TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

PRA DESAIN PABRIK
SORBITOL DARI TEPUNG TAPIOKA DENGAN HIDROGENASI KATALITIK

Fakhrur Risya
NRP. 02211640000012

Nada Mustika Maisarah
NRP. 02211640000132

Dosen Pembimbing :
Prof. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng
NIP. 1961 10 21 1986 03 1 001

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803

PRA DESAIN PABRIK SORBITOL DARI TEPUNG TAPIOKA DENGAN HIDROGENASI KATALITIK

Disusun Oleh:
Fakhrur Risya
NRP. 02211640000012

Nada Mustika Maisarah
NRP. 02211640000132

Dosen Pembimbing:
Prof. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng.
NIP. 19611021 198603 1 001

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803

PRE-DESIGN OF SORBITOL PLANT FROM TAPIOCA FLOUR WITH HYDROGENATIC CATALYTIC

Proposed by :
Fakhrur Risya
NRP. 02211640000012

Nada Mustika Maisarah
NRP. 02211640000132

Advisor:
Prof. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng.
NIP. 19611021 198603 1 001

DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND SYSTEMS ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan judul :

"Tugas Pra Desain Pabrik Sorbitol dari Tepung Tapioka dengan Hidrogenasi Katalitik"

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

Fakhrur Risya	**02211640000012**
Nada Mustika Maisarah	**02211640000132**

Telah diajukan dan diperbaiki sesuai dengan saran-saran dari dosen penguji :

1. Prof. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng ..... (Pembimbing I)
2. Setiyo Gunawan, ST.,Ph.D., IPM. ..... (Penguji I)
3. Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA ..... (Penguji II)
4. Donny Satria Bhuana, ST., M.Eng.Sc ..... (Penguji III)

Surabaya, 20 Februari 2020

Dosen Pembimbing

Prof. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng.

NIP. 1961 10 21 1986 03 1001

Mengetahui,

Kepala Laboratorium Teknologi Biokimia

KEMENTERIAN PENDIDIKAN DAN KEBUDAYAAN INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA

Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng.

NIP. 1966 05 23 1991 02 1001

ABSTRAK

Sorbitol diperoleh dari reduksi glukosa, mengubah gugus aldehid menjadi gugus hidroksil, sehingga dinamakan gula alkohol. Bahan pengganti gula harus memenuhi pesyaratan yaitu mempunyai rasa manis, tidak toksis,berkalori, dan dapat diproduksi secara massal. Dimana sorbitol memenuhi kriteria sebagai pengganti gula sukrosa. Pabrik sorbitol ini direncanakan akan didirikan di Provinsi Jawa Tengah tepatnya di kabupaten Pati dengan kapasitas produksi 16.000 ton/tahun. Pabrik sorbitol ini berbahan baku tepung tapioka dan menggunakan proses produksi hidrogenasi katalitik. Proses utama dari produksi sorbitol melalui dua tahap utama yaitu proses pengubahan starch menjadi glukosa (dekstrose) melalui hidrolisa 2 enzim yaitu α-amylase dan glukoamylase. Proses hidrogenasi katalitik dilakukan dengan mereaksikan glukosa dan gas hidrogen pada suhu dan tekanan tinggi dengan penambahan katalis nikel kedalam reaktornya. Gas hidrogen dan glukosa masuk dari arah berlawanan agar terkontak secara maksimal. Produk sorbitol yang dihasilkan dari pra desain pabrik ini memiliki konsentrasi 70%. Pendirian pabrik sorbitol memerlukan investasi modal total sebesar Rp. 355.050.436.527 Total biaya produksi pabrik ini sebesar Rp. 120.305.539.503 dengan hasil penjualan per tahun Rp. 319.999.999.968. Dari analisa ekonomi didapatkan BEP pada 22,19% dengan POT selama 2,3686 tahun dan IRR sebesar 42,1%. Dari segi teknik dan ekonomis, pabrik ini layak untuk didirikan.

Kata kunci : Sorbitol, Hidrogenasi Katalitik, Tepung Tapioka, Analisa Ekonomi

ABSTRACT

Sorbitol is obtained from the reduction of glucose, converting the aldehyde group into a hydroxyl group, so it is called a sugar alcohol. The ingredients for the consideration of sugar must meet the requirements, which are sweet, non-toxic, calorie, and can be mass produced. Sorbitol meets the criteria as where the sugar is sucrose. This sorbitol factory is planned to be established in Central Java Province to be precise in Pati district with a capacity of 16,000 tons / year. This sorbitol factory is made from tapioca flour and uses a catalytic hydrogenation production process. The main process of sorbitol production through two main stages, namely the process of converting starch to sugar (dextrose) through the hydrolysis of 2 enzymes namely α-amylase and glucoamylase. The catalytic hydrogenation process is carried out by reacting glucose and gas at high temperature and pressure with the addition of a nickel catalyst into the reactor. Hydrogen and glucose gas enter from the opposite direction for maximum contact. The sorbitol product produced from this factory design has a concentration of 70%. The sorbitol plant requires a total capital investment of Rp. 355,050,436,527 The total production cost of this factory is Rp. 120,305,539,503 with annual sales of Rp. 319,999,999,968. From the economic analysis, it was found that BEP was 22.19% with a POT of 2.3686 years and an IRR of 42.1%. From a technical and economic point of view, this factory is feasible to build.

Keyword : Sorbitol, Catalytic Hydrogenation, Tapioca Flour, Economic Analysis

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan kekuatan sehingga kami dapat melaksanakan Tugas Pra Desain Pabrik yang berjudul "**Pra Desain Pabrik Sorbitol dari Tepung Tapioka dengan Hidrogenasi Katalitik"** dan menyelesaikan laporan ini tepat pada waktunya. Tugas Akhir ini merupakan syarat kelulusan bagi mahasiswa tahap sarjana di Jurusan Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.

Selama penyusunan laporan ini, kami banyak sekali mendapat bimbingan, dorongan, serta bantuan dari banyak pihak. Untuk itu, kami ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Orang tua dan seluruh keluarga kami atas doa, dukungan, bimbingan, perhatian dan kasih saying yang diberikan.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng., selaku Dosen Pembimbing di Laboratorium Teknologi Biokimia atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng., selaku Kepala Laboratorium Teknologi Biokimia, atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Ibu Dr. Widiyastuti, ST., M.Eng.Sc., selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.
5. Bapak dan Ibu Dosen Penguji
6. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
7. Teman-teman anggota Laboratorium Teknologi Biokimia
8. Teman-teman angkatan K56.
9. Semua pihak yang telah membantu proses penyelesaian laporan ini yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu

Kami menyadari bahwa masih banyak kekurangan dalam penulisan laporan tugas akhir ini. Oleh karena itu kami sangat mengharapkan saran dan masukan yang membangun demi kesempurnaan laporan ini.

Surabaya, 13 Januari 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN
ABTRAK…..…….....i
ABSTRACT.....ii
KATA PENGANTAR…….....…..…..iii
DAFTAR ISI…….....……..v
DAFTAR GAMBAR…….....…..vii
DAFTAR TABEL…….....viii
BAB I PENDAHULUAN
I.1 Latar Belakang…….....……..…I-1
I.2 Prospek…….…….....I-2
I.3 Penggunaan Produk……...…….I-3
I.4 Produksi dan Konsumsi…….....I-4
BAB II BASIS DESAIN DATA
II.1 Kapasitas……...……II-1
II.2 Lokasi……..…….……II-6
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk……..…...II-9
II.3.1 Kualitas Bahan Baku……...…...II-9
II.3.2 Kualitas Produk…….……II-18
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES
III.1 Macam-Macam Proses Pembuatan Sorbitol…....III-1
III.1.1 Proses Reduksi Elektrolitik…....……III-1
III.1.2 Proses Hidrogenasi Katalitik…….....III-3
III.2 Pemilihan Proses……....……III-4
III.3 Uraian Proses……....……..III-7
III.3.1 Liquifaction……....III-6
III.3.2 Main Process……..III-6
III.3.3 Purification Stage…….…III-8
III.3.4 Finishing…….…..III-9
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI……..IV-1
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN…….……V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI
VI.1 Pengelolaan dan Sumber Daya Manusia……....VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan…….…VI-1

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan…....…...VI-1
VI.1.3 Struktur Organisasi……....……VI-3
VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja……..VI-7
VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan……..VI-7
VI.2 Utilitas…….……VI-9
VI.2.1 Unit Pengolahan Air……..…VI-10
VI.2.2 Unit Penyediaan Steam……..…VI-10
VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik…..…..VI-10
VI.2.4 Unit Air Pendingin……..…..VI-10
VI.3 Analisa Ekonomi.....VI-11
VI.3.1 Modal Investasi Total (*Total capital investment,* TCI)….....……..VI-11
VI.3.2 Modal Investasi Total (*Total production cost,* TPC)…….……VI-12
VI.3.3 Analisa Profitability…….……VI-12
BAB VII KESIMPULAN……..……VII-1
DAFTAR PUSTAKA…….....……...…xiii

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.2.1 Peta Kecamatan Trangkil.....II-7
Gambar II.1 Amilosa.....….....II-11
Gambar II.2 Amilopektin.....….....II-11
Gambar III.1 Reduksi Elektrolitik.....III-2
Gambar III.2 Proses Pembuatan Sorbitol dengan Reduksi Elektrolitik.....III-3
Gambar III.3 Reaksi Hidrogenasi Katalitik.....III-4
Gambar III.4 Proses Pembuatan Sorbitol dengan Hidrogenasi Katalitik.....III-5
Gambar II.5 Blok diagram pembuatan sorbitol dari tepung tapioka.....III-7
Gambar IV.1 Skema Tangki Mixing M-110.....IV-1
Gambar IV.2 Skema Jet Cooker E-210.....IV-2
Gambar IV.3 Skema Reaktor Liquifikasi R-220.....IV-3
Gambar IV.4 Skema Tangki Pendingin F-222.....IV-3
Gambar IV.5 Skema Reaktor Sakarifikasi R-230.....IV-3
Gambar IV.6 Skema Rotary Vacuum Drum Filter.....IV-4
Gambar IV.7 Skema Evaporator V-250 & V-260.....IV-5
Gambar IV.8 Skema Barometric Condenser E-262.....IV-7
Gambar IV.9 Skema Reaktor Hidrogenasi R-270.....IV-7
Gambar IV.10 Skema Tangki Pendingin F-274.....IV-8
Gambar IV.11 Skema Tangki Karbonasi M-310.....IV-9
Gambar IV.12 Skema Filter Press H-320.....IV-10
Gambar IV.13 Skema Tangki Kation Exhanger H-330..IV-11
Gambar IV.14 Skema Tangki Anion Exhanger H-340...IV-11
Gambar IV.15 Skema Evaporator V-410 & V-420.....IV-12
Gambar IV.16 Skema Barometric Condenser E-421.....IV-13
Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan.....VI-8

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Pendapatan dari Hasil Ekspor Sorbitol.....I-3
Tabel I.2 Produksi – Konsumsi Sorbitol dalam Negeri..I-6
Tabel I.3 Data Ekspor – Impor Komoditas Sorbito.....I-6
Tabel II.1 Pertumbuhan Produksi Sorbitol di Indonesia ……..……...….....II-1
Tabel II.2 Pertumbuhan Konsumsi Sorbitol di Indonesia II-2
Tabel II.3 Pertumbuhan Ekspor Sorbitol di Indonesia …….....……II-3
Tabel II.4 Pertumbuhan Impor Sorbitol di Indonesia ……..….....II-4
Tabel II.5 Pabrik Sorbitol di Indonesia II-4
Tabel II.6 Proyeksi Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor Sorbitol Tahun 2023.....II-5
Tabel II.7 Pemilihan Lokasi Pabrik Sorbitol II-6
Tabel II.9 Kandungan Tepung Tapioka ..…….....II-10
Tabel II.10 Spesifikasi Tepung Tapioka …….....II-10
Tabel II.11 Sifat Fisika dan Kimia Gas Hidrogen ……..…….....II-13
Tabel II.12 Kapasitas Pabrik Karbon Aktif di Indonesia …….....II-14
Tabel II.13 Sifat Fisika dan Kimia Karbon Aktif II-14
Tabel II.14 Kandungan Raney Nickel II-15
Tabel II.3.2.1 Pertumbuhan Konsumsi Sorbitol di Indonesia.....II-18
Tabel II.3.2.2 Pertumbuhan Konsumsi Sorbitol di Indonesia ….....II-19
Tabel III.1 Perbandingan Proses Reduksi Elektrolitik dan Hidrogenasi Katalitik.....III-5
Tabel IV.1 Neraca Massa Tangki Mixing M-110.....IV-1
Tabel IV.2 Neraca Massa Jet Cooker E-210 …….....IV-2
Tabel IV.3 Neraca Energi Jet Cooker E-210 …….....IV-2
Tabel IV.4 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi R-220....IV-3

Tabel IV.5 Neraca Energi Reaktor Liquifikasi R-220....IV-3
Tabel IV.6 Neraca Energi Tangki Pendingin F-222.....IV-4
Tabel IV.7 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi R-230...IV-4
Tabel IV.8 Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi R-230..IV-4
Tabel IV.9 Neraca Massa Rotary Vacuum Drum Filter H-240).....IV-5
Tabel IV.10 Neraca Massa Evaporator V-250 & V-260..IV-6
Tabel IV.11 Neraca Energi Evaporator V-250 „,.....IV-6
Tabel IV.12 Neraca Energi Evaporator V-260 ….....IV-6
Tabel IV.13 Neraca Energi Barometric Condenser E-262.....IV-7
Tabel IV.14 Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi R-270..IV-7
Tabel IV.15 Neraca Energi Reaktor Hidrogenasi R-270..IV-8
Tabel IV.16 Neraca Energi Tangki Pendingin F-274.....IV-8
Tabel IV.17 Neraca Massa Tangki Karbonasi M-310.....IV-9
Tabel IV.18 Neraca Massa Filter Press H-320…….....IV-10
Tabel IV.19 Neraca Massa Tangki Kation Exchanger H-330…….....IV-11
Tabel IV.20 Neraca Massa Tangki Anion Exchanger H-340…….....IV-12
Tabel IV.21 Neraca Massa Evaporator V-410 & V-420….....IV-12
Tabel IV.22 Neraca Energi Evaporator V-410 …….....IV-13
Tabel IV.23 Neraca Energi Evaporator V-420.....IV-15
Tabel IV.24 Neraca Energi Barometric Condenser 5-421…….....….....IV-15
Tabel V.1 Spesifikasi Tangki Penampung Tepung Tapioka (F-111).....….....V-1
Tabel V.2 Spesifikasi Belt conveyor (J-112).....V-1
Tabel V.3 Spesifikasi Bukect Elevator (J-113).....V-2
Tabel V.4 Spesifikasi Tangki Penampung α-amilase (F-115).....…….....V-3
Tabel V.5 Spesifikasi Tangki Penampung $CaCl_2$ (F-114).....….....V-4
Tabel V.6 Spesifikasi Mixing Tank (F-110).....V-5

Tabel V.7 Spesifikasi Pompa Centifugal (L-211).....V-5
Tabel V.8 Spesifikasi Jet Cooker (E-120.....V-6
Tabel V.9 Spesifikasi Reaktor Liquifikasi (R-130).....V-6
Tabel V.10 Spesifikasi Tangki Penampung (F-132)).....V-7
Tabel V.11 Spesifikasi Reaktor Sakarifikasi (R-230).....V-8
Tabel V.12 Spesifikasi Tangki Penampung Glukoamilase (F-231).....….....V-9
Tabel V.13 Spesifikasi Tangki Penampung HCl (F-232) …….....…V-10
Tabel V.14 Spesifikasi Tangki Penampung (F-233).....V-10
Tabel V.15 Spesifikasi Pompa Centirfugal (L-241).....V-11
Tabel V.16 Spesifikasi Rotary Vacuum Drum Filter (H-240).....….....V-11
Tabel V.17 Spesifikasi Pompa Centirfugal (L-251).....V-12
Tabel V.18 Spesifikasi Evaporator (V-250).....V-12
Tabel V.19 Spesifikasi Barometric Condenser (E-262).V-13
Tabel V.20 Spesifikasi Jet Ejector (G-263).....V-13
Tabel V.21 Spesifikasi Tangki Penampung (F-254).....V-14
Tabel V.22 Spesifikasi Pompa Centrifugal (L-331).....V-15
Tabel V.23 Spesifikasi Reaktor Hidrogenasi (R-310)....V-15
Tabel V.24 Spesifikasi Tangki Penampung Raney Nickel (F-312).....….....V-16
Tabel V.25 Spesifikasi Tangki Pendingin (F-314).....V-16
Tabel V.26 Spesifikasi Pompa Centrifugal (L-321).....V-17
Tabel V.27 Spesifikasi Tangki Karbonasi (M-320).....V-18
Tabel V.28 Spesifikasi Tangki Penampung Karbon Aktif (F-322).....….....V-18
Tabel V.29 Spesifikasi Pompa Centrifugal (L-331).....V-19
Tabel V.30 Spesifikasi Filter Press (H-330)….....V-19
Tabel V.31 Spesifikasi Tangki Penampung (F-332).....V-20
Tabel V.32 Spesifikasi Pompa Centrifugal (L-341).....V-21
Tabel V.33 Spesifikasi Kation Exchanger (H-340).....V-21
Tabel V.34 Spesifikasi Anion Exchanger (H-341).....V-22
Tabel V.35 Spesifikasi Pompa Centrifugal (L-411).....V-23
Tabel V.36 Spesifikasi Evaporator Effect I (V-410).....V-23

Tabel V.37 Spesifikasi Evaporator Effect II (V-420).....V-24
Tabel V.38 Spesifikasi Barometric Condenser (E-421).....V-24
Tabel V.39 Spesifikasi Vacuum Ejector (G-422).....V-25
Tabel V.40 Spesifikasi Tangki Penampung Sorbitol (F-423).....V-25
Tabel V.41 Spesifikasi Tangki Penampung (F-233).....V-26
Tabel VI.1 Perincian Jumlah dan Gaji Karyawan.....VI-9
Tabel VI.2 Pembagian Jam Kerja Karyawan.....VI-11

BAB I
LATAR BELAKANG

I.1 Latar Belakang

Indonesia sebagai negara berkembang, sedang meningkatkan pembangunan diberbagai bidang termasuk pada sektor industri. Tujuan pembangunan dibidang industri adalah untuk meningkatkan produksi dalam negeri, menjaga keseimbangan struktur ekonomi Indonesia, meningkatkan devisa negara serta memperluas kesempatan kerja. Seiring bertambahnya jumlah penduduk berdampak pada meningkatnya kebutuhan pangan di Indonesia, salah satunya kebutuhan gula (sukrosa) yang menjadi salah satu kebutuhan utama penduduk Indonesia. Bedasarkan data yang dihimpun dari Bank Dunia, jumlah penduduk Indonesia pada tahun 2019 mencapai 268 juta penduduk dengan proyeksi yang akan terus meningkat setiap tahunnya. Sehingga menyebabkan kebutuhan komoditas pangan akan terus meningkat (Bank Dunia, 2017).

Dalam upaya peningkatan produksi gula (sukrosa) dapat dilakukan dengan cara menambah produsen gula tersebut. Namun dalam peningkatan produksi tersebut juga harus dilakukan upaya peningkatan mutu gula (sukrosa) dikarenakan karena jumlah kalori sukrosa cukup tinggi yaitu sebesar 3,94 kkal/g sehingga konsumsi gula pasir (sukrosa) yang terlalu tinggi dapat menyebabkan tingginya kadar gula dalam tubuh sehingga dapat memicu berbagai penyakit degeneratif. Oleh sebab itu diperlukan bahan pengganti pemanis yang rendah kalori seperti sorbitol (Aini, 2016).

Sorbitol diperoleh dari reduksi glukosa, mengubah gugus aldehid menjadi gugus hidroksil, sehingga dinamakan gula alkohol (Faith Keyes, 1975). Bahan pengganti gula harus memenuhi persyaratan yaitu harus mempunyai rasa manis, tidak toksik, tidak mahal, tidak bisa diragikan oleh bakteri plak gigi, berkalori, disamping itu juga harus dapat dikerjakan secara industrial. Dimana sorbitol memenuhi kriteria sebagai pengganti gula sukrosa. Tingkat kemanisan sorbitol sebesar 0,5 sampai dengan 0,7

kali tingkat kemanisan sukrosa dengan nilai kalori sebesar 2,6 kkal/g. dan merupakan jenis gula yang aman dikonsumsi baik oleh penderita diabetes karena tidak menimbulkan efek *toxic* (Aini, 2016).

Kebutuhan sorbitol ini dikarenakan sorbitol merupakan salah satu bahan yang digunakan pada industri pangan, kosmetik, bahan pembersih, tekstil, farmasi, dan industri lainnya. Sorbitol merupakan poliol alami, banyak digunakan dalam industri makanan sebagai agen pemanis, *humektan* dan *texturizing* (Marques, 2016).

Beberapa industri sorbitol yang sudah berdiri di dunia saat ini misal di Kamla Nagar, Delhi – India memiliki nilai BEP 44,17% dengan ROR yang cukup baik yaitu 56,56% pada kapasitas pengolahan 40 ton/hari berdasarkan *feasibility report – NIIR project consultancy service India*. Selain itu didalam negeri melalui peraturan menteri keuangan no. 42/PMK.011/2010 menyatakan bahwa dalam rangka meningkatkan data saing industri pembuatan sorbitol didalam negeri, perlu memberikan insentif fiskal berupa bea cukai ditanggung pemerintah atas impor barang dan bahan guna pembuatan sorbitol. Hal ini menjadi day tarik lebih bagi investor mengingat adanya bantuan dari pemerintah dalam industri sorbitol dibalik menariknya nilai studi kelayakan yang ada. Selain itu ada PP. Nomor 14 Tahun 2015 tentang Rencana Induk Pembangunan Industri Nasional (RIPIN) 2015-2035, industri berbasis gula, glukosa, farmasi, komestik, dan tekstil masuk ke dalam rencana pembangunan industri jangka panjang tersebut.(Kementrian Perindustrian, 2018). Pasar sorbitol tersegmentasikan berdasarkan bentuk dan aplikasi :

1. Atas dasar bentuk, sorbitol tersegmentasi menjadi bentuk cair dan bubuk. Pada analisis permintaan sorbitol dipasar tingkat global menilai bahwa konsumsi bentuk cair lebih tinggi dari total permintaan dibandingkan dengan bentuk padat bubuk dari sorbitol.
2. Atas dasar pengaplikasian/penggunaannya, sorbitol tersegmentasi menjadi empat segmen yang berbeda termasuk

pangan, farmasi, produk perawatan pribadi dan lainnya (kimia).

Saat ini di Indonesia keberadaan produsen sorbitol terdapat di beberapa lokasi diantaranya PT Cargill Indonesia yang berlokasi di Beji, Pasuruan, Jawa Timur, yang telah menguasai 35% pangsa pasar sorbitol di Cina dan menjadi produsen sorbitol terbesar di kawasan Indonesia namun berorientasi *ekspor*. Produsen sorbitol kedua adalah PT Sama Satria Pasifik yang berlokasi di Sidoarjo, Jawa Timur. Produsen sorbitol ketiga adalah PT Budi Kimia Raya yang berlokasi di Lampung. Diikuti dengan PT Budi Starch and Sweetener. Tetapi untuk memenuhi kebutuhan sorbitol nasional ternyata pemerintah masih melakukan impor tiap tahunnya (Badan Pusat Statistik,2015).

I.2 Prospek

Tingkat konsumsi masyarakat semakin tinggi sehingga berdampak pada meningkatnya permintaan produk sorbitol. Permintaan sorbitol tidak hanya berasal dari dalam negeri saja tetapi juga dari luar negeri. Permintaan sorbitol dari luar negeri dapat dilakukan melalui kegiatan ekspor. Dengan begitu Indonesia akan memperoleh keuntungan besar ketika dapat menyediakan permintaan tersebut dalam jumlah besar dan stabil. Berikut ini merupakan hasil pendapatan Indonesia yang diperoleh dari kegiatan ekspor sorbitol.

Tabel I.1 Pendapatan dari Hasil Ekspor Sorbitol

Tahun	Pendapatan Ekspor (US$)
2010	48.888.112
2011	61.117.108
2012	57.444.613
2013	50.648.536
2014	55.675.456
2015	45.874.458
2016	43.498.170

2017	41.775.083

(BPS, 2017)

Rata-rata pertumbuhan konsumsi masyarakat Indonesia dari tahun ke tahun meningkat. Akan tetapi dapat dilihat pada tabel jika pendapatan dari ekspor sorbitol dari tahun ke tahun cenderung turun, dikarenakan jumlah konsumsi naik akan tetapi perkembangan industri sorbitol tidak secepat naiknya konsumsi sorbitol sehingga jumlah sorbitol yang dapat diekspor berkurang dan mengurangi pemasukan negara.

Selain itu, menurut data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) menunjukan bahwa jumlah impor sorbitol di bulan Januari hingga Desember 2017 secara kumulatif sebesar 355.481 kg/bulan. Pengembangan produksi sorbitol diharapkan mampu mambantu untuk menekan jumlah impor serta memenuhi konsumsi nasional dan meningkatkan ekspor. Dengan demikian dapat dikatakan bahwa produk sorbitol ini memiliki prospek yang sangat baik untuk ditingkatkan produksinya di Indonesia.

I.3 Penggunaan Produk

Konsumen terbesar sorbitol padat dan cair adalah industri makanan, kemudian diikuti industri kosmetik dan farmasi. Berikut ini dalah beberapa contoh penggunaan sorbitol.

1. Industri Makanan

   Penggunaan sorbitol di industri makanan memiliki banyak manfaat. Sorbitol dalam bentuk sebuk berguna sebagai pengganti gula dalam makanan bagi penderita diabetes, sebagai bahan makanan bebas gula, dan sebagai bahan pemanis berkalori rendah. Sedangkan sorbitol cair dan sirup digunakan sebagai pelembut dan penstabil kelembaban untuk segala jenis bahan makanan dan pemanis seperti marzipan, kue, aroma makanan, dan pengemulsi.
2. Industri Kosmetik

   Dalam produksi kosmetik yang mengandung air seperti krim, obat salep, emulsi, *lotion*, gel dan pasta gigi, sirup sorbitol lebih dipilih sebagai penstabil dibandingkan dengan gliserol.

Bergantung pada efek yang diinginkan, konsentrasi sorbitol yang digunakan sekitar 3-5% untuk penstabil air dan 10-20% untuk efek pelembut.

3. Farmasi
   Sorbitol juga dapat digunakan dalam pembuatan produk obat obatan. Sorbitol serbuk telah mendapat persetujuan untuk digunakan sebagai zat tambahan dalam tablet. struktur permukaan yang dihasilkan dari spray-dried, membuat sorbitol sangat cocok untuk aditif bahan campuran seragam dari bahan padatan. Sorbitol jenis ini juga sangat cocok digunakan dalam memproduksi suspensi kering seperti antibiotik dalam vitamin dan antisida granula.
4. Kedokteran
   Dalam bidang medis, sorbitol bebas dengan pirogen digunakan dengan konsentrasi larutan 10-20% baik dicampur dengan asam amino sebagai larutan infus pengisi nutrisi, terutama pada penderita diabetes. Selain itu kandungan sorbitol dapat meningkatkan proses diuretik pada osmoterapi.
5. Manfaat Teknis
   Dalam industri tekstil, kulit, kertas, dan semir sepatu, sorbitol digunakan sebagai bahan pelunak dan *conditioning agent*. Juga digunakan sebagai stabilisator kelembaban dalam poliuretan. Selian itu, sekitar 25% dari produksi sorbitol didunia digunakan unutk sintesis asam askorbat (vitamin C).

I.4 Produksi dan Konsumsi

Pada pendirian pabrik, analisa pasar untuk menentukan kapasitas pabrik sangat penting. Dengan kapasitas yang ada, dapat ditentukan alat-alat yang digunakan, neraca massa, neraca energi dan lain lain. untuk menentukan kapasitas pabrik diperlukan data-data produksi dan pemakaian bahan, yang bisa diperoleh dari data BPS dan Kemeperin sehingga nilai konsumsi dan produksi dapat diketahui. Berkut ini adalah data data terkait yang dalam tabel sebagai berikut.

Tabel I.2 Produksi – Konsumsi Sorbitol dalam Negeri

Tahun	Jumlah Produksi (kg)	Jumlah Konsumsi (kg)
2013	280.765.400	211.656.891
2014	265.361.500	184..827.280
2015	170.670.400	102.469.201
2016	225.200.000	161.885.621
2017	224.447.842	163.535.930

Tabel I.3 Data Ekspor – Impor Komoditas Sorbitol

Tahun	Jumlah Ekspor (kg)	Jumlah Impor (kg)
2013	72.574.985	3.466.476
2014	83.548.977	3.014.757
2015	69.612.110	1.410.911
2016	66.601.933	3.287.554
2017	65.177.685	4.265.773

Kapasitas produksi sorbitol ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan sorbitol dalam negeri pada khususnya dan luar negeri pada umumnya. Impor sorbitol sendiri mengalami naik-turun dari tahun 2013-2017, akan tetapi rata rata dari jumlah impor sebesar 3.089.094 kg/tahun. Jumlah tersebut cukup besar dan menunjukan bahwa sorbitol dibutuhkan didalam negeri. Berdasarkan informasi dari Kemeperin menunjukan bahwa jumlah ekspor dari sorbitol

yang besar, sekitar 10-20 kali lebih besar dari impor yang dapat memberikan keuntungan devisa bagi negara.

BAB II
BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Analisa pasar untuk penentuan kapasitas pabrik sangat penting, apabila kapasitas telah ditentukan maka dapat ditentukan pula volume reaktor, perhitungan neraca massa, neraca panas dan lain-lain. Untuk menentukan kapasitas pabrik diperlukan data-data produksi dan pemakaian bahan, yang dapat diperoleh dari data Biro Pusat Statistika (BPS) atau Kementrian Perindustrian. Dengan analogi dari persamaan untuk menghitung harga, maka perkiraan volume produksi, ekspor dan impor sirup glukosa (dalam ton) dapat dihitung. Berikut persamaan yang digunakan (Peter & Timerhauss, 2003)

$$F = F_0 (1+i)^n \quad \text{.....(II.1)}$$

Dimana:

F = Perkiraan kebutuhan sorbitol pada tahun yang diinginkan (2023)

F_0 = Kebutuhan sorbitol pada tahun terakhir

i = Perkembangan rata-rata

n = Selisih waktu

Pabrik sorbitol direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2023. Kapasitas perancangan pabrik ini direncanakan dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut:

1. Produksi Sorbitol di Indonesia

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistika dan sudah diolah oleh Pusdatin Kemenperin, produksi sorbitol di Indonesia dapat dilihat sebagai berikut pada tabel II.1.

Tabel II.1 Pertumbuhan Produksi Sorbitol di Indonesia

Tahun	Berat (Kg)	Pertumbuhan
2013	**280.765.400**	**0**
2014	**265.361.500**	**-0,0548640**

2015	**170.670.400**	**-0.,3568381**
2016	**225.200.000**	**0,3195024**
2017	**224.447.842**	**-0,0033400**
Pertumbuhan Rata-Rata		-0.023885

Maka besarnya produksi sorbitol pada tahun 2023 dapat diperkirakan menggunakan Persamaan II.1 sebagai berikut:

$$F = F_0(1+i)^n$$

Dimana :
F = Perkiraan produksi sorbitol pada tahun yang diinginkan (2023)
F_0 = Kebutuhan sorbitol pada tahun terakhir
i = Perkembangan rata-rata
n = Selisih waktu

$$F = 224.447.842(1-(0.023885))^{2023-2017} = 194.142.934\,\text{kg}$$

2. Konsumsi Sorbitol

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistika, konsumsi sorbitol di Indonesia dapat dilihat pada Tabel II.1.2:

Tabel II.2 Pertumbuhan Konsumsi Sorbitol di Indonesia

Tahun	**Berat (Kg)**	**Pertumbuhan**
2013	211.656.891	-
2014	184..827.280	-0,1267599
2015	102.469.201	-0,4455948
2016	161.885.621	0,5798466
2017	163.535.930	0,0101943
Pertumbuhan Rata – Rata		**0,004422**

Maka besarnya impor sorbitol pada tahun 2023 dapat diperkirakan menggunakan Persamaan II.1 sebagai berikut :

$$F = F_0 (1+i)^n$$

Dimana :

F = Perkiraan konsumsi sorbitol pada tahun yang diinginkan (2023)

F_0 = Kebutuhan sorbitol pada tahun terakhir

i = Perkembangan rata-rata

n = Selisih waktu

$$F = 163.535.930(1+(0,004422))^{2023-2017} = 167.922.656 \text{ kg}$$

3. Ekspor Sorbitol

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistika, ekspor sorbitol di Indonesia dapat dilihat pada Tabel II.3:

Tabel II.3 Pertumbuhan Ekspor Sorbitol di Indonesia

Tahun	Berat (Kg)	Pertumbuhan
2013	72.574.985	-
2014	83.548.977	0,1512090
2015	69.612.110	-0,1668107
2016	66.601.933	-0,0432421
2017	65.177.685	-0,021385
Pertumbuhan Rata – Rata		**-0,020057**

Maka besarnya ekspor sorbitol pada tahun 2023 dapat diperkirakan menggunakan Persamaan II.1 sebagai berikut :

$$F = F_0(1+i)^n$$

Dimana :

F = Perkiraan ekspor sorbitol pada tahun yang diinginkan (2023)

F_0= Kebutuhan sorbitol pada tahun terakhir

i = Perkembangan rata-rata

n = Selisih waktu

$$F = 65.177.685\ (1 + (-0,020057))^{2023-2017} = 57.716.977 \text{ kg}$$

4. **Impor Sorbitol**

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistika, impor sorbitol di Indonesia dapat dilihat pada Tabel II.4:

Tabel II.4 Pertumbuhan Impor Sorbitol di Indonesia

Tahun	Berat (Kg)	Pertumbuhan
2013	3.466.476	-
2014	3.014.757	-0,1303107
2015	1.410.911	-0,5319984
2016	3.287.554	1,3300931
2017	4.265.773	0,2975522
Pertumbuhan Rata – Rata		**0,241334**

Maka besarnya impor sorbitol pada tahun 2023 dapat diperkirakan menggunakan Persamaan II.1 sebagai berikut :

$$F = F_0 (1 + i)^n$$

Dimana :

F = Perkiraan impor sorbitol pada tahun yang diinginkan (2023)

F_0= Kebutuhan sorbitol pada tahun terakhir

i = Perkembangan rata-rata

n = Selisih waktu

$$F = 4.265.773\ (1 + (0,241334))^{2023-2017} = 15.607.370 \text{ kg}$$

5. **Pabrik Sorbitol yang Telah Berdiri**

Kapasitas pabrik produksi sorbitol dengan bahan dasar tepung tapioka ini dapat diperkirakan dengan melihat analisa kebutuhan sorbitol dalam negeri pada tahun 2023 dan juga mempertimbangkan kapasitas pabrik (produsen) yang telah berdiri di Indonesia. Diantaranya sebagai berikut :

Tabel II.5 Pabrik Sorbitol di Indonesia

Perusahaan	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)	Lokasi
PT. Sorini Agro Asia	**120.000**	**Pandaan**

PT. Sama Satria Pasifik	**11.500**	**Sidoarjo**
PT. Budi Kimia Raya	**6.000**	**Lampung**

(Sumber : Kompas, 2016)

Pabrik sorbitol ini akan direncanakan beroperasi pada tahun 2023, dengan mengacu pada pemenuhan kebutuhan impor. Hasil perhitungan proyeksi produksi, ekspor, impor, dan konsumsi sorbitol Indonesia tahun 2023 dengan menggunakan persamaan di atas adalah sebagai berikut :

Tabel II.6 Proyeksi Produksi, Konsumsi, Ekspor dan Impor Sorbitol Tahun 2023

Proyeksi	**Berat (Kg)**
Produksi	194.142.934
Konsumsi	167.922.656
Ekspor	57.716.977
Impor	15.607.370

Dari keterangan di atas dapat diperoleh kebutuhan Sorbitol yang belum terpenuhi pada tahun 2023 sebesar :

Kebutuhan sorbitol = [F(konsumsi) + F(ekspor)] – [F(produksi + (F(impor)]
= [167.922.656 + 57.716.977] – [194.142.934 + 15.607.370]
= 15.889.329 kg/tahun dari impor

Berdasarkan referensi penentuan kapasitas awal produksi pabrik sorbitol, yaitu pabrik PT. Sama Satria Pasifik sebesar 11.500 ton/tahun maka diinginkan pabrik ini dapat mengisi 100% dari total impor.

Kapasitas produksi pabrik = 15.889.329 kg/tahun x 100 %

= 15.889.329 kg/tahun
= 16.000 ton/tahun

Untuk menentukan perhitungan neraca massa maka dibutuhkan basis perhitungan. Basis perhitungan pada pabrik sorbitol ini adalah sebagai berikut :

1 tahun = 330 hari kerja

1 hari = 24 jam

Kapasitas pabrik. = 16.000 ton /tahun

Jumlah Sorbitol = 16.000.000 $\frac{kg}{tahun}$ x $\frac{1}{330}\frac{tahun}{hari}$ x $\frac{1\,hari}{24\,jam}$

= 2020,202 kg/jam

II.2 Lokasi

Secara geografis, penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan serta kelangsungan dari suatu industri karena berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan kondisi di sekitar lokasi pabrik.

(Peter & Timmerhauss, 2003)

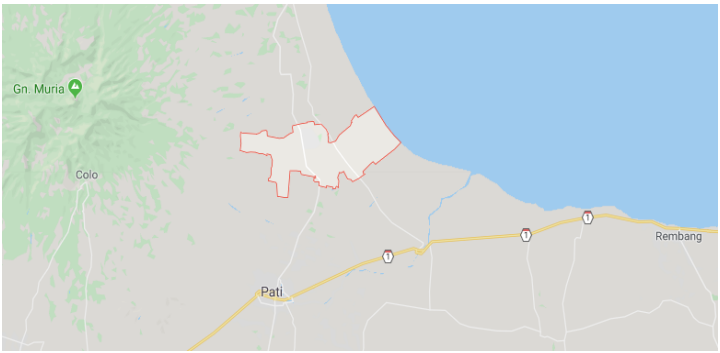
Terdapat beberapa pertimbangan yang dtetapkan dalam menentukan lokasi didirikannya pabrik Sorbitol ini, yakni berada di Kabupaten Pati, Jawa Tengah atau Kota Cilegon, Banten. Dengan mengikuti pertimbangan sebagai berikut :

Tabel II.7 Pemilihan Lokasi Pabrik Sorbitol

No	Acuan Pertimbangan	Kabupaten Pati
1.	Lokasi	Kecamatan Trangkil
2.	Ketersediaan Bahan Baku	Dekat dengan pabrik bahan baku sirup glukosa PT. Surya Kencana Pati, Karawang, Jawa Barat.
3.	Ketersediaan Air	Tersedia disuplai dari Sungai Juwana dan PDAM

4.	Ketersediaan Lahan	Tersedia
5.	Tenaga Kerja	UMR Menengah
6.	Iklim	Stabil
7.	Pemasaran	Darat

Dari pemilihan diatas ditentukan lokasi pabrik sorbitol ini ditetapkan berada di Kabupaten Pati, Jawa Tengah, dengan pertimbangan sebagai berikut :



Gambar II.2.1 Peta Kecaman Trangkil

Kondisi wilayah ini dapat dijadikan basis desain data pabrik sorbitol yang akan direncanakan mulai beroperasi tahun 2023.

- Kelembaban udara = 68 hingga 93%
- Suhu udara rata – rata = 27°C
- Curah hujan rata – rata = 2 mm / tahun
- Potensi Gempa = ringan
- Ketinggian Daratan = 2 - 90 mdpl

(http://meteo.bmkg.go.id)

Pemilihan lokasi dipengaruhi oleh faktor – faktor berikut ini:

1. **Ketersediaan Bahan Baku**

   Pemilihan lokasi pabrik mempertimbangkan lokasi bahan baku untuk menekan biaya dan resiko dalam penyediaan bahan baku. Dalam hal ini, maka pabrik

didirikan di dekat lokasi pabrik bahan baku yaitu tepung tapioka yang didapat dari pabrik PT. Surya Pati Kencana. Bahan baku gas hidrogen diperoleh dari PT. Usaha Mulia Perkasa, sedangkan katalis Raney Nickel untuk saat ini kebutuhannya masih impor.

2. Ketersediaan Air

Air sangat diperlukan karena air memiliki banyak kegunaan dalam sebuah proses industri seperti pada proses pengolahan air untuk untuk pendinginan dan kebutuhan steam. Oleh sebab itu, lokasi pabrik sebaiknya berdekatan dengan sumber air untuk mempermudah jalannya proses industri. Untuk kebutuhan air pabrik ini diperoleh dari sungai Juwana dengan panjang 62,8 KM dan anak anak sungainya berada di sepanjang kecamatan Trangkil dan dekat dengan lokasi pabrik yang akan didirikan dan PDAM sebagai penunjangnya.

3. Ketersediaan Lahan

Kabupaten Pati merupakan daerah industri yang mempunyai luas wilayah sebesar 150,368 km^2 dan berpenduduk sebanyak 1,42 juta jiwa (tahun 2018). Kabupaten ini terletak sekitar 100,3 KM dari ibukota provinsi Jawa Tengah yaitu kota Semarang dan dapat ditempuh dengan perjalanan darat sekitar 3 jam.

4. Tenaga Kerja

UMK Kabupaten Pati adalah Rp 1.742.00 yang merupakan UMK menengah dibanding UMK kabupaten lain di Provinsi Jawa Tengah. Jumlah pencari kerja di Kabupaten Pati tahun 2017 mencapai 11712 oragn dengan komposisi tamat SD, tamat SLTP/sederajat, tamat SLTA/sederajat, diploma, sarjana adalah 435, 171, 8463, 1203, dan 1440. Tentunya dengan didirikannya pabrik ini, diharapkan mampu menyediakan lapangan pekerjaan bagi masyarakat pencari kerja baik di Kabupaten Pati secara umum dan di Kecamatan Trangkil secara khusus sehingga mampu meningkatkan pendapatan masyarakat.

5. **Sarana Transportasi**

Kabupaten Pati dekat dengan kota Semarang yang mana merupakan pusat pemeritahan di Jawa Tengah. Di Semarang, terdapat pelabuhan Tanjung Emas yang mana banyak melayani bongkar muat peti kemas. Hal ini akan memudahkan pengiriman alat alat industri yang nantinya akan digunakan dalam pabrik. Selain itu, di pelabuhan ini juga dapat dilakukan proses awal pengiriman sorbitol ke seluruh penjuru tanah air. Di sisi lain, dekatnya lokasi pabrik dengan jalur pantura juga memudahkan pengiriman ke seluruh wilayah di Pulau Jawa.

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Kualitas Bahan Baku

a. Tepung Tapioka

Proses produksi tepung tapioka relatif sederhana, dapat dilakukan pada berbagai skala, seperti di skala rumah tangga maupun produksi skala nasional. Pada skala rumah tangga banyak ditemui di beberapa desa didaerah Jawa Tengah, sementara pada produksi berskala besar banyak ditemukan di provinsi Lampung dan Kabupaten Pati. Ketersediaan tepung tapioka sendiri ini dipengaruhi juga dengan besarnya produksi bahan baku tepung tapioka yaitu singkong. Data produksi singkong nasional cukup melimpah dan dapat memenuhi untuk kebutuhan bahan baku tepung tapioka. Berdasarkan data BPS, produksi tepung tapioka dari tahun 2009 hingga tahun 2015 mencapai rata-rata 23,34 juta ton/tahun. Tepung tapioka dikenal masyarakat terdapat dua macam yaitu tepung tapioka kasar dan halus. Tepung tapioka kasar masih mengandung gumpalan dan butiran ubi kayu yang masih kasar sedangkan tepung tapioka halus sudah tidak terdapat gumpalan lagi karena sudah diproses terlebih dahulu. Pada umumnya tepung tapioka berbentuk butiran pati, komposisi pada tepung tapioka dapat dilihat pada tabel II.9.

Tabel II.9 Kandungan Tepung Tapioka

Komponen	Karbohidrat	Air	Protein	Lemak	Abu
Komposisi (%)	87,87	7,8	1,6	0,51	2,22

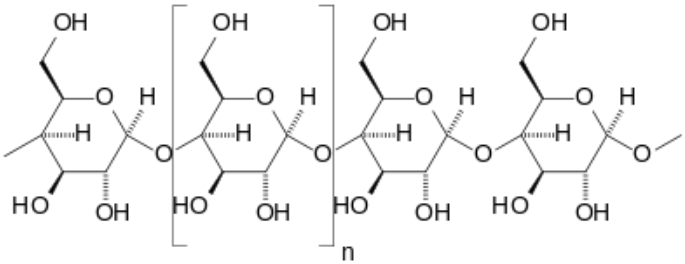
Tabel II.10 Spesifikasi Tepung Tapioka

Item	**Standar**
Penampilan	Putih berbentuk powder
Kelembaban	Maksimal 13%
Pati (*Starch*)	Minimal 85%
pH	5.0 – 7.0
Pulp	Maksimal 0.15 mL
Abu	Maksimal 2.22%
Warna	Putih
Viskositas	Minimal 600 B.U

(Sumber : PT. Cassava Buana Wira)

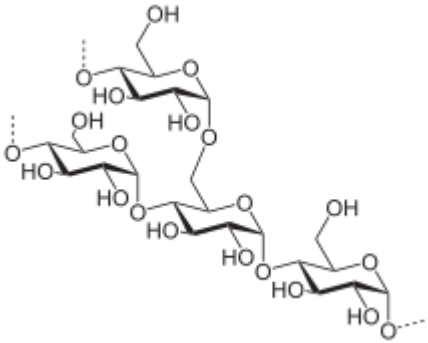
b. Pati

Pati dapat dipisahkan menjadi dua fraksi utama berdasarkan kelarutan bila dibubur (triurasi) dengan air bersuhu tinggi, sekitar 20% pati adalah amilosa (larut) dan 80% lainnya adalah amilopektin (tidak larut). Amilosa merupakan polisakarida, polimer yang tersusun dari glukosa sebagai monomernya. Tiap-tiap monomer terhubung dengan ikatan 1,6-glikosidik. Amilosa merupakan polimer tidak bercabang yang bersama-sama dengan amilopektin menjadi komponen penyusun pati. Hidrolisis lengkap amilosa hanya menghasilkan D-glukosa, hidrolisis parsial menghasilkan maltosa sebagai satu-satunya disakarida.



Gambar II.1 Amilosa

Amilopektin merupakan polisakarida yang tersusun dari monomer α-glukosa. Amilopektin merupakan molekul raksasa dan mudah ditemukan karena menjadi satu dari dua senyawa penyusun pati, bersama-sama dengan amilosa. Walaupun tersusun dari monomer yang sama, amilopektin berbeda dengan amilosa, yang terlihat dari karakteristik fisiknya. Secara struktural, amilopektin terbentuk dari rantai glukosa yang terikat dengan ikatan 1,6-glikosidik, sama dengan amilosa, namun pada amilopektin terbentuk cabang-cabang (sekitar tiap 20 mata rantai glukosa) dengan ikatan 1,4-glikosidik.



Ganbar II.2 Amilopektin

c. Dekstrin

Dekstrin adalah karbohidrat yang dibentuk selama hidrolisis pati menjadi gula oleh panas, asam dan atau enzim. Maltosa, sukrosa, dan laktosa adalah disakarida yang memiliki rumus empiris sama ($C_{12}H_{22}O_{11}$) tetapi berbeda dalam struktur. Dekstrin dan pati memiliki rumus umum yang sama, - $[C_x(H_2O)_y)]_n$ – (y=x-1), yang mana unit glukosa bersatu dengan yang lainnya membentuk rantai (polisakarida) tetapi dektrin memiliki ukuran lebih kecil dan kurang kompleks dibandingkan pati. Dektrin larut dalam air tetapi dapat diendapkan dengan alkohol. Dekstrin memiliki sifat seperti pati. Beberapa dekstrin bereaksi dengan iodin memberikan warna biru dan larut dalam alkohol 25% (disebut amilodekstrin) sedang yang lainnya berwarna coklat-kemerahan dan larut dalam alkohol 55% (disebut eritrodekstrin) dan yang lainnya tidak membentuk warna dengan iodin serta larut dalam alkohol 70% (disebut akhrodekstrin), yang juga diidentifikasi sebagai dekstrosa ekuivalen (DE). DE yang tinggi menunjukkan adanya depolimerisasi pati yang besar. Maltodekstrin adalah produk dengan DE rendah.

Sifat Fisik:

- Rumus Molekul : $C_{12}H_{20}O_{10}$
- Berat Molekul : bervariasi
- Penampakan : Bubuk berwarna putih atau kuning
- pH : 5 – 7
- Titik cair : 178°C

(*Perry,* 1999)

d. Glukosa

Suatu gulamonosakarida ialah salah satu karbohidrat terpenting yang digunakan sebagai sumber tenaga bagi hewan dan tumbuhan. Glukosa merupakan salah satu hasil utama fotosintesis dan awal bagi respirasi. Bentuk alami (D-

glukosa) disebut juga dekstrosa, terutama pada industri pangan.

Sifat Fisik :

- Rumus Molekul : $C_6H_{12}O_6$
- Berat Molekul : 180 g/mol
- Densitas : 1,54 g/cm^3
- Titik Lebur : 140 – 150°C
- Titik Didih : 146°C

Sifat Kimia :

- Larut dalam air
- Larut dalam ethanol dan methanol
- Berasa manis
- Berfungsi sebagai sumber energi

e. Gas Hidrogen

Gas hidrogen digunakan sebagai gas dalam reaktor hidrogenasi yang direaksikan bersama dengan dekstrosa dan katalis untuk memproduksi sorbitol. Hidrogen yang digunakan merupakan hydrogen bertekanan 167 atm yang didapatkan dari PT. Samator Gas Industri, Cilegon Banten yang memiliki sifat-sifat pada Tabel II.3.1.3 Sifat fisika dan kimia gas hidrogen:

Tabel II.11 Sifat Fisika dan Kimia Gas Hidrogen

Sifat Fisika	
Berat molekul	2,016 g/ mol
Specific gravity	0,06948
Specific volume	193 cuft/lb (21.1^{o}C)
Boiling point	-252,7 ^{o}C
Auto–ignation temperature	580°C
Sifat Kimia	
✓ Larut dalam air, alkohol dan eter	
✓ Tidak korosif	
✓ Mudah terbakar dan menimbulkan ledakan	

(PT. Samator Gas Industri)

f. Karbon Aktif

Karbon aktif, atau sering juga disebut sebagai arang aktif, adalah suatu jenis karbon yang memiliki luas permukaan yang sangat besar. Hal ini bisa dicapai dengan mengaktifkan karbon atau arang tersebut. Hanya dengan satu gram dari karbon aktif, akan didapatkan suatu material yang memiliki luas permukaan kira-kira sebesar 500 m^2 (didapat dari pengukuran adsorpsi gas nitrogen). Pada proses pembuatan sorbitol peran dari karbon aktif adalah sebagai zat penyerap warna yang ditimbulkan dari proses *anion exchange* yang kemudian akan dipisahkan dengan proses filtrasi. Menurut Kemenperin, terdapat beberapa produsen karbon aktif seperti pada Tabel II.12 berikut :

Tabel II.12 Kapasitas Pabrik Karbon Aktif di Indonesia

Nama Perusahaan	Tempat	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Indo Karbon Primajaya	**Serang, Banten**	**3000**
PT. Intan Prima Karbon	**Gresik, Jawa Timur**	**12000**

Karbon aktif yang digunakan memiliki sifat fisika dan kimia pada Tabel II.13 berikut :

Tabel II.13 Sifat Fisika dan Kimia Karbon Aktif

Sifat Fisika	
Melting point	3500 ^{o}C
Specific gravity	3,51
Ukuran	125 *mesh*
Berat molekul	12,01 gram/mol
Berat jenis	0,2 – 0,6 gram/cc
Sifat Kimia	
✓ Larut dalam air, alkohol dan eter	
✓ Tidak korosif	

✓ Mudah terbakar dan menimbulkan ledakan

g. Katalis Raney Nickel

Katalis adalah suatu zat yang mempercepat laju reaksi reaksi kimia pada suhu tertentu, tanpa mengalami perubahan atau terpakai oleh reaksi itu sendiri. Suatu katalis berperan dalam reaksi tetapi bukan sebagai pereaksi ataupun produk. Raney Nikel adalah sejenis katalis padat yang terdiri dari butiran halus alloy nikel-alumunium yang digunakan dalam berbagai proses industri. Dikembangkan pada tahun 1926 oleh insinyur Amerika Murray Raney sebagai katalis alternatif untuk hidrogenasi minyak nabati pada berbagai proses industri. Saat ini, katalis jenis ini telah umum digunakan sebagai katalis heterogen pada berbagai macam sintesis organik, umumnya untuk reaksi hidrogenasi. Proses aktivasi katalis Raney Nickel melibatkan proses pelarutan aluminium dari partikel alloy dengan menggunakan larutan natrium hidroksida pekat. Reaksi pelindian yang disederhanakan adalah sebagai berikut:

$$2Al + 2NaOH + 6H_2O \rightarrow 2Na[Al(OH)_4] + 3H_2$$

Katalis ini pada umumnya mengandung 96% nikel berdasarkan massa, berikatan dengan dua atom nikel untuk setiap atom aluminium. Aluminium membantu menjaga stuktur pori katalis ini secara keseluruhan. Secara makroskopis, Raney Nickel terlihat sebagai bubuk halus yang berwarna kelabu dan juga bersifat piroforik sehingga harus dijaga agar tidak berkontak langsung dengan udara. Untuk katalis Raney Nickel yang digunakan diimpor dari tiongkok. Dengan komposisi kimia tercantum pada Tabel II.14 berikut :

Tabel II.14 Kandungan Raney Nickel

Kandungan Raney Nickel	
Komposisi kimia	
Ni, wt %	96

Al, wt %	4 (seperti Al_2O_3)
Densitas pada *fase solid*	8.1 g/cm
Densitas partikel	3.32 g/cm
Porosity	0.59 cm
Pure Vol	0.178 cm^3/g

(Othmer, 1989)

h. Enzym

Enzym adalah kompleks protein yang terdiri atas rantai peptida dengan berat molekul dari 15000 sampai jutaan dan mampu secara efisien mengkatalis reaksi biokimia yang secara kolektif membentuk metabolism perantara. Kata enzym berasal dari istilah Yunani yang berarti "di dalam sel" disamping kata enzym dikenal pula kata fermen yang berarti ragi atau cairan dalam.

1. Enzym ∝ - amilase

   ∝ - amilase adalah endo enzym yang bekerja memutuskan ikatan ∝,1,4 secara acak dibagian dalam molekul baik pada amilosa dan amilopektin. Karena pengaruh aktivitasnya, pati terputus menjadi dekstrin dengan rantai sepanjang 6-10 unit glukosa. ***β*** – amilase adalah salah satu exo enzym yang memotong pati menjadi gugus maltose melalui ujung yang tidak mereduksi. Berbeda dengan ∝ - amilase, ***β*** – amilase tidak dapat memotong rantai diluar titik percabangan (∝ - 1.6). dengan demikian amilosa dipotong-potong secara sempurna menjadi maltose, sedangkan amilopektin tetap dalam keadaan semula. Baik ∝ - amilase maupun ***β*** – amilase tidak dapat memotong ikatan ∝ - 1.6. dengan demikian hasil hidrolisa selalu mengandung isomaltose dan maltosa, ∝ - amilase relatif tahan panas, tetapi tidak tahan terhadap pH yang rendah. Sebaliknya, ***β*** – amilase amat peka terhadap suhu, tetapi sedikit tahan terhadap asam. Stabilitas

enzym dalam larutan meningkat dengan pembubuhan sejumlah senyawa tertentu, di antaranya garam dapur, garam-garam kalsium, pati dan produk-produk hidrolisa pati. Pengaruh ini sangat penting pada suhu di atas 65°C. pengaruh ion kalsium terhadap stabilitas enzym sangat jelas, meskipun pada pembubuhan yang amat rendah.

- Mikroorganisme Asal : Basillus Lichenofermis
- Nama Dagang : Optitherm L-420
- Berat Molekul : 28.000 daltons
- Kofaktor : Ca^{2+} max 200 ppm
- Temperatur Optimum : 90 – 95°C
- Dosis : 0,5 – 0,8 kg/kg DS
- Waktu Operasi : 2 – 3 jam

2. Enzym Glukoamilase

   Enzym – enzym yang tergolong di dalam kelompok glukoamilase ini dapat diperoleh dari berbagai strain Aspergillus dan Rhizopus. Tergantung pada organisme asalnya, enzym-enzym tersebut memiliki sifat-sifat kimia enzym yang berbeda-beda, namun pada kondisi yang tepat, semua enzym tersebut dapat menghidrolisis pati secara sempurna menjadi glukosa. Enzym glukoamilase bersifat eksoamilase, yaitu dapat memutus rantai pati menjadi molekul-molekul glukosa pada bagian tak mereduksi dari molekul tersebut. Baik ikatan , ∝-1,4 maupun , ∝-1,6 dapat diputuskannya, walaupun dewasa ini sudah ditemukan enzim yang bekerjanya khusus memotong ikatan , ∝-1,6 yaitu Pullunase yang dihasilkan oleh Aerobacter aerogenes, namun pemanfaatannya secara komersial, masih terbatas karena kurang ekonomis.

II.3.2 Kualitas Produk

Terdapat beberapa grade sorbitol yang diterangkan oleh Faith (1975), yakni sebagai berikut :

Tabel II.3.2.1 *Grade* Sorbitol

Konsentrasi	***Grade***
99%	Kristal komersial
70% (sirup dalam air)	Sorbitol *syrup noncrystallizing*
83-85% sirup	Sorbitol *liquid*

(Faith, 1975)

Produk yang dihasilkan dengan proses hidrogenasi katalitik adalah sorbitol sirup *noncrystallizing* dengan grade 70%. Produk sorbitol sirup *noncrystallizing* dihasilkan dari hidrolisis larutan dekstrosa 50%, sedangkan sorbitol kristal dihasilkan dari hidrolisis larutan dekstrosa dengan kemurnian 97 – 100%. Produk sorbitol sirup *noncrystallizing* rata – rata mengandung *solid content* 69% (minimal), sorbitol 50% (minimal) berdasarkan berat kering.

(Faith, 1975)

1. Sifat kimia sorbitol :
   - Rumus molekul : $C_6H_{14}O_6$
   - Berat Molekul : 182 gr/mol
   - *Relative density* (lar. 70%) : 1.2879 gr/mol
   - *Specific gravity* : 1.472 (-5 ^oC)
   - Titik didih : 296°C
   - *Melting point* :93^oC(*Metastable form*)
     :97.5 ^oC (*Stable form*)
   - Kelarutan dalam air : 235 gr/100 gr H_2O
   - Panas pelarutan dalam air : 20.2 kJ/mol
   - Panas pembakaran : 3025.5 kJ/mol
2. Sifat fisika sorbitol :
   - Berbentuk cair pada suhu kamar
   - Berwarna bening, tidak berbau dan berasa manis.
   - Sedikit larut dalam metanol, etanol, asam asetat dan

fenol

- Tidak larut dalam sebagian besar pelarut organik.

3. Produk Samping

a Maltitol

Maltitol adalah alkohol gula (poliol) yang digunakan sebagai pengganti gula memiliki 75-90% dari manisnya sukrosa. Sifatnya yang tidak menyebabkan kerusakan gigi, dan memiliki efek yang agak lebih rendah pada glukosa darah. Dalam istilah kimia, maltitol dikenal sebagai 4-O-α-glucopyranosyl-D-sorbitol. Maltitol adalah disakarida yang dihasilkan oleh hidrogenasi maltosa yang diperoleh dari pati. Sirup maltitol, hidrolisat pati terhidrogenasi, dibuat dengan menghidrogenasi sirup jagung: campuran karbohidrat yang dihasilkan dari hidrolisis pati mengandung antara 50% maltitol berdasarkan berat.

Spesifikasi sorbitol cair yang diharapkan di pasaran berdasarkan data Dinas Perindustrian dan Perdagangan adalah sebagai berikut :

Tabel II.3.2.2 Spesifikasi Sorbitol Cair

Item	**Standar**
Penampilan	Tidak berwarna/pucat, manis cair
Zat kering (%)	69-71
Kadar air (%)	29 – 31
Indeks bias	1.4575 – 1.4620
D-sorbitol (%)	50 (min)
Berat jenis (g/ml)	1.285 – 1.315
pH	5.0 – 8.0
Resistivitas (mikro.s/cm)	10 (max)
Total gula (%)	4.0-8.0

Nikel (mg/kg)	1.0 (max)

(Dinas Perindustrian dan Perdagangan)

BAB III
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Untuk memperoleh proses pembuatan sorbitol yang optimal, maka perlu dilakukan seleksi proses. Sehingga diperoleh proses yang memenuhi syarat, baik dari segi teknis maupun ekonomis.

III.1. Macam – Macam Proses dalam Pembuatan Sorbitol

Sorbitol dapat dibuat dengan berbagai cara dari berbagai jenis bahan baku, dengan kondisi operasi serta konversi yang berbeda. Pembuatan sorbitol dari bahan baku pati melalui dua tahap proses utama yaitu:

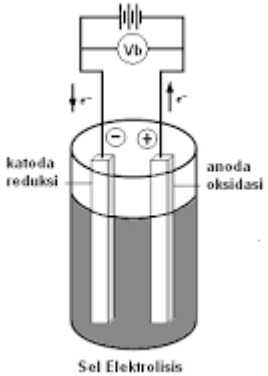
1. Proses perubahan starch menjadi glukosa melalui hidrolisa double enzym.
2. Proses pengubahan glukosa menjadi sorbitol, ada 2 macam, yaitu:
    - Proses reduksi elektrolitik
    - Proses hidrogenasi katalitik

III.1.1 Proses Reduksi Elektrolitik

Bagian utama dari proses ini adalah *electrolitic cell* yang merupakan tempat terjadinya reduksi O-glukosa menjadi sorbitol. Pada reduksi elektrolitik ini dilengkapi dengan sumber arus yang tidak berfluktuasi. Elektroda yang dipakai adalah logam sebagai katoda dan timbal sebagai anoda, sedangkan larutan yang dipakai NaOH dan Na_2SO_4. Pada prinsipnya glukosa akan direduksi dengan H_2 sebagai hasil proses elektrolisis. Dari proses diatas akan dihasilkan sorbitol dan mannitol. Mannitol terbentuk karena sebagian dekstrosa pada kondisi basa akan berubah menjadi fruktosa dan mannosa sehingga saat direduksi akan menjadi mannitol (Rudolf, 1950).

Untuk proses reduksi elektrolitik faktor-faktor yang yang mempengaruhi hasil dan kualitas yaitu densitas arus, konsentrasi, temperatur, komposisi elektroda serta elektrolitik dan promotornya. Di dunia industri sorbitol yang pertama kali dibangun (1937) menggunakan proses reduksi elektrolitik.

Gula dengan fungsi aldehid potensial dapat direduksi secara elektrokimia pada eletroktroda merkuri atau timah amalgam. Laju dari proses ini adalah kontrol dengan laju untuk konversi siklik ke rantai terbuka dari gula. Sebuah pabrik skala teknis untuk konversi glukosa ke salah satu sorbitol atau manitol dioperasikan di masa lalu, tetapi metode ini sebagian besar telah digantikan oleh proses lain. Glukosa diubah menjadi sorbitol tanpa mengubah *sterochemistry* dalam larutan alkalin netral atau lemah. Reaksi dapat dilakukan dalam sel dihidupkan dengan katoda timbal dan anoda difusi hidrogen berpori.

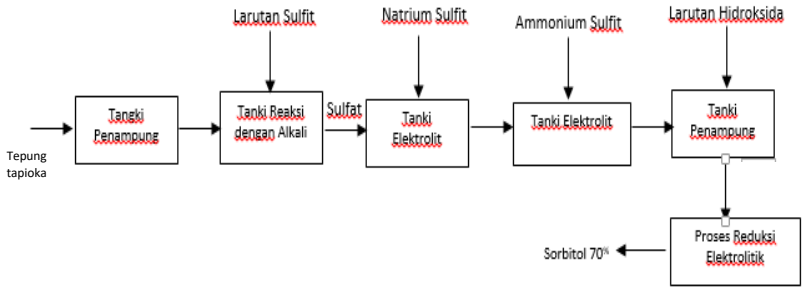


Gambar III.1 Reduksi Elektrolitik

Dengan uraian proses yang terjadi adalah :

1. Proses pembuatan glukosa secara elektrolitik menjadi sorbitol, terdiri dari langkah-langkah membentuk larutan berair yang dapat mereduksi gula dan bahan anorganik berlebih yang larut dalam air sulfit.
2. Kemudian larutan akan bereaksi dengan alkali dengan menggunakan reduksi katodik pada sel elektrolitik sederhana tanpa diafragma, dimana sulfit diubah menjadi sulfat yang sesuai dan dari proses reduksi ini diperoleh oksidasi anodik
3. Kemudian ditambahkan natrium sulfit ke elektrolit.
4. Kemudian ditambahkan ammonium sulfit ke elektrolit.

5. Kemudian dilanjutkan dengan langkah penambahan pada larutan hidroksida menanggapi sulfit yang digunakan untuk alkalisasi elektrolit.
6. Kemudian glukosa dimasukkan kedalam proses untuk mengalami proses reduksi
7. Terjadi proses reduksi elektrolitik
8. Katoda digunakan terdiri dari amalgamated timbal dan amalgamated seng



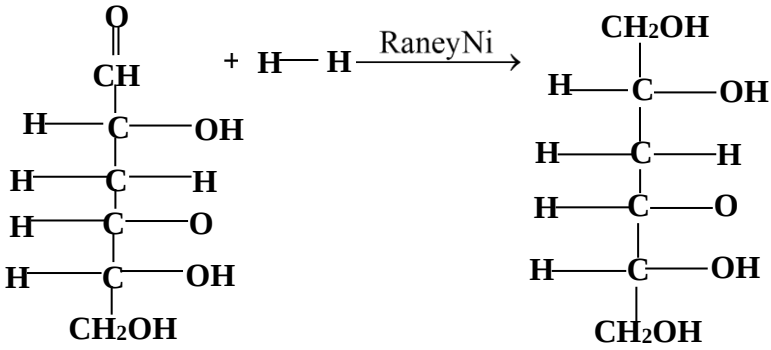
Gambar III.2 Proses Pembuatan Sorbitol dengan Reduksi Elektrolitik

III.1.2 Proses Hidrogenasi Katalitik

Proses pembuatan sorbitol dengan hidrogenasi katalitik dilakukan dengan mereaksikan larutan dekstrose dan gas hidrogen bertekanan tinggi dengan menambahkan katalis nikel dalam reaktor (reaktor hidrogenasi).

Pada tahun 1030 mulai berkembang proses hidrogenasi gula menjadi sorbitol. Proses pembuatan sorbitol dengan hidrogenasi katalitik dilakukan dengan mereaksikan larutan dekstrosa dan gas hidrogen bertekanan tinggi dengan menggunakan katalis Raney Nikel dalam reaktor. Katalis ini mempunyai bentuk *powder*, dengan ukuran 10 µm dan tidak larut dalam senyawa organik. Gas hidrogen masuk reaktor secara *bubling* dan larutan dekstrosa diumpankan ke reaktor, sehingga

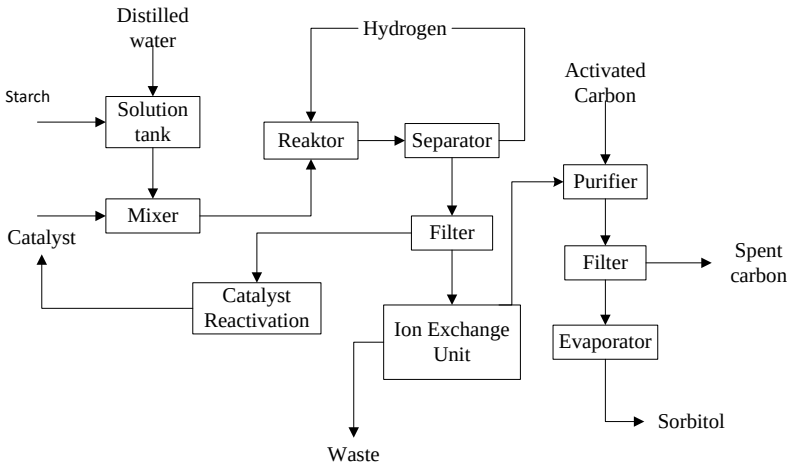
terjadi kontak antara keduanya. Reaksi yang terjadi pada reaktor hidrogenasi ini adalah sebagai berikut:



Gambar III.3 Reaksi Hidrogenasi Katalitik

Reaksi hidrogenasi katalitik dapat menghasilkan 95-99% yield dan tidak dapat terjadi tanpa adanya kontak yang cukup antara zat yang bereaksi dengan katalisnya. Reaksi hidrogenasi katalitik biasanya endoterm (140°C, 105 atm) dan reaksi akan bergerak ke arah produk pada kondisi operasi yang optimum.

Secara keseluruhan proses pembuatannya dapat dilihat pada gambar dibawah ini :



Gambar III.4 Proses Pembuatan Sorbitol dengan Proses Hidrogenasi Katalitik

Dari proses pembuatan sorbitol dengan proses hidrogenasi katalitik akan dihasilkan 70% larutan sorbitol yang dapat diproses lebih lanjut untuk kepentingan komersial lainnya.

(Faith, 1975)

III.2 Pemilihan Proses

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan proses adalah pemilihan bahan baku, konversi reaksi, kuantitas produk, serta kondisi operasi mengenai temperatur dan tekanan operasi. Dari kriteria-kriteria dan uraian proses pembuatan sorbitol di atas dapat dilihat keuntungan dan kerugian dari masing-masing proses seperti terlihat dalam tabel di bawah ini.

Tabel III.1 Perbandingan Proses Reduksi Elektrolitik dan Hidrogenasi Katalitik

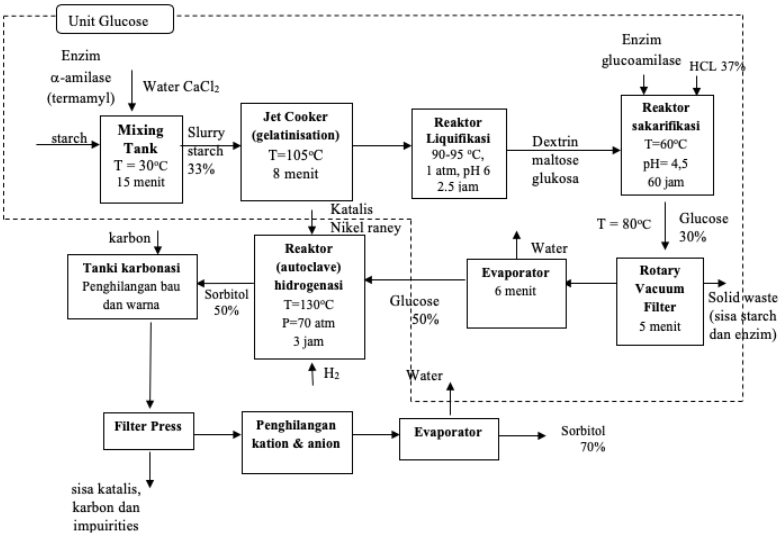
No	**Parameter**	**Proses**	
		Reduksi Elektrolitik	Hidrogenasi Katalitik
1.	**Segi Proses**		

	Bahan Baku	Tepung Tapioka	Tepung Tapioka
	Konversi Reaksi	Lambat, waktu yang dibutuhkan lama untuk mencapai produk yang diinginkan	Cepat, waktu yang dibutuhkan lebih cepat untuk mencapai produk yang diinginkan
2.	**Kondisi Operasi**		
	• Tekanan	125 atm	70-140 atm
	• Temperature	120-140°C	120-150°C
3.	**Segi Ekonomi**	Harga elektroda untuk elektrolisis mahal serta membutuhkan *power* yang besar untuk elektrolisis.	Harga bahan baku penunjang mudah di dapat dan cukup terjangkau.
5.	**Penggunaan Proses**	Jarang digunakan	Umum digunakan

(Faith,1975)

Dengan parameter pemilihan proses seperti pada tabel di atas maka dapat ditentukan proses pembuatan sorbitol cair 70% menggunakan proses Hidrogenasi Katalitik untuk meningkatkan kualitas produk yang tinggi namun tetap menekan biaya produksi.

III.3 Uraian Proses



Gambar III.5 Blok diagram pembuatan sorbitol dari tepung tapioka

Proses pembuatan sorbitol pada pabrik ini menggunakan Proses Hidrogenasi katalitik. Proses hidrogenasi katalitik ini terdiri dari beberapa tahap :

1. Liquifaction
2. Main process
3. Purification stage
4. Finishing

III.3.1 Liquifaction

Tepung tapioka dari tangki penampung dengan kadar air 9.7 % diangkut dengan menggunakan screw conveyor dan bucket elevator menuju tangki pencampur. Disini tepung tapioka

dicampur dengan $Ca(OH)_2$ yang telah dilarutkan dalam larutan pengencer (air) sehingga persentase tepung tapioka terhadap air 33%. Larutan $Ca(OH)_2$ ditambahkan sebagai kofaktor bakteri termamyl, yaitu zat yang dapat membantu kerja enzym supaya aktivitasnya lebih tinggi, kondisi optimum pada tangki ini adalah pH 6. Tangki pencampur dilengkapi dengan pengaduk agar pencampuran rata. Serta waktu tinggal diperkirakan 10 – 15 menit. Campuran tersebut kemudian membentuk suspensi pati dan suspensi pati yang telah tercampur dimasukkan ke dalam jet cooker. Proses pada jet cooker ini bertujuan agar suspensi pati dapat larut sempurna dan khususnya pada saat proses sakarifikasi dapat berjalan lebih mudah, selain itu dalam hal pemurnian lebih ekonomis serta lebih cepat tanpa kehilangan produk lebih banyak. Dalam jet cooker diinjeksikan uap sehingga suspensi pati mengalir dengan arah turbulen dan dipanaskan pada suhu 105˚C.

III.3.2 Main process

A. Dekstrinasi

Selanjutnya, suspensi pati dimasukkan dalam tangki dekstrinasi dengan tujuan untuk memecah rantai pati yang telah tergelatinasi menjadi dekstrin dan sejumlah kecil karbohidrat. Ikatan α-1,4 dalam amilosa maupun amilopektin yang terdapat di dalam pati dihidrolisa secara acak oleh α-amilase sehingga dapat menurunkan viscositas dan meningkatkan harga DE (Dekstrose Ekuivalen). Pada proses ini terbentuk larutan dekstrin. Proses dekstrinasi adalah sebagai berikut:

1. Setelah proses gelatinasi selesai, cairan dipompakan ke reaktor dekstrinasi melalui tangki pendingin yang akan mendinginkan cairan hidrolisat hingga mencapai suhu 95˚C.
2. Dalam reactor dekstrinasi ditambahkan enzyme α-amilase. Proses dekstrinasi ini dilakukan selama 2 -3 jam.

Reaksi dekstrinasi adalah sebagai berikut (*Shreve, 1987*):

$$(C_6H_{10}O_5)_n + a\ H_2O \xrightarrow{\alpha-amilase} m(C_6H_{10}O_5)_x + b\ C_{12}H_{22}O_{11} + c(C_6H_{12}O_6)$$

Pati air dekstrin maltosa dekstrosa

Reaktor dilengkapi dengan pengaduk agar suhu dalam reaktor tetap merata dan dilengkapi pula dengan jacket karena reaksi yang terjadi dalam reactor adalah eksothermis. Temperatur reaksi 95˚C.

Dari reaktor dekstrinasi, larutan dekstrin dipompa ke dalam tangki pendingin untuk menurunkan suhu menjadi 60˚C, karena pada proses selanjutnya yaitu sakarifikasi suhu optimum yang diperbolehkan yaitu 60˚C.

B. Sakarifikasi

Larutan dekstrin dimasukkan ke dalam reaktor sakarifikasi yang bertujuan untuk memutuskan ikatan α-1,4 maupun α-1,6 dalam sisa pati maupun yang terdapat dalam dekstrin dengan menggunakan katalisator enzym *glukoamilase* sehingga molekul pati dapat dikonversikan menjadi glukosa kemudian ditambahkan HCl untuk menaikkan pH menjadi 4,2. Reaktor dilengkapi dengan pengaduk dan jacket karena reaksinya yang isothermis.

Proses sakarifikasi berlangsung selama 48 - 72 jam dan DE yang dihasilkan adalah 98%. Sedangkan kandungan dekstrosa (glukosa) dalam larutan tersebut adalah 93 – 97 % (*Uhlig, 1998*)

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut (*Uhlig, 1998*):

Reaksi I : $a\ (C_6H_{10}O_5)n + nH_20 \xrightarrow{glukoamilase} n\ C_{12}H_{22}O_6$

pati maltosa

Reaksi II : $(C_6H_{10}O_5)n + nH_20 \xrightarrow{glukoamilase} n\ C_6H_{12}O_6$

dextrin dextrosa

Setelah dari reaktor sakarifikasi, larutan kandungan dekstrosa (sirup glukosa) dipompa menuju tangki penampung, dimana nantinya akan dipersiapkan untuk dialirkan ke reaktor hidrogenasi. Dalam perlakuan awal sirup glukosa ini dilakukan proses penyaringan untuk menghilangkan suspensi pati yang tidak terlarut dan pemekatan untuk mencapai konsentrasi sirup glukosa yang telah ditentukan yaitu 46 – 50%, sehingga perlu dilakukan perlakuan sebelum masuk reaktor hidrogenasi dengan rotary drum vacuum filter dan evaporator. Sebelum sirup glukosa dialirkan menuju reaktor hidrogenasi maka dipanaskan terlebih dahulu dengan heat exchanger untuk menaikkan temperatur hingga 130˚C dengan pemanasan steam kemudian masuk kedalam reaktor hidrogenasi.

C. Hidrogenasi

Di tahap ini adalah yang menentukan dari keseluruhan proses produksi, dimana pada tahap ini terjadi reaksi antara sirup glukosa (dekstrosa) dengan gas H_2 menghasilkan sorbitol dan maltitol. Reaksi ini dinamakan hidrogenasi katalitik karena dalam proses reaksi yang terjadi di reaktor ini, menggunakan bantuan katalis Raney nickel untuk mempercepat reaksi. Sirup glukosa 50 % dari evaporator dipompa ke heater untuk menaikkkan temperatur dari 60˚C menjadi 130˚C dengan media pemanas berupa steam dengan suhu 148˚C yang selanjutnya dialirkan ke reaktor hidrogenasi katalitik pada kondisi operasi 130˚C, tekanan 70 atm serta waktu kontak sirup glukosa dengan hidrogen dalam reaktor 1 jam dengan penambahan H_2 dengan tekanan 175 atm dan katalis Raney nikel 2% dari sirup glukosa

yang masuk, sisa gas hidrogen yang keluar kemudian ditampung ke dalam gas holder untuk dikembalikan ke dalam tangki penampung gas hidrogen dengan menggunakan compressor, sedangkan sorbitol dipompa ke tangki penampung sekaligus sebagai pendingin untuk menurunkan suhu dari larutan sorbitol dari 130˚C menjadi 85˚C, kemudian larutan sorbitol dialirkan ke tangki karbonisasi.

Reaksi yang terjadi (*Marie, 1991*):

$$C_6H_{12}O_6 + H_2 \xrightarrow{RaneyNi} C_6H_{14}O_6$$

Dextrose Sorbitol

III.3.3 Purification Stage

Pada tahap pemurnian terjadi beberapa proses, yaitu :

a. Karbonisasi

Sorbitol dari tangki penampung dipompa menuju tangki karbonisasi dengan penambahan karbon aktif bertujuan menghilangkan zat-zat warna pada larutan sorbitol. Karbon aktif yang digunakan berupa serbuk, agar didapatkan penyerapan yang lebih baik, dimana proses penyerapan warna akan menghasilkan larutan sorbitol yang lebih jernih. Karbonisasi merupakan suatu proses untuk mengkonversi bahan orgranik menjadi arang . pada proses karbonisasi akan melepaskan zat yang mudah terbakar seperti CO, CH_4, H_2, formaldehid, methana, formik dan acetil acid serta zat yang tidak terbakar seperti seperti CO_2, H_2O dan tar cair. Gas-gas yang dilepaskan pada proses ini mempunyai nilai kalor yang tinggi dan dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan kalor pada proses karbonisasi.

b. Filtrasi

Dalam filtrasi bertujuan untuk memisahkan kotoran berupa katalis Raney nickel dan karbon aktif yang terikut

dalam larutan sorbitol pada proses sebelumnya. Karena zat yang akan dipisahkan berupa padatan maka dalam proses ini menggunakan filter press. Cake dari filter press akan diolah untuk dipakai kembali yaitu dengan perlakuan lanjutan dengan memisahkan antara katalis raney nickel dan karbon aktif. Karbon aktif dapat dibuang sebagai limbah dan katalis raney nickel dapat direcycle lagi. Sedangkan filtrat (liquid) yang berupa sorbitol ditampung ke dalam tangki penampung.

c. Ion Exchanger

Ion exchanger berfungsi untuk memisahkan pengotor berupa Al_2O_3 yang merupakan bagian impuritis dari katalis Raney Nickel dan Cl^- yang merupakan B3. Dalam pabrik ini memakai kation – anion exchanger. Resin yang digunakan untuk mengikat ion ini adalah resin kation - anion dengan gugus sulfonil.

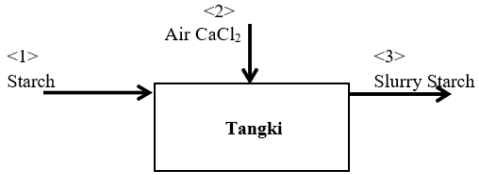
III.3.4 Finishing

Larutan sorbitol dari tangki penampung akan dialirkan menuju evaporator double effect. Disini bertujuan untuk memekatkan larutan sorbitol dari 50% menjadi 75%. Karena kapasitas yang cukup besar maka evaporator yang digunakan adalah double effect evaporator. Pemvacuman dalam evaporator dilakukan oleh Barometric Condenser dan Jet Ejector. Temperatur Vapor pada badan pertama 148 ^{0}C dan pada badan kedua 112 ^{0}C. Tekanan vacuum pada badan pertama dan pada badan kedua sebesar 0.8 atm. Temperatur Larutan sorbitol 75% dari evaporator sebesar 57 ^{0}C. Larutan tersebut ditampung dalam tangki penampung produk sorbitol.

BAB IV
NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.I TANGKI MIXING M-110

Fungsi : Mencampur tepung shorgum dengan penambahan larutan pengencer (air), dan $CaCl_2$



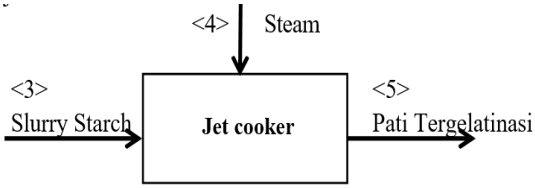
Gambar IV. 1 Skema Tangki Mixing M-110

Tabel IV.1 Neraca Massa Tangki Mixing M-110

Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <1>	**Massa (Kg)**	**x**	**Aliran <3>**	**Massa (Kg)**	**x**
Karbohidrat (pati)	31195,05	0,8787	Karbohidrat (pati)	31195,05414	0,305585
Air	2769,107	0,078	Air	69337,99933	0,679231
Protein	568,0219	0,016	Protein	568,0219258	0,005564
Lemak	181,057	0,0051	Lemak	181,0569888	0,001774
Abu	788,1304	0,0222	Abu	788,130422	0,00772
Total	35501,37	1	$CaCl_2$	12,88197199	0,000126
Aliran <2>	**Massa (Kg)**	**x**	*Total*	102083,1448	1
$CaCl_2$	12,88197	0,000193			
Air	66568,89	0,999807			
Total	66581,77	1			
Total	**102083,1448**		**Total**	**102083,1448**	

IV.2 JET COOKER (E-210)

Fungsi : Memanaskan suspensi pati shorgum sampai hancur dan larut secara sempurna sehingga kehilangan produk akan lebih kecil, dengan menginjeksikan steam.



Gambar IV.2 Skema Jet Cooker E-210

Tabel IV.2 Neraca Massa Jet Cooker E-210

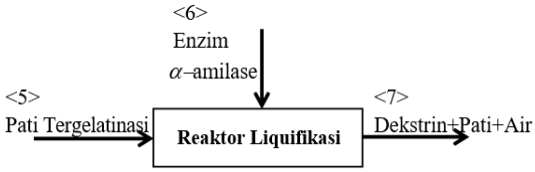
Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <3>	**Massa (Kg)**	**x**	**Aliran <5>**	**Massa (Kg)**	**x**
Karbohidrat (pati)	31195,05	0,305585	Karbohidrat (pati)	31195,05	0,296766
Air	69338,00	0,679231	Air	72371,52	0,688488
Protein	568,02	0,005564	Protein	568,02	0,005404
Lemak	181,06	0,001774	Lemak	181,06	0,001722
Abu	788,13	0,00772	Abu	788,13	0,007498
$CaCl_2$	12,88	0,000126	$CaCl_2$	12,88	0,000123
Total	102083,1	1	*Total*	105116,6652	1
Aliran <4>	**Massa (Kg)**	**x**			
Steam	3033,52	1			
Total	**105116,67**		**Total**	**105116,67**	

Tabel IV.3 Neraca Energi Jet Cooker E-210

Neraca Energi Total			
Masuk	**kkal**	**Keluar**	**kkal**
H masuk	407217,4521	H keluar	6515479,233
Qs	6297177,094	Q loss	188915,3128
Total	**6704394,546**	**Total**	**6704394,546**

IV. 3 Reaktor Liquifikasi (R-220)

Fungsi : Mengkonversikan pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim a-amilase



Gambar IV.3 Skema Reaktor Liquifikasi (R-220)

Tabel IV.4 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi R-220

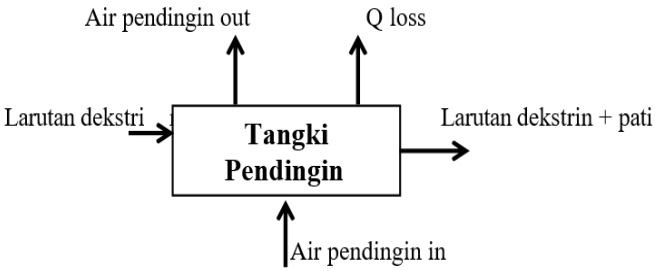
Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <5>	**Massa (Kg)**	**x**	**Aliran <7>**	**Massa (Kg)**	**x**
Karbohidrat (pati)	31195,05	0,296766	Karbohidrat (pati)	24956,04	0,237351
Air	72371,52	0,688488	Air	72362,51	0,688223
Protein	568,02	0,005404	Protein	568,02	0,005402
Lemak	181,06	0,001722	Lemak	181,06	0,001722
Abu	788,13	0,007498	Abu	788,13	0,007496
$CaCl_2$	12,88	0,000123	$CaCl_2$	12,88	0,000123
Total	105116,7	1	***α***-amilase	27,30	0,00026
Aliran <6>	**Massa**	**x**	Dekstrin	6095,51	0,057973
α-amilase	27,30	1	Maltose	131,71	0,001253
			Glukosa	20,80	0,000198
			Total	105143,96	1
Total	**105143,96**		**Total**	**105143,96**	

Tabel IV.5 Neraca Energi Reaktor Liquifikasi R-220

Neraca Energi Total			
Masuk	**kkal**	**Keluar**	**kkal**
H masuk	5915144,554	H keluar	5929431,911
Panas Steam	55654,84649	ΔH°r	39697,84398
		Qloss	1669,645395
Total	**5970799,4**	**Total**	**5970799,4**

IV. 4 TANGKI PENDINGIN (F-222)

Fungsi: Untuk menurunkan suhu larutan dari 95°C menjadi 60°C

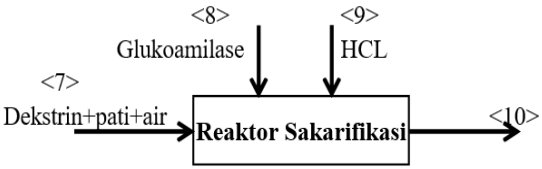


Gambar IV.4 Skema Tangki Pendingin F-222

Tabel IV.6 Neraca Energi Tangki Pendingin F-222

Neraca Energi Total			
Masuk	**kkal**	**Keluar**	**kkal**
H masuk	5929431,911	H keluar	2826787,383
		Q loss	177882,9573
		Qap	2924761,571
Total	**5929431,911**	**Total**	**5929431,911**

IV. REAKTOR SAKARIFIKASI (R-230)



Gambar IV.5 Skema Reaktor Sakarifikasi R-230

Tabel IV.7 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi R-230

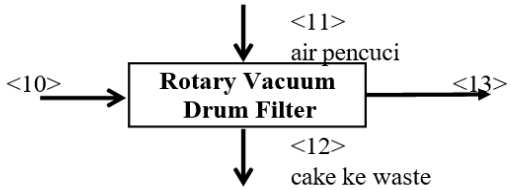
Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <7>	**Massa (Kg)**	**x**	**Aliran <10>**	**Massa (Kg)**	**x**
Karbohidrat (pati)	24956,04	0,237351	Karbohidrat (pati)	499,12	0,004744
Air	72362,51	0,688223	Air	69058,83	0,656443
Protein	568,02	0,005402	Protein	568,02	0,005399
Lemak	181,06	0,001722	Lemak	181,06	0,001721
Abu	788,13	0,007496	Abu	788,13	0,007492
$CaCl_2$	12,88	0,000123	$CaCl_2$	12,88	0,000122
α-amilase	27,30	0,00026	α-amilase	27,30	0,000259
Dekstrin	6095,51	0,057973	Dekstrin	121,91	0,001159
Maltose	131,71	0,001253	Maltose	906,18	0,008614
Glukosa	20,80	0,000198	Glukosa	33017,14	0,313846
Total	105144	1	HCl	0,11	1E-06
Aliran <8>	**Massa**	**x**	Glukoamilase	20,96	0,000199
HCL	0,11	0,002879	*Total*	105201,63	1
Air	36,60	0,997121			
Total	36,71	1			
Aliran <9>	**Massa**	**x**			
Glukoamilase	20,96	1			
Total	**105201,63**		**Total**	**105201,63**	

Tabel IV.8 Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi R-230

Neraca Energi Total			
Masuk	**kkal**	**Keluar**	**kkal**
H masuk	2966223,427	H keluar	2827008,181
		ΔH°r total	-689531,3865
		Q loss	88986,70282
		Qap	739759,9305
Total	**2966223,427**	**Total**	**2966223,427**

IV. ROTARY VACUUM DRUM FILTER (H-240)

Fungsi : Memisahkan padatan yang berada dalam larutan dekstrose



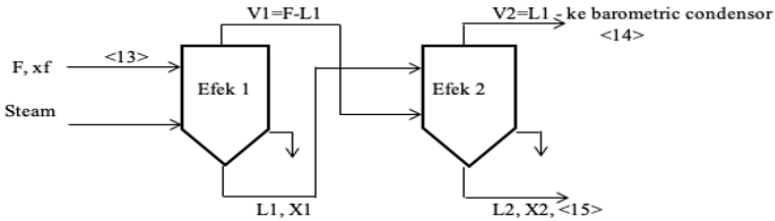
Gambar IV.6 Skema Rotary Vacuum Drum Filter H-240

Tabel IV.9 Neraca Massa Rotary Vacuum Drum Filter H-240

Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <10>	**Massa (Kg)**	**x**	**Aliran <12>**	**Massa (Kg)**	**x**
Karbohidrat (pati)	499,12	0,004744	Karbohidrat (pati)	494,13	0,205945
Air	69058,83	0,656443	Air	197,75	0,082418
Protein	568,02	0,005399	Protein	562,34	0,234375
Lemak	181,06	0,001721	Lemak	179,25	0,074707
Abu	788,13	0,007492	Abu	780,25	0,325195
$CaCl_2$	12,88	0,000122	$CaCl_2$	12,75	0,005315
α-amilase	27,30	0,000259	α-amilase	27,02	0,011263
Dekstrin	121,91	0,001159	Dekstrin	120,69	0,050302
Maltose	906,18	0,008614	Maltose	2,20	0,000916
Glukosa	33017,14	0,313846	Glukosa	2,20	0,000916
HCl	0,11	1E-06	HCl	0,00	0
Glukoamilase	20,96	0,000199	Glukoamilase	20,75	0,00865
Total	105201,6	1	*Total*	2399,33	1
Aliran <11>	**Massa**	**x**	**Aliran <13>**	**Massa (Kg)**	**x**
Air	15450,67	1	Karbohidrat (pati)	4,99	4,22E-05
			Air	84311,75	0,712978
			Protein	5,68	4,8E-05
			Lemak	1,81	1,53E-05
			Abu	7,88	6,66E-05
			$CaCl_2$	0,13	1,09E-06
			α-amilase	0,27	2,31E-06
			Dekstrin	1,22	1,03E-05
			Maltose	903,98	0,007644
			Glukosa	33014,94	0,279189
			HCl	0,11	8,94E-07
			Glukoamilase	0,21	1,77E-06
			Total	118252,97	1
Total	**120652,30**		**Total**	**120652,30**	

IV. EVAPORATOR (V-250 & V-260)

Fungsi Menguapkan kadar air dalam larutan dextrosa menjadi 50%



Gambar IV.7 Skema Evaporator V-250 & V-260

Tabel IV.10 Neraca Massa Evaporator V-250 & V-260

Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <13>	**Massa**	**x**	**Aliran <14>**	**Massa (Kg)**	**x**
Karbohidrat (pati)	4,99	4,22E-05	Air	50370,52	1
Air	84311,75	0,712978	**Aliran <15>**	**Massa (Kg)**	**x**
Protein	5,68	4,8E-05	Karbohidrat (pati)	4,99	7,35E-05
Lemak	1,81	1,53E-05	Air	33941,22	0,5
Abu	7,88	6,66E-05	Protein	5,68	8,37E-05
$CaCl_2$	0,13	1,09E-06	Lemak	1,81	2,67E-05
α-amilase	0,27	2,31E-06	Abu	7,88	0,000116
Dekstrin	1,22	1,03E-05	$CaCl_2$	0,13	1,9E-06
Maltose	903,98	0,007644	α-amilase	0,27	4,02E-06
Glukosa	33014,94	0,279189	Dekstrin	1,22	1,8E-05
HCl	0,11	8,94E-07	Maltose	903,98	0,013317
Glukoamilase	0,21	1,77E-06	Glukosa	33014,94	0,486355
Total	118253	1	HCl	0,11	1,56E-06
			Glukoamilase	0,21	3,09E-06
			Total	67882,45	1
Total	**118252,97**		**Total**	**118252,97**	

Tabel IV.11 Neraca Energi Evaporator V-250

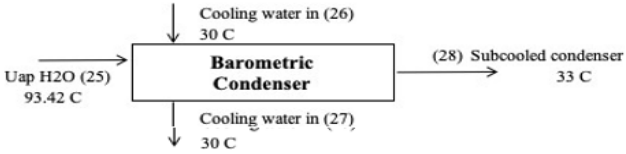
Neraca Energi Total			
Masuk	**kkal**	**Keluar**	**kkal**
H feed	28786,09	HL 1	5208410
Q supply	33050724	H vapour 1	26879578
		Q loss	991521,7
Total	**33079510**	**Total**	**33079510**

Tabel IV.12 Neraca Energi Evaporator V-260

Neraca Energi Total			
Masuk	**kkal**	**Keluar**	**kkal**
H feed	5208410	HL 2	717902
H vapour	22912776	H vapour 2	26715902
		Q loss	687383
Total	**28121186**	**Total**	**28121186**

IV. 8 BAROMETRIC CONDENSER (E-262)

Fungsi : Mengkondensasi uap air dan menjaga tekanan vacuum dari Vacuum Pan Crystallizer.



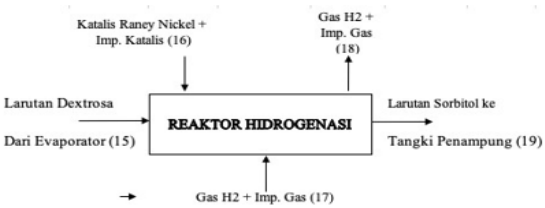
Gambar IV.8 Skema Barometric Condenser E-262

Tabel IV.13 Neraca Energi Barometric Condenser E-262

Neraca Energi Total			
Masuk		**Keluar**	
Komponen	**H (kkal)**	**Komponen**	**H (kkal)**
Uap H_2O (25)		**Subcooled Condensat (28)**	
H_2O	116982130,1	H_2O	3930418,738
Cooling Water In (27)		**Cooling Water Out (27)**	
H_2O	188419518,9	H_2O	301471230,2
Total	**305401649**	**Total**	**305401649**

IV. 9 REAKTOR HIDROGENASI (R-270)

Fungsi : Untuk mereaksikan dekstrosa menjadi sorbitol dengan penambahan H_2 dan katalis Raney Nickel



Gambar IV.9 Skema Reaktor Hidrogenasi R-270

Tabel IV.14 Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi R-270

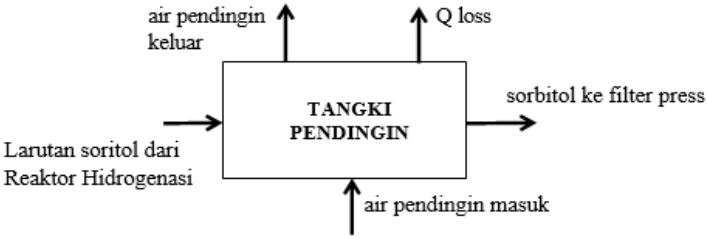
Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <15>	**Massa (Kg)**	**x**	**Aliran <18>**	**Massa (Kg)**	**x**
Karbohidrat (pati)	4,99	7,35E-05	**Gas H_2**		
Air	33941,22	0,5	H_2	5023,426387	0,998929
Protein	5,68	8,37E-05	Impuritis H_2	5,386717915	0,001071
Lemak	1,81	2,67E-05	*Total*	5028,813105	1
Abu	7,88	0,000116	**Aliran <19>**	**Massa (Kg)**	**x**
$CaCl_2$	0,13	1,9E-06	Karbohidrat (pati)	4,99	7,2E-05
α-amilase	0,27	4,02E-06	Air	33941,22	0,489932
Dekstrin	1,22	1,8E-05	Protein	5,68	8,2E-05
Maltose	903,98	0,013317	Lemak	1,81	2,61E-05
Glukosa	33014,94	0,486355	Abu	7,88	0,000114
HCl	0,11	1,56E-06	$CaCl_2$	0,13	1,86E-06
Glukoamilase	0,21	3,09E-06	α-amilase	0,27	3,94E-06
Total	67882,45	1	Dekstrin	1,22	1,76E-05
Aliran <16>	**Massa**	**x**	Maltose	14,28	0,000206
Raney Nickel			Glukosa	1018,35	0,0147
Nikel Alloy	990,45	0,96	HCl	0,11	1,53E-06
Al_2O_3	41,27	0,04	Glukoamilase	0,21	3,03E-06
Total	1031,72	1	Sorbitol	32354,64	0,46703
Aliran <17>	**Massa**	**x**	Maltitol	894,94	0,012918
Gas H_2			Nikel alloy	990,45	0,014297
H_2	5386,72	0,999001	Al_2O_3	41,27	0,000596
Impuritis H_2	5,39	0,000999	*Total*	69277,46	1
Total	5392,10	1			
Total	**74306,27**		**Total**	**74306,27**	

Tabel IV.15 Neraca Energi Reaktor Hidrogenasi R-270

Neraca Energi Total			
Masuk	**kkal**	**Keluar**	**kkal**
H masuk	1022965,497	H vapour	3385843,409
H katalis	30741,98692	V liquid	446221,0991
H H_2 in	1979724,602	Q loss	24699,97181
Qs	823332,3937		
Total	**3856764,48**	**Total**	**3856764,48**

IV. 10 TANGKI PENDINGIN (F-274)

Fungsi : untuk menurunkan suhu larutan dari 130 C menjadi 85 C



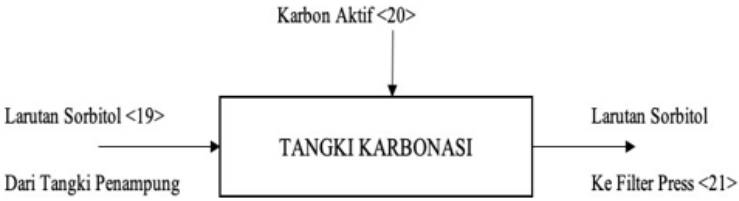
Gambar IV.10 Skema Tangki Pendingin F-274

Tabel IV.16 Neraca Energi Tangki Pendingin F-274

Neraca Energi Total			
Masuk	**kkal**	**Keluar**	**kkal**
H masuk	6966117	H keluar	3980638
		Q ap	2985479
Total	**6966117**	**Total**	**6966117**

IV. 11 TANGKI KARBONASI (M-310)

Fungsi : Menyerap warna yang ditimbulkan selama proses hidrogenasi dan proses sebelumnya dengan penambahan karbon aktif



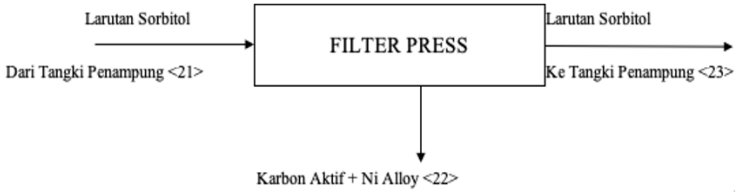
Gambar IV.11 Skema Tangki Karbonasi M-310

Tabel IV.17 Neraca Massa Tangki Karbonasi M-310

Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <19>	**Massa (Kg)**	**x**	**Aliran <21>**	**Massa (Kg)**	**x**
Karbohidrat (pati)	4,99	7,2E-05	Karbohidrat (pati)	4,991208662	7,2E-05
Air	33941,22	0,489932	Air	33941,22406	0,489475
Protein	5,68	8,2E-05	Protein	5,680219258	8,19E-05
Lemak	1,81	2,61E-05	Lemak	1,810569888	2,61E-05
Abu	7,88	0,000114	Abu	7,88130422	0,000114
$CaCl_2$	0,13	1,86E-06	$CaCl_2$	0,12881972	1,86E-06
α-amilase	0,27	3,94E-06	α-amilase	0,272956724	3,94E-06
Dekstrin	1,22	1,76E-05	Dekstrin	1,219102716	1,76E-05
Maltose	14,28	0,000206	Maltose	14,27984083	0,000206
Glukosa	1018,35	0,0147	Glukosa	1018,350351	0,014686
HCl	0,11	1,53E-06	HCl	0,105672644	1,52E-06
Glukoamilase	0,21	3,03E-06	Glukoamilase	0,209630764	3,02E-06
Sorbitol	32354,64	0,46703	Sorbitol	32354,64303	0,466594
Maltitol	894,94	0,012918	Maltitol	894,9428821	0,012906
Nikel alloy	990,45	0,014297	Nikel alloy	990,4482559	0,014283
Al_2O_3	41,27	0,000596	Al_2O_3	41,26867733	0,000595
Total	69277,46	1	Karbon aktif	64,70928605	0,000933
Aliran <19>	**Massa (Kg)**	**x**	*Total*	69342,16586	1
Karbon aktif	64,70929	1			
Total	**69342,16586**		**Total**	**69342,16586**	

IV. 12 FILTER PRESS (H-320)

Fungsi : Memisahhkan karbon aktif dan katalis Raney Nickel yang terikut dalam larutan sorbitol



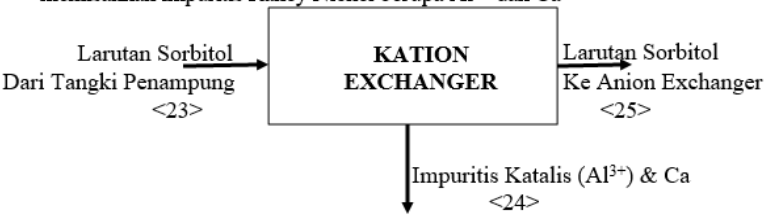
Gambar IV.12 Skema Filter Press H-320

Tabel IV.18 Neraca Massa Filter Press H-320

Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <21>	**Massa**	**x**	**Aliran <23>**	**Massa (Kg)**	**x**
Karbohidrat (pati)	4,991209	7,2E-05	Air	33821,51835	0,498825
Air	33941,22	0,489475	Maltose	14,13704242	0,000209
Protein	5,680219	8,19E-05	Glukosa	1008,166847	0,014869
Lemak	1,81057	2,61E-05	$CaCl_2$	0,127531523	1,88E-06
Abu	7,881304	0,000114	HCl	0,104615918	1,54E-06
$CaCl_2$	0,12882	1,86E-06	Sorbitol	32031,0966	0,472418
α-amilase	0,272957	3,94E-06	Maltitol	885,9934533	0,013067
Dekstrin	1,219103	1,76E-05	Al_2O_3	41,26867733	0,000609
Maltose	14,27984	0,000206	*Total*	67802,41312	1
Glukosa	1018,35	0,014686	**Aliran <22>**	**Massa (Kg)**	**x**
HCl	0,105673	1,52E-06	Karbohidrat (pati)	4,991208662	0,003242
Glukoamilase	0,209631	3,02E-06	Air	119,705706	0,077743
Sorbitol	32354,64	0,466594	Protein	5,680219258	0,003689
Maltitol	894,9429	0,012906	Lemak	1,810569888	0,001176
Nikel alloy	990,4483	0,014283	Abu	7,88130422	0,005119
Al_2O_3	41,26868	0,000595	$CaCl_2$	0,001288197	8,37E-07
Karbon aktif	64,70929	0,000933	α-amilase	0,272956724	0,000177
Total	69342,17	1	Dekstrin	1,219102716	0,000792
			Maltose	0,142798408	9,27E-05
			Glukosa	10,18350351	0,006614
			HCl	0,001056726	6,86E-07
			Glukoamilase	0,209630764	0,000136
			Sorbitol	323,5464303	0,210129
			Maltitol	8,949428821	0,005812
			Nikel alloy	990,4482559	0,643251
			Karbon aktif	64,70928605	0,042026
			Total	1539,752746	1
Total	**69342,16586**		**Total**	**69342,16586**	

IV. 13 TANGKI KATION EXCHANGER (H-330)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan, yaitu memisahkan impuritis Raney Nickel berupa Al^{3+} dan Ca^{2+}



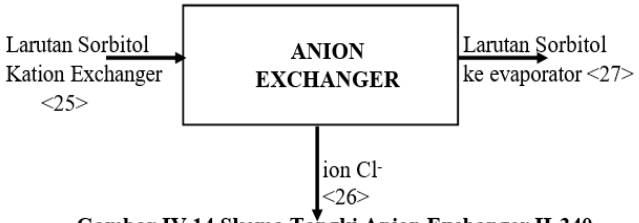
Gambar IV.13 Skema Tangki Kation Exchanger H-330

Tabel IV.19 Neraca Massa Tangki Kation Exchanger H-330

Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <23>	**Massa**	**x**	**Aliran <24>**	**Massa (Kg)**	**x**
Air	33821,52	0,498807	Impuritis katalis	21,83733537	0,997896
Maltose	14,13704	0,000208	Ca^{2+}	0,046047561	0,002104
Glukosa	1008,167	0,014869	*Total*	21,88338293	1
$CaCl_2$	0,127532	1,88E-06	**Aliran <25>**	**Massa (Kg)**	**x**
HCl	0,104616	1,54E-06	Glukosa	1008,166847	0,014873
Sorbitol	32031,1	0,472401	Maltosa	14,13704242	0,000209
Maltitol	885,9935	0,013067	HCl	0,188416045	2,78E-06
Al_2O_3	41,26868	0,000609	Sorbitol	32031,0966	0,472554
Resin dalam			Maltitol	885,9934533	0,013071
H^+ dalam resin	2,450818	3,61E-05	Air	33843,3982	0,49929
Total	67804,86	1	*Total*	67782,98055	1
Total	**67804,86393**		**Total**	**67804,86393**	

IV. 14 TANGKI ANION EXCHANGER (H-340)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan yaitu Cl- dari HCl



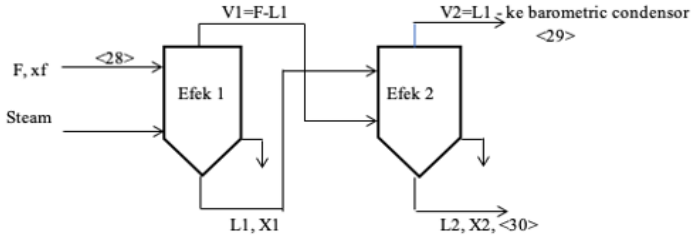
Gambar IV.14 Skema Tangki Anion Exchanger H-340

Tabel IV.20 Neraca Massa Tangki Anion Exchanger H-340

Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <25>	**Massa**	**x**	**Aliran <28>**	**Massa (Kg)**	**x**
Glukosa	1008,167	0,014873	Glukosa	1008,166847	0,014873
Maltosa	14,13704	0,000209	Maltosa	14,13704242	0,000209
HCl	0,188416	2,78E-06	Air	33843,49127	0,499293
Sorbitol	32031,1	0,472554	Sorbitol	32031,0966	0,472554
Maltitol	885,9935	0,013071	Maltitol	885,9934533	0,013071
Air	33843,4	0,49929	*Total*	67782,88521	1
Total	67782,98	1	**Aliran <27>**	**Massa (Kg)**	**x**
OH^- dari resin	0,087802	1	Cl^-	0,183146389	1
Total	**67783,06835**		**Total**	**67783,06835**	

IV. 15 EVAPORATOR (V-410 & V-420)

Fungsi : Untuk memekatkan larutan sorbitol 50% menjadi 70%



Gambar IV.15 Skema Evaporator V-410 & V-420

Tabel IV.21 Neraca Massa Evporator V-410 & V-420

Neraca Massa					
Masuk			**Keluar**		
Aliran <25>	**Massa**	**x**	**Aliran <29>**	**Massa (Kg)**	**x**
Glukosa	1008,167	0,014873	Glukosa	1008,166847	0,020793
Maltosa	14,13704	0,000209	Maltosa	14,13704242	0,000292
Air	33843,49	0,499293	Air	14545,45455	0,3
Sorbitol	32031,1	0,472554	Sorbitol	32031,0966	0,660641
Maltitol	885,9935	0,013071	Maltitol	885,9934533	0,018274
Total	67782,89	1	*Total*	48484,84848	1
			Aliran <30>	**Massa (Kg)**	**x**
			Air	19298,03672	1
Total	**67782,88521**		**Total**	**67782,88521**	

Tabel IV.22 Neraca Energi Evaporator V-410

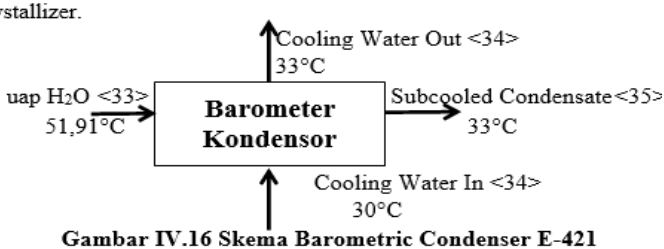
Neraca Energi Total			
Masuk	**kkal**	**Keluar**	**kkal**
H feed	24674,23406	HL 1	3476794,469
Q supply	9071185,087	H vapour 1	5346929,299
		Q loss	272135,5526
Total	**9095859,321**	**Total**	**9095859,321**

Tabel IV.23 Neraca Energi Evaporator V-420

Neraca Energi Total			
Masuk	**kkal**	**Keluar**	**kkal**
H feed	3476794,469	HL 2	920178
H vapour	4538099,515	H vapour 2	6958573
		Q loss	136143
Total	**8014893,984**	**Total**	**8014893,984**

IV. 16 BAROMETRIC CONDENSER (E-421)

Fungsi : Mengkondensasi uap air dan menjaga tekanan vacuum dari Vacuum Par
Crystallizer.



Gambar IV.16 Skema Barometric Condenser E-421

Tabel IV.24 Neraca Energi Barometric Condenser E-421

Neraca Energi Total

Masuk		Keluar	
Komponen	**H (kkal)**	**Komponen**	**H (kkal)**
Uap H_2O (33)		**Subcooled Condensat (35)**	
H_2O	6958573	H_2O	555311,511
Cooling Water In (34)		**Cooling Water Out (34)**	
H_2O	10672103	H_2O	17075364,57
Total	**17630676**	**Total**	**17630676,08**

BAB V
SPESIFIKASI ALAT

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam pabrik sorbitol dari tepung tapioka adalah sebagai berikut :

1. **Tangki Penampung Tepung Tapioka (F-111)**

Tabel V.1 Spesifikasi Tangki Penampung Tepung Tapioka (F-111)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 111
Fungsi	Menampung dan mengatur rate tepung tapioka yang akan masuk ke dalam screw conveyor
Tipe	Bin
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas flat dan bagian bawah konis
Bahan kontruksi	Carbon steel SA 283 grade C
Kapasitas	35501,370 kg/cycle
Jumlah	1 buah
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 30°C
Diameter dalam	107,6 in
Diameter luar	108 in
Tinggi silinder	216 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	33,35 m
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	249,5 m
Harga alat	$ 198.270

2. **Belt conveyor (J-112)**

Tabel V.2 Spesifikasi Belt conveyor (J-112)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J – 112

Fungsi	Untuk memindahkan dari penampung tepung menuju mixing tank
Tipe	Troughed Antifriction Idlers (on 20° idlers)
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 30°C
Panjang lintasan	196.8 in
Diameter	35 in
Kemiringan belt	20°
Lebar belt	14 in
Kecepatan normal conveying	200 ft / menit
Kecepatan maksimum	38.4 ton / jam
Power	1 hp
Jumlah	1 buah
Kapasitas	35501,37 kg/cycle
Cross section area of load	0.01 ft
Belt plies	3 buah
Ukuran lump maksimum	2 in
Harga Alat	$ 30.831

3. Bucket Elevator (J-113)

Tabel V.3 Spesifikasi Bukect Elevator (J-113)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J – 113
Fungsi	Untuk memindahkan tepung penampung dari penampung menuju bucket elevator
Tipe	Troughed Antifriction Idlers (on 20° idlers)
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 30°C

Panjang lintasan	393,7 in
Diameter	35 in
Kemiringan belt	20°
Lebar belt	14 in
Kecepatan normal conveying	200 ft / menit
Kecepatan maksimum	38.4 ton / jam
Power	1 hp
Jumlah	1 buah
Kapasitas	35501,37 kg/cycle
Cross section area of load	0.01 ft
Belt plies	3 buah
Ukuran lump maksimum	2 in
Harga Alat	$ 17.745

4. Tangki Penampung α-amilase (F-122)

Tabel V.4 Spesifikasi Tangki Penampung α-amilase (F-115)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 122
Fungsi	Menyimpan enzim α -amilase untuk proses pencampuran 6 cycle
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°
Bahan kontruksi	Carbon steel SA 304 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 30^oC
Diameter dalam	11,8 in
Diameter luar	12 in
Tinggi silinder	18 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	2,028 in

Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	18,748 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	40,776 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	4,549 kg/cycle
Harga Alat	$ 12.788

5. Tangki Penampung $CaCl_2$ (F-114)

Tabel V.5 Spesifikasi Tangki Penampung $CaCl_2$ (F-114)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 114
Fungsi	Menyimpan $CaCl_2$ untuk proses liquifikasi 7 cycle
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°
Bahan kontruksi	Carbon steel SA 304 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 30°C
Diameter dalam	19,8 in
Diameter luar	20 in
Tinggi silinder	30 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	3,38 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	31,246 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	66,626 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	20,893 kg/cycle
Harga Alat	$ 14.176

6. **Mixing Tank (F-110)**

Tabel V.6 Spesifikasi Mixing Tank (F-110)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	M – 110
Fungsi	Mencampur bahan baku untuk proses likuifikasi
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Bahan kontruksi	Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 30°C
Diameter dalam	119,8 in
Diameter luar	120 in
Tinggi silinder	180 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	20,27 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	20,27 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	222,56 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	15325,66 kg/cycle
Jenis pengaduk	Flat six blade turbine with disk
Jumlah baffle	4 buah
Power	64 hp
Harga Alat	$ 21.711

7. **Pompa Centrifugal (L-121)**

Tabel V.7 Spesifikasi Pompa Centifugal (L-211)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L – 121
Fungsi	Memompa liquid (campuran starch) dari mixing tank menuju jet cooker
Tipe	Centrifugal pump

Power motor	0,5 hp
Harga Alat	$ 3.965

8. Jet Cooker (E-120)

Tabel V.8 Spesfikasi Jet Cooker (E-120)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L – 120
Fungsi	Memanaskan substrat pati hingga tergelatinasi
Kondisi operasi	Tekanan 125.31 kPa dan suhu 105 ^oC
Diameter throatle	0,628 in
Kapasitas slurry	15325,66 kg/cycle
Kapasitas steam	3033,52 kg/hari
Panjang jet cooker	62,764 .in
Ukuran pipa masuk	
• OD	4.5 in
• ID	4.026 in
Harga Alat	$ 1.983

9. Reaktor Liquifikasi (R-130)

Tabel V.9 Spesifikasi Reaktor Liquifikasi (R-130)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R – 220
Fungsi	Mengkonversikan pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim a-amilase
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Bahan kontruksi	Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 90^oC
Diameter dalam	101,8 in
Diameter luar	102 in
Tinggi silinder	153 in
Tebal silinder	3/16 in

Tinggi tutup atas	17,238 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	17,238 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	211,532 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	15832,959 kg/cycle
Jenis pengaduk	Flat six blade turbine with disk
Jumlah baffle	4 buah
Power	5 hp
Harga Alat	$ 504.795

10. Tangki Penampung (F-132)

Tabel V.10 Spesifikasi Tangki Penampung (F-132)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 132
Fungsi	Menampung larutan dari reaktor liquifikasi
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas flat dan bagian bawah konis
Bahan kontruksi	Carbon steel SA 167 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 30°C
Diameter dalam	101.5 in
Diameter luar	102 in
Tinggi silinder	153 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup atas & bawah	17,238 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	189,476 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	16155 L/cycle
Harga Alat	$ 38.167

11. Reaktor Sakarifikasi (R-230)

Tabel V.11 Spesifikasi Reaktor Sakarifikasi (R-230)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R – 230
Fungsi	Mengubah larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa dengan penambahan enzim glukoamilase
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Bahan kontruksi	Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 60°C
Diameter dalam	101,625 in
Diameter luar	102 in
Tinggi silinder	153 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	17,238 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	17,238 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	189,476 in
Jumlah	6 buah
Kapasitas	16163,8 L/cycle
Jenis pengaduk	Flat six blade turbine with disk
Jumlah baffle	4 buah
Power	5 hp
Harga Alat	$ 995.315

12. Tangki Penampung Glukoamilase (F-231)

Tabel V.12 Spesifikasi Tangki Penampung Glukoamilase (F-231)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan larutan garam hasil separasi di clarifier dengan aliran masuk overflow		
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,748	psig
OD Tangki	=	4,877	m
ID Tangki	=	4,677	m
Ls Tangki	=	7,016	m
Lh Atas Tangki	=	1,080	m
Lh Bawah Tangki	=	1,080	m
L Total	=	9,176	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,037	m
A Nozzle-1	=	0,015	m^2

13. Tangki Penampung HCl (F-232)

Tabel V.13 Spesifikasi Tangki Penampung HCl (F-232)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 232
Fungsi	Menyimpan larutan HCl untuk Proses Sakarifikasi untuk 5 cycle
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°
Bahan kontruksi	Carbon steel SA 304 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 30°C
Diameter dalam	21,8 in
Diameter luar	22 in
Tinggi silinder	33 in
Tebal silinder	3/16 in
Tutup atas	3,718 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	34,371 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	71,1 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	36,71 kg /cycle
Harga Alat	$ 34.598

14. Tangki Penampung (F-233)

Tabel V.14 Spesifikasi Tangki Penampung (F-233)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 233
Fungsi	Menampung dan mengatur rate starch dari reaktor sakarifikasi ke rotary vacuum filtert
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas flat dan bagian bawah konis

Bahan kontruksi	Carbon steel SA 283 grade C
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 30°C
Diameter dalam	94,5 in
Diameter luar	96 in
Tinggi silinder	144 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup atas & bawah	16,224 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	178,448 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	93347,89 L/jam
Harga Alat	$ 54.623

15. Pompa Centirfugal (L-241)

Tabel V.15 Spesifikasi Pompa Centirfugal (L-241)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L – 241
Fungsi	Memompa liquid dari tangki penampung menuju rotary vacuum filter
Tipe	Centrifugal pump
Power motor	2,5 hp
Harga Alat	$ 3.965

16. Rotary Vacuum Drum Filter (H-240)

Tabel V.16 Spesifikasi Rotary Vacuum Drum Filter (H-240)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H – 240
Fungsi	Memisahkan serat-serat yang terikut dalam larutan gula

Tipe	Rotary drum vacuum filter
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan suhu 75 ^oC
Kapasitas	4383,4 kg/jam
Bahan • Drum • Filter	 Stainless steel SA-167 type 304 grade C Kanvas
Luas	3,616 m^2
Jumlah	1 buah
Harga Alat	$ 316.935

17. Pompa Centrifugal (L-251)

Tabel V.17 Spesifikasi Pompa Centrifugal (L-251)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L – 251
Fungsi	Memompa liquid dari rotary vacuum filter menuju evaporator
Tipe	Centrifugal pump
Power motor	0.5 hp
Harga Alat	$ 3.965

18. Evaporator (V-250)

Tabel V.18 Spesifikasi Evaporator (V-250)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	V – 250
Fungsi	Memekatkan kadar larutan dekstrosa keluar dari reaktor menjadi 50%
Tipe	Vertical Short Tube Evaporator
Bahan kontruksi	Carbon steel SA 283 grade C
Kondisi operasi	Tekanan 80 kPa dan suhu 93.42 ^oC
Kapasitas uap	118253 kg/jam
Diameter dalam	90,84 in

Diameter luar	92,339 in
Tinggi silinder	168 in
Tebal silinder	3/4 in
Tebal tutup atas	1 in
Tinggi tutup bawah	3/4 in
Tebal tutup bawah	1 in
Jumlah	1 buah
Ukuran tube	
Panjang	48 in
OD, BWG, pitch	1.5 in, 15 BWG, 1 7/8 triangular
Tebal	0.065 in
Jumlah	247 buah
Harga Alat	$ 66.123

19. Barometric Condenser (E-262)

Table V.19 Spesifikasi Barometric Condenser (E-262)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E – 262
Fungsi	Menjaga kondisi vakum dan mengembunkan vapor dari evaporator
Bahan	Carbon steel SA 283 grade C
Diameter	23,44 in
Tinggi kolom	256,48 in
Jumlah	1 buah
Harga Alat	$ 1.190

20. Jet Ejector (G-253)

Tabel V.20 Spesifikasi Jet Ejector (G-263)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G – 263

Fungsi	Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condenser
Material	Carbon Steel SA 283 grade C
Jumlah	1 buah
Tipe	Single stage jet
Panjang	2 in
Kebutuhan steam	106,14 kg/jam
Harga Alat	$ 1.487

21. Tangki Penampung (F-264)

Tabel V.21 Spesifikasi Tangki Penampung (F-254)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 254
Fungsi	Menampung dan mengatur rate larutan dari evaporator ke reaktor hidrogenasi
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas flat dan bagian bawah konis
Bahan kontruksi	Carbon steel SA 283 grade C
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan suhu 91 ^{o}C
Diameter dalam	53.625 in
Diameter luar	54 in
Tinggi silinder	234 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	9,126 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	9,126 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	101,152 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	2336,715 kg/jam
Harga Alat	$ 10.112

22. Pompa Centrifugal (L-331)

Tabel V.22 Spesifikasi Pompa Centrifugal (L-331)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L – 331
Fungsi	Memompa starch dari tangki penampung menuju reaktor hidrogenasi
Tipe	Centrifugal pump
Power motor	0,087 hp
Harga Alat	$ 3.965

23. Reaktor Hidrogenasi (R-310)

Tabel V.23 Spesifikasi Reaktor Hidrogenasi (R-310)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R – 310
Fungsi	Untuk mereaksikan dekstrosa menjadi sorbitol dengan penambahan H_2 dan katalis Raney Nickel
Tipe	Autoclave
Bahan kontruksi	Stainlees steel SA 304 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 70 atm dan suhu 130 ^oC
Diameter luar	40 in
Tinggi silinder	60 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	6,76 in
Tebal tutup atas	7.830 in
Tinggi tutup bawah	6,76 in
Tebal tutup bawah	20.28 in
Tinggi total	222.560 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	7153,062 L/cycle
Jenis pengaduk	Flat six blade turbin with disk
Jumlah baffle	4 buah
Power	2,5 hp

Harga Alat	$ 167.538

24. Tangki Penampung Raney Nickel (F-312)

Tabel V.24 Spesifikasi Tangki Penampung Raney Nickel (F-312)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 312
Fungsi	Menyimpan katalis untuk 24 cycle
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°
Bahan kontruksi	Stainless steel SA 304 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan suhu 30°C
Diameter dalam	21.625 in
Diameter luar	22 in
Tinggi silinder	33 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	3,718 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	34,371 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	71,1 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	42,988 kg/cycle
Harga Alat	$ 12.590

25. Tangki Pendingin (F-314)

Tangki V.25 Spesifikasi Tangki Pendingin (F-314)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 265
Fungsi	Mendinginkan larutan sorbitol sebelum masuk ke tangki karbonasi
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Bahan kontruksi	Stainless steel SA 304 grade 3
Diameter dalam	53.625 in
Diameter luar	54 in
Tinggi silinder	81 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	9,126 in
Tebal tutup atas	3/16
Tinggi tutup bawah	9,126 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	101,25 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	2384,354 L/cycle
Jenis pengaduk	Flat six blade turbine with disk
Jumlah buffle	4 buah
Power pengaduk	3 hp
Koil pendingin	
Banyak lilitan	72 lilitan
Diameter lilitan	4,219 ft
Tinggi koil	9,476 ft
Uc	54,887 Btu/hr.ft^2.F
Ud	43,068 Btu/hr.ft2.F
Harga Alat	$ 55.615

26. Pompa Centrifugal (L-321)

Tabel V.26 Spesifikasi Pompa Centrifugal (L-321)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L – 321
Fungsi	Memompa larutan sorbitol dari tangki pendingin ke tangki karbonasi
Tipe	Centrifugal pump
Power motor	1,5 kW
Harga Alat	$ 3.965

27. Tangki Karbonasi (M-320)

Tabel V.27 Spesifikasi Tangki Karbonasi (M-320)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	M – 320
Fungsi	Menyerap warna yang ditimbulkan selama proses hidrogenasi dan proses-proses sebelumnya dengan penambahan karbon aktif
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Bahan kontruksi	Stainless steel SA 304 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan suhu 85°C
Diameter luar	54 in
Tinggi silinder	81 in
Tebal silinder	2.0153 in
Tinggi tutup atas	13,182 in
Tebal tutup atas	3,592 in
Tinggi tutup bawah	13,182 in
Tebal tutup bawah	3,592 in
Tinggi total	101,252 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	2387,849 L/jam
Jenis pengaduk	Flat six blade turbine with disk
Jumlah buffle	4 buah
Power pengaduk	3 hp
Harga Alat	$ 6.774

28. Tangki Penampung Karbon Aktif (F-322)

Tabel V.28 Spesifikasi Tangki Penampung Karbon Aktif (F-322)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 322
Fungsi	Menyimpan karbon aktif untuk 24 cycle

Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Bahan kontruksi	Stainless steel SA 304 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan suhu 30ºC
Diameter dalam	11.625 in
Diameter luar	12 in
Tinggi silinder	18 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	2,05 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	2,05 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	38,77 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	2,696 kg/cycle

29. Pompa Centrifugal (L-331)

Tabel V.29 Spesifikasi Pompa Centrifugal (L-331)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L – 331
Fungsi	Memompa larutan sorbitol dari tangki kabonasi menuju filetr press
Tipe	Centrifugal pump
Power motor	0.1 hp
Harga Alat	$ 3.965

30. Filter Press (H-330)

Tabel V.30 Spesifikasi Filter Press (H-330)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L – 321
Fungsi	Memisahkan impuritis dari tangki karbonasi
Tipe	Horizontal plate and frame filter press
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan suhu 85ºC

Kapasitas	8667,8 kg/jam
Luas filter	5 m^2
Tebal plate dan frame	1.25 in
Jumlah plate	5 buah
Jumlah frame	6 buah
Ukuran frame	36 in x 36 in
Waktu total per siklus	1.32 jam
Jumlah	2 buah
Harga Alat	$ 21.810

31. Tangki Penampung (F-332)

Tabel V.31 Spesifikasi Tangki Penampung (F-332)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 322
Fungsi	Menampung dan mengatur rate larutan dari filter press ke kation exchanger
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Bahan kontruksi	Stainless steel SA 304 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan suhu 85°C
Diameter dalam	53.625 in
Diameter luar	54 in
Tinggi silinder	81 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	9,126 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	9,126 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	99,25 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	2492,73 L/cycle
Harga Alat	$ 139.086

32. **Pompa Centrifugal (L-341)**

Tabel V.32 Spesifikasi Pompa Centrifugal (L-341)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L – 341
Fungsi	Memompa larutan sorbitol dari tangki penampung menuju kation exchanger
Tipe	Centrifugal pump
Power motor	0.1 hp
Harga Alat	$ 3.965

33. **Kation Exchanger (H-340)**

Tabel V.33 Spesifikasi Kation Exchanger (H-340)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 340
Fungsi	Menghilangkan kation-kation pengotor
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Bahan kontruksi	Stainless steel SA 304 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan suhu 85°C
Resin yag digunakan	Sulfonated phenolic resin
Diameter dalam	29,625 in
Diameter luar	30 in
Tinggi silinder	45 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	5,070 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	5,070 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	1.401 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	2825,21 kg/jam
Spesifikasi Bed	

Luas penampang	4,474 ft^2
Tinggi bed	1 ft
Diameter	2,387 ft
Harga Alat	$ 7.336

34. Anion Exchanger (H-341)

Tabel V.34 Spesifikasi Anion Exchanger (H-341)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 341
Fungsi	Menghilangkan anion-anion pengotor
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Bahan kontruksi	Stainless steel SA 304 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan suhu 85^oC
Resin yag digunakan	Anion basa kuat
Diameter dalam	29,625 in
Diameter luar	30 in
Tinggi silinder	45 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	5,07 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	5,07 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	1.401 m
Jumlah	1 buah
Kapasitas	2824,294 kg/jam
Spesifikasi Bed	
Luas penampang	4,291 ft^2
Tinggi bed	1 ft
Diameter	2,33 ft
Harga Alat	$ 6.444

35. **Pompa Centrifugal (L-411)**

Tabel V.35 Spesifikasi Pompa Centrifugal (L-411)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L – 411
Fungsi	Memompa larutan sorbitol dari anion exchanger menuju evaporator
Tipe	Centrifugal pump
Laju Alir	2824,3 kg/jam
Power motor	0,5 hp
Harga Alat	$ 3.965

36. **Evaporator Effect I (V-410)**

Tabel V.36 Spesifikasi Evaporator Effect I (V-410)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	V – 410
Fungsi	Memekatkan kadar larutan sorbitol dari 50% menjadi 70%
Tipe	Vertical Short Tube Evaporator
Bahan kontruksi	Carbon steel SA 283 grade C
Kondisi operasi	Tekanan 90 kPa dan suhu 85°C
Ukuran shell	
Diameter	4 ft
Tinggi	12 ft
Tebal shell	1 in
Tebal tutup bawah	½ in
Ukuran tube	
Ukuran	2 in sch 40 standart IPS
Panjang	5 ft
OD	2.375 in
ID	2.067 in
Tebal	0.065 in
Jumlah Tube	761 buah
Harga Alat	$ 66.123

37. Evaporator Effect II (V-420)

Tabel V.37 Spesifikasi Evaporator Effect II (V-420)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	V – 420
Fungsi	Memekatkan kadar larutan sorbitol dari 50% menjadi 70%
Tipe	Vertical Short Tube Evaporator
Bahan kontruksi	Carbon steel SA 283 grade C
Kondisi operasi	Tekanan 80 kPa dan suhu 85°C
Ukuran shell	
Diameter	4 ft
Tinggi	12 ft
Tebal shell	1 in
Tebal tutup bawah	½ in
Ukuran tube	
Ukuran	2 in sch 40 standart IPS
Panjang	5 ft
OD	2.375 in
ID	2.067 in
Tebal	0.065 in
Jumlah Tube	569 buah
Harga Alat	$ 61.153

38. Barometric Condenser (E-421)

Tabel V.38 Spesifikasi Barometric Condenser (E-421)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E – 421
Fungsi	Menjaga kondisi vakum dan mengembunkan vapor dari evaporator
Bahan	Carbon steel SA 283 grade C
Diameter	1.953 ft
Tinggi kolom	6.374 ft
Luas penampang	1,366 ft^2
Jumlah	1 buah

Harga Alat	$ 1.190

39. Vacuum Ejector (G-422)

Tabel V.39 Spesifikasi Vacuum Ejector (G-422)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 422
Fungsi	Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada barometric condenser
Tipe	Single stage jet
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas flat dan bagian bawah konis
Bahan kontruksi	Carbon steel SA 283 grade C
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 30ºC
Harga Alat	$ 1.487

40. Tangki Penampung Sorbitol (F-423)

Tabel V.40 Spesifikasi Tangki Penampung Sorbitol (F-423)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 423
Fungsi	Menampung sorbitol
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas flat dan bagian bawah konis
Bahan kontruksi	Carbon steel SA 283 grade C
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 30ºC
Diameter dalam	59.625in
Diameter luar	60 in
Tinggi silinder	90 in
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi tutup atas	10.14 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah	10.140 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	110.3 in

Jumlah	1 buah
Kapasitas	3110,34 L/cycle
Harga Alat	$ 50.757

41. Tangki Penampung (F-323)

Tabel V.41 Spesifikasi Tangki Penampung (F-233)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F – 323
Fungsi	Menampung dan mengatur rate larutan dari anion exchanger ke evaporator
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas flat dan bagian bawah konis
Bahan kontruksi	Stainless steel SA 304 grade 3
Kondisi operasi	Tekanan 1 atm dan temperature 85°C
Diameter dalam	53.625 in
Diameter luar	54 in
Tinggi silinder	84 in
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup atas	3/16 in
Tinggi tutup bawah & atas	9.196 in
Tebal tutup bawah	3/16 in
Tinggi total	102,25 in
Jumlah	1 buah
Kapasitas	2362,51 L/cycle
Harga Alat	$ 18.935

BAB VI
ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi menjadi salah satu parameter kelayakan apakah pabrik layak didiriakn atau tidak, selain ditinjau dari aspek lingkungan, teknis, dan *safety*. Untuk melakukan analisa ekonomi, diperlukan perhitungan beberapa parameter yaitu : Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return* / IRR), ROI (*Return on Investment*), POT (*Pay Out Time*), dan BEP (*Break Even Point*). Keberlanjutan suatu pabrik juga bergantung pada sistem managemen dan utilitas. Managemen perusahaan meliputi pengaturan kegiatan operasional secara sistematis dan pengalokasian tugas individu guna mencapai tujuan perusahaan secara efektif dan efisien. Sedangkan, utilitas berfungsi menunjang kegiatan operasi dalam memasok kebutuhan-kebutuhan seperti listrik, *steam, cooling water, fuel gas system*, unit pembangkit uap, unit distribusi air pendingin, unit pengadaan air bersih, unit pembangkit udara bertekanan.

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.2 Bentuk Perusahaan

Bentuk badan perusahaan dalam pabrik Sorbitol ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut :

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksananya adalah dewan komisaris
3. Segala hal yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan, sehingga tanggung jawab pemegang saham terbatas.

4. Kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan karena kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan.

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan Pabrik Sorbitol dari tepung tapioka adalah garis dan staf dimana pelimpahan wewenangan berlangsung secara vertikal dan sepenuhnya dari puncak pimpinan ke kepala bagian serta bawahanya. Dasar pemilihan sistem ini adalah :

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus.
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah sehingga disiplin kerja lebih baik. Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktifitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
- Terdapat pembagian tugas yang jelas.
- Staffing dilaksanakan sesuai dengan prinsip *the right man on the right place*.

Terdapat dua komponen utama dalam organisasi garis dan staff, yaitu :

1. Pimpinan

Tugas pimpinan secara garis besar adalah :

a. Membuat rencana kerja yang terperinci dengan koordinasi para staff
b. Melakukan pengawasan pelaksanaan kerja dari berbagai bagian dalam pabrik
c. Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan di tiap-tiap bagian dan memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan
d. Melaporkan kepada direksi tentang hal-hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik
e. Mewakili pabrik dalam perundingan dengan pihak lain

2. Staff (Pembantu Pimpinan)

- Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli yang membantu pimpinan dan yang menjalankan kebijaksanaan perusahaan.
- Staff merupakan suatu tim yang utuh dan saling membantu dan saling membutuhkan, setiap permasalahan yang ada dipecahkan secara bersama.

Macam – macam staff antara lain :

a. Staff koordinasi
   Biasanya disebut staff umum, yaitu kelompok staff yang membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, juga setiap saat memberikan nasehat kepada pimpinan baik diminta maupun tidak.

b. Staff Teknik
   Biasanya disebut staff khusus, yaitu kelompok staff yang memberikan pelayanan jasa kepada komponan pelaksana untuk melancarkan tugas parik

c. Staff Ahli
   a. Staff ini terdiri dari para ahli dalam bidang yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu direktur dalam penelitian

VI.1.3 Struktur Organisasi

Adapun pembagian kerja dari masing-masing jabatan dapat dijelaskan sebagai berikut:

1. DewanKomisaris
   Dewan Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian sehingga dapat diberhentikan sewaktu- waktu apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham persereoan tersebut. Tugas dewan komisaris meliputi:

- Mengawasi tindakan direktur agar tidak merugikan perseroan.
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/pengawasan mengenai hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberikan nasihat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

2. Direktur Utama

Direktur utama adalah pimpinan tertinggi yang memegang kepengurusan dalam perusahaan. Direktur utama juga menjadi penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Tugas direktur utama antara lain adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana- rencana perusahaab dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi perusahaan dan menetapkan pembagian kerja serta tanggung jawab bagian dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi dengan semua bagian.
- Memberikan instruksi kepada direktur bagian untuk melaksanakankan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan kepada dewan komisaris.
- Menentukan kebijakan keuangan. Selain tugas-tugas di atas, direktur utama juga secara sah berhak mewakili perusahaan di segala hal yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

3. DirekturProduksi

Direktur produksi berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku yang digunakan, serta produk

yang dihasilkan. Dalam hal ini, seorang direktur produksi dibantu oleh empat orang kepala bagian, yaitu kepala bagian proses, quality control, utilitas, dan maintenance. Tugas direktur produksi antara lain:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang produksi, konstruksi pabrik dan quality bahan baku serta produk yang dihasilkan agar maksimal.
- Mengadakan koordinasi dengan bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada kepala bagian untuk melaksanakan tugas masingmasing.
- Bertanggungjawab langsung kepada direktur utama.

4. Direktur Pemasaran

Direktur pemasaran berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini, direktur pemasaran dibantu oleh dua orang kepala bagian yang masing-masing menangani bidang promosi dan penjualan, dan membawahi beberapa karyawan di bidangnya. Tugas direktur pemasaran antara lain:

- Membantu direktur utama dalam pere\ncanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang pemasaran agar diperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi dengan bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada kepala bagian untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggungjawab langsung kepada direktur utama.

5. Direktur Keuangan

Direktur keuangan berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bidang pengelolaan dana dan kepala bidang pembukuan yang masing-masing membawahi karyawan di bidangnya. Tugas direktur keuangan antara lain:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang keuangan dan pembukuan perusahaan agar diperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi dengan bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada kepala bidang pengelolaan dana dan kepala bidang pembukuan untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggungjawab langsung kepada direktur utama.

6. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM)

   Direktur SDM berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh seorang kepala bagian kepegawaian yang membawahi beberapa karyawan di bidangnya. Tugas direktur SDM antara lain:

   - Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
   - Mengadakan koordinasi dengan bagian kepegawaian.
   - Memberikan instruksi kepada kepala bagian kepegawaian untuk mengadakan tugas masing-masing.
   - Bertanggungjawab langsung kepada direktur utama.

7. Sekretaris

   Sekretaris dalam suatu perusahaan merupakan posisi administratif sebagai asisten atau pendukung yang memiliki tugas rutin administratif serta tugas pribadi pimpinan/atasannya (Direktur Utama, Direktur Produksi, Direktur Pemasaran, Direktur Keuangan, Direktur SDM). Beberapa tugas sekretaris antara lain :

   - Menyiapkan agenda rapat pimpinan
   - Menerima telepon untuk pimpinan

- Membuat janji dengan klien
- Perwakilan meeting (relasi & notulensi)

8. Kepala Bagian Proses

   Kepala bagian proses berperan mengusahakan proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien sehingga dihasilkan produk dengan biaya produksi minimal, namun berkualitas dan harga jualnya mampu bersaing.

9. Kepala bagian Quality Control

   Kepala bagian quality control bertugas:
   - Mengontrol kualitas produk dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
   - Menganalisa bahan baku proses dan produk secara kimia maupun fisik.
   - Mengumpulkan fakta-fakta yang berkaitan dengan kualitas bahan baku dan produk kemudian mengevaluasinya.

10. Kepala Bagian Penjualan

    Kepala bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.

11. Kepala Bagian Pembukuan

    Kepala Bagian Pembukuan bertanggung jawab dengan segala bentuk pembukuan kegiatan yang telah dilakukan dan merencanakan kegiatan yang akan dilakukan

12. Kepala Bagian Pengelolaan Dana

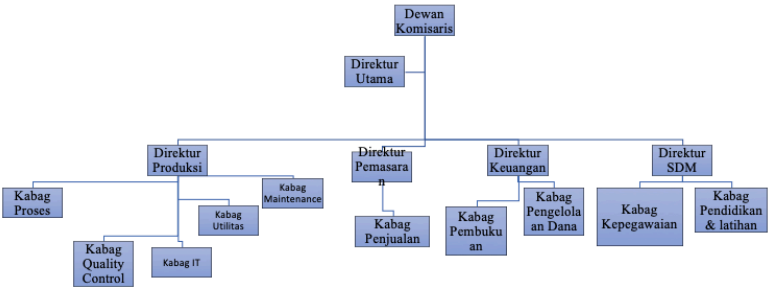
    Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian.

13. Kepala Bagian Kepegawaian

Kepala Bagian Kepegawaian bertugas mengurusi kesejahteraan karyawa meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.

14. Kepala Bagian Pendidikan dan Pelatihan

Kepala Bagian Pendidikan dan Pelatihan tugasnya mengurusi penelitian dan pelatihan terhadapa karyawan meupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.



Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Pabrik Sorbitol ini direncanakan memiliki kapasitas 16000 ton per tahun atau sama dengan 48,484 ton per hari. Berdasarkan kapasitas tersebut dan jenis proses yang terjadi di pabrik, maka pabrik ini memerlukan tenaga kerja sebanyak 60 tenaga kerja per hari untuk. Pabrik ini secara garis besar memiliki empat tahapan utama, yakni Preparation Unit, Hidrogenation Catalytic Unit, dan Finishing Unit. Sehingga bila dikalikan dengan tahapan proses yang ada, maka dalam satu hari pabrik ini membutuhkan 60 tenaga kerja.

(Timmerhauss, 1991)

VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan

Sistem pengupahan kayawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan dan besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya serta keahlian dan masa kerja. Menurut statusnya, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut :

1. Karyawan Tetap
   Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, kehlian dan masa kerja
2. Karyawan Harian
   Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap hari akhir pekan
3. Pekerja Borongan
   Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya tenaga shut down, bongkar muat bahan baku. Pokerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

Tabel VI.1 Perincian Jumlah dan Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Ijazah	Gaji/Bulan (Rp.)	Jumlah	Total/Bulan (Rp.)
1	Dewan Komisaris	S2	Rp27.000.000	3	Rp 81.000.000
2	Direktur Utama	S1	Rp60.000.000	1	Rp 56.000.000
3	Direktur Produksi	S1	Rp54.000.000	1	Rp 54.000.000
4	Direktur Pemasaran	S1	Rp54.000.000	1	Rp 54.000.000
5	Direktur Keuangan	S1	Rp54.000.000	1	Rp 54.000.000
6	Direktur SDM	S1	Rp54.000.000	1	Rp 54.000.000
7	Sekretaris	D3	Rp 5.000.000	5	Rp 25.000.000

8	Kepala Bagian				
	a. Proses	S1	Rp20.000.000	1	Rp 20.000.000
	b. Quality Control	S1	Rp20.000.000	1	Rp 20.000.000
	c. IT	S1	Rp20.000.000	1	Rp 20.000.000
	d. Promosi	S1	Rp20.000.000	1	Rp 20.000.000
	e. Penjualan	S1	Rp20.000.000	1	Rp 20.000.000
	f. Pembukuan	S1	Rp20.000.000	1	Rp 20.000.000
	g. Pengelolaan Dana	S1	Rp20.000.000	1	Rp 20.000.000
	h. Kepegawaian	S1	Rp20.000.000	1	Rp 20.000.000
	i. Utilias	S1	Rp20.000.000	1	Rp 20.000.000
	j. Maintenance	S1	Rp20.000.000	1	Rp 20.000.000
9	Dokter	S1	Rp 5.000.000	1	Rp 5.000.000
10	Perawat	D3	Rp 4.000.000	3	Rp 12.000.000
11	Karyawan				
	a. Proses	S1	Rp 8.500.000	30	Rp 255.000.000
		D3	Rp5.000.000	30	Rp150.000.000
	b. Quality Control	S1	Rp8.500.000	15	Rp127.500.000
		D3	Rp5.500.000	30	Rp165.000.000
	c. IT	S1	Rp8.500.000	3	Rp 25.500.000
	d. Promosi	S1	Rp8.500.000	3	Rp 25.500.000
	e. Penjualan	S1	Rp8.500.000	5	Rp 42.500.000
	f. Pembukuan	S1	Rp8.500.000	2	Rp 17.000.000
	g Pengelolaan Dana	S1	Rp8.500.000	3	Rp 25.500.000
	h. Kepegawaian	S1	Rp8.500.000	6	Rp 51.000.000
	i. Utilitas	S1	Rp8.500.000	10	Rp 85.000.000

		D3	Rp5.500.000	25	Rp137.500.000
	j. Maintenance	D3	Rp5.500.000	25	Rp137.500.000
	k. Keamanan	D3	Rp3.500.000	20	Rp 70.000.000
12	Sopir	SMA	Rp3.200.000	6	Rp 19.200.000
13	*Cleaning Service*	SMA	Rp3.200.000	6	Rp 19.200.000
Total				**246**	**Rp1.951.900.000**

Waktu kerja untuk pabrik *High Fructose Syrup* (HFS) dibagi dalam 3 shift, yaitu shift pagi, siang, dan malam yang diperuntukkan bagi pegawai di bagian keamanan dan karyawan produksi (supervisor, mandor dan operator), di mana produksi berjalan 24 jam. Dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

Tabel VI.2 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Shift	**Jam Kerja**
Shift pagi	08.00 – 16.00
Shift siang	16.00 – 00.00
Shift malam	00.00 – 08.00

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu proses industri, baik dalam proses utama maupun proses-proses penunjang yang berlangsung di dalam suatu pabrik. Sarana utilitas pada Pabrik Natrium Hidroksida meliputi :

1. Air, yang berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin (cooling water), air umpan boiler, dan air proses untuk pelarutan
2. Steam, yang berfungsi untuk keperluan pemanas (Heater) dalam proses
3. Listrik, yang berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan

4. Pengolahan limbah, yang berfungsi untuk mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan lingkungan sekitar pabrik

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas di lingkungan pabrik sebagaimana tersebut, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu:

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai, dimana sebelum digunakan air sungai perlu diolah lebih dulu agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik ini digunakan untuk kepentingan :

- Air sanitasi

  Untuk unit penghasil air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra sedimentasi, bak koagulasi, dan flokulasi, tangki tawas, tangki $Ca(OH)_2$, bak pengendap, bak penampung, pompa sand filter, tangki sand filter, bak penampung air bersih, penampung air sanitasi, tangki desinfektan, dan pompa air untuk sanitasi.
- Air proses meliputi air proses, air pendingin, dan air umpan boiler

Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi pompa air boiler, bak pendingin, kation-anion exchanger.

VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari boiler. Kebutuhan steam digunakan sebagai pemanas di evaporator, reactor isomerase dan heater. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit steam yaitu boiler.

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik *High Fructose Syrup* (HFS) ini diambil dari PLN dan generator segabai penghasil tebaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut :

- Untuk proses produksi diambil dari PLN dan generator jika sewaktu-waktu ada gangguan listrik dari PLN.
- Untuk panerangan pabrik dan kantor, diambil dari PLN.

VI.2.4 Unit Air Pendingin

Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas adalah karena faktor berikut :

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relative murah
- Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

- Hardness: yang memberikan efek pada pembentukan kerak
- Besi : penyebab korosi
- Silica : penyebab kerak
- Minyak : dapat meyebabkan turunnya heat transfer

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur, dan korosi

V1.3 Analisa Ekonomi

Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik HFS adalah :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*).
2. Waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*).
3. Titik impas (*Break Event Point*).

Untuk menentukan faktor-faktor di atas terlebih dahulu perlu diketahui :

1) Penaksiran Modal Investasi Total (*Total capital investment,* TCI)
2) Penaksiran Modal Investasi Total (*Total production cost,* TPC)

VI.3.1. Modal Investasi Total (*Total capital investment,* TCI)

Total capital investment diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik mulai dari awal sampai pabrik selesai dibangun dan siap beroperasi.

Total capital investment dibagi atas dua bagian, yaitu :

1. *Fixed Capital Investment* (FCI), yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik. Meliputi pembelian peralatan, pemasangan alat dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat beroperasi.
2. *Working Capital Investment* (WCI), yaitu modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu.

   Karena keterbatasan data yang dibutuhkan untuk membuat analisa ekonomi secara terinci (*detail estimation)*, maka dalam perancangan ini digunakan metode *study estimate,* yaitu metode dimana semua investasi pabrik dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik.

VI.3.2. Modal Investasi Total (*Total production cost,* TPC)

Total production cost (total biaya produksi) terdiri dari :

1. ***Manufacturing Cost* (Biaya Produksi)**

   Manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik yang berhubungan dengan operasi produksi dan peralatan proses yang terdiri dari :

   a. *Direct Production Cost* (biaya produksi langsung), yaitu meliputi biaya transportasi bahan baku, upah buruh, biaya supervisi langsung, perawatan dan perbaikan, power, utilitas dan *royalties*.
   b. *Fixed Charges* (biaya tetap), yaitu biaya yang tetap dari tahun ke tahun dan tidak berubah dengan adanya perubahan laju produksi. Biaya tersebut adalah meliputi pajak, depresiasi, asuransi dan bunga bank.
   c. *Plant Overhead Cost* (biaya tambahan pabrik), terdiri dari pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan, perawatan pabrik secara umum, keamanan sosial, asuransi

jiwa, pengepakan, fasilitas rekreasi, laboratorium dan fasilitas penyimpanan.

2. ***General Expenses* (Biaya Umum)**

Yaitu biaya-biaya umum yang dikeluarkan untuk menunjang operasi pabrik, yang meliputi biaya administrasi, biaya pemasaran dan distribusi, biaya penelitian dan pengembangan (*research* dan *development*) serta pajak pendapatan.

VI.3.3. Analisa *Profitability*

Dalam analisa ini digunakan beberapa asumsi, yaitu umur pabrik 10 tahun dengan kapasitas produksi masing-masing adalah :

1. Tahun pertama 60%,
2. Tahun kedua 80%,
3. Tahun ketiga sampai ke sepuluh 100%,
4. Pajak pendapatan 30% dari laba kotor.

a. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return,* IRR)

Internal Rate of Return berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup jumlah pengeluaran modal.

b. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Pay out time merupakan waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal suatu pabrik.

c. Titik Impas (*Break Event Point,* BEP)

Break event point merupakan kondisi dimana pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi atau disebut titik impas.

d. *Cash Flow*

Pembuatan *cash flow* dimaksudkan untuk mengetahui berapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanam.

Hasil-hasil perhitungan analisa ekonomi yang diperoleh adalah sebagai berikut :

1. Total modal investasi : Rp 355.050.436.527
2. Total biaya produksi : Rp 120.305.539.503
3. Hasil penjualan per tahun : Rp 319.999.999.968
4. *Internal Rate of Return* sebesar : 42,1%
5. *Pay out time* selama : 2,3686 tahun
6. *Break even point* sebesar : 22,19%

BAB VII
KESIMPULAN

Dari uraian proses Pabrik Sorbitol dari Tepung Tapioka dengan Hidrogenasi Katalitik dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Kapasitas Pabrik Sorbitol dari Tepung Tapioka dengan Hidrogenasi Katalitik adalah 16000 ton/tahun.
2. Bahan baku yang digunakan adalah tepung tapioka dengan kebutuhan tepung tapioka sebesar 11715,452 ton/tahun.
3. Lokasi pendirian Pabrik sorbitol dari tepung tapioka dengan hidrogenasi katalitik direncanakan di Kabupaten Pati, Jawa Tengah dengan pertimbangan dekat dengan pabrik bahan baku sirup glukosa PT. Surya Kencana Pati, Karawang, Jawa Barat, ketersediaan sumber air (Sungai Juwana dan PDAM), dekat dengan konsumen dan ketersediaan power (PLN).
4. Proses pembuatan sorbitol dari tepung tapioka dengan hidrogenasi katalitik ada empat tahapan, yaitu :
   - Tahap Liquifikasi
   - Tahap Proses Utama :
     1. Dekstrinasi
     2. Sakarifikasi
     3. Hidrogenasi
   - Tahap Proses Pemurnian
     1. Karbonisasi
     2. Filtrasi
     3. Ion Exchanger
   - Tahap Finishing
5. Untuk dapat mendirikan pabrik sorbitol dari tepung tapioka dengan hidrogenasi katalitik berkapasitas 16000 ton/tahun diperlukan:
   - Total modal investasi sebesar Rp. 355.050.436.527
   - Total biaya produksi Rp. 120.305.539.503
   - Hasil penjualan per tahun Rp.319.999.999.968

Dengan estimasi umur pabrik 10 tahun dan waktu pengembalian pinjaman selama 10 tahun, dapat diketahui *internal rate of return* (IRR) sebesar 42,1%, pay out time (POT) 2,3686 tahun dan break event point (BEP)sebesar 22,19%.

BIOGRAFI PENULIS

Penulis yang bernama Fakhrur Risya lahir di Kabupaten Semarang, 25 Nopember 1998. Penulis telah menempuh pendidikan formal mulai dari SDN 1 Ungaran, SMPN 1 Ungaran, SMAN 1 Salatiga, hingga akhirnya S-1 Teknik Kimia FTIRS-ITS angkatan 2016.

Pada tahun terakhir studi tahap sarjana, di Laboratorium Teknologi Biokimia, penulis menyelesaikan tugas akhir "*Pra Desain Pabrik Sorbitol dari Tepung Tapioka dengan Hidrogenasi Katalitik"* di bawah bimbingan bapak Prof. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng.

,

BIOGRAFI PENULIS

Penulis yang bernama Nada Mustika Maisarah lahir di Medan, 13 Maret 1999. Penulis telah menempuh studi formal dimulai dari SDN Kertajaya (Puja) Surabaya, SMPN 12 Surabaya, SMA Muhammadiyah 2 Surabaya, dan S-1 Teknik Kimia FTIRS-ITS angkatan 2016. Pada tahun terakhir studi tahap sarjana, di Laboratorium Teknologi Biokimia, penulis menyelesaikan tugas akhir "*Pra Desain Pabrik Sorbitol dari Tepung Tapioka dengan Hidrogenasi Katalitik"* di bawah bimbingan bapak Prof. Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng.