Kabupaten Minahasa Selatan, Sulawesi Utara di tanah seluas 43.820 m<sup>2</sup>. Proses pembuatan glukosa menggunakan proses hidrolisis asam dengan memakai Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Untuk memproduksi glukosa sebesar 50.000 ton/tahun (kg/jam) diperlukan bahan baku sabut kelapa sebanyak 14.332,39 kg/jam, asam phospat sebanyak 8.843,61 kg/jam, natrium hidroksida sebesar 43.142,40 kg/jam, karbon aktif sebesar 8.333,33 kg/jam, etanol sebesar 1.643,54 kg/jam dan asam sulfat sebesar 805.953,96kg/jam. Utilitas pendukung proses meliputi penyediaan air proses sebesar 59.876,32 kg/jam, air pendingin sebesar 294,35 kg/jam, air domestik sebesar 984,58 kg/jam, air layanan umum sebesar 984,58 kg/jam, penyediaan *saturated steam* sebesar 100,00 kg/jam, penyediaan udara tekan sebesar 16 m<sup>3</sup>/jam, penyediaan listrik sebesar 757,30 kW dan 5.000 kW diperoleh dari PLN. Dari analisis ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 587.019.761.646,28 dan setelah dipotong pajak 25% keuntungan mencapai Rp 440.264.821.234,71. Persentase ROI (*Return on Investment*) sebelum pajak 21,35% dan sesudah pajak sebesar 16,01%. Persentase POT (*Pay Out Time*) sebelum pajak sebesar 3,2 tahun dan setelah pajak sebesar 3,8 tahun. BEP (*Break Event Point*) yang diperoleh sebesar 54,86%. SDP (*Shut Down Point*) yang diperoleh sebesar 27,36%. DCFR yang diperoleh sebesar 18,53%. Dari data Analisa kelayakan di atas disimpulkan bahwa pabrik ini menguntungkan dan layak dipertimbangkan untuk pendirian di Indonesia.

Kata kunci: glukosa, sabut kelapa, proses hidrolisis asam, RATB

## ***ABSTRACT***

*The glucose factory is designed to meet needs both inside and outside Indonesia. The planned capacity is 50,000 tons/year. This factory is planned to stand in the industrial area of Jl. Trans Sulawesi No. 84, Buyungon, District. Amurang, South Minahasa Regency, North Sulawesi on a land area of 43,820 m<sup>2</sup>. The process of making glucose uses an acid hydrolysis process using a Stirred Tank Flow Reactor (RATB). To produce 50,000 tonnes/year (kg/hour) of glucose, 14,332.39 kg/hour of coconut fiber is required, 8,843.61 kg/hour of phosphoric acid, 43,142.40 kg/hour of sodium hydroxide, 8,333.33 kg/hour of activated carbon, ethanol 1,643.54 kg/hour and sulfuric acid 805,953.96kg/hour. Process supporting utilities include the provision of process water of 59,876.32 kg/hour, cooling water of 294.35 kg/hour, domestic water of 984.58 kg/hour, public service water of 984.58 kg/hour, provision of saturated steam of 100.00 kg/hour, compressed air supply of 16 m<sup>3</sup>/hour, the electricity supply is 757.30 kW and 5,000 kW is obtained from PLN. The economic analysis of this factory shows that the profit before tax is IDR 587,019,761,646.28 and after 25% tax is deducted, the profit reaches IDR 440,264,821,234.71. ROI Percentage (Return on Investment) before tax 21.35% and after tax 16.01%. POT Percentage (Pay Out Time) before tax of 3.2 years and after tax of 3.8 years. BEP (Break Event Point) obtained was 54.86%. SDP (Shut Down Point) obtained was 27.36%. The DCFR obtained was 18.53%. From the feasibility analysis data above, it is concluded that this factory is profitable and worth considering for establishment in Indonesia.*

*Key words: glucose, coconut fiber, acid hydrolysis process, RATB*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Indonesia merupakan negara agraris dan beriklim tropis penghasil berbagai jenis tumbuhan dan perkebunan seperti padi, jagung, tebu dan kelapa. Produksi buah kelapa di Indonesia sangat melimpah yakni 2.853,3 ribu ton/tahun (BPS, 2021). Salah satu limbah dari kelapa yang memiliki potensi besar untuk diolah adalah sabut kelapa. Sabut kelapa merupakan bagian terluar buah kelapa yang membungkus tempurung kelapa. Ketebalan sabut kelapa berkisar 5-6 cm yang terdiri atas lapisan terluar (exocarpium) dan lapisan dalam (endocarpium). Endocarpium mengandung serat-serat halus yang dapat digunakan sebagai bahan pembuat tali, karung, pulp, karpet, sikat, keset, isolator panas dan suara, *filter*, bahan pengisi jok kursi/mobil, dan papan *hardboard*. Satu butir buah kelapa menghasilkan 0,4 kg sabut yang mengandung 30% serat. Kandungan dari sabut kelapa terdiri dari 43,44% selulosa, 0,25% hemiselulosa, 45,84% lignin, 5,25% air terlarut, 2,22% abu, dan 3% pektin (Sukadarti, 2010). Kandungan selulosa dan hemiselulosa dari sabut kelapa yang tinggi dapat dihidrolisis menjadi monomer gula yang selanjutnya dapat digunakan untuk gula reduksi. Selulosa, hemiselulosa, dan lignin merupakan polimer dari lignoselulosa. Selulosa dan hemiselulosa adalah makromolekul dari gula yang berbeda sedangkan lignin adalah polimer aromatik yang disintesis dari prekursor *fenilpropanoid*. Selulosa secara alami diikat oleh hemiselulosa dan tersusun secara padat oleh lapisan lignin

(Maryana R dkk., 2014). Lignoselulosa tersusun dari lignin dan karbohidrat seperti selulosa dan hemiselulosa dan komponen lainnya seperti protein, garam dan mineral. Lignin yang menyebabkan bahan-bahan lignoselulosa sulit untuk dihidrolisis. Selulosa secara alami diikat oleh hemiselulosa dan tersusun secara padat oleh lapisan lignin (Kotarska dkk., 2014). Adanya lignin yang menyebabkan bahan-bahan lignoselulosa sulit untuk dihidrolisis. Dengan metode *pretreatment* dapat meningkatkan aktivitas hidrolisis, baik dengan cara mengkondisikan bahan-bahan lignoselulosa dari segi struktur dan ukuran dengan merusak struktur lignin dan hemiselulosa yang menyebabkan peningkatan porositas bahan, mengurangi kristal dari selulosa, serta menurunkan derajat polimerisasi selulosa (Sun dan Cheng, 2002) dan (Ahmed dkk., 2013). Dengan merusak struktur dari selulosa akan mempermudah terurainya selulosa menjadi glukosa, dan hemiselulosa akan terurai menjadi senyawa gula sederhana, seperti glukosa, galaktosa, manosa, heksosa, pentosa, xilosa, dan arabinosa (Mosier dkk., 2005).

## **1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik**

### **1.2.1. Produksi Glukosa Dalam Negeri dan Luar Negeri**

Penentuan kapasitas pabrik suatu produk yang akan didirikan perlu mempertimbangkan keberadaan pabrik-pabrik produksi yang telah berdiri. Hal ini untuk memberikan gambaran rentang kapasitas pabrik yang layak didirikan atau yang menguntungkan untuk didirikan. Pada Tabel 1.1 menunjukkan data kapasitas produksi glukosa yang telah berdiri di Indonesia.

**Tabel 1. 1** Data Produksi Glukosa di Indonesia

<b>Data Pabrik Glukosa</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas (ton/tahun)</b>
PT Budi Strarch and Sweetener	Lampung	108.000
PT Suba Indah	Cilegon, Banten	82.500
PT BAJ	Jawa Timur	18.000

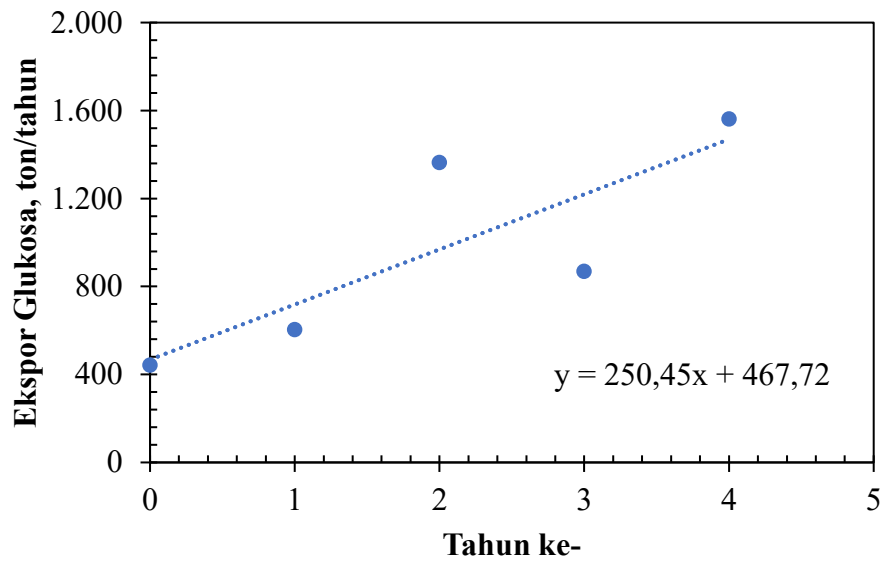
Selain data produksi glukosa dalam negeri adapaun data produksi glukosa luar negeri. Tabel 1.2 dari sumber ([www.made-in-china.com](http://www.made-in-china.com)) menunjukkan beberapa produsen glukosa luar negeri yang telah berdiri.

**Tabel 1. 2** Data Produksi Glukosa di Luar Negeri

<b>Data Pabrik Glukosa</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas (ton/tahun)</b>
Qingdao Twell Sansino Import & Export Co., Ltd.	Shandong, China	600.000
Hebei Guanjin Technology Co., Ltd.	Xiangtai, China	450.000
Mingray Technology Group Co., Ltd.	Hunan, China	120.000
Zibo Henghao Enviromental Protection Technology Co., Ltd.	Shandong, China	17.000
Hebei Ruisite Technology Co., Ltd.	Hebei, China	12.000

### 1.2.2. Ekspor Glukosa

Dalam menentukan kapasitas pabrik perlu dipertimbangkan perkembangan kebutuhan bahan yang akan diproduksi. Jumlah ekspor glukosa berdasarkan Badan Pusat Statistik (BPS) RI, pada tahun 2018 (tahun ke-0) s.d 2022 (tahun ke-4) dapat dilihat pada Gambar 1.1.

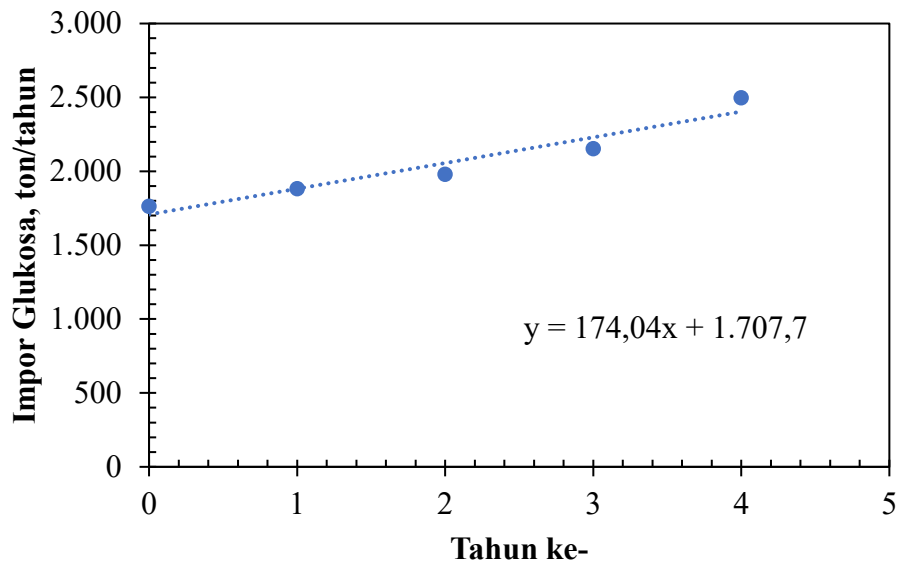


**Gambar 1. 1** Ekspor Glukosa dari Tahun 2018 (tahun ke-0) s.d 2022 (tahun ke-4)

Estimasi besarnya ekspor glukosa tahun 2028 dengan persamaan sesuai trend grafik. Persamaan yang didapatkan adalah  $y = 250,45x + 467,72$ . Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat diperkirakan bahwa ekspor glukosa pada tahun 2028 (tahun ke-10) sebesar  $y = 2.972,22$  ton/tahun.

### 1.2.3. Impor Glukosa

Berdasarkan data dari BPS (Badan Pusat Statistik), jumlah impor glukosa pada tahun 2018 (tahun ke-0) s.d 2022 (tahun ke-4) dapat dilihat pada Gambar 1.2.

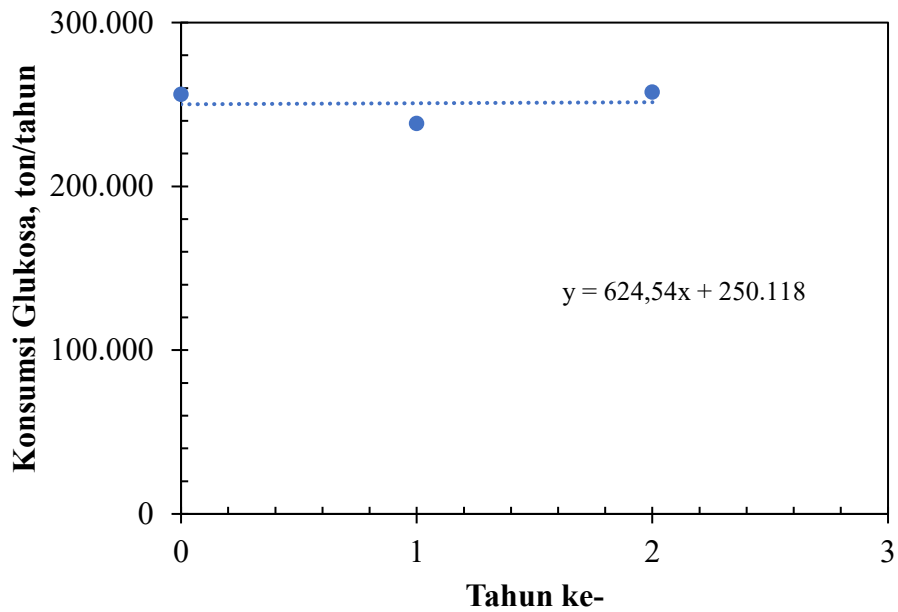


**Gambar 1. 2** Impor Glukosa dari Tahun 2018 (tahun ke-0) s.d 2022 (tahun ke-4)

Estimasi besarnya impor glukosa tahun 2028 dengan persamaan sesuai trend grafik. Persamaan yang didapatkan adalah  $y = 174,04x + 1.707,7$ . Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat diperkirakan bahwa impor glukosa pada tahun 2028 (tahun ke-10) sebesar  $y = 3.448,10$  ton/tahun.

#### 1.2.4. Konsumsi Glukosa

Jumlah konsumsi glukosa pada tahun 2018 (tahun ke-0) s.d 2020 (tahun ke-2) dapat dilihat pada Gambar 1.3. Pada tahun 2021-2022 pada data bps tidak menunjukkan konsumsi glukosa.



**Gambar 1. 3** Konsumsi Glukosa dari Tahun 2018 (tahun ke-0) s.d 2020 (tahun ke-2)

Estimasi besarnya konsumsi glukosa tahun 2028 dengan persamaan sesuai trend grafik. Persamaan yang didapatkan adalah  $y = 624,54x + 250.118$ . Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat diperkirakan bahwa konsumsi glukosa pada tahun 2028 (tahun ke-10) sebesar  $y = 256.363,40$  ton/tahun.

Pertimbangan kapasitas pabrik pada tahun 2028 didasarkan pada jumlah impor, ekspor, konsumsi, dan produksi. Dimana, potensi kapasitas pabrik glukosa pada tahun 2028:

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas Pabrik} &= \textit{Demand} - \textit{Supply} && (1.1) \\
 &= (\text{Konsumsi} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi} + \text{Impor}) \\
 &= (256.363,40 + 2.972,22) - (208.500 + 3.448,10) \\
 &= 47.388 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan dari hasil potensi kapasitas pabrik glukosa pada tahun 2028, maka pabrik direncanakan akan memproduksi glukosa sebesar 50.000 ton/tahun. Dengan pertimbangan karena masih berada di rentang 18.000-108.000 ton/tahun dari produksi glukosa yang sudah berdiri di Indonesia. Selain itu, pabrik ini baru didirikan sehingga modal yang dimiliki belum terlalu besar dan hanya mampu menghasilkan kapasitas dengan jumlah yang tidak terlalu banyak. Dari kapasitas yang telah ditentukan, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan glukosa di Indonesia.

### **1.3. Tinjauan Pustaka**

#### **1.3.1. Kelapa**

Kelapa (*Cocos nucifera L.*) merupakan tumbuhan yang hidup di iklim tropis salah satunya Indonesia. Kelapa merupakan anggota marga *Cocos* dari palem atau *Arecaceae* yang berkeping satu (monokotil). Kelapa termasuk salah satu jenis tumbuhan tahunan yang sangat bermanfaat karena mulai dari daunnya, daging buahnya, batangnya hingga akarnya dapat dimanfaatkan, sehingga seringkali disebut sebagai pohon kehidupan atau *the tree of life* (Yonandra, 2012). Menurut (Debmandal & Mandal, 2011), kelapa mengandung elektrolit, antioksidan, penawar racun, anti trimosis, anti terosklerotik, anti *kolecystitic*, anti virus, anti jamur, anti protizoal, anti kanker, anti diabetes, desinfektan, kardioprotektif, hipolipidemik, anti bakteri, imunostimulan, hepatoprotektif, penolak serangga, dan biodiesel ramah lingkungan.

### 1.3.2. Sabut Kelapa

Sabut kelapa merupakan bagian terluar buah kelapa yang membungkus tempurung kelapa. Ketebalan dari sabut kelapa berkisar 5 sampai 6 cm, terdiri dari lapisan terluar (*exocarpium*) atau *epicarp* yang tahan air dan lapisan dalam (*endocarpium*) atau *mesocarp*. Endocarpium terdiri dari untaian serat vaskuler yang disebut *coir* yang melekat pada jaringan parenkimatis (gabus) dan mengandung serat-serat halus yang dapat digunakan sebagai bahan pembuatan tali, karpet, karung, bahan pengisi jok motor/mobil, isolator panas dan suara, dan papan *hardboard*. Satu buah kelapa menghasilkan 0,4 kg sabut yang mengandung 30% serat. Produk primer sabut kelapa terdiri dari serat panjang, serat halus dan pendek (*bristle*), dan debu dari sabut. Kandungan yang dimiliki sabut kelapa terdiri dari tiga jenis polimer yang berbeda yaitu: 41,19% selulosa, 26,72% lignin, dan hemiselulosa 17,73% (Muharja *et al.*, 2018). Gambar 1.4 merupakan bagian sabut kelapa. Kandungan selulosa dari sabut kelapa tinggi sehingga sabut kelapa berpotensi untuk memproduksi glukosa melalui proses hidrolisis.



**Gambar 1. 4** Sabut Kelapa

### 1.3.3. Gula-gula Karbohidrat

Karbohidrat merupakan senyawa karbon, hidrogen, dan oksigen yang terdapat dalam alam. Banyak karbohidrat mempunyai rumus empiris  $\text{CH}_2\text{O}$ . Karbohidrat sebenarnya adalah polisakarida aldehyd dan keton atau turunan mereka (Poedjiadi, 2006). Karbohidrat merupakan sumber energi utama bagi tubuh manusia, yang menyediakan 4 kalori (kilojoule) energi pangan per gram. Karbohidrat juga mempunyai peranan penting dalam menentukan karakteristik bahan makanan, misalnya rasa, warna, tekstur, dan lain-lain. Sedangkan dalam tubuh, karbohidrat berguna untuk mencegah tumbuhnya ketosis, pemecahan tubuh protein yang berlebihan, kehilangan mineral, dan berguna untuk membantu metabolisme lemak dan protein (Fessenden, 1990). Kebanyakan karbohidrat yang dikonsumsi adalah tepung atau amilum atau pati yang ada dalam gandum, jagung, beras, kentang, dan padi-padian lainnya. Karbohidrat juga menjadi komponen struktur penting pada makhluk hidup dalam bentuk serat (*fiber*), seperti selulosa, pektin, serta lignin (Edahwati, 2010). Pada umumnya gula karbohidrat terbagi dalam tiga kelompok:

- a. Monosakarida
- b. Disakarida
- c. Polisakarida

### 1.3.3.1. Monosakarida

Monosakarida adalah karbohidrat yang sederhana, dalam arti molekulnya hanya terdiri atas beberapa atom karbon saja dan tidak dapat diuraikan dengan cara hidrolisis dalam kondisi lunak menjadi karbo lain (McGilvery, 1996). Monosakarida tidak berwarna, bentuk kristalnya larut dalam air tetapi tidak larut dalam pelarut nonpolar. Monosakarida digolongkan menurut jumlah karbon yang ada dan gugus fungsi karbonilnya yaitu aldehyd (aldosa) dan keton (ketosa). Glukosa, galaktosa, dan deoksiribosa semuanya adalah aldosa. Monosakarida seperti fruktosa adalah ketosa (Fessenden, 1982).

### 1.3.3.2. Disakarida

Disakarida adalah suatu karbohidrat yang tersusun dari dua satuan monosakarida yang dipersatukan oleh suatu hubungan glikosida dari karbon 1 dari satu satuan ke suatu OH satuan lain. Suatu cara ikatan yang lazim ialah suatu hubungan glikosida  $\alpha$  atau  $\beta$  dari satuan pertama ke gugus 4-hidroksil dari satuan kedua. Hubungan ini disebut suatu ikatan 1,4'- $\alpha$  atau 1,4'- $\beta$ , tergantung pada stereokimia pada karbon glikosida. Seperti halnya monosakarida, senyawa ini larut dalam air, sedikit larut dalam alkohol, dan praktis tidak larut dalam eter dan pelarut organik non-polar. Contoh dari disakarida adalah maltose, sukrosa, dan laktosa (Sastroamidjojo & Hardjono, 2005).

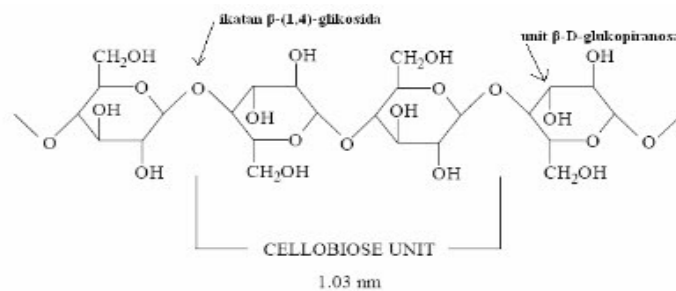
### 1.3.3.3. Polisakarida

Polisakarida tersusun dari banyak unit monosakarida yang saling berhubungan melalui ikatan glikosida. Unit gula dapat saling berhubungan membentuk polisakarida lurus, bercabang, atau melingkar. Ikatan 1→4 dan 1→6 adalah yang paling banyak ditemui pada polisakarida alam yang terdiri dari heksosa (Antony, 1984). Umumnya, polisakarida berupa senyawa berwarna putih dan tidak berbentuk Kristal, tidak memiliki rasa manis dan tidak memiliki sifat mereduksi. Berat molekul polisakarida yang larut dalam air akan membentuk larutan koloid. Beberapa polisakarida yang penting diantaranya adalah amilum, glikogen, dekstrin, dan selulosa (McGilvery, 1996).

### 1.3.4. Komposisi Lignoselulosa

Lignoselulosa merupakan senyawa yang berasal dari tanaman yang mengandung tiga komponen utama yaitu: selulosa, hemiselulosa dan lignin yang saling berkaitan membentuk satu kesatuan (Nadia *et al.*, 2017). Selulosa, hemiselulosa, dan lignin merupakan polimer dari lignoselulosa. Selulosa dan hemiselulosa sekitar 50-60% adalah makromolekul dari gula yang berbeda sedangkan lignin 25-35% adalah polimer aromatik yang disintesis dari prekursor *fenilpropanoid*. Selulosa secara alami diikat oleh hemiselulosa dan tersusun secara padat oleh lapisan lignin (Maryana *et al.*, 2014).

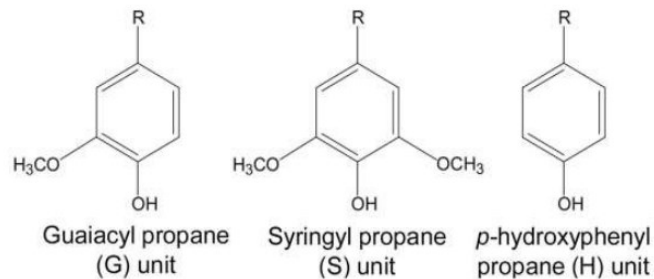
Selulosa adalah komponen utama pada dinding sel tumbuhan yang terdiri dari unit glukosa yang saling terhubung membentuk rantai yang linier. Tingkat polimerisasinya (jumlah unit glukosa) sangat bervariasi antar 2000-20000. Selulosa tidak larut dalam air meskipun bersifat hidrofilik. Hal ini dikarenakan adanya ikatan hidrogen intermolekul antar gugus hidroksil yang sangat tinggi dan sangat resisten terhadap hidrolisis enzimatis (Galbe & Zacchi, 2012). Komponen utama selulosa pada dinding sel tanaman adalah senyawa polimer glukosa yang tersusun dari unit  $\beta$ -1,4-glukosa yang dihubungkan dengan ikatan  $\beta$ -1,4 D-glikosidik. Selulosa membentuk kerangka yang dikelilingi oleh senyawa lain. Gambar 1.5 merupakan struktur selulosa.



**Gambar 1.5** Struktur Selulosa

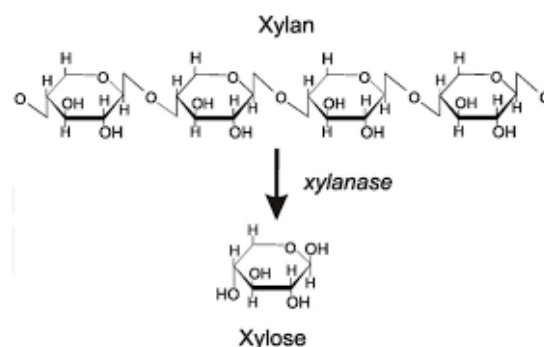
Hemiselulosa didefinisikan sebagai non-selulosa dan rantai polisakarida yang *amorf*. Campuran polisakarida pada hemiselulosa biasanya terdiri dari glukosa, galaktosa, arabinosa, xilosa dan komponen lain seperti asam asetat dengan kadar yang rendah. Hemiselulosa memiliki berat molekul yang lebih rendah daripada selulosa. Kandungan hemiselulosa yang terbesar adalah xilan, yang merupakan polimer dari  $\beta$

(1-4) D-xylpiranosa (xilosa) dengan ikatan  $\beta$ -1,4- glikosida. Gambar 1.6 merupakan struktur hemiselulosa.



**Gambar 1. 6** Struktur Hemiselulosa

Lignin merupakan polimer aromatik yang berasosiasi dengan polisakarida pada dinding sel tanaman dengan terdapat sekitar 20-40% (Trisanti, 2010). Lignin terdiri dari *guaiacil propana*, *syringil propana* dan *p-hidroksifenol propana*. Lignin membentuk sebuah penyusun kompleks pada dinding sel tanaman yang dipengaruhi oleh ikatan kovalen, ikatan *van der Waals* dan jembatan antar molekul (Reddy *et al.*, 2014). Lignin mengandung fenolik, metoksil, hidroksil dan kelompok *aldehid* pada sisi jaringan. Secara umum lignin mengandung tiga alkohol seperti alkohol *p-coumaryl*, *coniferyl* dan *sinapyl* (Nanda *et al.*, 2013). Gambar 1.7 merupakan struktur aromatik dari lignin.

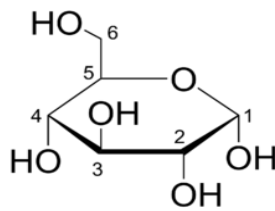


**Gambar 1. 7** Struktur Aromatik pada Lignin

### 1.3.5. Glukosa

Glukosa adalah monosakarida yang paling banyak terdapat di dalam buah-buahan, tumbuhan, darah, madu dan cairan binatang. Glukosa memiliki 6 atom karbon dalam rantai molekulnya yang salah satu ujung rantai nomor tersebut molekulnya gugus aldehid dan nomor 2 sampai nomor 5 adalah gugus *chiral* serta glukosa memiliki sifat-sifat aldehid (Risoyatiningsih, 2011). Bentuk alami D-glukosa disebut dekstroza adalah heksosamono sakarida yang mengandung enam atom karbon dengan berat molekul 180,18 (Yuniwati *et al.*, 2011). Glukosa merupakan salah satu jenis pemanis makanan dan minuman yang berbentuk cairan, tidak berwarna dan tidak berbau serta glukosa merupakan salah satu produk utama fotosintesis dan merupakan molekul dasar pembuatan pati (Dewi *et al.*, 2018). Sumber dari glukosa adalah hasil fotosintesis, hasil hidrolisis polisakarida atau disakarida dan hidrolisis pati. Proses fotosintesis akan menghasilkan karbohidrat, terutama glukosa, diantara berbagai karbohidrat yang penting dapat dibentuk oleh tumbuhan dari glukosa adalah selulosa, sukrosa dan pati. Hidrolisis pati akan menghasilkan glukosa (Widiantara, 2018). Pati terdiri dari dua fraksi yang dapat dipisahkan dengan air panas yaitu fraksi terlarut disebut amilosa dan fraksi tidak larut disebut amilopektin. Selain itu, glukosa juga dapat dihasilkan melalui proses hidrolisis polisakarida atau disakarida baik menggunakan asam atau enzim. Hidrolisis sukrosa baik secara enzimatik maupun secara kimia dengan katalis asam bebas

akan menghasilkan gula *invert* yaitu glukosa dan fruktosa (Rahman *et al.*, 2012). Glukosa merupakan gula pereduksi karena ujung rantai dari glukosa adalah gugus aldehyd. Gula reduksi adalah gula yang mempunyai kemampuan untuk mereduksi, karena mempunyai gugus aldehyd atau keton bebas. Gambar 1.8 merupakan struktur glukosa.



**Gambar 1. 8** Struktur Glukosa

### 1.3.6. Pemilihan Proses Produksi

Ada beberapa macam proses pembuatan glukosa diantaranya:

1. Hidrolisis Dengan Katalis Asam
2. Hidrolisis Dengan Katalis Enzimatik

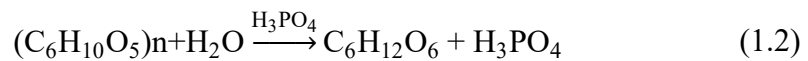
#### 1.3.6.1. Hidrolisis Dengan Katalis Asam

Hidrolisis selulosa dengan asam dilakukan dengan menambahkan larutan asam berupa  $H_3PO_4$  atau asam fosfat sebagai katalis ke dalam *filtrate* selulosa yang telah ditambahkan air. Zat asam digunakan untuk mengatur pH. Proses hidrolisis ini membutuhkan suhu antara  $135\text{ }^{\circ}C$ , sehingga harus dilakukan pemanasan antara suhu tersebut untuk proses hidrolisis yang optimal. Setelah itu dilakukan proses netralisasi, larutan yang sudah netral kemudian dijernihkan dengan cara menambahkan larutan *bleaching agent* yaitu karbon aktif, kaolin, dan lain-lain.

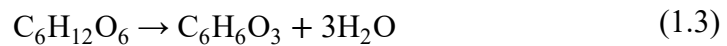
Setelah itu dilakukan penyaringan untuk memisahkan kotoran. Untuk mendapatkan glukosa dengan kepekatan yang diinginkan dapat dilakukan dengan cara pemekatan pada *evaporator* (Schenck, 1992).

Reaksi yang terjadi pada proses hidrolisis menggunakan asam:

#### **Reaksi utama**



#### **Reaksi Samping**



### **1.3.6.2. Hidrolisis Dengan Katalis Enzim**

Bahan dasar yang digunakan untuk pembuatan glukosa salah satunya yaitu selulosa yang berasal dari sabut kelapa. Dalam menghasilkan gula reduksi berupa glukosa, terdapat beberapa tahapan proses yang harus dilakukan yaitu:

1. Tahap *pretreatment* sabut kelapa dengan menggunakan reaktor.
2. Tahap hidrolisis enzimatik sabut kelapa dengan enzim selulase.

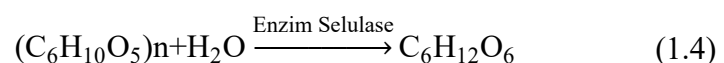
Pada tahap *pretreatment* terdapat tahapan dari *pretreatment* mekanik selanjutnya berupa *pretreatment* menggunakan reaktor berupa RATB. Pada proses *pretreatment* mekanik, hal pertama

yang harus dilakukan yaitu mengeringkan sabut kelapa di bawah sinar matahari secara langsung.

Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya pembusukan pada sabut kelapa sehingga dapat bertahan dalam jangka waktu yang lama. Sabut kelapa yang telah kering selanjutnya digiling dengan mesin penggiling. Kemudian untuk menghilangkan kandungan air maka sabut kelapa dimasukkan dalam oven pada suhu 110 °C. Dengan menghilangkan air dari sabut kelapa dengan cara menguapkan air tersebut menggunakan energi panas maka dapat menghambat pertumbuhan mikroba pada sabut kelapa yang digunakan. Ukuran yang optimum untuk proses pengayakan sebesar 100-120 mesh. Hal ini bertujuan untuk memperbesar luas permukaan sehingga memudahkan mendegradasi selulosa menjadi glukosa (Junianti & Widjaja, 2022). Dalam *pretreatment* ini, larutan yang digunakan adalah larutan aquadest, 6 gram sabut kelapa yang telah mengalami proses *pretreatment* mekanik sehingga memiliki ukuran 100-120 mesh, dilarutkan dalam 120 mL aquadest, lalu dimasukkan ke dalam reaktor dengan temperatur 135 °C dan tekanan 1 atm, operasi dengan reaktor ini dilakukan selama 4 menit. Setelah proses *pretreatment* selesai, sabut kelapa disaring dengan filtrasi dan selanjutnya dikeringkan dengan oven. Liquid hasil reaksi di dalam reaktor disimpan di lemari pendingin.

Pada hidrolisis selulosa dengan enzim menggunakan enzim selulase yang diperoleh dari jamur *trichoderma reesei*. Jamur *trichoderma reesei* mempunyai kemampuan menghidrolisis selulosa menjadi glukosa. Menurut Hairong Xiong 2004, enzim selulase komersial yang diproduksi dari jamur *Trichoderma reesei* merupakan campuran dari enzim-enzim: minimal 4 *endo-1,4-β-xylanase*, minimal 5 *endo-1-4-D-β-glucanase*, dua *exo-cellobiohydrolase*, dua *glucan 1,4-β-glucosidase* dan *exo-1,4-β-glucosidase*, serta beberapa enzim *β-mannanase*, *β-mannosidase*, *α-L-arabinofranosidase*, *α-galactosidase*, *acetylxylanesterase*, dan *laccase*. Enzim-enzim tersebut bekerja secara bersinergi di dalam menghidrolisis selulosa. Kemampuan jamur *Trichoderma reesei* memproduksi enzim dipengaruhi oleh kondisi pertumbuhannya, seperti: pH, suhu, pengadukan, dan aerasi. Pada proses hidrolisis enzimatik menggunakan kondisi operasi pada temperatur 60 °C selama 24 jam pH 4.

Reaksi yang terjadi pada proses hidrolisis enzimatik menggunakan enzim selulase setelah mengalami proses *pretreatment*:



### 1.3.6.3. Pemilihan Proses Produksi

Seperti yang telah dijelaskan pada pemilihan proses produksi. Terdapat beberapa cara pembuatan glukosa.

Berikut Tabel 1.3 menunjukkan perbandingan dari kedua proses tersebut yang bersumber dari (Tjokroadiekoeso, 1993; Patent, 2012; Woiciechowski, *et al.*, 2002).

**Tabel 1. 3** Perbandingan Proses Hidrolisis

No	Parameter	Macam-Macam Proses	
		Hidrolisis Asam	Hidrolisis Enzimatik
1	Bahan Baku	(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub> , H <sub>2</sub> O, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , NaOH, SiO <sub>2</sub> , H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub> , H <sub>2</sub> O, Enzim Selulase
2	Suhu (°C)	135	60-105
3	pH	2,3	4,5-6
4	Tekanan (atm)	1	1
5	Katalis	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	Enzim Selulase
6	Konversi (%)	97	97,3
7	Yield (%)	75,13	96
8	Waktu (menit)	80	180
9	Korosi	Tinggi	Rendah
10	Jenis Reaktor	RATB	RATB
11	Reaksi samping	Ada	Tidak ada

Dari penjelasan masing-masing proses, terdapat beberapa kelebihan dan kekurangan. Kelebihan dan kekurangan tersebut dapat dilihat pada Tabel 1.4 yang bersumber dari (Aprianti & Tendri, 2023).

**Tabel 1. 4** Kelebihan dan Kekurangan Proses Produksi Glukosa

No	Macam-macam Proses	Kelebihan	Kekurangan
1	Hidrolisis Dengan Katalis Asam	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Bahan baku mudah diperoleh.</li> <li>2. Tidak memakai enzim sehingga dapat menghemat biaya.</li> <li>3. Peralatan sederhana.</li> <li>4. Cocok untuk kondisi kritis saat ini karena seluruh bahan tersedia di dalam negeri.</li> <li>5. Waktu operasi tidak terlalu lama.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Penggunaan asam dapat menyebabkan korosi peralatan tetapi kekurangan ini dapat diminimalisir dengan mengganti bahan baja menjadi aluminium pada reaktor.</li> </ol>
2	Hidrolisis Dengan Katalis Enzim	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Bahan baku mudah diperoleh.</li> <li>2. Proses yang lebih sederhana jika dibandingkan dengan proses hidrolisis asam.</li> <li>3. Peralatan sederhana.</li> <li>4. Akan di dapat hasil sirup glukosa yang lebih murni, jernih, dan bersih.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Waktu hidrolisis memerlukan waktu yang cukup lama.</li> <li>2. Menggunakan enzim yang banyak.</li> <li>3. Enzim yang digunakan masih <i>impor</i> dan harganya relatif mahal.</li> <li>4. Waktu operasi yang sangat lama.</li> </ol>

Dari dua macam proses diatas, proses yang digunakan dalam pembuatan glukosa dari sabut kelapa yaitu hidrolisis dengan katalis asam, dikarenakan hidrolisis dengan katalis asam lebih efisien dibandingkan dengan menggunakan metode hidrolisis enzim.

### 1.3.7. Kegunaan Produk

1. Prekursor untuk sintesis karbohidrat lain. Misalnya glikogen, galaktosa, ribosa, dan deoksiribosa.
2. Mengobati kadar gula darah rendah atau hipoglikemia.
3. Sebagai sumber energi dan merupakan bahan bakar utama bagi otak dan sel darah merah.
4. Membentuk reaksi Maillard apabila bereaksi dengan protein dan dipicu oleh panas. Semakin tinggi kadar protein pada bahan yang digunakan, semakin kuat aroma yang dihasilkan.
5. Sebagai pemanis pembuatan produk. Misalnya, kue, roti, sirup, minuman manis, dll.

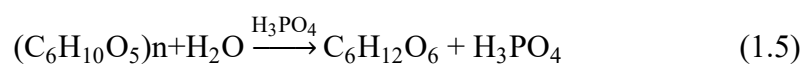
(Sumber: Ridhani & Aini, 2021)

## 1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

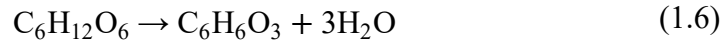
### 1.4.1. Tinjauan Termodinamika

Pada tinjauan termodinamika ditunjukkan untuk mengetahui apakah reaksi bersifat eksotermis atau endotermis dan reaksi berlangsung searah atau berlawanan arah. Untuk penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat diketahui dengan perhitungan panas pembentukan standar ( $\Delta H^\circ_f$ ) pada suhu 298 K.

#### Reaksi utama



## Reaksi Samping



Harga  $\Delta H^\circ_f$  masing-masing komponen pada suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel 1.5 yang bersumber dari (Yaws, 1990).

**Tabel 1.5** Harga  $\Delta H^\circ_f$  pada masing-masing komponen

Komponen	Harga $\Delta H^\circ_f$ (kJ/mol)
Selulosa ( $\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$ ) <sub>n</sub>	-878,166
Air ( $\text{H}_2\text{O}$ )	-241,80
Asam Fosfat ( $\text{H}_3\text{PO}_4$ )	-1.271,66
Glukosa ( $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ )	-1.274,35

Setelah mengetahui nilai harga  $\Delta H^\circ_f$  pada masing-masing komponen, kemudian menghitung nilai *enthalpy*.

- *Enthalpy* reaksi utama pada persamaan (1.5)

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \quad (1.7)$$

$$\Delta H^\circ = (\Delta H^\circ_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + \Delta H^\circ_f \text{H}_3\text{PO}_4) - (\Delta H^\circ_f (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O} + \Delta H^\circ_f \text{H}_3\text{PO}_4)$$

$$\Delta H^\circ = ((-1.274,35 \text{ kJ/mol}) + (-1.271,66 \text{ kJ/mol})) - ((-878,166 \text{ kJ/mol}) + (-241,80 \text{ kJ/mol}) + (-1.271,66 \text{ kJ/mol}))$$

$$\Delta H^\circ = -154,384 \text{ kJ/mol}$$

Setelah mengetahui nilai *enthalpy*, kemudian menghitung nilai *Gibbs* pada reaksi yang sama dengan suhu 298 K. Tabel 1.6 yang bersumber dari (Yaws, 1990) menunjukkan harga energi *Gibbs* pada masing-masing komponen.

**Tabel 1. 6** Harga  $\Delta G^\circ_f$  pada masing-masing komponen

Komponen	Harga $\Delta G^\circ_f$ (kJ/mol)
Selulosa (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	-569,77
Air (H <sub>2</sub> O)	-228,60
Asam Fosfat (H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> )	-1.123,60
Glukosa (C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> )	-910,56

- Energi *Gibbs* reaksi utama pada persamaan (1.5)

$$\Delta G^\circ = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \quad (1.8)$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G^\circ_f \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + \Delta G^\circ_f \text{ H}_3\text{PO}_4) - (\Delta G^\circ_f (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n + \Delta G^\circ_f \text{ H}_2\text{O} + \Delta G^\circ_f \text{ H}_3\text{PO}_4)$$

$$\Delta G^\circ = ((-910,56 \text{ kJ/mol}) + (-1.123,60 \text{ kJ/mol})) - ((-569,77 \text{ kJ/mol}) + (-228,60 \text{ kJ/mol}) + (-1.123,60))$$

$$\Delta G^\circ = -112,19 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -112.190 \text{ J/mol}$$

Reaksi *Overall* dari proses pembuatan glukosa merupakan reaksi eksotermis (menghasilkan panas) dengan kesetimbangan reaksi mengarah ke kiri didapatkan nilai  $\Delta H^\circ$  kecil artinya reaksi melepaskan kalor dari sistem ke lingkungan sehingga kalor dari sistem berkurang. Sementara untuk nilai energi *Gibbs* yang didapatkan kecil, dimana energi *Gibbs* memiliki nilai negatif sehingga reaksi ini termasuk reaksi spontan ( $\Delta G^\circ < 0$ ).

Berdasarkan persamaan 15.14 dari Van Ness (1997), maka:

$$\ln K = \left( \frac{-\Delta G^{\circ r}}{T \cdot R} \right) \quad (1.9)$$

Pada reaksi utama persamaan (1.5)

$$\ln K = \frac{1}{T} \cdot \frac{-(-112.190) \left( \frac{J}{mol} \right)}{8,314 \left( \frac{J}{mol \cdot K} \right)} \quad (1.10)$$

$$K = e^{\frac{1}{T}} \cdot 1,34 \cdot 10^4 \quad (1.11)$$

Pada pra rancangan pabrik ini menggunakan suhu dengan rentang sebesar 408 K. Dengan menggunakan persamaan (1.11), dapat menghitung konstanta kesetimbangan dengan menggunakan batas atas dan batas bawah rentang suhu yang akan digunakan.

a) Nilai Konstanta Kesetimbangan pada suhu 408 K

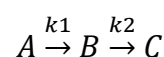
Pada reaksi utama persamaan (1.5)

$$K = 1,83 \cdot 10^{14} \quad (1.12)$$

Dengan melihat nilai  $K$  yang besar, maka reaksi berjalan secara *irreversible*.

#### 1.4.2. Tinjauan Kinetika

Tinjauan secara kinetika bertujuan untuk mengetahui faktor-faktor yang mempengaruhi laju reaksi kimia, seperti laju kinetika. Berdasarkan (Lenihan *et al.*, 2011), laju reaksi hidrolisis asam bergantung pada beberapa variabel, seperti: suhu, konsentrasi asam, waktu, konsentrasi substrat, dan komposisi substrat. Dengan reaksi yang terjadi:



Dimana:

A : Selulosa

B : Glukosa

C : HMF

Persamaan kinetika untuk reaksi diatas:

$$r_A = kC_A C_B$$

$$r_A = \frac{dC_B}{dt}$$

$$\frac{dC_B}{dt} = k_1 C_A - k_2 C_B$$

Selanjutnya, dicari nilai kinetika (k) dengan persamaan Arrhenius:

$$k = A e^{\frac{-Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A e^{\frac{-Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A - \frac{Ea}{RT}$$

$$\ln k = \ln A - \left(\frac{Ea}{R}\right) \left(\frac{1}{T}\right)$$

Keterangan:

A : Faktor Arrhenius

Ea : Energi Aktivasi (kJ/mol)

T : *Temperature* (K)

R : Konstanta gas (J/mol.K)

Pada Tabel 1.7 menunjukkan nilai kinetika dari hidrolisis asam menggunakan katalis H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>.

**Tabel 1. 7** Nilai Kinetika Glukosa

Suhu (°C)	135	150	175	200
Glukosa				
k1 (menit)	0,03731	0,0841	0,2772	0,5438
k2 (menit)	0,02002	0,0444	0,2054	0,5213
Konstanta Reaksi	k1	$E_a=66,958 \text{ kJ}$	$k_{10}=1,51 \times 10^7$	$R^2=0,9945$
	k2	$E_a=82,411 \text{ kJ}$	$k_{20}=7,15 \times 10^8$	$R^2=0,9891$

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai spesifikasi dan target pada perancangan ini, maka proses pembuatan glukosa ( $C_6H_{12}O_6$ ) dari sabut kelapa dengan menggunakan selulosa ( $C_6H_{10}O_5$ )<sub>n</sub>, air ( $H_2O$ ) dan asam fosfat ( $H_3PO_4$ ) sebagai bahan baku dan natrium hidroksida ( $NaOH$ ), karbon aktif 2,2% ( $SiO_2$ ), etanol ( $C_2H_6O$ ), dan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) sebagai bahan baku pendukung dapat dirancang berdasarkan variabel-variabel utama, yaitu spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku dan bahan pembantu serta pengendalian kualitas. Tabel 2.1 menunjukkan parameter sifat fisika dari bahan baku, bahan pendukung, dan produk yang bersumber dari (Patent, 2012).

**Tabel 2. 1** Parameter Bahan Baku dan Produk

Parameter	Bahan Baku			Bahan Pendukung				Produk	
	Selulosa	Air	Asam Fosfat	Natrium Hidroksida	Karbon Aktif 2,2%	Asam Sulfat	Etanol	Glukosa	HMF
Rumus Kimia	$(C_6H_{10}O_5)_n$	$H_2O$	$H_3PO_4$	$NaOH$	$SiO_2$	$H_2SO_4$	$C_2H_6O$	$C_6H_{12}O_6$	$C_6H_6O_3$
BM (g/mol)	162	18	98	40	60	98	46	180	126

**Tabel 2. 1** Parameter Bahan Baku dan Produk Lanjutan

Parameter	Bahan Baku			Bahan Pendukung				Produk	
	Selulosa	Air	Asam Fosfat	Natrium Hidroksida	Karbon Aktif 2,2%	Asam Sulfat	Etanol	Glukosa	HMF
Warna	Coklat kekuningan	Bening	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Hitam	Tidak Berwarna	Tidak Berwarna	Putih	Putih
Fase	Padat	Cair	Cair	Padat	Padat	Cair	Cair	Padat	Padat
<i>Spesific Gravity</i>	1,49	1	1,69	1,52	2,2	1,8	0,79	1,02	1,24
Kelarutan dalam Air	Tidak larut dalam air	N/A	369,4 gr/100 mL	418 gr/1 L	Tidak larut dalam air	Sangat Larut dalam air	Sangat Larut dalam air	909 gr/1 L	Larut dalam air
Densitas (kg/m <sup>3</sup> )	1.170	995	1.870	2.100	2.650	1.830	786	1.540	1.450
Titik Didih (°C)	527	100	407	1.388	2.230	337	78,37	N/A	114
Titik Leleh (°C)	260	0	42,35	323	1.710	10,31	-114,1	146	34
Cp (kJ/kmol.K)	208	74,2	161	59	44,7	84,4	121	219	175
Viskositas (cP)	N/A	0,913	182	N/A	N/A	24,1	1,08	N/A	N/A
Kemurnian (%)	94	100	75-85	97	99,9	98	99,5	≥ 99	99
$\Delta H^{\circ}f$ (kJ/mol)	-878,166	-241,80	-1.271,66	-425,8	N/A	-735,13	-234,81	-1.274,35	-446,00
$\Delta G^{\circ}f$ (kJ/mol)	-569,77	-228,60	-1.123,60	-379,7	N/A	-653,47	-168,28	-910,56	-341,00

## 2.2. Sifat Kimia Bahan Baku dan Produk

Selain sifat fisika, adapun sifat kimia dari bahan baku, bahan pendukung dan produk dari pembuatan glukosa dari sabut kelapa. Tabel 2.2 menunjukkan sifat kimia dari bahan baku, bahan pendukung, dan produk yang bersumber dari (^) Fengel & Wegener, 1984; \*) Perry, 1997; +) Handika, *et al.*, 2017).

**Tabel 2. 2** Sifat Kimia Bahan dan Produk

<b>Bahan Baku</b>		
<b>Selulosa ^)</b>	<b>Air *)</b>	<b>Asam Fosfat *)</b>
<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Dapat terdegradasi oleh hidrolisa, oksidasi, fotokimia maupun secara mekanis sehingga berat molekul menurun.</li> <li>2. Tidak larut dalam air maupun pelarut organik, tetapi sebagian larut dalam larutan alkali.</li> <li>3. Dalam keadaan kering, selulosa bersifat higroskopis, keras dan rapuh. Bila selulosa cukup banyak mengandung air maka akan bersifat lunak.</li> <li>4. Selulosa dalam kristal mempunyai kekuatan lebih baik jika dibandingkan dengan bentuk <i>amorfnya</i>.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Bentuk molekul padatnya hexagonal.</li> <li>2. Bersifat polar.</li> <li>3. Pelarut yang baik segi senyawa organik.</li> <li>4. Merupakan elektrolit lemah.</li> <li>5. Memiliki ikatan <i>hydrogen</i>.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Merupakan asam tribasa.</li> <li>2. Merupakan asam paling kuat dibandingkan dengan asam asetat, asam oksalat, dan asam borak.</li> </ol>

**Tabel 2. 2** Sifat Kimia Bahan dan Produk Lanjutan

<b>Bahan Pendukung</b>			
<b>Natrium Hidroksida <sup>*)</sup></b>	<b>Karbon Aktif <sup>+) )</sup></b>	<b>Asam Sulfat</b>	<b>Etanol</b>
<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Menstabilkan kondisi pH.</li> <li>2. Merupakan basa kuat.</li> <li>3. Berwarna putih dalam keadaan padat.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Mengadsorpsi gas dan senyawa-senyawa kimia tertentu atau sifat adsorpsinya selektif, tergantung pada besar atau volume pori-pori dan luas permukaan.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Asam sulfat dapat larut dalam air, alcohol dan eter.</li> <li>2. Asam sulfat bereaksi dengan kebanyakan logam via reaksi penggantian Tunggal, menghasilkan gas hydrogen dan logam sulfat. H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> encer menyerang besi, alluminium, seng, mangan, magnesium dan nikel.</li> </ol>	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Berbobot molekul rendah sehingga larut dalam air.</li> <li>2. Mudah terbakar di udara.</li> <li>3. Mudah menguap dan mudah terbakar.</li> <li>4. Merupakan pelarut yang baik untuk senyawa organik.</li> <li>5. Etanol menghasilkan asetaldehid.</li> </ol>
<b>Produk</b>			
<b>Glukosa <sup>*)</sup></b>		<b>Hydroxymethylfurfural</b>	
<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Dihidrasi oleh asam menghasilkan suatu molekul d-glukosa.</li> <li>2. Bereaksi negatif dengan reagen Tollen.</li> </ol>		<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Stabil di bawah suhu dan tekanan normal.</li> </ol>	

## **2.3. Pengendalian Kualitas**

Pengendalian kualitas merupakan kegiatan yang terencana dalam suatu perusahaan untuk menjaga dan mempertahankan kualitas produk yang akan dihasilkan supaya nantinya dapat berjalan dengan baik dan sesuai standar yang telah ditetapkan. Pengendalian kualitas pada pabrik glukosa meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk.

### **2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Sebagian besar kualitas akhir dari suatu produk ini akan ditentukan oleh bahan baku yang akan dipakai, maka perlu adanya pengendalian kualitas terhadap bahan baku dan mengatur dengan tujuan untuk menjaga kualitas produk akhir. Sebelum dilakukan proses produksi harus dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku tersebut sesuai dengan spesifikasi yang telah dilakukan untuk proses. Bahan baku yang sesuai dengan spesifikasi yang telah ditentukan yaitu:

1. Sabut kelapa yang digunakan harus bersih dari kotoran-kotoran yang menempel.
2. Sabut kelapa yang digunakan harus terpisah dari kulit terluar dari kelapa.
3. Untuk masuk ke proses pelunakan bahan baku pada alat *Hammer Mill*, sabut kelapa yang digunakan harus dalam keadaan kering.

### 2.3.2. Pengendalian Kualitas Bahan Pendukung

Bahan-bahan pendukung seperti natrium hidroksida (NaOH), karbon aktif 2,2% (SiO<sub>2</sub>), etanol (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O), dan asam sulfat (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) sebagai medium untuk proses pembuatan glukosa di pabrik ini juga perlu dianalisis untuk mengetahui sifat-sifat fisiknya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

### 2.3.3. Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Tujuan dari pengendalian kualitas proses produksi ini adalah untuk menjaga kualitas glukosa yang dihasilkan. Pengendalian proses ini dilakukan mulai bahan baku masuk sampai menjadi produk. 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 berbeda pada *control room*. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditentukan baik bahan baku maupun produk maka dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa adanya bunyi alarm, nyala lampu dan lain-lain. Apabila ada tanda-tanda tersebut maka penyimpangan harus dikembalikan pada kondisi semula. Beberapa alat kontrol yang digunakan antara lain:

1. *Flow Control* (FC)

*Flow Control* merupakan alat yang digunakan untuk mengatur kecepatan aliran fluida dalam *pipe line* atau unit proses lainnya.

Pengukuran kecepatan aliran fluida dalam pipa biasanya diatur dengan mengatur output dari alat, yang mengakibatkan fluida mengalir dalam *pipe line*.

#### 2. *Level Control (LC)*

*Level Control* merupakan alat yang dipakai untuk mengatur ketinggian (level) cairan dalam suatu alat dimana cairan tersebut bekerja. Pengukuran tinggi permukaan cairan dilakukan dengan operasi dari sebuah *control valve*, yaitu dengan mengatur laju cairan masuk atau keluar proses.

#### 3. *Temperature Control (TC)*

*Temperature Control* merupakan alat kontrol yang berfungsi untuk mengontrol suhu dalam alat proses, yang apabila belum selesai dengan kondisi yang ditetapkan akan menimbulkan masalah dan akan ditandai dengan isyarat berupa suara dan nyala lampu.

#### 4. *Level Indicator (LI)*

*Level Indicator* digunakan untuk memberikan informasi visual dan menunjukkan level cairan dalam tangki.

### **2.3.4. Pengendalian Kualitas Produk**

Kualitas produk juga harus dikendalikan kualitasnya supaya dapat diperoleh mutu atau kualitas dari glukosa yang sesuai dengan standar kualitas yang berlaku dan layak untuk dipasarkan. Pengendalian kualitas dengan pendekatan produk akhir dilakukan dengan cara *system control*

yang dimana seluruh produk akhir akan diperiksa sebelum dipasarkan ke luar, tujuannya supaya dapat mengetahui produk yang kualitasnya sesuai standar dan produk yang dibawah standar (rusak/cacat). Untuk produk yang sudah sesuai standar dapat dipasarkan, sedangkan produk yang dibawah standar harus dilakukan tindakan yang tepat untuk dapat meningkatkan kualitas produk tersebut.

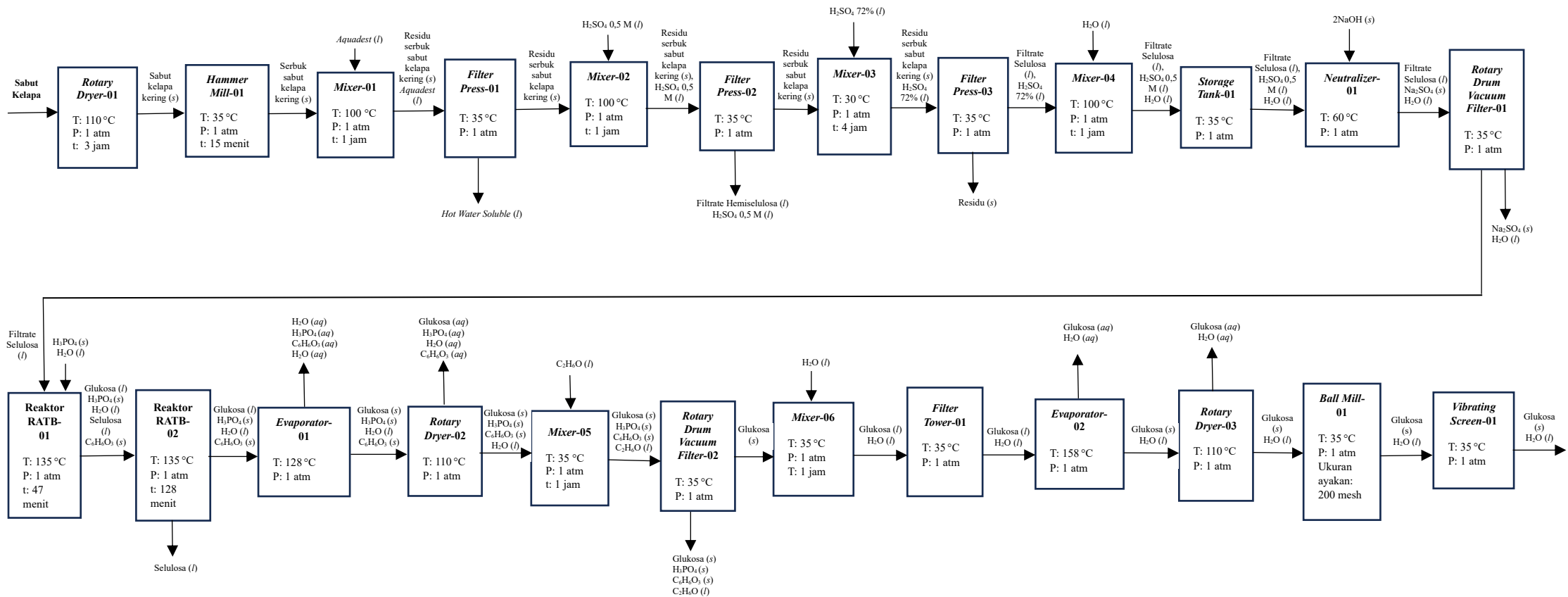
Kemudian produk yang dibawah standar harus dianalisis terkait kelemahan dan kekurangan, kemudian dibuat diagram pareto untuk mengidentifikasi atau mengetahui penyebab terjadinya kegagalan pada produk, setelah diketahui penyebabnya kemudian dilakukan analisa faktor penyebab kegagalan produk dengan menggunakan *fishbone* diagram supaya dapat menganalisis faktor-faktor apa saja yang menjadi penyebab kegagalan produk. Langkah terakhir yaitu menentukan dan melakukan tindakan dalam memperbaiki kualitas produk yang sesuai standar.

# BAB III

## PERANCANGAN PROSES

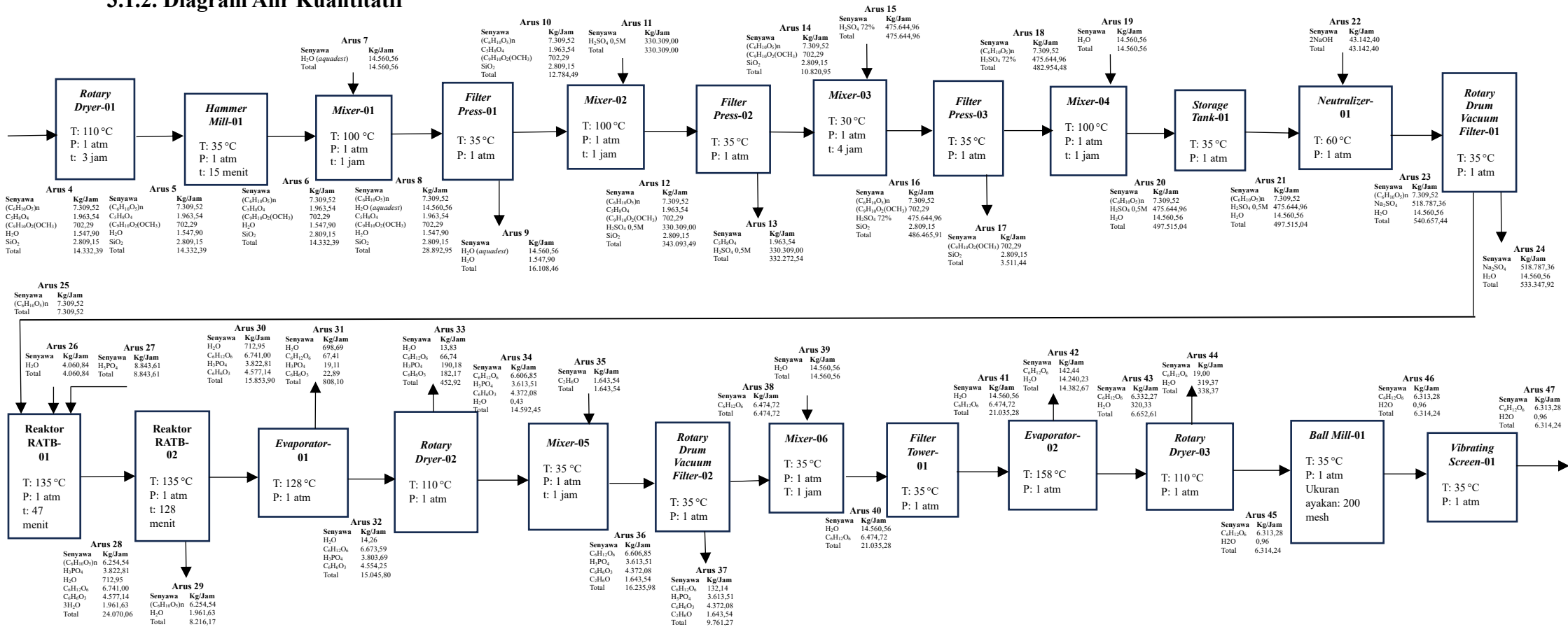
### 3.1. Diagram Alir Proses dan Material

#### 3.1.1. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif Produksi Glukosa

### 3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif Produksi Glukosa

### 3.2. Uraian Proses

Pembuatan glukosa pada pra rancangan ini menggunakan bahan baku sabut kelapa berupa kandungan selulosa dan air, dengan katalisator  $H_3PO_4$  (Asam Fosfat). Proses yang terjadi dapat dibagi menjadi lima tahap, yaitu:

1. Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pendukung.
2. Proses *Pretreatment* Mekanik.
3. Proses Isolasi Sabut Kelapa Dengan Metode *Chesson-Datta*.
4. Proses Hidrolisis Asam.
5. Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk.

#### 3.2.1. Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pendukung

Tahap pertama yaitu persiapan bahan baku. Dalam persiapan bahan baku hal yang dilakukan yaitu menentukan darimana bahan baku tersebut dibeli, jarak pengiriman, waktu pengiriman, serta jumlah dari bahan baku yang diperlukan. Bahan yang digunakan dalam proses pembuatan Glukosa adalah Sabut Kelapa, NaOH (Natrium Hidroksida), katalis asam yaitu  $H_3PO_4$  (Asam Fosfat),  $H_2SO_4$  (Asam Sulfat),  $SiO_2$  (Karbon Aktif 2,2%) dan  $C_2H_6O$  (Etanol). Masing-masing bahan baku disimpan pada suhu  $35\text{ }^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Terdapat lima Silo yaitu S-01 yang berisi Sabut Kelapa, S-02 yang berisi NaOH (Natrium Hidroksida), S-03 yang berisi  $H_3PO_4$  (Asam Fosfat), S-04 yang berisi  $SiO_2$  (Karbon aktif 2,2%), S-05 yang berisi produk akhir berupa Glukosa, dan tiga Tangki Penyimpanan yang terdiri dari TP-01 yang berisi  $H_2SO_4$  (Asam Sulfat), TP-02 yang berisi  $H_2O$  (Air), dan TP-03 yang berisi  $C_2H_6O$  (Etanol). Air yang digunakan dalam proses

produksi glukosa menggunakan air proses dari unit utilitas yang dialirkan pada sistem pemipaan dengan bantuan pompa.

### **3.2.2. Proses *Pretreatment* Mekanik**

Sabut kelapa sebelum diproses harus bersih dari kotoran-kotoran yang menempel, terpisah dari kulit terluar kelapa. Sabut kelapa yang diperoleh dari *suppleir* diangkut menggunakan alat transportasi berupa truk. Sabut kelapa dari Silo 01 (S-01) tersebut kemudian di angkut menggunakan *Bucket Elevator* 01 (BE-01) untuk dimasukkan ke dalam *Washing Tower* 01 (WT-01). Di dalam *Washing Tower* 01 (WT-01) sabut kelapa dicuci menggunakan air bersih agar terhindar dari kotoran-kotoran yang masih menempel pada sabut kelapa. Air bersih tersebut diperoleh dari unit utilitas yang dialirkan melalui Pompa 01 (P-01). Air yang digunakan di *Washing Tower* 01 (WT-01) pada proses pencucian sifatnya sekali cuci dibuang. Air yang sudah digunakan untuk mencuci dialirkan menggunakan Pompa 02 (P-02) untuk dialirkan menuju UPL. Kondisi operasi pada *Washing Tower* 01 (WT-01) adalah pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm. Kemudian sabut kelapa yang sudah dicuci diangkut dengan *Belt Conveyor* (BC-01) menuju *Rotary Dryer* 01 (RD-01) untuk dilakukan proses pengeringan. Proses pengeringan yang terjadi di *Rotary Dryer* 01 (RD-01) pada suhu 110 °C, tekanan 1 atm dan berlangsung selama 3 jam. Sabut kelapa yang sudah kering kemudian diangkut menggunakan *Belt Conveyor* (BC-02) menuju ke *Hammer Mill* 01 (HM-01) untuk dilakukan pencacahan sabut kelapa kering sampai

menjadi serbuk sabut kelapa dengan kondisi operasi yang digunakan pada suhu 35 °C, waktu 15 menit dan tekanan 1 atm. Serbuk sabut kelapa kering kemudian diangkut menggunakan *Screw Conveyor* 01 (SC-01) menuju *Mixer* 01 (M-01).

### **3.2.3. Proses Isolasi Sabut Kelapa Dengan Metode *Chesson-Datta***

Sebelum proses hidrolisis asam, sabut kelapa harus melalui proses analisis lignoselulosa menggunakan metode *chesson-datta*. Pada analisis ini bertujuan untuk memisahkan kandungan hemiselulosa dan selulosa pada sabut kelapa dengan bantuan katalis Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ ). Penggunaan Asam Sulfat ( $H_2SO_4$ ) bertujuan untuk melarutkan hemiselulosa dan lignin serta untuk mendapatkan filtrate selulosa dengan direndam selama 4 jam. Pada metode *chesson-datta* dibuktikan bahwa filtrate hemiselulosa terikat dengan fase cair yang kemudian di alirkan menuju UPL. Kemudian lignin akan terikat menjadi residu yang kemudian di alirkan menuju UPL. Dengan merusak struktur dari selulosa akan mempermudah terurainya selulosa mejadi glukosa, dan hemiselulosa akan terurai menjadi senyawa gula sederhana, seperti galaktosa, manosa, heksosa, pentosa, xilosa, dan arabinosa (Mosier dkk., 2005). Proses isolasi sabut kelapa tersebut menggunakan metode *chesson-datta* yang berjalan secara *batch* sampai pada alat *Storage Tank* 01 (ST-01). Pada proses produksi *batch* 1 dan 2 menggunakan metode *schedulling*, dimana alat *Washing Tower* 01 (WT-01) sampai *Storage Tank* 01 (ST-01) masing-masing berjalan selama 16 jam untuk

memenuhi selulosa pada alat *Neutrallizer* 01 (RN-01). Artinya terdapat 2 *line* proses produksi di *batch* 1 dan 2. Mekanismenya yaitu antara proses *batch* 1 dan 2 berjalan secara bergantian untuk memenuhi kebutuhan selulosa di proses *kontinu*. Hemiselulosa merupakan senyawa sejenis polisakarida yang terdapat pada semua jenis serat, mudah larut dalam alkali dan mudah terhidrolisis oleh asam mineral menjadi gula dan senyawa lain. Hemiselulosa lebih mudah larut daripada selulosa dan dapat diisolasi dari kayu dengan cara ekstraksi. Sedangkan selulosa merupakan polisakarida dengan rumus ( $C_6H_{10}O_5$ ) dan cenderung membentuk mikrofibril melalui ikatan inter dan intra molekuler (Khadafi et al., 2022).

Serbuk sabut kelapa kering dari *Hammer Mill* 01 (HM-01) diangkut menggunakan *Screw Conveyor* 01 (SC-01) untuk direfluks dengan menggunakan *aquadest* yang dialirkan dari Pompa 03 (P-03) pada kondisi operasi di *Mixer* 01 (M-01) adalah suhu 100 °C, tekanan 1 atm dan waktu 1 jam. Keluaran dari *Mixer* 01 (M-01) berupa residu serbuk sabut kelapa kering dan *aquadest* dialirkan menggunakan Pompa *Slurry* 04 (P-04) menuju *Filter Press* 01 (FP-01) untuk dipisahkan. Kondisi operasi pada *Filter Press* 01 (FP-01) adalah suhu 35 °C dan tekanan 1 atm. Hasil atas *Filter Press* 01 (FP-01) berupa residu serbuk sabut kelapa kering dan keluaran bawah berupa *hot water soluble* yang akan dialirkan menggunakan Pompa 05 (P-05) menuju unit UPL. Keluaran atas *Filter Press* 01 (FP-01) diangkut menggunakan *Screw*

*Conveyor 02 (SC-02)* menuju *Mixer 02 (M-02)*. Kemudian di *Mixer 02 (M-02)* residu serbuk sabut kelapa kering ditambahkan dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  0,5 M dari Tangki Penyimpanan 01 (TP-01) menggunakan Pompa 06 (P-06) untuk direfluks selama 1 jam dengan tujuan untuk memecah kandungan hemiselulosa pada sabut kelapa. Kondisi operasi *Mixer 02 (M-02)* adalah suhu  $100\text{ }^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Keluaran samping dari *Mixer 02 (M-02)* berupa residu serbuk sabut kelapa kering dan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  0,5 M dialirkan menggunakan Pompa *Slurry 07 (P-07)* menuju *Filter Press 02 (FP-02)* untuk dipisahkan. Kondisi operasi pada *Filter Press 02 (FP-02)* adalah suhu  $35\text{ }^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Keluaran atas dari *Filter Press 02 (FP-02)* adalah residu serbuk sabut kelapa kering dan keluaran bawah berupa filtrate hemiselulosa dan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  0,5 M. Keluaran atas *Filter Press 02 (FP-02)* berupa residu serbuk sabut kelapa kering diangkut menggunakan *Screw Conveyor 03 (SC-03)* menuju *Mixer 03 (M-03)*. Sedangkan untuk keluaran bawah filtrate hemiselulosa dan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  0,5 M dialirkan menggunakan Pompa 08 (P-08) menuju ke UPL. Selanjutnya pada *Mixer 03 (M-03)* residu serbuk sabut kelapa kering keluaran *Filter Press 02 (FP-02)* ditambahkan dengan larutan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  72% dari Tangki Penyimpanan 01 (TP-01) untuk direndam selama 4 jam dengan tujuan untuk mendapatkan filtrate selulosa. Larutan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  72% dialirkan dengan menggunakan Pompa 09 (P-09). Kondisi operasi pada *Mixer 03 (M-03)* adalah suhu  $30\text{ }^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Keluaran dari *Mixer 03 (M-03)* adalah residu serbuk sabut kelapa kering dan  $\text{H}_2\text{SO}_4$

72%. Keluaran dari *Mixer* 03 (M-03) dialirkan menggunakan Pompa *Slurry* 10 (P-10) menuju *Filter Press* 03 (FP-03) untuk dipisahkan. Kondisi operasi *Filter Press* 03 (FP-03) yaitu suhu 35 °C dan tekanan 1 atm. Hasil atas *Filter Press* 03 (FP-03) berupa filtrate selulosa dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 72% sedangkan untuk hasil bawah berupa residu. Hasil atas *Filter Press* 03 (FP-03) kemudian dialirkan menggunakan Pompa 11 (P-11) menuju ke *Mixer* 04 (M-04). Sedangkan untuk hasil bawah berupa residu dialirkan ke unit UPL menggunakan *Screw Conveyor* 04 (SC-04). Pada *Mixer* 04 (M-04) filtrate selulosa dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 72% ditambahkan dengan H<sub>2</sub>O untuk diencerkan menjadi H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,5 M dan direfluks pada suhu 100 °C selama 1 jam dengan tekanan 1 atm. H<sub>2</sub>O diperoleh dari unit utilitas menggunakan Pompa 12 (P-12). Keluaran dari *Mixer* 04 (M-04) adalah filtrate selulosa, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,5 M dan H<sub>2</sub>O. Keluaran tersebut kemudian dialirkan menggunakan Pompa 13 (P-13) menuju ke *Storage Tank* 01 (ST-01) untuk disimpan pada suhu 35 °C, tekanan 1 atm selama 1 hari. Selanjutnya, proses yang terjadi dari *Neutralizer* 01 (RN-01) sampai *Ball Mill* 01 (BM-01) adalah secara *kontinu*. Keluaran *Storage Tank* 01 (ST-01) dialirkan menggunakan Pompa 14 (P-14) menuju *Neutralizer* 01 (RN-01) untuk dinetralkan. Pada *Neutralizer* 01 (RN-01) akan ditambahkan dengan 2NaOH dari Silo 02 (S-02) yang diangkut menggunakan *Screw Conveyor* 05 (SC-05) dengan kondisi operasi *Neutralizer* 01 (RN-01) pada suhu 60 °C dan tekanan 1 atm. Keluaran dari *Neutralizer* 01 (RN-01) berupa filtrate selulosa, Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, dan H<sub>2</sub>O.

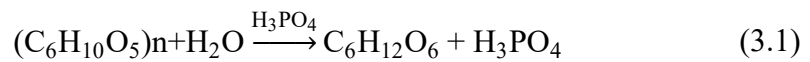
Hasil *Neutralizer* 01 (RN-01) tersebut akan dialirkan menggunakan Pompa *Slurry* 15 (P-15) menuju *Rotary Drum Vacuum Filter* 01 (RDVF-01) untuk dipisahkan. Kondisi operasi *Rotary Drum Vacuum Filter* 01 (RDVF-01) adalah 35 °C dan tekanan 1 atm. Hasil atas *Rotary Drum Vacuum Filter* 01 (RDVF-01) berupa selulosa (filtrate) dan hasil bawah berupa Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (solid) dengan H<sub>2</sub>O yang saling terlarut. Hasil atas *Rotary Drum Vacuum Filter* 01 (RDVF-01) akan diangkut Pompa 17 (P-17) menuju ke Reaktor 01 (R-01) untuk proses hidrolisis asam. Sedangkan untuk hasil bawah berupa Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (solid) dengan H<sub>2</sub>O yang saling terlarut akan dialirkan ke UPL menggunakan Pompa *Slurry* 16 (P-16).

#### 3.2.4. Proses Hidrolisis Asam

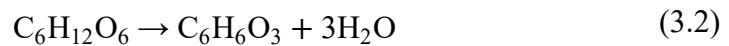
Selulosa (filtrate) yang dihasilkan dari hasil atas *Rotary Drum Vacuum Filter* 01 (RDVF-01) dimasukkan ke dalam Reaktor 01 (R-01) untuk proses hidrolisis asam. Reaktor yang digunakan adalah reaktor RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk), struktur reaktor yang digunakan seri dan prosesnya bersifat *kontinu*. Selulosa (filtrate) kemudian ditambahkan dengan H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> (solid) dari Silo 03 (S-03) menggunakan *Screw Conveyor* 06 (SC-06) dengan rasio 1:2 dan H<sub>2</sub>O dari unit utilitas yang dialirkan menggunakan Pompa 18 (P-18) pada suhu 135 °C pada tekanan 1 atm dan waktu 47 menit. Pada Reaktor 01 (R-01) terjadi reaksi dengan konversi sebesar 83% dan keluaran dari Reaktor 01 (R-01) berupa glukosa, H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, sisa H<sub>2</sub>O, sisa selulosa dan C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub> (*Hydroxymethylfurfural/HMF*). Kemudian keluaran Reaktor 01 (R-01) di

dialirkan dengan Pompa *Slurry* 19 (P-19) menuju ke Reaktor 02 (R-02). Adapun reaksi yang terjadi di dalam Reaktor hidrolisa 01 dan 02 adalah sebagai berikut:

#### **Reaksi utama**



#### **Reaksi Samping**



### **3.2.5. Proses Pemisahan dan Pemurnian Produk**

Unit pemurnian merupakan unit yang bekerja dengan tujuan menghasilkan produk glukosa dengan konsentrasi yang lebih tinggi. Dalam hal ini produk glukosa yang dihasilkan mencapai kemurnian 99%. Keluaran dari Reaktor 01 (R-01) berupa glukosa,  $H_3PO_4$ , sisa  $H_2O$ , sisa selulosa dan HMF (*HydroxyMethylFurfural*) dialirkan menggunakan Pompa *Slurry* 19 (P-19) menuju ke dalam Reaktor 02 (R-02). Penggunaan Reaktor 02 (R-02) bertujuan untuk menghabiskan sisa selulosa yang masih ada di Reaktor 01 (R-01). Pada Reaktor 02 (R-02) terjadi reaksi dengan konversi sebesar 97% dengan kondisi operasi yang digunakan yaitu pada suhu  $135\text{ }^\circ\text{C}$ , waktu 128 menit, dan tekanan 1 atm. Keluaran atas Reaktor 02 (R-02) berupa glukosa,  $H_3PO_4$ ,  $H_2O$  dan  $C_6H_6O_3$  akan dialirkan menggunakan Pompa *Slurry* 21 (P-21) menuju ke *Evaporator* (EV-01) untuk diuapkan  $H_2O$  yang masih ada kandungan  $C_6H_{12}O_6$ ,  $H_3PO_4$ , dan  $C_6H_6O_3$ . Sedangkan untuk keluaran bawah berupa

sisanya selulosa dialirkan menggunakan Pompa 20 (P-20) menuju UPL. Didalam *Evaporator* 01 (EV-01) kondisi operasi yang digunakan adalah suhu 128 °C dan tekanan 1 atm. Kemudian untuk keluaran samping *Evaporator* 01 (EV-01) yang berupa glukosa, H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O dan C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub> dialirkan menggunakan *Screw Conveyor* 07 (SC-07) menuju *Rotary Dryer* 02 (RD-02) untuk dipisahkan H<sub>2</sub>O yang masih ada kandungan C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub>, H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, dan C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub>. Pada *Rotary Dryer* 02 (RD-02) kondisi operasi yang digunakan adalah suhu 110 °C dan tekanan 1 atm. Keluaran samping *Rotary Dryer* 02 (RD-02) berupa glukosa, H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>O dan C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub> yang di angkut menggunakan *Screw Conveyor* 08 (SC-08) menuju *Mixer* 05 (M-05) untuk ditambahkan C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O. Sedangkan untuk keluaran atas *Rotary Dryer* 02 (RD-02) berupa udara kering yang mengandung H<sub>2</sub>O, C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>O<sub>6</sub>, H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, dan C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub>. Di dalam *Mixer* 05 (M-05) penambahan C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O bertujuan untuk melarutkan H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub> dan mencegah terjadinya reaksi lanjutan. Penambahan C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O diperoleh dari Tangki Penyimpanan 03 (TP-03) yang dialirkan menggunakan Pompa 22 (P-22) menuju ke *Mixer* 05 (M-05). Kondisi operasi pada *Mixer* 05 (M-05) yaitu suhu 35 °C tekanan 1 atm dan waktu 1 jam. Keluaran dari *Mixer* 05 (M-05) berupa glukosa, H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>O<sub>3</sub> dan C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O yang dialirkan menggunakan *Screw Conveyor* 9 (SC-09) menuju ke *Rotary Drum Vacuum Filter* 02 (RDVF-02) untuk dipisahkan. Pada *Rotary Drum Vacuum Filter* 02 (RDVF-02) kondisi operasi yang digunakan adalah suhu 35 °C dan tekanan 1 atm. Keluaran samping *Rotary Drum Vacuum*

*Filter* 02 (RDVF-02) berupa glukosa yang diangkut menggunakan *Screw Conveyor* 11 (SC-11) menuju ke *Mixer* 06 (M-06). Sedangkan untuk keluaran bawah *Rotary Drum Vacuum Filter* 02 (RDVF-02) berupa  $H_3PO_4$ ,  $C_6H_6O_3$  dan  $C_2H_6O$  yang dialirkan menggunakan *Screw Conveyor* 10 (SC-10) menuju ke UPL.  $H_2O$  yang digunakan di *Mixer* 06 (M-06) diperoleh dari unit utilitas yang dialirkan menggunakan Pompa 23 (P-23). Kondisi operasi pada *Mixer* 06 (M-06) adalah suhu 35 °C dan tekanan 1 atm. Keluaran dari *Mixer* 06 (M-06) berupa glukosa dan  $H_2O$  yang dialirkan menggunakan Pompa 24 (P-24) menuju ke *Filter Tower* 01 (FT-01). Di dalam *Filter Tower* 01 (FT-01) terdapat  $SiO_2$  (Karbon aktif 2,2 %) dari Silo 04 (S-04), yang dimana  $SiO_2$  (Karbon aktif 2,2 %) akan meregenerasi.  $SiO_2$  (Karbon aktif 2,2 %) pada *Filter Tower* (FT-01) digunakan untuk menghilangkan zat pewarna yang terkandung didalam glukosa. Kondisi operasi pada *Filter Tower* 01 (FT-01) pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm. Keluaran samping *Filter Tower* 01 (FT-01) berupa glukosa dan  $H_2O$  yang dialirkan menggunakan Pompa 25 (P-25) menuju ke *Evaporator* 02 (EV-02) untuk diuapkan  $H_2O$  nya. Pada *Evaporator* 02 (EV-02) kondisi operasi yang digunakan adalah suhu 164 °C dan tekanan 1 atm. Keluaran atas *Evaporator* 02 (EV-02) berupa  $H_2O$  yang ada kandungan  $C_6H_{12}O_6$  dan keluaran samping berupa kristal glukosa dan yang masih ada kandungan  $H_2O$  yang dialirkan menggunakan *Screw Conveyor* 12 (SC-12) menuju ke *Rotary Dryer* 03 (RD-03) untuk dipisahkan dengan  $H_2O$  yang ada kandungan  $C_6H_{12}O_6$ .

Kondisi operasi *Rotary Dryer* 03 (RD-03) yaitu pada suhu 110 °C dan tekanan 1 atm. Keluaran atas berupa udara kering yang masih ada kandungan  $C_6H_{12}O_6$ . Sedangkan keluaran samping berupa kristal glukosa yang diangkut menggunakan *Screw Conveyor* 13 (SC-13) menuju ke *Ball Mill* 01 (BM-01) untuk menyeragamkan bentuk kristal glukosa. Kondisi operasi *Ball Mill* 01 (BM-01) yaitu pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm. Keluaran samping *Ball Mill* 01 (BM-01) berupa kristal glukosa yang masih mengandung sedikit  $H_2O$  yang bentuknya sudah seragam pada ukuran 200 mesh yang kemudian diangkut dengan *Screw Conveyor* 14 (SC-14) menuju *Vibrating Screen* 01 (VS-01) untuk mengayak produk sesuai dengan spesifikasi 200 mesh. Adanya kemungkinan produk yang dihasilkan tidak sesuai dengan spesifikasi 200 mesh, produk tersebut kemudian di kembalikan pada alat *Ball Mill* 01 (BM-01) yang diangkut menggunakan *Screw Conveyor* 15 (SC-15). Kondisi operasi *Vibrating Screen* 01 (VS-01) yaitu pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm. Kemudian produk akhir berupa Glukosa yang masih mengandung sedikit  $H_2O$  di angkut menggunakan *Screw Conveyor* 16 (SC-16) menuju Silo 05 (S-05).

### 3.3. Spesifikasi Alat

#### 3.3.1. Spesifikasi Reaktor

##### a. Reaktor

**Tabel 3. 1** Spesifikasi Reaktor

Nama	Reaktor 01	Reaktor 02
Kode	R-01	R-02
Fungsi	Mereaksikan (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub> , H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , dan H <sub>2</sub> O untuk menghasilkan C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> dan C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	Mereaksikan (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub> , H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , dan H <sub>2</sub> O untuk menghasilkan C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> dan C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub> serta memisahkan (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>
Jenis reaktor	Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)	Reaktor alir tangki berpengaduk (RATB)
Fase	Padat-Cair	Padat-Cair
Kondisi operasi	Eksotermis	Eksotermis
Tekanan (atm)	1	1
Suhu (°C)	135	135
Bahan	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Mode operasi	Kontinu	Kontinu
<b>Dimensi Reaktor</b>		
Diameter (ID) (m)	3,96	3,96
Tinggi (m)	3,96	3,96
Tebal <i>shell</i> (m)	0,01	0,01
Tebal <i>head</i> (m)	0,01	0,01
Tinggi cairan <i>shell</i> (m)	2,68	2,65
Volume (m <sup>3</sup> )	35,69	35,30
Tinggi total reaktor (m)	5,56	5,54
Harga reaktor (US \$)	524.100	521.100
Harga reaktor	Rp 8.380.359.000	Rp 8.332.386.000
<b>Dimensi Pengaduk</b>		
Jenis pengaduk	<i>Six blade turbin agiator</i>	<i>Six blade turbin agiator</i>
Jumlah pengaduk	1	1
Jumlah <i>baffle</i> (buah)	4	4
Diameter pengaduk (m)	1,26	1,26
Jarak pengaduk (m)	1,64	1,64
Tinggi pengaduk (m)	4,93	4,91
Lebar pengaduk (m)	0,32	0,31
Lebar <i>baffle</i> (m)	0,21	0,21
Kec. pengaduk (rps)	0,5	0,5
Power (hP)	5	5
<b>Dimensi Jaket Pendingin</b>		
Diameter dalam (m)	4,52	4,52

**Tabel 3. 1** Spesifikasi Reaktor Lanjutan

Diameter luar (m)	4,54	4,54
Tebal jaket (m)	0,01	0,01
Tinggi jaket (m)	4,76	4,75
P desain jaket (atm)	2	2
Luas air pendingin (m <sup>2</sup> )	0,32	0,31

### 3.3.2. Spesifikasi Alat Pemisah dan Operasi Pendukung

#### a. *Washing Tower*

**Tabel 3. 2** Spesifikasi *Washing Tower*

Nama	<i>Washing Tower 01</i>
Kode	WT-01
Fungsi	Mencuci sabut kelapa yang belum bersih atau masih terdapat kotoran
Jenis	Tangki silinder tegak berpengaduk
Jumlah (unit)	2
<b>Kondisi Operasi</b>	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	35
Volume (m <sup>3</sup> )	16,21
Waktu tinggal (menit)	10
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
<b>Dimensi <i>Washing Tower</i></b>	
Dimeter (m)	2,74
Tinggi (m)	3,30
Tebal <i>shell</i> (in)	0,25
Tebal <i>head</i> (in)	0,3125
<b>Pengaduk <i>Washing Tower</i></b>	
Jenis	<i>Six blade turbine, vertical blade</i>
Diameter (m)	0,91
Jumlah (buah)	1
Lebar <i>baffle</i> (in)	0,23
Kecepatan putar (rpm)	71
Power (HP)	1,69
Harga (US \$)	290.100
Harga	Rp 4.638.699.000

**b. Rotary Dryer**

**Tabel 3. 3** Spesifikasi *Rotary Dryer*

Nama	<i>Rotary Dryer 01</i>	<i>Rotary Dryer 02</i>	<i>Rotary Dryer 03</i>
Kode	RD-01	RD-02	RD-03
Fungsi	Mengurangi kadar air pada sabut kelapa	Mengurangi kandungan air pada glukosa	Menghilangkan kandungan air pada kristal glukosa
Jenis	<i>Direct heat rotary dryer</i>	<i>Direct heat rotary dryer</i>	<i>Direct heat rotary dryer</i>
Dasar pemilihan	Sesuai untuk pengeringan padatan	Sesuai untuk pengeringan padatan	Sesuai untuk pengeringan padatan
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Jumlah (unit)	2	1	1
<b>Kondisi Operasi</b>			
T in (°C)	35	102	102
T out (°C)	110	110	110
P (atm)	1	1	1
<b>Dimensi Rotary Dryer</b>			
Diameter (m)	1,78	1,84	1,48
Panjang (m)	7,12	7,35	5,93
Luas (m <sup>2</sup> )	44,74	47,77	31,04
Tebal shell (in)	0,17	0,17	0,17
Kecepatan putar (rpm)	6	6	6
Waktu tinggal (menit)	21,33	23,57	28,96
Power (HP)	10	15	15
Harga (US \$)	177.300	219.500	204.000
Harga	Rp 2.835.027.000	Rp 3.509.805.000	Rp 3.261.960.000

**c. Hammer Mill**

**Tabel 3. 4** Spesifikasi *Hammer Mill*

Nama	<i>Hammer Mill 01</i>
Kode	HM-01
Fungsi	Mengubah sabut kelapa kering menjadi serbuk sabut kelapa kering
Jenis	<i>Hammer Mill</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah (unit)	2
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	35
Tekanan (atm)	1

**Tabel 3. 4** Spesifikasi *Hammer Mill* Lanjutan

<b>Dimensi <i>Hammer Mill</i></b>	
Kapasitas (ton/jam)	13,42
Model	No. 505
Rotor dimensi (in)	30 x 30
Kecepatan putar (rpm)	1.200
Power (HP)	5
Harga US \$	2.450
Harga	Rp 39.175.500

**d. Mixer****Tabel 3. 5** Spesifikasi *Mixer*

Nama	<i>Mixer 01</i>	<i>Mixer 02</i>	<i>Mixer 03</i>
Kode	M-01	M-02	M-03
Fungsi	Penambahan <i>aquadest</i> pada serbuk sabet menghasilkan <i>hot water soluble</i>	Penghilangan hemiselulosa menggunakan senyawa H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,5 M	Penghilangan residu menggunakan senyawa H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 72% untuk menghasilkan selulosa
Jumlah (unit)	2	2	2
Jenis	Tangki berpengaduk <i>flat six blade open turbine</i>	Tangki berpengaduk <i>flat six blade open turbine</i>	Tangki berpengaduk <i>flat six blade open turbine</i>
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	100	100	30
Waktu (Jam)	1	1	4
<b>Dimensi <i>Mixer</i></b>			
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>
Diameter <i>shell</i> (m)	3,25	2,10	3,30
Tinggi <i>shell</i> (m)	3,25	2,10	3,30
Volume <i>shell</i> (m <sup>3</sup> )	22,45	6,09	23,56
Volume <i>head</i> (m <sup>3</sup> )	4,49	1,22	4,71
Volume (m <sup>3</sup> )	23,37	6,46	24,49
Tinggi (m)	4,51	2,94	4,56
Tinggi cairan (m)	2,71	1,75	2,75
Tinggi <i>head</i> (m)	0,63	0,42	0,63
Tebal <i>shell</i> (in)	0,25	0,25	0,25
Tebal <i>head</i> (in)	0,25	0,25	0,25
<b>Dimensi Pengaduk</b>			
Jenis <i>impeller</i>	Turbin 6 <i>blade</i>	Turbin 6 <i>blade</i>	Turbin 6 <i>blade</i>

**Tabel 3. 5** Spesifikasi *Mixer* Lanjutan

Diameter (m)	1,11	0,71	1,11
Jarak (m)	1,45	0,92	1,45
Lebar (m)	0,28	0,18	0,28
Lebar <i>baffle</i> (m)	0,19	0,12	0,19
Jumlah (unit)	1	1	1
Kecepatan (rpm)	64,53	68,23	69,44
Power (HP)	10	2	30
Harga (US \$)	1.240.700	731.000	1.328.100
Harga	Rp 19.838.793.000	Rp 11.688.690.000	Rp 21.236.319.000

**Tabel 3. 5** Spesifikasi *Mixer* Lanjutan

Nama	<i>Mixer</i> 04	<i>Mixer</i> 05	<i>Mixer</i> 06
Kode	M-04	M-05	M-06
Fungsi	Pengeceran H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 72% menjadi H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,5 M dengan penambahan H <sub>2</sub> O	Penghilangan H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> dan C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub> menggunakan senyawa <i>ethanol</i>	Melarutkan Glukosa dengan menambahkan air
Jumlah (unit)	2	1	1
Jenis	Tangki berpengaduk <i>flat six blade open turbine</i>	Tangki berpengaduk <i>flat six blade open turbine</i>	Tangki berpengaduk <i>flat six blade open turbine</i>
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	100	35	35
Waktu (Jam)	1	1	1
<b>Dimensi <i>Mixer</i></b>			
Bahan	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>
Diameter <i>shell</i> (m)	3,17	2,52	2,97
Tinggi <i>shell</i> (m)	3,17	2,52	2,97
Volume <i>shell</i> (m <sup>3</sup> )	20,81	10,51	17,22
Volume <i>head</i> (m <sup>3</sup> )	4,16	2,10	3,44
Volume (m <sup>3</sup> )	21,73	11,06	17,98
Tinggi (m)	4,45	3,55	4,16
Tinggi cairan (m)	2,64	2,10	2,48
Tinggi <i>head</i> (m)	0,64	0,25	0,59
Tebal <i>shell</i> (in)	0,25	0,25	0,25
Tebal <i>head</i> (in)	0,25	0,25	0,25
<b>Dimensi Pengaduk</b>			
Jenis <i>impeller</i>	<i>Turbine 6 blade</i>	<i>Turbine 6 blade</i>	<i>Turbine 6 blade</i>
Diameter (m)	1,11	0,86	1,01
Jarak (m)	1,45	1,12	1,32

**Tabel 3. 5** Spesifikasi *Mixer* Lanjutan

Lebar (m)	0,28	0,21	0,25
Lebar <i>baffle</i> (m)	0,19	0,15	0,17
Jumlah (unit)	1	1	1
Kecepatan (rpm)	62,20	75,42	68,71
Power (HP)	25	7,5	10
Harga (US \$)	1.259.000	860.200	1.156.500
Harga	Rp 20.131.410.000	Rp 13.754.598.000	Rp 18.492.435.000

**e. Rotary Drum Vacuum Filter****Tabel 3. 6** Spesifikasi *Rotary Drum Vacuum Filter*

Nama	<i>Rotary Drum Vacuum Filter 01</i>	<i>Rotary Drum Vacuum Filter 02</i>
Kode	RDVF-01	RDVF-02
Fungsi	Memisahkan H <sub>2</sub> O dan Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> yang saling terlarut dengan hasil atas filtrate selulosa	Memisahkan H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub> dan C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O yang saling terlarut
Jumlah (unit)	1	1
Tipe	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu (°C)	35	35
Tekanan (atm)	1	1
<b>Dimensi Drum</b>		
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Kec. putar (rpm)	0,5	0,5
Periode putar (s)	120	120
Luas (m <sup>2</sup> )	198	196
Diameter (m)	5,62	5,38
Panjang (m)	11,24	10,75
Power (HP)	10	15
Harga (US \$)	104.800	114.300
Harga	Rp 1.675.752.000	Rp 1.827.657.000

**f. Filter Press**

**Tabel 3. 7** Spesifikasi *Filter Press*

Nama	<i>Filter Press 01</i>	<i>Filter Press 02</i>	<i>Filter Press 03</i>
Kode	FP-01	FP-02	FP 03
Fungsi	Memisahkan <i>hot water soluble</i> dengan hasil atas residu serbuk sabut kelapa kering	Memisahkan hemiselulosa dan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> dengan hasil atas residu serbuk sabut kelapa kering	Memisahkan residu serbuk sabut kelapa kering dengan hasil atas selulosa
Jumlah (unit)	2	2	2
Jenis	<i>Plate and Frame Filter</i>	<i>Plate and Frame Filter</i>	<i>Plate and Frame Filter</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
<b>Kondisi Operasi</b>			
Suhu (°C)	1	1	1
Tekanan (atm)	35	35	35
<b>Dimensi <i>Filter Press</i></b>			
Volume cake (L)	24.002,03	22.012,03	20.256,02
Volume filtrate (L)	13.760,21	12.156,22	10.180,51
Luas (m <sup>3</sup> )	18,75	15,34	14,78
Jumlah <i>plate</i> (buah)	11	5	4
Media filter	<i>Woven Fabrics</i>	<i>Woven Fabrics</i>	<i>Woven Fabrics</i>
<b>Waktu siklus</b>			
Waktu pasang (menit)	15	15	15
Waktu bongkar (menit)	15	15	15
Waktu filtrasi (menit)	60	60	60
Waktu cuci (menit)	10	10	10
Air pencucian (L)	5.574,55	996,44	998,26
<b>Ukuran Pipa <i>Slurry</i></b>			
<i>Outside diameter</i> (in)	2,88	2,38	2,38
<i>Inside diameter</i> (in)	2,469	2,067	2,067
<i>Flow area per pipe</i> (in <sup>2</sup> )	4,79	3,35	3,35
<b>Ukuran Pipa <i>Filtrate</i></b>			
<i>Outside diameter</i> (in)	3,5	0,54	0,54
<i>Inside diameter</i> (in)	3,068	0,364	0,364
<i>Flow area per pipe</i> (in <sup>2</sup> )	7,38	0,104	0,104

**Tabel 3. 8** Spesifikasi *Filter Press* Lanjutan

Harga (US \$)	42.500	12.700	11.300
Harga	Rp 679.575.000	Rp 203.073.000	Rp 180.687.000

**g. Neutralizer****Tabel 3. 9** Spesifikasi *Neutralizer*

Nama	<i>Neutralizer 01</i>
Kode	RN-01
Fungsi	Menetralisasi asam dengan menambahkan NaOH dan menghasilkan Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Jumlah (unit)	1
Jenis	<i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	1
Tekanan (atm)	60
<b>Dimensi <i>Neutralizer</i></b>	
Bahan	<i>Stainless Steel 316</i>
Diemeter <i>shell</i> (m)	3,20
Tinggi <i>shell</i> (m)	3,20
Volume cairan (m <sup>3</sup> )	19,83
Volume <i>head</i> (m <sup>3</sup> )	3,51
Volume (m <sup>3</sup> )	29,30
Tinggi (m)	4,43
Tinggi <i>head</i> (m)	0,61
Tebal <i>shell</i> (in)	0,19
Tebal <i>head</i> (in)	0,19
<b>Dimensi Pengaduk</b>	
Jenis <i>impeller</i>	Turbin 6 <i>blade disk</i> standar
Diameter (m)	1,06
Jarak (m)	1,38
Tinggi (m)	4,14
Lebar <i>baffle</i> (m)	0,18
Lebar (m)	0,26
Jumlah <i>baffle</i> (buah)	4
Jumlah (buah)	1
Jumlah <i>blade</i> (buah)	6
Jumlah <i>impeller</i> (buah)	6
Kec. pengadukan (rpm)	155
Power (HP)	0,4
Harga (US \$)	453.900
Harga	Rp 7.257.861.000

## h. Evaporator

**Tabel 3. 10** Spesifikasi *Evaporator*

Nama	<i>Evaporator 01</i>	<i>Evaporator 02</i>
Kode	EV-01	EV-02
Fungsi	Menguapkan sebagian H <sub>2</sub> O yang masih sisa selama proses sehingga kandungan H <sub>2</sub> O berkurang dan menjadikan Glukosa menjadi padat	Menguapkan sebagian H <sub>2</sub> O yang masih sisa selama proses berlangsung, sehingga kandungan H <sub>2</sub> O berkurang
Tipe	<i>Short Tube Vertical Evaporator</i>	<i>Short Tube Vertical Evaporator</i>
Jenis bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah (unit)	1	1
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu (°C)	128	164
Tekanan (atm)	1	1
<b>Dimensi <i>Evaporator</i></b>		
Diameter (m)	2,27	2,73
Tinggi (m)	4,24	5,16
Tebal <i>shell</i> (m)	0,00635	0,00635
Tebal <i>head</i> (m)	0,00635	0,00635
Tinggi cairan (m)	2,574	3,404
<b>Dimensi <i>Shell</i></b>		
Fluida dingin	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O
<i>Pitch</i> (in)	1,56	1,56
<i>Pass</i>	2	2
<b>Dimensi <i>Tube</i></b>		
Fluida panas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
OD (in)	1	1
BWG	16	8
ID (in)	0,87	0,67
Tebal (in)	0,17	0,17
Panjang (ft)	0,165	0,165
Harga (US\$)	107.700	146.200
Harga	Rp 1.722.123.000	Rp 2.337.738.000

**i. Ball Mill**

**Tabel 3. 11** Spesifikasi *Ball Mill*

Nama	<i>Ball Mill 01</i>
Kode	BM-01
Fungsi	Menyeragamkan ukuran glukosa, agar produk kristal glukosa bentuknya seragam yaitu pada ukuran 200 mesh
Tipe	<i>Horizontal Ball Mill</i>
Jumlah (unit)	1
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	35
Tekanan (atm)	1
<b>Dimensi <i>Ball Mill</i></b>	
Volume (m <sup>3</sup> )	2,78
Panjang (m)	1,52
Diameter (m)	1,52
Power (HP)	15
Harga (US \$)	270.500
Harga	Rp 4.325.295.000

**j. Filter Tower**

**Tabel 3. 12** Spesifikasi *Filter Tower*

Nama	<i>Filter Tower 01</i>
Kode	FT-01
Fungsi	Menambahkan karbon aktif 2,2% yang berfungsi untuk mengubah warna glukosa menjadi lebih jernih
Jumlah (unit)	1
Tipe	<i>Cartridge</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	35
Tekanan (atm)	1
<b>Dimensi <i>Filter Tower</i></b>	
Diameter <i>shell</i> (m)	3,88
Tinggi <i>shell</i> (m)	3,88
Volume <i>head</i> (m <sup>3</sup> )	7,65
Volume (m <sup>3</sup> )	39,57
Tinggi (m)	5,77
Tinggi cairan (m)	3,24
Tinggi <i>head</i> (m)	0,94

**Tabel 3. 13** Spesifikasi *Filter Press* Lanjutan

Tebal <i>shell</i> (in)	0,25
Tebal <i>head</i> (in)	0,25
Harga (US \$)	39.000
Harga	Rp 623.610.000

**k. *Vibrating Screen*****Tabel 3. 14** Spesifikasi *Vibrating Screen*

Nama	<i>Vibrating Screen 01</i>
Kode	VS-01
Fungsi	Mengayak Glukosa sesuai dengan spesifikasi ukuran 200 mesh
Jenis	<i>Vibrating Screener</i>
Jumlah (unit)	1
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	35
Tekanan (atm)	1
<b>Dimensi <i>Vibrating Screen</i></b>	
Lebar (m)	1,04
Panjang (m)	2,08
Luas Area (m <sup>2</sup> )	2,17
Power (HP)	4
Harga (US \$)	16.400
Harga	Rp 262.236.000

### 3.3.3. Spesifikasi Tangki Penyimpanan

#### a. Tangki Penyimpanan

**Tabel 3. 15** Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Nama	Tangki Penyimpanan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Tangki Penyimpanan (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , dan H <sub>2</sub> O	Tangki Penyimpanan C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O
Kode	TP-01	TP-02	TP-03
Fungsi	Menyimpan kebutuhan bahan pendukung H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Menyimpan kebutuhan bahan C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> , H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , dan H <sub>2</sub> O	Menyimpan kebutuhan bahan pendukung C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O
Jenis tangki	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>cone roof</i>	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>cone roof</i>	Silinder tegak dengan alas datar dan tutup <i>cone roof</i>
Jenis bahan	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
<b>Kondisi Operasi</b>			
Tekanan (atm)	1	1	1
Suhu (°C)	35	35	35
<b>Diameter Tangki</b>			
Diameter (m)	18,29	18,29	12,20
Tinggi (m)	7,32	7,32	4,88
Tebal (in)	0,19	0,19	0,19
Volume (m <sup>3</sup> )	80,29	720,19	569,16
<b>Tebal Shell</b>			
<i>Plate 1</i> (in)	0,19	0,19	0,19
<i>Plate 2</i> (in)	0,19	0,19	0,19
<i>Plate 3</i> (in)	0,00	0,00	0,00
<b>Dimensi Head</b>			
Tebal <i>head</i> (m)	0,25	0,50	0,44
Tinggi <i>head</i> (m)	0,43	4,61	3,48
Penyimpanan (hari)	7	7	7
Diameter pipa pengisian (in)	0,493	4,026	1,380
Diameter pipa pengisian (in)	7,981	17,25	15,25
Jumlah (unit)	1	1	1
Harga (US \$)	118.300	492.300	422.500
Harga	Rp 1.891.617.000	Rp 7.871.877.000	Rp 6.755.775.000

**b. Silo**

**Tabel 3. 16** Spesifikasi Silo

Nama	Silo Sabut Kelapa	Silo NaOH	Silo H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	Silo SiO <sub>2</sub>	Silo Glukosa
Kode	S-01	S-02	S-03	S-04	S-05
Fungsi	Menyimpan kebutuhan bahan baku sabut kelapa pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm selama 7 hari	Menyimpan kebutuhan bahan pendukung NaOH pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm selama 7 hari	Menyimpan kebutuhan bahan pendukung H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm selama 7 hari	Menyimpan kebutuhan bahan pendukung SiO <sub>2</sub> pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm selama 7 hari	Menyimpan Glukosa pada suhu 35 °C dan tekanan 1 atm selama 7 hari
Jenis tangki	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut	Silinder tegak dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut
Jenis bahan	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
<b>Kondisi Operasi</b>					
Tekanan (atm)	1	1	1	1	1
Suhu (°C)	35	35	35	35	35
<b>Dimensi Silo</b>					
Diameter (m)	10,45	13,41	8,23	7,33	8,05
Tinggi (m)	26,13	33,53	20,59	18,33	20,11
Tebal (in)	0,19	0,25	0,19	0,19	0,19
Volume (m <sup>3</sup> )	1.836,30	3.878,78	897,69	633,96	837,32
Penyimpanan (hari)	7	7	7	7	7
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1
Harga (US \$)	683.600	5.000	568.100	453.200	543.000
Harga	Rp 10.930.764.000	Rp 79.950.000	Rp 9.083.919.000	Rp 7.246.668.000	Rp 8.682.570.000

### 3.3.4. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

#### a. *Bucket Elevator*

**Tabel 3. 17** Spesifikasi *Bucket Elevator*

Nama	<i>Bucket Elevator 01</i>
Kode	BE-01
Fungsi	Mengangkut bahan sabut kelapa dari Silo 01 (S-01) menuju <i>Washing Tower 01 (WT-01)</i>
Jenis	<i>Centrifugal Discharge Bucket</i>
Material	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah (unit)	2
Kapasitas (ton/jam)	13,42
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	35
Tekanan (atm)	1
<b>Dimensi <i>Bucket Elevator</i></b>	
Panjang (m)	0,15
Lebar (m)	0,10
Tinggi (m)	7,62
Kecepatan (ft/menit)	0,16
Power (HP)	2,00
Jumlah bucket	18
Harga (US \$)	10.800
Harga	Rp 172.692.000

#### b. *Belt Conveyor*

**Tabel 3. 18** Spesifikasi *Belt Conveyor*

Nama	<i>Belt Conveyor 01</i>	<i>Belt Conveyor 02</i>
Kode	BC-01	BC-02
Fungsi	Mengangkut sabut kelapa dari <i>Washing Tower 01 (WT-01)</i> menuju <i>Rotary Dryer 01 (RD-01)</i>	Mengangkut sabut kelapa kering dari <i>Rotary Dryer 01 (RD-01)</i> menuju ke <i>Hammer Mill 01 (HM-01)</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah (unit)	2	2
Kapasitas (ton/jam)	16,11	16,11
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu (°C)	35	110
Tekanan (atm)	1	1
<b>Dimensi <i>Belt Conveyor</i></b>		
Lebar (in)	14	14

**Tabel 3. 19** Spesifikasi *Belt Conveyor* Lanjutan

Panjang (m)	3,19	3,19
Kecepatan (rpm)	50,34	50,34
Kemiringan	20	20
Power (HP)	0,50	0,50
Harga (US \$)	3.300	3.300
Harga	Rp 52.767.000	Rp 52.767.000

**c. Screw Conveyor**

**Tabel 3. 20** Spesifikasi *Screw Conveyor*

Nama	<i>Screw Conveyor 01</i>	<i>Screw Conveyor 02</i>	<i>Screw Conveyor 03</i>	<i>Screw Conveyor 04</i>	<i>Screw Conveyor 05</i>
Kode	SC-01	SC-02	SC-03	SC-04	SC-05
Fungsi	Mengangkut serbuk sabut kelapa kering dari <i>Hammer Mill 01</i> (HM-01) menuju <i>Mixer 01</i> (M-01)	Mengangkut residu serbuk sabut kelapa kering dari <i>Filter Press 01</i> (FP-01) menuju <i>Mixer 02</i> (M-02)	Mengangkut residu serbuk sabut kelapa kering dari <i>Filter Press 02</i> (FP-02) menuju <i>Mixer 03</i> (M-03)	Mengangkut residu dari <i>Filter Press 03</i> (FP-03) menuju UPL	Mengangkut NaOH dari Silo 02 (S-02) menuju <i>Neutralizer 01</i> (RN-01)
Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah (unit)	2	2	2	2	1
<b>Kondisi Operasi</b>					
Tekanan (atm)	1	1	1	1	1
Suhu (°C)	35	35	35	35	35
<b>Dimensi <i>Screw Conveyor</i></b>					
Kapasitas (ton/jam)	16,11	14,37	12,16	3,95	48,48
Diameter <i>flight</i> (in)	12	10	10	9	16
Diameter <i>pipe</i> (in)	2,50	2,50	2,50	2,50	3,50

**Tabel 3. 17** Spesifikasi *Screw Conveyor* Lanjutan

<i>Hanger centers</i> (ft)	12	10	10	10	12
Kecepatan (rpm)	60	80	80	40	50
Diameter (in)	10	9	9	6	14
Panjang maks (ft)	15	15	15	15	15
Power (HP)	1	1	1	0,50	0,50
Harga (US \$)	3.800	3.800	3.800	2.600	2.600
Harga	Rp 60.762.000	Rp 60.762.000	Rp 60.762.000	Rp 41.574.000	Rp 41.574.000

**Tabel 3. 17** Spesifikasi *Screw Conveyor* Lanjutan

Nama	<i>Screw Conveyor</i> 06	<i>Screw Conveyor</i> 07	<i>Screw Conveyor</i> 08	<i>Screw Conveyor</i> 09	<i>Screw Conveyor</i> 10
Kode	SC-06	SC-07	SC-08	SC-09	SC-10
Fungsi	Mengangkut H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> dari Silo 03 (S-03) menuju Reaktor 01 (R-01)	Mengangkut C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> , H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub> , H <sub>2</sub> O dari <i>Evaporator</i> 01 (EV-01) menuju <i>Rotary Dryer</i> 02 (RD-02)	Mengangkut C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> , H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub> dari <i>Rotary Dryer</i> 02 (RD-02) menuju <i>Mixer</i> 05 (M-05)	Mengangkut C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> , H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O dari <i>Mixer</i> 05 (M-05) menuju <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 02 (RDFV-02)	Mengangkut H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub> , C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O dari <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 02 (RDFV-02) menuju UPL
Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1
<b>Kondisi Operasi</b>					
Tekanan (atm)	1	1	1	1	1
Suhu (°C)	35	35	35	35	35

**Tabel 3. 17** Spesifikasi *Screw Conveyor* Lanjutan

Dimensi <i>Screw Conveyor</i>					
Kapasitas (ton/jam)	9,94	17,20	17,02	18,95	11,38
Diameter <i>flight</i> (in)	10	12	12	12	12
Diameter <i>pipe</i> (in)	2,50	2,50	2,50	2,50	2,50
<i>Hanger centers</i> (ft)	10	12	12	12	12
Kecepatan (rpm)	55	60	60	60	45
Diameter (in)	9	10	10	10	10
Panjang maks (ft)	15	15	15	15	15
Power (HP)	1	2	2	1	1
Harga (US \$)	3.800	4.200	4.200	3.800	3.800
Harga	Rp 60.762.000	Rp 67.158.000	Rp 67.158.000	Rp 60.762.000	Rp 60.762.000

**Tabel 3. 17** Spesifikasi *Screw Conveyor* Lanjutan

Nama	<i>Screw Conveyor</i> 11	<i>Screw Conveyor</i> 12	<i>Screw Conveyor</i> 13	<i>Screw Conveyor</i> 14	<i>Screw Conveyor</i> 15	<i>Screw Conveyor</i> 16
Kode	SC-11	SC-12	SC-13	SC-14	SC-15	SC-16
Fungsi	Mengangkut Glukosa dari <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 02 (RDFV-02) menuju <i>Mixer</i> 06 (M-06)	Mengangkut Kristal Glukosa dan H <sub>2</sub> O dari <i>Evaporator</i> 02 (EV-02) menuju <i>Rotary Dryer</i> 03 (RD-03)	Mengangkut Kristal Glukosa dari <i>Rotary Dryer</i> 03 (RD-03) menuju <i>Ball Mill</i> 01 (BM-01)	Mengangkut Kristal Glukosa dari <i>Ball Mill</i> 01 (BM-01) menuju <i>Vibrating Screen</i> 01 (VS-01)	Mengangkut Kristal Glukosa dari <i>Vibrating Screen</i> 01 (VS-01) menuju <i>Ball Mill</i> 01 (BM-01)	Mengangkut Kristal Glukosa dari <i>Vibrating Screen</i> 01 (VS-01) menuju Silo 05 (S-05)

**Tabel 3. 17 Spesifikasi Screw Conveyor Lanjutan**

Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1	1
<b>Kondisi Operasi</b>						
Tekanan (atm)	1	1	1	1	1	1
Suhu (°C)	35	35	35	35	35	35
<b>Dimensi Screw Conveyor</b>						
Kapasitas (ton/jam)	7,57	11,18	7,58	7,58	7,58	7,58
Diameter <i>flight</i> (in)	10	12	10	10	10	10
Diameter <i>pipe</i> (in)	2,50	2,50	2,50	2,50	2,50	2,50
<i>Hanger centers</i> (ft)	10	12	10	10	10	10
Kecepatan (rpm)	55	45	55	55	55	55
Diameter (in)	9	10	9	9	9	9
Panjang maks (ft)	15	15	15	15	15	15
Power (HP)	1	2	1	1	1	1
Harga (US \$)	3.800	4.200	3.800	3.800	3.800	3.800
Harga	Rp 60.762.000	Rp 67.158.000	Rp 60.762.000	Rp 60.762.000	Rp 60.762.000	Rp 60.762.000

#### d. Pompa

**Tabel 3. 21** Spesifikasi Pompa

Nama	Pompa 01	Pompa 02	Pompa 03	Pompa 04	Pompa 05
Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan <i>aquadest</i> dari Unit Utilitas menuju <i>Washing Tower</i> 01 (WT-01)	Mengalirkan H <sub>2</sub> O sisa pencucian di <i>Washing Tower</i> 01 (WT-01) menuju UPL	Mengalirkan <i>aquadest</i> dari Unit Utilitas menuju <i>Mixer</i> 01 (M-01)	Mengalirkan output dari <i>Mixer</i> 01 (M-01) menuju <i>Filter Press</i> 01 (FP-01)	Mengalirkan <i>hot water soluble</i> keluaran bawah <i>Filter Press</i> 01 (FP-01) menuju UPL
Jenis pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah (unit)	2	2	2	2	2
<b>Dimensi Pompa</b>					
Viskositas (cP)	0,74	0,74	0,28	0,19	0,74
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	13,76	13,76	17,10	24,23	16,51
<i>Pump head</i> (m)	4,14	4,14	4,52	2,62	5,40
Suhu fluida (°C)	35	35	35	100	35
Laju vol (m <sup>3</sup> /s)	0,004	0,004	0,005	0,007	0,005
Kec. aliran (m/s)	0,80	0,80	1,00	0,82	0,96
<b>Spesifikasi Pipa</b>					
NPS (in)	3	3	3	4	3
Sch number	40	40	40	40	40
OD (in)	3,50	3,50	3,50	4,50	3,50

**Tabel 3. 18** Spesifikasi Pompa Lanjutan

ID (in)	3,068	3,068	3,066	4,026	3,068
<b>Spesifikasi Daya</b>					
Efisiensi pompa (%)	30	30	32	37	32
Power (HP)	1,00	1,00	1,50	1,00	1,50
Kec. putar (rpm)	3.853,47	3.853,47	4.017,41	7.192,20	3.454,33
Harga (US \$)	3.800	3.800	3.800	4.900	3.800
Harga	Rp 60.762.000	Rp 60.762.000	Rp 60.762.000	Rp 78.351.000	Rp 60.762.000

**Tabel 3. 18** Spesifikasi Pompa Lanjutan

Nama	Pompa 06	Pompa 07	Pompa 08	Pompa 09	Pompa 10
Kode	P-06	P-07	P-08	P-09	P-10
Fungsi	Mengalirkan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,5M dari Tangki Penyimpanan 01 (TP-01) menuju Mixer 02 (M-02)	Mengalirkan output dari Mixer 02 (M-02) menuju Filter Press 02 (FP-02)	Mengalirkan output bawah dari Filter Press 02 (FP-02) menuju UPL	Mengalirkan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 72% dari Tangki Penyimpanan 01 (TP-01) menuju Mixer 03 (M-03)	Mengalirkan output dari Mixer 03 (M-03) menuju Filter Press 03 (FP-03)
Jenis pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah (unit)	2	2	2	2	2
<b>Dimensi Pompa</b>					
Viskositas (cP)	17,70	0,02	23,31	17,70	0,18

**Tabel 3. 18** Spesifikasi Pompa Lanjutan

Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	0,03	7,31	0,05	0,05	7,12
<i>Pump head</i> (m)	1,00	2,18	1,00	1,00	2,80
Suhu fluida (°C)	35	100	35	35	30
Laju vol (m <sup>3</sup> /s)	0,000009	0,002	0,000013	0,000013	0,002
Kec. aliran (m/s)	0,0042	0,66	0,01	0,01	0,64
<b>Spesifikasi Pipa</b>					
NPS (in)	2	2,5	2	2	2,5
Sch number	40	40	40	40	40
OD (in)	2,38	2,88	2,38	2,38	2,88
ID (in)	2,067	2,469	2,067	2,067	2,469
<b>Spesifikasi Daya</b>					
Efisiensi pompa (%)	10	22	10	10	22
Power (HP)	0,05	0,50	0,05	0,05	0,50
Kec. putar (rpm)	541,35	4.540,26	661,25	649,46	3.711,25
Harga (US \$)	2.600	2.600	2.600	2.600	2.600
Harga	Rp 41.574.000	Rp 41.574.000	Rp 41.574.000	Rp 41.574.000	Rp 41.574.000

**Tabel 3. 18** Spesifikasi Pompa Lanjutan

Nama	Pompa 11	Pompa 12	Pompa 13	Pompa 14	Pompa 15
Kode	P-11	P-12	P-13	P-14	P-15
Fungsi	Mengalirkan output atas dari <i>Filter Press</i> 03 (FP-03) menuju <i>Mixer</i> 04 (M-04)	Mengalirkan H <sub>2</sub> O dari Unit Utilitas menuju <i>Mixer</i> 04 (M-04)	Mengalirkan output dari <i>Mixer</i> 04 menuju <i>Storage Tank</i> 01 (ST-01)	Mengalirkan output dari <i>Storage Tank</i> 01 (ST-01) menuju <i>Neutralizer</i> 01 (RN-01)	Mengalirkan output dari <i>Neutralizer</i> 01 (RN-01) menuju <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 01 (RDVF-01)
Jenis pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah (unit)	2	2	2	1	1
<b>Dimensi Pompa</b>					
Viskositas (cP)	18,99	0,74	1,41	6,88	3,42
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	7,56	16,51	25,15	24,02	24,35
<i>Pump head</i> (m)	2,82	5,40	4,03	4,62	2,51
Suhu fluida (°C)	35	35	100	35	60
Laju vol (m <sup>3</sup> /s)	0,002	0,005	0,007	0,007	0,007
Kec. aliran (m/s)	0,68	0,96	0,85	0,81	0,83
<b>Spesifikasi Pipa</b>					
NPS (in)	2,5	3	4	4	4
Sch number	40	40	40	40	40
OD (in)	2,88	3,50	4,50	4,50	4,50

**Tabel 3. 18** Spesifikasi Pompa Lanjutan

ID (in)	2,469	3,068	4,026	4,026	4,026
<b>Spesifikasi Daya</b>					
Efisiensi pompa (%)	22	32	39	38	38
Power (HP)	0,50	1,50	1,50	1,50	0,75
Kec. putar (rpm)	3.803,17	3.454,68	5.313,67	4.684,26	7.445,47
Harga (US \$)	2.600	3.800	4.900	4.900	4.900
Harga	Rp 41.574.000	Rp 60.762.000	Rp 78.351.000	Rp 78.351.000	Rp 78.351.000

**Tabel 3. 18** Spesifikasi Pompa Lanjutan

Nama	Pompa 16	Pompa 17	Pompa 18	Pompa 19	Pompa 20
Kode	P-16	P-17	P-18	P-19	P-20
Fungsi	Mengalirkan Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> dan H <sub>2</sub> O keluaran hasil <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 01 (RDVF-01) menuju UPL	Mengalirkan C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> keluaran hasil <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 01 (RDVF-01) menuju Reaktor 01 (R-01)	Mengalirkan H <sub>2</sub> O dari Unit Utilitas menuju Reaktor 01 (R-01)	Mengalirkan C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> , H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> , dan C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub> keluaran hasil Reaktor 01 (R-01) menuju Reaktor 02 (R-02)	Mengalirkan C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> keluaran hasil Reaktor 02 (R-02) menuju UPL
Jenis pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1
<b>Dimensi Pompa</b>					

**Tabel 3. 18** Spesifikasi Pompa Lanjutan

Viskositas (cP)	0,74	19,00	0,74	354,71	1,86
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	16,45	7,54	4,61	19,84	0,19
<i>Pump head</i> (m)	5,37	6,71	4,16	4,85	1,00
Suhu fluida (°C)	35	35	35	135	135
Laju vol (m <sup>3</sup> /s)	0,005	0,002	0,001	0,006	0,0001
Kec. aliran (m/s)	0,96	0,68	0,59	0,67	0,01
<b>Spesifikasi Pipa</b>					
NPS (in)	3	2,5	2	4	4
Sch number	40	40	40	40	40
OD (in)	3,50	2,88	2,38	4,50	4,50
ID (in)	3,068	2,469	2,067	4,026	4,026
<b>Spesifikasi Daya</b>					
Efisiensi pompa (%)	59	56	43	61	21
Power (HP)	0,75	0,50	0,25	1	0,05
Kec. putar (rpm)	3.464,54	1.983,19	2.218,41	4.103,73	1.318,41
Harga (US \$)	3.800	2.600	2.600	4.900	4.900
Harga	Rp 60.762.000	Rp 41.574.000	Rp 41.574.000	Rp 78.351.000	Rp 78.351.000

**Tabel 3. 18** Spesifikasi Pompa Lanjutan

Nama	Pompa 21	Pompa 22	Pompa 23	Pompa 24	Pompa 25
Kode	P-21	P-22	P-23	P-24	P-25
Fungsi	Mengalirkan C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> , H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> O, dan C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub> keluaran hasil Reaktor 02 (R-02) menuju <i>Evaporator</i> 01 (EV-01)	Mengalirkan C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O dari Tangki Penyimpanan 03 (TP-03) menuju <i>Mixer</i> 05 (M-05)	Mengalirkan H <sub>2</sub> O dari Unit Utilitas menuju <i>Mixer</i> 06 (M-06)	Mengalirkan H <sub>2</sub> O dan C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> keluaran hasil <i>Mixer</i> 06 (M-06) menuju <i>Filter Tower</i> 01 (FT-01)	Mengalirkan H <sub>2</sub> O dan C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> keluaran hasil <i>Filter Tower</i> 01 (FT-01) menuju <i>Evaporator</i> 02 (EV-02)
Jenis pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah (unit)	1	1	1	1	1
<b>Dimensi Pompa</b>					
Viskositas (cP)	680,00	0,895	0,74	0,51	0,51
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	10,41	2,49	16,51	22,85	22,85
<i>Pump head</i> (m)	4,32	4,23	5,29	3,00	3,00
Suhu fluida (°C)	135	35	35	35	35
Laju vol (m <sup>3</sup> /s)	0,003	0,001	0,005	0,006	0,006
Kec. aliran (m/s)	0,61	0,53	0,96	0,77	0,77
<b>Spesifikasi Pipa</b>					
NPS (in)	3	1,5	3	4	4
Sch number	40	40	40	40	40
OD (in)	3,50	1,90	3,50	4,5	4,5

**Tabel 3. 18** Spesifikasi Pompa Lanjutan

ID (in)	3,068	1,610	3,068	4,026	4,026
<b>Spesifikasi Daya</b>					
Efisiensi pompa (%)	55	30	59	61	61
Power (HP)	0,5	0,125	0,75	0,75	0,75
Kec. putar (rpm)	3.243,89	1.613,11	3.509,83	6.317,64	6.317,64
Harga (US \$)	3.800	1.400	3.800	4.900	4.900
Harga	Rp 60.762.000	Rp 22.386.000	Rp 60.762.000	Rp 78.351.000	Rp 78.351.000

### 3.3.5. Spesifikasi Alat Penukar Panas

#### a. Heater

**Tabel 3. 22** Spesifikasi Heater

Nama	<i>Heat Exchanger</i> 01	<i>Heat Exchanger</i> 02	<i>Heat Exchanger</i> 03	<i>Heat Exchanger</i> 04	<i>Heat Exchanger</i> 05
Kode	HE-01	HE-02	HE-03	HE-04	HE-05
Fungsi	Memanaskan arus umpan <i>Mixer</i> 03 (M-03)	Memanaskan arus umpan <i>Filter Press</i> 03 (FP-03)	Memanaskan arus umpan <i>Storage Tank</i> 01 (ST-01)	Memanaskan arus umpan <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 01 (RDVF-01)	Memanaskan arus umpan <i>Filter Tower</i> 01 (FT-01)
Jumlah (unit)	2	2	2	1	1
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis bahan	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Jenis pemanas	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>	<i>Steam</i>
<b>Kondisi Operasi</b>					
Tekanan (atm)	1	1	1	1	1
Suhu masuk (°C)	30	35	35	35	35
Suhu keluar (°C)	35	100	60	135	102
<b>Spesifikasi Heater</b>					
Jumlah <i>hairpins</i> (ft)	1	1	1	1	1
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	15	15	15	15	15
Luas permukaan (ft <sup>2</sup> )	5,90	6,27	6,62	6,03	7,96
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	0,13	12,98	2,53	31,44	211,77
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	9,36	44,09	21,54	34,72	580,71
Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	7,582	0,054	0,35	0,003	0,003
Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,003	0,003	0,003	0,003	0,003
<b>Cold Fluid: Annulus (Heavy Organic)</b>					

**Tabel 3. 23 Spesifikasi Heater Lanjutan**

IPS (in)	4	4	4	4	4
Flow area (in <sup>2</sup> )	3,14	3,14	3,14	3,14	3,14
OD (in)	4,50	4,50	4,50	4,50	4,50
ID (in)	4,026	4,026	4,026	4,026	4,026
Surface area (ft/ft <sup>2</sup> )	1,178	1,178	1,178	1,178	1,178
Pressure drop (psi)	6,70×10 <sup>-1</sup>	3,18×10	3,63×10	2,93×10 <sup>-1</sup>	2,26×10
<b>Hot Fluid: Inner pipe (Steam)</b>					
IPS (in)	3	3	3	3	3
Flow area (in <sup>2</sup> )	7,38	7,38	7,38	7,38	7,38
OD (in)	3,50	3,50	3,50	3,50	3,50
ID (in)	3,068	3,068	3,068	3,068	3,068
Surface area (ft/ft <sup>2</sup> )	0,917	0,917	0,917	0,917	0,917
Pressure drop (psi)	4,50×10 <sup>-12</sup>	3,05×10 <sup>-9</sup>	5,20×10 <sup>-10</sup>	3,15×10 <sup>-8</sup>	6,17×10 <sup>-7</sup>
Harga (US \$)	1.300	1.400	1.400	1.400	1.500
Harga	Rp 20.787.000	Rp 22.386.000	Rp 22.386.000	Rp 22.386.000	Rp 23.985.000

**b. Cooler**

**Tabel 3. 24 Spesifikasi Cooler**

Nama	<i>Cooler 01</i>	<i>Cooler 02</i>	<i>Cooler 03</i>	<i>Cooler 04</i>
Kode	CL-01	CL-02	CL-03	CL-04
Fungsi	Mendinginkan arus umpan <i>Mixer 01 (M-01)</i>	Mendinginkan arus umpan <i>Mixer 02 (M-02)</i>	Mendinginkan arus umpan <i>Mixer 04 (M-04)</i>	Mendinginkan arus umpan <i>Neutrallizer 01 (RN-01)</i>
Jumlah (unit)	2	2	2	1
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jenis bahan	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Jenis pemanas	<i>Medium Organic</i>	<i>Heavy Organic</i>	<i>Heavy Organic</i>	<i>Heavy Organic</i>
<b>Kondisi Operasi</b>				
Tekanan (atm)	1	1	1	1
Suhu masuk (°C)	100	100	100	60
Suhu keluar (°C)	35	35	35	35
<b>Spesifikasi Cooler</b>				

**Tabel 3. 25** Spesifikasi *Cooler* Lanjutan

Jumlah <i>hairpins</i> (ft)	1	1	1	1
Panjang <i>hairpins</i> (ft)	15	15	15	15
Luas permukaan (ft <sup>2</sup> )	6,51	6,11	7,48	6,09
Ud (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	21,73	4,98	18,92	12,68
Uc (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	117,61	45,25	97,91	78,31
Rd (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,04	0,18	0,04	0,07
Rd min (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	0,003	0,003	0,003	0,003
<b><i>Cold Fluid: Annulus (Water)</i></b>				
IPS (in)	4	4	4	4
<i>Flow area</i> (in <sup>2</sup> )	3,14	3,14	3,14	3,14
OD (in)	4,50	4,50	4,50	4,50
ID (in)	4,026	4,026	4,026	4,026
<i>Surface area</i> (ft/ft <sup>2</sup> )	1,178	1,178	1,178	1,178
<i>Pressure drop</i> (psi)	8,07×10 <sup>-6</sup>	3,37×10 <sup>-7</sup>	5,16×10 <sup>-5</sup>	3,01×10 <sup>-5</sup>
	<b><i>Hot Fluid: Inner pipe (Medium Organic)</i></b>	<b><i>Hot Fluid: Inner pipe (Heavy Organic)</i></b>		
IPS (in)	3	3	3	3
<i>Flow area</i> (in <sup>2</sup> )	7,38	7,38	7,38	7,38
OD (in)	3,50	3,50	3,50	3,50
ID (in)	3,068	3,068	3,068	3,068
<i>Surface area</i> (ft/ft <sup>2</sup> )	0,917	0,917	0,917	0,917
<i>Pressure drop</i> (psi)	4,30×10 <sup>-2</sup>	4,32×10 <sup>-3</sup>	5,74×10 <sup>-2</sup>	6,47×10 <sup>-2</sup>
Harga (US \$)	1.400	1.400	1.500	1.400
Harga	Rp 22.386.000	Rp 22.386.000	Rp 23.985.000	Rp 22.386.000

### 3.4. Neraca Massa

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa pada proses produksi glukosa melalui proses hidrolisis asam dengan kapasitas produksi sebesar 50.000 ton/tahun, maka jumlah glukosa yang dihasilkan dapat dihitung melalui konversi sebagai berikut:

$$50.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \cdot \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \cdot \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \cdot \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} = 6.313,13 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \quad (3.2)$$

#### 3.4.1. Neraca Massa *Washing Tower* 01 (WT-01)

**Tabel 3. 26** Neraca Massa *Washing Tower* 01 (WT-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 4	Arus 3
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	7.309,52	-	7.309,52	-
C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	1.963,54	-	1.963,54	-
(C <sub>9</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub> (OCH <sub>3</sub> ))	702,29	-	702,29	-
H <sub>2</sub> O	1.547,90	-	1.547,90	-
SiO <sub>2</sub>	2.809,15	-	2.809,15	-
H <sub>2</sub> O (WT)	-	12.133,80	-	12.133,80
<b>Sub Total</b>	<b>14.332,39</b>	<b>12.133,80</b>	<b>14.332,39</b>	<b>12.133,80</b>
<b>Total</b>	<b>26.466,19</b>		<b>26.466,19</b>	

#### 3.4.2. Neraca Massa *Rotary Dryer* 01 (RD-01)

**Tabel 3. 27** Neraca Massa *Rotary Dryer* 01 (RD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	7.309,52	7.309,52
C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	1.963,54	1.963,54
(C <sub>9</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub> (OCH <sub>3</sub> ))	702,29	702,29
H <sub>2</sub> O	1.547,90	1.547,90
SiO <sub>2</sub>	2.809,15	2.809,15
<b>Total</b>	<b>14.332,39</b>	<b>14.332,39</b>

### 3.4.3. Neraca Massa *Hammer Mill* 01 (HM-01)

Tabel 3. 28 Neraca Massa *Hammer Mill* 01 (HM-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	7.309,52	7.309,52
C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	1.963,54	1.963,54
(C <sub>9</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub> (OCH <sub>3</sub> ))	702,29	702,29
H <sub>2</sub> O	1.547,90	1.547,90
SiO <sub>2</sub>	2.809,15	2.809,15
<b>Total</b>	<b>14.332,39</b>	<b>14.332,39</b>

### 3.4.4. Neraca Massa *Mixer* 01 (M-01)

Tabel 3. 29 Neraca Massa *Mixer* 01 (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	7.309,52	-	7.309,52
H <sub>2</sub> O ( <i>aquadest</i> )	-	14.560,56	14.560,56
C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	1.963,54	-	1.963,54
(C <sub>9</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub> (OCH <sub>3</sub> ))	702,29	-	702,29
H <sub>2</sub> O	1.547,90	-	1.547,90
SiO <sub>2</sub>	2.809,15	-	2.809,15
<b>Sub Total</b>	<b>14.332,39</b>	<b>14.560,56</b>	<b>28.892,95</b>
<b>Total</b>	<b>28.892,95</b>		<b>28.892,95</b>

### 3.4.5. Neraca Massa *Filter Press* 01 (FP-01)

Tabel 3. 30 Neraca Massa *Filter Press* 01 (FP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 10	Arus 9
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	7.309,52	7.309,52	-
H <sub>2</sub> O ( <i>aquadest</i> )	14.560,56	-	14.560,56
C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	1.963,54	1.963,54	-
(C <sub>9</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub> (OCH <sub>3</sub> ))	702,29	702,29	-
H <sub>2</sub> O	1.547,90	-	1.547,90
SiO <sub>2</sub>	2.809,15	2.809,15	-
<b>Sub Total</b>	<b>28.892,95</b>	<b>12.784,49</b>	<b>16.108,46</b>
<b>Total</b>	<b>28.892,95</b>	<b>28.892,95</b>	

### 3.4.6. Neraca Massa Mixer 02 (M-02)

Tabel 3. 31 Neraca Massa Mixer 02 (M-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	7.309,52	-	7.309,52
C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	1.963,54	-	1.963,54
SiO <sub>2</sub>	2.809,15	-	2.809,15
(C <sub>9</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub> (OCH <sub>3</sub> ))	702,29	-	702,29
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,5 M	-	330.309,00	330.309,00
<b>Sub Total</b>	<b>12.784,49</b>	<b>330.309,00</b>	<b>343.093,49</b>
<b>Total</b>	<b>343.093,49</b>		<b>343.093,49</b>

### 3.4.7. Neraca Massa Filter Press 02 (FP-02)

Tabel 3. 32 Neraca Massa Filter Press 02 (FP-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 12	Arus 14	Arus 13
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	7.309,52	7.309,52	-
C <sub>5</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	1.963,54	-	1.963,54
SiO <sub>2</sub>	2.809,15	2.809,15	-
(C <sub>9</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub> (OCH <sub>3</sub> ))	702,29	702,29	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,5 M	330.309,00	-	330.309,00
<b>Sub Total</b>	<b>343,093,49</b>	<b>10.820,95</b>	<b>332.272,54</b>
<b>Total</b>	<b>343,093,49</b>	<b>343.093,49</b>	

### 3.4.8. Neraca Massa Mixer 03 (M-03)

Tabel 3. 33 Neraca Massa Mixer 03 (M-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	7.309,52	-	7.309,52
SiO <sub>2</sub>	2.809,15	-	2.809,15
(C <sub>9</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub> (OCH <sub>3</sub> ))	702,29	-	702,29
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 72%	-	475.644,96	475.644,96
<b>Sub total</b>	<b>10.820,95</b>	<b>475.644,96</b>	<b>486.465,91</b>
<b>Total</b>	<b>486.465,91</b>		<b>486.465,91</b>

### 3.4.9. Neraca Massa *Filter Press* 03 (FP-03)

**Tabel 3. 34** Neraca Massa *Filter Press* 03 (FP-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 16	Arus 18	Arus 17
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	7.309,52	7.309,52	-
SiO <sub>2</sub>	2.809,15	-	2.809,15
(C <sub>9</sub> H <sub>10</sub> O <sub>2</sub> (OCH <sub>3</sub> ))	702,29	-	720,29
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 72%	475.644,96	475.644,96	-
<b>Sub Total</b>	<b>486.465,91</b>	<b>482.954,48</b>	<b>3.511,44</b>
<b>Total</b>	<b>486.465,91</b>	<b>486.465,91</b>	

### 3.4.10. Neraca Massa *Mixer* 04 (M-04)

**Tabel 3. 35** Neraca Massa *Mixer* 04 (M-04)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 18	Arus 19	Arus 20
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	7.309,52	-	7.309,52
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,5 M	475.644,96	-	475.644,96
H <sub>2</sub> O	-	14.560,56	14.560,56
<b>Sub Total</b>	<b>482.954,48</b>	<b>14.560,56</b>	<b>497.515,04</b>
<b>Total</b>	<b>497.515,04</b>		<b>497.515,04</b>

### 3.4.11. Neraca Massa *Storage Tank* 01 (ST-01)

**Tabel 3. 36** Neraca Massa *Storage Tank* 01 (ST-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 20	Arus 21
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	7.309,52	7.309,52
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,5 M	475.644,96	475.644,96
H <sub>2</sub> O	14.560,56	14.560,56
<b>Total</b>	<b>497.515,04</b>	<b>497.515,04</b>

### 3.4.12. Neraca Massa *Neutralizer* 01 (RN-01)

**Tabel 3. 37** Neraca Massa *Neutralizer* 01 (RN-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 21	Arus 22	Arus 23
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	7.309,52	-	7.309,52
2NaOH	-	43.142,40	-
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,5 M	475.644,96	-	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	518.787,36
H <sub>2</sub> O	14.560,56	-	14.560,56

**Tabel 3.32** Tabel Neraca Massa *Neutralizer* 01 (Lanjutan)

<b>Sub Total</b>	<b>497.515,04</b>	<b>43.142,40</b>	<b>540.657,44</b>
<b>Total</b>	<b>540.657,44</b>		<b>540.657,44</b>

**3.4.13. Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter 01 (RDVF-01)****Tabel 3. 38** Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter* 01 (RDVF-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Arus 23	Arus 25	Arus 24	Arus 24
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	7.309,52	7.309,52	-	-
H <sub>2</sub> O	14.560,56	-	-	14.560,56
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	518.787,36	-	-	518.787,36
<b>Sub Total</b>	<b>540.657,44</b>	<b>7.309,52</b>	<b>533.347,92</b>	<b>533.347,92</b>
<b>Total</b>	<b>540.657,44</b>		<b>540.657,44</b>	

**3.4.14. Neraca Massa Reaktor 01 (R-01)****Tabel 3. 39** Neraca Massa Reaktor 01 (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 25	Arus 26	Arus 27	Arus 28
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	7.309,52	-	-	1.242,62
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	-	-	8.843,61	3.670,10
H <sub>2</sub> O	-	4.060,84	-	3.386,74
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	-	-	-	6.741,00
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	3.916,52
3H <sub>2</sub> O	-	-	-	1.257,00
<b>Sub Total</b>	<b>7.309,52</b>	<b>4.060,84</b>	<b>8.843,61</b>	<b>20.213,98</b>
<b>Total</b>	<b>20.213,98</b>			<b>20.213,98</b>

**3.4.15. Neraca Massa Reaktor 02 (R-02)****Tabel 3. 40** Neraca Massa Reaktor 02 (R-02)

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)	
	Arus 28	Arus 30	Arus 29
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	6.254,54	-	6.254,54
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	3.822,81	3.822,81	-
H <sub>2</sub> O	712,95	712,95	-
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.741,00	6.741,00	-
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.577,14	4.577,14	-
3H <sub>2</sub> O	1.961,63	-	1.961,63
<b>Sub Total</b>	<b>24.070,06</b>	<b>15.853,90</b>	<b>8.216,17</b>
<b>Total</b>	<b>24.070,06</b>	<b>24.070,06</b>	

### 3.4.16. Neraca Massa *Evaporator 01 (EV-01)*

**Tabel 3. 41** Neraca Massa *Evaporator 01 (EV-01)*

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 30	Arus 31	Arus 32
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.741,00	67,41	6.673,59
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	3.822,81	19,11	3.803,69
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.577,14	22,89	4.554,25
H <sub>2</sub> O	712,95	698,69	14,26
<b>Sub Total</b>	<b>15.853,90</b>	<b>808,10</b>	<b>15.045,80</b>
<b>Total</b>	<b>15.853,90</b>	<b>15.853,90</b>	

### 3.4.17. Neraca Massa *Rotary Dryer 02 (RD-02)*

**Tabel 3. 42** Neraca Massa *Rotary Dryer 02 (RD-02)*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 32	Arus 33	Arus 34
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.673,59	66,74	6.606,85
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	3.803,69	190,18	3.613,51
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.554,25	182,17	4.372,08
H <sub>2</sub> O	14,26	13,83	0,43
<b>Sub Total</b>	<b>15.045,80</b>	<b>452,92</b>	<b>14.592,87</b>
<b>Total</b>	<b>15.045,80</b>	<b>15.045,80</b>	

### 3.4.18. Neraca Massa *Mixer 05 (M-05)*

**Tabel 3. 43** Neraca Massa *Mixer 05 (M-05)*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 34	Arus 35	Arus 36
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.606,85	-	6.606,85
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	3.613,51	-	3.613,51
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.372,08	-	4.372,08
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	-	1.643,54	1.643,54
<b>Sub Total</b>	<b>14.592,45</b>	<b>1.643,54</b>	<b>16.235,98</b>
<b>Total</b>	<b>16.235,98</b>		<b>16.235,98</b>

### 3.4.19. Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter 02 (RDVF-02)*

**Tabel 3. 44** Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter 02 (RDVF-02)*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 36	Arus 38	Arus 37
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.606,85	6.474,72	132,14
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	3.613,51	-	3.613,51

**Tabel 3. 39** Neraca Massa *Rotary Drum Vacuum Filter 02 (RDVF-02)*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 36	Arus 38	Arus 37
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.372,08	-	4.372,08
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	1.643,54	-	1.643,54
<b>Sub Total</b>	<b>16.235,98</b>	<b>6.474,72</b>	<b>9.761,27</b>
<b>Total</b>	<b>16.235,98</b>	<b>16.235,98</b>	

### 3.4.20. Neraca Massa *Mixer 06 (M-06)*

**Tabel 3. 45** Neraca Massa *Mixer 06 (M-06)*

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 38	Arus 39	Arus 40
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.474,72	-	6.474,72
H <sub>2</sub> O	-	14.560,56	14.560,56
<b>Sub Total</b>	<b>6.474,72</b>	<b>14.560,56</b>	<b>21.035,28</b>
<b>Total</b>	<b>21.035,28</b>		<b>21.035,28</b>

### 3.4.21. Neraca Massa *Filter Tower 01 (FT-01)*

**Tabel 3. 46** Neraca Massa *Filter Tower 01 (FT-01)*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 40	Arus 41
H <sub>2</sub> O	14.560,56	14.560,56
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.474,72	6.474,72
<b>Sub Total</b>	<b>21.035,28</b>	<b>21.035,28</b>
<b>Total</b>	<b>21.035,28</b>	<b>21.035,28</b>

### 3.4.22. Neraca Massa *Evaporator 02 (EV-02)*

**Tabel 3. 47** Neraca Massa *Evaporator 02 (EV-02)*

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 41	Arus 42	Arus 43
H <sub>2</sub> O	14.560,56	14.240,23	320,33
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.474,72	142,44	6.332,27
<b>Sub Total</b>	<b>21.035,28</b>	<b>14.382,67</b>	<b>6.652,61</b>
<b>Total</b>	<b>21.035,28</b>	<b>21.035,28</b>	

### 3.4.23. Neraca Massa *Rotary Dryer* 03 (RD-03)

**Tabel 3. 48** Neraca Massa *Rotary Dryer* 03 (RD-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 43	Arus 44	Arus 45
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.332,27	19,00	6.313,28
H <sub>2</sub> O	320,33	319,37	0,96
<b>Sub Total</b>	<b>6.652,61</b>	<b>338,37</b>	<b>6.314,24</b>
<b>Total</b>	<b>6.652,61</b>	<b>6.652,61</b>	

### 3.4.24. Neraca Massa *Ball Mill* 01 (BM-01)

**Tabel 3. 49** Neraca Massa *Ball Mill* 01 (BM-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 45	Arus 46
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.313,28	6.313,28
H <sub>2</sub> O	0,96	0,96
<b>Total</b>	<b>6.314,24</b>	<b>6.314,24</b>

### 3.4.25. Neraca Massa *Vibrating Screen* 01 (VS-01)

**Tabel 3. 50** Neraca Massa *Vibrating Screen* 01 (VS-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 46	Arus 47
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.313,28	6.313,28
H <sub>2</sub> O	0,96	0,96
<b>Total</b>	<b>6.314,24</b>	<b>6.314,24</b>

## 3.5. Neraca Panas

### 3.5.1. Neraca Panas *Washing Tower* 01 (WT-01)

**Tabel 3. 51** Neraca Panas *Washing Tower* 01 (WT-01)

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q Masuk (Fase Liquid)	56.931,07	-
Q Masuk (Fase Solid)	15.069,99	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	56.931,07
Q Keluar (Fase Solid)	-	15.069,99
<b>Total</b>	<b>72.001,05</b>	<b>72.001,05</b>

### 3.5.2. Neraca Panas *Rotary Dryer* 01 (RD-01)

**Tabel 3. 52** Neraca Panas *Rotary Dryer* 01 (RD-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Solid)	22.768,39	-
Q Keluar (Fase Solid)	-	22.768,39
<b>Total</b>	<b>22.768,39</b>	<b>22.768,39</b>

### 3.5.3. Neraca Panas *Hammer Mill* 01 (HM-01)

**Tabel 3. 53** Neraca Panas *Hammer Mill* 01 (HM-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Solid)	18.767,75	-
Q Keluar (Fase Solid)	-	18.767,75
<b>Total</b>	<b>18.767,75</b>	<b>18.767,75</b>

### 3.5.4. Neraca Panas *Mixer* 01 (M-01)

**Tabel 3. 54** Neraca Panas *Mixer* 01 (M-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	73.472,47	-
Q Masuk (Fase Solid)	17.745,99	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	73.472,47
Q Keluar (Fase Solid)	-	17.745,99
<b>Total</b>	<b>91.218,46</b>	<b>91.218,46</b>

### 3.5.5. Neraca Panas *Filter Press* 01 (FP-01)

**Tabel 3. 55** Neraca Panas *Filter Press* 01 (FP-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	67.029,08	-
Q Masuk (Fase Solid)	15.069,99	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	67.029,08
Q Keluar (Fase Solid)	-	15.069,99
<b>Total</b>	<b>82.099,07</b>	<b>82.099,07</b>

### 3.5.6. Neraca Panas Mixer 02 (M-02)

**Tabel 3. 56** Neraca Panas Mixer 02 (M-02)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	317.838,15	-
Q Masuk (Fase Solid)	17.745,99	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	317.838,15
Q Keluar (Fase Solid)	-	17.745,99
<b>Total</b>	<b>335.584,14</b>	<b>335.584,14</b>

### 3.5.7. Neraca Panas Filter Press 02 (FP-02)

**Tabel 3. 57** Neraca Panas Filter Press 02 (FP-02)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	289.188,90	-
Q Masuk (Fase Solid)	15.069,99	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	293.101,10
Q Keluar (Fase Solid)	-	12.437,06
Q Diambil	-	-1.279,27
<b>Total</b>	<b>304.258,89</b>	<b>304.258,89</b>

### 3.5.8. Neraca Panas Mixer 03 (M-03)

**Tabel 3. 58** Neraca Panas Mixer 03 (M-03)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	413.034,55	-
Q Masuk (Fase Solid)	12.270,53	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	413.034,55
Q Keluar (Fase Solid)	-	12.270,53
<b>Total</b>	<b>425.305,08</b>	<b>425.305,08</b>

### 3.5.9. Neraca Panas Filter Press 03 (FP-03)

**Tabel 3. 59** Neraca Panas Filter Press 03 (FP-03)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	416.432,02	-
Q Masuk (Fase Solid)	12.437,06	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	427.847,50
Q Keluar (Fase Solid)	-	2.826,40
Q Diambil	-	-1.804,82
<b>Total</b>	<b>428.869,08</b>	<b>428.869,08</b>

### 3.5.10. Neraca Panas Mixer 04 (M-04)

**Tabel 3. 60** Neraca Panas Mixer 04 (M-04)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	537.093,97	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	537.093,97
<b>Total</b>	<b>537.093,97</b>	<b>537.093,97</b>

### 3.5.11. Neraca Panas Storage Tank 01 (ST-01)

**Tabel 3. 61** Neraca Panas Storage Tank 01 (ST-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	488.435,61	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	488.435,61
<b>Total</b>	<b>488.435,61</b>	<b>488.435,61</b>

### 3.5.12. Neraca Panas Neutralizer 01 (RN-01)

**Tabel 3. 62** Neraca Panas Neutralizer 01 (RN-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	507.834,24	-
Q Masuk (Fase Solid)	32.950,01	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	74.414,90
Q Keluar (Fase Solid)	-	584.180,73
Q Diambil	-	-117.811,38
<b>Total</b>	<b>540.784,25</b>	<b>540.784,25</b>

### 3.5.13. Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter 01 (RDVF-01)

**Tabel 3. 63** Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter 01 (RDVF-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	72.003,59	-
Q Masuk (Fase Solid)	566.742,50	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	72.003,59
Q Keluar (Fase Solid)	-	566.742,50
<b>Total</b>	<b>638.746,09</b>	<b>638.746,09</b>

### 3.5.14. Neraca Panas Reaktor 01 (R-01)

**Tabel 3. 64** Neraca Panas Reaktor 01 (R-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	33.750,12	-
Q Masuk (Fase Solid)	12.272,77	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	28.774,58
Q Keluar (Fase Solid)	-	10.532,81
Q Reaksi	18.398.007,86	-
Q Pendingin	-	18.404.723,36
<b>Total</b>	<b>18.444.030,75</b>	<b>18.444.030,75</b>

### 3.5.15. Neraca Panas Reaktor 02 (R-02)

**Tabel 3. 65** Neraca Panas Reaktor 02 (R-02)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	45.218,62	-
Q Masuk (Fase Solid)	11.662,26	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	45.218,62
Q Keluar (Fase Solid)	-	11.662,26
Q Reaksi	8.480.639,73	-
Q Pendingin	-	8.480.639,73
<b>Total</b>	<b>8.537.520,61</b>	<b>8.537.520,61</b>

### 3.5.16. Neraca Panas *Evaporator* 01 (EV-01)

**Tabel 3. 66** Neraca Panas *Evaporator* 01 (EV-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	22.887,52	-
Q Masuk (Fase Solid)	11.311,18	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	65,27
Q Keluar (Fase Solid)	-	21.487,47
Q Keluar (Fase Gas)	-	1.471,46
Q Diambil	-	11.174,50
<b>Total</b>	<b>34.198,70</b>	<b>34.198,70</b>

### 3.5.17. Neraca Panas *Rotary Dryer* 02 (RD-02)

**Tabel 3. 67** Neraca Panas *Rotary Dryer* 02 (RD-02)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	66,30	-
Q Masuk (Fase Solid)	21.826,36	-
Q Keluar (Fase Gas)	-	618,24

**Tabel 3. 62** Neraca Panas *Rotary Dryer* 02 (RD-02)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Keluar (Fase Solid)	-	21.216,51
Q Diambil	-	57,91
<b>Total</b>	<b>21.892,66</b>	<b>21.892,66</b>

**3.5.18. Neraca Panas Mixer 05 (M-05)**

**Tabel 3. 68** Neraca Panas *Mixer* 05 (M-05)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	4.466,13	-
Q Masuk (Fase Solid)	18.386,72	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	4.466,13
Q Keluar (Fase Solid)	-	18.386,72
<b>Total</b>	<b>22.852,85</b>	<b>22.852,85</b>

**3.5.19. Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter 02 (RDVF-02)**

**Tabel 3. 69** Neraca Panas *Rotary Drum Vacuum Filter* 02 (RDVF-02)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	4.466,13	-
Q Masuk (Fase Solid)	18.386,72	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	4.466,13
Q Keluar (Fase Solid)	-	18.386,72
<b>Total</b>	<b>22.852,85</b>	<b>22.852,85</b>

**3.5.20. Neraca Panas Mixer 06 (M-06)**

**Tabel 3. 70** Neraca Panas *Mixer* 06 (M-06)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	60.588,11	-
Q Masuk (Fase Solid)	8.129,37	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	78.141,79
Q Keluar (Fase Solid)	-	-
Q Serap	9.424,31	-
<b>Total</b>	<b>78.141,79</b>	<b>78.141,79</b>

### 3.5.21. Neraca Panas *Filter Tower* 01 (FT-01)

**Tabel 3. 71** Neraca Panas *Filter Tower* 01 (FT-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	78.141,79	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	78.141,79
<b>Total</b>	<b>78.141,79</b>	<b>78.141,79</b>

### 3.5.22. Neraca Panas *Evaporator* 02 (EV-02)

**Tabel 3. 72** Neraca Panas *Evaporator* 02 (EV-02)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	85.503,63	-
Q Masuk (Fase Vapor)	-	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	19.900,36
Q Keluar (Fase Vapor)	-	26.898,21
Q Diambil	-	38.705,06
<b>Total</b>	<b>85.503,63</b>	<b>85.503,63</b>

### 3.5.23. Neraca Panas *Rotary Dryer* 03 (RD-03)

**Tabel 3. 73** Neraca Panas *Rotary Dryer* 03 (RD-03)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	1.489,55	-
Q Masuk (Fase Solid)	9.920,56	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	1.540,80
Q Keluar (Fase Solid)	-	9.890,80
Q Diambil	-	-21,49
<b>Total</b>	<b>11.410,11</b>	<b>11.410,11</b>

### 3.5.24. Neraca Panas *Ball Mill* 01 (BM-01)

**Tabel 3. 74** Neraca Panas *Ball Mill* 01 (BM-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Solid)	17.115,99	-
Q Masuk (Fase Liquid)	4,00	-
Q Keluar (Fase Solid)	-	17.115,99
Q Keluar (Fase Liquid)	-	4,00
<b>Total</b>	<b>17.119,99</b>	<b>17.119,99</b>

### 3.5.25. Neraca Panas *Vibrating Screen* 01 (VS-01)

**Tabel 3. 75** Neraca Panas *Vibrating Screen* 01 (VS-01)

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Solid)	17.115,99	-
Q Masuk (Fase Liquid)	4,00	-
Q Keluar (Fase Solid)	-	17.115,99
Q Keluar (Fase Liquid)	-	4,00
<b>Total</b>	<b>17.119,99</b>	<b>17.119,99</b>

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1. Penentuan Lokasi Pabrik**

Penentuan lokasi pabrik direncanakan atas pemikiran secara praktis serta meninjau aspek keuntungan dari segi teknis maupun ekonomis. Terdapat beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik, diantaranya:

##### **4.1.1. Keterjangkauan Bahan Baku**

Pabrik yang baik adalah pabrik yang lokasinya sedekat mungkin dengan pemasok bahan baku demi menghemat biaya impor bahan baku melalui jalur darat. Selain itu, pabrik juga memiliki akses sedekat mungkin dengan pelabuhan demi mempermudah proses ekspor produk maupun impor bahan baku melalui jalur darat.

##### **4.1.2. Keterjangkauan Pemasaran Produk**

Pabrik didirikan sedekat mungkin dengan industri yang membutuhkan produk glukosa baik sebagai bahan utama maupun bahan pendukung demi menghemat biaya ekspor melalui jalur darat.

##### **4.1.3. Keterjangkauan Energi dan Sumber Daya**

Air merupakan sarana utilitas yang penting demi mendukung proses produksi glukosa, sehingga pabrik didirikan sedekat mungkin dengan sungai, danau, atau laut. Sedangkan, energi merupakan sarana utilitas demi mendukung operasional produksi glukosa.

#### **4.1.4. Ketersediaan Tenaga Kerja**

Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi.

#### **4.1.5. Kondisi Geografis dan Sosial**

Kondisi Geografis dan Sosial dipengaruhi oleh beberapa faktor berikut, yaitu:

a. Bencana Alam

Pabrik didirikan pada daerah yang aman dari bencana alam seperti misalnya banjir, gempa bumi, gunung meletus, angin tornado, sambaran petir, tanah longsor dsb.

b. Regulasi Pemerintah

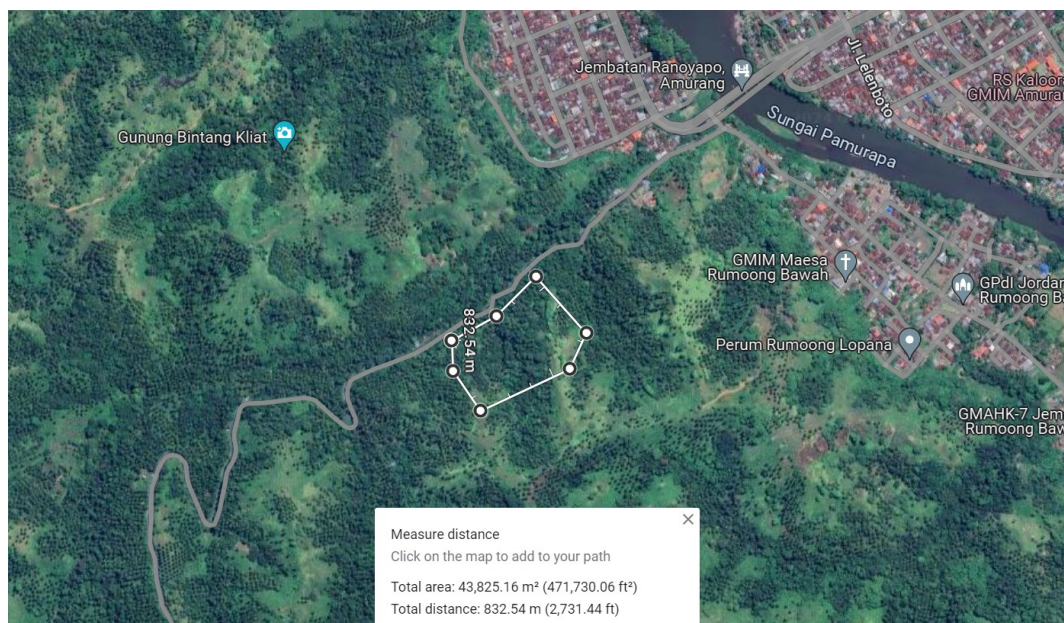
Diutamakan memilih daerah yang memiliki regulasi pendirian pabrik yang mudah untuk diakses.

c. Sosial Masyarakat

Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka pabrik glukosa ini dalam perencanaannya akan didirikan di kawasan industri Jl. Trans Sulawesi No. 84, Buyungon, Kec. Amurang, Kabupaten Minahasa Selatan, Sulawesi Utara pada Gambar 4.1. Hal tersebut didukung dengan beberapa faktor, di antaranya:

1. Deket dengan pelabuhan yang akan memudahkan impor barang-barang kebutuhan pabrik dan ekspor produk.
2. Deket dengan Pantai Ranoyapo, Sungai Ranoyapo, dan Sungai Pamurapa sebagai sumber air.
3. Dekat dengan sumber bahan baku, yaitu sabut kelapa yang dipasok dari CV Puri Bitung Gemilang dengan menghasilkan kapasitas sabut kelapa sebesar 7-8 ton/hari.
4. Sarana dan prasarana yang meliputi transportasi, jalan, dan listrik yang memadai.
5. Tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah di sekitarnya, baik tenaga terdidik maupun tenaga kasar.
6. Regulasi pendirian pabrik dengan persyaratan yang mudah untuk diakses.



**Gambar 4. 1** Lokasi Pendirian Pabrik Glukosa

## 4.2. Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik (*layout plant*) merupakan sebuah susunan fasilitas fisik yang terdiri atas perlengkapan, tenaga, bangunan, serta sarana lain demi mengoptimalkan hubungan antara pekerja, aliran informasi, aliran barang, serta tata cara yang diperlukan untuk mencapai tujuan perusahaan. Umumnya, tata letak pabrik merepresentasikan posisi serta bentuk bangunan yang ada di lokasi pabrik, seperti:

1. Area Kumpul
2. Area Proses
3. Area Utilitas
4. Unit Pemadam Kebakaran
5. Bengkel Pemeliharaan
6. Gudang Peralatan
7. Penyimpanan Bahan Baku
8. Penyimpanan Produk
9. Kantor Teknik dan Produksi
10. Kantor Pusat dan Administrasi
11. Kantin
12. Kantor Keamanan
13. Daerah Perluasan
14. Laboratorium Pengendalian
15. Masjid
16. Parkir Umum

17. Parkir Truck

18. *Mess*

19. Poliklinik

20. Pos Jaga 1

21. Pos Jaga 2

22. Ruang Kendali Proses

23. Ruang Kendali Utilitas

Susunan tata letak pabrik ini harus memungkinkan adanya distribusi bahan-bahan dengan baik, cepat dan efisien. Pra rancangan pabrik glukosa ini akan didirikan di Minahasa Selatan, Sulawesi Utara diatas tanah seluas  $\pm 4,38$  Ha dan luas bangunan seluas  $\pm 3,32$  Ha pada Tabel 4.1 berikut yang meliputi:

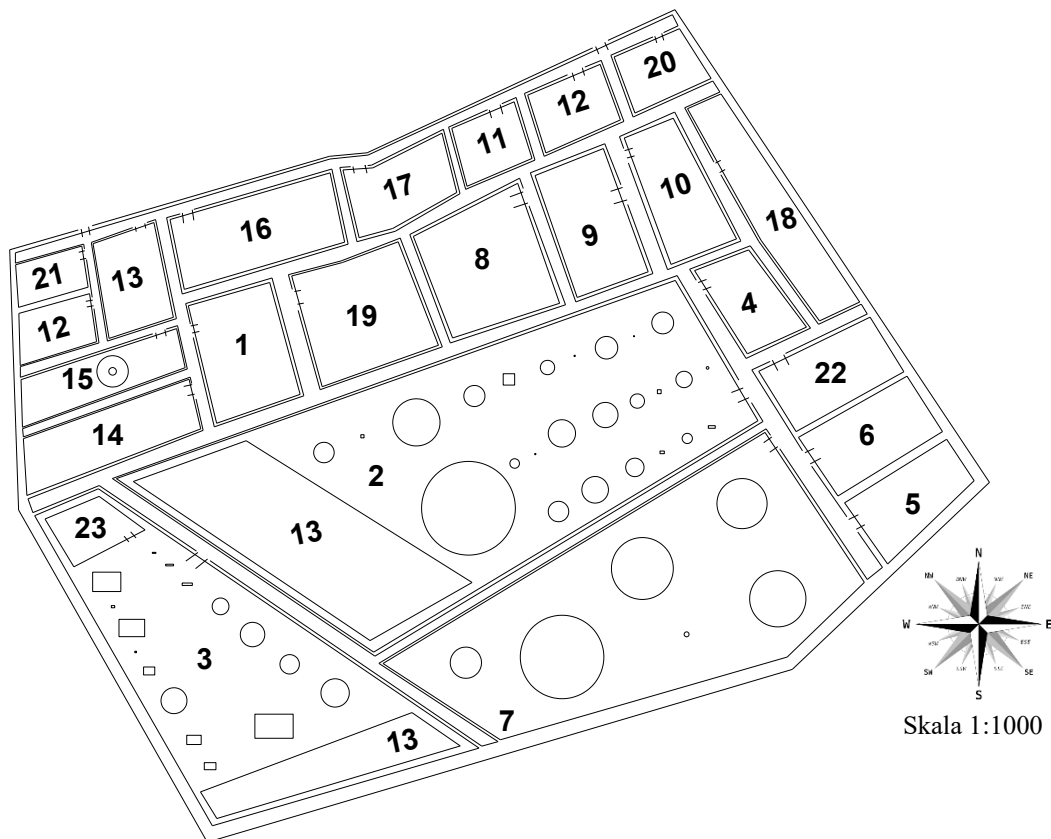
**Tabel 4. 1 Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik**

No	Lokasi	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Area Kumpul	872,05
2	Area Proses	6.700,17
3	Area Utilitas	3.824,95
4	Unit Pemadam Kebakaran	499,15
5	Bengkel Pemeliharaan	633,75
6	Gudang Peralatan	719,09
7	Penyimpanan Bahan Baku	6.039,05
8	Penyimpanan Produk	1.150,86
9	Kantor Teknik dan Produksi	824,92
10	Kantor Pusat dan Administrasi	826,21
11	Kantin	349,72
12	Kantor Keamanan	408,08
13	Daerah Perluasan	3.683,33
14	Laboratorium Pengendalian	811,99
15	Masjid	611,87
16	Parkiran Umum	1.008,65
17	Parkir Truck	575,48
18	<i>Mess</i>	930,38
19	Poliklinik	1.118,84
20	Pos Jaga 1	390,10
21	Pos Jaga 2	249,88

**Tabel 4. 1** Rincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

22	Ruang Kendali Proses	710,97
23	Ruang Kendali Utilitas	312,61
Total Luas Bangunan		33.252,12
Total Luas Tanah		43.820,26

Secara umum, pengaturan tata letak yaitu untuk dapat mengatur area kerja serta segala fasilitas produksi yang ekonomis dan aman dalam proses produksi. Berikut tata letak pabrik glukosa pada Gambar 4.2 disertai dengan deskripsi penomoran sesuai urutan diatas.



**Gambar 4. 2** Tata Letak Pabrik Glukosa

#### 4.3. Tata Letak Peralatan

Tata letak peralatan proses pada Gambar 4.3 dirancang dengan pertimbangan agar didapatkan proses seefisien mungkin demi menghasilkan

produk yang optimum. Terdapat beberapa pertimbangan yang diperhatikan, diantaranya:

1. Ekonomi

Tata letak alat proses didesain sebaik mungkin demi memberikan biaya konstruksi dan biaya operasional seminimal mungkin. Biaya operasional dapat diminimalisir dengan mengatur jarak antar alat, sehingga menggunakan jalur pemipaan terpendek beserta bahan konstruksi yang ekonomis.

2. Kebutuhan Proses

Tata letak alat proses diharapkan dapat memberikan ruangan yang memadai bagi setiap alat agar mampu beroperasi tanpa hambatan, didukung dengan jalur distribusi utilitas yang memadai.

3. Pemantauan Khusus

Peralatan yang membutuhkan pemantauan lebih lanjut, diletakkan sedekat mungkin dengan *control room*.

4. Aksesibilitas Pekerja

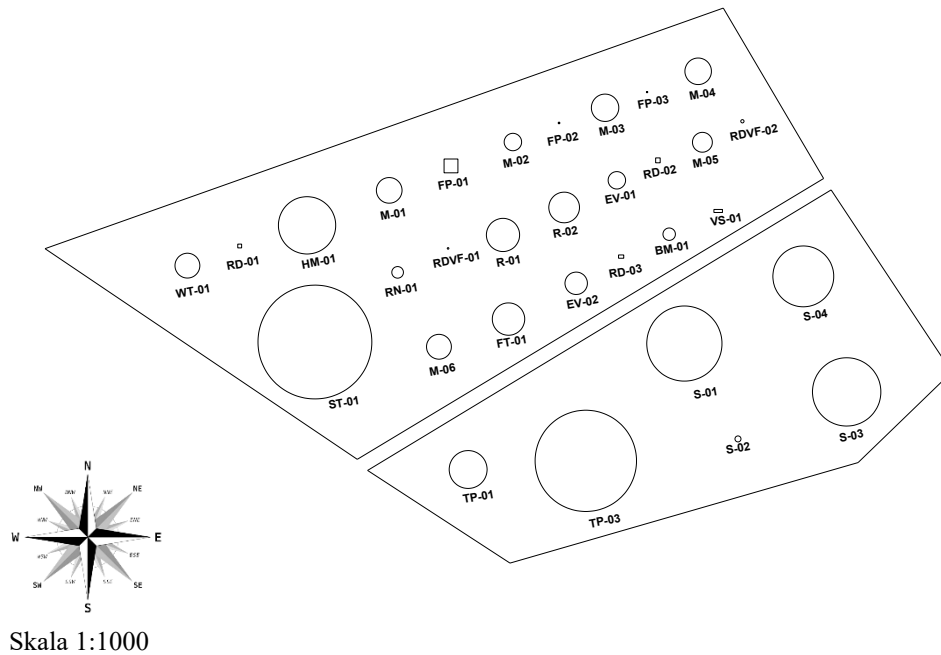
Beberapa alat yang memungkinkan pekerja dapat mengaksesnya secara langsung harus diletakkan pada ketinggian serta kemiringan yang mudah dijangkau oleh operator.

5. Keamanan

Jauhkan peralatan yang memiliki resiko bahaya tinggi dari area para pekerja, serta berikan tanda peringatan khusus untuk meminimalisir terjadinya insiden.

## 6. Perluasan Area

Pabrik yang didirikan diharapkan memiliki tata letak yang mampu dikembangkan dengan menambah unit alat apabila diperlukan perluasan area.



**Gambar 4.3** Tata Letak Alat Proses Pabrik Glukosa

Keterangan:

Kode Alat	Nama Alat
WT	<i>Washing Tower</i>
RD	<i>Rotary Dryer</i>
HM	<i>Hammer Mill</i>
M	<i>Mixer</i>
FP	<i>Filter Press</i>
ST	<i>Storage Tank</i>
RN	<i>Neutrallizer</i>
RDVF	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
R	<i>Reaktor</i>
EV	<i>Evaporator</i>
FT	<i>Filter Tower</i>
BM	<i>Ball Mill</i>
VS	<i>Vibrating Screen</i>

## **4.4. Organisasi Perusahaan**

### **4.4.1. Bentuk Organisasi Perusahaan**

Pabrik glukosa yang didirikan memiliki bentuk perusahaan sebagai Perseroan Terbatas (PT). Menurut (Santoso, 2000) pendirian PT memiliki beberapa pertimbangan, sebagai berikut:

a. Kedudukan Mandiri Perseroan Terbatas

PT oleh hukum dipandang berdiri sendiri secara otonom terlepas dari perseorangan yang berada dalam PT tersebut.

b. Adanya Mobilitas Atas Hak Penyertaan

Dampak positif dari konstruksi tersebut adalah terjaganya keutuhan modal yang telah terkumpul, tanpa adanya kemungkinan dimintainya kembali bagian yang telah disetor ke perseroan.

c. Persyaratan Hukum

Banyak hukum positif Indonesia mensyaratkan bahwa kegiatan usaha atau bisnis tertentu harus dilakukan oleh badan hukum Indonesia berbentuk PT.

d. Kemudahan Mendapatkan Modal

Dimungkinkan pengerahan dana masyarakat untuk investasi bagi kepentingan perkembangan perusahaan.

e. Efisiensi Manajemen

PT terdiri dari banyak pemegang saham, jumlahnya yang amat banyak dari pemegang saham akan meningkatkan tanggung jawab sosial suatu PT serta sekaligus menunjukkan PT berada dalam

pengamatan dan kontrol perusahaan melalui Dewan Komisaris dan Direktur yang cakap serta berpengalaman.

Beberapa ciri dari perusahaan berbentuk PT, di antaranya:

- a. Perusahaan yang didirikan didasarkan atas akta notaris berdasarkan UU Hukum Perdagangan.
- b. Pemilik perusahaan umumnya merupakan pemegang saham utama.
- c. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian serta terdiri dari beberapa saham.
- d. Direksi merupakan pemimpin perusahaan yang ditunjuk oleh para pemegang saham.
- e. Direksi mengakomodir pembinaan personalia secara keseluruhan dengan memperhatikan UU Buruh Kerja.

#### **4.4.2. Struktur Organisasi Perusahaan**

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penunjang kemajuan sebuah perusahaan. Untuk didapatkan sistem keorganisasian yang jelas, maka perlu diperhatikan beberapa pedoman, di antaranya:

- a. Perumusan tujuan perusahaan jelas.
- b. Pendelegasian wewenang dan pembagian tugas kerja yang jelas.
- c. Kesatuan perintah dan tanggung jawab.
- d. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan.
- e. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman pada beberapa poin tersebut, akan diperoleh *system line and staff*, di mana garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis

dengan pembagian tugas kerja. Sehingga, seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan.

#### **4.4.3. Tugas dan Wewenang**

a. Dewan Direksi

Dewan direksi adalah organ perusahaan yang berwenang dan bertanggung jawab penuh atas pengurusan perseroan untuk kepentingan perseroan. Sesuai dengan maksud dan tujuan perseroan serta mewakili perseroan, baik di dalam maupun di luar pengadilan sesuai ketentuan Anggaran Dasar.

b. Direktur Utama

Direktur utama adalah pejabat eksekutif yang berperan sebagai jenjang tertinggi dalam perusahaan yang diberi tanggung jawab untuk mengatur keseluruhan suatu organisasi.

c. Direktur Keuangan

Direktur keuangan adalah jabatan yang bertanggung jawab dalam mengelola risiko keuangan korporasi, perencanaan keuangan dan pencatatan, serta pelaporan untuk manajemen yang lebih tinggi.

d. General Manager

General Manager adalah manajer yang memiliki tanggung jawab kepada seluruh bagian/fungsional pada perusahaan. Senior Manager memimpin beberapa unit bidang fungsi pekerjaan yang mengawasi seluruh manajer fungsional.

e. Ahli Tata Kelola Pabrik

Fungsional Ahli Tata Kelola Pabrik bertugas dalam mengoptimalkan pengelolaan proses produksi, mengupayakan penyelesaian permasalahan pada pengelolaan proses produksi, serta melakukan pembinaan dan pengembangan kompetensi sesuai dengan standar dan kontrak kinerja yang ditetapkan dengan mengendalikan biaya, mutu, dan waktu secara efektif dan efisien.

f. *Auditor of Unit dan Assistant Analyst Auditor of Unit*

Jabatan *Auditor of Unit* dan *Assistant Analyst Auditor of Unit* bertanggung jawab langsung kepada *Department of Internal Audit Head Office*.

g. *Regional Assistant Analyst of Legal*

Jabatan *Regional Assistant Analyst of Legal* bertanggung jawab langsung kepada *Department of Corporate Legal Head Office*.

h. Kepala Bagian

Kepala Bagian dipimpin oleh Manajer, terdiri atas:

1. Operasi

Manajer operasi bertugas mengelola kegiatan perencanaan dan pengendalian operasi dan niaga, mengelola kegiatan pengoperasian alat proses, mengelola kimia, energi primer dan material operasi, K3 dan lingkungan, serta mengelola manajemen proses produksi sesuai dengan standar dan kontrak kinerja yang ditetapkan dengan mengendalikan

biaya, mutu, dan waktu secara efektif dan efisien. Kepala bagian operasi membawahi:

1) Seksi Produksi dan Utilitas

Tugasnya meliputi:

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

2) Seksi Teknikal

Tugasnya meliputi:

- Pengendalian operasi pabrik untuk mencapai produksi sesuai dengan yang dikehendaki.
- Bekerja sama dengan seksi produksi dan utilitas dalam menangani gangguan yang mungkin terjadi.

3) Seksi Laboratorium

Tugasnya meliputi:

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk.
- Mengawasi kualitas buangan pabrik.

## 2. Pemeliharaan

Manajer pemeliharaan bertugas mengelola kegiatan perencanaan pemeliharaan alat proses, perencanaan inventori, mengelola pemeliharaan alat bantu (BOP), bengkel dan tools, outage, instalasi energi primer, serta mengelola manajemen proses produksi sesuai dengan standar dan kontrak kinerja yang ditetapkan dengan mengandalikan biaya, mutu, dan waktu secara efektif dan efisien. Kepala bagian pemeliharaan membawahi:

### 1) Seksi Pengolahan Limbah

Tugasnya meliputi:

- Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan perusahaan.
- Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

### 2) Seksi Penelitian

Tugasnya meliputi:

- Melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan efektifitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

### 3) Seksi pengembangan

Tugasnya meliputi:

- Merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan *plant*, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

### 3. *Engineering*

Manajer *engineering* bertugas mengelola kegiatan penyusunan RJP proses produksi, manajemen resiko, mutu dan kinerja dan *knowledge management*, mengelola program *improvement* proses produksi, mengelola *reliability*, berperan sebagai *technology owner* dan *system owner*, mengelola *life cycle* proses produksi yang berulang, mengelola sistem informasi proses produksi serta mengelola *improvement* dan investasi proses produksi untuk mendukung *performance*, keandalan dan kesiapan pabrik sesuai standar dan kontrak kinerja yang ditetapkan. Kepala bagian *engineering* membawahi:

#### 1) Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugasnya meliputi:

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- Memperbaiki peralatan pabrik.

## 2) Seksi Pengadaan Peralatan

Tugasnya meliputi:

- Merencanakan penggantian alat.
- Menentukan spesifikasi peralatan pengganti/peralatan baru yang akan digunakan.

## 4. Administrasi

Manajer administrasi bertugas mengelola keuangan dan administrasi meliputi kegiatan anggaran dan keuangan, akuntansi dan perpajakan, sumber daya manusia, kesekretariatan dan pelayanan umum, kehumasan dan *community development*, dan pengamanan lingkungan kerja, pengelolaan konstruksi sipil, fasilitas, sarana, gedung, dan bangunan serta pengadaan barang dan jasa serta pergudangan yang bertujuan untuk mendukung pencapaian proses produksi sesuai standar dan kontrak kerja yang ditetapkan dengan mengendalikan biaya, mutu, dan waktu secara efektif dan efisien. Kepala bagian administrasi membawahi:

### 1) Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Tugasnya meliputi:

- Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.

- Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
- Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

## 2) Seksi Kas

Tugasnya meliputi:

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- Menghitung penggunaan uang perusahaan, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

## 3) Seksi Personalia

Tugasnya meliputi:

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

#### 4) Seksi Humas dan Keamanan

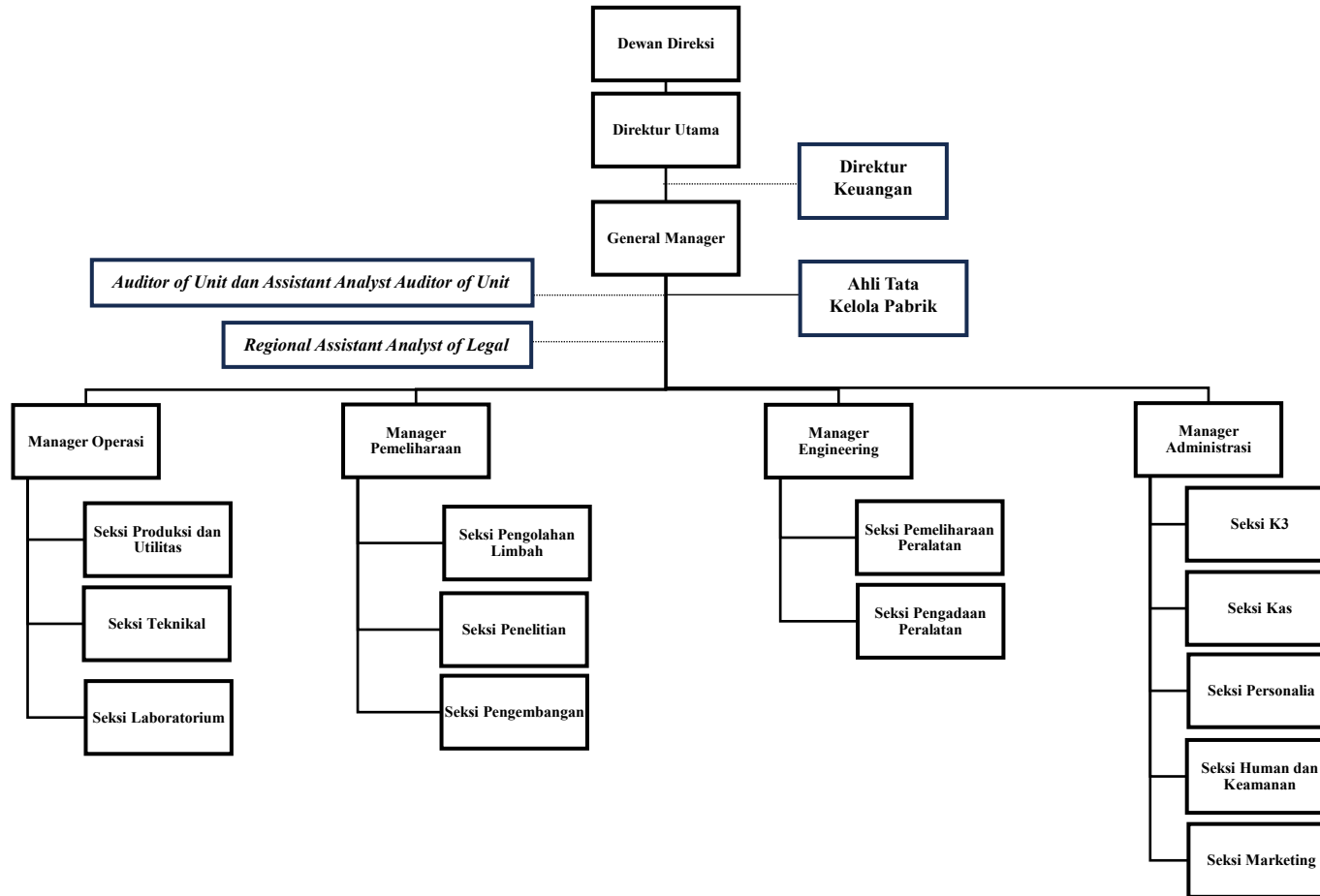
Tugasnya meliputi:

- Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.
- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

#### 5) Seksi Marketing

Tugasnya meliputi:

- Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli.
- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.
- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi barang dari gudang.



**Gambar 4. 4** Struktur Organisasi Perusahaan

#### 4.4.4. Status Karyawan

Pembagian gaji karyawan dibagi berdasarkan status karyawan, kedudukan, pembagian jam kerja, serta keahlian, meliputi:

##### a. Status Karyawan

##### 1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap merupakan karyawan yang memenuhi persyaratan yang ditentukan perusahaan serta diterima dalam masa bakti sebuah pekerjaan dalam jangka waktu yang tidak terbatas.

##### 2. Karyawan Tidak Tetap

Karyawan harian merupakan karyawan yang terikat dalam masa bakti sebuah pekerjaan dalam waktu yang dibatasi sesuai dengan kesepakatan perusahaan. Hubungan pekerjaan beserta hak-haknya ditetapkan atas Peraturan Menteri Tenaga Kerja No. PER 02/MEN/1993.

#### 4.4.5. Jam Kerja Karyawan

##### a. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak terlibat langsung dalam produksi. Umumnya, yang termasuk karyawan *non-shift* antara lain manager, *staff* ahli, kepala bagian, kepala seksi, *staff* administrasi, personalia dan umum. Hari kerja untuk jenis karyawan ini dilaksanakan selama 5 hari (Senin–Jumat) dalam satu minggu, dengan pembagian jam kerja pukul 08.00 – 16.00 WIB.

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang terlibat secara langsung terhadap proses produksi. Oleh karena itu, perlu dilakukan pemantauan secara langsung terhadap proses produksi, sehingga diperlukan pembagian jam kerja secara bergilir pada empat hari sekali. Umumnya, yang termasuk dalam karyawan *shift* di antara lain, yakni *staff* seksi dan keamanan. Pengaturan jam kerja karyawan *shift* dibagi sebagai berikut:

*Staff* Seksi:

- *Shift* Pagi (I): Pukul 06.00 – 14.00 WIB
- *Shift* Siang (II): Pukul 14.00 – 22.00 WIB
- *Shift* Malam (III): Pukul 22.00 – 06.00 WIB

Karyawan Keamanan:

- *Shift* Pagi (I): Pukul 07.00 – 15.00 WIB
- *Shift* Siang (II): Pukul 15.00 – 23.00 WIB
- *Shift* Malam (III): Pukul 23.00 – 07.00 WIB

Jadwal kerja karyawan dapat dilihat pada Tabel 4.2 sebagai berikut:

**Tabel 4. 2** Jadwal Kerja Karyawan

Hari ke Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
A	I	I	I	I	II	II	II	II	III	III	III	III	■			
B	II	II	II	II	III	III	III	III	■				I	I	I	I
C	III	III	III	III	■				I	I	I	I	II	II	II	II
D	■				I	I	I	I	II	II	II	II	III	III	III	III

Keterangan:

**A, B, C, D:** Regu kerja shift | **1, 2, 3, ...:** Hari kerja | **■:** Hari libur | I, II, III: *Shift*

#### 4.4.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Gaji dan Hak Karyawan

##### a. Penggolongan Jabatan

Prasyarat minimal jabatan pekerja pabrik umumnya dapat dilihat pada Tabel 4.3 sebagai berikut:

**Tabel 4. 3** Jabatan dan Prasyarat

<b>Jabatan</b>	<b>Prasyarat Minimal</b>
Dewan Direksi	Sarjana (Pengalaman Min. 20 Tahun)
Direktur Utama	Sarjana (Pengalaman Min. 15 Tahun)
Direktur Keuangan	Sarjana (Pengalaman Min. 15 Tahun)
<i>General Manager</i>	Sarjana (Pengalaman Min. 10 Tahun)
Ahli Tata Kelola Pabrik	Sarjana Teknik Kimia (Pengalaman Min. 10 Tahun)
<i>Auditor of Unit dan Assistant Analyst Auditor of Unit</i>	Sarjana (Pengalaman Min. 10 Tahun)
<i>Regional Assistant Analyst of Legal</i>	Sarjana Manajemen/Hukum (Pengalaman Min. 10 Tahun)
Kepala Bagian Operasi	Sarjana Teknik Kimia (Pengalaman Min. 5 Tahun)
Kepala Seksi Produksi dan Utilitas	Teknik Mesin(Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Teknikal	Teknik Mesin(Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Laboratorium	Teknik Kimia/Kimia Industri(Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Bagian <i>Engineering</i>	Sarjana Teknik Mesin (Pengalaman Min. 5 Tahun)
Kepala Seksi Pemeliharaan Peralatan	Sarjana Teknik Mesin (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Keapala Seksi Pengadaan Peralatan	Sarjana Teknik Industri (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Bagian Pemeliharaan	Sarjana Teknik Mesin (Pengalaman Min. 5 Tahun)
Kepala Seksi Pengolahan Limbah	Sarjana Teknik Lingkungan (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Penelitian	Sarjana Teknik Kimia (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Pengembangan	Sarjana Teknik Mesin (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Bagian Administrasi	Sarjana (Pengalaman Min. 5 Tahun)
Kepala Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja	Sarjana K3 (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Administrasi	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Kas	Sarjana Ekonomi (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Personalia	Sarjana Humaniora (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Humas	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Keamanan dan Ketertiban	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Seksi Pembelian	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)

**Tabel 4. 3** Jabatan dan Prasyarat Lanjutan

Kepala Seksi Pemasaran	Sarjana (Pengalaman Min. 3 Tahun)
Kepala Regu	Sarjana (Pengalaman Min. 2 Tahun)
Operator	SMA
Sekretaris	Akademi Sekretaris
Medis	Dokter
Keamanan	SMA
Sopir dan <i>Cleaning Service</i>	SMP

b. Jumlah Gaji

Jumlah gaji pekerja pabrik umumnya dapat dilihat pada Tabel 4.4 sebagai berikut:

**Tabel 4. 4** Jumlah Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji	Gaji/Tahun
1	Dewan Direksi	1	Rp85.000.000	Rp85.000.000	Rp1.020.000.000
2	Direktur Utama	1	Rp60.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
3	Direktur Keuangan	1	Rp60.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
4	<i>General Manager</i>	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000	Rp360.000.000
5	Ahli Tata Kelola Pabrik	1	Rp20.000.000	Rp20.000.000	Rp240.000.000
6	<i>Auditor of Unit dan Assistant Analyst Auditor of Unit</i>	2	Rp20.000.000	Rp40.000.000	Rp480.000.000
7	<i>Regional Assistant Analyst of Legal</i>	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000	Rp180.000.000
8	Kepala Bagian Operasi	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
9	Kepala Seksi Produksi dan Utilitas	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
10	Kepala Seksi Teknikal	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
11	Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
12	Kepala Bagian <i>Engineering</i>	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
13	Kepala Seksi Pemeliharaan Peralatan	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
14	Keapala Seksi Pengadaan Peralatan	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000

**Tabel 4. 4** Jumlah Gaji Karyawan Lanjutan

15	Kepala Bagian Pemeliharaan	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
16	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
17	Kepala Seksi Penelitian	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
18	Kepala Seksi Pengembangan	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
19	Kepala Bagian Administrasi	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp120.000.000
20	Kepala Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
21	Kepala Seksi Administrasi	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
22	Kepala Seksi Kas	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
23	Kepala Seksi Personalia	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
24	Kepala Seksi Humas	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
25	Kepala Seksi Keamanan dan Ketertiban	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
26	Kepala Seksi Pembelian	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
27	Kepala Seksi Pemasaran	1	Rp8.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
28	Kepala Regu	26	Rp6.000.000	Rp156.000.000	Rp1.872.000.000
29	<i>Staff</i> Administrasi	5	Rp5.000.000	Rp25.000.000	Rp300.000.000
30	Operator Operasi	12	Rp5.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
31	Operator Pemeliharaan	12	Rp5.000.000	Rp60.000.000	Rp720.000.000
32	Operator <i>Engineering</i>	8	Rp5.000.000	Rp40.000.000	Rp48.000.000
33	Sekretaris	2	Rp4.000.000	Rp8.000.000	Rp96.000.000
34	Dokter	2	Rp6.000.000	Rp12.000.000	Rp144.000.000
35	Perawat	2	Rp4.700.000	Rp9.400.000	Rp112.800.000
36	Keamanan	8	Rp4.700.000	Rp37.600.000	Rp451.200.000
37	Sopir	3	Rp4.700.000	Rp14.100.000	Rp169.200.000
38	<i>Cleaning Service</i>	5	Rp3.500.000	Rp17.500.000	Rp210.000.000
<b>TOTAL</b>		<b>113</b>	<b>Rp511.600.000</b>	<b>Rp917.600.000</b>	<b>Rp11.011.200.000</b>

### c. Hak Karyawan

Karyawan tetap merupakan karyawan yang memenuhi persyaratan yang ditentukan perusahaan serta diterima dalam masa bakti sebuah pekerjaan dalam jangka waktu yang tidak terbatas.

#### 1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
- Tunjangan jabatan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

#### 2. Cuti

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

#### 3. Pengobatan

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

#### 4. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,00 per bulan.

#### d. Fasilitas Penunjang

##### 1. Pakaian Kerja

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

##### 2. Mobilitas

Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.

##### 3. Sarana Ibadah

Sarana peribadatan seperti masjid.

##### 4. Alat Perlindungan

Peralatan-peralatan keamanan seperti safety helmet, safety shoes dan kacamata serta alat-alat keamanan lain seperti masker, ear plug, sarung tangan tahan api.

##### 5. *Medical Center*

Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

#### **4.4.7. Manajemen Produksi**

Manajemen produksi merupakan bagian dari manajemen perusahaan yang berperan sebagai penyelenggara semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan

faktor-faktor produksi, sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan. Manajemen produksi meliputi pengendalian produksi dan manajemen perencanaan. Tujuan pengendalian produksi dan perencanaan adalah mengusahakan kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat terhindar dari penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini erat kaitannya dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolok ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dapat dikendalikan ke arah yang sesuai.

#### **4.4.8. Perencanaan Produksi**

Dalam menyusun rencana produksi, terdapat dua hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu faktor internal dan eksternal. Faktor internal adalah kemampuan pabrik, sedangkan faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan.

##### **a. Kemampuan Pasar**

Terbagi dalam dua kemungkinan:

1. Kemampuan pasar yang lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.

2. Kemampuan pasar yang lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Terdapat alternatif yang dapat diambil:

1. Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan dengan menyesuaikan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
2. Rencana produksi tetap dengan pertimbangan bahwa kelebihan produksi dapat disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
3. Mencari daerah pemasaran lain.

b. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan oleh beberapa faktor antara lain:

1. Material (bahan baku)

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

2. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilan meningkat.

3. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk

beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

#### **4.4.9. Pengendalian Produksi**

Setelah perencanaan produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standart dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut:

a. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor/analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

b. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

c. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

d. Pengendalian Bahan Proses

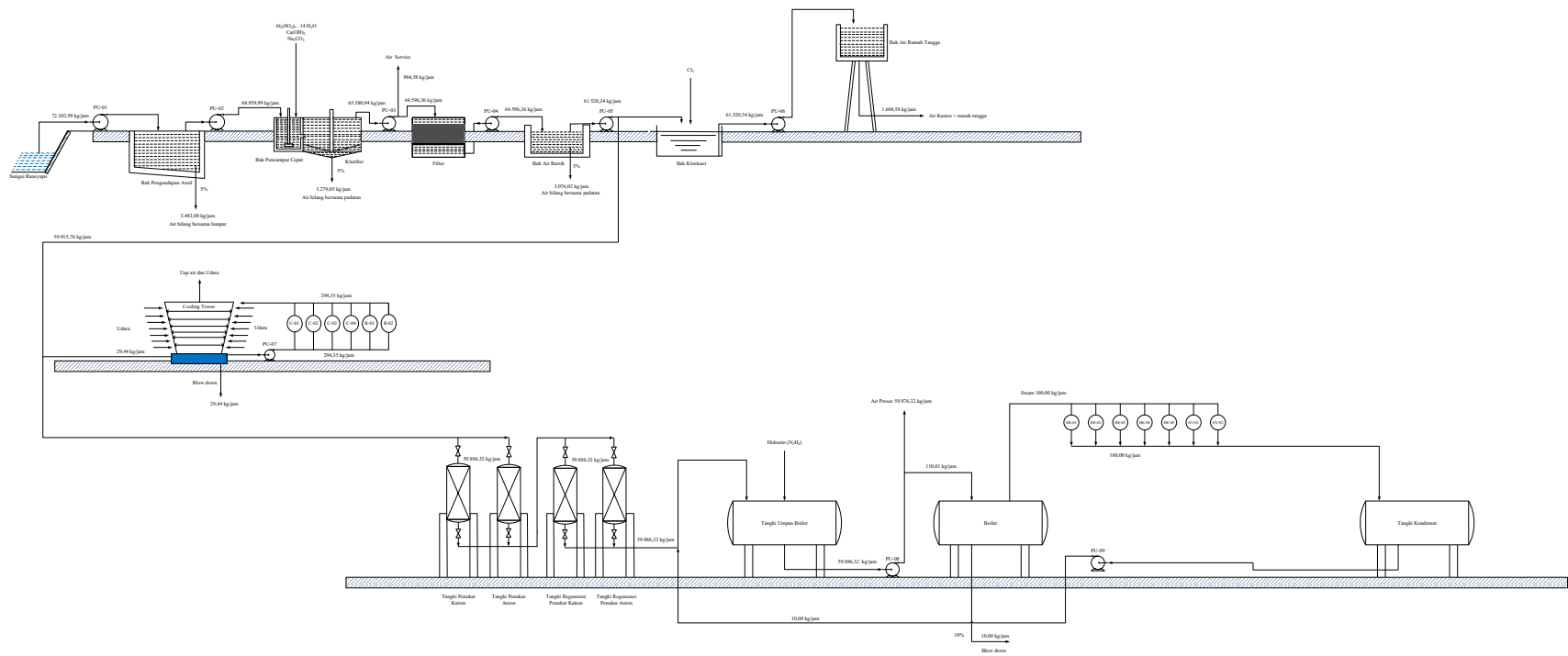
Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

## **BAB V**

### **UTILITAS**

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam suatu pabrik. Unit pendukung proses terdiri dari:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyedia Udara Tekan (*Push Air System*)
5. Unit Pengolahan Limbah (*Waste Water Treatment*)
6. Unit Penyedia Bahan Bakar (*Fuel Storage System*)



**Gambar 5. 1** Diagram Alir Utilitas Pengolahan Air

## **5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

### **5.1.1. Unit Penyediaan Air**

Air merupakan salah satu bahan baku maupun bahan penunjang yang dibutuhkan dalam proses produksi. Unit ini bertugas dalam menyediakan air bersih supaya dapat digunakan dalam memenuhi kebutuhan pabrik. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik, pada umumnya menggunakan air yang bersumber dari air sungai, air danau, air sumur maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam pra rancangan pabrik glukosa ini, air yang digunakan berasal dari Sungai Ranoyapo yang terletak di Kecamatan Amurang, Kabupaten Minahasa Selatan, Sulawesi Utara.

Penggunaan air sungai dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Letak sungai tidak jauh dari lokasi pabrik.
- b. Air sungai dapat diperoleh dengan jumlah yang besar dan biaya lebih murah.
- c. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik digunakan untuk keperluan :

#### **1. Air Pendingin**

Air pendingin pada Tabel 5.1 ini digunakan untuk pendinginan pada proses produksi, seperti pendinginan peralatan.

Penggunaan air sebagai fluida pendingin berdasarkan faktor berikut:

- Air dapat diperoleh dalam jumlah yang banyak.
- Pengaturan dan pengolahan yang mudah.
- Tidak mudah menyusut dalam batasan dengan adanya perubahan temperature pendingin.
- Tidak terdekomposisi.

Kebutuhan air pendingin pada pra rancangan pabrik glukosa sebesar 385,00 kg/jam.

**Tabel 5. 1** Kebutuhan Air Pendingin

No	Alat	Kode	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Reaktor 01	R-01	1,00
2	Reaktor 02	R-02	1,00
3	Cooler 01	CL-01	46,00
4	Cooler 02	CL-02	10,31
5	Cooler 03	CL-03	129,85
6	Cooler 04	CL-04	106,18
Total			294,35

## 2. Air Proses

Air proses pada Tabel 5.2 merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada area produksi. Air proses yang digunakan harus memenuhi persyaratan yaitu:

- Tidak berbau dan berasa.
- Air jernih.
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik.

**Tabel 5. 2** Kebutuhan Air Proses

No	Alat	Kode	Kebutuhan Air (kg/jam)
1	Washing Tower 01	WT-01	12.133,80
2	Mixer 01	M-01	14.560,56
3	Mixer 04	M-04	14.560,56
4	Reaktor 01	R-01	4.060,84
5	Mixer 06	M-06	14.560,56
Total			59.876,32

### 3. Air Domestik

Air domestik pada Tabel 5.3 merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan seperti air minum, perumahan, dan sebagainya. Air domestik yang digunakan harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

- Tidak berbau dan berasa.
- Air jernih tidak beracun.
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik.

**Tabel 5. 3** Kebutuhan Air Domestik

Penggunaan	Jumlah (kg/jam)
Kantor	620
<i>Mess</i>	364,58
Total	984,58

### 4. Air Layanan Umum

Air layanan umum merupakan air yang digunakan dalam memenuhi kebutuhan air *hydrant* dan layanan umum seperti bengkel, kantin, laboratorium, masjid, dan lain-lain. Total perkiraan kebutuhan air untuk layanan umum yaitu 984,58 kg/jam.

### 5. Total Kebutuhan Air

**Tabel 5. 4** Total Kebutuhan Air

No	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	Air Pendingin	294,35
2	Air Proses	59.876,32
3	Air Domestik	984,58
4	Air Layanan Umum	984,58
Total		62.139,84

### 5.1.2. Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air bertujuan untuk memenuhi syarat-syarat air untuk digunakan didalam industri kimia. Pengolahan air meliputi pengolahan secara fisik, pengolahan secara kimia. Pada pra rancangan pabrik glukosa ini sumber air didapatkan dari Sungai terdekat di sekitar daerah pabrik yaitu Sungai Ranoyapo yang terletak di Kecamatan Amurang, Kabupaten Minahasa Selatan, Sulawesi Utara.

#### 1. Penghisapan

Sebelum air sungai digunakan, air sungai dialirkan menuju alat penyaringan atau *screen* menggunakan pompa.

#### 2. Penyaringan

Proses penyaringan dilakukan untuk menghilangkan partikel kotor yang berukuran cukup besar, seperti daun, ranting, dan sampah. Pada tahap ini partikel kotoran akan tersaring secara langsung tanpa penggunaan bahan kimia. Sementara itu partikel partikel kecil yang masih terbawa dalam air akan diolah di tahap selanjutnya.

#### 3. Pengendapan

Partikel dan kotoran yang terbawa di dalam air sungai diendapkan dengan memanfaatkan gaya gravitasi. Kotoran yang tidak tersaring pada proses penyaringan seperti pasir dan lumpur yang masih terbawa di dalam air akan mengalami pengendapan di bagian bawah bak karena gaya gravitasi.

#### 4. Penggumpalan

Pada bak penggumpalan akan terjadi proses koagulasi yang menggunakan penambahan zat kimia yang disebut koagulan ke dalam air. Jenis koagulan yang digunakan adalah tawas atau aluminium sulfat ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ). Koagulan akan menyebabkan partikel-partikel menjadi lebih stabil dan membentuk sebuah endapan.

#### 5. *Clarifier*

Pada proses sedimentasi ini menggunakan metode flokulasi dan koagulasi. Flokulasi merupakan penyatuan flok dari partikel yang sulit membentuk flok sehingga dapat membentuk flok yang lebih berat untuk di blowdown maka air bersih dapat keluar.

#### 6. *Sand filter*

Di dalam sand filter air akan dialirkan dari atas ke bawah menggunakan media filter (*spheres*) yang akan menyaring pengotor yang masih terbawa di dalam air.

#### 7. Tangki Penampungan Air Bersih

Air yang sudah di filtrasi sudah dapat disebut air bersih. Kemudian air keluaran dari proses filtrasi akan dialirkan dan ditampung di dalam bak penampung air bersih. Air bersih ini sudah dapat digunakan sebagai air layanan umum, air pendingin, air proses dan air domestik.

## 5.2. Unit Pembangkit *Steam*

Unit pembangkit *steam* ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan *steam* pada proses produksi. Kebutuhan *steam* pada pra rancangan pabrik glukosa dapat dilihat pada Tabel 5.5 berikut:

**Tabel 5. 5** Kebutuhan Air *Steam*

No	Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Heater</i> 01	H-01	0,05
2	<i>Heater</i> 02	H-02	2,56
3	<i>Heater</i> 03	H-03	0,84
4	<i>Heater</i> 04	H-04	6,53
5	<i>Heater</i> 05	H-05	51,04
6	<i>Evaporator</i> 01	EV-01	9,12
7	<i>Evaporator</i> 02	EV-02	29,86
Total			100

## 5.3. Unit Pembangkit Listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Listrik Untuk Keperluan Alat Proses

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat proses pada pra rancangan pabrik glukosa dapat dilihat pada Tabel 5.6 berikut:

**Tabel 5. 6** Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode	Daya	
		Hp	kW
Pompa 01	P-01	0,5	0,37
Pompa 02	P-02	0,5	0,37
Pompa 03	P-03	0,75	0,56
Pompa 04	P-04	0,75	0,56
Pompa 05	P-05	0,75	0,56
Pompa 06	P-06	3	2,24
Pompa 07	P-07	5	3,73
Pompa 08	P-08	3	2,24
Pompa 09	P-09	3	2,24
Pompa 10	P-10	5	3,73
Pompa 11	P-11	5	3,73
Pompa 12	P-12	0,75	0,56

**Tabel 5. 6** Kebutuhan Listrik Alat Proses Lanjutan

Pompa 13	P-13	10	7,46
Pompa 14	P-14	10	7,46
Pompa 15	P-15	10	7,46
Pompa 16	P-16	10	7,46
Pompa 17	P-17	0,5	0,37
Pompa 18	P-18	0,25	0,19
Pompa 19	P-19	1	0,75
Pompa 20	P-20	0,05	0,04
Pompa 21	P-21	1	0,75
Pompa 22	P-22	0,125	0,09
Pompa 23	P-23	0,75	0,56
Pompa 24	P-24	0,75	0,56
Pompa 25	P-25	0,75	0,56
<i>Screw Conveyor 01</i>	SC-01	2	1,49
<i>Screw Conveyor 02</i>	SC-02	1,5	1,12
<i>Screw Conveyor 03</i>	SC-03	1,5	1,12
<i>Screw Conveyor 04</i>	SC-04	0,5	0,37
<i>Screw Conveyor 05</i>	SC-05	3	2,24
<i>Screw Conveyor 06</i>	SC-06	1	0,75
<i>Screw Conveyor 07</i>	SC-07	2	1,49
<i>Screw Conveyor 08</i>	SC-08	2	1,49
<i>Screw Conveyor 09</i>	SC-09	2	1,49
<i>Screw Conveyor 10</i>	SC-10	1,5	1,12
<i>Screw Conveyor 11</i>	SC-11	1	0,75
<i>Screw Conveyor 12</i>	SC-12	2	1,49
<i>Screw Conveyor 13</i>	SC-13	1	0,75
<i>Screw Conveyor 14</i>	SC-14	1	0,75
<i>Screw Conveyor 15</i>	SC-15	1	0,75
<i>Screw Conveyor 16</i>	SC-16	1	0,75
<i>Belt Conveyor 01</i>	BC-01	0,5	0,37
<i>Belt Conveyor 02</i>	BC-01	0,5	0,37
<i>Bucket Elevator 01</i>	BE-01	2	1,49
<i>Washing Tower 01</i>	WT-01	1,69	1,26
<i>Rotary Dryer 01</i>	RD-01	10	7,46
<i>Rotary Dryer 02</i>	RD-02	15	11,19
<i>Rotary Dryer 03</i>	RD-03	15	11,19
<i>Hammer Mill 01</i>	HM-01	5	3,73
<i>Mixer 01</i>	M-01	10	7,46
<i>Mixer 02</i>	M-02	2	1,49
<i>Mixer 03</i>	M-03	30	22,37
<i>Mixer 04</i>	M-04	25	18,64
<i>Mixer 05</i>	M-05	7,5	5,59
<i>Mixer 06</i>	M-06	10	7,46

**Tabel 5. 6** Kebutuhan Listrik Alat Proses Lanjutan

<i>Neutralizer</i> 01	RN-01	0,4	0,30
Reaktor 01	R-01	5	3,73
Reaktor 02	R-02	5	3,73
<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 01	RDVF-01	10	7,46
<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> 02	RDVF-02	15	11,19
<i>Ball Mill</i> 01	BM-01	15	11,19
<i>Vibrating Screen</i> 01	VS-01	4	2,98
Total		285,76	213,10

b. Listrik Untuk Keperluan Alat Utilitas

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat utilitas pada pra rancangan pabrik glukosa dapat dilihat pada Tabel 5.7 berikut:

**Tabel 5. 7** Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Alat	Kode	Daya	
		Hp	kW
Pompa Utilitas 01	PU-01	2	1,49
Pompa Utilitas 02	PU-02	2	1,49
Pompa Utilitas 03	PU-03	1,5	1,12
Pompa Utilitas 04	PU-04	1,5	1,12
Pompa Utilitas 05	PU-05	2	1,49
Pompa Utilitas 06	PU-06	0,13	0,09
Pompa Utilitas 07	PU-07	2	1,49
Pompa Utilitas 08	PU-08	0,05	0,04
Pompa Utilitas 09	PU-09	0,05	0,04
<i>Cooling Tower</i> 01	CT-01	5,82	4,34
<i>Clarifier</i> 01	CI-01	1,5	1,12
Bak Pencampur Cepat	RMT	0,5	0,37
Total		19,05	14,20

c. Listrik Untuk Alat Penunjang

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat penunjang pada pra rancangan pabrik glukosa dapat dilihat pada Tabel 5.8 berikut:

**Tabel 5. 8** Kebutuhan Listrik Alat Penunjang

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Listrik AC	100
	Listrik Penerangan	100
2	Laboratorium dan Bengkel	50
3	Instrumentasi	30

**Tabel 5. 8** Kebutuhan Listrik Alat Penunjang Lanjutan

Total	280
-------	-----

## d. Listrik Total

Kebutuhan listrik total pada pra rancangan pabrik glukosa dapat dilihat pada Tabel 5.9 berikut:

**Tabel 5. 9** Kebutuhan Listrik Total

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
<b><i>Power Plant</i></b>		
1	Proses	213,10
	Utilitas	14,20
2	Alat Kontrol	100
<b>Alat Penunjang</b>		
3	Listrik AC	100
	Listrik Penerangan	100
	Laboratorium dan Bengkel	50
	Instrumentasi	30
4	Perumahan	100
5	Peralatan Kantor	50
Total		757,30

Total kebutuhan listrik pada pabrik Glukosa ini yaitu 757,30 kW.

**5.4. Unit Penyedia Udara Tekan**

Kebutuhan udara tekan untuk pra rancangan pabrik glukosa digunakan sebagai instrumentasi *pneumatic*. Kebutuhan udara tekan dihitung berdasarkan jumlah alat kontrol yang dipakai, yaitu kontrol *valve*. Kebutuhan udara tekan tiap kontrol *valve* yaitu 3 m<sup>3</sup>/jam, sehingga diperkirakan kebutuhan udara tekan total sebesar 35 x 3 m<sup>3</sup>/jam = 105 m<sup>3</sup> /jam, tekanan 1 atm dan suhu 35 °C. Alat untuk menyediakan udara tekan berupa kompresor. Kompresor dengan *dryer* berisi *silica gel* untuk menyerap kandungan air pada udara tekan.

$$\text{Kebutuhan Spesifik} = \frac{\text{Kebutuhan udara tekan/jam}}{\text{Kapasitas Produksi/jam}} \quad (5.1)$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{105 \left(\frac{\text{m}^3}{\text{jam}}\right)}{6.313,28 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)} \\
&= 0,016 \text{ m}^3/\text{kg} \\
&= 16 \text{ m}^3/\text{ton}
\end{aligned}$$

### 5.5. Unit Pengolahan Limbah

Unit ini bertujuan untuk mengolah limbah yang dihasilkan oleh pabrik, sehingga tidak mencemari lingkungan sekitarnya. Limbah yang dihasilkan dari proses pra rancangan pabrik glukosa diolah terlebih dahulu hingga memenuhi baku mutu lingkungan. Limbah yang dihasilkan yaitu:

a. Limbah Cair

Limbah cair dari proses berupa. Limbah H<sub>2</sub>O akan dijadikan 1 dengan limbah sanitasi yang akan diolah oleh pihak ke 3.

b. Limbah Padat

Limbah padat berasal dari proses yang akan dikumpulkan di *landfill* dan limbah padat seperti pasir atau lumpur yang dihasilkan dari unit pengolahan air akan dimanfaatkan sebagai penimbun.

c. Limbah Gas

Pengolahan limbah gas yang berasal dari alat-alat produksi dibuang ke udara melalui stack yang mempunyai tinggi minimum 4 kali tingginya. Gas tersebut dapat langsung dibuang ke lingkungan karena tidak berbahaya.

## 5.6. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar *boiler* dan *generator*. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk *boiler generator* adalah *High Speed Diesel* (HSD) yang diperoleh dari Pertamina dan distributornya. Pemilihan bahan bakar cair didasarkan pada alasan:

- Mudah diperoleh dari lokasi pabrik.
- Kesetimbangan terjangkau.
- Mudah dalam penyimpanan.

Kebutuhan bahan bakar dapat diperkirakan sebagai berikut:

- Kebutuhan Bahan Bakar Untuk *Boiler*

Jenis Bahan Bakar : *High Speed Diesel* (HSD)

Heating Value (Btu/lb) : 21.312

Efisiensi Pembakaran (%) : 80

Kapasitas Boiler (Btu/jam): 355.413,53

Densitas (lb/ft<sup>3</sup>) : 51,19

$$\text{Kebutuhan Bahan Bakar} = \frac{\text{Kapasitas Boiler}}{\text{Efisiensi} \cdot \text{Heating Value} \cdot \rho} \quad (5.2)$$

$$= \frac{355.413,53 \left(\frac{\text{Btu}}{\text{jam}}\right)}{80 \% \cdot 21.312 \left(\frac{\text{Btu}}{\text{lb}}\right) \cdot 51,19 \left(\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)}$$

$$= 0,40 \text{ ft}^3/\text{jam} = 11,32 \text{ L/jam}$$

$$\text{Kebutuhan Bahan Bakar} = \frac{\text{Kapasitas HSD/jam}}{\text{Kapasitas Produksi/jam}} \quad (5.3)$$

$$= \frac{11,32 \left(\frac{\text{L}}{\text{jam}}\right)}{6.313,28 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}$$

$$= 0,0018 \text{ L/kg}$$

$$= 1,79 \text{ L/ton}$$

b. Kebutuhan Bahan Bakar Untuk *Generator*

Jenis Bahan Bakar : *High Speed Diesel* (HSD)

Heating Value (Btu/lb) : 21.312

Efisiensi Pembakaran (%) : 80

Kapasitas Generator (Btu/jam) : 1.706.071

Densitas (lb/ft<sup>3</sup>) : 51,19

$$\text{Kebutuhan Bahan Bakar} = \frac{\text{Kapasitas Generator}}{\text{Efisiensi} \cdot \text{Heating Value} \times \rho} \quad (5.4)$$

$$= \frac{1.706.071 \left(\frac{\text{Btu}}{\text{jam}}\right)}{80\% \cdot 21.312 \left(\frac{\text{Btu}}{\text{lb}}\right) \cdot 51,19 \left(\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\right)}$$

$$= 1,95 \text{ ft}^3/\text{jam} = 55,21 \text{ L/jam}$$

$$\text{Kebutuhan Bahan Bakar} = \frac{\text{Kapasitas HSD/jam}}{\text{Kapasitas Produksi/jam}} \quad (5.5)$$

$$= \frac{51,21 \left(\frac{\text{L}}{\text{jam}}\right)}{6.313,28 \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}$$

$$= 0,0087 \text{ L/kg}$$

$$= 8,74 \text{ L/ton}$$

## 5.7. Spesifikasi Alat Utilitas

### 5.7.1. Bak Utilitas

**Tabel 5. 10** Spesifikasi Bak Utilitas

Nama	Bak Pengendap Awal	Bak Pencampur Cepat	Bak Klorinasi	Bak Air Bersih	Bak Air Rumah Tangga
Kode	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04	BU-05
Fungsi	Mengendapkan kotoran kasar yang masih terbawa oleh sungai	Mencampurkan bahan kimia penggumpal dan mengurangi kesadahan	Menampung air bersih berasal dari saringan pasir dan tempat penambahan Cl <sub>2</sub> dengan waktu tinggal 4 jam	Menampung air bersih dari filter	Menampung air untuk kantor pelayanan dan rumah tangga
Jenis	Bak terbuka berbentuk persegi panjang dengan beton bertulang	Bak silinder tegak dilengkapi pengaduk	Bak terbuka berbentuk persegi panjang	Bak persegi panjang	Bak persegi panjang
Panjang (m)	188,10	25,75	10,43	20,94	35,40
Lebar (m)	62,70	8,97	5,21	6,98	11,80
Tinggi (m)	10	1,18	5	4	4
Diameter (m)	10	1,18	5	4	4
Volume (m <sup>3</sup> )	196.544,60	1,30	271,76	584,74	1.670,68
Power (HP)	-	0,5	-	-	-
Harga US \$	4.651.800	83.800	162.000	239.400	408.900
Harga	Rp 74.382.282.000	Rp 1.339.962.000	Rp 2.590.380.000	Rp 3.828.006.000	Rp 6.538.311.000

### 5.7.2. Filter

**Tabel 5. 11** Spesifikasi *Filter*

Nama	<i>Filter 01</i>
Kode	F-01
Fungsi	Menyaring partikel-partikel halus (kotoran yang masih tersisa/belum mengendap) dalam <i>clarifier</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Panjang (m)	8,98
Lebar (m)	4,49
Tinggi (m)	0,65
Diameter (m)	0,65
Harga (US \$)	168.200
Harga	Rp 2.689.518.000

### 5.7.3. Tangki Utilitas

**Tabel 5. 12** Spesifikasi Tangki Utilitas

Nama	Tangki Penukar Kation	Tangki Penukar Anion	Tangki Regenerasi Penukar Kation	Tangki Regenerasi Penukar Anion	Tangki Umpan <i>Boiler</i>	Tangki Kondensat	Tangki Klorinasi
Kode	TU-01	TU-02	TU-03	TU-04	TU-05	TU-06	TU-07
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar anion	Menyimpan air Umpan <i>Boiler</i> yang akan diumpankan ke <i>Boiler</i>	Menyimpan Air dari <i>Boiler</i>	Menampung larutan klorin dengan konsentrasi 2% yang digunakan sebagai desinfektan
Bentuk	Tangki silinder tegak baja karbon	Tangki silinder tegak baja karbon	Tangki silinder tegak baja karbon	Tangki silinder tegak baja karbon	Tangki silinder tegak baja karbon	Tangki silinder tegak baja karbon	Tangki silinder tegak baja karbon
Tinggi (m)	4,55	3,11	3,28	2,24	9,18	3,21	3,81
Diameter (m)	3,79	2,59	3,28	2,24	3,06	1,07	3,81
Volume (m <sup>3</sup> )	40,36	126,12	33,14	10,60	67,42	2,88	86,92
Harga (US \$)	28.400	54.400	25.400	13.300	38.100	6.300	44.000
Harga	Rp 454.116.000	Rp 869.856.000	Rp 406.146.000	Rp 212.667.000	Rp 609.219.000	Rp 100.737.000	Rp 703.560.000

#### 5.7.4. Pompa Utilitas

**Tabel 5. 13** Spesifikasi Pompa Utilitas

Nama	Pompa Utilitas 01	Pompa Utilitas 02	Pompa Utilitas 03	Pompa Utilitas 04	Pompa Utilitas 05
Kode	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi	Mengalirkan air dari Sungai Ranoyopo menuju Bak Pengendap Awal (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan Awal (BU-01) menuju Bak Pencampur Cepat (BU-02) dan <i>Clarifier</i>	Mengalirkan air dari <i>Clarifier</i> menuju <i>Filter</i> 01 (F-01)	Mengalirkan air dari <i>Filter</i> 01 (F-01) menuju Bak Air Bersih (BU-04)	Mengalirkan air dari Bak Air Bersih (BU-04) menuju Bak Klorinasi
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Implellers</i>	<i>Axial Flow Implellers</i>	<i>Axial Flow Implellers</i>	<i>Axial Flow Implellers</i>	<i>Axial Flow Implellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
<b>Spesifikasi Pompa</b>					
Viskositas (cP)	0,74	0,74	0,74	0,74	0,74
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	82,23	78,31	73,39	73,39	69,89
Pump head (m)	3,78	3,52	3,22	3,22	3,08
Suhu fluida (°C)	35	35	35	35	35
Laju Vol (m <sup>3</sup> /s)	0,023	0,022	0,020	0,020	0,019
Kec. aliran (m/s)	1,23	1,17	1,10	1,10	1,04
<b>Spesifikasi Pipa</b>					
NPS, (in)	6	6	6	6	6
Sch. number	40	40	40	40	40
OD (in)	6,625	6,625	6,625	6,625	6,625

**Tabel 5. 13** Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan

ID (in)	6,065	6,065	6,065	6,065	6,065
<b>Spesifikasi Daya</b>					
Efisiensi pompa (%)	80	79	77	77	50
Power (HP)	2,00	2,00	1,50	1,50	2,00
Kecepatan putar (rpm)	10.074,15	10.367,77	10.747,37	10.747,37	10.841,77
Harga (US \$)	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000
Harga	Rp 111.930.000	Rp 111.930.000	Rp 111.930.000	Rp 111.930.000	Rp 111.930.000

**Tabel 5. 13** Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan

Nama	Pompa Utilitas 06	Pompa Utilitas 07	Pompa Utilitas 08	Pompa Utilitas 09
Kode	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	Mengalirkan air dari Bak Klorinasi (BU-03) menuju Bak Air Rumah Tangga (BU-05)	Mengalirkan air dari Bak Air Bersih (BU-04) menuju <i>Cooling Tower</i> 01 (CT-01)	Mengalirkan air dari Tangki Umpan <i>Boiler</i> (TU-05) menuju <i>Boiler</i> 01 (B-01)	Mengalirkan air dari Tangki Kondensat (TU-06) menuju Tangki Umpan <i>Boiler</i> (TU-05)
Jenis Pompa	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>	<i>Single Stage Centrifugal Pump</i>
<i>Impeller</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Radial Flow Impellers</i>	<i>Axial Flow Impellers</i>	<i>Mixed Flow Impellers</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
<b>Spesifikasi Pompa</b>				
Viskositas (cP)	0,74	0,74	0,74	0,74
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	69,89	0,36	68,04	0,12
Pump head (m)	3,08	4,01	2,97	1,00
Suhu fluida (°C)	35	35	35	35
Laju Vol (m <sup>3</sup> /s)	0,019	0,0001	0,019	0,00003
Kec. aliran (m/s)	1,04	0,29	1,02	0,01
<b>Spesifikasi Pipa</b>				
NPS, (in)	6	0,75	6	2,5
Sch. number	40	40	40	40
OD (in)	6,625	1,050	6,625	2,880
ID (in)	6,065	0,824	6,065	2,469
<b>Spesifikasi Daya</b>				
Efisiensi (%)	72	10	48	10
Power (HP)	1,50	0,33	2,00	0,05

**Tabel 5. 13** Spesifikasi Pompa Utilitas Lanjutan

Kecepatan putar (rpm)	10.841,77	634,60	10.989,82	1.046,90
Harga (US \$)	7.000	1.400	7.000	2.600
Harga	Rp 111.930.000	Rp 22.386.000	Rp 111.930.000	Rp 41.574.000

### 5.7.5. Boiler

**Tabel 5. 14** Spesifikasi *Boiler*

Nama	<i>Boiler 01</i>
Kode	B-01
Fungsi	Menguapkan air <i>steam</i> menjadi umpan <i>heater</i>
Bentuk	Tangki silinder tegak baja karbon
Luas perpindahan panas (m <sup>3</sup> )	3,57
Kapasitas (kJ/jam)	374.981,13
Volume bahan bakar (L/jam)	11,24
Harga (US \$)	2.700
Harga	Rp 43.173.000

### 5.7.6. Cooling Tower

**Tabel 5. 15** Spesifikasi *Cooling Tower*

Nama	<i>Cooling Tower 01</i>
Kode	CT-01
Fungsi	Menghisap udara sekitar untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Luas penampang (m <sup>3</sup> )	13,19
Panjang (m)	3,63
Lebar (m)	3,63
Power (HP)	5,81
Harga (US \$)	12.462
Harga	Rp 199.267.380

### 5.7.7. Clarifier

**Tabel 5. 16** Spesifikasi *Clarifier*

Nama	<i>Clarifier 01</i>
Kode	CL-01
Fungsi	Mengendapkan partikel berukuran besar yang terlarut dalam air
Tipe	Tangki dengan <i>bottom</i> berbenruk <i>conical</i>
Volume (m <sup>3</sup> )	339.864,10
Diameter (m)	9,05
Tinggi (m)	2,26
Lebar (m)	4,53
Power (HP)	1,50
Harga (US \$)	3.110.300
Harga	Rp 49.733.697.000

## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Evaluasi ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui kelayakan dari pabrik yang didirikan. Suatu rancangan pabrik dianggap layak didirikan apabila dapat beroperasi dalam kondisi yang memberikan keuntungan. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat-alat proses yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik. Harga tersebut digunakan sebagai dasar untuk estimasi evaluasi ekonomi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan melakukan peninjauan terhadap kebutuhan modal investasi yang dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas. Terdapat beberapa faktor yang ditinjau dalam evaluasi ekonomi pada perancangan pabrik glukosa ini. Faktor-faktor tersebut meliputi:

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

Sebelum dilakukan analisis terhadap kelima poin evaluasi tersebut, perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan Modal Industri (*Capital Investment*)
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan produksi (*Manufacturing Cost*)
  - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
  - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Penentuan pengeluaran umum (*General Cost*)
4. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)
5. Penentuan pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka dilakukan perkiraan terhadap komponen biaya:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

### **6.1. Penaksiran Harga peralatan**

Harga peralatan akan berubah tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Analisis harga alat dilakukan pada tahun 2022 untuk pembelian alat pada tahun pendirian pabrik yaitu pada tahun 2028. Dalam analisis ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga kebutuhan pabrik lainnya diperhitungkan pada tahun analisis. Pada Tabel 6.1 adalah tabel indeks harga CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) berdasarkan (Vatavuk, 2002).

**Tabel 6. 1** Indeks Harga Alat pada Tahun 1991-2022

<b>Tahun (Xi)</b>	<b>Indeks (Yi)</b>
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816

Untuk mengetahui harga peralatan setiap tahun diperlukan suatu metode untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu, dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan Teknik Kimia pada tahun tersebut.

Harga pada tahun 2028 dapat dicari dengan persamaan berikut (Aries & Newton, 1955):

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (6.1)$$

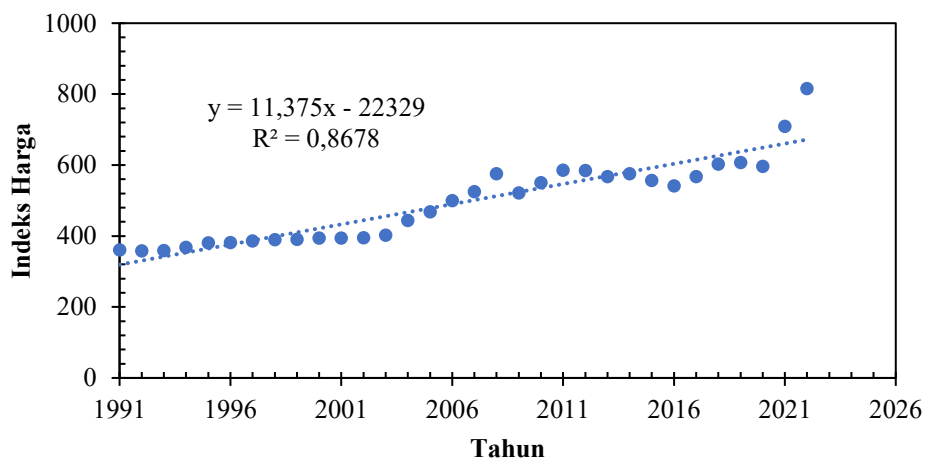
Dimana:

$E_x$  = Harga pembelian alat pada tahun X

$E_y$  = Harga pembelian alat pada tahun Y

$N_x$  = Nilai indeks tahun X

$N_y$  = Nilai indeks tahun Y



**Gambar 6. 1** Grafik Regresi Linear

Dengan menggunakan persamaan indeks di atas, maka dapat dicari persamaan untuk tahun perancangan, dalam hal ini tahun 2028 yaitu:

$$y = 11,375x - 22.329 \quad (6.2)$$

Sehingga diperoleh nilai CEP indeks pada tahun referensi 2014 adalah 580,25.

Sedangkan perancangan pabrik glukosa pada tahun 2028 adalah 739,50.

Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan

alat utilitas sebagai berikut:

**Tabel 6. 2** Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY (\$)	EX (\$)	Harga Total (\$)
				2014	2028	2014	2028	
1	Silo Sabut Kelapa	S-01	1	580,25	739,50	683.600,00	871.214,48	871.214,48
2	Silo NaOH	S-02	1	580,25	739,50	5.000,00	6.372,25	6.372,25
3	Silo H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	S-03	1	580,25	739,50	568.100,00	724.015,42	724.015,42
4	Silo SiO <sub>2</sub>	S-04	1	580,25	739,50	453.200,00	577.581,04	577.581,04
5	Silo Glukosa	S-05	1	580,25	739,50	543.000,00	692.026,71	692.026,71
6	Tangki Penyimpanan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	TP-01	1	580,25	739,50	118.300,00	150.767,51	150.767,51
7	Tangki Penyimpanan C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> , H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , dan H <sub>2</sub> O	TP-02	1	580,25	739,50	492.300,00	627.412,06	627.412,06
8	Tangki Penyimpanan C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	TP-03	1	580,25	739,50	422.500,00	538.455,41	538.455,41
9	<i>Washing Tower</i> 01	WT-01	2	580,25	739,50	290.100,00	739.436,28	1.478.872,55
10	<i>Rotary Dryer</i> 01	RD-01	2	580,25	739,50	177.300,00	451.920,21	903.840,41
11	<i>Rotary Dryer</i> 02	RD-02	1	580,25	739,50	219.500,00	279.741,92	279.741,92
12	<i>Rotary Dryer</i> 03	RD-03	1	580,25	739,50	204.000,00	259.987,94	259.987,94
13	<i>Hammer Mill</i> 01	HM-01	2	580,25	739,50	2.450,00	6.244,81	12.489,62
14	<i>Mixer</i> 01	M-01	2	580,25	739,50	1.240.700,00	3.162.421,89	6.324.843,77
15	<i>Mixer</i> 02	M-02	2	580,25	739,50	731.000,00	1.863.246,88	3.726.493,75
16	<i>Mixer</i> 03	M-03	2	580,25	739,50	1.328.100,00	3.385.195,86	6.770.391,73
17	<i>Mixer</i> 04	M-04	2	580,25	739,50	1.259.000,00	3.209.066,78	6.418.133,56
18	<i>Mixer</i> 05	M-05	1	580,25	739,50	860.200,00	1.096.282,46	1.096.282,46
19	<i>Mixer</i> 06	M-06	1	580,25	739,50	1.156.500,00	1.473.902,20	1.473.902,20
20	<i>Filter Press</i> 01	FP-01	2	580,25	739,50	42.500,00	108.328,31	216.656,61
21	<i>Filter Press</i> 02	FP-02	2	580,25	739,50	12.700,00	32.371,05	64.742,09
22	<i>Filter Press</i> 03	FP-03	2	580,25	739,50	11.300,00	28.802,59	57.605,17
23	<i>Neutralizer</i> 01	RN-01	1	580,25	739,50	453.900,00	578.473,16	578.473,16

**Tabel 6. 2 Harga Alat Proses Lanjutan**

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY (\$)	EX (\$)	Harga Total (\$)
				2014	2028	2014	2028	
24	<i>Rotary Drum Vacuum Filter 01</i>	RDVF-01	1	580,25	739,50	104.800,00	133.562,43	133.562,43
25	<i>Rotary Drum Vacuum Filter 02</i>	RDVF-02	1	580,25	739,50	114.300,00	145.669,71	145.669,71
26	Reaktor 01	R-01	1	580,25	739,50	524.100,00	667.939,60	667.939,60
27	Reaktor 02	R-02	1	580,25	739,50	521.100,00	664.116,24	664.116,24
28	<i>Evaporator 01</i>	EV-01	1	580,25	739,50	107.700,00	137.258,34	137.258,34
29	<i>Evaporator 02</i>	EV-02	1	580,25	739,50	146.200,00	186.324,69	186.324,69
30	<i>Filter Tower 01</i>	FT-01	1	580,25	739,50	39.000,00	49.703,58	49.703,58
31	<i>Ball Mill 01</i>	BM-01	1	580,25	739,50	270.500,00	344.738,91	344.738,91
32	<i>Vibrating Screen 01</i>	VS-01	1	580,25	739,50	16.400,00	20.900,99	20.900,99
33	Pompa 01	P-01	2	580,25	739,50	3.800,00	9.685,83	19.371,65
34	Pompa 02	P-02	2	580,25	739,50	3.800,00	9.685,83	19.371,65
35	Pompa 03	P-03	2	580,25	739,50	3.800,00	9.685,83	19.371,65
36	Pompa 04	P-04	2	580,25	739,50	4.900,00	12.489,62	24.979,23
37	Pompa 05	P-05	2	580,25	739,50	3.800,00	9.685,83	19.371,65
38	Pompa 06	P-06	2	580,25	739,50	2.600,00	6.627,14	13.254,29
39	Pompa 07	P-07	2	580,25	739,50	2.600,00	6.627,14	13.254,29
40	Pompa 08	P-08	2	580,25	739,50	2.600,00	6.627,14	13.254,29
41	Pompa 09	P-09	2	580,25	739,50	2.600,00	6.627,14	13.254,29
42	Pompa 10	P-10	2	580,25	739,50	2.600,00	6.627,14	13.254,29
43	Pompa 11	P-11	2	580,25	739,50	2.600,00	6.627,14	13.254,29
44	Pompa 12	P-12	2	580,25	739,50	3.800,00	9.685,83	19.371,65
45	Pompa 13	P-13	2	580,25	739,50	4.900,00	12.489,62	24.979,23
46	Pompa 14	P-14	1	580,25	739,50	4.900,00	6.244,81	6.244,81
47	Pompa 15	P-15	1	580,25	739,50	4.900,00	6.244,81	6.244,81

**Tabel 6. 2 Harga Alat Proses Lanjutan**

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY (\$)	EX (\$)	Harga Total (\$)
				2014	2028	2014	2028	
48	Pompa 16	P-16	1	580,25	739,50	3.800,00	4.842,91	4.842,91
49	Pompa 17	P-17	1	580,25	739,50	2.600,00	3.313,57	3.313,57
50	Pompa 18	P-18	1	580,25	739,50	2.600,00	3.313,57	3.313,57
51	Pompa 19	P-19	1	580,25	739,50	4.900,00	6.244,81	6.244,81
52	Pompa 20	P-20	1	580,25	739,50	4.900,00	6.244,81	6.244,81
53	Pompa 21	P-21	1	580,25	739,50	3.800,00	4.842,91	4.842,91
54	Pompa 22	P-22	1	580,25	739,50	1.400,00	1.784,23	1.784,23
55	Pompa 23	P-23	1	580,25	739,50	3.800,00	4.842,91	4.842,91
56	Pompa 24	P-24	1	580,25	739,50	4.900,00	6.244,81	6.244,81
57	Pompa 25	P-25	1	580,25	739,50	4.900,00	6.244,81	6.244,81
58	<i>Screw Conveyor 01</i>	SC-01	2	580,25	739,50	3.800,00	9.685,83	19.371,65
59	<i>Screw Conveyor 02</i>	SC-02	2	580,25	739,50	3.800,00	9.685,83	19.371,65
60	<i>Screw Conveyor 03</i>	SC-03	2	580,25	739,50	3.800,00	9.685,83	19.371,65
61	<i>Screw Conveyor 04</i>	SC-04	2	580,25	739,50	2.600,00	6.627,14	13.254,29
62	<i>Screw Conveyor 05</i>	SC-05	1	580,25	739,50	2.600,00	3.313,57	3.313,57
63	<i>Screw Conveyor 06</i>	SC-06	1	580,25	739,50	3.800,00	4.842,91	4.842,91
64	<i>Screw Conveyor 07</i>	SC-07	1	580,25	739,50	4.200,00	5.352,69	5.352,69
65	<i>Screw Conveyor 08</i>	SC-08	1	580,25	739,50	4.200,00	5.352,69	5.352,69
66	<i>Screw Conveyor 09</i>	SC-09	1	580,25	739,50	3.800,00	4.842,91	4.842,91
67	<i>Screw Conveyor 10</i>	SC-10	1	580,25	739,50	3.800,00	4.842,91	4.842,91
68	<i>Screw Conveyor 11</i>	SC-11	1	580,25	739,50	3.800,00	4.842,91	4.842,91
69	<i>Screw Conveyor 12</i>	SC-12	1	580,25	739,50	4.200,00	5.352,69	5.352,69

**Tabel 6. 2 Harga Alat Proses Lanjutan**

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY (\$)	EX (\$)	Harga Total (\$)
				2014	2028	2014	2028	
70	<i>Screw Conveyor 13</i>	SC-13	1	580,25	739,50	3.800,00	4.842,91	4.842,91
71	<i>Screw Conveyor 14</i>	SC-14	1	580,25	739,50	3.800,00	4.842,91	4.842,91
72	<i>Screw Conveyor 15</i>	SC-15	1	580,25	739,50	3.800,00	4.842,91	4.842,91
73	<i>Bucket Elevator 01</i>	BE-01	1	580,25	739,50	3.800,00	4.842,91	4.842,91
74	<i>Belt Conveyor 01</i>	BC-01	2	580,25	739,50	10.800,00	27.528,13	55.056,27
75	<i>Belt Conveyor 02</i>	BC-02	2	580,25	739,50	3.300,00	8.411,37	16.822,75
76	<i>Heater 01</i>	H-01	2	580,25	739,50	3.300,00	8.411,37	16.822,75
77	<i>Heater 02</i>	H-02	2	580,25	739,50	1.300,00	3.313,57	6.627,14
78	<i>Heater 03</i>	H-03	2	580,25	739,50	1.400,00	3.568,46	7.136,92
79	<i>Heater 04</i>	H-04	2	580,25	739,50	1.400,00	3.568,46	7.136,92
80	<i>Heater 05</i>	H-05	1	580,25	739,50	1.400,00	1.784,23	1.784,23
81	<i>Cooler 01</i>	CL-01	1	580,25	739,50	1.500,00	1.911,68	1.911,68
82	<i>Cooler 02</i>	CL-02	2	580,25	739,50	1.400,00	3.568,46	7.136,92
83	<i>Cooler 03</i>	CL-03	2	580,25	739,50	1.400,00	3.568,46	7.136,92
84	<i>Cooler 04</i>	CL-04	2	580,25	739,50	1.500,00	3.823,35	7.646,70
TOTAL			121			<b>13.300.850,00</b>	<b>23.552.103,23</b>	<b>36.753.755,36</b>

**Tabel 6. 3 Harga Alat Utilitas**

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY (\$)	EX (\$)	Harga Total (\$)
				2014	2028	2014	2028	
1	<i>Filter</i> 01	FU-01	1	580,25	739,50	168.200,00	214.362,60	214.362,60
2	<i>Clarifier</i> 01	CL-01	1	580,25	739,50	3.110.300,00	3.963.923,91	3.963.923,91
3	<i>Boiler</i> 01	B-01	1	580,25	739,50	2.700,00	3.441,02	3.441,02
4	Bak Pengendapan Awal	BU-01	1	580,25	739,50	4.651.800,00	5.928.489,62	5.928.489,62
5	Bak Pencampur Cepat	BU-02	1	580,25	739,50	83.800,00	106.798,97	106.798,97
6	Bak Klorinasi	BU-03	1	580,25	739,50	162.000,00	206.461,01	206.461,01
7	Bak Air Bersih	BU-04	1	580,25	739,50	239.400,00	305.103,49	305.103,49
8	Bak Air Rumah Tangga	BU-05	1	580,25	739,50	408.900,00	521.122,88	521.122,88
9	<i>Cooling Tower</i> 01	CT-01	1	580,25	739,50	12.462,00	15.882,20	15.882,20
10	Tangki Penukar Kation	TU-01	1	580,25	739,50	28.400,00	36.194,40	36.194,40
11	Tangki Penukar Anion	TU-02	1	580,25	739,50	54.400,00	69.330,12	69.330,12
12	Tangki Regenerasi Penukar Kation	TU-03	1	580,25	739,50	25.400,00	32.371,05	32.371,05
13	Tangki Regenerasi Penukar Anoin	TU-04	1	580,25	739,50	13.300,00	16.950,19	16.950,19
14	Tangki Umpan Boiler	TU-05	1	580,25	739,50	38.100,00	48.556,57	48.556,57
15	Tangki Kondensat	TU-06	1	580,25	739,50	6.300,00	8.029,04	8.029,04
16	Tangki Penyimpan Klorin	TU-07	1	580,25	739,50	44.000,00	56.075,83	56.075,83
17	Pompa Utilitas 01	PU-01	1	580,25	739,50	7.000,00	8.921,15	8.921,15
18	Pompa Utilitas 02	PU-02	1	580,25	739,50	7.000,00	8.921,15	8.921,15
19	Pompa Utilitas 03	PU-03	1	580,25	739,50	7.000,00	8.921,15	8.921,15
20	Pompa Utilitas 04	PU-04	1	580,25	739,50	7.000,00	8.921,15	8.921,15
21	Pompa Utilitas 05	PU-05	1	580,25	739,50	7.000,00	8.921,15	8.921,15
22	Pompa Utilitas 06	PU-06	1	580,25	739,50	7.000,00	8.921,15	8.921,15

**Tabel 6. 3** Harga Alat Utilitas Lanjutan

23	Pompa Utilitas 07	PU-07	1	580,25	739,50	1.400,00	1.784,23	1.784,23
24	Pompa Utilitas 08	PU-08	1	580,25	739,50	7.000,00	8.921,15	8.921,15
25	Pompa Utilitas 09	PU-09	1	580,25	739,50	2.600,00	3.313,57	3.313,57
<b>TOTAL</b>			<b>25</b>			<b>9.102.462,00</b>	<b>11.600.638,77</b>	<b>11.600.638,77</b>

## 6.2. Perhitungan Biaya

Dasar perhitungan:

Kapasitas Produksi	= 50.000 ton/tahun
Pabrik beroperasi	= 330 hari kerja
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2028
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 15.990,00
UMR Kab. Minahasa Selatan	= Rp 3.485.000,00 (Tahun 2024)
Upah tenaga asing	= US\$ 20,00/ <i>man hour</i>
Upah tenaga Indonesia	= Rp 15.000,00/ <i>man hour</i>

## 6.3. Komponen Biaya

### 6.3.1. Modal (*Capital Investment*)

*Capital Investment* adalah total biaya untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan untuk mengoperasikan pabrik. *Capital Investment* terdiri dari:

#### a. Modal Investasi Tetap (*Fixed Capital Investment*)

*Fixed Capital Investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas manufaktur pabrik (Peters dan Timmerhaus, 2004). Setelah melakukan perhitungan rencana, maka pabrik glukosa ini memerlukan rencana meliputi biaya *physical plant cost*, *direct plant cost* dan *fixed capital instrument*. Hasil perhitungan masing-masing ditunjukkan pada Tabel 6.4, 6.5, dan 6.6 sebagai berikut:

**Tabel 6. 4 Physical Plant Cost (PPC)**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost</i>	Rp 773.186.762.278,35	\$ 48.354.394,14
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 193.296.690.569,59	\$ 12.088.598,53
3	<i>Instalation Cost</i>	Rp 332.470.307.779,69	\$ 20.792.389,48
4	<i>Piping Cost</i>	Rp 278.347.234.420,20	\$ 17.407.581,89
5	<i>Instrumentation Cost</i>	Rp 239.687.896.306,29	\$ 14.989.862,18
6	<i>Insulation Cost</i>	Rp 77.318.676.227,83	\$ 4.835.439,41
7	<i>Electrical Cost</i>	Rp 77.318.676.227,83	\$ 4.835.439,41
8	<i>Building Cost</i>	Rp 16.626.058.066,50	\$ 1.039.778,49
9	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	Rp 21.910.127.527,50	\$ 1.370.239,37
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 2.010.162.429.403,78</b>	<b>\$ 125.713.722,91</b>

**Tabel 6. 5 Direct Plant Cost (DPC)**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Physical Plant Cost</i>	Rp 2.010.162.429.403,78	\$ 125.713.722,91
2	<i>Engineering and Construction</i>	Rp 402.032.485.880,76	\$ 25.142.744,58
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 2.412.194.915.284,54</b>	<b>\$ 150.856.467,50</b>

**Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment (FCI)**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 2.412.194.915.284,54	\$ 150.856.467,50
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp 96.487.796.611,38	\$ 6.034.258,70
3	<i>Contingency</i>	Rp 241.219.491.528,45	\$ 15.085.646,75
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 2.749.902.203.424,37</b>	<b>\$ 171.976.372,95</b>

b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

*Working Capital Investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi suatu pabrik selama kurun waktu tertentu (Peters dan Timmerhaus, 2004). Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu bisa dari pinjaman bank, uang pribadi, atau dari pihak investor. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam, beberapa ciri-ciri investasi yang baik yaitu:

- Investasi yang cepat kembali.
- Bisa menghasilkan laba yang maksimum.
- Menganut hukum yang baik, teknologi yang memadai, aman, dan lain-lain.

Hasil perhitungan *Working Capital Investment* ditunjukkan pada Tabel 6.7 sebagai berikut:

**Tabel 6. 7 Working Capital Investment (WCI)**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 69.225.593.891,53	\$ 4.329.305,43
2	<i>Inprocess Inventory</i>	Rp 6.637.155.671,14	\$ 415.081,66
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 92.920.179.396,01	\$ 5.811.143,18
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 127.275.724.800,00	\$ 7.959.707,62
5	<i>Available Cash</i>	Rp 398.229.340.268,61	\$ 24.904.899,33
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 694.287.994.027,29</b>	<b>\$ 43.420.137,21</b>

### 6.3.2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

*Manufacturing cost* adalah biaya yang dibutuhkan untuk kegiatan produksi suatu produk. *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *direct cost*, *indirect cost* dan *fixed manufacturing cost* yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Berdasarkan Aries & Newton (1995), *manufacturing cost* terdiri dari:

#### a. *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

*Direct Manufacturing Cost* atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik. *Direct Manufacturing Cost* ditunjukkan pada Tabel 6.8 sebagai berikut:

**Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DMC)**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 3.263.492.283.458,03	\$ 204.095.827,61
2	<i>Labor Cost</i>	Rp 11.011.200.000,00	\$ 688.630,39
3	<i>Supervisory Cost</i>	Rp 2.752.800.000,00	\$ 172.157,60
4	<i>Maintenance Cost</i>	Rp 109.996.088.136,98	\$ 6.879.054,92
5	<i>Plant Supplies Cost</i>	Rp 16.499.413.220,55	\$ 1.031.858,24
6	<i>Royalty and Patents Cost</i>	Rp 300.007.065.600,00	\$ 18.762.167,95
7	<i>Utilities Cost</i>	Rp 6.056.100.493,94	\$ 378.743,00
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 3.709.814.950.909,49</b>	<b>\$ 232.008.439,71</b>

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

*Indirect Manufacturing Cost* atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik. *Indirect Manufacturing Cost* ditunjukkan pada Tabel 6.9 sebagai berikut:

**Tabel 6. 9 Indirect Manufacturing Cost (IMC)**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.202.240.000,00	\$ 137.726,08
2	<i>Laboratory</i>	Rp 2.202.240.000,00	\$ 137.726,08
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 8.808.960.000,00	\$ 550.904,32
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 300.007.065.600,00	\$ 18.762.167,95
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 313.220.505.600,00</b>	<b>\$ 19.588.524,43</b>

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

*Fixed Manufacturing Cost* atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi. *Fixed Manufacturing Cost* ditunjukkan pada Tabel 6.10 sebagai berikut:

**Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost (FMC)**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 274.990.220.342,44	\$ 17.197.637,29
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 54.998.044.068,49	\$ 3.439.527,46
3	<i>Insurance</i>	Rp 27.499.022.034,24	\$ 1.719.763,73
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 357.487.286.445,17</b>	<b>\$ 22.356.928,48</b>

Hasil perhitungan Total *Manufacturing Cost* ditunjukkan pada Tabel 6.11

sebagai berikut:

**Tabel 6. 11 Total Manufacturing Cost**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 3.709.814.950.909,49	\$ 232.008.439,71
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 313.220.505.600,00	\$ 19.588.524,43
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 357.487.286.445,17	\$ 22.356.928,48
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 4.380.522.742.954,66</b>	<b>\$ 273.953.892,62</b>

### 6.3.3. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

*General Expense* atau pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari Perusahaan yang tidak termasuk biaya *Manufacturing cost*. *General Expense* adalah biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan. *General Expense* ditunjukkan pada Tabel 6.12 sebagai berikut:

**Tabel 6. 12 General Expense**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp 262.831.364.577,28	\$ 16.437.233,56
2	<i>Sales Expense</i>	Rp 525.662.729.154,56	\$ 32.874.467,11
3	<i>Research</i>	Rp 175.220.909.718,19	\$ 10.958.155,70
4	<i>Finance</i>	Rp 68.883.803.949,03	\$ 4.307.930,20
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 1.032.598.807.399,06</b>	<b>\$ 64.577.786,58</b>

Hasil perhitungan Total *Production Cost* ditunjukkan pada Tabel 6.13 sebagai berikut:

**Tabel 6. 13** Total *Production Cost*

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost</i>	Rp 4.380.522.742.954,66	\$ 273.953.892,62
2	<i>General Expense</i>	Rp 1.032.598.807.399,06	\$ 64.577.786,58
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 5.413.121.550.353,72</b>	<b>\$ 338.531.679,20</b>

#### 6.4. Analisis Keuntungan

##### 1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan = Rp 6.000.141.312.000,00

Total biaya produksi = Rp 5.143.121.550.353,72

Keuntungan = Total penjualan – Total biaya produksi (6.3)

= Rp 587.019.761.646,28

##### 2. Keuntungan Sesudah Pajak

Sesuai Peraturan Menteri Keuangan Nomor 40 Tahun 2023 Pasal 2, pajak yang digunakan yaitu sebesar 25%.

Pajak 25% dari keuntungan = Rp 146.754.940.411,57

Keuntungan = Keuntungan sebelum pajak – Pajak (6.4)

= Rp 440.264.821.234,71

#### 6.5. Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan itu kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik tersebut potensial atau tidak dari sisi ekonomi. Berikut beberapa cara analisis kelayakan antara lain:

### 6.5.1. Return On Investment (ROI)

*Return On Investment* (ROI) adalah Tingkat profitabilitas atau keuntungan yang didapat setiap tahun dari modal investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah (*low risk*) mempunyai minimum ROI *before tax* sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi (*high risk*) mempunyai ROI *before tax* sebesar 44% (Aries & Newton, 1955). Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga. ROI dinyatakan dalam presentase terhadap modal tetap.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \cdot 100\% \quad (6.5)$$

a. ROI Sebelum Pajak (ROI b)

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Profit before taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \cdot 100\%$$

$$\text{ROI b} = \frac{\text{Rp } 587.019.761.646,28}{\text{Rp } 2.749.902.203.424,37} \cdot 100\% = 21,35\%$$

b. ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$\text{ROI a} = \frac{\text{Profit after taxes}}{\text{Fixed Capital Investment}} \cdot 100\%$$

$$\text{ROI a} = \frac{\text{Rp } 440.264.821.234,71}{\text{Rp } 2.749.902.203.424,37} \cdot 100\% = 16,01\%$$

### 6.5.2. Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* merupakan angka yang menunjukkan berapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar total modal investasi dengan penghasilan bersih setiap tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan risiko tinggi maksimal adalah 2 tahun, sedangkan untuk risiko rendah adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955). Persamaan untuk menghitung POT adalah sebagai berikut:

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit} + \text{Depreciation}} \cdot 100\% \quad (6.6)$$

a. POT Sebelum Pajak

$$\text{POT b} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit before taxes} + \text{Depreciation}} \cdot 100\%$$

$$\text{POT b} = \frac{\text{Rp } 2.749.902.203.424,37}{\text{Rp } 587.019.761.646,28 + \text{Rp } 274.990.220.342,44} \cdot 100\% = 3,2 \text{ tahun}$$

b. POT Setelah Pajak

$$\text{POT a} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Profit after taxes} + \text{Depreciation}} \cdot 100\%$$

$$\text{POT a} = \frac{\text{Rp } 2.749.902.203.424,37}{\text{Rp } 440.264.821.234,71 + \text{Rp } 274.990.220.342,44} \cdot 100\% = 3,8 \text{ tahun}$$

### 6.5.3. Break Even Point (BEP)

*Break Even Point* (BEP) adalah titik di mana penjualan atau *sales* hanya mampu menutup biaya operasi, sehingga pabrik tidak dinyatakan mendapatkan keuntungan maupun kerugian. BEP juga dapat diartikan sebagai titik impas yakni titik di mana pengeluaran dan pendapatan itu seimbang. Ketika kapasitas produksi turun dibawah nilai BEP, pabrik tetap dioperasikan dengan harapan ketika kondisi pasar membaik, maka kapasitas produksi dapat ditingkatkan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60% (Aries & Newton, 1955). Pabrik akan untung jika beroperasi diatas BEP, dan akan rugi jika beroperasi di bawah BEP. Nilai BEP dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + 0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}} \cdot 100\% \quad (6.7)$$

$$\text{BEP} = \frac{\text{Rp } 357.487.286.445,17 + 0,3(\text{Rp } 1.186.071.748.756,58)}{(\text{Rp } 6.000.141.312.000,00 - \text{Rp } 3.869.562.515.151,97 - 0,7(\text{Rp } 1.186.071.748.756,58))} \cdot 100\% = 54,86\%$$

Dimana:

BEP = *Break Even Point*

Fa = *Annual Fixed Cost* (biaya tetap)

Va = *Annual Variable Value* (biaya variabel)

Ra = *Annual Regulated Expense* (biaya rutin)

Sa = *Annual Sales Value* (biaya penjualan)

Hasil perhitungan masing-masing Fa, Va, Ra, dan Sa ditunjukkan pada tabel 6.14 – 6.17 sebagai berikut:

**Tabel 6. 14 Annual Fixed Cost (Fa)**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 274.990.220.342,44	\$ 17.197.637,29
2	<i>Property Taxes</i>	Rp 54.998.044.068,49	\$ 3.439.527,46
3	<i>Insurance</i>	Rp 27.499.022.034,24	\$ 1.719.763,73
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 357.487.286.445,17</b>	<b>\$ 22.356.928,48</b>

**Tabel 6. 15 Annual Variable Value (Va)**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp 3.263.492.283.458,03	\$ 204.095.827,61
2	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 300.007.065.600,00	\$ 18.762.167,95
3	<i>Utilities</i>	Rp 6.056.100.493,94	\$ 378.743,00
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp 300.007.065.600,00	\$ 18.762.167,95
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 3.869.562.515.151,97</b>	<b>\$ 241.998.906,51</b>

**Tabel 6. 16 Annual Regulated Expense (Ra)**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Labor Cost</i>	Rp 11.011.200.000,00	\$ 688.630,39
2	<i>Plant Overhead</i>	Rp 8.808.960.000,00	\$ 550.904,32
3	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.202.240.000,00	\$ 137.726,08
4	<i>Supervision</i>	Rp 2.752.800.000,00	\$ 172.157,60
5	<i>Laboratory</i>	Rp 2.202.240.000,00	\$ 137.726,08
6	<i>Maintenance</i>	Rp 109.996.088.136,98	\$ 6.879.054,92
7	<i>Plant Supplies</i>	Rp 16.499.413.220,55	\$ 1.031.858,24
8	<i>General Expense</i>	Rp 1.032.598.807.399,06	\$ 64.577.786,58
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 1.186.071.748.756,58</b>	<b>\$ 74.175.844,20</b>

**Tabel 6. 17 Annual Sales Value (Sa)**

No	Jenis Biaya	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Annual Sales Value</i>	Rp 6.000.141.312.000,00	\$ 375.243.359,10
<b>TOTAL</b>		<b>Rp 6.000.141.312.000,00</b>	<b>\$ 375.243.359,10</b>

#### 6.5.4. Shut Down Point (SDP)

*Shut Down Point (SDP)* adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi atau karena adanya keputusan manajemen akibat aktivitas produksi yang tidak menghasilkan *profit*. Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih

mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

Persamaan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut:

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{(Sa - Va - 0,7 Ra)} \cdot 100\% \quad (6.8)$$

$$SDP = \frac{0,3(Rp1.186.071.748.756,58)}{(Rp 6.000.141.312.000,00 - Rp3.869.562.515.151,97 - 0,7(Rp1.186.071.748.756,58))} \cdot 100\% = 27,36\%$$

### 6.5.5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

*Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya yang didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Batasan DCFR adalah 1,5 kali bunga bank. Sedangkan suku bunga Bank Indonesia yaitu sebesar 6,25 % (diambil dari bulan April-Juni 2024) dimana nilainya konstan. Persamaan untuk menghitung DCFR adalah sebagai berikut:

$$(FCI+WCI)(1+i)^n = CF[(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i) + 1] + SV + WCI \quad (6.9)$$

Dimana:

FCI = *Fixed Capital Investment*

= Rp 2.749.902.203.424,37

WCI = *Working Capital Investment*

= Rp 694.287.994.027,29

SV = *Salvage Value = Depreciation*

= Rp 274.990.220.342,44

CF = *Cash Flow = Profit After Taxes + Depreciation + Finance*

= Rp 784.138.845.526,18

n = Umur Pabrik

= 10 Tahun

i = Nilai DCFR

Dari persamaan 6.7 dikonotasikan  $R = S$ , di mana perhitungan DCFR dilakukan secara *trial and error*, hingga diperoleh nilai selisih = 0

$R = S$

Rp 18.852.544.317.001,10 = Rp 18.852.544.317.001,10

$R - S = 0$

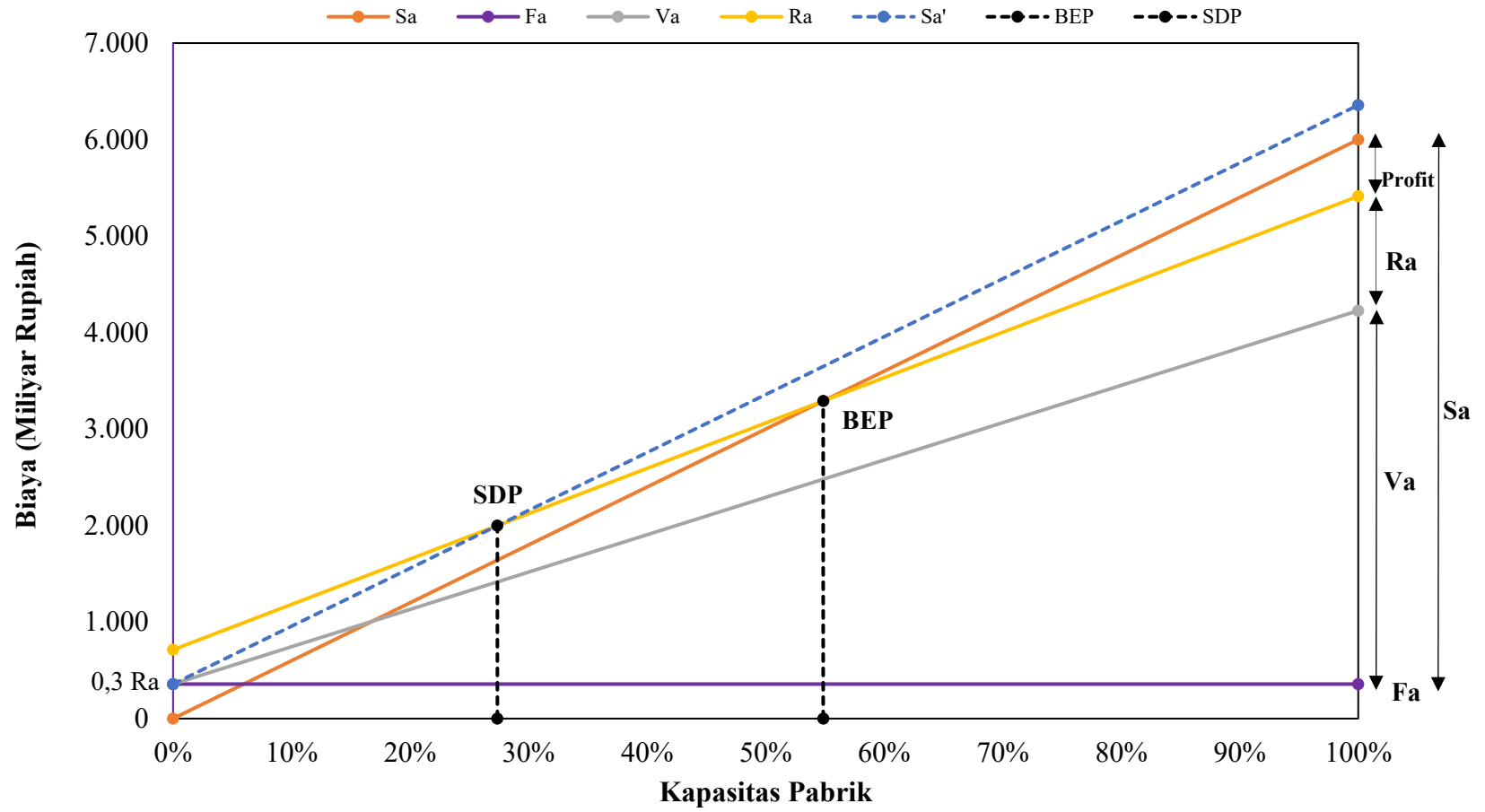
Dari *trial and error* diperoleh nilai DCFR:

DCFR = 18,53% dimana  $i = 0,1853$

Dengan beberapa analisis ekonomi, didapatkan pada Tabel 6.18 menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan dan grafik evaluasi ekonomi yang disajikan pada Gambar 6.2 sebagai berikut:

**Tabel 6. 18** Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

<b>Kriteria</b>	<b>Terhitung</b>	<b>Persyaratan</b>	<b>Layak/Tidak</b>
ROI sebelum pajak	21,35%	Pabrik resiko rendah minimal 11%. Pabrik resiko tinggi minimal 44%.	Layak
POT sebelum pajak	3,2	Pabrik resiko rendah maksimal 5 tahun. Pabrik resiko tinggi maksimal 2 tahun.	Layak
BEP	54,86%	40 – 60 %	Layak
SDP	27,36%	20 – 30 %	Layak
DCFR	18,53%	>1,5 bunga bank = minimum = 9,38%	Layak



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

## **BAB VII**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **7.1. Kesimpulan**

Berdasarkan hasil perhitungan pra rancangan pabrik glukosa dari sabut kelapa dengan metode hidrolisis asam kapasitas 50.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Pabrik glukosa berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah kawasan industri Jl. Trans Sulawesi No. 84, Buyungon, Kec. Amurang, Kabupaten Minahasa Selatan, Sulawesi Utara dengan luas tanah keseluruhan 43.820 m<sup>2</sup> dan jumlah karyawan 113 orang.
2. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku, dan kondisi socio-kultural lokasi pabrik, maka pabrik glukosa dari sabut kelapa dengan metode hidrolisis asam tergolong pabrik beresiko rendah.
3. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini cukup menarik dan layak untuk didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:
  - a. *Return On Investment (ROI)*
    - ROI sebelum pajak = 21,35%
    - ROI setelah pajak = 16,01%Syarat ROI untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11%.
  - b. *Pay Out Time (POT)*
    - POT sebelum pajak = 3,2 tahun

- POT setelah pajak = 3,8 tahun

Syarat POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko rendah adalah 5 tahun.

c. *Break Even Point* (BEP) = 54,86%

Nilai BEP untuk pabrik pada umumnya berada pada rentang 40% - 60%.

d. *Shut Down Point* (SDP) = 27,36%

Nilai SDP umumnya lebih rendah daripada nilai BEP dengan rentang 20% - 30%.

e. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) = 18,53%

Suku bunga pinjaman dan deposito di bank saat ini adalah 6,25%.

Syarat minimum DCF adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga pinjaman bank.

## 7.2. Saran

Dalam perancangan pabrik kimia tidak hanya diperlukan dasar-dasar pengetahuan dan pemahaman teknik kimia, tetapi juga perlu didukung dengan adanya referensi yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik yang dapat meningkatkan kelayakannya. Dengan mempelajari lebih dalam terhadap seluruh konsep tersebut, harapannya akan menjadikan produk glukosa dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan ekspor dimasa yang akan mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.

## DAFTAR PUSTAKA

- Ahmed, I. N., Sutanto, S., Huynh, L. H., Ismadji, S., & Ju, Y. H. (2013). Subcritical water and dilute acid pretreatments for bioethanol production from *Melaleuca leucadendron* shedding bark. *Biochemical engineering journal*, 78, 44-52.
- Antony. (1984). *Introduction to Organic and Biological Chemistry*. The Benjamin/Cummings Publishing Company, Inc.
- Aprianti, A. and Tendri, S.H., 2023. Prarancangan Pabrik Sirup Glukosa dari tepung Tapioka melalui Proses Hidrolisis Asam Pekat dengan Kapasitas 64.000 Ton/Tahun. *Jurnal Tugas Akhir Teknik Kimia*, 6(1), pp.15-19.
- Aries, R.S. and Newton, R.D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill Book Company
- Bps. (2021). Diakses pada 10 Oktober 2023 dari <https://www.bps.go.id/indicator/54/132/1/produksi-tanaman-perkebunan.html>.
- Bps. (2022). Diakses pada 10 September 2023 dari <https://www.bps.go.id/exim/>
- Debmandal, M. & Mandal, S. (2011). Coconut (*Cocos nucifera* L.: Arecaceae): In health promotion and disease prevention. *Asian Pacific Journal of Tropical Medicine*, 241- 247.

- Dewi, N. K. A., Hartiati, A., & Harsojuwono, B. A. (2018). Pengaruh suhu dan jenis asam pada hidrolisis pati ubi talas (*Colocasia esculenta* L. Schott) terhadap karakteristik glukosa. *Jurnal Rekayasa Dan Manajemen Agroindustri*, 6(4), 307.
- Edahwati, L. (2010). Perpisahan Massa Karbohidrat menjadi Glukosa dari Buah Kersen dengan Proses Hidrolisis. *Jurnal Peneliti Ilmu Teknik*, 10(1), 1–5.
- Fengel, G., & Wegener, G. 1984. *Wood: Chemistry, Ultrastructure, Reactions*. Berlin: Walter de Gruyter.
- Fessenden, R. J. (1982). *Kimia Organik* (3rd ed.). Wardsworth.
- Fessenden, R. J. (1990). *Kima Organik*. Erlangga.
- Galbe, M., & Zacchi, G. (2012). *Pretreatment: The key to efficient utilization of lignocellulosic materials*. *Biomass and Bioenergy*, 46, 70–78.
- Handika, G., Maulina, S. & Mentari, V.A., 2017. Karakteristik Karbon Aktif Dari Pemanfaatan Limbah Tanaman Kelapa Sawit Dengan Penambahan Aktivator Natrium Karbonat ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) Dan Natrium Klorida ( $\text{NaCl}$ ). *Jurnal Teknik Kimia USU*, 6(4), pp.41-44.
- Junianti, F. and Widjaja, A., 2022. Produksi Gula Reduksi Dari Sabut Kelapa Melalui Pretreatment Autoclave. *Jurnal Teknologi Kimia Mineral*, 1(1), pp.6-9.

- Khadafi, M., Zulnazri, Z., Kurniawan, E., Sulhatun, S., & Dewi, R. (2022). Isolasi Sabut Kelapa Dengan Metode Chessson-Datta Sebagai Sumber Alfa Selulosa. *Chemical Engineering Journal Storage (CEJS)*, 2(1), 40-51.
- Kotarska, K., Świerczyńska, A., & Dziemianowicz, W. (2015). Study on the decomposition of lignocellulosic biomass and subjecting it to alcoholic fermentation: Study on the decomposition of lignocellulosic biomass. *Renewable Energy*, 75, 389-394.
- Kusmiyati, K., Heratri, A., Kubikazari, S., Hidayat, A., & Hadiyanto, H. (2020). Hydrolysis of microalgae spirulina platensis, chlorella sp., and macroalgae ulva lactuca for bioethanol production. *International Energy Journal*, 20(4), 611-620.
- Lenihan, P., Orozco, A., O’neill, E., Ahmad, M. N. M., Rooney, D. W., Mangwandi, C., & Walker, G. M. (2011). Kinetic modelling of dilute acid hydrolysis of lignocellulosic biomass. *Biofuel production-recent developments and prospects. InTech, Croatia*, 293-308.
- Made-in-China. (2023). Diakses pada 30 Oktober 2023 dari Glucose powder, China glucose powder, glucose powder Manufacturers, China glucose powder catalog (made-in-china.com).
- Maryana R, D. Ma’rifatun, A. I. Wheni, K. W. Satriyo, and W. A. Rizal, “Alkaline Pretreatment on Sugarcane Bagasse for Bioethanol Production,” *Energy Procedia*, vol. 47, pp. 250–254, 2014.

- McGilvery. (1996). *Biokimia: Suatu Pendekatan Fungsional*. Airlangga University Press.
- Mosier, N., Wyman, C., Dale, B., Elander, R., Lee, Y. Y., Holtzaple, M., & Ladisch, M. (2005). Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass. *Bioresource technology*, 96(6), 673-686.
- Muharja, M., Junianti, F., Ranggina, D., Nurtono, T., & Widjaja, A. (2018). *An integrated green process: Subcritical water, enzymatic hydrolysis, and fermentation, for biohydrogen production from coconut husk*. *Bioresource Technology*, 249 (October 2017), 268–275.
- Nadia, A., Fauziah, A., & Mayori, E. (2017). *Potential of Lignocellulosic Oil Palm Waste in South Kalimantan for Bioethanol and Xylitol Production*. *Jurnal Inovasi Pendidikan Sains*, 8(2), 41–51.
- Nanda, S., Mohanty, P., Pant, K. K., Naik, S., Kozinski, J. A., & Dalai, A. K. (2013). *Characterization of North American Lignocellulosic Biomass and Biochars in Terms of their Candidacy for Alternate Renewable Fuels*. *Bioenergy Research*, 6(2), 663–677.
- Patent, CN. (2012): A Acid Degenerative Starch And Preparation Method.
- Perry, Jhon H. (Ed). 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Edisi Ketujuh, McGraw-Hill Book Company, New York.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 2004, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York.

- Poedjiadi. (2006). *Dasar-Dasar Biokimia*. UI Press.
- Rahman, R. A., Sumarni, N. K., & Rahmat, B. (2012). Optimalisasi Hidrolisis Sukrosa Menggunakan Resin Penukar Kation Tipe Sulfonat. *Jurnal Natural Science* Desember, 1(1), 119–131.  
[https://bestjournal.untad.ac.id/index.php/ejurnal\\_fm\\_ipa/article/view/1025](https://bestjournal.untad.ac.id/index.php/ejurnal_fm_ipa/article/view/1025)
- Reddy, S. N., Nanda, S., Dalai, A. K., & Kozinski, J. A. (2014). Supercritical water gasification of biomass for hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, 39(13), 6912–6926.
- Ridhani, M.A. and Aini, N., 2021. Potensi Penambahan Berbagai Jenis Gula Terhadap Sifat Sensori Dan Fisikokimia Roti Manis. *Pasundan Food Technology Journal (PFTJ)*, 8(3), pp.61-68.
- Risoyatiningsih, S. (2011). Hidrolisis pati ubi jalar kuning menjadi glukosa secara enzima. *Jurnal Teknik Kimia*, 5(2), 417–424.
- Santoso, Singgih. (2000). Buku Latihan SPSS Statistik Parametrik. Jakarta: PT Elex Media Komputindo.
- Sastroamidjojo, & Hardjono. (2005). *Kimia Organik Stereokimia, Karbohidrat, Lemak, dan Protein*. Gadjah Mada University Press.
- Schenck, F. W., & Hebeda, R. E. (1992). *Starch Hydrolysis Products: Worldwide Technology, Production, And Application*. VCH.
- Sukadarti, S. S., Kholisoh, S. D., Prasetyo, H., Santoso, W. P., & Mursini, T. (2010). Produksi gula reduksi dari sabut kelapa menggunakan jamur *Trichoderma*

reesei. *Produksi Gula Reduksi dari Sabut Kelapa Menggunakan Jamur Trichoderma reesei*.

Sun, Y., & Cheng, J. (2002). Hydrolysis of lignocellulosic materials for ethanol production: a review. *Bioresource technology*, 83(1), 1-11.

Tjokroadiekoesomo, P. S. (1993): *HFS dan Industri Ubi Kayu Lainnya*. PTA Gramedia. Jakarta

Trisanti, A. (2010). Potensi Selulase Dalam Mendegradasi Lignoselulosa. *Berita Selulosa*, 45(2), 70–77.

Vatavuk, W. M. (2002). Updating The CE Plant Cost Index. *Chemical Engineering*, 109(1), 62-70.

Widiantara, T. (2018). Pengaruh Perbandingan Gula Merah Dengan Sukrosa Dan Perbandingan Tepung Jagung, Ubi Jalar Dengan Kacang Hijau Terhadap Karakteristik Jenang. *Pasundan Food Technology Journal*, 5(1), 1.

Woiciechowski, A L. Saul N. Ashok P and Carlos R S. (2002): Acid and Enzymatic Hydrolysis to Recover Reducing Sugars from Cassava Bagasse. an Economic Study. *Brazilian Archives of Biology and Technology*

Yaws, 1990

Yonandra, D.V. (2012). *Analisis Ekonomi Gula Kelapa di Desa Langkap Kecamatan Bumiayu Kabupaten Brebes*. (Skripsi Fakultas Pertanian Universitas Muhammadiyah Purwokerto, 2012).

Yuniwati, M., Ismiyati, D., Kurniasih, R., Kimia, J. T., & Industri, F. T. (n.d.).

*Dengan Katalisator Asam Chlorida.*

**LAMPIRAN A**  
**PERANCANGAN REAKTOR**

# LAMPIRAN

## Perancangan Reaktor

### REAKTOR 01 (R-01)

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk/RATB

Fungsi : Mereaksikan  $(C_6H_{10}O_5)_n$ ,  $H_3PO_4$  dan  $H_2O$  untuk menghasilkan  $C_6H_{12}O_6$  dan  $C_6H_6O_3$

Alasan Pemilihan :

1. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran dapat homogen.
2. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal.

Kondisi Operasi :

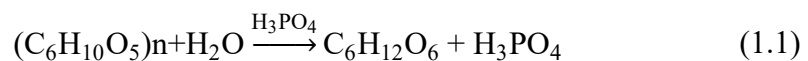
Suhu	=	135 °C
Tekanan	=	1 atm
Reaksi	=	Eksotermis
Konversi	=	83%

## 1. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

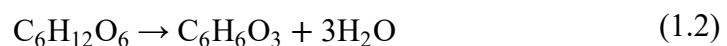
### 1.1. Tinjauan Termodinamika

Reaksi yang terjadi di reaktor adalah:

#### Reaksi utama



#### Reaksi Samping



Data energi pembentukan ( $\Delta H^\circ_f$ ) suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel 1.1 yang bersumber dari (Yaws, 1990).

**Tabel 1. 1** Harga  $\Delta H^\circ_f$  pada masing-masing komponen

Komponen	Harga $\Delta H^\circ_f$ (kJ/mol)
Selulosa (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	-878,166
Air (H <sub>2</sub> O)	-241,80
Asam Fosfat (H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> )	-1.271,66
Glukosa (C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> )	-1.274,35

Setelah mengetahui nilai harga  $\Delta H^\circ_f$  pada masing-masing komponen, kemudian menghitung nilai *enthalpy*.

- *Enthalpy* reaksi utama pada persamaan (1.1)

$$\Delta H^\circ = \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \quad (1.3)$$

$$\Delta H^\circ = (\Delta H^\circ_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + \Delta H^\circ_f \text{H}_3\text{PO}_4) - (\Delta H^\circ_f (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n + \Delta H^\circ_f \text{H}_2\text{O} + \Delta H^\circ_f \text{H}_3\text{PO}_4)$$

$$\Delta H^\circ = ((-1.274,35 \text{ kJ/mol}) + (-1.271,66 \text{ kJ/mol})) - ((-878,166 \text{ kJ/mol}) + (-241,80 \text{ kJ/mol}) + (-1.271,66 \text{ kJ/mol}))$$

$$\Delta H^\circ = -154,384 \text{ kJ/mol}$$

Setelah mengetahui nilai *enthalpy*, kemudian menghitung nilai *Gibbs* pada reaksi yang sama dengan suhu 298 K. Tabel 1.2 yang bersumber dari (Yaws, 1990) menunjukkan harga energi *Gibbs* pada masing-masing komponen.

**Tabel 1. 2** Harga  $\Delta G^\circ_f$  pada masing-masing komponen

Komponen	Harga $\Delta G^\circ_f$ (kJ/mol)
Selulosa (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )	-569,77
Air (H <sub>2</sub> O)	-228,60
Asam Fosfat (H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> )	-1.123,60
Glukosa (C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> )	-910,56

- Energi *Gibbs* reaksi utama pada persamaan (1.1)

$$\Delta G^\circ = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \quad (1.4)$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G^\circ_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + \Delta G^\circ_f \text{H}_3\text{PO}_4) - (\Delta G^\circ_f (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n + \Delta G^\circ_f \text{H}_2\text{O} + \Delta G^\circ_f \text{H}_3\text{PO}_4)$$

$$\Delta G^\circ = ((-910,56 \text{ kJ/mol}) + (-1.123,60 \text{ kJ/mol})) - ((-569,77 \text{ kJ/mol}) + (-228,60 \text{ kJ/mol}) + (-1.123,60))$$

$$\Delta G^\circ = -112,19 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -112.190 \text{ J/mol}$$

Reaksi *Overall* dari proses pembuatan glukosa merupakan reaksi eksotermis (menghasilkan panas) dengan kesetimbangan reaksi mengarah ke kiri didapatkan nilai  $\Delta H^\circ$  kecil artinya reaksi melepaskan kalor dari sistem ke lingkungan sehingga kalor dari sistem berkurang. Sementara untuk nilai energi *Gibbs* yang didapatkan kecil, dimana energi *Gibbs* memiliki nilai negatif sehingga reaksi ini termasuk reaksi spontan ( $\Delta G^\circ < 0$ ).

Berdasarkan persamaan 15.14 dari Van Ness (1997), maka:

$$\ln K = \left( \frac{-\Delta G^\circ_r}{T \cdot R} \right) \quad (1.5)$$

Pada reaksi utama persamaan (1.1)

$$\ln K = \frac{1}{T} \cdot \frac{-(-112.190) \left( \frac{\text{J}}{\text{mol}} \right)}{8,314 \left( \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} \right)} \quad (1.6)$$

$$K = e^{\frac{1}{T} \cdot 1,34 \cdot 10^4} \quad (1.7)$$

Pada pra rancangan pabrik ini menggunakan suhu dengan rentang sebesar 408 K. Dengan menggunakan persamaan (1.7), dapat menghitung konstanta kesetimbangan dengan menggunakan batas atas dan batas bawah rentang suhu yang akan digunakan.

a) Nilai Konstanta Kesetimbangan pada suhu 408 K

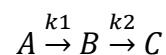
Pada reaksi utama persamaan (1.1)

$$K = 1,83 \cdot 10^{14} \quad (1.8)$$

Dengan melihat nilai  $K$  yang besar, maka reaksi berjalan secara *irreversible*.

## 1.2. Tinjauan Kinetika

Tinjauan secara kinetika bertujuan untuk mengetahui faktor-faktor yang mempengaruhi laju reaksi kimia, seperti laju kinetika. Berdasarkan (Lenihan *et al.*, 2011), laju reaksi hidrolisis asam bergantung pada beberapa variabel, seperti: suhu, konsentrasi asam, waktu, konsentrasi substrat, dan komposisi substrat. Dengan reaksi yang terjadi:



Dimana:

A : Selulosa

B : Glukosa

C : HMF

Persamaan kinetika untuk reaksi diatas:

$$r_A = k C_A C_B$$

$$r_A = \frac{dC_B}{dt}$$

$$\frac{dC_B}{dt} = k_1 C_A - k_2 C_B$$

Selanjutnya, dicari nilai kinetika (k) dengan persamaan Arrhenius:

$$k = A e^{\frac{-E_a}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A e^{\frac{-E_a}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A - \frac{E_a}{RT}$$

$$\ln k = \ln A - \left(\frac{E_a}{R}\right) \left(\frac{1}{T}\right)$$

Keterangan:

A : Faktor Arrhenius

E<sub>a</sub> : Energi Aktivasi (kJ/mol)

T : *Temperature* (K)

R : Konstanta gas (J/mol.K)

Pada Tabel 1.3 menunjukkan nilai kinetika dari hidrolisis asam menggunakan katalis H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>.

**Tabel 1. 3** Nilai Kinetika Reaksi

Suhu (°C)	135	150	175	200
Glukosa				
k <sub>1</sub> (menit)	0,03731	0,0841	0,2772	0,5438
k <sub>2</sub> (menit)	0,02002	0,0444	0,2054	0,5213
Konstanta Reaksi	k <sub>1</sub>	E <sub>a</sub> = 66,958 kJ	k <sub>10</sub> = 1,51 . 10 <sup>7</sup>	R <sup>2</sup> = 0,9945
	k <sub>2</sub>	E <sub>a</sub> = 82,411 kJ	K <sub>20</sub> = 7,15 . 10 <sup>8</sup>	R <sup>2</sup> = 0,9891

## 2. Neraca Massa Reaktor 01

Tabel 1. 4 Neraca Massa Reaktor 01

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 25	Arus 26	Arus 27	Arus 28
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	7.309,52	-	-	1.242,62
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	-	-	8.843,61	3.670,10
H <sub>2</sub> O	-	4.060,84	-	3.386,74
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	-	-	-	6.741,00
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	3.916,52
3H <sub>2</sub> O	-	-	-	1.257,00
<b>Sub Total</b>	<b>7.309,52</b>	<b>4.060,84</b>	<b>8.843,61</b>	<b>20.213,98</b>
<b>Total</b>	<b>20.213,98</b>			<b>20.213,98</b>

## 3. Menghitung Komposisi Umpan Reaktor 01

Tabel 1. 5 Umpan Reaktor 01

Komponen	BM (kmol/kg)	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	Fv (m <sup>3</sup> /jam)	Fv (L/jam)
H <sub>2</sub> O	18	225,60	4.060,84	931	4,36	4.361,80
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> )n	162	45,12	7.309,51	984	7,42	7.428,37
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	180	0,00	0,00	1.090	0,00	0,00
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	98	90,24	8.843,61	1.790	4,94	4.940,56
<b>Total</b>		<b>360,96</b>	<b>20.213,97</b>	<b>4.795</b>	<b>16,73</b>	<b>16.730,74</b>

## 4. Menghitung Volume Reaktor 01

Tabel 1. 6 Nilai Perhitungan Volume Reaktor 01

n <sub>a0</sub> (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) (kmol/m <sup>3</sup> )	2,69
n <sub>b0</sub> (C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> )	0,00
k <sub>1</sub> (/menit)	0,03731
k <sub>2</sub> (/menit)	0,02002
T (°C)	135

Untuk menghitung nilai n<sub>a0</sub> dapat menggunakan rumus:

$$n_{a0} = \frac{F_m}{F_v} \quad (1.9)$$

Dengan rumus dibawah, digunakan untuk menghitung Volume Reaktor 01:

a) Rumus untuk menghitung reaktan yaitu Selulosa ( $C_6H_{10}O_5$ )

$$n_a = n_{a0}e^{-k_1t} \quad (1.10)$$

b) Rumus untuk menghitung produk yaitu Glukosa ( $C_6H_{12}O_6$ )

$$n_b = n_{b0}e^{-k_2t} + \frac{k_1 n_{a0}}{k_2 - k_1} (e^{-k_1t} - e^{-k_2t}) \quad (1.11)$$

c) Rumus untuk menghitung produk samping Hydroxymethylfurfural ( $C_6H_6O_3$ )

$$n_c = n_{a0} - n_a - n_b \quad (1.12)$$

d) Rumus untuk menentukan konversi dengan keadaan yang optimal

$$x_a = \frac{n_{a0} - n_a}{n_{a0}} \quad (1.13)$$

e) Rumus untuk menghitung Volume Reaktor 01

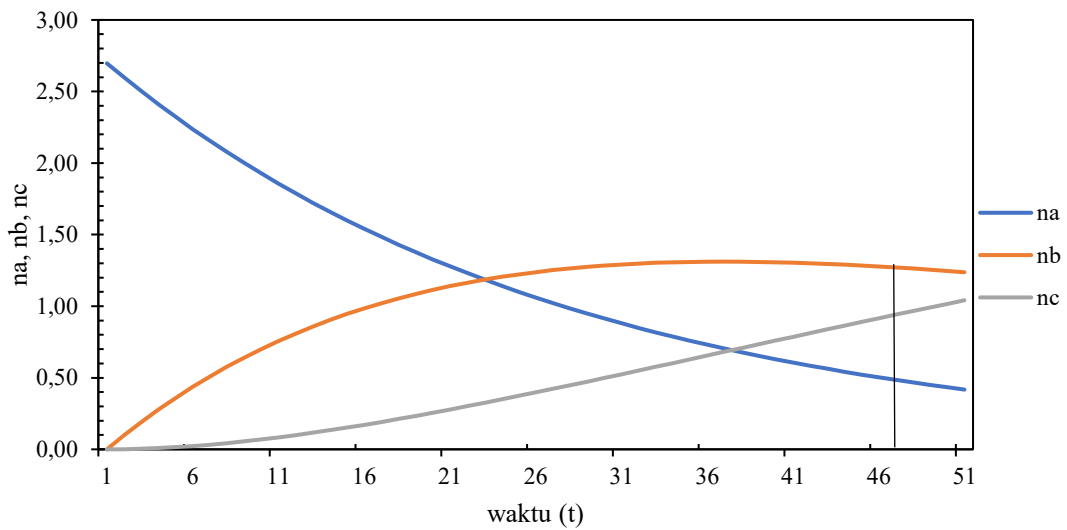
$$V = \frac{F_v(n_{a0} - n_a)}{(k_1 \cdot n_a)} \quad (1.14)$$

**Tabel 1. 7** Perhitungan Volume Reaktor 01

<b>t (min)</b>	<b>na</b>	<b>nb</b>	<b>nc</b>	<b>xa (%)</b>	<b>V (m<sup>3</sup>/min)</b>
0	2,70	0,00	0,00	0,00	0,00
1	2,60	0,10	0,00	0,04	0,28
2	2,50	0,19	0,00	0,07	0,58
3	2,41	0,28	0,01	0,11	0,89
4	2,32	0,36	0,01	0,14	1,20
5	2,24	0,44	0,02	0,17	1,53
6	2,16	0,51	0,03	0,20	1,88
7	2,08	0,58	0,04	0,23	2,23
8	2,00	0,64	0,06	0,26	2,60
9	1,93	0,70	0,07	0,29	2,98
10	1,86	0,76	0,08	0,31	3,38
11	1,79	0,81	0,10	0,34	3,79

**Tabel 1. 7** Perhitungan Volume Reaktor 01 Lanjutan

12	1,72	0,86	0,12	0,36	4,22
13	1,66	0,90	0,13	0,38	4,67
14	1,60	0,95	0,15	0,41	5,13
15	1,54	0,98	0,17	0,43	5,61
16	1,48	1,02	0,19	0,45	6,10
17	1,43	1,05	0,21	0,47	6,62
18	1,38	1,09	0,23	0,49	7,15
19	1,33	1,11	0,26	0,51	7,71
20	1,28	1,14	0,28	0,53	8,29
21	1,23	1,16	0,30	0,54	8,89
22	1,19	1,19	0,32	0,56	9,51
23	1,14	1,20	0,35	0,58	10,15
24	1,10	1,22	0,37	0,59	10,83
25	1,06	1,24	0,40	0,61	11,52
26	1,02	1,25	0,42	0,62	12,24
27	0,98	1,26	0,45	0,63	12,99
28	0,95	1,27	0,47	0,65	13,77
29	0,91	1,28	0,50	0,66	14,58
30	0,88	1,29	0,52	0,67	15,42
31	0,85	1,30	0,55	0,69	16,29
32	0,82	1,30	0,58	0,70	17,19
33	0,79	1,31	0,60	0,71	18,13
34	0,76	1,31	0,63	0,72	19,10
35	0,73	1,31	0,66	0,73	20,11
36	0,70	1,31	0,68	0,74	21,16
37	0,68	1,31	0,71	0,75	22,25
38	0,65	1,31	0,73	0,76	23,38
39	0,63	1,31	0,76	0,77	24,55
40	0,61	1,30	0,79	0,78	25,77
41	0,58	1,30	0,81	0,78	27,03
42	0,56	1,30	0,84	0,79	28,34
43	0,54	1,29	0,86	0,80	29,70
44	0,52	1,28	0,89	0,81	31,12
45	0,50	1,28	0,92	0,81	32,59
46	0,48	1,27	0,94	0,82	34,11
<b>47</b>	<b>0,47</b>	<b>1,26</b>	<b>0,97</b>	<b>0,83</b>	<b>35,69</b>
48	0,45	1,26	0,99	0,83	37,33
49	0,43	1,25	1,02	0,84	39,03
50	0,42	1,24	1,04	0,85	40,80



**Gambar 1. 1** Grafik Perhitungan Volume Reaktor 01

Berdasarkan Tabel 1.7 dan Gambar 1.1 Perhitungan Volume Reaktor 01, maka didapatkan waktu tinggal sebesar 47 menit, konversi 83%, dan volume reaktor 01 sebesar 35,69 m<sup>3</sup>/menit. Diperoleh konversi sebesar 83% dikarenakan produk glukosa optimal.

**Tabel 1. 8** Harga Reaktor 01

Jumlah Reaktor	V (Gallon)	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	9.427,91	524.100,00	8.380.359.000,00

#### 4.1. Over Design 20% dari Volume Reaktor 01

$$\begin{aligned}
 V_{\text{reaktor}} &= 1,2 \cdot V_{\text{Reaktor 01}} & (1.15) \\
 &= 40,11 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \quad (1.16)$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \cdot \frac{D}{D} \quad (1.17)$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{H}{D} \cdot D \quad (1.18)$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 1 \cdot D \quad (1.19)$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^3 \quad (1.20)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}} \quad (1.21)$$

$$D = 3,96 \text{ m}$$

$$D = 156 \text{ in}$$

$$H:D = 1:1$$

$$H = 3,96 \text{ m}$$

$$H = 156 \text{ in}$$

$$H \text{ cairan} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2} \quad (1.22)$$

$$H \text{ cairan} = 3,25 \text{ m}$$

## 5. Menghitung Tekanan Total Reaktor 01

$$P_h = \rho \cdot g \cdot h \quad (1.23)$$

$$P_h = 1.325,98 \cdot 9,8 \cdot 3,25$$

$$P_h = 42,28 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan total reaktor} = P \text{ reaktor} + P \text{ hidrostatik} \quad (1.24)$$

$$\text{Tekanan total reaktor} = 143,61 \text{ kPa}$$

$$\text{Overdesign 20\% tekanan total reaktor} = 172,33 \text{ kPa}$$

## 6. Menghitung Tebal *Shell*

$$T_s = \text{Tebal shell, in}$$

$$P = \text{Tekanan dalam tangki, psia}$$

$f$  = Allowable stress, 12650 psi

$r_i$  = Jari-jari dalam *storage*, in

$E$  = Efisiensi sambungan 80 %, *double welded butt joint*

$C$  = faktor korosi, 0,125 in

Dengan menggunakan rumus  $t = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$  (1.25)

$$t = \frac{24,99 \cdot 78}{12650 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 24,99} + 0,125$$

Diperoleh tebal *shell* sebesar 0,375 in.

Dengan ts standar adalah 0,375 in atau 0,01 m.

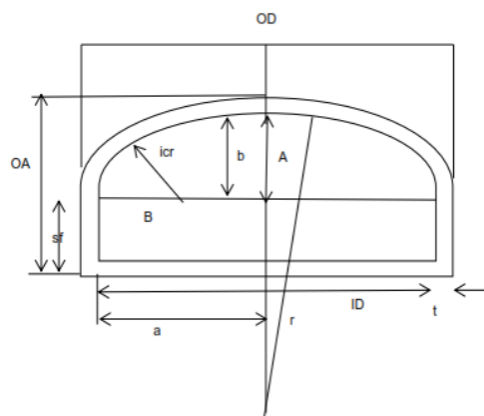
## 7. Menghitung Tebal *Head*

Jenis tutup : *Torispherical Dished Head*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel 316*

Efisiensi sambungan : *Double welded butt joint*

Faktor korosi : *Stainless Steel*



**Gambar 1. 2** Standarisasi Tebal *Head*

$$V = \frac{1}{6} \cdot (2+k^2) \quad (1.26)$$

$$t = \frac{p \cdot d \cdot V}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot p} + C \quad (1.27)$$

Dimana:

$V$  = *Stress intensification factor*

$K$  = *Axis ratio*

$t$  = *Tebal head, in*

$p$  = *Tekanan design, psia*

$d$  = *Inside diameter, in*

$f$  = *Allowable stress, 12650 psia*

$E$  = *Joint efficiency 80%, double welded butt joint*

$C$  = *Corrosion allowance, 0,125 in*

$$V = \frac{1}{6} \cdot (2+2^2)$$

$$V = 1$$

$$t = \frac{24,99 \cdot 156 \cdot 1}{2 \cdot 12650 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 24,99} + 0,125$$

Dari perhitungan dengan rumus tersebut diperoleh nilai tebal head sebesar 0,318 in dengan tebal *head* standar sebesar 0,375 in atau 0,01. Dari Tabel 5.4 brownell didapat nilai *sf* sebesar 2,5 in dan *icr* sebesar 10,125 in.

Sehingga, tinggi *head* yang di peroleh yaitu:

$$H \text{ cairan di } shell = \text{Tinggi cairan reaktor} - \text{tinggi } head \quad (1.28)$$

$$= 2,45 \text{ m}$$

$$H \text{ total reaktor} = \text{Tinggi } shell + (2 \cdot \text{tinggi } head) \quad (1.29)$$

$$= 5,56 \text{ m}$$

## 8. Menghitung Ukuran Pengaduk

Dari buku Brown (1978), hal 507 diperoleh data:

$$\frac{D_t}{D_i} = 3$$

$$\frac{Z_i}{D_i} = 1,3$$

$$\frac{Z_I}{D_i} = 3,9$$

$$\frac{w_b}{D_i} = 0,17$$

Jumlah *baffle* = 4

$D_t = 146,09$  in

### 8.1. Diameter Pengaduk ( $D_i$ )

$$D_i = \frac{D_t}{3} \tag{1.30}$$

$$D_i = \frac{146,09}{3}$$

$D_i = 48,69$  in

$D_i = 1,24$  m

### 8.2. Jarak Pengaduk dari dasar tangki ( $Z_i$ )

$$Z_i = D_i \cdot 1,3 \tag{1.31}$$

$Z_i = 48,69 \cdot 1,3$

$Z_i = 63,30$  in

$Z_i = 1,61$  m

### 8.3. Tinggi Pengaduk ( $Z_I$ )

$$Z_I = D_i \cdot 3,9 \tag{1.32}$$

$$ZI = 48,69 \cdot 3,9$$

$$ZI = 189,91 \text{ in}$$

$$ZI = 4,82 \text{ m}$$

#### 8.4. Lebar *Baffle* ( $W_b$ )

$$W_b = Di \cdot 0,17 \quad (1.33)$$

$$W_b = 48,69 \cdot 0,17$$

$$W_b = 8,27 \text{ in}$$

$$W_b = 0,21 \text{ m}$$

#### 8.5. Lebar Pengaduk ( $L$ )

$$L = Di \cdot 0,25 \quad (1.34)$$

$$L = 48,69 \cdot 0,25$$

$$L = 12,17 \text{ in} = 0,31 \text{ m}$$

Menghitung jumlah pengaduk sesuai dengan referensi buku Wallas, 1990

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{WELH}{ID} \quad (1.35) \\ &= \frac{3,25}{3,96} \\ &= 0,82 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah pengaduk yang digunakan adalah 1 buah.

## 9. Menentukan Kecepatan Pengaduk

### 9.1. Kecepatan Rotasi

$$N = \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot Di}} \quad (1.36)$$

$$N = \frac{600}{3,14 \cdot 1,24} \sqrt{\frac{3,25}{2 \cdot 1,24}}$$

$$N = 177,20 \text{ rpm}$$

$$N = 2,95 \text{ rps}$$

Dikarenakan kecepatan rotasi terlalu tinggi, maka dengan mengambil asumsi kecepatan rotasinya menjadi 0,5 rps.

### 9.2. Power Number

$$Re = \frac{Di \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (1.37)$$

$$Re = \frac{1,24 \cdot 0,5 \cdot 1.325,98}{1,16}$$

$$Re = 705,56$$

Dengan menggunakan fig.477 G.G Brown hal 507 didapatkan  $N_p = 5$

### 9.3. Kebutuhan Daya Teoritis

$$NP = \frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot Di^5} \quad (1.38)$$

Dimana:

$N_p$  = Power Number

$\rho$  = Densitas Campuran,  $\text{kg/m}^3$

$Di$  = Diameter Pengaduk, m

$N$  = Kecepatan Putar Pengaduk, rps

$$P = NP \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Di^5$$

$$P = 5 \cdot 1.325,98 \cdot (0,5)^3 \cdot (1,24)^5$$

$$P = 2.399,24 \text{ watt}$$

$$P = 2,39 \text{ kW}$$

$$P = 3,21 \text{ HP}$$

#### 9.4. Daya yang Hilang

$$\text{Daya yang Hilang} = 10\% \cdot \text{Daya Teoritis} \quad (1.39)$$

$$\text{Daya yang Hilang} = 10\% \cdot 3,21$$

$$\text{Daya yang Hilang} = 0,32 \text{ HP}$$

#### 9.5. Daya Input

$$\text{Daya Input} = \text{Daya Teoritis} + \text{Daya yang Hilang} \quad (1.40)$$

$$\text{Daya Input} = 3,21 + 0,32$$

$$\text{Daya Input} = 3,53 \text{ HP}$$

#### 9.6. Daya Motor

$$\text{Efisiensi Motor} = \frac{\text{Daya Input}}{88\%} \quad (1.41)$$

$$\text{Efisiensi Motor} = \frac{3,53}{88\%}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 4,01 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi Motor Standar} = 5 \text{ HP}$$

### 10. Neraca Panas Reaktor 01

Tabel 1. 9 Neraca Panas Reaktor 01

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q Masuk (Fase Liquid)	33.750,12	-
Q Masuk (Fase Solid)	12.272,77	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	28.774,58
Q Keluar (Fase Solid)	-	10.532,81
Q Reaksi	18.398.007,86	-
Q Pendingin	-	18.404.723,36
<b>TOTAL</b>	<b>18.444.030,75</b>	<b>18.444.030,75</b>

## 11. Menghitung Nilai $\Delta T_{LMTD}$

**Tabel 1. 10** Nilai  $\Delta T_{LMTD}$

Komponen	°C	K	°F
Suhu fluida panas masuk	135	408,15	275
Suhu fluida panas keluar	135	408,15	275
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	50	323,15	122

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}} \quad (1.42)$$

Dimana:

$T_1$  = Suhu fluida panas masuk, °F

$T_2$  = Suhu fluida panas keluar, °F

$t_1$  = Suhu fluida dingin masuk, °F

$t_2$  = Suhu fluida dingin keluar, °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(275 \text{ °F} - 86 \text{ °F}) - (275 \text{ °F} - 122 \text{ °F})}{\ln \frac{(275 \text{ °F} - 86 \text{ °F})}{(275 \text{ °F} - 122 \text{ °F})}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 170,36 \text{ °F}$$

## 12. Menghitung Luas Perpindahan Panas yang Tersedia

$$A = (\pi \cdot D_o \cdot Hl,s) + \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D_o \quad (1.43)$$

Dimana:

$A$  = Luas perpindahan panas yang tersedia, ft<sup>2</sup>

$\pi$  = 3,14

$D_o$  = Diameter Luar Tangki, ft

$Hl, s$  = Tinggi cairan di *Shell*, ft

$$A = (3,14 \cdot 4,26 \cdot 2,45) + \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot 4,26$$

$$A = 47,18 \text{ ft}^2$$

### 13. Menghitung Luas Perpindahan Panas yang Dibutuhkan

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}} \quad (1.44)$$

Dimana:

A = Luas perpindahan panas yang dibutuhkan, ft<sup>2</sup>

Q = Air pendingin, btu/jam

Nilai UD dipilih *heavy organic* dengan nilai *range* 5-75 Btu/Jam.ft<sup>2</sup>.F karena nilai viskositas lebih dari 0,5.

$$A = \frac{75.743,95}{75 \cdot 170,36}$$

$$A = 5,92 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan panas yang dibutuhkan < luas perpindahan panas yang tersedia, maka dipilih jaket pendingin.

### 14. Menghitung Diameter Jaket Pendingin

$$D1 = OD \text{ Tangki} + 2 \cdot \text{Jarak} \quad (1.45)$$

Dimana:

D1 = Diameter dalam jaket pendingin, m

OD = Diameter luar tangki, m

Asumsi jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket = 5 in atau 0,127 m.

$$D1 = 4,26 + 2 \cdot 0,127$$

$$D1 = 4,52 \text{ m} = 178 \text{ in}$$

$$DI = 178 \text{ m}$$

### 15. Menghitung Tinggi Jacket Pendingin

$$H_j = H_s + H_h \quad (1.46)$$

Dimana:

$H_j$  = Tinggi jaket, m

$H_s$  = Tinggi *shell*, m

$H_h$  = Tinggi *Head*, m

$$H_j = 3,96 + 0,8$$

$$H_j = 4,76 \text{ m} = 15,62 \text{ ft}$$

### 16. Menghitung Tekanan Desain Jacket Pendingin

$$P \text{ desain} = P \text{ Reaktor} + P \text{ hidrostatik} \quad (1.47)$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{H_j - 1}{144} \cdot \rho_{\text{air}} \quad (1.48)$$

Dimana:

$H_j$  = Tinggi jaket, ft

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{15,62 - 1}{144} \cdot 62,42$$

$$P \text{ hidrostatik} = 6,34 \text{ psia}$$

$$P \text{ reaktor} = 25,00 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = 25,00 + 6,34$$

$$P \text{ desain} = 31,33 \text{ psia}$$

$$P \text{ desain} = 2 \text{ atm}$$

### 17. Menghitung Tebal *Shell* Jaket Pendingin

$$T_j = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (1.49)$$

Dimana:

$T_j$  = Tebal jaket, m

$P$  = Tekanan desain jaket, psia

$r_i$  = Jari-jari jaket, in

$f$  = *Allowable stress*, 12650 psia

$E$  = *Joint efficiency* 80%, *double welded butt joint*

$C$  = *Corrosion allowance*, 0,125 in/10 tahun

$$T_j = \frac{31,33 \cdot 89}{12650 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 31,33} + 0,125$$

$$T_j = 0,40 \text{ in} = 0,01 \text{ m}$$

$$T_j \text{ standar} = 0,4375 \text{ in} = 0,01 \text{ m}$$

### 18. Menghitung Diameter Luar Jaket Pendingin

$$D_2 = D_1 + 2 \cdot T_j \quad (1.50)$$

Dimana:

$D_2$  = Diameter luar jaket pendingin, m

$T_j$  = Tebal jaket standar, m

$$D_2 = 4,52 + 2 \cdot 0,01$$

$$D_2 = 4,54 \text{ m}^2$$

### 19. Menghitung Luas yang Dilalui Air Pendingin

$$A = \frac{\pi}{2} \cdot (D_2^2 - D_1^2) \quad (1.51)$$

Dimana:

D1 = Diameter dalam jaket pendingin, m

D2 = Diameter luar jaket pendingin, m

$$A = \frac{3,14}{2} \cdot (4,54^2 - 4,52^2)$$

$$A = 0,32 \text{ m}^2$$

## REAKTOR 02 (R-02)

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk/RATB

Fungsi : Mereaksikan  $(C_6H_{10}O_5)_n$ ,  $H_3PO_4$  dan  $H_2O$  untuk menghasilkan  $C_6H_{12}O_6$  dan  $C_6H_6O_3$  serta memisahkan  $(C_6H_{10}O_5)_n$

Alasan Pemilihan :

1. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran dapat homogen.
2. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal.

Kondisi Operasi :

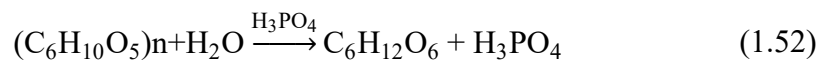
Suhu	=	135 °C
Tekanan	=	1 atm
Reaksi	=	Eksotermis
Konversi	=	97%

## 1. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

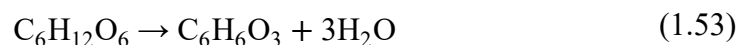
### 1.1. Tinjauan Termodinamika

Reaksi yang terjadi di reaktor adalah:

#### Reaksi utama



#### Reaksi Samping



Data energi pembentukan ( $\Delta H_f$ ) suhu 298 K dapat dilihat pada Tabel 1.11 yang bersumber dari (Yaws, 1990).

**Tabel 1. 11** Harga  $\Delta H_f^\circ$  pada masing-masing komponen

Komponen	Harga $\Delta H_f^\circ$ (kJ/mol)
Selulosa ( $C_6H_{10}O_5$ ) <sub>n</sub>	-878,166
Air ( $H_2O$ )	-241,80
Asam Fosfat ( $H_3PO_4$ )	-1.271,66
Glukosa ( $C_6H_{12}O_6$ )	-1.274,35

Setelah mengetahui nilai harga  $\Delta H_f^\circ$  pada masing-masing komponen, kemudian menghitung nilai *enthalpy*.

- *Enthalpy* reaksi utama pada persamaan (1.52)

$$\Delta H^\circ = \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \quad (1.54)$$

$$\Delta H^\circ = (\Delta H_f^\circ C_6H_{12}O_6 + \Delta H_f^\circ H_3PO_4) - (\Delta H_f^\circ$$

$$(C_6H_{10}O_5)_n + \Delta H_f^\circ H_2O + \Delta H_f^\circ H_3PO_4)$$

$$\Delta H^\circ = ((-1.274,35 \text{ kJ/mol}) + (-1.271,66 \text{ kJ/mol})) - ((-878,166 \text{ kJ/mol}) + (-241,80 \text{ kJ/mol}) + (-1.271,66 \text{ kJ/mol}))$$

$$\Delta H^\circ = -154,384 \text{ kJ/mol}$$

Setelah mengetahui nilai *enthalpy*, kemudian menghitung nilai *Gibbs* pada reaksi yang sama dengan suhu 298 K. Tabel 1.12 yang bersumber dari (Yaws, 1990) menunjukkan harga energi *Gibbs* pada masing-masing komponen.

**Tabel 1. 12** Harga  $\Delta G_f^\circ$  pada masing-masing komponen

Komponen	Harga $\Delta G_f^\circ$ (kJ/mol)
Selulosa ( $C_6H_{10}O_5$ )	-569,77
Air ( $H_2O$ )	-228,60
Asam Fosfat ( $H_3PO_4$ )	-1.123,60
Glukosa ( $C_6H_{12}O_6$ )	-910,56

- Energi *Gibbs* reaksi utama pada persamaan (1.52)

$$\Delta G^\circ = \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \quad (1.55)$$

$$\Delta G^\circ = (\Delta G^\circ_f \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 + \Delta G^\circ_f \text{H}_3\text{PO}_4) - (\Delta G^\circ_f (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_n + \Delta G^\circ_f \text{H}_2\text{O} + \Delta G^\circ_f \text{H}_3\text{PO}_4)$$

$$\Delta G^\circ = ((-910,56 \text{ kJ/mol}) + (-1.123,60 \text{ kJ/mol})) - ((-569,77 \text{ kJ/mol}) + (-228,60 \text{ kJ/mol}) + (-1.123,60))$$

$$\Delta G^\circ = -112,19 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ = -112.190 \text{ J/mol}$$

Reaksi *Overall* dari proses pembuatan glukosa merupakan reaksi eksotermis (menghasilkan panas) dengan kesetimbangan reaksi mengarah ke kiri didapatkan nilai  $\Delta H^\circ$  kecil artinya reaksi melepaskan kalor dari sistem ke lingkungan sehingga kalor dari sistem berkurang. Sementara untuk nilai energi *Gibbs* yang didapatkan kecil, dimana energi *Gibbs* memiliki nilai negatif sehingga reaksi ini termasuk reaksi spontan ( $\Delta G^\circ < 0$ ).

Berdasarkan persamaan 15.14 dari Van Ness (1997), maka:

$$\ln K = \left( \frac{-\Delta G^\circ_r}{T \cdot R} \right) \quad (1.56)$$

Pada reaksi utama persamaan (1.51)

$$\ln K = \frac{1}{T} \cdot \frac{-(-112.190) \left( \frac{\text{J}}{\text{mol}} \right)}{8,314 \left( \frac{\text{J}}{\text{mol.K}} \right)} \quad (1.57)$$

$$K = e^{\frac{1}{T} \cdot 1,34 \cdot 10^4} \quad (1.58)$$

Pada pra rancangan pabrik ini menggunakan suhu dengan rentang sebesar 408 K. Dengan menggunakan persamaan (1.58), dapat menghitung

konstanta kesetimbangan dengan menggunakan batas atas dan batas bawah rentang suhu yang akan digunakan.

a) Nilai Konstanta Kesetimbangan pada suhu 408 K

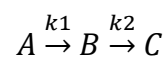
Pada reaksi utama persamaan (1.52)

$$K = 1,83 \cdot 10^{14} \quad (1.59)$$

Dengan melihat nilai  $K$  yang besar, maka reaksi berjalan secara *irreversible*.

## 1.2. Tinjauan Kinetika

Tinjauan secara kinetika bertujuan untuk mengetahui faktor-faktor yang mempengaruhi laju reaksi kimia, seperti laju kinetika. Berdasarkan (Lenihan *et al.*, 2011), laju reaksi hidrolisis asam bergantung pada beberapa variabel, seperti: suhu, konsentrasi asam, waktu, konsentrasi substrat, dan komposisi substrat. Dengan reaksi yang terjadi:



Dimana:

A : Selulosa

B : Glukosa

C : HMF

Persamaan kinetika untuk reaksi diatas:

$$r_A = k C_A C_B$$

$$r_A = \frac{dC_B}{dt}$$

$$\frac{dC_B}{dt} = k_1 C_A - k_2 C_B$$

Selanjutnya, dicari nilai kinetika (k) dengan persamaan Arrhenius:

$$k = Ae^{\frac{-Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln Ae^{\frac{-Ea}{RT}}$$

$$\ln k = \ln A - \frac{Ea}{RT}$$

$$\ln k = \ln A - \left(\frac{Ea}{R}\right)\left(\frac{1}{T}\right)$$

Keterangan:

A : Faktor Arrhenius

Ea : Energi Aktivasi (kJ/mol)

T : *Temperature* (K)

R : Konstanta gas (J/mol.K)

Pada Tabel 1.13 menunjukkan nilai kinetika dari hidrolisis asam menggunakan katalis H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>.

**Tabel 1. 13** Nilai Kinetika Reaksi

Suhu (°C)	135	150	175	200
Glukosa				
k <sub>1</sub> (menit)	0,03731	0,0841	0,2772	0,5438
k <sub>2</sub> (menit)	0,02002	0,0444	0,2054	0,5213
Konstanta Reaksi	k <sub>1</sub>	E <sub>a</sub> = 66,958 kJ	k <sub>10</sub> = 1,51 . 10 <sup>7</sup>	R <sup>2</sup> = 0,9945
	k <sub>2</sub>	E <sub>a</sub> = 82,411 kJ	K <sub>20</sub> = 7,15 . 10 <sup>8</sup>	R <sup>2</sup> = 0,9891

## 2. Neraca Massa Reaktor 02

Tabel 1. 14 Neraca Massa Reaktor 02

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 28	Arus 30	Arus 29
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	6.254,54	-	6.254,54
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	3.822,81	3.822,81	-
H <sub>2</sub> O	712,95	712,95	-
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	6.741,00	6.741,00	-
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	4.577,14	4.577,14	-
3H <sub>2</sub> O	1.961,63	-	1.961,63
<b>Sub Total</b>	<b>24.070,06</b>	<b>15.853,90</b>	<b>8.216,17</b>
<b>Total</b>	<b>24.070,06</b>	<b>24.070,06</b>	

## 3. Menghitung Komposisi Umpan Reaktor 02

Tabel 1. 15 Umpan Reaktor 02

Komponen	BM (kmol/kg)	F <sub>m</sub> (kmol/jam)	F <sub>w</sub> (kg/jam)	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	F <sub>v</sub> (m <sup>3</sup> /jam)	F <sub>v</sub> (L/jam)
(C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) <sub>n</sub>	162	38,61	6.254,54	984	6,36	6.356,24
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	98	39,01	3.822,81	1.790	2,14	2.135,65
H <sub>2</sub> O	18	39,61	712,95	931	0,77	765,79
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>	180	37,45	6.741,00	1.090	6,18	6.184,40
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	126	0,00	4.577	1.450	3,16	3.156,65
3H <sub>2</sub> O	54	0,00	1.961,63	931	2,11	2.107,02
<b>Total</b>		<b>154,67</b>	<b>24.070,06</b>	<b>7.176</b>	<b>20,71</b>	<b>20.705,74</b>

## 4. Menghitung Volume Reaktor 02

Tabel 1.16 Nilai Perhitungan Volume Reaktor 02

n <sub>a0</sub> (C <sub>6</sub> H <sub>10</sub> O <sub>5</sub> ) (kmol/m <sup>3</sup> )	2,49
n <sub>b0</sub> (C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> )	2,43
k <sub>1</sub> (/menit)	0,03731
k <sub>2</sub> (/menit)	0,02002
T (°C)	135

Untuk menghitung nilai  $n_{a0}$  dapat menggunakan rumus:

$$n_{a0} = \frac{F_m}{F_v} \quad (1.60)$$

a) Rumus untuk menghitung Waktu Tinggal reaksi di Reaktor 02

$$X_A = 1 - \frac{1}{(1 + \tau k)^2} \quad (1.61)$$

b) Rumus untuk menghitung Volume Reaktor 02

$$V = \tau \cdot F_v \quad (1.62)$$

Berdasarkan Perhitungan Volume Reaktor 02, maka didapatkan waktu tinggal sebesar 128 menit, konversi 97%, dan volume reaktor 02 sebesar 35,30 m<sup>3</sup>/menit untuk menghasilkan selulosa yang sedikit dan didapatkan produk glukosa yang optimal.

**Tabel 1. 17** Harga Reaktor 02

Jumlah Reaktor	V (Gallon)	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	9.324,15	521.100,00	8.332.389.000,00

#### 4.1. Over Design 20% dari Volume Reaktor 02

$$\begin{aligned} V \text{ reaktor} &= 1,2 \cdot V \text{ Reaktor 02} & (1.63) \\ &= 36,92 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \quad (1.64)$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \cdot \frac{D}{D} \quad (1.65)$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{H}{D} \cdot D \quad (1.66)$$

$$V \text{ reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 1 \cdot D \quad (1.67)$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^3 \quad (1.68)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}} \quad (1.69)$$

$$D = 3,66 \text{ m}$$

$$D = 144 \text{ in}$$

$$H:D = 1:1$$

$$H = 3,66 \text{ m}$$

$$H = 144 \text{ in}$$

$$H_{\text{cairan}} = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2} \quad (1.70)$$

$$H_{\text{cairan}} = 3,51 \text{ m}$$

## 5. Menghitung Tekanan Total Reaktor 02

$$P_h = \rho \cdot g \cdot h \quad (1.71)$$

$$P_h = 1.198,30 \cdot 9,8 \cdot 3,51$$

$$P_h = 41,28 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan total reaktor} = P_{\text{reaktor}} + P_{\text{hidrostatik}} \quad (1.72)$$

$$\text{Tekanan total reaktor} = 142,60 \text{ kPa}$$

$$\text{Overdesign 20\% tekanan total reaktor} = 171,12 \text{ kPa}$$

## 6. Menghitung Tebal *Shell*

$T_s$  = Tebal *shell*, in

$P$  = Tekanan dalam tangki, psia

$f$  = *Allowable stress*, 12650 psi

$r_i$  = Jari-jari dalam *storage*, in

E = Efisiensi sambungan 80 %, *double welded butt joint*

C = faktor korosi, 0,125 in

Dengan menggunakan rumus  $t = \frac{P \cdot r}{f_t \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$  (1.73)

$$t = \frac{24,82 \cdot 72}{12650 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 24,82} + 0,125$$

Diperoleh tebal *shell* sebesar 0,302 in.

Dengan ts standar adalah 0,313 in atau 0,01 m.

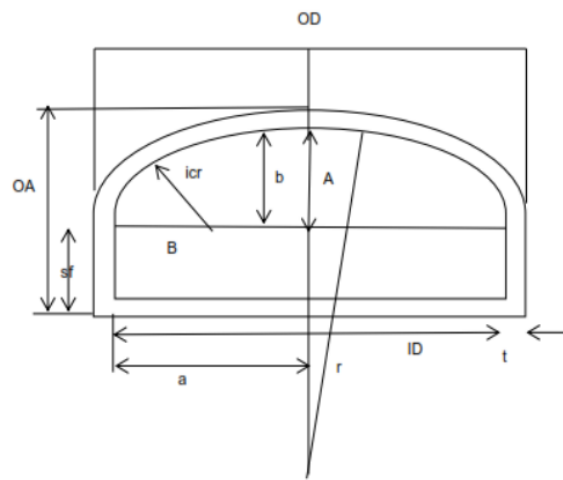
## 7. Menghitung Tebal Head

Jenis tutup : *Torispherical Dished Head*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel 316*

Efisiensi sambungan : *Double welded butt joint*

Faktor korosi : *Stainless Steel*



**Gambar 1.3** Standarisasi Tebal Head

$$V = \frac{1}{6} \cdot (2+k^2) \quad (1.74)$$

$$t = \frac{p \cdot d \cdot V}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot p} + C \quad (1.75)$$

Dimana:

$V$  = *Stress intensification factor*

$K$  = *Axis ratio*

$t$  = *Tebal head, in*

$p$  = *Tekanan design, psia*

$d$  = *Inside diameter, in*

$f$  = *Allowable stress, 12650 psia*

$E$  = *Joint efficiency 80%, double welded butt joint*

$C$  = *Corrosion allowance, 0,125 in*

$$V = \frac{1}{6} \cdot (2+2^2)$$

$$V = 1$$

$$t = \frac{24,82 \cdot 144 \cdot 1}{2 \cdot 12650 \cdot 0,8 - 0,2 \cdot 24,82} + 0,125$$

Dari perhitungan dengan rumus tersebut diperoleh nilai tebal *head* sebesar 0,302 in dengan tebal *head* standar sebesar 0,313 in atau 0,01 m. Dari tabel 5.4 brownell didapat nilai *sf* sebesar 2,5 in dan *icr* sebesar 9,38 in.

Sehingga, tinggi *head* yang di peroleh yaitu:

$$\begin{aligned} H \text{ cairan di } shell &= \text{Tinggi cairan reaktor} - \text{tinggi } head & (1.76) \\ &= 2,81 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ total reaktor} &= \text{Tinggi } shell + (2 \cdot \text{tinggi } head) & (1.77) \\ &= 5,06 \text{ m} \end{aligned}$$

## 8. Menghitung Ukuran Pengaduk

Dari buku Brown (1978), hal 507 diperoleh data:

$$\frac{Dt}{Di} = 3$$

$$\frac{Zi}{Di} = 1,3$$

$$\frac{ZI}{Di} = 3,9$$

$$\frac{wb}{Di} = 0,17$$

Jumlah *baffle* = 4

Dt = 142,11 in

### 8.1. Diameter Pengaduk (Di)

$$Di = \frac{Dt}{3} \tag{1.78}$$

$$Di = \frac{142,11}{3}$$

$$Di = 47,37 \text{ in} = 1,20 \text{ m}$$

### 8.2. Jarak Pengaduk dari dasar tangki (Zi)

$$Zi = Di \cdot 1,3 \tag{1.79}$$

$$Zi = 47,37 \cdot 1,3$$

$$Zi = 61,58 \text{ in}$$

$$Zi = 1,56 \text{ m}$$

### 8.3. Tinggi Pengaduk (ZI)

$$ZI = Di \cdot 3,9 \tag{1.80}$$

$$ZI = 47,37 \cdot 3,9$$

$$ZI = 184,73 \text{ in}$$

$$ZI = 4,69 \text{ m}$$

#### 8.4. Lebar *Baffle* (Wb)

$$Wb = Di \cdot 0,17 \quad (1.81)$$

$$Wb = 47,37 \cdot 0,17$$

$$Wb = 8,05 \text{ in}$$

$$Wb = 0,20 \text{ m}$$

#### 8.5. Lebar Pengaduk (L)

$$L = Di \cdot 0,25 \quad (1.82)$$

$$L = 47,37 \cdot 0,25$$

$$L = 11,84 \text{ in}$$

$$L = 0,30 \text{ m}$$

Menghitung jumlah pengaduk sesuai dengan referensi buku Wallas, 1990

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{WELH}{ID} \quad (1.83) \\ &= \frac{3,37}{3,66} \\ &= 0,92 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah pengaduk yang digunakan adalah 1 buah.

### 9. Menentukan Kecepatan Pengaduk

#### 9.1. Kecepatan Rotasi

$$N = \frac{600}{\pi \cdot Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot Di}} \quad (1.84)$$

$$N = \frac{600}{3,14 \cdot 1,20} \sqrt{\frac{3,37}{2 \cdot 1,20}}$$

$$N = 187,97 \text{ rpm}$$

$$N = 3,13 \text{ rps}$$

Dikarenakan kecepatan rotasi terlalu tinggi, maka dengan mengambil asumsi kecepatan rotasinya menjadi 0,5 rps.

### 9.2. Power Number

$$Re = \frac{Di \cdot N \cdot \rho}{\mu} \quad (1.85)$$

$$Re = \frac{1,20 \cdot 0,5 \cdot 1.198,30}{2,32}$$

$$Re = 310,42$$

Dengan menggunakan fig.477 G.G Brown hal 507 didapatkan  $N_p = 5$

### 9.3. Kebutuhan Daya Teoritis

$$NP = \frac{P}{\rho \cdot N^3 \cdot Di^5} \quad (1.86)$$

Dimana:

$N_p$  = Power Number

$\rho$  = Densitas Campuran,  $\text{kg/m}^3$

$Di$  = Diameter Pengaduk, m

$N$  = Kecepatan Putar Pengaduk, rps

$$P = NP \cdot \rho \cdot N^3 \cdot Di^5$$

$$P = 5 \cdot 1.198,30 \cdot (0,5)^3 \cdot (1,20)^5$$

$$P = 1888,25 \text{ watt}$$

$$P = 1,88 \text{ kW}$$

$$P = 2,53 \text{ HP}$$

#### 9.4. Daya yang Hilang

$$\text{Daya yang Hilang} = 10\% \cdot \text{Daya Teoritis} \quad (1.87)$$

$$\text{Daya yang Hilang} = 10\% \cdot 2,53$$

$$\text{Daya yang Hilang} = 0,25 \text{ HP}$$

#### 9.5. Daya Input

$$\text{Daya Input} = \text{Daya Teoritis} + \text{Daya yang Hilang} \quad (1.88)$$

$$\text{Daya Input} = 2,53 + 0,25$$

$$\text{Daya Input} = 2,78 \text{ HP}$$

#### 9.6. Daya Motor

$$\text{Efisiensi Motor} = \frac{\text{Daya Input}}{88\%} \quad (1.89)$$

$$\text{Efisiensi Motor} = \frac{2,78}{88\%}$$

$$\text{Efisiensi Motor} = 3,16 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi Motor Standar} = 5 \text{ HP}$$

### 10. Neraca Panas Reaktor 02

**Tabel 1. 18** Neraca Panas Reaktor 02

<b>Komponen</b>	<b>Panas Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Panas Keluar (kJ/jam)</b>
Q Masuk (Fase Liquid)	45.218,62	-
Q Masuk (Fase Solid)	11.662,26	-
Q Keluar (Fase Liquid)	-	45.218,62
Q Keluar (Fase Solid)	-	11.662,26
Q Reaksi	8.480.639,73	-
Q Pendingin	-	8.480.639,73
<b>TOTAL</b>	<b>8.537.520,61</b>	<b>8.537.520,61</b>

## 11. Menghitung Nilai $\Delta T_{LMTD}$

**Tabel 1. 19** Nilai  $\Delta T_{LMTD}$

Komponen	°C	K	°F
Suhu fluida panas masuk	135	408,15	275
Suhu fluida panas keluar	135	408,15	275
Suhu fluida dingin masuk	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar	50	323,15	122

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}} \quad (1.90)$$

Dimana:

$T_1$  = Suhu fluida panas masuk, °F

$T_2$  = Suhu fluida panas keluar, °F

$t_1$  = Suhu fluida dingin masuk, °F

$t_2$  = Suhu fluida dingin keluar, °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(275 \text{ °F} - 86 \text{ °F}) - (275 \text{ °F} - 122 \text{ °F})}{\ln \frac{(275 \text{ °F} - 86 \text{ °F})}{(275 \text{ °F} - 122 \text{ °F})}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 170,36 \text{ °F}$$

## 12. Menghitung Luas Perpindahan Panas yang Tersedia

$$A = (\pi \cdot D_o \cdot Hl,s) + \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D_o \quad (1.91)$$

Dimana:

$A$  = Luas perpindahan panas yang tersedia, ft<sup>2</sup>

$\pi$  = 3,14

$D_o$  = Diameter Luar Tangki, ft

$Hl, s$  = Tinggi cairan di *Shell*, ft

$$A = (3,14 \cdot 3,96 \cdot 2,81) + \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot 3,96$$

$$A = 47,32 \text{ ft}^2$$

### 13. Menghitung Luas Perpindahan Panas yang Dibutuhkan

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{LMTD}} \quad (1.92)$$

Dimana:

A = Luas perpindahan panas yang dibutuhkan, ft<sup>2</sup>

Q = Air pendingin, btu/jam

Nilai UD dipilih *heavy organic* dengan nilai *range* 5-75 Btu/Jam.ft<sup>2</sup>.F karena nilai viskositas lebih dari 0,5.

$$A = \frac{74.109,90}{75 \cdot 170,36}$$

$$A = 5,80 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan panas yang dibutuhkan < luas perpindahan panas yang tersedia, maka dipilih jaket pendingin.

### 14. Menghitung Diameter Jaket Pendingin

$$D1 = OD \text{ Tangki} + 2 \cdot \text{Jarak} \quad (1.93)$$

Dimana:

D1 = Diameter dalam jaket pendingin, m

OD = Diameter luar tangki, m

Asumsi jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket = 5 in atau 0,127 m.

$$D1 = 3,96 + 2 \cdot 0,127$$

$$D1 = 4,21 \text{ m}$$

$$D1 = 166 \text{ in}$$

### 15. Menghitung Tinggi Jacket Pendingin

$$H_j = H_s + H_h \quad (1.94)$$

Dimana:

$H_j$  = Tinggi jaket, m

$H_s$  = Tinggi *shell*, m

$H_h$  = Tinggi *head*, m

$$H_j = 3,65 + 0,7$$

$$H_j = 4,36 \text{ m} = 14,30 \text{ ft}$$

### 16. Menghitung Tekanan Desain Jacket Pendingin

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{Reaktor}} + P_{\text{hidrostatik}} \quad (1.95)$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{H_j - 1}{144} \cdot \rho_{\text{air}} \quad (1.96)$$

Dimana:

$H_j$  = Tinggi jaket, ft

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{14,30 - 1}{144} \cdot 62,43$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 5,77 \text{ psia}$$

$$P_{\text{reaktor}} = 24,82 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 24,82 + 5,77$$

$$P_{\text{desain}} = 30,59 \text{ psia} = 2 \text{ atm}$$

### 17. Menghitung Tebal *Shell* Jacket Pendingin

$$T_j = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (1.97)$$

Dimana:

$T_j$  = Tebal jaket, m

$P$  = Tekanan desain jaket, psia

$r_i$  = Jari-jari jaket, in

$f$  = *Allowable stress*, 12650 psia

$E$  = *Joint efficiency* 80%, *double welded butt joint*

$C$  = *Corrosion allowance*, 0,125 in/10 tahun

$$T_j = \frac{30,59 \cdot 83}{12650 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 30,59} + 0,125$$

$$T_j = 0,376 \text{ in} = 0,01 \text{ m}$$

$$T_j \text{ standar} = 0,4375 \text{ in} = 0,01 \text{ m}$$

### 18. Menghitung Diameter Luar Jacket Pendingin

$$D_2 = D_1 + 2 \cdot T_j \quad (1.98)$$

Dimana:

$D_2$  = Diameter luar jaket pendingin, m

$T_j$  = Tebal jaket standar, m

$$D_2 = 4,21 + 2 \cdot 0,01$$

$$D_2 = 4,24 \text{ m}^2$$

### 19. Menghitung Luas yang Dilalui Air Pendingin

$$A = \frac{\pi}{2} \cdot (D_2^2 - D_1^2) \quad (1.99)$$

Dimana:

D1 = Diameter dalam jaket pendingin, m

D2 = Diameter luar jaket pendingin, m

$$A = \frac{3,14}{2} \cdot (4,24^2 - 4,21^2)$$

$$A = 0,29 \text{ m}^2$$



**LAMPIRAN B**  
***PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM***  
**(PEFD)**



**LAMPIRAN C**  
**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN**  
**PRA RANCANGAN PABRIK**

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Ulya Nadhatul Shifa  
 NIM : 20521071
2. Nama Mahasiswa : Alfi Syahrin Yuliantari  
 NIM : 20521133
- Judul Pra rancangan : PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI  
 SABUT KELAPA DENGAN METODE  
 HIDROLISIS ASAM KAPASITAS 50.000  
 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : **14 September 2023**  
 Batas Akhir Bimbingan : **13 Maret 2024**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	26 September 2023	Bimbingan Mengenai Judul Pra Rancangan, Menentukan Kapasitas Pabrik, Menentukan Nilai Kinetika dan Menentukan Proses-Proses yang terjadi.	
2.	4 Oktober 2023	Bimbingan Mengenai Luaran 1 Kapasitas Pabrik.	
3.	11 Oktober 2023	Bimbingan Mengenai Luaran 1 Kapasitas Pabrik.	
4.	19 Oktober 2023	Revisi Luaran 1.	
5.	25 Oktober 2023	Persetujuan Luaran 1, Bimbingan Luaran 2 dan Luaran 3.	
6.	8 November 2023	Bimbingan Luaran 2 dan Luaran 3.	
7.	15 November 2023	Revisi Luaran 2 dan Luaran 3.	
8.	24 November 2023	Persetujuan Luaran 2 dan Luaran 3, Bimbingan Diagram alir kualitatif di luaran 4.	
9.	29 November 2023	Bimbingan Luaran 4 Diagram Alir Kualitatif.	
10.	15 Desember 2023	Bimbingan Luaran 4 Diagram Alir Kualitatif.	
11.	21 Desember 2023	Bimbingan Luaran 4 Diagram Alir Kualitatif.	

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
12.	10 Januari 2024	Bimbingan Luaran 4 Diagram Alir Kualitatif.	
13.	16 Januari 2024	Bimbingan Luaran 4 Diagram Alir Kualitatif dan Neraca Massa.	
14.	23 Januari 2024	Bimbingan Luaran 4 Diagram Alir Kualitatif, Neraca Panas, dan Perancangan Reaktor.	
15.	02 Februari 2024	Bimbingan Luaran 4 Diagram Alir Kualitatif dan Neraca Massa.	
16.	28 Februari 2024	Bimbingan Luaran 6 Perancangan Reaktor.	
17.	06 Maret 2024	Bimbingan Luaran 6 Perancangan Reaktor.	
18.	13 Maret 2024	Bimbingan Luaran 6 Perancangan Reaktor.	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 03 Juli 2024

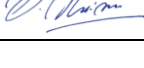
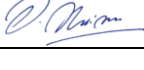


Dosen Pembimbing,





Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA RANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Ulya Nadhatul Shifa  
NIM : 20521071
2. Nama Mahasiswa : Alfi Syahrin Yuliantari  
NIM : 20521133
- Judul Pra rancangan : PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI  
SABUT KELAPA DENGAN METODE  
HIDROLISIS ASAM KAPASITAS 50.000  
TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : **14 Maret 2024**  
Batas Akhir Bimbingan : **13 September 2024**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	21 Maret 2024	Bimbingan Luanan 10 Alat Transportasi dan Luanan 9 Alat Penyimpanan.	
2.	28 Maret 2024	Bimbingan Luanan 4 mengenai alat pemisahan.	
3.	2 April 2024	Bimbingan Luanan 6 Perancangan Reaktor.	
4.	2 Mei 2024	Bimbingan Luanan 6 Perancangan Reaktor.	
5.	8 Mei 2024	Bimbingan Luanan 6 Perancangan Reaktor dan Luanan 13 Penentuan Lokasi dan Tata Letak Pabrik.	
6.	16 Mei 2024	Bimbingan Luanan 7 Perancangan Alat Pemisah dan Pendukung.	
7.	28 Mei 2024	Bimbingan Luanan 6 Perancangan Reaktor dan Luanan 7 Perancangan Alat Pemisah dan Pendukung.	
8.	11 Juni 2024	Bimbingan Luanan 13 Penentuan lokasi, tata letak, dan stuktur organisasi perusahaan, Luanan 14 Perancangan unit utilitas, dan Luanan 15 Perhitungan evaluasi ekonomi.	

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
9.	18 Juni 2024	Bimbingan Luaran 13 Penentuan lokasi, tata letak, dan stuktur organisasi perusahaan.	
10.	25 Juni 2024	Bimbingan Luaran 13 Penentuan lokasi, tata letak, dan stuktur organisasi perusahaan dan Penyusunan Naskah.	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 03 Juli 2024

Dosen Pembimbing,



Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.