

**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA**



**PRA DESAIN PABRIK  
*HIGH FRUCTOSE SYRUP (HFS55) DARI TEPUNG  
TAPIOKA***

**Disusun Oleh :**

<b><u>Angga Surya Riswanto</u></b>	<b><u>Rommy Akbar Hidayatullah</u></b>
<b>NRP. 0221154000081</b>	<b>NRP. 0221154000094</b>

**Pembimbing:**

**Donny Satria Bhuana, S.T., M.Eng.**  
**NIP. 19810303 200604 1 002**

**Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA.**  
**NIP.19610802 198601 1 001**

**LABORATORIUM PROSES KIMIA  
SURABAYA  
2019**

# LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

## **“PRA-DESAIN PABRIK HIGH FRUCTOSE SYRUP 55 (HFS-55) DARI TEPUNG TAPIOKA”**

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

**Rommy Akbar Hidayatullah NRP. 0221154000094**

**Angga Surya Riswanto NRP. 0221154000081**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng. ....

2. Dr. Lailatul Qadariyah, S.T., M.T. ....

3. Rizky Tetrisyanda., S.T., M.T. ....

Surabaya, 4 Februari 2019


Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II

  
**Donny Satria Bhuana, S.T., M.Eng**  
NIP. 1981 03 03 2006 04 1002

  
**Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA**  
NIP. 1961 08 04 1974 01 1001

Mengetahui  
Ka.Lab Proses Kimia

  
**Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA**  
NIP. 1961 08 04 1974 01 1001



## RINGKASAN

Fruktosa merupakan monosakarida, terdiri atas 6 atom karbon (heksosa) yang merupakan isomer glukosa ( $C_6H_{12}O_6$ ) dan mengandung gugus karbonil sebagai keton. Pada umumnya fruktosa diperoleh melalui pemecahan sukrosa, namun seiring dengan berkembangnya zaman fruktosa juga diperoleh melalui proses isomerisasi glukosa. Pemanfaatan fruktosa sebagai pemanis dalam industri makanan berupa *High Fructose Syrup (HFS)*. Latar belakang pendirian pabrik sirup fruktosa adalah perkembangan industri di Indonesia yang berbasis pangan. *High Fructose Syrup* adalah bahan penunjang dalam industri makanan dan minuman yang umum digunakan sebagai pemanis yang pada kenyataannya belum dapat terpenuhi kebutuhannya oleh produksi dalam negeri. Salah satu sumber pati yang dapat digunakan sebagai bahan baku HFS adalah tepung tapioka.

Lokasi pendirian pabrik HFS direncanakan di Kabupaten Banjarnegara, Jawa Tengah. Penentuan lokasi pendirian pabrik ini didasarkan pada beberapa alasan, yaitu dengan keberadaan bahan baku, ketersediaan utilitas serta dekat dengan konsumen.

Proses pembuatan high fructose syrup-55 dari tepung tapioka dibagi menjadi beberapa unit proses. Pertama unit mixing, unit hidrolisis yang terdiri dari unit likuifikasi dan unit sakarifikasi, unit dekolonisasi dan purifikasi I, unit isomerisasi, unit dekolonisasi & purifikasi II dan unit *enriching*. Proses likuifikasi berlangsung di dalam sebuah *batch reactor* berpengaduk (R-140) dan berlangsung selama kurang lebih 3 jam pada suhu operasi  $95^{\circ}C$ . Proses likuifikasi dimulai dengan tahap pre-likuifikasi, yaitu proses pencampuran slurry 35% *Dextrose sugar* (DS) dengan  $Ca(Cl)_2$  sebagai *protector* bagi enzim terhadap suhu panas di tangki pencampur. Proses likuifikasi ini dilakukan selama 3 jam dan menghasilkan DE 16 atau dekstrin 16%. Enzim akan memecah pati yang merupakan polisakarida menjadi dekstrin yang tergolong oligosakarida. Dekstrin ini kemudian akan masuk ke proses sakarifikasi. Proses Sakarifikasi

berlangsung selama 72 jam pada suhu 60°C di dalam reaktor batch berpengaduk (R-220) dengan bantuan enzim *glucoamilase* (AMG) dan promozyme *pullanase* (PUN). Suhu operasi untuk proses sakarifikasi dijaga 60°C karena pati mengandung kompleks amilase lipid yang larut pada 100°C. Dekstrin selanjutnya akan diubah menjadi dekstrosa. Dekstrosa inilah yang akan mengalami proses isomerisasi dan membentuk fruktosa. Dari proses sakarifikasi dihasilkan sirup glukosa yang kemudian dilakukan filtrasi dengan *rotary vacuum filter* (H-240) untuk memisahkan filtrat dengan pengotor berupa protein, lemak, CaCl<sub>2</sub>, HCl, dan pati yang tidak bereaksi. Setelah itu dilanjutkan dengan proses purifikasi dengan ion exchange dan pengurangan kandungan air hingga kandungan *dry matter* menjadi 71%.

Sebelum masuk ke unit isomerisasi dan mengalami perubahan menjadi fruktosa, sirup dekstrosa hasil proses sakarifikasi akan terlebih dahulu masuk ke unit purifikasi untuk menghilangkan pati dan dekstrin yang tidak bereaksi, protein, lemak, dan pengotor lain. Pada unit purifikasi pertama ini, sirup dekstrosa akan mengalami tiga proses yaitu filtrasi, penukaran ion dan evaporasi. Proses filtrasi bertujuan untuk memisahkan padatan dari cairan sirup dekstrosa menggunakan *rotary vacuum filter*, suhu sebelum masuk ke RVF dinaikkan hingga 85°C dengan menggunakan heater untuk memudahkan proses penyaringan. Selanjutnya proses dekolorisasi dilakukan dalam *carbon mixing tank* (M-250) dan *filter press*. Proses pencampuran ini digunakan untuk menghilangkan warna (*decolorization*) dan rasa karena pengotor yang terbentuk selama proses produksi. Sirup yang telah bercampur dengan karbon aktif kemudian dipisahkan menggunakan *filter press*. Selanjutnya sirup dekstrosa akan mengalami proses demineralisasi.

Ada dua macam tangki dalam unit proses penukar ion, yaitu tangki penukar kation (D-270), dan tangki penukar anion (D-280). Penukaran ion adalah proses dimana ion-ion dari suatu larutan elektrolit diikat pada permukaan bahan padat sebagai pengganti ion-ion. Pada unit ini digunakan resin sebagai bahan

penukar ion. Tujuan dari pertukaran ion untuk menghilangkan ion-ion yang terlarut, menghilangkan abu, protein, dan warna dalam larutan dekstrosa. Dari tangki penukar kation, larutan gula kemudian dialirkan ke tangki pertukaran anion (D-280), dimana pada tangki penukar anion, seluruh ion  $\text{Cl}^-$  akan diikat oleh resin dan digantikan dengan ion  $\text{OH}^-$ . Setelah melewati proses penukaran ion ini, larutan sirup dekstrosa yang dihasilkan akan memiliki warna yang lebih jernih.

Hasil dari penukaran ion akan dimasukan ke tangki penampungan sementara kemudian dialirkan ke tangki evaporasi. Evaporasi larutan dekstrosa bertujuan untuk menguapkan air hingga mencapai 50% DS dengan tripple effect evaporator. Setelah dari evaporator, produk bebas uap akan dipompa menuju unit isomerisasi. Proses isomerisasi membutuhkan ion-ion seperti  $\text{Co}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$  atau  $\text{Mn}^{2+}$  untuk aktivitas katalis, oleh karena itu sebelum masuk ke reaktor isomerisasi (R-320), sirup glukosa dari evaporator I (V-290), dialirkan ke mixing tank (M-310) dengan melakukan penambahan  $\text{MgSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$  yang merupakan aktivator enzim glukoisomerase.

Unit Purifikasi II terdiri dari tiga proses, yaitu filtrasi, penukaran ion dan evaporasi. Pada unit ini, fruktosa keluaran reactor isomerase lalu dialirkan menuju ke tangki penukar kation. Untuk memperoleh sirup fruktosa 55%, sirup fruktosa 42% akan melalui proses pemisahan fruktosa dan dekstrosa menggunakan teknologi *membrane separation*. Produk yang diinginkan, *High Fructose Syrup*, akan keluar sebagai *permeate* dengan konsentrasi fruktosa 55% sedangkan *retentate* yang mengandung dektrosa, air, maltose dan sedikit fruktosa akan dikembalikan ke depan dan akan diisomerisasi kembali dalam reaktor isomerisasi.

Kapasitas pabrik direncanakan berdasarkan data-data volume produksi, ekspor dan impor sirup fruktosa dalam negeri berdasarkan data-data dari Badan Pusat Statistik (BPS). Pabrik direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2022, berdasarkan data-data dan perhitungan kapasitas pabrik yang masih dibutuhkan, maka ditetapkan kapasitas produksi pabrik sebesar

200.000 ton/tahun dengan tepung tapioka yang dibutuhkan sebesar 26956,21 kg/jam.

Pendirian pabrik berkapasitas 200.000 ton/tahun dengan estimasi hasil penjualan per tahun sebesar Rp Rp 2.999.700.000.000 atau sama dengan Rp.15.000,00/Kg sirup. Estimasi umur pabrik 10 tahun dan waktu pengembalian pinjaman selama 10 tahun, dapat diketahui internal rate of return (IRR) sebesar 31,54%, pay out time (POT) selama 3,89 tahun dan break event point (BEP) sebesar 44 %. Berdasarkan analisa ekonomi tersebut, pabrik *High Fructose Syrup* ini layak didirikan. Diharapkan adanya pabrik sirup HFS ini dapat mensubstitusi kebutuhan pemanis dalam industri makanan di Indonesia.

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis ucapkan kepada Allah SWT karena atas rahmat-Nya penyusunan laporan tugas “**Pra Desain Pabrik High Fructose Syrup 55 dari Tepung Tapioka**” ini dapat kami selesaikan.

Laporan tugas pra desain pabrik ini ditulis sebagai salah satu syarat kelulusan mata kuliah TK-184803 Tugas Desain Pabrik Kimia yang menjadi prasyarat supaya dapat menyelesaikan studi pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Tugas pra desain pabrik ini kami susun berdasarkan aplikasi ilmu pengetahuan yang terdapat dalam literatur buku maupun data internet.

Penulis mengucapkan terima kasih kepada pihak-pihak yang telah membantu dalam penyusunan laporan tugas pra desain pabrik ini, terutama kepada:

1. Bapak Juwari, S.T.,M.Eng.,Ph.D. selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTI-ITS.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA selaku Kepala Laboratorium Proses Kimia serta dosen pembimbing yang telah banyak memberikan masukan bagi kami.
3. Bapak Donny Satria Bhuana, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing yang telah banyak memberi masukan kepada kami.
4. Ibu Dr. Lailatul Qadariyah, S.T., M.T. selaku dosen Laboratorium Proses Kimia.
5. Bapak dan Ibu selaku dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTI-ITS.
6. Orang tua dan keluarga kami atas segala kasih sayang dan pengertian yang telah diberikan.
7. Teman-teman dan seluruh pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu, yang turut membantu kami.

Kendala dan hambatan adalah hal yang lumrah menyertai setiap usaha. Namun, terlepas dari itu semua, penulis berusaha untuk tetap sungguh-sungguh bekerja dalam penyusunan laporan

ini. Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan ini tidak luput dari kesalahan. Oleh karena itu, penulis memohon maaf atas kesalahan yang pernah dilakukan dan berusaha untuk belajar dari kesalahan.

Surabaya, Januari 2019

Penyusun



# DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL		
LEMBAR PENGESAHAN		
RINGKASAN .....	i	
KATA PENGANTAR.....	v	
DAFTAR ISI.....	vii	
DAFTAR GAMBAR .....	viii	
DAFTAR TABEL .....	ix	
BAB I PENDAHULUAN		
I.1. Latar Belakang .....	I-1	
I.2. Produksi Bahan Baku.....	I-4	
I.3. Aspek Pemasaran .....	I-6	
I.4. Prospek <i>High Fructose Syrup</i> ( HFS) .....	I-8	
I.5. Penggunaan <i>High Fructose Syrup</i> (HFS).....	I-10	
BAB II BASIS DESAIN DATA		
II.1. Kapasitas.....	II-1	
II.2. Penentuan Lokasi Pabrik .....	II-4	
II.3. Basis Desain Data .....	II-7	
II.4. Potensi dan Spesifikasi Bahan Baku.....	II-10	
II.5. Basis Perhitungan .....	II-13	
II.3. Pemilihan alat .....	II-12	
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES		
III.1. Tipe-Tipe Proses.....	II-1	
III.2. Pemilihan Proses .....	II-11	
III.3. Pemilihan Alat.....	II-14	
III.4. Uraian Proses.....	II-16	
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI		
IV.1. Neraca Massa .....	IV-1	
IV.2. Neraca Energi.....	IV-22	
BAB V DAFTAR ALAT DAN ENERGI.....		V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI		
VI.1. Pengelolaan Sumber Daya manusia .....	VI-1	
VI.2. Utilitas .....	VI-11	
VI.3. Analisa Ekonomi .....	VI-13	
BAB VII KESIMPULAN .....		VII-1
DAFTAR PUSTAKA.....		xi

## DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1. Produksi singkong di Indonesia setiap tahun. ....	I-1
Gambar I.2. Industri Tepung Tapioka di Indonesia .....	I-6
Gambar I.3. Pertumbuhan penduduk Indonesia .....	I-8
Gambar I.4. Jumlah impor HFS Indonesia .....	I-9
Gambar I.5. Grafik Pertumbuhan Minuman Ringan Siap Saji di Indonesia .....	I-10
Gambar I.6 Konsumsi Sirup Fruktosa di Indonesia Periode 2009- 2013.....	I-11
Gambar II.1.Peta Lokasi Kabupaten Banjarnegara .....	II-7
Gambar II.2. Lokasi Kabupaten Banjarnegara, Jawa Tengah .	II-8
Gambar II.3. Tata Letak Kabupaten Banjarnegara, Jawa Tengah .....	II-10
Gambar III.1. Diagram alir <i>High Fructose Syrup</i> dari tepung tapioka .....	III-2
Gambar III.2. Diagram alir <i>High Fructose Syrup</i> dari tepung tapioka dengan hidrolisa asam .....	III-3
Gambar III.3. Converter system .....	III-4
Gambar III.4. Carbon Treatment .....	III-6
Gambar III.5. Syrup demineralization sequence .....	III-6
Gambar III.6. Multiple effect evaporator .....	III-7
Gambar III.7. Grafik antara theoritical effluent DX atau konversi DX yang dihasilkan berdasarkan jumlah reaktor yang digunakan .....	III-10
Gambar III.8. Diagram Alir Proses Pembuatan HFS dengan Metode Hidrolisis Enzim.....	III-13
Gambar III.9. Grafik derajat sakarifikasi (DX) terhadap waktu dengan efek promozyme .....	III-17
Gambar VI.1. Struktur Organisasi Perusahaan.....	VI-2
Gambar VI.2. Kebutuhan Pekerja Operator Untuk Industri Kimia .....	VI-6
Gambar VI.3. Grafik Break Even Point .....	VI-11

## DAFTAR TABEL

Tabel I.1. Kemanisan Relatif Beberapa Jenis Gula .....	I-2
Tabel I.2. Tingkat Kemanisan pada larutan pemanis 5% .....	I-3
Tabel I.3. Tingkat Kemanisan pada larutan pemanis 5% .....	I-3
Tabel I.4. Kandungan pada macam-macam High Fructose Syrup .....	I-3
Tabel I.5. Produkti IVtas ubi kayu yang ada di Indonesia tahun 2015.....	I-4
Tabel I.6 Produkti IVtas ubi kayu yang ada di Indonesia tahun 2015.....	I-4
Tabel I.7. Industri Makanan dan Minuman di pulau Jawa .....	I-6
Tabel I.8. Perbandingan Penggunaan Sukrosa dan Fruktosa.....	I-7
Tabel II.1. Perusahaan Gula Fruktosa .....	II-1
Tabel II.2. Data HFS di Indonesia .....	II-2
Tabel II.3. Produksi HFS di Indonesia.....	II-2
Tabel II.4. Konsumsi HFS di Indonesia.....	II-2
Tabel II.5. Tingkat Ekspor HFS di Indonesia.....	II-3
Tabel II.6. Tingkat Impor HFS di Indonesia.....	II-3
Tabel II.7. Kebutuhan HFS tahun 2021.....	II-4
Tabel II.8. AHP Pemilihan Lokasi .....	II-5
Tabel II.9. Industri Makanan dan Minuman di Sumatra .....	II-6
Tabel II.10. Kandungan Tepung Tapioka.....	II-10
Tabel II.11. Spesifikasi Karbon Aktif .....	II-11
Tabel II.12. Spesifikasi HCl, Ca(Cl) <sub>2</sub> , Mg(OH) <sub>2</sub> .....	II-12
Tabel II.13. Spesifikasi enzim.....	II-12
Tabel II.14. Spesifikasi HFS-55 sesuai US Food Chemical Codex Standards .....	II-12
Tabel III.1. Range DE profil karbohidrat .....	III-4
Tabel III.2. <a href="#">Tabel III.1.</a> Range DE profil karbohidrat .....	III-9
Tabel III.3. Uraian singkat proses hidrolisis enzim.....	III-10
Tabel III.4. Perbandingan teknologi hidrolisis pati dengan metode AHP.....	III-14
Tabel III.5. Perbandingan pemilihan pompa dengan metode AHP .....	III-17
Tabel III.6. Perbandingan pemilihan <i>heater</i> dengan metode AHP .....	III-18

Tabel III.7. Kandungan Tepung Tapioka .....	III-28
Tabel III.8. Spesifikasi Karbon Aktif .....	III-29
Tabel III.9. Spesifikasi HCl, Ca(Cl) <sub>2</sub> , Mg(OH) <sub>2</sub> .....	III-28
Tabel III.10. Spesifikasi enzim.....	III-30
Tabel III.10. Spesifikasi HFS-55 sesuai US Food Chemical Codex Standards.....	III-31
Tabel IV.1. Komposisi tepung tapioka (per 100 gram bahan)	IV-1
Tabel IV.2. Neraca Massa <i>Mixing Tank</i> (M-110) .....	IV-2
Tabel IV.3. Neraca Massa <i>Mixing Tank</i> (M-110) .....	IV-3
Tabel IV.4. Neraca Massa <i>Jet Cooker</i> (Q-130).....	IV-4
Tabel IV.5. Neraca Massa Reaktor Liquifikasi (R-140).....	IV-5
Tabel IV.6. Neraca Massa Tangki Pencampur HCl (M-210). ..	IV-6
Tabel IV.7. Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi (R-220).....	IV-7
Tabel IV. 1 Neraca Massa Rotary Vacuum Filter (H-240).....	IV-8
Tabel IV. 2 Neraca Massa Tangki Karbonasi (M-250).....	IV-9
Tabel IV. 3 Neraca Massa <i>Filter Press</i> (H-260).....	IV-10
Tabel IV. 4 Neraca Massa <i>Kation Exchanger</i> (D-270).....	IV-11
Tabel IV. 5 Neraca Massa <i>Anion Exchanger</i> (D-280).....	IV-12
Tabel IV. 6 Neraca Massa <i>Evaporator</i> (V-290).....	IV-13
Tabel IV. 7 Neraca Massa <i>Barometric Condenser</i> (E-295).IV-	IV-14
Tabel IV. 8 Neraca Massa <i>Mixing Tank</i> (M-310).....	IV-15
Tabel IV. 9 Neraca Massa Reaktor Isomerisasi (R-320).....	IV-16
Tabel IV. 10 Neraca Massa <i>Kation Exchanger</i> (D-330).....	IV-17
Tabel IV. 11 Neraca Massa <i>Anion Exchanger</i> (D-340).....	IV-18
Tabel IV. 12 Neraca Massa <i>Evaporator</i> (V-350 A-C).....	IV-19
Tabel IV. 13 Neraca Massa <i>Barometric Condenser</i> (E-295).IV-	IV-20
Tabel IV. 14 Neraca Massa <i>Splitter</i> .....	IV-21
Tabel IV. 15 Neraca Massa <i>Blending Tank</i> (M-361).....	IV-23
Tabel IV. 23 Neraca Energi Jet Cooker (E-160).....	IV-26
Tabel IV. 14 Neraca Energi Reaktor Liquifikasi (R-140).....	IV-27
Tabel IV. 25 Neraca Energi Cooler (E-222).....	IV-28
Tabel IV. 26 Neraca Energi Heater (E-424).....	IV-29
Tabel IV. 27 Neraca Energi <i>Heater</i> (E-292).....	IV-30
Tabel IV .28 Neraca Energi <i>Triple Effect Evaporator</i> .....	IV-30
Tabel IV. 29 Neraca Energi <i>Barometric Condenser</i> (E-296).IV-	IV-31
Tabel IV. 30 Neraca Energi <i>Steam Jet Ejector</i> (G-295).....	IV-32
Tabel IV. 31 Neraca Energi <i>Heater</i> (E352).....	IV-33

Tabel IV .32 Neraca Energi <i>Triple Effect Evaporator</i> .....	IV-34
Tabel IV. 33 Neraca Energi Barometric Condenser (G-355).	IV-34
Tabel IV. 34 Neraca Energi <i>Steam Jet Ejector</i> (G-356).....	IV-35
Tabel V.1 Harga Peralatan Pabrik Pembuatan Sirup Glukosa ..	V-1
Tabel VI.1. Jadwal Kerja Masing-Masing <i>Group</i> .....	VI-8
Tabel VI.2. Perincian Jumlah Karyawan.....	VI-9

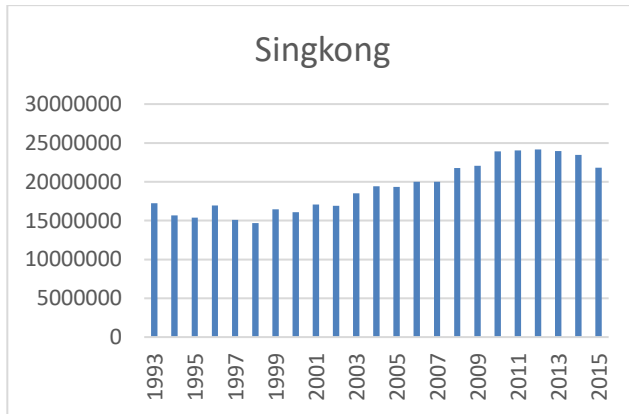
# BAB I

## PENDAHULUAN

### I.1 Latar Belakang

Cassava (*Manihot utilissima* POHL) atau ubi kayu, menempati urutan ketiga setelah padi dan jagung sebagai komoditas pangan di Indonesia (Ginting, 2002). Di Indonesia, singkong merupakan produksi hasil pertanian pangan ke dua terbesar setelah padi, sehingga singkong mempunyai potensi sebagai bahan baku yang penting bagi berbagai produk pangan dan industri (Rukmana, 2002). Setiap tahunnya produksi singkong di Indonesia umumnya mengalami peningkatan sesuai dengan

**Gambar I.1**



**Gambar I.1.** Produksi singkong di Indonesia setiap tahun.

*Sumber: Bps.go.id*

Singkong sudah dikembangkan dalam berbagai varietas dengan tujuan untuk mendapatkan kandungan pati yang paling besar untuk pembuatan tepung tapioka. Di Indonesia sendiri kementerian ketenagakerjaan berencana menambahkan industri tepung tapioka yang ada di Indonesia dengan memperhatikan produksi singkong yang ada di Indonesia. (Kemnaker, 2016). Tepung tapioka banyak digunakan pada pembuatan makanan atau kue. Pada industri pangan, tepung tapioka digunakan sebagai bahan pengental dan bahan pengikat, seperti dalam pembuatan

puding, sup, makanan bayi, es krim, pengolahan sosis daging, industri farmasi, dan lain sebagainya. Tapioka berfungsi sebagai bahan pengental pada pembuatan bakso, dan bahan baku pembuatan kerupuk sehingga dihasilkan kerupuk yang renyah. (Astawan, 2010). Selain itu, tepung tapioka dapat dimanfaatkan untuk pembuatan gula karena tepung tapioka memiliki kandungan pati yang terbesar. Selain itu penggunaan tepung tapioka sebagai bahan baku pembuatan gula yang dapat meningkatkan nilai ekonomi dan diversifikasi produk olahan dari ubi kayu serta memenuhi kebutuhan gula di Indonesia yang semakin meningkat. Ketersediaan bahan baku yang cukup melimpah menjadi potensi untuk mendirikan dan mengembangkan pabrik gula di Indonesia.

Fruktosa diperoleh melalui pemecahan sukrosa, namun seiring dengan berkembangnya zaman fruktosa juga diperoleh melalui proses isomerisasi glukosa. Pemanfaatan fruktosa sebagai pemanis dalam industri makanan berupa *High Fructose Syrup (HFS)*. Hal ini karena fruktosa mempunyai rasa paling manis diantara jenis karbohidrat lainnya, bahkan 1,7 kali lebih manis bila dibandingkan sukrosa dengan harga yang relatif murah (Prahastuti, 2010). Tingkat kemanisan berbagai jenis gula ditunjukkan pada **Tabel I.1** dan **Tabel I.2**.

**Tabel I.1.** Kemanisan Relatif Beberapa Jenis Gula

<b>Jenis Gula</b>	<b>Tingkat Kemanisan (Tingkat kemanisan terhadap sukrosa)</b>
Fruktosa	150
Sukrosa	100
Dekstrosa	68
Maltosa	30
Sirup Glukosa DE 64	49
Sirup Glukosa DE 42	33
HFS 42	88
50% HFS 42 dan 50% sukrosa	98

*Sumber : Berghmans dan Ashengreen (1990)*

**Tabel I.2.** Tingkat Kemanisan pada larutan pemanis 5%

<b>Pemanis</b>	<b>Tingkat kemanisan (tingkat kemanisan/sukrosa)</b>
Sucrose	1,0
Invert syrup	0,85 – 1,0
Fructose	1,3
Glucose	0,56
Galactose	0,4 – 0,6
Maltose	0,3 – 0,5

**Tabel I.3.** Tingkat Kemanisan pada larutan pemanis 5%

*Sumber : Parker Kay ( 2010 )*

<b>Pemanis</b>	<b>Tingkat kemanisan (tingkat kemanisan/sukrosa)</b>
Xylitol	1,01
Cyclamates	30 – 80
Acesulfame K ( Sunnete ® )	200
Aspartame ( Equal ®, Nutrasweet ® )	100 – 200
Saccharine ( The Pink Stuff )	200 – 300
Stevioside	300
Sucralose	600
Thaumatococin	2000 – 3000

HFS mengandung campuran fruktosa dan glukosa dalam berbagai konsentrasi sebagaimana disajikan pada **Tabel I.4.**

**Tabel I.4.** Kandungan pada macam-macam High Fructose Syrup

<b>Jenis</b>	<b>Komposisi</b>	<b>Kegunaan/aplikasi</b>
<b>HFS 90</b>	fruktosa 90% dan glukosa 10%	Bahan baku pembuatan HFS 55
<b>HFS 55</b>	fruktosa 55% dan glukosa 45%	Industri minuman khusus(yoghurt)
<b>HFS 42</b>	Fruktosa 42% dan glukosa 58%	Industri makanan dan minuman ringan

*Sumber: Parker, et al., 2010*



## I.2 Produksi Bahan Baku

Di Indonesia, singkong tersebar di berbagai kawasan dengan pusat perkembangan di Jawa dan Lampung yang meliputi 85% singkong nasional. Daerah penghasil singkong antara lain Jawa Timur (Jember, Kediri, Madiun), Jawa Tengah (Banyumas, Yogyakarta, Wonogiri) dan Jawa Barat (Bogor, Tasikmalaya). Daerah penghasil lainnya adalah Sulawesi Selatan dan Nusa Tenggara Barat dan Timur. Data mengenai produktivitas ubi kayu disajikan pada **Tabel I.5**.

**Tabel I.5.** Produktivitas ubi kayu yang ada di Indonesia tahun 2015

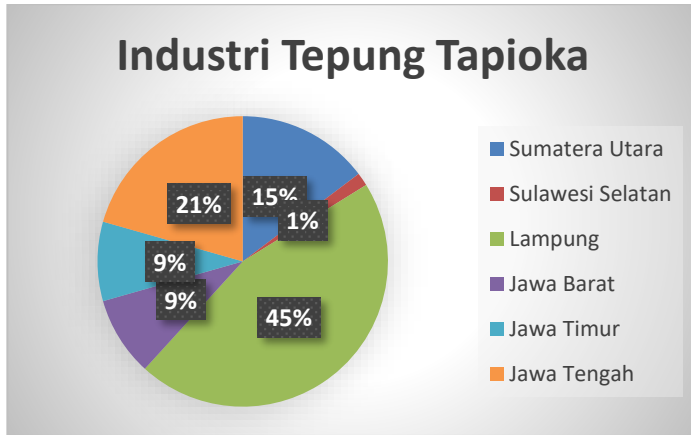
<b>PROVINSI</b>	<b>PRODUKSI (TON)</b>
Aceh	29.131
Sumatera Utara	1.619.495
Sumatera Barat	208.386

**Tabel I.6.** Produktivitas ubi kayu yang ada di Indonesia tahun 2015

<b>PROVINSI</b>	<b>PRODUKSI (TON)</b>
Riau	103.599
Jambi	43.433
Sumatera Selatan	217.807
Bengkulu	80.309
Lampung	7.387.084
Kep. Bangka Belitung	35.024
Kep. Riau	9.157
Jawa Barat	2.000.224
Jawa Tengah	3.571.594
Banten	74.163
Jawa Timur	3.161.573
Di Yogyakarta	873.362
Bali	86.070
Nusa Tenggara Barat	107.254
Nusa Tenggara Timur	637.315
Kalimantan Barat	173.449

Kalimantan Tengah	45.712
Kalimantan Selatan	71.751
Kalimantan Timur	53.966
Kalimantan Utara	38.936
Sulawesi Utara	44.123
Sulawesi Tengah	47.295
Sulawesi Selatan	565.958
Sulawesi Tenggara	175.095
Gorontalo	2.653
Sulawesi Barat	24.984
Maluku	134.661
Maluku Utara	120.283
Papua Barat	11.181
Papua	46.388
INDONESIA	21.801.415

Singkong sendiri sudah banyak digunakan untuk bahan baku pembuatan tepung tapioka. Penggunaan singkong dalam pembuatan tepung tapioka dikarenakan banyaknya kandungan pati yang terdapat pada singkong. Dengan mempertimbangkan lokasi pabrik-pabrik tepung tapioka yang ada di Indonesia pada **Gambar I.2**, dan biaya transportasi bahan baku, maka pabrik HFS lebih baik didirikan di Lampung. Tetapi jika mempertimbangkan upah minimum regional, dan kemudahan distribusi produk ke Industri makanan dan minuman ringan, maka pendirian pabrik lebih baik di Jawa



**Gambar I.2.** Industri Tepung Tapioka di Indonesia  
*Sumber : Badan Pusat Statistik*

### I.3 Aspek Pemasaran

Kebutuhan akan pemanis setiap tahunnya meningkat namun dalam pemenuhannya belum menunjukkan kenaikan produksi yang signifikan. Beberapa industri makanan dan minuman yang membutuhkan pemanis sebagai berikut :

**Tabel I.7.** Industri Makanan dan Minuman di pulau Jawa

INDUSTRI	KOMODITI
<b>KRATINGDAENG/ASIA HEALTY ENERGY BEVER,PT</b> Jl Cidahu Babakan Pari, Sukabumi, Jawa Barat	Minuman Kesehatan
<b>NUTRISARI / NUTRIFOOD PT</b> Jl Raya Ciawi No.280a, Bogor, Jawa Barat	Minuman Bubuk
<b>PEPSI COLA INDOBAPARAGAS,PT</b> Kota Bukit Indah Aii, Purwakarta, Jawa Barat	Minuman Ringan

<b>SINAR SOSRO / UNION MULTIPACK, PT</b> Jl P. Diponegoro Km 39, Bekasi, Jawa Barat	Minuman Ringan
<b>MARIMAS PUTERA KENCANA, PT</b> Jl. Candi 21 Blok I No. 11-12, Semarang, Jawa Tengah	Minuman Serbuk
<b>INDOFOOD FRITO LAY CO PT.</b> Jl.tambak Aji Iv/10, Semarang, Jawa Tengah	Snack Makanan Ringan

(Sumber: Kemenperin)

HFS memiliki keunggulan yakni kadar *glycemic index* yang rendah. Berdasarkan situs *diabetismelitus.org*, *glycemix index* adalah ukuran seberapa besar efek suatu makanan yang mengandung karbohidrat dalam meningkatkan kadar gula darah setelah dimakan, dibandingkan dengan glukosa atau roti putih. Makanan dengan indeks glikemik tinggi adalah makanan yang cepat dicerna dan diserap sehingga kadar gula darah akan meningkat dengan cepat. Fruktosa banyak dipilih juga dari segi *glycemic index* nya karena cocok untuk gula diet.

**Tabel I.8** Perbandingan Penggunaan Sukrosa dan Fruktosa

Kategori makanan	Pemakaian pemanis (%)	
	Sukrosa	Fruktosa
Roti dan sereal	41	6
Minuman	9	72
Manisan (permen)	19	1
Olahan susu	12	5
Makanan	7	10
Jenis makanan lain	12	6

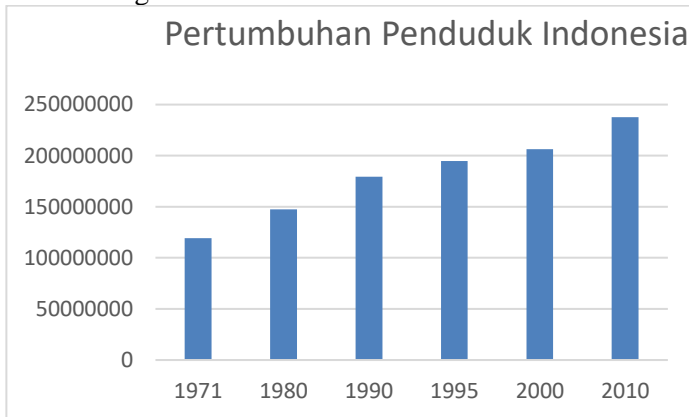
(White, 2014)

Berdasarkan tabel di atas, industri yang mendominasi penggunaan produk fruktosa dibandingkan sukrosa adalah industri minuman dan makanan. Jika dibandingkan antara penggunaan fruktosa dalam industri minuman dan makanan, industri minuman

lebih mendominasi dengan persentase mencapai 72% daripada industri makanan dengan persentase 10%.

#### **I.4    Prospek *High Fructose Syrup* (HFS)**

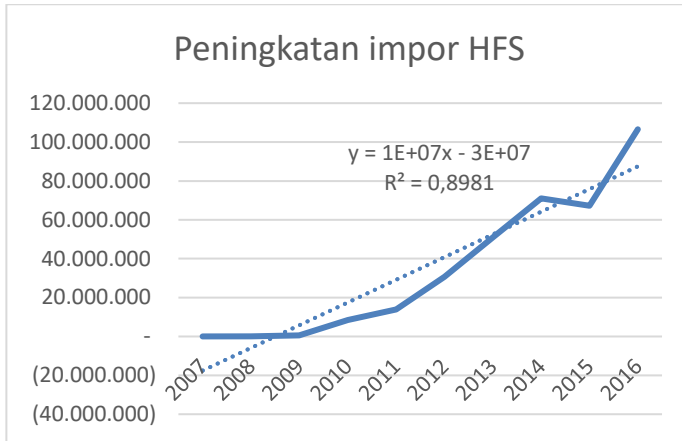
Setiap tahunnya, Indonesia mengalami peningkatan penduduk sesuai **Gambar I.3**. Jika penduduk meningkat, tentunya kebutuhan pangan pun meningkat yang berarti kebutuhan akan gula akan semakin naik. Ini bisa menjadi prospek yang cukup besar untuk industri gula.



**Gambar I.3** Pertumbuhan penduduk Indonesia

*Sumber : bps.go.id*

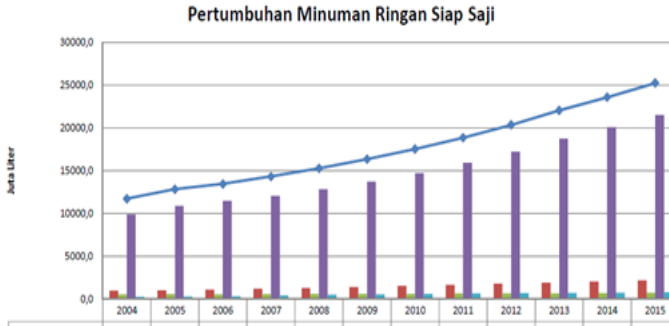
Pada setiap tahunnya terjadi peningkatan impor gula sirup fruktosa sesuai **Gambar I.4**. Kenaikan ini menandakan bahwa setiap tahun, Indonesia masih kekurangan gula sirup fruktosa.



**Gambar I.4** Jumlah impor HFS Indonesia

*Sumber : bps.go.id*

Pemakaian gula fruktosa mulai berkembang di Indonesia pada tahun 2007. Gula fruktosa memiliki rasa yang lebih manis daripada gula sukrosa. Jika ditinjau dari segi harga HFS lebih murah karena dalam proses pembuatannya tidak perlu dilakukan pengkristalan dan pengeringan seperti pada proses pembuatan sukrosa. Biaya proses lebih murah sehingga harga produk juga lebih murah, dari data kemenperin harga gula rafinasi per kg pada tahun 2018 adalah Rp16.000,00. Sedangkan gula sirup fruktosa per kg pada tahun 2018 adalah Rp14.000,00. Selain digunakan dalam industri minuman ringan. Industri - industri yang menggunakan HFS antara lain adalah industri yogurt. industri coklat. dan industri *ice cream*. Penggunaan HFS akan memberikan keuntungan ekonomi yang lebih untuk industri – industri tersebut.



**Gambar I.5.** Grafik Pertumbuhan Minuman Ringan Siap Saji di Indonesia

Berdasarkan grafik diatas dapat diketahui bahwa pertumbuhan minuman ringan di Indonesia mengalami peningkatan dari tahun ke tahun. Dari grafik tersebut, dapat disimpulkan bahwa kebutuhan untuk fruktosa kedepannya akan mengalami peningkatan pula sehingga terdapat jaminan pasar mengenai permintaan sirup fruktosa (*Asosiasi Industri Minuman Ringan, 2015*).

### **I.5 Penggunaan *High Fructose Syrup* (HFS)**

HFS dapat digunakan sebagai pengganti gula tebu pada makanan yang dapat menghasilkan rasa manis dan dapat meningkatkan cita rasa. Kegunaan utama sirup fruktosa pada industri makanan dan minuman sebagai pemanis semakin meningkat. Selain digunakan sebagai pemanis pada industri makanan dan minuman, fruktosa juga digunakan dalam proses produksi manitol dan sorbitol. Fruktosa dipilih sebagai senyawa awal untuk sintesis manitol karena dapat menghasilkan manitol lebih banyak dibandingkan sukrosa ataupun sirup glukosa-fruktosa (*Priyadi, 2012*).

Tahun	X	Madu	Permen	P.buatan	Coca-Cola	Sirup	Jelly	Roti	Minuman isotonik dan soft drink	Obat diet	Jumlah
2009	1	5000	30000	180000	7000	13677	553.4	5000	100000	2500	343730.4
2010	2	5500	40000	200000	7500	13677	553.4	5150	108500	2800	383680.4
2011	3	5500	50000	220000	10000	13677	553.4	5200	110000	3000	417930.4
2012	4	5650	60000	230000	12000	13677	553.4	5350	125000	3420	455650.4
2013	5	5720	70000	240000	13500	13677	553.4	5400	140000	3450	492300.4

Sumber : <https://www.bps.go.id/index.php/publikasi/343>

**Gambar I. 6.** Konsumsi Sirup Fruktosa di Indonesia Periode 2009-2013



## BAB II BASIS DESAIN DATA

### II.1. Kapasitas

Perusahaan yang memproduksi gula fruktosa di Indonesia sebagai berikut:

**Tabel II.1.** Perusahaan Gula Fruktosa

Perusahaan	Kapasitas Pabrik
PT. Lautan Luas TBK	100.000 ton/tahun
PT. Budi Starch and Sweetener	93.600 ton/ tahun
PT. Tainesia Jaya	18.000 ton/tahun
PT. Sorini Agro Asia Corporindo Tbk	100.000 ton/tahun

Dengan luangnya produksi fruktosa di Indonesia, pendirian pabrik fruktosa baru masih memiliki peluang besar untuk mencukupi kebutuhan sirup fruktosa di dalam negeri.

Selain itu sirup fruktosa memiliki harga yang lebih murah dibanding gula rafinasi atau gula sukrosa lain. Perbedaan harga HFS dengan gula rafinasi dipengaruhi oleh beberapa faktor, antara lain biaya produksi gula, jumlah harga dan kualitas bahan baku serta skala ekonomi dalam produksi HFS. Meskipun HFS dapat diproduksi dari berbagai jenis pati, seperti pati kentang (Jepang), pati jagung (Amerika) dan pati gandum (eropa). Namun yang paling berprospek di Indonesia adalah pati singkong. Dengan harga yang lebih murah, HFS dapat menggantikan kebutuhan gula rafinasi di Indonesia. Hal ini didukung juga dengan banyaknya industri makanan dan minuman di Indonesia.

Pada pendirian pabrik, analisis pasar untuk penentuan kapasitas pabrik sangat penting. Untuk menentukan kapasitas pabrik diperlukan data produksi dan pemakaian bahan. Pabrik HFS direncanakan akan beroperasi pada tahun 2021 dengan mengacu pada pemenuhan kebutuhan impor. Data mengenai kebutuhan serta ekspor impor HFS disajikan pada **Tabel II.2.**

**Tabel II. 2.** Data HFS di Indonesia

Tahun	Ekspor (kg)	Impor (kg)	Konsumsi (kg)	Produksi (kg)
2011	131.755	13.906.001	944.000	1.908.000
2012	45.362	30.678.226	7.333.000	2.539.000
2013	172.742	50.860.609	7.333.000	4.594.000
2014	2.223	71.111.426	25.187.000	18.486.000
2015	3.400	67.244.007	8.681.000	18.486.000

*Sumber: Kemenperin*

Dari data yang disajikan pada **Tabel II.3** dapat diperoleh perkiraan dari kebutuhan HFS pada tahun 2021 melalui perhitungan dengan persamaan :

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

**Tabel II. 3.** Produksi HFS di Indonesia

Tahun	Produksi (kg)	Pertumbuhan produksi (%)
2011	1.908.000	0
2012	2.539.000	0,33
2013	4.594.000	0,81
2014	18.486.000	3
2015	18.486.000	0
Pertumbuhan rata-rata		0,83

Perkiraan produksi pada tahun 2021

$$18.486.000 \text{ kg } (1+0,83)^{2021-2015} = 700.716.000 \text{ kg} \\ = 700.716 \text{ ton}$$

**Tabel II. 4.** Konsumsi HFS di Indonesia

Tahun	Konsumsi (kg)	Pertumbuhan konsumsi (%)
2011	944.000	0
2012	7.333.000	6,8
2013	7.333.000	0
2014	25.187.000	2,4
2015	8.681.000	-0,65
Pertumbuhan rata-rata		1,7

Perkiraan konsumsi pada tahun 2021

$$8.681.000 \text{ kg} \times (1+1,7)^{2021-2015} = 3.434.700.000 \text{ kg} \\ = 3.434.700 \text{ ton}$$

**Tabel II. 5.** Tingkat Ekspor HFS di Indonesia

Tahun	Ekspor (g)	Pertumbuhan ekspor (%)
2011	131.755	0
2012	45.362	1,4
2013	172.742	-0,55
2014	2.223	-0,46
2015	3.400	-0,5
Pertumbuhan rata-rata		-0,024

Perkiraan ekspor pada tahun 2020 ( $m_4$ )

$$3400 \text{ kg} \times (1-0,024)^{2021-2015} = 2.939 \text{ kg} \\ = 2,939 \text{ ton}$$

**Tabel II. 6.** Tingkat Impor HFS di Indonesia

Tahun	Impor (kg)	Pertumbuhan impor (%)
2011	13.906.001	0
2012	30.678.226	2,6
2013	50.860.609	-0,39
2014	71.111.426	-0,29
2015	67.244.007	3,4
Pertumbuhan rata-rata		1,07

Perkiraan impor pada tahun 2020 ( $m_5$ ) 67.244.007

$$\text{kg} \times (1+1,07)^{2021-2015} = 5.290.248.948 \text{ kg} \\ = 5.290.248,948 \text{ ton}$$

Dari perhitungan di atas didapatkan proyeksi kebutuhan HFS pada tahun 2021 seperti disajikan pada **Tabel II.7.**

**Tabel II.7. Kebutuhan HFS tahun 2021**

Proyeksi	Kapasitas (ton)
Impor	5.290.248,948
Ekspor	2,939
Produksi	700.716
Konsumsi	3.434.700

Dari data pada tabel II.21 dapat diperoleh kebutuhan HFS yang belum terpenuhi pada tahun 2021 sebesar :

Kebutuhan HFS 2021

$$\begin{aligned} &= [F(\text{konsumsi}) + F(\text{ekspor})] - [F(\text{produksi}) + F(\text{impor})] \\ &= [3.434.700 + 2.939] - [700.716 + 5.290.248,948] \\ &= 2.556.262 \text{ ton} \end{aligned}$$

Pabrik yang akan didirikan direncanakan akan mendominasi 20% dari total kebutuhan HFS Indonesia yang belum terpenuhi maka kapasitas produksi menjadi:

$$\text{Kapasitas pabrik} = 8\% \times 2.556.262 = 204.500 \text{ ton}$$

Dari perhitungan tersebut maka kapasitas pabrik dibulatkan menjadi 200.000 ton, dimana pabrik akan beroperasi selama 24 jam sehari dan 330 hari per tahun.

## II.2. Penentuan Lokasi Pabrik

Dalam mendirikan suatu pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik antara lain ketersediaan bahan baku, pemasaran produk, transportasi dan tenaga kerja. Selain dari faktor tersebut, alasan lainnya yang perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi untuk pendirian pabrik HFS yang sesuai dengan studi kelayakan seperti :

- a. Dekat dengan bahan baku
- b. Ketersediaan sumber air
- c. Dekat dengan pasar
- d. Upah minimum regional
- e. Kemudahan dalam transportasi

Rencana pendirian pabrik HFS memiliki 2 opsi letak. Yakni Provinsi Lampung, Kota Lampung Tengah dan Jawa Tengah, Kota Banjarnegara. Dengan parameter di atas, maka dilakukan penentuan lokasi pabrik menggunakan metode *analytical hierarchy process*. Hasilnya adalah sebagai berikut:

**Tabel II.8.** AHP Pemilihan Lokasi

Faktor Pembeding	Bobot	Jawa Tengah		Lampung	
		Nilai	Total	Nilai	Total
Bahan baku	0,283	70	19,78	85	24,02
Utilitas	0,076	80	6,05	90	6,81
UMR	0,097	90	8,71	70	6,77
Pasar	0,273	85	23,17	65	17,72
Transportasi	0,273	95	25,89	65	17,72
Nilai akhir	1		83,59		73,03

*Keterangan : \*Total = Nilai x bobot*

Berdasarkan nilai akhir, skor untuk Kabupaten Banjarnegara lebih tinggi dibanding dengan Kabupaten Lampung Tengah. Oleh karena itu, Kabupaten Banjarnegara dipilih sebagai lokasi pabrik. Berikut adalah penjelasan mengenai parameter pemilihan lokasi.

#### 1. Bahan Baku

Bahan baku menjadi parameter yang penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Berdasarkan **Gambar I.2.** Infografis Pabrik Tepung Tapioka, Provinsi Lampung memiliki potensi yang jauh lebih besar dibandingkan dengan keseluruhan potensi di Pulau Jawa, meskipun demikian terdapat faktor lain yang lebih mentakberatkan Kabupaten Banjarnegara sebagai lokasi Pabrik.

#### 2. Utilitas

Utilitas yang dimaksud disini adalah kebutuhan air. Kebutuhan air di kabupaten Banjarnegara dilewati oleh sungai Serayu yang bisa digunakan sebagai sumber air, selain sungai terdapat pula waduk Gerak Serayu yang dapat digunakan sebagai sumber air. Untuk ketersediaan listrik menyuplai dari PLN setempat maupun menggunakan sistem turbin. (static.banjarnegarakab.go.id).

Sedangkan untuk di Kota Lampung Tengah, terdapat 4 sungai besar, yakni Way Seputih, Way Lunik, Way Raman, dan Way Wayah (Mulyo, 2014). Oleh karena itu pabrik yang didirikan di area Lampung Tengah juga banyak, contohnya adalah Pabrik

Tepung Tapioka Sidokerto, PT. Gunung Madu Plantations, Sugar Factory PT. Gula Putih Mataram, Sugar Group Companies, dan lain-lain. (bps.go.id). Potensi utilitas di Lampung Tengah memang lebih besar dibandingkan dengan Kabupaten Banjarnegara.

### 3. Upah Minimum Regional (UMR)

UMR Banjarnegara di tahun 2018 tercatat sebesar Rp 1.490.000,00 sedangkan di Lampung Tengah adalah Rp 2.263.000,00 di tahun 2018 (detik.com). Dengan selisih hampir Rp 800.000,00 Banjarnegara dikategorikan memiliki tenaga kerja yang murah. Tentunya tenaga yang murah dapat menekan nilai *operational expenditure* dari pabrik.

### 4. Pasar

Pasar untuk Pulau Jawa lebih bervariasi daripada di Sumatra. Berdasarkan data Kementerian Perindustrian, pabrik makanan minuman di Jawa yang berkapasitas besar lebih dari lima pabrik (**Tabel II.9** Industri Makanan dan Minuman di Pulau Sumatra) . Sedangkan di Sumatra hanya terdapat 4 pabrik besar dengan lokasi yang saling berjauhan. Berikut adalah daftar pabrik makanan dan minuman di Sumatra.

**Tabel II.9.** Industri Makanan dan Minuman di Sumatra

<b>INDUSTRI</b>	<b>PRODUK</b>
SINAR SOSRO, PT Banyu Asin, Sumatera Selatan	Teh Botol
ANUGRAH SEJAHTERA NASIONAL, PT Simalungun, Sumatera Utara	Minuman Ice Coffee
KURNIA ANEKA GEMILANG, PT Deli Serdang, Sumatera Utara	Sirup Manis
COCA COLA AMATIL INDONESIA BOTTLING,PT Padang Pariaman, Sumatera Barat	Soft Drink (fanta)

Sumber: Kementerian Perindustrian, 2016

## 5. Transportasi

Infrastruktur di Jawa jauh lebih mudah dijangkau daripada di Lampung dalam bidang transportasi. Transportasi menjadi komponen penting dalam pendirian pabrik, untuk pengiriman bahan baku, produk, pengiriman barang maupun alat-alat dalam proses pembangunan pabrik. Alasan transportasi menjadi alasan yang kuat mengapa pabrik ini dibangun di Kabupaten Banjarnegara. Di daerah Lampung Tengah meskipun utilitas dan bahan baku melimpah namun untuk pendistribusian, UMR, dan pasar, lebih banyak di Jawa.

Berikut ini adalah peta dari Kabupaten Banjarnegara yang menjadi lokasi pendirian pabrik HFS.



**Gambar II.1.** Peta lokasi kabupaten Banjarnegara

## II.3. Basis Desain Data

Letak geografis merupakan suatu aspek yang diperhatikan dalam perencanaan pendirian suatu pabrik karena akan berpengaruh pada kelangsungan atau keberhasilan suatu pabrik. Lokasi yang dipilih diharapkan mampu memberikan keuntungan dalam jangka waktu yang panjang dan memungkinkan untuk perluasan pabrik. Lokasi pabrik HFS55 ini ditetapkan berada di

Kabupaten Banjarnegara, Jawa Tengah. Kabupaten Banjarnegara berdasarkan data BPS Propinsi Jawa Timur tahun 2015 memberikan potensi dalam pendirian pabrik sehingga dapat dijadikan basis desain data pabrik HFS55 yang direncanakan akan beroperasi pada tahun 2020.



**Gambar II.2.** Lokasi Kabupaten Banjarnegara, Jawa Tengah  
Berikut ini adalah kondisi wilayah tersebut, antara lain ;

- Luas wilayah = 1.064,52 km<sup>2</sup>
- Pengairan = Sungai Serayu
- Kelembaban udara = 81% hingga 88%
- Suhu udara = 20 °C hingga 27 °C
- Curah hujan = 4.293 mm/tahun
- Kecepatan angin = 10,17 knot
- Potensi gempa = 568 kali
- Ketinggian daratan = 40 - 2300 mdpl

*(Sumber : situs resmi Pemerintahan Kabupaten Banjarnegara dan Badan Pusat Statistika)*

*Diakses pada : Kamis, 08-11-2018*

*pukul 23:30 WIB*

Ada beberapa faktor yang berpengaruh pada pemilihan lokasi pabrik. Faktor-faktor tersebut antara lain :

Ketersediaan Bahan Baku



Ketersediaan bahan baku tepung tapioka yang digunakan dalam pembuatan HFS55 diperoleh dari ACI ANDI, ACI BUNGA MAWAR, ACI HARI NUGROHO, ACI MENARA CV, ACI SARI BUMI RAYA, ACI TABAH CV, BADAMITA CV, KARYA SEJATI, dan KEMBANG SIDO MUKTI.

*(Sumber :kemenperin)*

#### Ketersediaan Air

Kawasan tersebut merupakan kawasan industri dengan sumber air yang berasal dari Sungai Serayu dengan anak sungainya yaitu Kali Tulis, Kali Merawu, Kali Pekacangan, Kali Gintung dan Kali Sapi yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air produksi pabrik. Selain itu sumber air lainnya diperoleh dari PDAM sebagai kebutuhan air sanitasi.

*(Sumber : situs resmi Pemerintahan Kabupaten Banjarnegara)*

#### Ketersediaan Lahan

Kabupaten Banjarnegara mempunyai luas wilayah sebesar 1.064,52 km<sup>2</sup>, sehingga sangat memungkinkan untuk dilakukannya pembangunan pabrik HFS55.

*(Sumber : situs resmi Pemerintahan Kabupaten Banjarnegara)*

#### Ketersediaan Kerja

Provinsi Jawa Tengah memiliki jumlah penduduk yang padat sehingga memudahkan untuk memperoleh tenaga kerja. Tenaga kerja yang dibutuhkan dapat diserap dari warga sekitar dengan keterampilan yang terqualifikasi. Tenaga kerja yang diserap dilakukan dari berbagai tingkatan, baik SMA, diploma maupun sarjana.

#### Ketersediaan Transportasi

Kabupaten Banjarnegara berada di tengah-tengah provinsi Jawa Tengah. Banjarnegara dilalui jalan provinsi yang menghubungkan antara Banyumas dengan Magelang dan Semarang. Klampok merupakan persimpangan jalur menuju Purbalingga dan Banyumas. Selain itu terdapat jalan provinsi yang menghubungkan Banjarnegara dengan Batang, melintasi Dataran Tinggi Dieng.



**Gambar II.3.** Tata letak Kabupaten Banjarnegara, Jawa Tengah

#### Pemasaran

Kabupaten Banjarnegara dapat dijadikan sebagai daerah industri karena sangat potensial bagi pemasaran produk. Banyak perusahaan sekitar yang membutuhkan HFS55 sebagai bahan dasar produksi seperti PT ASIA HEALTY ENERGY BEVER, PT NUTRIFOOD, PT INDOBAPARAGAS, PT UNION MULTIPACK, PT PUTERA KENCANA, PT INDOFOOD, dll.

### **II.4. Potensi dan Spesifikasi Bahan Baku**

#### **II.4.1. Tepung tapioka**

Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan fruktosa adalah tepung singkong atau tepung tapioka . Tepung tapioka dibagi menjadi dua jenis, yaitu tepung murni atau tepung modifikasi. Produksi tepung ini dapat dilakukan pada berbagai skala, baik rumah tangga maupun skala pabrik. Provinsi Jawa Tengah memiliki potensi yang cukup besar untuk produksi tepung tapioka. Berikut ini merupakan kandungan tepung tapioka :

**Tabel II.10.** Kandungan Tepung Tapioka

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

Sumber : Direktorat Gizi, Depkes RI 2003

#### II.4.2. Karbon Aktif

Karbon Aktif merupakan bahan baku pendukung dalam proses pembuatan HFS. Karbon aktif ini berfungsi untuk menghilangkan warna yang terbentuk selama proses liquifikasi. Dengan spesifikasi yang disajikan pada **Tabel II.11.**

**Tabel II.11.** Spesifikasi Karbon Aktif

Komponen	Kadar
Iodine Number (mg/gram)	750-900
Ash (%)	2.0 – 3.0
Bulk density (g/m <sup>3</sup> )	0,5 – 0,54
pH value	8 – 9,5
Moisture (%)	5.0 (max)
Hardness	95 (min)
CTC	35-45

Sumber : PT. Lautan Luas

#### II.4.3. Bahan Penunjang

Asam Klorida (HCl), Kalsium Klorida (Ca(Cl)<sub>2</sub>) dan Magnesium Hidroksida (Mg(OH)<sub>2</sub>). HCl digunakan untuk mengontrol pH larutan, sementara Ca(Cl)<sub>2</sub> dan Mg(OH)<sub>2</sub> digunakan sebagai aktivator enzim. Dengan spesifikasi bahan disajikan pada **Tabel II.12.**

**Tabel II. 12.** Spesifikasi HCl, Ca(Cl)<sub>2</sub> , Mg(OH)<sub>2</sub>

Sifat	Asam Klorida	Kalsium Klorida	Magnesium Hidroksida
Fase	Cair	Cair	Padat
Rumus Molekul	HCl	Ca(Cl) <sub>2</sub>	Mg(OH) <sub>2</sub>
Berat Molekul	36,5 kg/kmol	110,99 kg/kmol	58,32 kg/kmol
Kelarutan Spesifik Gravity	Larut dalam air 1,16	Larut dalam air 2,15	Larut dalam air 1,56
Titik didih	108°C	1670°C	1412°C
Titik leleh	-46,2°C	-772°C	714°C
Viskositas	2,8 Cp	0,1 Cp	0,015 Cp
Densitas	1,15 kg/liter	2,152 kg/liter	2,63 kg/liter

Sumber: *Material Safety Data Sheet*

#### II.4.4 Enzim

Enzim digunakan pada proses liquifikasi, sakarifikasi, dan isomerisasi. Untuk proses liquifikasi dan sakarifikasi menggunakan enzim  $\alpha$ -amilase dan enzim glukoamilase. Pada proses isomerisasi menggunakan enzim gluko-isomerase. Spesifikasi dari enzim yang digunakan pada proses hidrolisa pati disajikan pada **Tabel II.13.**

**Tabel II.13.** Spesifikasi enzim

Sifat	Enzim		
	$\alpha$ -amilase	Glukoamilase	Gluko-isomerase
Fase	Bubuk	Bubuk	Bubuk
Warna	Cokelat	Cokelat terang	Putih
Berat molekul	53 gr/mol	36 gr/mol	-
Densitas	1,04 kg/liter	1,15 kg/liter	-
Viskositas	1 cp	1 cp	1 cp
pH optimum	5 – 6	4,5 – 5	7 – 7,5
Suhu optimum	90° – 100°C	60°C	30°C

Sumber: *Material Safety Data Sheet*

#### II.4.5 Target Produk

Berdasarkan *International Starch Institute*, HFS digunakan dalam minuman berkarbonasi sebagai pemanis utama atau ditambahkan dengan sukrosa maupun pemanis buatan lainnya seperti sakarin. Produk yang dihasilkan dari unit produksi ini HFS 55 dengan spesifikasi produk disajikan pada **Tabel II.14**.

**Tabel II. 14.**Spesifikasi HFS-55 sesuai US Food Chemical Codex Standards

Properti	Satuan	Syarat
<i>Dry matter</i>	%	77 (76.5-77.5)
pH		4,0
Densitas	g/ml	1,384
Viskositas	Cp	800
Dekstrosa % DS	%	41
Fruktosa % DS	%	55
Glukosa + Fruktosa % DS	%	(>95)
<i>Higher sugar</i> % DS	%	4
Tingkat Kemanisan (relative to sucrose <sup>1</sup> )	-	99
Flokulasi di produk	-	Tidak ada
Klorida	ppm	50
Arsenik	ppm	1
Tembaga	ppm	1,5

Sumber :*International Starch Institute*

Keterangan :

1. Kemanisan sukrosa = 100

#### II.5. Basis Perhitungan

Dalam perancangan pabrik, diperlukan basis perhitungan yang nantinya akan digunakan dalam proses penghitungan neraca massa. Dalam menentukan perhitungan neraca massa, maka dibutuhkan basis perhitungan. Basis perhitungan pada pabrik HFS55 ini adalah sebagai berikut :

- Basis perhitungan : 24 jam operasi

- Waktu operasi : 330 hari/tahun
- Suhu referensi : 25 °C = 298 K
- Satuan operasi : kg/hari dan kJ

## **BAB III**

### **SELEKSI DAN URAIAN PROSES**

#### **III.1. Tipe-tipe Proses**

Beberapa proses dapat digunakan untuk pembuatan High Fructose Syrup (HFS). Perlu dilakukan pemilihan proses agar mendapatkan hasil yang optimal dari segi teknis maupun ekonomis. HFS dapat dibuat dari berbagai bahan baku dan cara dengan kondisi operasi yang berbeda. Untuk pembuatan HFS dari bahan baku pati diperlukan dua proses utama, yakni:

1. Proses perubahan pati menjadi glukosa melalui hidrolisis  
Ada tiga macam proses hidrolisis, yaitu:
  - a. hidrolisa dengan asam
  - b. hidrolisa dengan asam-enzim
  - c. hidrolisa dengan enzim.
2. Proses perubahan glukosa menjadi high fructose syrup (HFS)

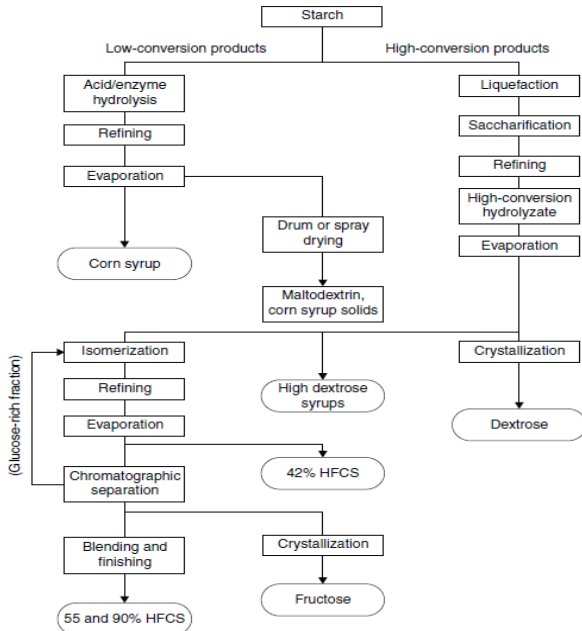
Proses perubahan glukosa menjadi HFS terbagi menjadi dua jenis:

- a. HFS dengan konversi kecil
- b. HFS dengan konversi besar

Pada umumnya konversi besar dihasilkan dari proses hidrolisa dengan enzim sedangkan konversi kecil dihasilkan pada proses hidrolisa dengan asam atau asam-enzim. Rangkaian proses yang penting dalam pembuatan HFS dari semua teknologi hidrolisis adalah hidrolisis, refining, dan evaporation. **Gambar III.1** akan menjelaskan perbedaan diagram alir antara HFS dengan konversi kecil dan besar.

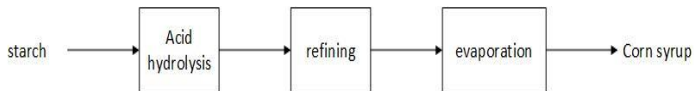
##### **III.1.1. Hidrolisis dengan asam**

Proses hidrolisis pati untuk membuat sirup gula dengan menggunakan asam ditemukan pertama kali oleh kimiawan Rusia, Khirchoff pada tahun 1811. Pada tahun 1830, teknologi ini dikembangkan di Amerika. Teknologi ini berhasil memproduksi 115 liter sirup gula per hari. Teknologi ini juga berhasil dikembangkan untuk beberapa jenis pati, yakni: pati jagung, gandum, beras, dan kentang. Pada **Gambar III.2** dipaparkan proses pembuatan sirup fruktosa dengan proses hidrolisa asam.



**Gambar III. 1.** Diagram alir *High Fructose Syrup* dari tepung tapioka

(Larry Hobbs, 2009)



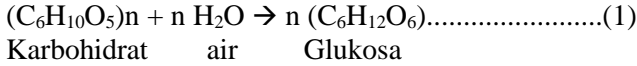
**Gambar III. 2.** Diagram alir *High Fructose Syrup* dari tepung tapioka dengan hidrolisa asam

(Larry Hobbs, 2009)

### III.1.1.a *Acid Hydrolysis*

Asam yang digunakan untuk proses ini adalah asam sulfat, asam klorida, dan asam fosfat. Dalam proses ini asam berfungsi sebagai katalis yang dapat mempercepat terbentuknya produk. Reaksi yang terjadi pada hidrolisis pati dengan asam adalah sebagai berikut:





Pada proses konversi asam, slurry pati (biasanya mempunyai kandungan bahan kering antara 35-45 %) dipompa di vessel bertekanan yang dinamakan converter. Proses penurunan pH sampai 2.0 dengan HCl pada 140-160°C dan tekanan 80 psi (5.4 atm) dilakukan pada converter. Selama proses hidrolisis, antara rantai 1,4 dan 1,6 dipecah dan membentuk molekul pati dengan berat molekul yang lebih rendah. Waktu tinggal di converter adalah 10-15 menit untuk menghasilkan low *Dextrose Equivalent* (DE) syrups; 15-20 menit untuk high DE syrups pada temperatur operasi. Dalam proses hidrolisis dengan asam, konversi reaksi perlu dijaga rendah untuk menghindari perubahan warna. Sistem converter dapat dilihat di **Gambar III.3**.

Pada umumnya pati yang dihidrolisis dengan asam akan menghasilkan DE 25-45 karena keterbatasan konversi. Menurut Llyod dan Nelson (1948) DE menunjukkan total gula produksi (fruktosa, glukosa, atau maltosa) yang dihitung sebagai D-glukosa dalam berat kering. Besarnya DE berbanding terbalik dengan derajat polimerisasi. Pati yang tidak terhidrolisis memiliki DE 0, sedangkan yang terhidrolisis sempurna mempunyai DE dengan D-glukosa anhidrous 100. Range DE dengan profil karbohidrat dijelaskan pada **Tabel III.1**.

**Tabel III. 1.** Range DE profil karbohidrat

Designation	Ash	Saccharides, carbohydrates			
		DP 1	DP 2	DP 3	DP 4+
28 DE	0,3	8	8	11	73
36 DE	0,3	14	11	10	65
34 HM	0,3	9	34	24	33
43 HM	0,3	9	43	18	30
43 DE	0,3	19	13	12	55
43 DE (IE)	0,03	19	14	12	55
53 DE	0,3	28	18	13	41
95 DE	0,3	95	3	0,5	1,5
95 DE(IE)	0,03	95	3	0,5	1,5

HFCS 42	0,03	95	3	0,7	1,3
HFCS 55	0,05	95,7	3	0,4	0,9

**Keterangan:**

DP 1 = Monosaccharides (dextrose, dextrose+fructose in HFS, fructose in crystalline fructose)

DP 2 = Disaccharides, primarily maltose

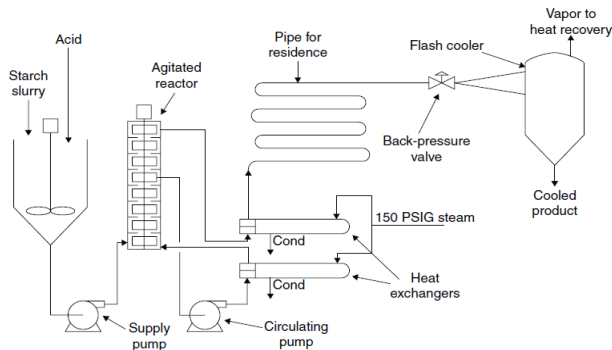
DP 3 = Trisaccharides, primarily maltotriose

DP 4+ = Oligosaccharides, maltotetraose, and higher saccharides

HM = High maltose

IE = Ion-exchange

(Larry Hobbs, 2009)



**Gambar II. 3. Converter system**

(Larry Hobbs, 2009)

Setelah konversi zat pati ke DE tertentu, reaksi dihentikan di tank netralisasi dengan cara menaikkan pH dengan soda abu (Sodium carbonate) menjadi 4,5-5,0. Kondisi pH ini dapat mengoptimalkan proses penghilangan protein dan lemak dan mengurangi perubahan warna. Setelah proses hidrolisis dan netralisasi selesai, cairan dapat dialirkan menuju clarifier, lalu di bleaching dan dievaporasi. Jika proses hidrolisisnya enzim-asam maka dapat dialirkan ke tangki enzyme.

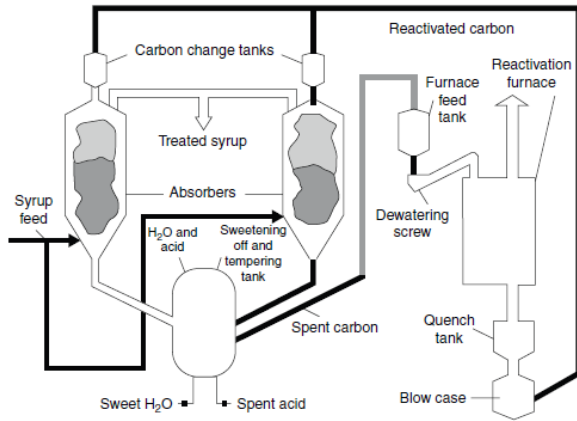
**III.1.1.b Refining**

Cairan dipompa menuju mud centrifuges dan rotary drum filters untuk menghilangkan lemak yang tersuspensi dan pengotor yang tidak larut dari filtrat nya. Asam amino dan peptida yang

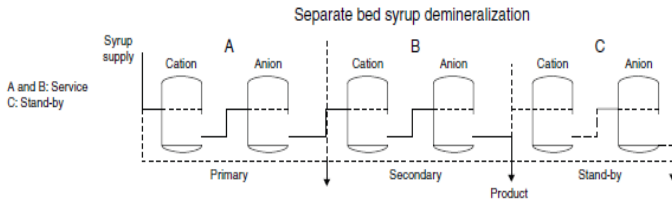
mungkin akan bereaksi dengan karbohidrat dihilangkan juga pada proses ini. Filtrat lalu dilewatkan ke pulsed bed dari karbon aktif untuk klarifikasi dan bleaching. Suhu di kolom karbon dijaga pada 150-170°F (69-77°C) dengan waktu kontak 90-120 menit agar semua pengotor dapat dihilangkan.

Pada umumnya karbon karbon aktif yang berbentuk serbuk atau granularakan menghilangkan warna dan rasa yang terbentuk pada proses sebelumnya. Karbon aktif akan menghilangkan 5-(hydroxymethyl)-2-furaldehyde (HMF) yang merupakan dekomposisi glukosa saat proses hidrolisis asam (Hobbs, 2009). Pada **Gambar III.4** dijelaskan sistem carbon beds adalah aliran counterflow atau pulsed bed. Setelah proses klarifikasi selesai karbon akan diregenerasi di furnace dan dikemas ulang lewat atas kolom. Sirup dari hasil penyerapan pengotor di karbon aktif dilewatkan ke check filter untuk menghilangkan sisa-sisa serbuk karbon. Teknologi lain yang digunakan untuk menyerap pengotor seperti protein dan zat warna adalah mixing tank dengan *filter press*. Pada mixing tank, sirup glukosa akan diaduk dengan serbuk karbon aktif, lalu dilewatkan ke *filter press* untuk proses pemisahan karbon aktif dengan sirup glukosa yang telah bersih. Teknologi dekolorisasi dengan *filter press* diklaim lebih efisien dari segi biaya daripada pulsed bed.

Ion exchange juga digunakan dalam klarifikasi. Fungsi ion exchange sebagai penjernih dan penstabil warna banyak digunakan di HFS untuk mengurangi level ash dan memperbaiki rasa. Ion exchange bersifat mobile ions yang bergerak berdasarkan afinitasnya dengan reaksi reversible. Tipe dari ion exchange yang digunakan adalah tiga kation dan tiga anion bed yang dipasang berpasangan. Untuk susunan pertama berfungsi sebagai alat filtrasi yang memiliki beban kerja paling berat, susunan kedua sebagai unit polishing dan susunan ketiga sebagai regenerasi. Saat resin sudah menipis, susunan pertama sebagai unit primer akan tergantikan oleh susunan kedua. Susunan kedua akan digantikan oleh susunan ketiga. Susunan pertama akan diregenerasi. **Gambar III.5** menjelaskan penyusunan ion exchange.



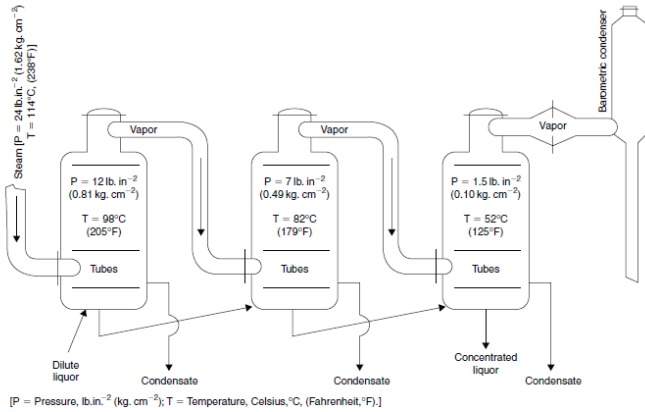
**Gambar III. 4.** Carbon Treatment



**Gambar III. 5.** Syrup demineralization sequence  
(Larry Hobbs, 2009)

### III.1.1.c Evaporation

Tahap selanjutnya pH dari filtrat diatur pada proses demineraliser dan kolom karbon selanjutnya akan dievaporasi. Level solid hasil evaporasi sekitar 30% dry solids (DS). Beberapa jenis evaporator yang digunakan adalah multiple effect dan falling film evaporators. Temperature di falling film evaporator akan naik sesuai dengan kondisi yang dikontrol untuk mencegah pembentukan rasa dan warna yang tidak diinginkan. Berdasarkan **Gambar III.6**, jenis aliran yang digunakan adalah counter current. Setelah proses evaporasi, sirup dialirkan ke storage tank.



**Gambar III. 6.** Multiple effect evaporator

(Larry Hobbs, 2009)

### III.1.2. Hidrolisa dengan Asam-Enzim

Seperti pada hidrolisa asam, pati atau tepung tapioka dihidrolisa hingga mencapai DE dengan batasan tertentu di converter selanjutnya enzim akan berperan untuk mencapai konversi dan DE yang diinginkan. Reaksi dengan enzim akan dilakukan di enzym tank, enzym akan dicampurlangsung engan slurry hasil hidrolisa asam dan dibiarkan bereaksi selama waktu tertentu. Jumlah penambahan enzim tergantung berapa profil karbohidrat yang diinginkan. Profil karbohidrat dapat dilihat di Tabel III.1.

Pada **Tabel III.2** dipaparkan beberapa jenis enzim yang umum dipakai untuk proses hidrolisa dengan enzim menurut Helmut Uhlig, 1998.

**Tabel III. 2.** Jenis enzim yang digunakan dalam proses hidrolisis

Hidrolisat	Tingkat DE	Enzim yang memproduksi
Glucose syrup		Alpha amylase
With low sweetening	20-38	
With normal sweetening	38-48	
	48-58	

With intermediate sweetening			
Glucose syrup			Alpha amylase; sakarifikasi
With high sweetening	58-68		dengan amyloglucosidase
With highest sweetening	68-98		(pembentukan glukosa dan maltosa)
High fructose syrup	97		Alpha amylase; sakarifikasi
			dengan amyloglucosidase
			(pembentukan glukosa)

Pada tahap akhir dari konversi dengan enzim, tank akan dikosongkan dan hasil hidrolisis yang berupa cairan difiltrasi, di bleaching, serta di evaporasi hingga mencapai kadar solid tertentu seperti yang telah dijelaskan pada sub bab III.1.1. Metode hidrolisis dengan enzim memudahkan penentuan DE dibandingkan dengan hidrolisis asam.

### III.1.3. Hidrolisis dengan Enzim

Proses hidrolisis pati dengan enzim umum digunakan karena menghasilkan konversi fruktosa yang besar, mengurangi kemungkinan perubahan warna dan rasa yang tidak diinginkan dan DE dapat langsung ditentukan dari karakteristik enzim yang digunakan. Menurut Helmut Uhlig (1998) Proses hidrolisis dengan enzim secara garis besar dipaparkan pada **Tabel III.3**.

**Tabel III. 3.** Uraian singkat proses hidrolisis enzim

Proses	Deskripsi proses
Likuifikasi	Pemutusan rantai panjang polisakarida pada pati menjadi dekstrin
Sakarifikasi	Pengubahan dekstrin menjadi D-glukosa
Isomerisasi	Pengubahan D-glukosa menjadi D-fruktosa

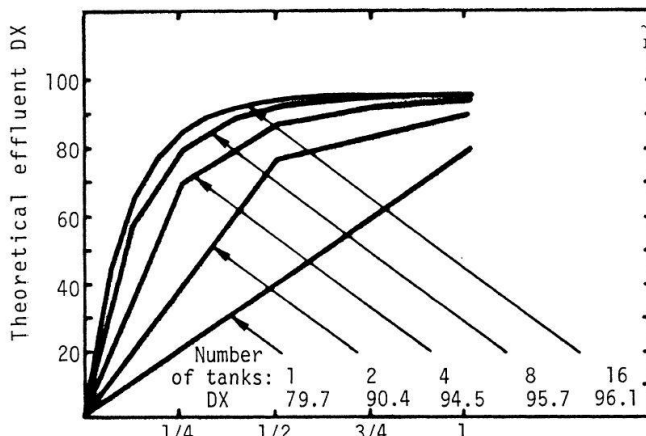
Konsentrasi fruktosa yang dihasilkan dari teknologi enzim dapat bervariasi antara 42%, 55% dan 90%. Pembuatan HFS 55% melalui proses sebagai berikut tepung pati dilarutkan dengan air dalam mixing tank dengan konsentrasi solid 35% dan pH 6,5.

Selain itu dilakukan penambahan kalsium (biasanya  $\text{CaCl}_2$ ) sebagai stabilizer dari enzim alpha-amylase. Selanjutnya larutan pati dialirkan ke steam jet cooker untuk menaikkan suhu sampai 105-107°C. Dalam steam jet cooker, suhu slurry dijaga selama 5-10 menit. Alternatif kondisi operasi adalah suhu 120-130°C selama beberapa sekon. Namun tidak disarankan karena proses handling akan lebih sulit. Setelah itu dilakukan penambahan enzim alpha-amylase pada reaktor likuifikasi. Jenis reaktor likuifikasi yang digunakan dapat berupa well-insulated pipelines, continuously stirred tank, atau holding tank. Proses likuifikasi dilaksanakan selama 2-3 jam. Biasanya proses likuifikasi akan didinginkan dari 100°C menjadi 90 atau 95 °C. Selama proses likuifikasi DE yang terbentuk adalah 8-10. Namun dalam skala pabrik, DE harus 15-16 sampai pada tahap likuifikasi.

Tahap sakarifikasi dimulai dengan mendinginkan sirup ke suhu 60 °C dengan heat exchangers dan pH diatur menjadi 4-4,5 dengan bantuan asam klorida. Tujuan proses sakarifikasi adalah membentuk sirup glukosa dan D-glukosa. Enzim akan ditambahkan ke tank sakarifikasi yang terinsulasi. Proses pengadukan akan dilakukan secara periodik atau kontinu. Proses sakarifikasi dapat berlangsung batch atau kontinu. Untuk menghindari glukosa terkonversi balik maka dibutuhkan 6-12 tank sakarifikasi. Waktu yang dibutuhkan untuk mencapai DE 98 kurang lebih 48-72 jam. Kandungan akhir sirup dari hasil sakarifikasi adalah 96% glukosa, 2-3 % disakarida, dan 1-2 % gula lain. Biasanya pH akan turun drastis karena aktivitas mikroba penghasil enzim dan pembentukan asam. Proses selanjutnya adalah filtrasi dengan rotary vacuum filter untuk menghilangkan protein residu dan lemak sebelum didekolorisasi di carbon treatment dan didemineralisasi di ion exchanger (Uhlig, 1998).

Proses sakarifikasi dalam hidrolisis enzimatis menggunakan reaktor jenis CSTR agar konversi DX yang dihasilkan sama dengan proses batch. Proses batch akan memakan volume reaktor yang besar dengan konversi tinggi dan waktu tinggal yang lama. Oleh karena itu reaktor jenis CSTR digunakan. Dengan jenis CSTR yang perlu dipertimbangkan adalah jumlah reaktor. **Gambar III.7** akan menampilkan grafik antara theoritica

effluent DX atau konversi DX yang dihasilkan berdasarkan jumlah reaktor yang digunakan. Delapan tangki direkomendasikan untuk konversi 96%.



**Gambar III. 7.** Grafik antara theoritical effluent DX atau konversi DX yang dihasilkan berdasarkan jumlah reaktor yang digunakan

Tahap isomerisasi digunakan untuk mengubah glukosa menjadi fruktosa dengan bantuan enzim *glucose isomerase*. Konversi dari D-glukosa ke D-fruktosa mencapai 50%. *Glucose isomerase* membutuhkan kation divalent  $\text{Co}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$  or  $\text{Mn}^{2+}$  untuk aktivitas katalitik dan tidak boleh ada ion  $\text{Cu}^{2+}$ ,  $\text{Ni}^{2+}$ ,  $\text{Ag}^{2+}$ ,  $\text{Hg}^{+}$ ,  $\text{Ca}^{2+}$  and  $\text{Zn}^{2+}$  karena sifat ion-ion tersebut inhibitor. Sehingga sebelum proses isomerisasi diperlukan proses demineralisasi. Kehadiran oligosakarida lain masih diperbolehkan maksimal 7%. Berdasarkan kondisi enzim, pH proses isomerisasi adalah 6.5-8.5 dengan temperatur 40-80°C dengan waktu tinggal 4 jam untuk reaktor jenis *fix bed* (Hobbs, 2009). Untuk jenis reaktor lain, ada *batch reactor* dan *CSTR Reactor*. Namun karena batch reactor tidak bisa dioperasikan secara kontinu, maka penggunaan batch tidak direkomendasikan. Sedangkan untuk jenis *CSTR* dibandingkan dengan jenis *fix bed*, lebih ekonomis *fix bed* (Tilburg, 1983). Setelah konversi selesai, sirup akan masuk ke tahap selanjutnya yakni pemurnian dengan dekolourisasi di *carbon*



*treatment*, demineralisasi di *ion exchange*, dan evaporasi untuk mencapai kandungan sirup fruktosa 70-72% seperti yang dijelaskan di sub bab III.1.1(Hobbs, 2009).

Tahap membran filtration digunakan untuk mengubah komposisi sirup fruktosa dari 42% menjadi 55%. Produk yang diinginkan, *High Fructose Syrup*, akan keluar sebagai *permeate* dengan konsentrasi fruktosa 55% sedangkan *retentate* yang mengandung dektrosa, air, maltose dan sedikit fruktosa akan dikembalikan ke depan dan akan diisomerisasi kembali dalam reaktor isomerisasi.

(Lucio, 2000)

### III.2. Pemilihan proses

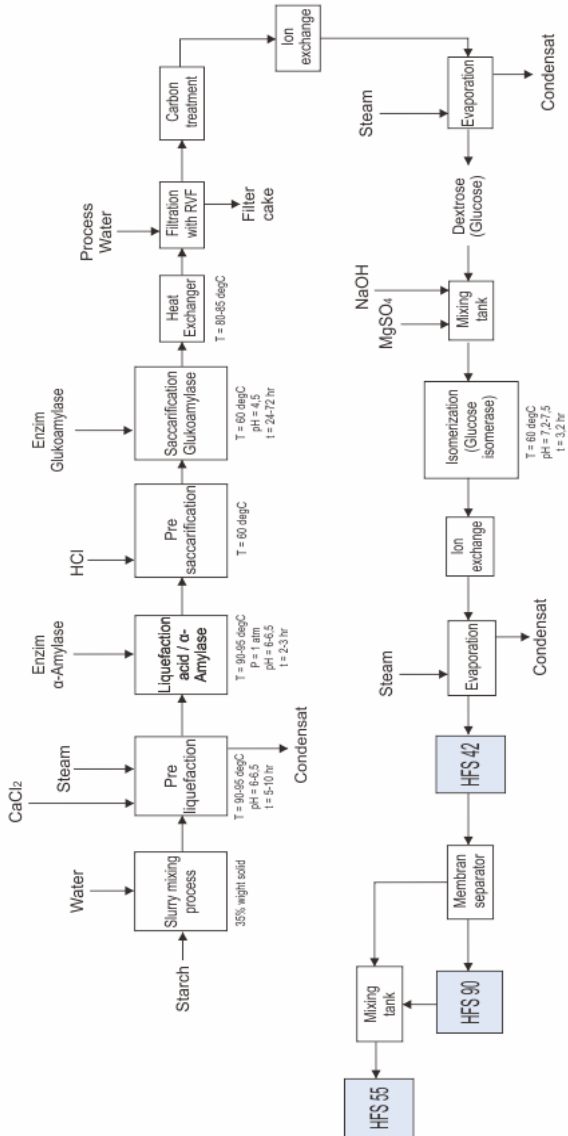
Berdasarkan penjelasan dari sub bab III.1.1-III.1.3 mengenai proses hidrolisis pati, masing-masing proses memiliki kelebihan dan kekurangan. Untuk mendapatkan data yang terukur dalam pemilihan proses hidrolisis pati maka **Tabel III.4.** akan menjelaskan perbandingan teknologi proses hidrolisis.

Berdasarkan skor, hidrolisis enzim dipilih karena memiliki skor yang lebih tinggi dibandingkan hidrolisis asam dan hidrolisis asam-enzim. Dari segi konversi, hidrolisis enzim memiliki konversi mencapai 98% DE. Hidrolisis asam-enzim mampu mengkonversi hingga 88% DE, sedangkan hidrolisis asam memiliki konversi maksimal 45%. Dari segi kondisi operasi, hidrolisis asam hanya dapat terjadi di suhu dan tekanan yang tinggi, namun kualitas produknya rendah. Sehingga membutuhkan proses purifikasi yang lebih panjang. Meskipun hidrolisis asam dan asam-enzim memiliki keunggulan yakni bahan bakunya yang lebih murah namun dari segi kualitas produk, hidrolisis enzim lebih unggul.

**Tabel III. 4.** Perbandingan teknologi hidrolisis pati dengan metode AHP

Faktor Pemanding	Bobot	Asam		Asam-enzim		Enzim	
		Nilai	Total	Nilai	Total	Nilai	Total
Konversi	0,11	50	5,39	70	7,55	90	9,70
Kondisi Operasi	0,15	60	6,47	75	11,19	80	11,94

Kualitas produk	0,14	50	5,39	70	9,95	95	13,50
Proses Purifikasi	0,07	55	5,93	70	5,20	85	6,32
Keekonomian	0,27	80	8,62	75	20,01	70	18,68
Corrosivity	0,26	50	5,39	60	15,58	90	23,37
Nilai akhir	1,00	60	37,19	65	69,48	85	83,51



**Gambar III. 8.** Diagram alir proses pembuatan HFS dengan metode hidrolisis enzim

(John S White, 2012)

### III.3. Pemilihan alat

Pemilihan alat menjadi pertimbangan penting kedua setelah menentukan teknologi. Layak atau tidaknya suatu pabrik berdiri dipengaruhi oleh spesifikasi alat yang digunakan. Uraian di bawah ini akan menjelaskan beberapa pemilihan alat yang digunakan dalam pabrik HFS beserta data terukur perbandingan masing-masing jenis alat.

#### a. Pompa

Jenis fluida yang dialirkan selama proses produksi HFS umumnya adalah *slurry*. Dengan kata lain, densitas dan viskositasnya jauh lebih tinggi dibandingkan air. Densitas *slurry* tepung tapioka dengan %DS Pati 35% sekitar  $1200 \text{ kg/m}^3$  ([www.starch.dk](http://www.starch.dk)), viskositas *slurry* >20 m.Pas pada suhu 30°C. Jika dibandingkan dengan air pada suhu yang sama, viskositasnya hanya 0,8 m.Pas. Selain itu %DS antara campuran tepung tapioka dan air menjadi faktor yang perlu diperhatikan. Penggunaan %DS mendekati 40% atau lebih disarankan menggunakan *slurry pump* dibandingkan dengan menggunakan pompa setrifugal biasa. (metso expect result, 2013). **Tabel III.5** akan menjelaskan perbandingan terukur dalam pemilihan pompa.

**Tabel III. 5.** Perbandingan pemilihan pompa dengan metode AHP

Faktor Pembanding	bobot	Slurry pump		Axial pump	
		Nilai	Total	Nilai	Total
Densitas	0,33	90,00	30,00	75,00	25,00
Viskositas	0,33	90,00	30,00	75,00	25,00
Dry solid	0,33	95,00	31,67	60,00	20,00
Nilai akhir	1,00		91,67		70,00

#### b. Jenis Heater untuk Reaktor Likuifikasi dan Sakarifikasi

Heater diperlukan untuk menjaga suhu pada reaktor sakarifikasi dan likuifikasi karena reaksi selama

likuifikasi dan sakarifikasi bersifat endoterm. Pertimbangan yang diperhatikan untuk pemilihan heater adalah kecepatan dan distribusi heat transfer ke *process fluid*, *fouling rate* untuk mengantisipasi penurunan *heat transfer coefficient* dan *utility stream mixing rate* untuk memastikan temperatur seragam di semua bagian heater.

Terdapat dua jenis heater yang menjadi pertimbangan dalam pabrik HFS, yang pertama menggunakan koil dan kedua menggunakan jaket reaktor. Penggunaan koil lebih disarankan jika viskositas *process fluid* besar. Hal ini untuk memudahkan transfer *process fluid* dipompa. Selain itu, heater koil memiliki koefisien perpindahan panas yang lebih besar daripada *jacket heater* sehingga pemanasan berjalan lebih efektif. *Jacket heater* memiliki kelebihan dimana distribusi panasnya merata, sedangkan pada koil, distribusi panas tidak akan merata jika ketinggian liquida di bawah ketinggian koil. *Jacket heater* rawan mengalami fouling karena *utility stream* yang kurang mengalami sirkulasi selama berada di *jacket heater*. **Tabel III.6** akan menjabarkan mengenai perbandingan koil dan jacket heater sebagai dasar pemilihan untuk pemasangan heater di reaktor likuifikasi dan sakarifikasi. Dengan skor yang diperoleh dari pengukuran menggunakan AHP, dipilih coil heater (automation.isa.org).

**Tabel III. 6.** Perbandingan pemilihan *heater* dengan metode AHP

Faktor Pemanding	bobot	coil heater		jacket heater	
		Nilai	Total	Nilai	Total
heat transfer coefficient	0,24771	90	22,2938	80	19,8167
heat transfer distribution	0,14874	80	11,8995	90	13,3869
fouling rate	0,25278	90	22,7505	70	17,6948
mixing rate	0,12874	85	10,9432	70	9,01207
heat transfer in dishd bottom	0,22202	70	15,5414	90	19,9818
Nilai akhir	1		83,4284		79,8924

### III.4. Uraian Proses

Proses pembuatan high fructose syrup-55 dari tepung tapioka dibagi menjadi beberapa unit proses. Pertama unit mixing, unit hidrolisis yang terdiri dari unit likuifikasi dan unit sakarifikasi, unit dekolorisasi dan purifikasi I, unit isomerisasi, unit dekolorisasi&purifikasi III dan unit *enriching*. Unit mixing terdiri dari proses pencampuran pati dan air di tangki berpengaduk (M-110). Pati ditransfer ke dalam M-110 menggunakan pneumatic conveyor karena bulk density tepung pati yang kecil sehingga membutuhkan sistem tertutup. Selain itu untuk menghindari plugging tepung pati di sepanjang pipa menuju tangki likuifikasi. Hasil pencampuran pati dan air disebut dengan starch slurry.

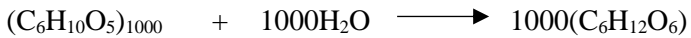
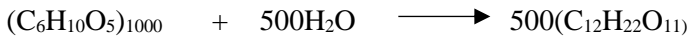
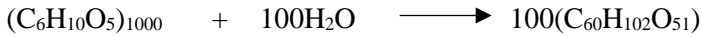
#### III.4.1. Unit Hidrolisis

Unit Hidrolisis merupakan unit proses dimana pati (polisakarida) mengalami pemotongan ikatan rantai dengan bantuan enzim untuk mengubah berat molekulnya dan bertransformasi menjadi oligosakarida atau monosakarida. Unit Hidrolisis terjadi dalam dua proses, yaitu likuifikasi dan sakarifikasi.

##### a. Likuifikasi

Proses likuifikasi berlangsung di dalam sebuah *batch reactor* berpengaduk (R-130) dan berlangsung selama kurang lebih 3 jam pada suhu operasi 95°C. Proses likuifikasi dimulai dengan tahap pre-likuifikasi, yaitu proses pencampuran slurry 35% *Dextrose sugar* (DS) dengan  $\text{Ca}(\text{Cl})_2$  sebagai *protector* bagi enzim terhadap suhu panas di tangki pencampur (M-210). Setelah itu, slurry dipompa masuk ke *steam jet cooker* (Q-120) untuk proses gelatinisasi selama 5 menit. Proses gelatinisasi dilakukan pada suhu 105°C dengan menggunakan uap jenuh dari *steam jet cooker* (Q-120). Setelah itu slurry tergelatinisasi akan keluar dari *jet cooker* dan mengalir ke reaktor likuifikasi bersifat *batch* (R-130). Sepanjang aliran dari *jet cooker* ke reaktor likuifikasi, suhu akan turun 10°C menjadi 95°C. Reaktor likuifikasi dilengkapi dengan koil pemanas untuk menjaga suhu *slurry* tetap 95°C tekanan 1 atm dan pH 6,5. Sumber panas dari koil berasal dari uap jenuh dari

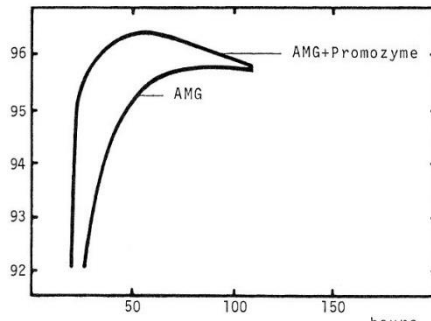
bagian utilitas. Setelah itu dilakukan penambahan enzim  $\alpha$ -amilase dan pengadukan dalam reaktor dimulai. Proses likufikasi ini dilakukan selama 3 jam dan menghasilkan DE 16 atau dekstrin 16%. Enzim akan memecah pati yang merupakan polisakarida menjadi dekstrin, maltose, dan dekstroza. Dekstrin ini kemudian akan masuk ke proses sakarifikasi. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



(Olsen, 1995)

#### b. Sakarifikasi

Proses Sakarifikasi berlangsung selama 72 jam pada suhu  $60^\circ\text{C}$  di dalam 8 reaktor batch berpengaduk (R-220) dengan bantuan enzim *glucoamilase* (AMG) dan promozyyme *pullanase* (PUN). Penggunaan promozyyme bertujuan untuk mempercepat pemecahan ikatan rantai  $\alpha$ -1-6 yang merupakan rantai amilopektin. **Gambar III.9** akan menjelaskan kegunaan promzyyme dalam sakarifikasi.



**Gambar III. 9.** Grafik derajat sakarifikasi (DX) terhadap waktu dengan efek promozyyme

(Olsen, 1995)

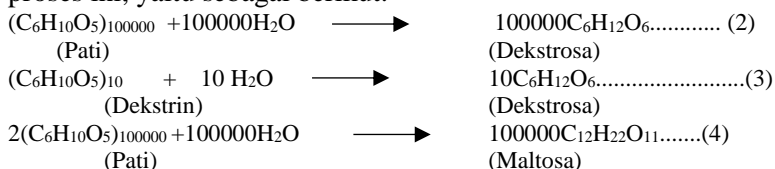
Berdasarkan Gambar III.9, proses sakarifikasi lebih cepat selesai dan menghasilkan derajat sakarifikasi yang lebih tinggi dengan penambahan promozyyme. Rasio AMG:PUN yang disarankan adalah 1:1. Rasio ini dapat mengurangi terbentuknya

*dextrose sugar* (DS) yang berfase solid. DS akan menyebabkan reaksi balik sehingga akan mengurangi nilai DX. Oleh karena itu dari awal, DS ditetapkan hanya 35% dan tidak boleh bertambah. Penetapan DS 35% didasarkan pada pengurangan beban evaporator. Evaporator yang memiliki beban tinggi cenderung memakan biaya produksi yang besar. Proses sakarifikasi untuk menghasilkan dekstrin dengan kemurnian 98% (DE 98). Pemilihan 8 tangki sakarifikasi karena konversi dilakukan secara bertahap pada masing-masing reaktor.

Tahap pre-sakarifikasi dilakukan dengan mencampurkan slurry hasil likufikasi dengan HCl agar didapatkan pH 4,5 pada slurry. pH ini perlu dicapai karena enzim yang akan digunakan pada proses liquifikasi akan bekerja optimum pada pH lingkungan antara 4.5-5. Suhu operasi untuk proses sakarifikasi dijaga 60°C karena pati mengandung kompleks amilase lipid yang larut pada 100°C, jika hidrolisis tahap I (likuifikasi) maka jika digunakan suhu tinggi untuk sakarifikasi akan menyebabkan amilase larut dan berikatan lagi. Jika suhu terlalu rendah akan menyebabkan turbiditas yang disebabkan oleh partikel-partikel meningkat dan mengganggu proses filtrasi.

(Olsen, 1995)

Dekstrin selanjutnya akan diubah menjadi dekstrosa. Dekstrosa inilah yang akan mengalami proses isomerisasi dan membentuk fruktosa. Terdapat tiga macam reaksi yang terjadi proses ini, yaitu sebagai berikut:



(Rippe, 2014)

Dari proses sakarifikasi dihasilkan sirup glukosa yang kemudian dilakukan filtrasi dengan *rotary vacuum filter* (H-240) untuk memisahkan filtrat dengan pengotor berupa protein, lemak, CaCl<sub>2</sub>, HCl, dan pati yang tidak bereaksi. Setelah itu dilanjutkan dengan proses purifikasi dengan ion exchange dan pengurangan kandungan air hingga kandungan *dry matter* menjadi 71%.



### III.4.2 Unit Dekolorisasi dan Purifikasi I

Sebelum masuk ke unit isomerisasi dan mengalami perubahan menjadi fruktosa, sirup dekstrosa hasil proses sakarifikasi akan terlebih dahulu masuk ke unit purifikasi untuk menghilangkan pati dan dekstrin yang tidak bereaksi, protein, lemak, dan pengotor lain. Pada unit purifikasi pertama ini, sirup dekstrosa akan mengalami tiga proses yaitu filtrasi, penukaran ion dan evaporasi.

#### a. Filtrasi

Proses filtrasi bertujuan untuk memisahkan padatan dari cairan sirup dekstrosa menggunakan *rotary vacuum filter* (H-240). Rotary vacuum filter (H-240) digunakan untuk menyaring *impurities* berfase solid dari sirup dekstrosa. *Impurities* yang dimaksud adalah pati dan dekstrin yang tidak bereaksi, dan lemak. Sebelum memasuki RVF, cairan sirup dekstrosa dicampurkan dengan karbon aktif dari *filter press* (H-260) untuk menambah massa cake yang terbentuk juga untuk memaksimalkan proses filtrasi.

Suhu sebelum masuk ke RVF dinaikkan hingga 85°C dengan menggunakan heater untuk memudahkan proses penyaringan di RVF karena jika suhu kurang dari 85°C akan ada potensi terjadinya plugging pada RVF karena viskositas yang tinggi setelah keluar dari reaktor sakarifikasi. Selain itu suhu 85°C digunakan untuk membuat enzim *inactive*. Air yang digunakan untuk proses RVF adalah air panas dengan suhu 82°C.

(hugot, 1960)

#### b. Dekolorisasi

Proses dekolourisasi dilakukan dalam *carbon mixing tank* (M-250) dan *filter press* (H-260). Tangki karbon digunakan untuk mencampur sirup dekstrosa dari RVF dengan serbuk karbon aktif. Proses pencampuran ini digunakan untuk menghilangkan warna (*decolorization*) dan rasa karena pengotor yang terbentuk selama proses produksi. Kondisi operasi mixing tank adalah 65°C 1 atm.

Sirup yang telah bercampur dengan karbon aktif kemudian dipisahkan menggunakan *filter press*. *Filter press* terdiri dari seperangkat piringan atau lempeng (plate) yang dirancang untuk memberikan sederetan ruang dimana zat padat dapat ditahan.

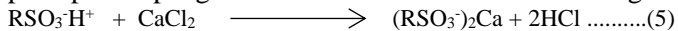
Lempeng (plate) itu ditutup dengan medium filter atau kanvas. Slurry umpan masuk ke dalam masing-masing komponen tersebut menggunakan tekanan, cairannya lewat melalui kanvas dan keluar melalui pipa pengeluaran dan meninggalkan zat padat basah di dalam ruang itu. Pinggan yang digunakan berbentuk plate dan frame (pinggan dan bingkai). Pinggan disusun silih berganti, diletakkan secara vertical pada rak logam dan kain dipasang menutupi setiap bingkai dan dirapatkan dengan bantuan skrup atau ram hidrolik. Slurry mengalir melalui saluran yang terpasang memanjang sepanjang pada salah satu sudut rakitan, dan dari bidang ini melalui saluran tambahan mengalir ke dalam masing-masing bingkai. Disini zat padat itu dapat ditahan pada permukaan plate, filtratnya akan menembus kain filter melalui alur pada muka pinggan, sampai keluar dari *filter press*. Slurry umpan dipompakan dari tangki pada tekanan 3-10 atm. Operasi filtrasi berlangsung hingga tidak ada lagi zat cair yang keluar dan tekanan filtrasi akan naik dengan tajam. Hal ini dapat terjadi bila bingkai sudah penuh dengan zat padat sehingga slurry tidak dapat lewat lagi. Proses selanjutnya adalah pencucian dengan cara mengalirkan cairan pencuci untuk membersihkan zat padat agar hasil yang didapat lebih murni. (Kuiper, 2014)

c. Penukar Ion (D-270 dan D-280)

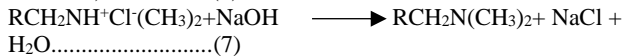
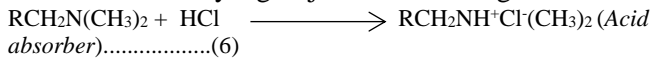
Ada dua macam tangki dalam unit proses penukar ion, yaitu tangki penukar kation (D-270), dan tangki penukar anion (D-280). Penukaran ion adalah proses dimana ion-ion dari suatu larutan elektrolit diikat pada permukaan bahan padat sebagai pengganti ion-ion. Pertukaran hanya dapat terjadi diantara ion-ion sejenis dan berlangsung dalam waktu singkat, yaitu pada saat terjadi kontak antara larutan elektrolit dengan penukar ion. Pada unit ini digunakan resin sebagai bahan penukar ion. Bahan ini memiliki ukuran butiran-butiran yang agak kasar (granula). Umumnya resin penukar ion tahan terhadap suhu tinggi, tahan terhadap korosi atau kerusakan karena asam maupun basa ataupun bahan-bahan organik lainnya, serta tahan terhadap tekanan osmosis.

Tujuan dari pertukaran ion untuk menghilangkan ion-ion yang terlarut, menghilangkan abu, protein, dan warna dalam

larutan dekstrosa. Pada tangki penukar kation (D-270 & D-280), seluruh ion  $\text{Ca}^{2+}$  terlarut akan diikat oleh resin dan digantikan dengan ion  $\text{H}^+$ . Pengikatan ion positif disebut kation exchanger. Biasanya digunakan asam kuat atau asam lemah sebagai resin namun pada pabrik ini dipilih resin asam kuat karena mampu mengikat ion  $\text{Ca}^{2+}$ . Ion  $\text{H}^+$  yang terserap oleh resin akan menurunkan pH larutan menjadi 1.5-2. Protein akan terserap karena pH larutan yang rendah. Jenis asam kuat yang digunakan biasanya berasal dari gugus sulfonate fenolik. Reaksi yang terjadi pada proses pengikatan kation oleh resin adalah sebagai berikut:



Dari tangki penukar kation, larutan gula kemudian dialirkan ke tangki pertukaran anion (D-280), dimana pada tangki penukar anion, seluruh ion  $\text{Cl}^-$  akan diikat oleh resin dan digantikan dengan ion  $\text{OH}^-$ . Resin yang digunakan berjenis basa lemah dan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



*(acid neutralization)*

Setelah melewati proses penukaran ion ini, larutan sirup dekstrosa yang dihasilkan akan memiliki warna yang lebih jernih. Keseluruhan proses penukaran ion berlangsung selama 2 jam. Hasil dari penukaran ion akan dimasukkan ke tangki penampungan sementara kemudian dialirkan ke tangki evaporasi.

*(Purolite Company, 2007)*

#### d. Evaporasi

Evaporasi larutan dekstrosa bertujuan untuk menguapkan air hingga mencapai 50% DS dengan tripple effect evaporator (V-290, V-290 B, dan V-290 C). Evaporasi juga bertujuan sebagai pre-treatment sebelum proses isomerisasi. % DS ditetapkan 50% DS sebelum proses isomerisasi. Jika % DS terlalu tinggi akan menurunkan kecepatan isomerisasi karena terjadi peristiwa difusi di pori-pori *immobilized isomerization enzyme* (bed enzim) (Olsen, 1995).

Jenis evaporator yang digunakan adalah *falling film evaporator* untuk mencegah dekstrosa mengalami karamelisasi

jika menggunakan *short tube evaporator* atau *calandria*. Karamelisasi pada dekstrosa dipicu dari waktu tinggal yang terlalu lama di dalam evaporator. Oleh karena itu dipilih *falling film evaporator* karena waktu tinggal yang pendek (Sekitar 2 menit pada bagian calandria) (Ulrich, 1984) dan koefisien perpindahan panasnya yang tinggi sehingga bahan dapat segera menguap dan produk dapat segera *discharge* dari dalam evaporator.

Evaporator terdiri dari dua bagian, tube dan calandria. Feed akan dipompa menuju bagian paling atas dari evaporator lalu feed akan mengalir lewat tube sedangkan steam akan mengalir lewat shell. Produk yang berupa uap dan *liquor* akan terakumulasi di calandria lalu mengalami pemisahan karena perbedaan densitas. *falling film evaporator* juga cocok digunakan untuk pabrik dengan kapasitas besar (Coulson, vol 6, 2005).

Evaporator akan disusun dengan susunan tripple effect evaporator. Kondisi operasi akan mengikuti rules of thumb dari Larry hobbs 2009. Uap yang digunakan untuk mengevaporasi memiliki tekanan  $1,62 \text{ kg/cm}^2$  dengan suhu  $104^\circ\text{C}$ . Kondisi operasi pada evaporator efek I :  $P = 0,81 \text{ kg/cm}^2$  dan  $T = 98^\circ\text{C}$  ; efek III :  $P = 0,49 \text{ kg/cm}^2$  dan  $T = 82^\circ\text{C}$  ; efek IIII :  $P = 0,1 \text{ kg/cm}^2$  dan  $T = 52^\circ\text{C}$ . Evaporator dilengkapi dengan barometric condensor dan steam jeat ejector. Setelah dari evaporator, produk bebas uap akan dipompa menuju unit isomerisasi (R-320).

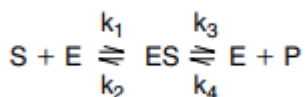
### III.4.3 Unit Isomerisasi

Proses ini bertujuan untuk mengubah sirup glukosa menjadi sirup fruktosa dengan menggunakan enzim glukoisomerase (glukoisomerasi enzimatik) pada reaktor isomerisasi (R-320) bersifat fix bed dengan kondisi operasi pada suhu  $60^\circ\text{C}$  dan pH 7,5. Berdasarkan uhlig (1998) enzim glukoisomerase mampu mengubah 50% D-glukosa menjadi D-fruktosa.

Proses isomerisasi membutuhkan ion-ion seperti  $\text{Co}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$  atau  $\text{Mn}^{2+}$  untuk aktivitas katalis, oleh karena itu sebelum masuk ke reaktor isomerisasi (R-320), sirup glukosa dari evaporator I (V-290), dialirkan ke mixing tank (M-310) dengan melakukan penambahan  $\text{MgSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$  yang merupakan aktivator

enzim glukoisomerase. Inhibitor untuk reaksi isomerisasi adalah ion  $\text{Cu}^{2+}$ ,  $\text{Ni}^{2+}$ ,  $\text{Ag}^{2+}$ ,  $\text{Hg}^{2+}$ ,  $\text{Ca}^{2+}$  dan  $\text{Zn}^{2+}$ . Oleh karena itu demineralisasi diperlukan untuk menghilangkan inhibitor-inhibitor tersebut. Penambahan aktivator tersebut berpengaruh pada aktivitas substrat menjadi dua kali lipat dibandingkan jika tidak ada penambahan aktivator. Konsentrasi  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  yang ditambahkan adalah 0,1 g/L. Pengaturan pH pada proses ini mempengaruhi produktivitas enzim dan waktu reaksi, pH optimum untuk proses ini adalah 7,5 dan diatur dengan penambahan larutan NaOH.

Proses Isomerisasi dari glukosa menjadi fruktosa memiliki mekanisme reaksi orde satu dan bersifat reversibel mengikuti aturan Michalis-Menten.



dimana S, E, ES, dan P adalah substrat, enzim, kompleks enzim-substrat, dan produk.  $k_1$ ,  $k_2$ ,  $k_3$ ,  $k_4$  adalah *rate constant*. Mekanisme reaksi dapat dijabarkan pada persamaan berikut:

$$V = \frac{E \left[ \frac{K_3 S}{K_S} - \frac{K_2 P}{K_P} \right]}{1 + \left( \frac{S}{K_S} \right) + \left( \frac{P}{K_P} \right)}$$

Dimana V adalah laju pembentukan produk,  $K_S$  dan  $K_P$  adalah konstanta Michaelis untuk substrat dan produk.

Reaktor (R-320) menggunakan fixed bed reactor. Keuntungan menggunakan *fixed bed reactor* adalah kapasitasnya yang besar, waktu tinggalnya sebentar sehingga mencegah terjadinya reaksi samping. Waktu tinggal reaktor kurang dari 4 jam. Biasanya ditetapkan 3,2 jam. Waktu kolom reaktor fix bed kurang lebih 200 hari.

(Larry hobs, 2009)

### III.4.4 Unit Dekolorisasi dan Purifikasi II

Unit Purifikasi II terdiri dari tiga proses, yaitu filtrasi, penukaran ion dan evaporasi. Pada unit ini, fruktosa keluaran

reaktor isomerase lalu dialirkan menuju ke tangki penukar kation (D-330 & D-340 untuk mengikat ion  $Mg^{2+}$  dari larutan sirup dan dilanjutkan dengan proses pemekatan pada single evaporator (V-350) hingga diperoleh kepekatan 75% sesuai spesifikasi *High Fructose Syrup* (HFS) 42 selama 7 jam.

#### **III.4.5. Unit Pembentukan Produk HFS-55**

Dengan teknologi enzim isomerisasi saat ini, konversi glukosa menjadi fruktosa terbatas pada 42-46%. Untuk memperoleh sirup fruktosa 55%, sirup fruktosa 42% akan melalui proses pemisahan fruktosa dan dekstrosa menggunakan teknologi *membrane separation*. Membran yang digunakan merupakan membran tipe *Hollow Fiber Supported Liquid Membrane* (HFSLM) (D-360). Produk yang diinginkan, *High Fructose Syrup*, akan keluar sebagai *permeate* dengan konsentrasi fruktosa 55% sedangkan *retentate* yang mengandung dekstrosa, air, maltose dan sedikit fruktosa akan dikembalikan ke depan dan akan diisomerisasi kembali dalam reaktor isomerisasi (R320). Produk akhir sirup ini mengandung 55% fruktosa, 42% glukosa dan 3% gula berat lainnya dengan kadar air 22.5%. Keseluruhan unit proses pembuatan sirup fruktosa ini dapat dilihat pada **Gambar III.8.**

(Lucio, 2000)

## BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

### IV.1. Neraca Massa

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan lain yang terkait dalam perhitungan. Dalam perhitungan ini berlaku teori Hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran steady state. Maka rumus yang digunakan:

$$[\text{Akumulasi}] = [\text{Aliran massa masuk}] - [\text{Aliran massa keluar}] + [\text{Reaksi}]$$

Asumsi aliran *steady state*, maka akumulasi massa sama dengan nol, neraca massa proses pembuatan sirup fruktosa-55 dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Waktu Operasi} &= 1 \text{ tahun} \\ &= 330 \text{ hari} \\ &= 24 \text{ jam/ hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= 200000 \text{ ton/ tahun} \\ &= 606,06 \text{ kg/ jam} \end{aligned}$$

$$\text{Basis tepung masuk} = 26956,214 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Keterangan: } x &= \text{Fraksi Massa (\%)} \\ r &= \text{Massa (kg)} \end{aligned}$$

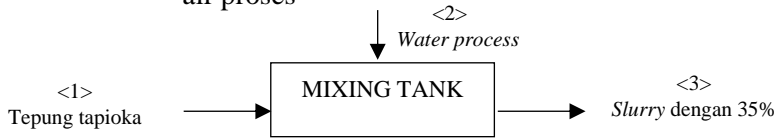
**Tabel IV. 1** Komposisi tepung tapioka (per 100 gram bahan)

<b>Komponen</b>	<b>%</b>	<b>Massa (gram)</b>
Pati	0.88	23686,43
Air	0.08	2102,58
Protein	0.02	431,30
Lemak	0.01	137,48
Abu	0.02	598,43
<b>Total</b>	<b>1.00</b>	<b>26956,21</b>

(Uhlig, p229)

## 1. MIXING TANK (M-110)

Fungsi : Membuat bubur pati dengan penambahan air proses



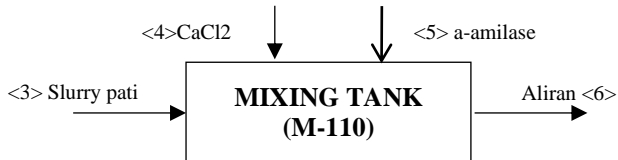
**Tabel IV. 2 Neraca Massa Mixing Tank (M-110)**

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<1>		<2>		<3>	
	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi	Massa (kg)	Fraksi
Pati	23686,43	0,8787	-	-	23686,425	0,333869
Air	2102,58	0,078	43989,08	1	46091,660	0,649679
Protein	431,30	0,016	-	-	431,299	0,006079
Lemak	137,48	0,0051	-	-	137,477	0,001938
Abu	598,43	0,0222	-	-	598,428	0,008435
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-
Steam	-	-	-	-	-	-
α-amilase	-	-	-	-	-	-
Dekstrin	-	-	-	-	-	-
Fruktosa	-	-	-	-	-	-
Maltosa	-	-	-	-	-	-
Dekstroza	-	-	-	-	-	-
HCl	-	-	-	-	-	-
glukoamilase	-	-	-	-	-	-
karbon	-	-	-	-	-	-
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
<b>TOTAL</b>	26956,21	1	43989,08	1	70945,289	1
	<b>70945,29</b>				<b>70945,29</b>	



## 2. MIXING TANK (M-110)

Fungsi : Mencampur Enzim  $\alpha$ -amilase dan  $\text{CaCl}_2$  berguna sebagai stabilizer enzim

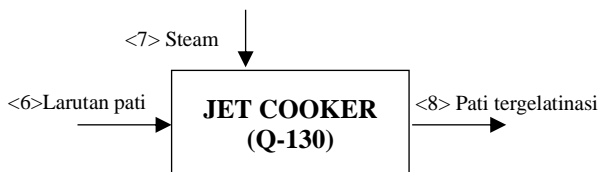


**Tabel IV. 3 Neraca Massa Mixing Tank (M-110)**

Komponen	Aliran Masuk						Aliran Keluar		
	<3>		<4>		<5>		<6>		
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	
Pati	23686,4	0,33387	0		0		23686,4	0,33	
Air	46091,7	0,64968	57,2	0,895	0		46148,8	0,65	
Protein	431,3	0,00608	0,0		0		431,3	0,006	
Lemak	137,5	0,00194	0		0		137,48	0,002	
Abu	598,4	0,00844	0		0		598,43	0,008	
$\text{CaCl}_2$	-	-	6,720	0,105	0		6,72	9E-05	
Steam	-	-	-	-	0		0,000	0	
$\alpha$ -amilase	-	-	-	-	1,84	1,00	11,84	0,0002	
Dekstrin	-	-	-	-	-				
Fruktosa	-	-	-	-	-				
Maltosa	-	-	-	-	-				
Dekstroza	-	-	-	-	-				
HCl	-	-	-	-	-				
glukoamilase	-	-	-	-	-				
karbon	-	-	-	-	-				
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	-	-	-	-	-				
NaOH	-	-	-	-	-				
<b>TOTAL</b>	<b>70945</b>	<b>1,00</b>	<b>63,89</b>	<b>1,00</b>	<b>11,84</b>	<b>1,00</b>	<b>71021</b>	<b>1,00</b>	
			<b>71021,02</b>					<b>71021,02</b>	

### 3. JET COOKER (Q-130)

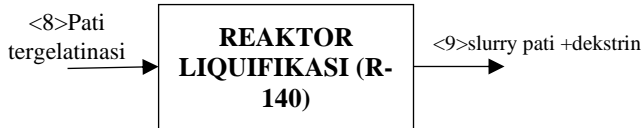
**Tabel IV. 4** Neraca Massa Jet Cooker (Q-130)



Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<6>		<7>		<8>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	23686,4	0,3335	-	-	23686	0,301
Air	46148,8	0,6498	-	-	53703	0,683
Protein	431,3	0,0061	-	-	431,30	0,005
Lemak	137,5	0,0019	-	-	137,48	0,002
Abu	598,4	0,0084	-	-	598,4	0,008
CaCl <sub>2</sub>	6,72	0,0001	-	-	6,72	0,000
Steam	-	-	7555	1	-	-
Amylase	11,84	0,0002	-	-	11,84	0,0002
Dekstrin	-	-	-	-	-	-
Fruktosa	-	-	-	-	-	-
Maltosa	-	-	-	-	-	-
Dekstrosa	-	-	-	-	-	-
HCl	-	-	-	-	-	-
glukoamilase	-	-	-	-	-	-
karbon	-	-	-	-	-	-
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
<b>TOTAL</b>	<b>71021</b>	<b>1,00</b>	<b>7555</b>	<b>1</b>	<b>78576</b>	<b>1,00</b>
	<b>78575,57</b>				<b>78575,57</b>	

#### 4. REAKTOR LIQUIFIKASI (R-140)

Fungsi : Mengkonversikan pati menjadi dekstrin, dekstroza dan maltosa dengan bantuan enzim amilase

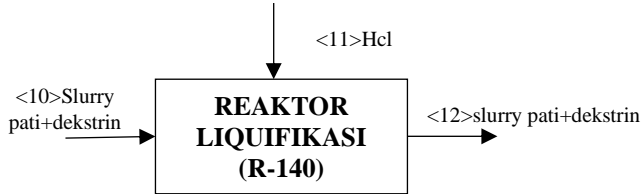


**Tabel IV. 5** Neraca Massa Reaktor Liquifikasi (R-140)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<8>		<9>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	23686,4	0,301448	19896,6	0,253
Air	53703,4	0,683462	53656,8	0,683
Protein	431,3	0,005489	431,30	0,005
Lemak	137,5	0,00175	137,48	0,002
Abu	598,4	0,007616	598,43	0,008
CaCl <sub>2</sub>	6,7	8,55E-05	6,72	9E-05
Steam	-	-	-	-
amilase	11,84	0,000151	11,84	2E-04
Dekstrin	-	-	3743,80	0,048
Fruktosa	-	-	-	-
Maltosa	-	-	80,01	0,001
Dekstroza	-	-	12,63	2E-04
HCl	-	-	-	-
glukoamilase	-	-	-	-
karbon	-	-	-	-
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-
TOTAL	78575,6	1,0	78575,6	1
	<b>78575,57</b>		<b>78575,57</b>	

## 5. TANGKI PENCAMPUR HCL (M-210)

Fungsi : Menurunkan pH slurry untuk memenuhi kondisi operasi sakarifikasi menjadi 4,5

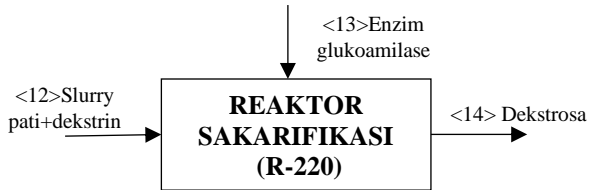


**Tabel IV. 6** Neraca Massa Tangki Pencampur HCl (M-210)

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<10>		<11>		<12>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	19896,6	0,25322	-	-	19896,6	0,2532
Air	53656,8	0,68287	3,099272	1	53659,86	0,6829
Protein	431,3	0,00549	-	-	431,30	0,0055
Lemak	137,5	0,00175	-	-	137,48	2,E-03
Abu	598,4	0,00762	-	-	598,43	0,0076
CaCl2	6,7	0,00009	-	-	6,72	9E-05
Steam	-	-	-	-	-	-
amilase	11,8	0,00015	-	-	11,84	0,0002
Dekstrin	3743,8	0,04765	-	-	3743,80	0,0476
Fruktosa	-	-	-	-	-	-
Maltosa	80,0	0,00102	-	-	80,01	0,001
Dekstrosa	12,6	0,00016	-	-	12,63	0,0002
HCl	-	-	0,00086	3E-04	0,00086	1E-08
glukoamilase	-	-	-	-	-	-
karbon	-	-	-	-	-	-
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
<b>TOTAL</b>	<b>78575,6</b>	<b>1,00</b>	<b>3,10013</b>	<b>1</b>	<b>78578,7</b>	<b>1</b>
	<b>78578,67</b>				<b>78578,67</b>	

## 6. REAKTOR SAKARIFIKASI (R-220)

Fungsi : Mengubah dekstrin menjadi dekstrosa

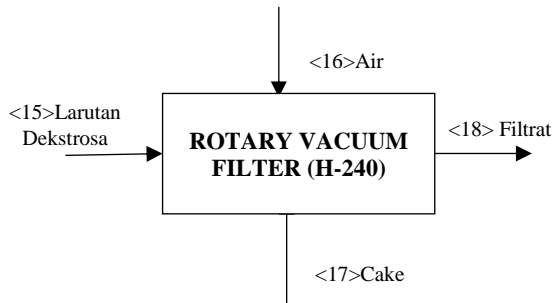


**Tabel IV. 7** Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi (R-220)

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<12>		<13>		<14>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	19896,60	0,253	-	-	397,93	0,0051
Air	53659,86	0,683	-	-	51181,22	0,6512
Protein	431,30	5,E-03	-	-	431,30	0,0055
Lemak	137,48	2,E-03	-	-	137,48	0,0017
Abu	598,43	8,E-03	-	-	598,43	0,0076
CaCl2	6,72	9,E-05	-	-	6,72	9E-05
Steam	-	-	-	-	-	-
amilase	11,84	0,0002	-	-	11,84	0,0002
Dekstrin	3743,80	0,0476	-	-	149,75	0,0019
Fruktosa	-	-	-	-	-	-
Maltosa	80,01	0,001	-	-	903,28	0,0115
Dekstrosa	12,63	0,0002	-	-	24760,72	0,315
HCl	0,00	1E-08	-	-	0,00086	1E-08
glukoamilase	-	-	16,71	1	16,71	0,0002
karbon	-	-	-	-	-	-
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
TOTAL	78578,7	1,00	16,71	1	78595,4	1
	<b>78595,38</b>				<b>78595,38</b>	

## 7. ROTARY VACUUM FILTER (H-240)

Fungsi : memisahkan padatan yang terkandung dalam larutan Dekstrosa

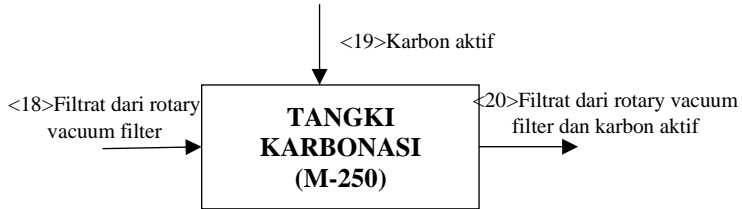


**Tabel IV. 8** Neraca Massa *Rotary Vacuum Filter* (H-240)

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar			
	<15>		<16>		<17>		<18>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	397,93	0,005	-	-	270,5937	0,171	127,34	0,0016
Air	51181,22	0,651	1118,0	1	838,4740	0,529	51461	0,6587
Protein	431,30	0,0055	-	-	0	-	431,30	0,0055
Lemak	137,48	0,0017	-	-	93,48	0,059	43,99	0,0006
Abu	598,43	0,0076	-	-	0	-	598,43	0,0077
CaCl <sub>2</sub>	6,72	0,0001	-	-	0	-	6,72	0,0001
Steam	-	-	-	-	-	-	-	-
amilase	11,84	0,0002	-	-	8,05	0,005	3,79	0,0000
Dekstrin	149,75	0,0019	-	-	101,83	0,064	47,92	0,0006
Fruktosa	-	-	-	-	-	-	-	-
Maltosa	903,28	0,0115	-	-	9,03	0,006	894,25	0,0114
Dekstrosa	24760,72	0,3150	-	-	247,61	0,156	24513,11	0,3137
HCl	0,000858	1,E-08	-	-	0	0	0,000858	1,E-08
glukoamilase	16,71	2,E-04	-	-	14,71	0,009	2,006	3,E-05
karbon	-	-	-	-	-	-	-	-
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	78595	1	1118,0	1	1583,8	1	78130	1
	<b>79713,35</b>				<b>79713,35</b>			

## 8. TANGKI KARBONASI (M-250)

Fungsi : Menyerap warna (decolorisasi) sehingga diperoleh larutan fruktosa yang lebih jernih

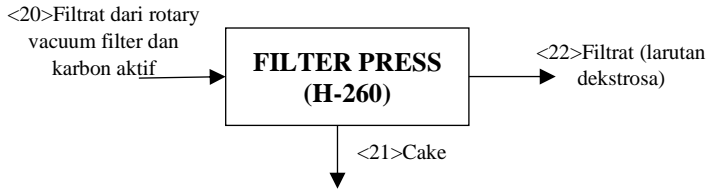


**Tabel IV. 9 Neraca Massa Tangki Karbonasi (M-250)**

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<18>		<19>		<20>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	127,34	0,0016	-	-	127,34	0,0016
Air	51460,71	0,6587	-	-	51460,7	0,6294
Protein	431,30	0,0055	-	-	431,30	0,0053
Lemak	43,99	0,0006	-	-	43,99	0,0005
Abu	598,43	0,0077	-	-	598,43	0,0073
CaCl <sub>2</sub>	6,72	9E-05	-	-	6,72	8E-05
Steam	-	-	-	-	-	-
amilase	3,79	5E-05	-	-	3,79	5E-05
Dekstrin	47,92	0,0006	-	-	47,92	0,0006
Fruktosa	-	-	-	-	-	-
Maltosa	894,25	0,0114	-	-	894,25	0,0109
Dekstrosa	24513,11	0,3137	-	-	24513,11	0,2998
HCl	9,E-04	1E-08	-	-	9,E-04	1E-08
glukoamilase	2,01	3E-05	-	-	2,01	2E-05
karbon	-	-	3631,57	1	3631,57	0,0444
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
TOTAL	78129,6	1	3631,57	1	81761,1	1
	<b>81761,14</b>				<b>81761,14</b>	

## 9. FILTER PRESS (H-260)

Fungsi : Memisahkan padatan dari larutan dekstrosa



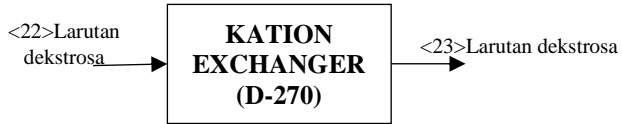
**Tabel IV. 10 Neraca Massa *Filter Press* (H-260)**

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<20>		<21>		<22>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	127,34	0,0016	127,34	0,0104	0	0
Air	51460,71	0,6294	4943,43	0,4029	46517,28	0,6694
Protein	431,30	0,0053	431,30	0,0351	0	0
Lemak	43,99	0,0005	43,99	0,0036	0	0
Abu	598,43	0,0073	598,43	0,0488	0	0
CaCl <sub>2</sub>	6,72	8E-05	0,646	5E-05	6,074296	9,E-05
Steam	-	-	-	-	-	-
amilase	3,79	5E-05	3,79	0,0003	0	0
Dekstrin	47,92	0,0006	47,92	0,0039	0	0
Fruktosa	-	-	-	-	-	-
Maltosa	894,25	0,0109	85,90	0,007	808,3478	0,0116
Dekstrosa	24513,11	0,2998	2354,78	0,1919	22158,33	0,3189
HCl	0,000858	1E-08	8,E-05	7,E-09	8,E-04	1,E-08
glukoamilase	2,01	2E-05	2,01	0,0002	0	0
karbon	3631,57	0,0444	3631,57	0,2959	0	0
MgSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
TOTAL	81761,1	1	12271,11	1	69490,0	1
	<b>81761,14</b>		<b>81761,14</b>			



## 10. KATION EXCHANGER (D-270)

Fungsi : Menghilangkan ion  $\text{Ca}^{2+}$  yang terlarut

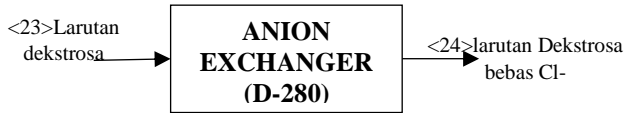


**Tabel IV. 11** Neraca Massa Kation *Exchanger* (D-270)

Komponen	Masuk		Keluar	
	<22>		<23>	
	massa	fraksi	massa	fraksi
Pati	0	0	0	0
Air	46517,2818	0,66941	46517,28	0,66943
Protein	0	0	0	0
Lemak	0	0	0	0
Abu	0	0	0	0
$\text{CaCl}_2$	6,07429644	8,7E-05	0	0
Steam	-	-	-	-
amilase	0	0	0	0
Dekstrin	0	0	0	0
Fruktosa	-	-	-	-
Maltosa	808,347843	0,01163	808,3478	0,01163
Dekstrosa	22158,3251	0,31887	22158,33	0,31888
HCl	0,0007756	1,1E-08	3,99189	5,7E-05
glukoamilase	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0
$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-
TOTAL	Resin dalam fixbed		Tertinggal di fixbed	
	$\text{H}^+$	0,11034	$\text{Ca}^{2+}$	2,19352
	<b>69490,14</b>	<b>1</b>	<b>69490,14</b>	<b>1</b>

## 11. ANION EXCHANGER (D-280)

Fungsi : Menghilangkan ion negatif yang terkandung dalam larutan ,yaitu memisahkan impuritis Cl-

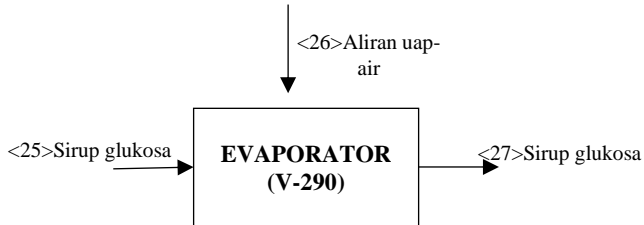


**Tabel IV. 12** Neraca Massa Anion Exchanger (D-280)

Komponen	Masuk		Keluar	
	<23>		<24>	
	massa	fraksi	massa	fraksi
Pati	0	0	0	0
Air	46517,28	0,66943	46519,25	0,66948
Protein	0	0	0	0
Lemak	0	0	0	0
Abu	0	0	0	0
CaCl <sub>2</sub>	0	0	0	0
Steam	-	-	-	-
amilase	0	0	0	0
Dekstrin	0	0	0	0
Fruktosa	-	-	-	-
Maltosa	808,35	0,01163	808,35	0,01163
Dekstroza	22158,33	0,31888	22158,33	0,31889
HCl	3,99189	5,7E-05	0	0
glukoamilase	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-
TOTAL	Resin dalam fixbed		Tertinggal di fixbed	
	OH <sup>-</sup>	1,86199	Ca <sup>2+</sup>	3,88153
	<b>69489,81</b>	<b>1</b>	<b>69489,81</b>	<b>1</b>

## 12. EVAPORATOR (V-290)

Fungsi : menguapkan kadar air dalam larutan glukosa hingga kepekatannya 75%

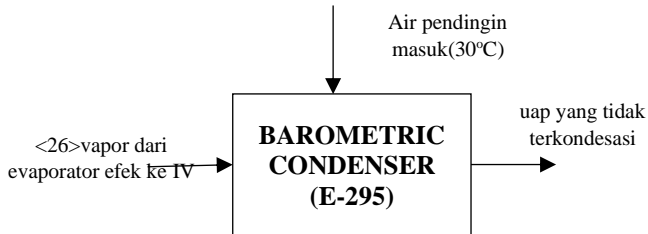


**Tabel IV. 13 Neraca Massa Evaporator (V-290)**

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<25>		<26>		<27>	
	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi
Pati	0	0	-		0	0
Air	46519,25	0,669477	-		22965,36	0,499986
Protein	0	0	-		0	0
Lemak	0	0	-		0	0
Abu	0	0	-		0	0
CaCl <sub>2</sub>	0	0	-		0	-
Steam	-	-	23553,90	1	-	-
amilase	0	0	-		0	-
Dekstrin	0	0	-		0	0
Fruktosa	-	-	-		-	-
Maltosa	808,35	0,011633	-		808,35	0,01760
Dekstrosa	22158,33	0,318889	-		22158,33	0,48242
HCl	0	0	-		0	0
glukoamilase	0	0	-		0	0
karbon	0	0	-		0	0
MgSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	-	-	-		-	-
NaOH	-	-	-		-	-
Total	<b>69485,93</b>	<b>1</b>	<b>23553,90</b>	<b>1</b>	<b>45932,03</b>	<b>1</b>
	<b>69485,93</b>		<b>69485,93</b>			

### 13. BAROMETRIC CONDENSER (E-295)

Fungsi : untuk mengkondensasikan uap yang keluar evaporator

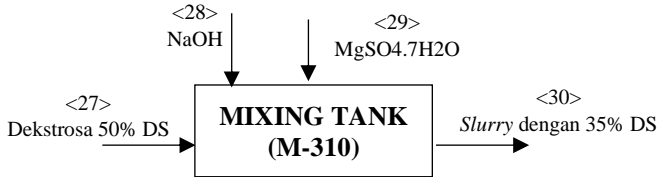


**Tabel IV. 14** Neraca Massa *Barometric Condenser (E-295)*

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<26>		uap tidak terkondensasi		air pendingin keluar	
	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi
Pati	0	0	0	0	0	0
Air	115738,05	0,95	0	0	119207,34	1
Protein	0	0	0	0	0	0
Lemak	0	0	0	0	0	0
Abu	0	0	0	0	0	0
CaCl <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
Steam	5782,16	0,05	2312,86	1	0	0
amilase	0	0	0	0	0	0
Dekstrin	0	0	0	0	0	0
Fruktosa	-	-	0	0	-	-
Maltosa	0	0	0	0	0	0
Dekstroza	0	0	0	0	0	0
HCl	0	0	0	0	0	0
glukoamilase	0	0	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0	0	0
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
<b>Total</b>	<b>121520,21</b>	<b>1</b>	<b>2312,86</b>	<b>1</b>	<b>119207,34</b>	<b>1</b>
	<b>121520,21</b>		<b>121520,21</b>			

#### 14. MIXING TANK (M-310)

Fungsi : mencampur larutan glukosa dengan penambahan  $MgSO_4$  dan enzim glukoisomerase

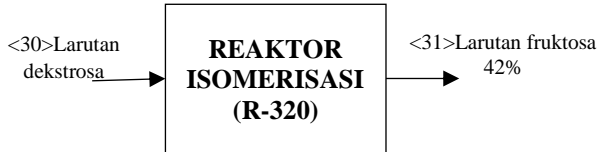


**Tabel IV. 15** Neraca Massa *Mixing Tank* (M-310)

Komponen	Aliran Masuk						Aliran Keluar	
	<27>		<28>		<29>		<30>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0	0	-	-	-	-	0	0
Air	22965,3	5,E-01	0,1808	0,499	-	-	22965,5	0,4997
Protein	0	0	-	-	-	-	0	0
Lemak	0	0	-	-	-	-	0	0
Abu	0	0	-	-	-	-	0	0
$CaCl_2$	-	-	-	-	-	-	-	-
Steam	-	-	-	-	-	-	-	-
amilase	-	-	-	-	-	-	-	-
Dekstrin	0	0	-	-	-	-	0	0
Fruktosa	-	-	-	-	-	-	-	-
Maltosa	808,348	2,E-02	-	-	-	-	808,348	0,0176
Dekstrosa	22158,3	5,E-01	-	-	-	-	22158,3	0,4822
HCl	-	-	-	-	-	-	-	-
glukoamilase	0	0	-	-	-	-	0	0
karbon	0	0	-	-	-	-	0	0
$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	-	-	-	-	22,959	1	22,96	5,E-04
NaOH	-	-	0,18132	0,501	-	-	0,18132	4,E-06
<b>Total</b>	<b>45932</b>	<b>1</b>	<b>0,3622</b>	<b>1</b>	<b>22,959</b>	<b>1</b>	<b>45955,4</b>	<b>1</b>
	<b>50632,87</b>						<b>50632,87</b>	

## 15. REAKTOR ISOMERISASI (R-320)

Fungsi: sebagai tempat terjadinya reaksi isomerisasi dekstrosa menjadi fruktosa

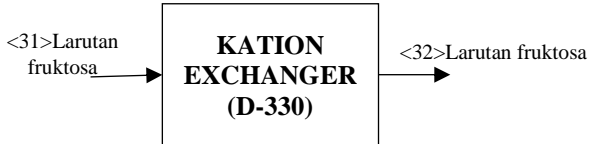


**Tabel IV. 16** Neraca Massa Reaktor Isomerisasi (R-320)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<30>		<31>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0	0	0	0
Air	22965,54	0,49974	22948,56	0,49937
Protein	0	0	0	0
Lemak	0	0	0	0
Abu	0	0	0	0
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	-
Steam	-	-	-	-
amilase	-	-	-	-
Dekstrin	0	0	0	0
Fruktosa	-	-	9646,00	0,2099
Maltosa	808,35	0,01759	485,82	0,01057
Dekstrosa	22158,33	0,48217	12851,83	0,27966
HCl	-	-	-	-
glukoamilase	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	22,96	0,0005	22,96	0,0005
NaOH	0,18132	3,9E-06	0,18132	3,9E-06
<b>Total</b>	45955,35	1	45955,35	1
	<b>45955,35</b>		<b>45955,35</b>	

## 16. KATION EXCHANGER (D-330)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan yaitumemisahkan impurities  $\text{Na}^+$  dan  $\text{Mg}^{2+}$

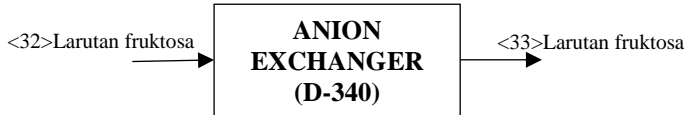


**Tabel IV. 17** Neraca Massa Kation *Exchanger* (D-330)

Komponen	Masuk		Keluar	
	<31>		<32>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0	0	0	0
Air	22948,56	0,4994	22948,64	0,499467
Protein	0	0	0	0
Lemak	0	0	0	0
Abu	0	0	0	0
$\text{CaCl}_2$	-	-	-	-
Steam	-	-	-	-
amilase	-	-	-	-
Dekstrin	0	0	0	0
Fruktosa	9646,00	0,2099	9646,00	0,209941
Maltosa	485,82	0,0106	485,82	0,010574
Dekstrosa	12851,83	0,2797	12851,83	0,279714
HCl	-	-	-	-
glukoamilase	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0
$\text{MgSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$	-	-	18,687	0,000407
$\text{H}_2\text{SO}_4$	22,96	5,E-04	0	0
NaOH	0,18132	4,E-06	0	0
<b>Total</b>	Resin dalam fixbed		Tertinggal di fixbed	
	$\text{H}^+$	0,19522	$\text{Na}^{2+}$	0,1043
			$\text{Mg}^{2+}$	4,58
	<b>45955,7</b>	<b>1</b>	<b>45955,7</b>	<b>1</b>

## 17. ANION EXCHANGER(D-340)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan,yaitu memisahkan impuritis SO42-



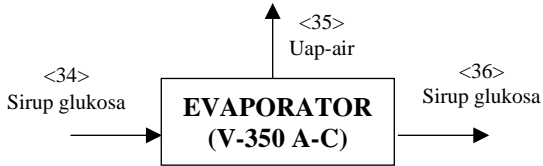
**Tabel IV. 18** Neraca Massa Anion *Exchanger* (D-340)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<32>		<33>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0	0	0	0
Air	22948,64	0,49941578	22952,08	0,499656
Protein	0	0	0	0
Lemak	0	0	0	0
Abu	0	0	0	0
CaCl2	0	0	0	0
Steam	-	-	-	-
amilase	0	0	0	0
Dekstrin	0	0	0	0
Fruktosa	9646,003	0,20991941	9646,00	0,209989
Maltosa	485,8171	0,01057251	485,817	0,010576
Dekstroza	12851,83	0,27968563	12851,83	0,279779
HCl	0	0	0	0
glukoamilase	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0
MgSO4.H2O	0	0	0	0
H2SO4	18,69	0,00040668	0	0
NaOH	0	0	0	0
<b>Total</b>	Resin dalam fixbed		Tertinggal di fixbed	
	OH-	3,24167	SO4-	18,30592
	<b>45954</b>	<b>1</b>	<b>45954</b>	<b>1</b>



## 18. EVAPORATOR (V-350 A-C)

Fungsi : menguapkan kadar air dalam larutan glukosa hingga kepekatannya 75%

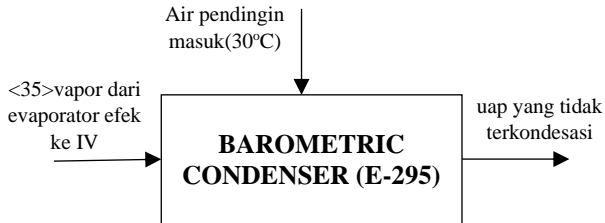


**Tabel IV. 19** Neraca Massa Evaporator (V-350 A-C)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<34>		<35>		<36>	
	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi
Pati	0	0	-		0	0
Air	22952,08	0,499656	-		7655,06	0,24984
Protein	0	0	-		0	0
Lemak	0	0	-		0	0
Abu	0	0	-		0	0
CaCl <sub>2</sub>	0	-	-		0	-
Steam	-	-	15297,02	1	0	0
amilase	0	-	-		0	-
Dekstrin	0	0	-		0	0
Fruktosa	9646	0,209989	-		9646,00	0,31483
Maltosa	485,82	0,010576	-		485,82	0,01586
Dekstrosa	12851,83	0,27978	-		12851,83	0,41946
HCl	0	-	-		0	-
glukoamilase	0	0	-		0	0
karbon	0	0	-		0	0
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	0	-	-		0	-
NaOH	0	0	-		0	0
<b>Total</b>	45935,73	1	15297,02	1	30638,71	1
	<b>45935,73</b>		<b>45935,73</b>			

## 19. BAROMETRIC CONDENSER (E-295)

Fungsi : untuk mengkondensasikan uap yang keluar evaporator

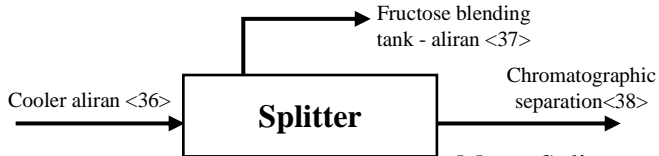


**Tabel IV. 20** Neraca Massa *Barometric Condenser* (E-295)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<31>		uap tidak terkondensasi		air pendingin keluar	
	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi
Pati	-		-		-	
Air	108259,383		-		112530,12	1
Protein	-		-		-	
Lemak	-		-		-	
Abu	-		-		-	
CaCl <sub>2</sub>	-		-		-	
Steam	6101	0,05	1830,32	1	-	
amilase	-		-		-	
Dekstrin	-		-		-	
Fruktosa	-		-		-	
Maltosa	-		-		-	
Dekstrosa	-		-		-	
HCl	-		-		-	
glukoamilase	-		-		-	
karbon	-		-		-	
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	-		-		-	
NaOH	-		-		-	
<b>Total</b>	114360,44	0,05	1830,32	1	112530,12	1
	114360,44		114360,44			

## 20. SPLITTER

Fungsi : Membagi aliran <36> menjadi dua; aliran <37> : aliran <38>

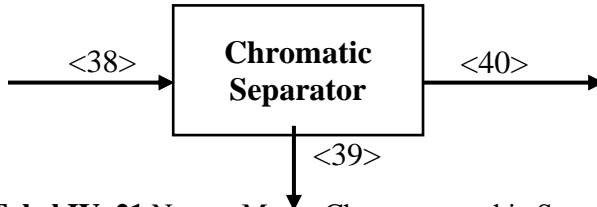


**Tabel IV. 21 Neraca Massa Splitter**

Komponen	Aliran masuk		Aliran Keluar			
	<36>		<37>		<38>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0	0	0	0	0	0
Air	7655,06	0,2498493	3969,60	0,2498	3685,459	0,2498493
Protein	0	0	0	0	0	0
Lemak	0	0	0	0	0	0
Abu	0	0	0	0	0	0
CaCl <sub>2</sub>	0	-	-	-	-	-
Steam	-	-	-	-	-	-
Amilase	0	-	-	-	-	-
Dekstrin	0	0	0	0	0	0
Fruktosa	9646,00	0,3148306	5002,02	0,315	4643,98	0,3148306
Maltosa	485,82	0,0158563	251,92	0,0159	233,89	0,0158563
Dekstrosa	12851,83	0,4194638	6664,43	0,4195	6187,40	0,4194638
HCL	0	-	-	-	-	-
glukoamilase	0	0	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0	0	0
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	0	-	-	-	-	-
NaOH	0	0	0	0	0	0
Total	30638,71	1	15887,98	1	14750,73	1,00
	<b>30638,71</b>		<b>30638,71</b>			

## 21. CHROMATOGRAPHIC SEPARATOR (D-360)

Fungsi : Memisahkan dektrosa dari sirup fruktosa untuk diperoleh konsentrasi fruktosa 55% dari sirup gula.

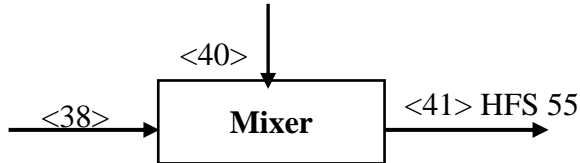


**Tabel IV. 21** Neraca Massa Chromatographic Separator (D-360)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<38>		<39>		<40>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0	0	0	0	0	0
Air	3685,46	0,2498493	1474,18	0,1910123	2211,28	0,3144148
Protein	0	0	0	0	0	0
Lemak	0	0	0	0	0	0
Abu	0	0	0	0	0	0
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-
Steam	-	-	-	-	-	-
Amilase	-	-	-	-	-	-
Dekstrin	0	0	0	0	0	0
Fruktosa	4643,98	0,3148306	464,40	0,06017279	4179,58	0,5942827
Maltosa	233,89	0,0158563	210,50	0,02727521	23,39	0,0033256
Dekstrosa	6187,40	0,4194638	5568,66	0,7215397	618,74	0,0879768
HCL	-	-	-	-	-	-
glukoamilase	0	0	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0	0	0
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	-	-	-	-	-	-
NaOH	0	0	0	0	0	0
Total	14750,73	1	7717,742	1	7032,99	1
	<b>14750,73</b>		<b>14750,73</b>			

## 22. BLENDING TANK (M-361)

Fungsi : Mencampur aliran dari splitter dengan aliran dari chromatc separator sehingga dihasilkan produk HFS 55



**Tabel IV. 22**Neraca Massa Blending Tank (M-361)

Komponen	Aliran masuk				Aliran Keluar	
	<38>		<40>		<41>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0	0	0	0	0	0
Air	3969,60	0,25	2211,28	0,314415	6180,88	0,269660
Protein	0	0	0	0	0	0
Lemak	0	0	0	0	0	0
Abu	0	0	0	0	0	0
CaCl <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
Steam	0	0	0	0	0	0
Amilase	0	0	0	0	0	0
Dekstrin	0	0	0	0	0	0
Fruktosa	5002,02	0,31	4179,58	0,594283	9181,60	0,400577
Maltosa	251,92	0,02	23	0,003326	275,31	0,012011
Dekstrosa	6664,43	0,42	618,74	0,087977	7283,17	0,317752
HCL	0	0	0	0	0	0
glukoamilase	0	0	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0	0	0
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	0	0	0	0	0	0
NaOH	0	0	0	0	0	0
Total	15887,98	1	7032,987	1	22920,97	1
	<b>22920,97</b>				<b>22920,97</b>	

## IV.2. Neraca Energi

Perhitungan neraca massa dan neraca energi merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Perhitungan neraca energi menggunakan neraca energi komponen dan neraca energi *overall*. Dalam teori ini, berlaku hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran *steady state*, dan satuan yang digunakan adalah kJ, maka rumus yang digunakan :

$$[\text{Akumulasi energi}] = [\text{Aliran energi masuk}] - [\text{Aliran energi keluar}]$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Produksi} &= 200000 \text{ ton/tahun} \\ &= 25252,5 \text{ kg/jam} \\ \text{Kebutuhan Tepung tapioka} &= 26956,214 \text{ kg/jam} \\ \text{Suhu referensi} &= 25^{\circ}\text{C} \\ &= 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Berdasarkan jurnal dari Timothy R, Noel, et.al (1991) , A study of the heat capacity of starch,

$$\text{Cp Pati} = 2,5 \text{ kJ/kg.K} \quad \text{asumsi } n=1000$$

Berdasarkan Joback Method untuk perhitungan properti,

$$\begin{aligned} \text{Cp Dektrosa} &= 198.2 \text{ kJ/kmol.K} \\ &= 1.101 \text{ kJ/kg.K} \\ \text{Cp Maltosa} &= 379.68 \text{ kJ/kmol.K} \\ &= 1.1092 \text{ kJ/kg.K} \\ \text{Cp Fruktosa} &= 198.21 \text{ kJ/kmol.K} \\ &= 1.1002 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

Berdasarkan data specific heat, tabel 2-151, Perry 8th Edition,

Cp MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O	=	89	kJ/kmol.K
	=	1.512	kJ/kg.K

$$\begin{aligned} \text{Cp Dekstrin} &= 0.291 + 0.00096 \text{ T } ^{\circ}\text{C} \\ \int \text{Cp dt} &= 0.291 (T-T_{ref}) + 0.00048 (T^2-T_{ref}^2) \end{aligned}$$

suhu (°C)	30	60	95	105	52,5	75	55	37,13	85
Cp (cal/g)	1,587	11,61	24,40	28,27	9,026	16,95	9,88	3,89	20,6
Cp(kJ/kg)	6,64	48,59	102,1	118,3	37,76	70,92	41,4	16,28	356

$$C_p \text{ CaCl}_2 = 16.9 + 0.00386 T \text{ cal/mol.K}$$

$$\int C_p dt = 16.9 (T-\text{Tref}) + 0.00193 (T^2-\text{Tref}^2)$$

suhu (°C)	303	333	368	378	325,5	348	328	358
Cp (cal/gmol)	90,3	634.1	1273	1456	497,8	907	543,2	1090
Cp(kJ/kgmol)	377	2653	5326	6094	2083	3796	2273	4560

$$C_p \text{ HCl} = 16.9 + T$$

$$C_1 = 47,3 \quad C_2 = 90$$

$$C_p = C_1 + C_2 T$$

$$\int C_p dt = 47,3 (T-\text{Tref}) + 45 (T^2-\text{Tref}^2)$$

suhu (°C)	303	333	368	378	325,5	348	328	358
Cp (J/kmol)	1x10 <sup>5</sup>	1x10 <sup>6</sup>	2x10 <sup>6</sup>	2x10 <sup>6</sup>	8x10 <sup>5</sup>	1x10 <sup>6</sup>	8x10 <sup>5</sup>	2x10 <sup>6</sup>
Cp(kJ/kmol)	135,5	995,5	2101	2437	772,9	1456	846,5	1774

Berdasarkan Maroulis ZB & Saravacos GD (2003), Cp Protein,

$$CP = bo + b1. T_1 + b2.T_2$$

$$\int C_p dt = bo(T-\text{Tref}) + (b_1/2)(T_2-\text{Tref}_2) + (b_2/3)(T_3-\text{Tref}_3)$$

komponen	bo	b1	b2	$\int C_p dt(\text{kJ/kg})$					
				303	333	368	378	328	358
Protein	2.01	0.001	-0.0000013	10.97	76.86	153.9	175.9	65.87	131.9
Lemak	1.98	0.001	-0.0000048	9.235	63.6	124.5	141.4	54.67	107.4
Abu	1.09	0.002	-0.000004	6.784	47.33	94.09	107.3	40.6	80.81

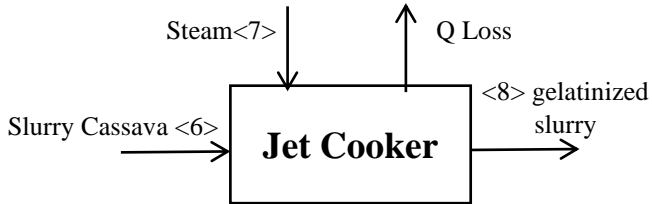
Berdasarkan Coulson (1999), Cp  $\alpha$ -amilase glukosamylase dan glukoisomerase adalah :

Komponen	Cp(kJ/kg.K)
$\alpha$ -amilase	0.336
Glukoamilase	0.308
Glukoisomerase	0.35

## 1. JET COOKER (E-160)

Fungsi: Memanaskan substrat pati hingga tergelatinisasi

Kondisi operasi: 105°C, 3 atm

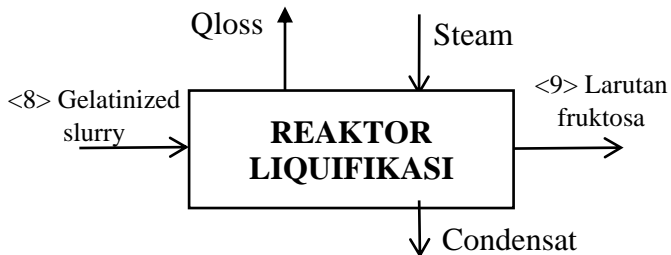


**Tabel IV. 23** Neraca Energi *Jet Cooker* (E-160)

Neraca Energi Total			
IN		OUT	
H<6>	1272103,6	H <8>	18583034,0
Qsteam	16945615,0	Qloss	911101,6
	1276417,1		
<b>Total</b>	<b>19494135,6</b>	<b>Total</b>	<b>19494135,6</b>

## 2. REAKTOR LIQUIFIKASI (R-140)

Fungsi: Tempat reaksi pembentukan dekstrin dari pati dengan enzim  $\alpha$ -amilase



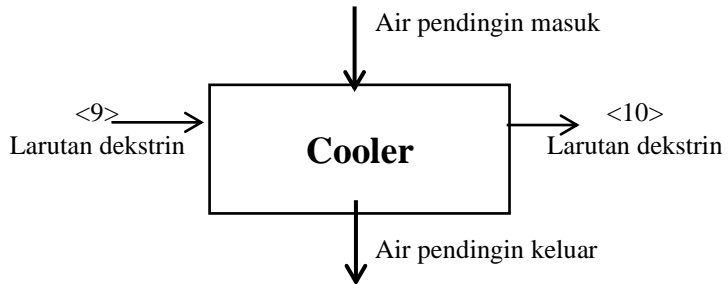


**Tabel IV. 14** Neraca Energi *Reaktor Liqifikasi (R-140)*

<b>Neraca Energi Total</b>			
IN		OUT	
H<8>	22200772,9	H <9>	21876301,4
Qlatent	302149,3	Qloss	15107,5
		$\Delta H_{rx}$	611513,3
<b>Total</b>	<b>22502922,1</b>	<b>Total</b>	<b>22502922,1</b>

**3. COOLER (E-222)**

Fungsi : Untuk mendinginkan larutan hingga 60°C sebelum masuk ke proses sakarifikasi.

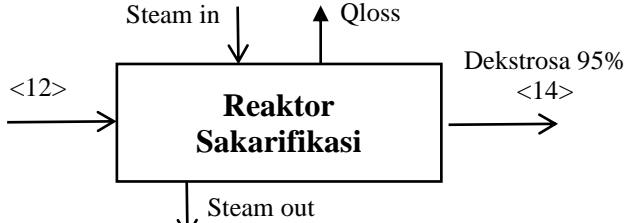


**Tabel IV. 25** Neraca Energi *Cooler (E-222)*

<b>Neraca Energi Total</b>			
IN		OUT	
H<9>	19910777,6	H <10>	9929588,3
Qsteam		Qloss	9981189,3
<b>Total</b>	<b>19910777,6</b>	<b>Total</b>	<b>19910777,6</b>

#### 4. REAKTOR SAKARIFIKASI (R-220)

Fungsi: Tempat reaksi pembentukan dekstrin dari pati dengan enzim  $\alpha$ -amilase

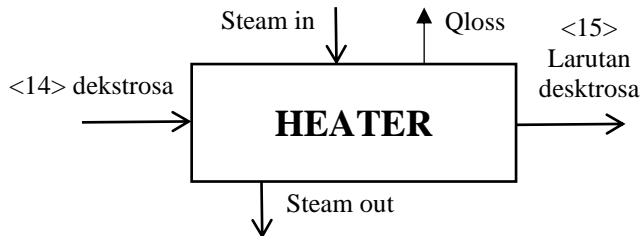


**Tabel IV. 4** Neraca Energi Reaktor *Sakarifikasi* (R-220)

Neraca Energi Total			
IN		OUT	
H<12>	9930046,5	H <14>	7707691,2
Qsteam	5582849,6	Qloss	279142,5
		$\Delta H_{rx}$	7526062,4
<b>Total</b>	<b>15512896,1</b>	<b>Total</b>	<b>15512896,1</b>

#### 5. HEATER (E-242)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu larutan hingga  $85^{\circ}\text{C}$  (pre treatment sebelum masuk RVF) untuk mengnonaktifkan glukoamilase

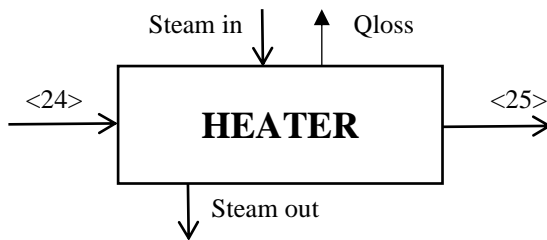


**Tabel IV. 26 Neraca Energi Heater (E-424)**

<b>Neraca Energi Total</b>			
<b>IN</b>		<b>OUT</b>	
H<14>	8668765,0	H <15>	15039003,2
Qsteam	6705513,8	Qloss	335275,7
<b>Total</b>	<b>15374278,9</b>	<b>Total</b>	<b>15374278,9</b>

**6. HEATER (E-292)**

Fungsi : Untuk menaikkan suhu feed evaporator hingga 80°C (pre-heater)



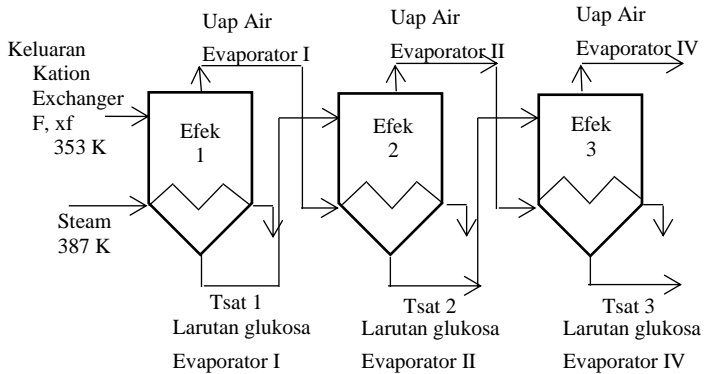
**Tabel IV. 27 Neraca Energi Heater (E-292)**

<b>Neraca Energi Total</b>			
<b>IN</b>		<b>OUT</b>	
H<24>	6044810,4	H <25>	12313502,7
Qsteam	6598623,5	Qloss	329931,2
<b>Total</b>	<b>12643433,9</b>	<b>Total</b>	<b>12643433,9</b>

## 7. TRIPLE EFFECT EVAPATOR

(V-190)

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan glukosa menjadi 50%

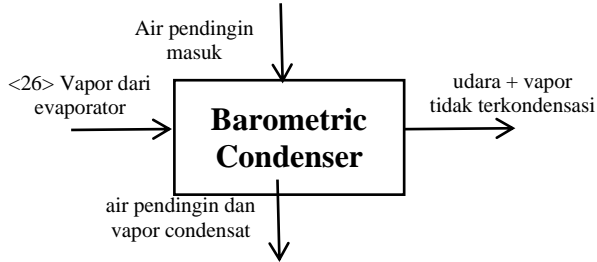


**Tabel IV .28 Neraca Energi Triple Effect Evaporator**

<b>Neraca Energi total</b>			
<b>Masuk</b>	<b>kJ</b>	<b>Keluar</b>	<b>kJ</b>
$\Delta H_{80}$	12807507	$\Delta H_{41}$	4354834,684
$Q_{\text{steam}}$	41083496	$\Delta H_{V_3}$	37331431,379
		$\Delta H_{C_1}$	7415422,964
		$\Delta H_{C_2}$	2167426,242
		$\Delta H_{C_3}$	2621888
<b>Total</b>	<b>53891003</b>	<b>Total</b>	<b>53891003</b>

### 8. BAROMETRIC CONDENSOR (E-296)

Fungsi: untuk mengkondensasikan uap yang keluar evaporator

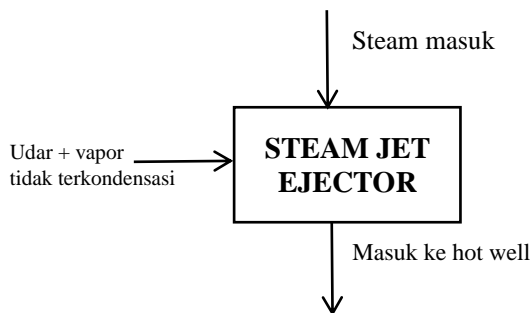


**Tabel IV. 29** Neraca Energi *Barometric Condenser* (E-296)

Neraca Energi Total			
$\Delta H_{in}$ (KJ)		$\Delta H_{out}$ (KJ)	
$\Delta H_{vap}$	25098224	$\Delta H_{condensat}$	1589254,774
		$\Delta H_{keluar}$	17323650,11
		$Q_{serap}$	6185319
<b>TOTAL</b>	<b>25098224</b>	<b>TOTAL</b>	<b>25098224</b>

### 9. STEAM JET EJECTOR (G-295)

Fungsi : untuk memvakumkan evaporator (sebagai pompa vakum)

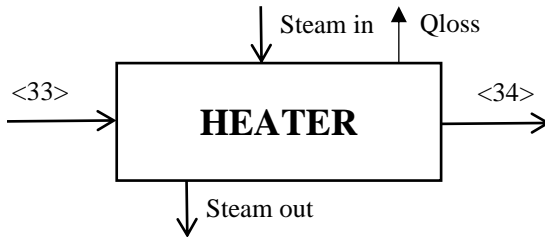


**Tabel IV. 30** Neraca Energi *Steam Jet Ejector* (G-295)

<b>Neraca Energi Total</b>			
<b><math>\Delta H_{in}</math> (KJ)</b>		<b><math>\Delta H_{out}</math> (KJ)</b>	
$\Delta H_{udara}$	181399,808	$\Delta H_{cond}$	366267,7408
$\Delta H_{steam}$	194597,823	$Q_{loss}$	9729,891173
<b>TOTAL</b>	<b>375997,632</b>	<b>TOTAL</b>	<b>375997,6319</b>

**10. HEATER (E-352)**

Fungsi : Untuk menaikkan suhu feed evaporator hingga 80°C (pre-heater)

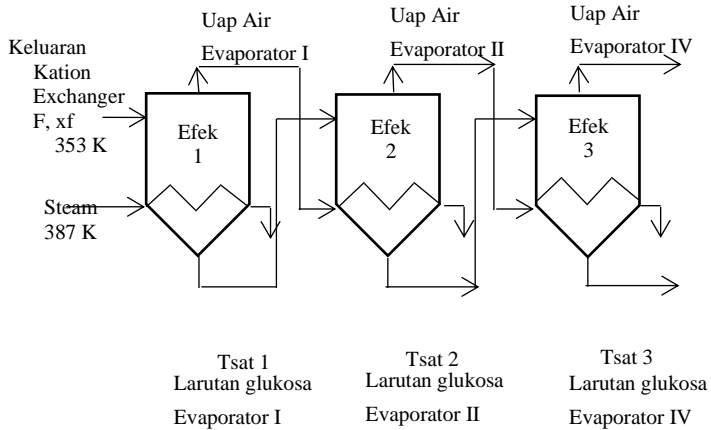


**Tabel IV. 31** Neraca Energi *Heater* (E352)

<b>Neraca Energi Total</b>			
<b>IN</b>		<b>OUT</b>	
H<33>	3330882,9	H <34>	6196664,0
$Q_{steam}$	3016611,7	$Q_{loss}$	150830,6
<b>Total</b>	<b>6347494,6</b>	<b>Total</b>	<b>6347494,6</b>

## 7. TRIPLE EFFECT EVAPORATOR (V-190)

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan glukosa menjadi 50%

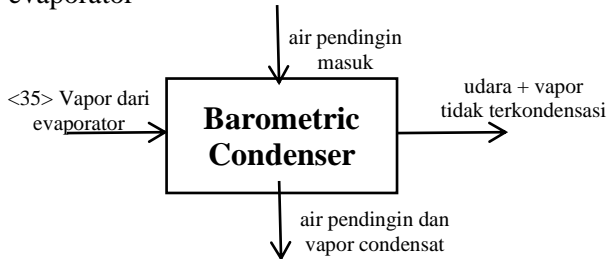


**Tabel IV .32 Neraca Energi Triple Effect Evaporator**

Neraca Energi total			
Masu k	kJ	Keluar	kJ
$\Delta H_{80}$	7395382,20	$\Delta H_{41}$	2563732,49
$Q_{\text{steam}}$	27647461,3	$\Delta H_{V_3}$	22150519,2
		$\Delta H_{C_1}$	4985150,19
		$\Delta H_{C_2}$	2122881,67
		$\Delta H_{C_3}$	3220560
<b>Total</b>	<b>35042843,5</b>	<b>Total</b>	<b>35042843,5</b>

## 11. BAROMETRIC CONDENSER (G-355)

Fungsi : untuk mengkondensasikan uap yang keluar evaporator

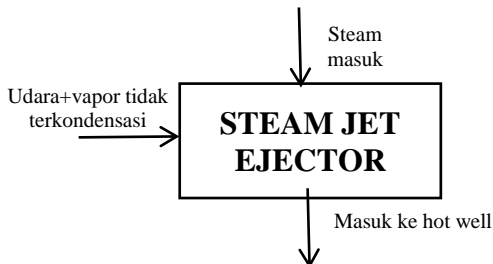


**Tabel IV. 33** Neraca Energi *Barometric Condenser* (G-355)

Neraca Energi Total			
$\Delta H_{in}$ (KJ)		$\Delta H_{out}$ (KJ)	
$\Delta H_{vap}$	15889457	$\Delta H_{condensat}$	1006142,737
		$\Delta H_{keluar}$	9559568,04
		$Q_{serap}$	5323746,2
<b>TOTAL</b>	<b>15889457</b>	<b>TOTAL</b>	<b>15889457</b>

## 12. STEAM JET EJECTOR (G-356)

Fungsi : untuk memvakumkan evaporator (sebagai pompa vakum)





**Tabel IV. 34** Neraca Energi *Steam Jet Ejector* (G-356)

<b>Neraca Energi Total</b>			
<b><math>\Delta H_{in}</math> (KJ)</b>		<b><math>\Delta H_{out}</math> (KJ)</b>	
$\Delta H_{udara}$	206897,877	$\Delta H_{cond}$	325155,7478
$\Delta H_{steam}$	124481,970	$Q_{loss}$	6224,098488
<b>TOTAL</b>	<b>331379,846</b>	<b>TOTAL</b>	<b>331379,8463</b>

## BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Daftar dan harga peralatan berpengaruh pada perhitungan analisa ekonomi. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan dan dihitung berdasarkan pada neraca massa dan neraca energi.

**Tabel V.1 Harga Peralatan Pabrik Pembuatan Sirup  
Glukosa**

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga satuan (US \$)
			2019
F-111	Tangki Penampung Tepung Tapioka	2	6.468
J-112	Pneumatic Conveyor	1	77.836
M-110	Tapioka Mixing Tank	1	63.146
F-113	Tangki Penampung CaCl <sub>2</sub>	1	21.268
F-114	Tangki Penampung Amilase	1	15.238
Q-120	Jet Cooker	1	16.006
L-121	Jet Cooker Pump	1	11.182
R-130	Liquification Reactor	4	134.843
L-131	Liquification Reactor Pump	1	11.182
F-212	Tangki Penampung	1	35.520
L-211	Cooler Pump	1	11.182
E-210	Cooler	1	33.108
R-220	Sacharification Reactor	15	139.009
L-221	Sacharification Reactor Pump	1	11.182
F-222	HCl Storage Tank	1	1.864
F-225	Glucoamylase Storage Tank	1	7.455
L-232	Heater Pump	1	11.182

E-230	Heater	1	19.952
F-311	NaOH Storage Tank	1	16.664
F-312	MgSO <sub>4</sub> Storage Tank	1	29.709
H-240	Rotary Vacuum Filter	1	69.066
F-252	Storage Tank	1	35.520
L-251	Carbon Mixing Tank Pump	1	11.182
M-250	Carbon Contactor	1	71.039
L-261	Carbon Contactor Pump	1	11.182
H-260	Filter Press	1	38.370
L-263	Filtrate Pump	1	11.182
F-263	Filtrate Storage Tank	1	58.651
D-270	Cation Exchanger	4	32.998
L-271	Cation Exchanger Pump	2	11.182
D-280	Anion Exchanger	4	32.998
L-281	Anion Exchanger Pump	2	11.182
L-232	Heater Pump	1	11.182
E-230	Heater	1	19.952
V-290	Falling film evaporator	3	112.479
E-294	Barometric Condensor	1	7.674
G-295	Steam Jet Ejector	1	10.963
F-314	Evaporator Storage Tank	1	35.520
L-293	Storage Tank Pump	1	11.182
L-294	Mixing Tank Pump	1	11.182
M-310	Mixing Tank	1	73.451
R-320	Isomerization Reactor	10	208.843
D-330	Cation Exchanger	4	32.998
L-331	Cation exchanger pump	2	11.182
D-340	Anion Exchanger	4	32.998
L-341	Anion Exchanger Pump	2	11.182
L-341	Heater Pump	1	11.182
E-352	Heat Exchanger	1	29.052
V-390	Falling film evaporator	3	172.665
E-354	Barometric Condensor	1	7.674
G-355	Steam Jet Ejector	1	10.963
M-361	Mixing Tank	1	63.146
L-294	Mixing Tank Pump	1	11.182

D-360	Chromatic Separator	1	28.942
F-370	Dextrose Storage Tank	1	35.520
F-380	Fructose Storage Tank	1	58.651
<b>Harga Peralatan</b>			

## **BAB VI**

### **ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi dapat dijadikan sebagai salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan bahan baku yang dibutuhkan dan produk yang dihasilkan menurut neraca massa yang telah tercantum pada appendix A. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti yang tercantum pada appendix C dihitung berdasarkan pada neraca massa dan neraca energi. Selain yang disebut di atas, juga diperlukan analisa biaya untuk operasi dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik.

#### **VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia**

##### **VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan**

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik Sirup Fruktosa ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah organisasi usaha yang memiliki badan hukum resmi yang hanya berlaku pada perusahaan tanpa melibatkan harta pribadi atau perseorangan yang ada di dalamnya. Di dalam PT, pemilik modal tidak harus memimpin perusahaan, karena dapat merujuk orang lain di luar pemilik modal untuk menjadi pimpinan. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

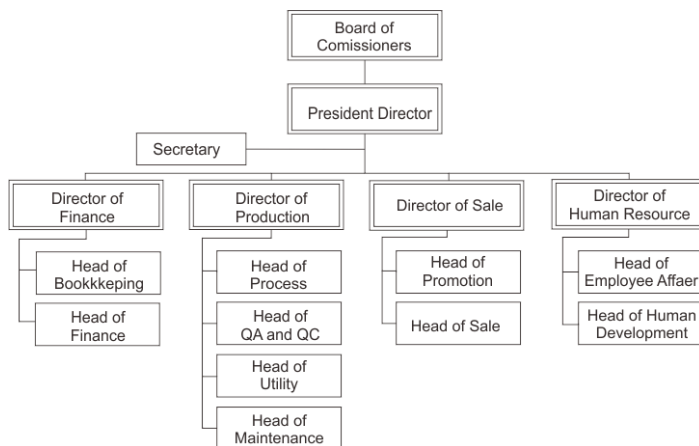
1. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.
2. Tidak melibatkan harta pribadi pemegang saham.
3. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
4. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan

##### **VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan**

Sistem organisasi perusahaan ini adalah garis dan staff. Organisasi garis dan staff adalah suatu bentuk organisasi dimana

pelimpahan wewenang berlangsung secara vertikal dan sepenuhnya dari pucuk pimpinan ke kepala bagian dibawahnya serta masing – masing pejabat, manajer atau direktur ditempatkan satu atau lebih pejabat staff yang tidak mempunyai wewenang memerintah tapi hanya sebagai penasihat. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Ada pembagian tugas yang jelas.
- Kerjasama dan koordinasi dapat dilaksanakan dengan jelas.
- Pengembangan bakat segenap anggota organisasi terjamin.
- Staffing dilaksanakan sesuai dengan prinsip *the right man on the right place*.
- Bentuk organisasi ini fleksibel untuk diterapkan.
- 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/direktur secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.



**Gambar VI. 1** Struktur Organisasi Perusahaan

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)
- a. Terdiri dari para tenaga ahli yang membantu pemimpin dan yang menjalankan kebijaksanaan perusahaan.
  - b. 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 komponen pelaksana untuk melancarkan tugas pabrik.
- c. Staff ahli  
Staff ini terdiri dari para ahli dalam bidang yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu direktur dalam penelitian.

### **VI.1.3 Struktur Organisasi Perusahaan**

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

1. Dewan Komisaris  
Dewan Komisaris bertindak untuk melakukan pengawasan secara umum serta memberi nasihat kepada Direksi  
Tugas dewan komisaris :

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

## 2. Direktur Utama

Direktur adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas direktur utama adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi dan kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.
- Mengawasi jalannya perusahaan.

Selain tugas-tugas diatas, direktur berhak mewakili PT secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

## 3. Direktur

Direktur bertanggung jawab ke direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan pemasaran, personalia, pembelian, produksi maupun pengawasan produksi.

Tugas Direktur :



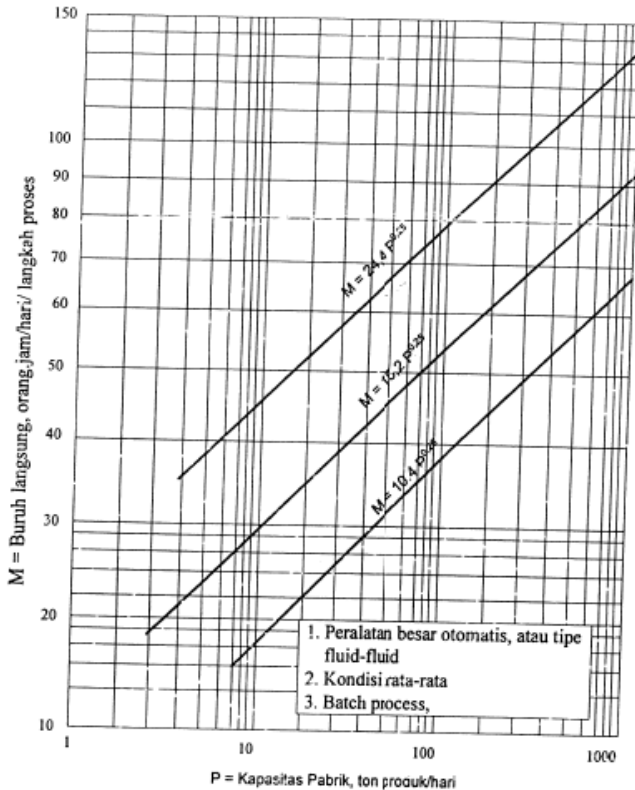
- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang masing-masing.
  - Bertanggung jawab atas kelancaran, pengaturan, serta pemeliharaan pada bidang yang dibawah.
  - Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
4. Kepala Bagian Pembukuan  
Kepala Bagian Pembukuan bertanggung jawab dengan segala bentuk pembukuan kegiatan yang telah dilakukan dan merencanakan kegiatan yang akan dilakukan.
  5. Kepala Bagian Pengelolaan Dana  
Kepala Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan *order-order* pembelian.
  6. Kepala Bagian *Quality Control*  
Kepala Bagian ini bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi. Bagian ini juga bertugas mengontrol kualitas produk.
  7. Kepala Bagian Proses  
Kepala Bagian ini bertugas mengusahakan agar barang-barang produksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.
  8. Kepala Bagian Utilitas  
Kepala Bagian utilitas bertugas mengurus bagian utilitas yang diperlukan pabrik seperti menyediakan air pendingin, air proses, *steam*, listrik, bahan bakar dan penanganan limbah. Bagian ini juga bertugas memproses alat utilitas yang sudah digunakan.
  9. Kepala Bagian *Maintenance*  
Kepala Bagian ini bertugas mengurus semua masalah yang berhubungan dengan perbaikan dan perawatan seluruh alat-alat yang digunakan dalam pabrik.

10. Kepala Bagian Promosi  
Kepala Bagian Promosi bertanggung jawab atas kesuksesan pemasaran dengan melakukan berbagai promosi ke konsumen
11. 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.
12. Kepala Bagian Pendidikan dan Latihan  
Kepala Bagian Pendidikan dan Latihan tugasnya mengurus penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
13. Kepala Bagian Kepegawaian  
Kepala Bagian kepegawaian bertugas mengurus kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.

#### **VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja**

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi Pabrik Sirup Fruktosa diuraikan sebagai berikut :

1. Penentuan Jumlah Karyawan Operasional  
Jumlah karyawan operasional yang dibutuhkan untuk proses produksi Pabrik *High Fructose Syrup 55* (HFS55) dari Tepung Tapioka sebagai berikut :  
Kapasitas produksi Sirup Fruktosa = 606,061 ton/hari



\* Diadopsi dari Vilbrandt, Process Equipment Design, Vessel Design, 1959, Tabel 5.7, halaman 89

**Gambar VI. 2.** Kebutuhan Pekerja Operator Untuk Industri Kimia

Berdasarkan Gambar 10.4 buku Kusnarjo, hal. 139 untuk *average condition*, maka pada kapasitas 606,061 ton/hari diperoleh 76 (orang)(jam)/(hari)(tahapan proses), dimana dalam pabrik sirup fruktosa ini terdiri dari 3 tahapan, sehingga jumlah karyawan yang terkena shift sebanyak 228 orang jam/hari. Karyawan dibagi dalam 4 *shift* kerja dengan satu *shift* kerja selama 8 jam/hari, maka jumlah kariyawan adalah 29 orang/shift.

2. Jadwal Jam Kerja

Dalam menjalankan kegiatan sehari-harinya, pembagian jam kerja berdasarkan status karyawan, yaitu karyawan *day shift* dan karyawan *shift*.

a. Karyawan *Day Shift*

Karyawan ini tidak berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk karyawan *day shift* adalah karyawan administrasi, sekretariat, perbekalan, gudang, dan lain-lain.

Jam kerja karyawan diatur sebagai berikut :

Senin – Jumat : 07.00 – 16.00

**Istirahat**

Senin – kamis : 12.00 – 13.00

Jum'at : 11.30 – 13.00

Untuk hari Sabtu, Minggu dan hari besar merupakan hari libur.

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk karyawan *shift* adalah *procces staff, QA and QC staff, utility staff, maintenance staff* dan *security*. Karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 *group*, yaitu A, B, C, D. Jam kerja karyawan diatur sebagai berikut :

Untuk pekerja operasi:

*Shift* pagi : 08.00 - 16.00

*Shift* sore : 16.00 - 24.00

*Shift* malam : 00.00 - 08.00

Untuk pekerja *security* :

*Shift* pagi : 06.00 – 14.00

*Shift* sore : 14.00 – 22.00

*Shift* malam : 22.00 – 06.00

**Tabel VI.1.** Jadwal Kerja Masing-Masing *Group*

Ha ri/ Re gu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
A	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P

B	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S
C	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L
D	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M

Keterangan :

P = Pagi

M = Malam

S = Siang

L = Libur

Jadi untuk kelompok kerja *shift* pada hari ke 13, jam kerja *shift* kembali seperti hari pertama, maka waktu siklus selama 13 hari. Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh faktor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan absensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karir para karyawan dalam perusahaan.

### VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Pekerja Borongan

Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya : tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

**Tabel VI.2. Perincian Jumlah Karyawan**

<b>No.</b>	<b>Golongan</b>	<b>Pendidikan</b>	<b>Jumlah</b>
1	Board of Comissioners	S2	3
2	President Director	S1	1
3	Director of Production	S1	1
4	Director of Sale	S1	1
5	Director of Finance	S1	1
6	Director of Human Resource	S1	1
7	Secretary	S1	1
8	Head of Process	S1	1
9	Head of QA&QC	S1	1
10	Head of Promotion	S1	1
11	Head of Sale	S1	1
12	Head of Bookkeeping	S1	1
13	Head of Finance	S1	1
14	Head of Employee Affaer	S1	1
15	Head of Human Development	S1	1
16	Head of Utility	S1	1
17	Head of Maintenance	S1	1
18	Process Staff	S1	12
19	Process Staff	D3	48
20	QA Staff	S1	4
21	QC Staff	D3	12
22	Promotion Staff	S1	3
23	Promotion Staff	D3	9
24	Salesman	S1	3
25	Salesman	D3	9
26	Bookkeeping Staff	S1	4
27	Bookkeeping Staff	D3	6
28	Treasury	S1	4

29	Treasury	D3	6
30	Employee Staff	S1	4
31	Employee Staff	D3	6
32	Human Development Staff	S1	3
33	Human Development Staff	D3	5
34	Utility Staff	S1	4
35	Utility Staff	D3	12
35	Maintenance Staff	S1	4
36	Maintenance Staff	D3	12
37	Maintenance Staff	S1	8
38	Doctor	S1	3
39	Nurse	D3	6
40	Security	SMA	8
41	<i>Office Boy</i>	SMA	6
42	Driver	SMA	5
43	IT Staff	S1	3
<b>TOTAL</b>			<b>228</b>

## VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik sirup fruktosa dari tepung tapioka ini meliputi :

1. Air, berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin, dan air untuk feed boiler.
2. Steam, digunakan untuk keperluan turbin sebagai pembangkit listrik dan pemanas reboiler.
3. Listrik, berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.
4. Bahan bakar, berfungsi untuk bahan bakar boiler dan generator.

5. Penanganan limbah, berfungsi untuk mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan sekitar pabrik.

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik diatas, 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 sirup fruktosa ini digunakan untuk kepentingan:

- Air proses
- Air umpan boiler
- Air sanitasi, meliputi laboratorium dan karyawan.

Untuk unit penghasil air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra sedimentasi, bak koagulasi, dan flokulasi, tangki tawas, tangki  $\text{Ca(OH)}_2$ , bak pengendap, bak penampung, pompa sand filter, tangki sand filter, bak penampung air bersih, bak 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 reboiler dan sebagian besar dipakai untuk menggerakkan turbin untuk menghasilkan listrik, karena kebutuhan *back-up* jika sewaktu-waktu *supply* listrik dari PLN terhambat. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit steam yaitu boiler.



### **VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik**

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik sirup fruktosaini diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut :

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

### **VI.2.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Unit ini bertugas untuk menyediakan bahan bakar baik untuk boiler serta alat-alat yang membutuhkan bahan bakar lainnya. Bahan bakar yang digunakan misalnya batu bara atau bahan bakar minyak.

### **VI.2.5 Unit Penanganan Limbah**

Bagian ini mempunyai tugas antara lain mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan di sekitar area pabrik. Pengelolaan dan pemantauan kualitas lingkungan sesuai dengan standar dan ketentuan perundangan yang berlaku. Pengelolaan bahan berbahaya dan beracun, mencakup: pengangkutan, penyimpanan, pengoperasian, dan pemusnahan. Pengelolaan *house keeping* dan penghijauan di dalam dan sekitar area pabrik.

## **VI.3 Analisa Ekonomi**

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Ujian itu pada pra desain pabrik sirup fruktosaini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi.

Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (*Pay Out Time / POT*)
3. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

### **VI.3.1 Investasi**

Investasi total pabrik merupakan jumlah dari *fixed capital investment*, *working capital investment*, *manufacturing cost* dan *general expenses*.

1. *Fixed Capital Investment* (Modal Tetap)  
*Fixed Capital Investment* merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik secara fisik. FCI terdiri dari biaya langsung (*Direct Cost*) dan biaya tidak langsung (*Indirect Cost*). *Fixed capital investment* pada prarancangan pabrik Sirup Fruktosa sebesar **Rp. 819.534.138.999,00** yang ditunjukkan pada **Appendiks D**.
2. *Working Capital Investment* (Modal Kerja)  
WCI industri terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk *stock* bahan baku dan persediaan; *stock* produk akhir dan produk semi akhir dalam proses yang sedang dibuat; uang diterima (*account receivable*); uang tunai untuk pembayaran bulanan biaya operasi, seperti gaji, dan upah; uang terbayar (*account payable*); dan pajak terbayar (*taxes payable*). WCI untuk prarancangan pabrik Sirup Fruktosa adalah **Rp. 144.623.671.588,00**.
3. *Manufacturing Cost* (Biaya Produksi)  
Modal digunakan untuk biaya produksi, yang terbagi menjadi tiga macam yaitu biaya produksi langsung, biaya tetap dan biaya tidak langsung. Biaya produksi langsung adalah biaya yang digunakan untuk pembiayaan langsung suatu proses, seperti bahan baku, buruh dan *supervisor*, perawatan dan lain-lain. Biaya tetap adalah biaya yang tetap dikeluarkan baik pada saat pabrik memproduksi maupun tidak, biaya ini meliputi depresiasi, pajak dan asuransi. Biaya tidak langsung adalah biaya yang dikeluarkan untuk mendanai hal-hal yang secara tidak langsung membantu proses produksi. Biaya produksi untuk pabrik Sirup Fruktosa adalah **Rp. 1.952.216.973.954,00** yang ditunjukkan pada **Appendiks D**.
4. *General Expenses* (Biaya Umum)  
Selain biaya produksi, ada juga biaya umum yang meliputi administrasi, *sales expenses*, penelitian dan *finance*. Besarnya *general expenses* pabrik Sirup Fruktosa adalah **Rp. 583.129.745.467** yang ditunjukkan pada **Appendiks D**.

### **VI.3.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/IRR*)**

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga  $i = 31,54\%$ . Harga  $i$  yang diperoleh lebih besar dari harga  $i$  untuk bunga pinjaman yaitu  $11,2\%$  per tahun. Dengan harga  $i = 31,54\%$  yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman  $11,2\%$  per tahun.

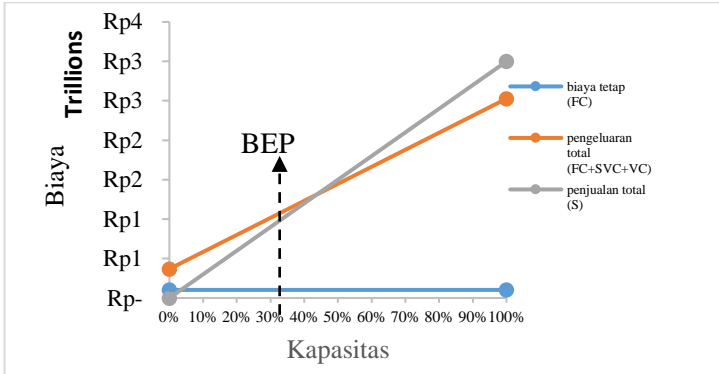
### **VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Payout Period/POT*)**

*Pay out time* merupakan waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang diinvestasikan atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah dengan penyusutan dan dihitung dengan menggunakan metode linier. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah  $3,89$  tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan  $3,89$  tahun lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

### **VI.3.3 Titik Impas (*Break Even Point/BEP*)**

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana pabrik tidak laba atau rugi, artinya total penjualan sama dengan total ongkos produksi. Beberapa komponen yang merupakan komponen total production cost digunakan untuk mencari BEP, yang dinyatakan dalam pengeluaran tetap (FC), variable cost (VC) dan semi variable cost (SVC).

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) =  $44\%$ .



**Gambar VI. 3. Grafik Break Even Point**

## **BAB VII KESIMPULAN**

Dari perhitungan didapatkan bahwa pabrik sorbitol ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 24 jam, 330 hari/tahun operasi dengan perencanaan sebagai berikut :

1. Kapasitas produksi : 20.000 ton/tahun
2. Jumlah tenaga kerja : 190 orang/hari
3. Kebutuhan bahan baku : 14.812 ton/tahun  
tepung tapioka
4. Umur pabrik : 10 tahun
5. Masa konstruksi : 2 tahun
6. Analisa ekonomi
  - Modal tetap : Rp 216.240.859.268
  - Modal kerja : Rp 38.160.151.636
  - Investasi total : Rp 254.401.010.903
  - Biaya produksi per tahun : Rp 253.526.545.420
  - Hasil penjualan per tahun : Rp 380.000.016.000  
HFS 55
  - *Internal Rate of Return* : 11,9%
  - *Payout time* : 4,51 tahun
  - *Break even point* : 28,16%

Dari hasil uraian diatas, ditinjau dari segi teknis maupun ekonomis, pabrik sorbitol dari tepung tapioka ini layak didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. Matches' engineering to chemical energy manufacturing metallurgical industries. *www.matche.com/equipment\_cost*
- ASRIM. 2015. *Asosiasi Industri Minuman Ringan*. Retrieved from asrim-indonesia.org: <https://asrim-indonesia.org/profil-asrim/>
- Badan Pusat Statistik, 2015, *Statistic Indonesia*, <https://www.bps.go.id/index.php/publikasi/343>, Indonesia.
- Badan Pusat Statistik. 2017. *Luas Panen, Produksi, Produktivitas, Ekspor, dan Impor Jagung Indonesia (Angka tetap 2011 - 2016)*. Provinsi Jawa Timur
- Basciano H, Federico L & Adeli K. 2005. Fructose, insulin resistance, and metabolic dyslipidemia. *Nutrition and Metabolism* 2:5.
- Berghmans, E. 1981. Carbohydrate Symposium in Indonesia "Starch Hydrolisates, Improved Sweeteners Obtained by The Use of Enzyme". Novo Industry A/S, Novo Alle, Denmark.
- Brown, G. G., 1950. *Unit Operations*. New Delhi: CBS Publishers and Distributors.
- Brownell, L.E. and Young, F.H, 1959, *Process Equipment Design*, Willet Eastern Limited, New Delhi.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, vol.II, Pergamon Press. Oxford.

- Depkes RI, 1988. *Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia Nomor 722/MENKES/Per/IX/1988 tentang Bahan Tambahan Makanan*. Jakarta.
- Detik News. Ini Dia Daftar UMK di 35 Kabupaten Kota Jawa Tengah. <https://news.detik.com/jawatengah/3735652/ini-dia-daftar-umk-di-35-kabupaten-kota-jawa-tengah>
- Direktorat Gizi, Departemen Kesehatan RI. 1992. *Daftar Komposisi Bahan Makanan*. Bharata Jakarta.
- Geankoplis, C. J, 2003, *Transport Process and Unit Operations*, 4th edition, New Jersey: Pearson Education Inc.
- Ginting, E. 2002. Teknologi Penanganan Pasca Panen dan Pengolahan Ubi kayu Menjadi Produk Antara Untuk Mendukung Agroindustri. *Buletin Palawija*, 4: 67-83
- Himmelblau, D.M .1989 .*Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*, 5ed Singapore: Prentice-Hall International
- Hoobs, L. 2009. *Sweeteners from Starch: Production, Properties and Uses 3rd Edition*. Armsterdam : Elsevier Inc.
- Hougen& Watson,1954.*Chemical Process Principles*, 2nd edition, Part I, New York: John Willey and Sons Inc.
- Hugot, E. 1986. *Handbook of Cane Sugar Engineering*, 3rd Edititon, Amsterdam:Elsevier Science Publishers.
- International Starch Institute (1999a). Typical Properties of High Fructose Syrups (HFS)

Figures in italics are industry specifications.

*<http://www.starch.dk/isi/glucose/fructose.asp>*

Johnson RJ, Perez-Posa SE, Sautin YY, Manitius J, Lozada LG, Feig DI, et al. Hypothesis: Could excessive fructose intake and uric acid cause type 2 diabetes. *Endocr Rev.* 2009; 30(1):96-16.

Kementrian Perindustrian Republik Indonesia. (2016). Direktori Perusahaan Industri. *<http://kemenperin.go.id/direktori-perusahaan?what=teh&prov=0&hal=1>*

Kern, D.Q, 1950, *Process Heat Transfer*, 5th edition, McGraw Hill Book Company, New York, Toronto , London

Kusnarjo. 2010. *Desain Alat Pemindah Panas*. Surabaya:ITS Press

Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. Surabaya:ITS Press.

Levenspiel, Octave, 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2 nd ed., John Willey and Sons Inc., Singapore

Lloyd N.E., W.J. Nelso, Glucose- and fructose-containing sweeteners from starch, in: R.L. Whistler, J.N. Bemiller, E.F. Paschall (Eds.), *Starch*, 2nd ed., Academic Press, Orlando, FL, 1984, pp. 611–660.

Ludwig, E. E., 1999. *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*. Vol 1. 3rd Ed. Woburn: Gulf Publishing Company

Mahreni dan Sulistyowati, E. 2004. Pembuatan *High Fructose Syrup* dari Tepung Maizena secara Enzimatis. *Jurnal Prosiding SNTPK VI*.



- Maroulis, Z. B. Dan Saravacos, G.D. 2003. *Food Process Design*.  
New York: Marcel  
Dekker. Page: 489
- Material Safety Data Sheets for Alpha-Amylase,  
[www.sciencelab.com/msds.php?msdsId=9925612](http://www.sciencelab.com/msds.php?msdsId=9925612)
- Material Safety Data Sheets for Calcium Chloride,  
[www.calciumchloride.co.uk/calcium\\_chloride\\_msds.html](http://www.calciumchloride.co.uk/calcium_chloride_msds.html)
- Material Safety Data Sheets for Glucoamylase,  
[www.srlchem.com/msds/9032-08-0.pdf](http://www.srlchem.com/msds/9032-08-0.pdf)
- Material Safety Data Sheets for Glucose Isomerase,  
[http://foodb.ca/system/small\\_molecule\\_compounds/msds/FDB009499.pdf?1425146734](http://foodb.ca/system/small_molecule_compounds/msds/FDB009499.pdf?1425146734)
- Material Safety Data Sheets for Hydrochloric Acid,  
[www.sciencelab.com/msds.php?msdsId=9924285](http://www.sciencelab.com/msds.php?msdsId=9924285)
- Material Safety Data Sheets for Magnesium Hydroxide,  
[www.sciencelab.com/msds.php?msdsId=9927215](http://www.sciencelab.com/msds.php?msdsId=9927215)
- McCabe, W.L., Smith, J.C. and Harriott. P., 1993, *Unit Operations of Chemical Engineering*, 5th Edition, New York.: McGraw Hill.
- Mulyo, A. 2014. Potensi Air Sungai Kabupaten Lampung Tengah Provinsi Lampung.  
<http://ftgeologi.unpad.ac.id/wp-content/uploads/2018/04/POTENSI-AIR-SUNGAI-KABUPATEN-LAMPUNG-TENGAH-PROVINSI-LAMPUNG.pdf>

- Noel, T.R., Ring, S.G., 1992. A study of the heat capacity of starch/water mixtures. *Carbohydr. Res.* 227, 203-213.
- Olsen, H.S. 1995, Use of Enzymes in Food Processing, in *Biotechnology*, vol. 9 (eds G. Reed and T. W. Nagodawithana), Wiley-VCH Verlag GmbH, Weinheim.
- Parker, K., Salas, M. Dan Nwosu, V.C. 2010. High Fructose Corn Syrup: Production, Uses and Public Health Concerns. *Biotechnology and Molecular Biology Review*, 5(5), 71-78
- Pemerintah Kabupaten Banyumas. 2017. Lambang Daerah. <https://www.banyumaskab.go.id/page/304/simbadamas.banyumaskab.go.id>
- Perry, R. and Chilton, C. H, 1984. *Chemical Engineers Hand Book*, 6th edition, New York: McGraw-Hill International Book
- Perry, R. and Chilton, C. H, 1997. *Chemical Engineers Hand Book*, 7th edition, New York: McGraw-Hill International Book
- Peter, M.S. and Timmerhous, K.D., 2003, *Plant Design and Economic for Chemical Engineers*, 4th edition, New York: McGraw-Hill Inc.
- Prahastuti, S. 2011. *Konsumsi Fruktosa Berlebihan dapat Berdampak Buruk bagi Kesehatan Manusia*. JKM. vol.10 No.2 Februari 2011:173-189.
- Proefschrift and R. Van Tilburg, *Engineering Aspects of Biocatalysts in Industrial Starch Conversion Technology*, Delftse Universitaire Pers, 1983.

- Rippe, J. M. 2014. *Fructose, HighFructose CornSyrup, Sucroseand Health* New York :Springer Science+Business Media .
- Sigma Aldrich. 2009. *Safety Data Sheet*. In The Sigma-Aldrich Homepage [online]. <https://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/sigald/242276?lang=en&region=ID>
- Supriyadi, Y. S. 2012. *Sintetis Manitol dari Fruktosa dengan Katalis Raney-Nikel*. <http://lib.ui.ac.id/file?file=digital/20308921-S42720-Sintesis%20manitol.pdf>
- Svarovsky, L., 2000. *Solid-Liquid Separation*. 4 red. Oxford: Butterworth-Heinemann
- The Purolite Company, Purolite Ion Exchange Applications, Bala Cynwyd, PA,2007.
- Uhlig, H., 1998, *Industrial Enzymes and their Applications*, John Wiley and Sons Inc. New York. Page : 229
- Ulrich, G. D, 1959, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*, John Wiley and sons Inc. New York
- Van Ness, S. 1987. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 4th Edition*. Singapore: Mc. Graw-Hill.
- Wasserman L. Fructose is a ‘simple’ sugar. Available from <http://bodybasicsbootcamps.homestead.com/bonuses/FructosevsGlucose.pdf>.
- White, J.S. 2014. Sucrose, HFCS, and Fructose: History, Manufacture, Composition, Applications, and Production in *Fructose, High Fructose Corn Syrup, Sucrose and Health*

Edited by Rippe, J. M. New York :Springer Science+Business  
Media.

Wuhu Xinshiji Purifying Equipment Co., Ltd. 2001. *Filter Cloth*.

[http://www.globalsources.com/si/AS/WuhuXinshiji/60088265887  
02/pdtl/Polypropylene-Filter-Cloth/1130982916.htm](http://www.globalsources.com/si/AS/WuhuXinshiji/6008826588702/pdtl/Polypropylene-Filter-Cloth/1130982916.htm)

diakses pada tanggal 5 Januari 2019

## BIODATA PENULIS



Angga Surya Riswanto. Dilahirkan di Jombang, 17 November 1996, merupakan anak ke-1 dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di SD Gedog 3 Blitar, SMPN 3 Blitar, dan SMAN 1 Blitar. Setelah lulus dari SMAN 1 Blitar tahun 2015. Kemudian melanjutkan studi pada program S1 Teknik Kimia FTI-ITS pada tahun 2015 dan lulus pada tahun 2019.

Selama kuliah, penulis pernah aktif berorganisasi sebagai staf di Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia dalam bidang sosial masyarakat periode kepengurusan 2016/2017 kemudian melanjutkan sebagai kepala bidang sosial masyarakat di periode kepengurusan 2017/2018, staf Lembaga Dakwah Jurusan (KINI) dibidang kewirausahaan pada periode 2016/2017. Penulis juga aktif mengikuti kegiatan olahraga dan terdaftar sebagai pemain FOG 2019 cabang badminton dan mendapat juara 1 serta POMITS 2019 dan mendapat juara 2 beregu. Penulis telah mengambil pra desain pabrik dengan judul “*High Fructose Syrup (HFS-55)* dari Tepung Tapioka”.

Alamat email: [anggasurya17@gmail.com](mailto:anggasurya17@gmail.com)

## BIODATA PENULIS



Rommy Akbar Hidayatullah. Dilahirkan di Mataram, 21 Juli 1998 dan merupakan anak tunggal. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di SDN Mataram 1, MTsN 1 Malang, dan SMAN 1 Mataram. Setelah lulus dari SMAN 1 Mataram tahun 2015, penulis mengikuti Seleksi Ujian Masuk S1 ITS dan diterima di Program Studi S1 Teknik Kimia FTI-ITS pada tahun 2015 dan terdaftar dengan NRP. 2315 100 094.

Selama kuliah, penulis pernah aktif berorganisasi sebagai staf di Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia dalam bidang sosial masyarakat periode kepengurusan 2016/2017 kemudian melanjutkan sebagai kepala biro di bidang sosial masyarakat di periode kepengurusan 2017/2018. Penulis juga aktif mengikuti kepanitiaan seperti CHERNIVAL (Chemical Engineering Festival) sebagai Crew dan Sub-Coordinator pada tahun 2016 dan 2017. Penulis telah mengambil pra desain pabrik dengan judul “*High Fructose Syrup (HFS-55)* dari Tepung Tapioka”.

Alamat email: [Rommyakbar@gmail.com](mailto:Rommyakbar@gmail.com)