



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA- TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK HIGH FRUCTOSE SYRUP-
55 DARI TEPUNG JAGUNG KAPASITAS 6.500
TON PER TAHUN**

Oleh :
PANDU AKBAR ARAFAT
NRP. 0221154000087

MOH RIFAN TAUFIQURRAHMAN
NRP. 0221154000120

Dosen Pembimbing
Ir. Ignatius Gunardi, M.T.
Prida Novarita Trisanti, S.T., M.T.

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

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Pra-Desain Pabrik dengan judul :

“PRA DESAIN PABRIK HIGH FRUCTOSE SYRUP-55 DARI TEPUNG JAGUNG KAPASITAS 6.500 TON PER TAHUN”

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

Oleh :

Pandu Akbar Arafat

NRP. 02211540000087

Moh. Rifan Taufiqurrahman

NRP. 02211540000120

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Penelitian :

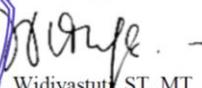
1. Ir. Ignatius Gunardi, M.T.
(Pembimbing I)
2. Prida Novarita Trisanti, S.T., M.T.
(Pembimbing II)
Dr. Ir. Sumarno, M.Eng.
(Penguji I)
4. Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng.
(Penguji II)
5. Dr. Siti Machmudah S.T., M.Eng.
(Penguji III)



Surabaya, Juli 2019



Mengetahui,
Kepala Departemen Teknik Kimia


Dr. Eng. Widiyastuti, ST., MT
NIP. 197503062002122002

INTISARI

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 jagung.

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

Proses pembuatan HFS-55 dari tepung jagung dibagi menjadi beberapa unit proses.

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 6.500 ton/tahun.

Pendirian pabrik berkapasitas 6.500 ton/tahun dengan estimasi hasil penjualan per tahun sebesar Rp 215.475.242.200,00 atau sama dengan Rp.23.000,00/Kg sirup. Estimasi umur pabrik 10 tahun dan waktu pengembalian pinjaman selama 4,98 tahun, dapat diketahui *internal rate of return* (IRR) sebesar 15,77%, *pay out*

time (POT) selama 4,98 tahun dan *break event point* (BEP) sebesar 38,00%. 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

Segala puji dan syukur kehadirat Allah SWT karena atas berkat Rahmat dan karunia-Nya, penulis dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik "HFS-55 (*High Fructose Syrup*) dari Tepung Jagung" yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya. Keberhasilan penulisan Tugas Pra Desain Pabrik ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Ir. Ignatius Gunardi M.T. dan Ibu Ibu Prida Novarita T, S.T.,M.T. selaku Dosen Pembimbing Tugas Pra Desain Pabrik atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Bapak Dr. Ir. Sumarno, M.Eng selaku Kepala Laboratorium Teknologi Material yang selalu memberikan masukan dan saran untuk penyusunan laporan ini
3. Ibu Dr. Eng. Widiyastuti, S.T., M.T. , selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember di periodenya.
4. Bapak Setyo Gunawan, ST, Ph.D selaku Sekretaris Departemen Teknik Kimia ITS.
5. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
6. Orang tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
7. Teman-teman seperjuangan di Laboratorium Teknologi Material, baik teman-teman Strata-1 atau Strata-2 dan Strata-3 yang telah memberikan segala support, bantuan dan kerjasamanya.
8. Teman-teman K-55 yang telah memberikan banyak support dan bantuan.
9. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Akhirnya, kami memohon maaf atas segala kekurangan yang terjadi selama proses penyusunan tugas ini. Semoga tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca khususnya.

Surabaya, 02 Agustus 2020

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	i
INTISARI	ii
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	vi
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
BAB IV NERACA MASSA DAN PANAS	IV-1
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
BAB VII KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	

BAB I

LATAR BELAKANG

Pertumbuhan industri di Indonesia pada era revolusi industri 4.0 kian pesat, salah satunya adalah industri makanan dan minuman. Berdasarkan data Kemenperin (2017), pertumbuhan industri makanan dan minuman setiap tahun mengalami peningkatan. Terlihat pada data tahun 2016 pertumbuhan industri makanan mencapai 8,46% dan mengalami peningkatan pada tahun 2017 sebesar 9,23%. Peningkatan tersebut terjadi dikarenakan peningkatan laju pertumbuhan penduduk yang semakin tinggi pula. Tingginya pertumbuhan industri tersebut, dapat berkontribusi kepada PBD non migas sebesar 34,33%. (*Mahardhika, 2018*)

Industri makanan dan minuman adalah industri yang masuk dalam kategori aneka industri. Pada dasarnya, industri makanan dan minuman dibagi menjadi dua, yaitu industri makanan dan minuman berupa produk jadi dan juga industri bahan tambahan pangan (zat aditif). Yang termasuk dalam industri makanan dan minuman produk jadi adalah industri makanan ringan, industri roti, industri minuman berkarbonasi, dan lain sebagainya. Sedangkan yang tergolong ke dalam industri bahan tambahan pangan (zat aditif) adalah industri vetsin, industri bahan pewarna dan industri zat pemanis.

Pemanis merupakan salah satu jenis bahan tambahan yang banyak digunakan pada makanan. Pemanis alami adalah pemanis yang dapat ditemukan dalam bahan alam meskipun prosesnya secara sintetik maupun fermentasi, contohnya fruktosa dan glukosa. Sedangkan pemanis buatan adalah pemanis yang diproses secara kimiawi, dan senyawa tersebut tidak terdapat di alam, contohnya sakarin, aspartame, dan sorbitol Pemanis-pemanis

tersebut memiliki tingkat kemanisan yang berbeda antara satu jenis dan yang lain. Salah satu jenis pemanis alami yang memiliki tingkat kemanisan tertinggi adalah fruktosa.

Fruktosa merupakan monosakarida, terdiri atas 6 atom karbon (heksosa) yang merupakan isomer glukosa ($C_6H_{12}O_6$) dan mengandung gugus karbonil sebagai keton. Fruktosa adalah gula sederhana yang merupakan turunan dari polisakarida, salah satunya adalah pati. Pembuatan fruktosa melalui pemecahan pati diawali melalui proses hidrolisis. Namun, saat ini juga telah berkembang metode isomerisasi glukosa untuk mendapatkan fruktosa dengan jumlah yang lebih banyak.

Pemanfaatan fruktosa sebagai pemanis dalam industri makanan berupa *High Fructose Syrup* (HFS). HFS mengandung campuran fruktosa dan glukosa dalam berbagai konsentrasi. 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*). Meskipun tidak lebih manis daripada sakarin, namun penggunaan sakarin dibatasi oleh peraturan kesehatan Negara yaitu Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia No.772/MENKES/PER/IX/1988 tentang bahan tambahan makanan, sehingga tidak lebih aman dibandingkan HFS. HFS (minimum 42% fruktosa) dapat menggantikan gula rafinasi dalam industri makanan dan minuman. Penggunaan HFS dapat mengurangi biaya produksi dikarenakan tidak memerlukan proses pretreatment untuk pengolahannya. Dari segi pemenuhan bahan baku untuk pemanis, HFS lebih murah daripada gula rafinasi, dari data kemenperin harga gula rafinasi per kilogram pada tahun 2017 adalah Rp11.000,00. Sedangkan gula sirup fruktosa per kg pada

tahun 2017 adalah Rp10.000,00. Industri yang memerlukan sirup fruktosa antara lain industri permen, es krim, yoghurt, dan minuman berperisa. Selain itu kelebihan lain dari fruktosa dibandingkan dengan gula lainnya yaitu rendah kalori sehingga fruktosa cocok untuk penderita obesitas, diabetes melitus, penyakit kardiovaskular, dan penderita sindrom metabolisme tubuh.

Bahan baku yang digunakan untuk memproduksi HFS adalah pati. Salah satu sumber pati tersebut adalah Tepung Jagung. Pada tahun 2015, jumlah produksi Jagung di Indonesia mencapai 19.612.435 ton. Jawa Timur, Jawa Tengah, Sulawesi Selatan, Sumatera Utara dan Lampung merupakan lima provinsi dengan jumlah produksi di atas 1 juta ton. (*Badan Pusat Statistik, 2015*). Di daerah Jawa Timur, produsen Jagung terbesar adalah kabupaten Tuban yaitu sebesar 454.782 ton.

Di Indonesia, terdapat tiga perusahaan yang memproduksi HFS, yaitu PT. Lautan Luas TBK, PT Budi Starch and Sweetener, dan PT Tainesia Jaya dengan kapasitas produksi masing-masing 10.000 ton/tahun, 9.360 ton/tahun dan 1.800 ton/tahun. Dengan kapasitas tersebut, Indonesia masih mengimpor HFS pada tahun 2015 sebesar 6.243 ton untuk memenuhi kebutuhan di dalam negeri (*Kemenperin, 2016*). Sehingga, pendirian pabrik fruktosa untuk memenuhi kebutuhan sirup fruktosa di Indonesia dan menekan jumlah impor yang dilakukan perlu dilakukan.

HALAMAN INI DIKOSONGKAN

BAB II BASIS DESAIN DATA

II.1. Kapasitas

Salah satu faktor yang harus ditentukan dalam perencanaan pendirian Pabrik Fruktosa adalah kapasitas produksi pabrik. Dikarenakan Pabrik Fruktosa ini direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2022, maka diperlukan data-data perkiraan produksi, konsumsi, ekspor, dan impor sirup fruktosa di Indonesia pada tahun tersebut. Berdasarkan data yang ada di Indonesia pada tahun 2011 hingga 2015 :

Tabel II.1 Produksi HFS di Indonesia

Tahun	Produksi (kg)	Pertumbuhan produksi (%)
2011	15.987.127	
2012	15.439.591	0,022
2013	18.228.448	0,153
2014	20.920.096	0,128
2015	20.101.879	-0,040
Pertumbuhan rata-rata		0,066

Perkiraan produksi pada tahun 2022 (m_1)

$$= 20.101.879 * (1 + 0,066)^{2022-2015}$$

$$= 31.443.949 \text{ kg}$$

Tabel II. 2 Konsumsi HFS di Indonesia

Tahun	Konsumsi (ton)	Pertumbuhan konsumsi (%)
2011	15.987.127	
2012	18.675.311	0,144
2013	20.213.122	0,076
2014	22.324.122	0,095
2015	26.341.212	0,153
Pertumbuhan rata-rata		0,117

Perkiraan konsumsi pada tahun 2022 (m_2)
 $= 26.341.212 * (1+0,117)^{2022-2015}$
 $= 57.148.912 \text{ kg}$

Tabel II.3 Tingkat ekspor HFS di Indonesia

Tahun	Ekspor (kg)	Pertumbuhan ekspor (%)
2011	15.721	
2012	37.736	0,583
2013	16.935	-1,228
2014	9.007	-0,880
2015	3.210	-1,806
Pertumbuhan rata-rata		-0,833

Perkiraan ekspor pada tahun 2022 (m_4)
 $= 3.210 * (1-0,833)^{2022-2015}$
 $= 0 \text{ kg}$

Tabel II.4 Tingkat impor HFS di Indonesia

Tahun	Impor (kg)	Pertumbuhan impor (%)
2011	906.842	
2012	3.273.456	0,723
2013	2.001.609	-0,635
2014	1.413.033	-0,417
2015	6.242.543	0,773
Pertumbuhan rata-rata		0.111

Perkiraan impor pada tahun 2022 (m_5)
 $= 6242.543 * (1+0.111)^{2022-2015}$
 $= 13.042.473 \text{ kg}$

Dari perhitungan di atas, didapatkan perkiraan produksi, konsumsi, ekspor, dan impor Sirup Fruktosa di Indonesia pada tahun 2022. Dengan demikian, dapat ditentukan kapasitas produksi pabrik baru dengan persamaan :

Berikut ini adalah kondisi wilayah tersebut, antara lain ;

1. Kelembaban udara = 51% hingga 93%
2. Suhu udara = 27 °C hingga 32 °C
3. Curah hujan = 2.807 mm
4. Kecepatan angin = 30 km/jam
5. Potensi gempa = tidak ada
6. Ketinggian daratan = 0 - 500 mdpl

(Sumber : BMKG)

Diakses pada : Rabu, 13-03-2019

pukul 15:10 WIB

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

○ Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku jagung yang digunakan dalam pembuatan HFS diperoleh dari petani jagung di daerah tuban dan sekitarnya karena daerah tuban merupakan daerah penghasil jagung terbesar di jawa timur dan juga jawa timur merupakan penghasil jagung terbesar di indonesia.

○ Ketersediaan Air

Kawasan tersebut merupakan kawasan industri dengan sumber air yang berasal dari sumur artesis dan air sungai Bengawan Solo yang mengalir dari Solo menuju Gresik yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air produksi pabrik. Selain itu sumber air lainnya diperoleh dari PDAM sebagai kebutuhan air sanitasi.

○ Ketersediaan Lahan

Kabupaten Tuban mempunyai luas wilayah sebesar 1.834,15 km², sehingga sangat memungkinkan untuk dilakukannya pembangunan pabrik HFS.

- Ketersediaan Kerja
Provinsi Jawa Timur 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 Tuban berjarak 103 km dari kota Surabaya, dekat dengan pantai utara pulau Jawa dan juga dilalui oleh jalur Pantura yang biasa digunakan untuk pengiriman barang dari ujung barat hingga ujung timur pulau Jawa. Oleh karena itu, pengiriman bahan baku maupun produk dapat terdistribusi dengan lancar melalui transportasi darat. Selain itu Kabupaten Tuban juga memiliki pelabuhan dan teluk yang dapat digunakan sebagai sarana transportasi laut.
- Pemasaran
Daerah Tuban, Gresik, Sidoarjo dan Pasuruan sebagai daerah industri merupakan lahan potensial bagi pemasaran produk karena merupakan adanya pabrik pengolah turunan HFS. Kawasan industri ini berada pada jalur pantura yang merupakan penghubung lalu lintas antar propinsi di pulau Jawa, sehingga produk HFS akan lebih mudah untuk didistribusikan. Selain itu, kawasan industri tersebut dekat dengan Surabaya yang memiliki kemudahan akses untuk memasarkan produk ke luar negeri (ekspor).

II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk

a. Bahan Baku

Untuk menjaga kualitas produk HFS, maka diperlukan jagung dengan kualitas yang baik. Jenis jagung manis dengan waktu panen 65 hari memiliki kandungan gula tertinggi (*Modjo, 2014*). Sedangkan jagung disimpan

maksimal 2 minggu setelah waktu panen agar kandungan gula yang diperoleh maksimal (*Widaningrum, 2010*).

b. Produk

Menurut *International Starch Institute*, Denmark, *High Fructose Syrup* digunakan dalam minuman berkarbonasi sebagai pemanis utama atau digabung dengan sukrosa dan dengan pemanis buatan sakarin. *High Fructose Syrup 55* lebih digunakan sebagai bahan pemanis yang menggantikan gula di dalam *soft drink*. Spesifikasi dari *High Fructose Syrup-55* adalah seperti dijelaskan table di bawah ini :

Tabel II. 5 Spesifikasi HFS-55 sesuai *US Food Chemical Codex Standards*

Properti	Satuan	Persyaratan
Dry Matter	% (Percent)	76.5-77.5
pH	-	3.5-4.5
Sweetness relative to sucrose	-	99 (100 = Sucrose)
Odor	-	No detectable foreign odors
Density at 20 °C	g/ml	1.384
Viscosity at 27 °C	cP	800
Dekstrosa % of DS	%	41
Fructose % of DS	%	55-58
Glucose + Fructose % of DS	%	>95

Properti	Satuan	Persyaratan
Higher sugars % of DS	%	<5

(International Starch Institute, 2014)

Dikarenakan produk akan dikomersilkan ke industri minuman dan makanan yang ada di Indonesia maka spesifikasi High Fructose Syrup 55 yang digunakan mengikuti standar High Fructose Syrup 55 dari Standard Nasional Indonesia (SNI) 01-2985-1992, Sirup fruktosa (HFS) yang ditunjukkan di tabel di bawah ini.

Tabel II. 6 Spesifikasi HFS-55 sesuai Standard Nasional Indonesia

No.	Kriteria uji	Satuan	Persyaratan	
			HFS 42	HFS 55
1	Keadaan			
1.1	Bau		tidak berbau	tidak berbau
1.2	Rasa		manis	manis
1.3	Warna	RBU	maks. 35	maks. 35
2	Kekeruhan (nilai absorbansi pada 720 nm dari larutan 54 Brix)		maks. 0,02	maks. 0,02
3	Jumlah padatan	% b/b	70,5 – 71,5	76,5 – 77,5
4	Abu sulfat	% b/b	maks. 0,05	maks. 0,05
5	Fruktosa	% (adbk)	min. 42	min. 55
6	Dekstrosa	% (adbk)	50 - 53	39 - 42
7	Belerang dioksida (SO ₂)	mg/kg	maks. 20	maks. 20
8	pH (tanpa pengenceran)		3,5 - 4,5	3,5 - 4,5
9	Cemaran logam			
9.1	Timbal (Pb)	mg/kg	maks. 0,5	maks. 0,5
9.2	Tembaga (Cu)	mg/kg	maks. 2,0	maks. 2,0
10	Arsen (As)	mg/kg	maks. 1,0	maks. 1,0
11	Cemaran mikroba			
11.1	Angka lempeng total	koloni/g	maks. 5,0 x 10 ²	maks. 5,0 x 10 ²
11.2	Coliform	APM/g	maks. 20	maks. 20
11.3	E. coli	APM/g	< 3	< 3
11.4	Kapang	koloni/g	maks. 50	maks. 50
11.5	Khamir	koloni/g	maks. 50	maks. 50

CATATAN Butir 7 diisulkan untuk dihilangkan.

(www.bsn.go.id)

HALAMAN INI DIKOSONGKAN

BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Terdapat dua tahapan proses utama yang digunakan dalam produksi fruktosa, yaitu proses hidrolisis pati dan proses isomerisasi. Proses hidrolisis pati merupakan proses memecah rantai karbon pati menjadi struktur yang lebih sederhana menggunakan bantuan katalis. Sedangkan proses isomerisasi adalah proses untuk mengubah struktur rantai glukosa menjadi fruktosa.

III.1. Proses Hidrolisis

Pada proses hidrolisis pati, pati dari suatu bahan baku akan dihidrolisis menjadi glukosa dengan bantuan katalis tertentu. Terdapat dua metode hidrolisis katalitik pati yang dapat digunakan, yaitu :

III.1.1. Hidrolisis Asam

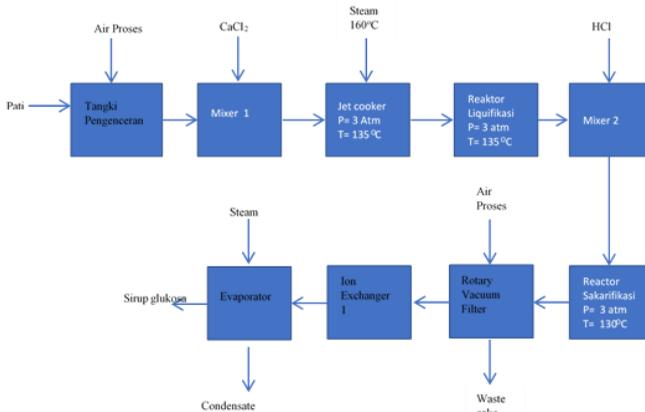
Pada proses hidrolisis dengan katalis asam, digunakan larutan asam seperti H_2SO_4 , HCl , HNO_3 , dan sebagainya. Hidrolisis dengan menggunakan katalis asam memerlukan suhu yang tinggi, berkisar $140 - 160^\circ C$, tekanan sebesar 3 atm dan pH berkisar 3, dimana pada kondisi tersebut asam mempunyai kecenderungan untuk memecah molekul pati secara acak dan gula yang dihasilkan sebagian besar merupakan gula *invert*.

Pada proses hidrolisis asam terjadi reaksi sebagai berikut:

- *Main Reaction*
$$(C_6H_{10}O_5)_n + nH_2O \xrightarrow{\text{asam}} nC_6H_{12}O_6 \quad \text{II.1}$$
- *Side Reaction*
$$2(C_6H_{10}O_5)_n + nH_2O \xrightarrow{\text{asam}} nC_{12}H_{22}O_{11} \quad \text{II.2}$$
- $$3(C_6H_{10}O_5)_n + nH_2O \xrightarrow{\text{asam}} nC_{18}H_{32}O_{16} \quad \text{II.3}$$

Penggunaan asam sebagai katalis hidrolisis pati akan mempunyai reaksi samping yang menghasilkan Maltosa dan Raffinosa. Dengan demikian produk yang dihasilkan mempunyai nilai DE yang rendah, berkisar 30-55%. Selain itu, penggunaan asam juga berpotensi merusak alat yang digunakan dan bersifat toksik bagi makhluk hidup. (Devita, 2013)

Berikut merupakan diagram alir proses hidrolisis asam :



Gambar III.1 Diagram proses hidrolisis asam

Untuk mekanisme proses hidrolisis asam adalah sebagai berikut:

- Proses hidrolisis dilakukan dalam tangki *converter* yang terbuat dari baja tahan karat dengan dilengkapi pipa saluran uap pemanas dan pipa saluran udara yang dihubungkan dengan kompresor untuk mengatur tekanan udara di dalamnya.
- Larutan suspensi yang mengandung 18 – 20 % pati di dalam air dialirkan masuk ke dalam *converter* lalu ditambahkan larutan HCl hingga pH mencapai 2,3
- Kemudian larutan tersebut dipanaskan dalam *converter* hingga mencapai suhu 120-135°C dan tekanan 3 kg/cm².

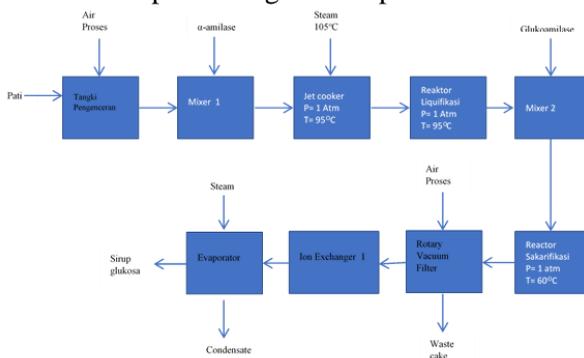
- Proses ini memakan waktu antara 15-20 menit agar menghasilkan derajat hidrolisis yang diinginkan
- Setelah dicapai suhu yang diinginkan, kemudian hidrolisat ditampung pada tangki penahan agar proses hidrolisis berlangsung secara sempurna.

III.1.2. Hidrolisis Enzimatik

Proses hidrolisis asam dinilai cenderung merugikan manusia dan lingkungan sehingga terus dilakukan penelitian untuk menemukan jalan proses lain yang lebih menguntungkan dan bersahabat. Seiring perkembangan zaman, ditemukan jalan proses hidrolisis enzimatik pada pabrik gula. Penggunaan enzim dalam industri gula dari pati mulai dirintis sejak penemuan enzim α -amilase dari *Bacillus subtilis* oleh Fukomoto pada tahun 1940.

Enzim bekerja lebih spesifik sehingga kandungan produk yang dihasilkan mempunyai nilai DE yang lebih besar daripada pada hidrolisis asam, yaitu berkisar 95-98%. Kondisi operasi yang digunakan juga tidak terlalu ekstrim, yaitu pada suhu berkisar 60-100°C, tekanan 1 atm dan pH 5-6. Pada hidrolisis enzimatik, digunakan dua macam enzim yang digunakan, yaitu : enzim amilase dan enzim glukoamilase.

Berikut merupakan diagram alir proses hidrolisis enzim :



Gambar III.2 Diagram alir proses hidrolisis enzim

Enzim amilase berfungsi untuk memecah pati menjadi dekstrine. Terdapat dua macam enzim amilase, yaitu :

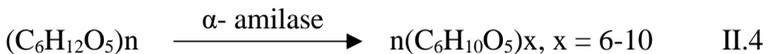
- Enzim α -amilase

Enzim α -amilase bekerja dengan cara menghidrolisis ikatan α -1,4 di dalam bagian molekul amilosa maupun amilopektin. Pemakaian α -amilase secara luas telah digunakan di bidang industri makanan dan minuman, industri kertas, industri tekstil, industri bioetanol, dan lain sebagainya. Enzim tersebut disekresikan oleh beberapa jenis bakteri, seperti *Bacillus subtilis*, *Bacillus sp.*, dan *Bacillus circulans*. Adapun jamur ascomycotina yang mampu memproduksi enzim tersebut, seperti *Aspergillus sp.*

- Enzim β -amilase

Enzim β -amilase adalah enzim yang bekerja pada ikatan 1,4 glikosida dengan menginversi konfigurasi posisi C1 dari alpha menjadi beta. Enzim ini memutus ikatan amilosa dan amilopektin dari luar molekul dan menghasilkan unit-unit maltosa dari ujung *non-reducing* pada rantai pati. Enzim ini biasanya digunakan dalam produksi *high-maltosa syrup*. Enzim tersebut disekresikan oleh *Barley* dan *Yeast*.

Enzim amilase hanya mampu memecah pati menjadi dekstrin. Selanjutnya, dekstrin akan dipecah menjadi dekstrosa oleh enzim glukamilase. Enzim ini disekresikan oleh *Aspergillus niger* dan *Rhizopus*. Enzim ini memecah ikatan alpha 1,3, alpha 1,6, dan beta 1,6. Reaksi utamanya terjadi pada unit rantai 1,4 α -D-glukopyranosil dari ujung *non-reducing* menghasilkan β -D-glukopiranososa. Berikut reaksi total yang terjadi pada proses hidrolisis enzimatik :



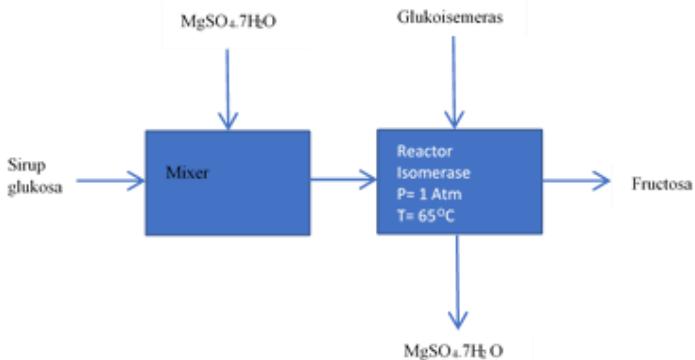
III.2. Proses Isomerisasi

Setelah melewati proses hidrolisis pati, selanjutnya dekstrosa glukosa yang terbentuk memasuki proses isomerisasi. Proses isomerisasi ini bertujuan untuk mengkonversi struktur D-glukosa menjadi bentuk isomernya, yaitu D-fruktosa. Isomerisasi dengan enzim ini dapat menghasilkan 42% fruktosa.



Gambar III. 3 Reaksi Isomerisasi Glukosa menjadi Fruktosa

Berikut merupakan diagram alir proses hidrolisis enzim :



Gambar III.4 Diagram alir proses isomerisasi

III.3. Pemilihan Proses

Dari kedua proses yang telah dipaparkan di atas, dilakukan analisa perbandingan antara proses hidrolisis asam dan hidrolisis enzimatik berdasarkan aspek-aspek sebagai berikut :

Tabel III. 1 Perbandingan antara proses hidrolisis asam dan enzim

Uraian	Hidrolisis Asam	Hidrolisis Asam-Enzim	Hidrolisis Enzim
Kondisi Operasi			
• Suhu, °C	140 – 160	60 – 140	
• Tekanan, atm	3 2 – 3	1 – 3 1,8 – 2	60 – 100 1
• pH			5 – 6
Proses	30 – 55%	30 – 63%	95 – 98%
• Dekstrosa Equivalent	Ada	Ada	Tidak ada
• Reaksi Samping	Tinggi Sedikit	Tinggi Sedikit	Rendah Banyak
• Potensi Korosi			
• Kebutuhan Enzim		Mahal Besar	Mahal Kecil
Ekonomi			
• Biaya Investasi			
• Energi	Mahal Besar		

Uraian aspek dan pertimbangan yang tertera di atas memberikan kesimpulan bahwa proses Hidrolisis Enzimatik lebih baik secara *safety*, proses keseluruhan, dan finansial, sehingga

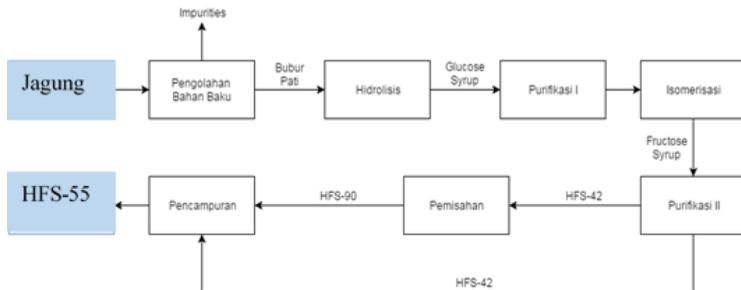
dipilih proses Hidrolisis Enzim dan proses Isomerisasi menggunakan enzimatik.

Uraian aspek dan pertimbangan yang tertera di atas memberikan kesimpulan bahwa proses Hidrolisis Enzimatis lebih baik secara *safety*, proses keseluruhan, dan finansial, sehingga dipilih proses Hidrolisis Enzim dan proses Isomerisasi menggunakan enzimatis.

III.4. Uraian Proses

Dalam proses produksi sirup fruktosa dari jagung, mulai dari bahan baku berupa Jagung hingga menjadi sirup fruktosa 55% dilakukan proses yang berurutan, yaitu :

1. Unit Pengolahan Bahan Baku
2. Unit Hidrolisis
3. Unit Purifikasi I
4. Unit Isomerisasi
5. Unit Purifikasi II
6. Unit Pemisahan



Gambar III.5. Diagram blok proses pembuatan HFS-55

III.4.1. Unit Pengolahan Bahan Baku

Unit pengolahan ini merupakan unit ekstraksi karbohidrat yang berasal dari bahan baku. Bahan baku berupa jagung diperoleh dari hasil panen pertanian setempat. Tahapannya :

1. Pembersihan

Dalam ekstraksi karbohidrat ini, diawali dengan membersihkan jagung dari kotoran dengan cara *pneumatis* atau penyaringan kemudian disimpan dalam tempat/lokasi beton.

2. *Steeping*

Perendaman dilakukan dalam tangki beton yang diatur secara seri. Tangki tersebut harus diisi dengan jagung dan air secara simultan, kalau tidak demikian bak akan pecah oleh pengembangan biji jagung dan di jaga suhu sampai 45-50°C. Diakhir perendaman diberi SO₂ 0,1-0,3 % .

3. Penggilingan kasar

Jagung kemudian ditiriskan dan dimasukkan kedalam foss mill sehingga lembaganya terpisah dari endosperm.

4. Pemisahan lembaga

Cairan yang mengandung butir kasar jagung dan lembaga dialirkan ke alat germ separator dimana lembaga akan keluar lewat *overflow* dan butir jagung keluar melalui lubang bawah.

5. Pemisahan serat kasar dari pati dan gluten

Cairan yang keluar dari *germ separator* di giling sampai halus dengan butzy mill. Kemudian serat-serat halus disaring dengan menggunakan *wedgewire-sieves* sehingga dapat memisahkan partikel ukuran kecil dengan yang ukuran besar.

6. Pemisahan gluten dan pati

Setelah dari *sievebends* dimasukkan kedalam sand cyclone. Kemudian dilakukan proses berdasarkan sistem *tabling* dan *primary cyclone*.

7. Pengeringan pati

Pati yang telah terpisah dari gluten dapat di keringkan.

III.4.2. 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 liquifikasi dan sakarifikasi.

a. Liquifikasi

Dalam proses liquifikasi bubur pati dipersiapkan untuk dihidrolisa menjadi gula yang lebih sederhana menjadi dextrin dan gula reduksi yang lainnya menggunakan enzim α -amilase untuk memutus ikatan rantai α -1,4-*glucosidic* dari amilosa di dalam pati.

1. *Jet Cooker*

Bubur pati yang akan dihidrolisa terlebih dahulu dipanaskan di dalam *jet cooker* hingga tergelatinisasi. Suhu bubur pati yang tergelatinasi keluar dari *jet cooker* dikehendaki 105°C dengan waktu kontak selama 5 menit. Kemudian, bubur pati dialirkan menuju *Flash Tank* sebelum direaksikan di dalam reaktor.

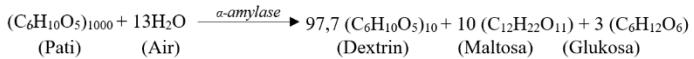
2. *Flash Tank*

Bubur pati yang telah tergelatinisasi kemudian dialirkan menuju *flash tank* untuk menguapkan kandungan air yang terdapat dalam bubur pati. Kandungan *dry substance* yang diharapkan sebelum masuk di reaktor adalah antara 30 – 40%, karena pada kondisi ini pati akan mudah dihidrolisis oleh enzim. Bubur pati yang keluar dari *flash tank* dikehendaki sebesar 95°C sebelum masuk ke unit reaktor. Suhu dibuat sedemikian rupa karena pada suhu tersebut merupakan suhu optimal enzim untuk menghidrolisis bubur pati di dalam reaktor.

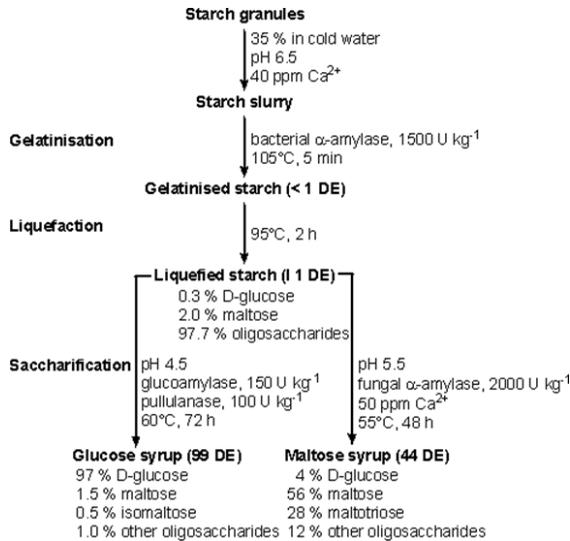
3. *Liquefaction Reactor*

Di dalam reaktor *Liquification Batch Reactor* pati yang merupakan polisakarida akan dihidrolisa menjadi dekstrin yang tergolong oligosakarida oleh enzim α -

amilase. Zat kimia yang akan dihidrolisa adalah amilosa yang terkandung didalam pati yang kandungannya hanya mencapai 14% berat pati itu sendiri. pH yang digunakan dalam proses ini adalah 6,3 dan dengan suhu 95°C selama 1,5 jam. Di dalam reaktor kandungan amilosa pada karbohidrat saja yang akan terhidrolisa, karena enzim α -amilase hanya mampu memutus ikatan rantai α -1,4-*glucosidic*. Dekstrin ini kemudian akan diolah lebih lanjut ke proses sakarifikasi. Pada proses ini, 96% amilosa akan terkonversi membentuk dekstrin. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Sedangkan untuk komposisi produk yang dihasilkan dapat dilihat menurut tabulasi di bawah ini :



Gambar III.5. Penggunaan enzim dalam hidrolisis pati

4. *Cooler*

Bubur pati yang keluar dari reaktor liquifikasi terlebih dahulu didinginkan menggunakan cooler hingga suhu bubur pati mencapai 60°C. Suhu bubur pati diatur sedemikian rupa guna mempersiapkan kondisi operasi optimal untuk proses selanjutnya (reaksi sakarifikasi). Kemudian, bubur pati dialirkan menuju *Saccharification Mixing Tank* sebelum direaksikan di dalam reaktor.

b. Sakarifikasi

Dalam proses sakarifikasi gula reduksi yang lebih sederhana (oligosakarida) akan dipecah kembali menjadi glukosa menggunakan enzim glukosidase.

1. *Saccharification Mixing Tank*

Bubur pati kemudian dipindahkan ke dalam *Saccharification Mixing Tank* yang berfungsi untuk menambahkan enzim glukosidase (AMG 300L) dan pullulanase (Promozyme) dengan perbandingan 2:5 untuk memecah dextrin menjadi glukosa serta larutan HCl FCC 37% untuk menurunkan pH serta sebagai non-aktivator enzim α -amilase, dan juga guna menghomogenisasi bubur pati sebelum dilanjutkan ke unit selanjutnya untuk dilakukan proses sakarifikasi. Kondisi operasi yang digunakan yaitu pada pH 4,3, suhu sekitar 60°C, dan dosis penambahan enzim glukosidase sebesar 1,2 Liter/ton *starch*. Asumsi tidak terjadi reaksi di tangki pencampuran.

2. *Saccharification Reactor*

Proses Sakarifikasi berlangsung selama 72 jam pada suhu 60°C di dalam sebuah *batch* reaktor berpengaduk dengan bantuan enzim glukosidase. pH yang digunakan pada reaksi ini adalah 4,3, hal ini dikarenakan enzim yang akan digunakan pada proses liquifikasi akan bekerja optimum pada pH lingkungan antara 4-4,5. Proses sakarifikasi merupakan proses

mengalami proses pemurnian. 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*.

1. *Rotary Vacuum Filter*

Digunakan untuk menyaring *soluble impurities* (peptida, asam amino, dll.) yang berpotensi menjadi inhibitor enzim saat reaksi isomerisasi dari sirup dekstrosa keluaran reaktor sakarifikasi. Dalam *rotary vacuum filter* 98% dari *impurities* tersaring. Suhu operasi yang dipilih adalah 85°C karena jika terlalu dingin ditakutkan *cake* akan lebih getas. Kandungan air dalam *cake* harus dijaga pada $\pm 80\%$ agar *cake* juga tidak getas, sehingga digunakan air pencuci 20% dari *feed* yang masuk.

2. *Carbon Contactor*

Setelah dari *rotary vacuum filter*, sirup dekstrosa akan dikontakan dengan karbon aktif yang bertujuan untuk menyerap warna dan rasa yang tidak diinginkan dari reaksi *Maillard* yang merupakan pengotor dari larutan gula, dimana rasio karbon aktif yang ditambahkan adalah 40 kg karbon aktif/270 kg sirup dekstrosa.

3. *Candle Filter*

Setelah dari *carbon contactor*, sirup dekstrosa akan disaring kembali menggunakan *candle filter* untuk menyaring karbon aktif yang ditambahkan. *Candle filter*, layaknya semua *filter* bertekanan, beroperasi pada siklus *batch* dan dapat dilihat pada garis proses penanganan titanium dioksida, gas buang, klorin klarifikasi, lumpur merah, tanah liat cina, bahan kimia dan banyak aplikasi lain yang memerlukan *cake* dengan

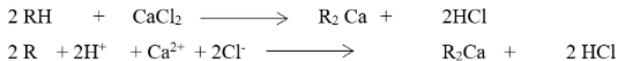
kelembaban rendah yang efisien. filtrasi atau tingkat tinggi polishing. (*solidliquid-separation.com*)

b. Penukar Ion

Ada dua macam tangki dalam unit proses penukar ion, yaitu tangki penukar kation, dan tangki penukar anion. 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 ini adalah menjernihkan larutan dekstrosa.

1. Tangki Penukar Kation

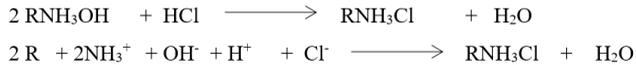
Pada tangki penukar kation, seluruh ion Ca^{2+} terlarut akan diikat oleh resin dan digantikan dengan ion H^+ . Jenis resin yang digunakan dalam tangki penukar kation adalah DOWEX 88 (H). Reaksi yang terjadi pada proses pengikatan kation oleh resin adalah sebagai berikut :



2. Tangki Penukaran Anion

Dari tangki penukar kation, larutan gula kemudian dialirkan ke tangki pertukaran anion, dimana pada tangki penukar anion, seluruh ion Cl^- akan diikat oleh resin dan digantikan dengan ion OH^- . Jenis resin yang digunakan dalam tangki penukar anion adalah

DOWEX™ 22 (OH). reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Setelah melewati proses penukaran ion ini, larutan sirup dekstrosa yang dihasilkan akan memiliki warna yang lebih jernih, kandungan ion dari aktivator menjadi lebih rendah, dan kandungan *ash*/abu menjadi kecil, yaitu sekitar 0,01%. Keseluruhan proses penukaran ion berlangsung selama 2 jam. Hasil dari penukaran ion akan dialirkan ke tangki evaporasi. (Dziedzic, 1995)

c. Evaporasi

Pada tangki evaporasi terjadi proses pengurangan kadar air pada sirup dekstrosa. Digunakan sistem penguapan bertingkat (*multiple effect evaporator*) yang dilengkapi dengan *barometric condensor* dan *steam jet ejector*. Proses evaporasi berlangsung dengan kondisi *feed* masuk pada suhu 84,71°C. Proses ini bertujuan untuk memperoleh larutan sirup dekstrosa yang pekat (dengan nilai *dry basis* 50%) untuk kemudian mengalami proses isomerisasi. (Dziedzic, 1995)

III.4.4. Unit Isomerisasi

Dekstrosa atau glukosa memiliki berat molekul yang sama dengan fruktosa, namun struktur molekul keduanya yang berbeda. Agar dapat bertransformasi menjadi fruktosa, dekstrosa perlu mengalami proses isomerisasi yang berlangsung di dalam *continuous* reaktor berbentuk *packed column* berisi *immobilized enzyme*. Proses ini berlangsung dengan bantuan enzim *gluco-isomerase* dengan aktivator MgSO_4 dan Na_2CO_3 sebagai buffer, pada suhu 58-60°C, pH antara 7,5-7,6. Larutan yang keluar dari unit ini merupakan larutan sirup fruktosa 42% yang akan mengalami tahap pemurnian kembali.

III.4.5. Unit Purifikasi II

Unit Purifikasi II terdiri dari tiga proses, yaitu filtrasi, penukaran ion dan evaporasi seperti Unit Purifikasi I. Pada unit ini, fruktosa keluaran reaktor isomerase akan melewati *carbon contactor* untuk membersihkan warna dan menghilangkan rasa dari reaksi *maillard*, kemudian menyaring karbon aktif dari larutan sirup menggunakan *candle filter*, kemudian dilanjutkan ke tangki penukar kation untuk mengikat ion Mg^{2+} dari larutan sirup dan ion CO_3^{2-} dan dilanjutkan dengan proses pemekatan pada multiple stage evaporator hingga diperoleh kepekatan 77% sesuai spesifikasi *High Fructose Syrup* (HFS) 55.

III.4.6. Unit Pemisahan

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 *chromatic separator*. Separator yang digunakan menggunakan *packed bed* yang berisi resin DOWEX Monosphere 99 Ca/220. Produk yang diinginkan, *High Fructose Syrup*, akan keluar sebagai *permeate* dengan konsentrasi fruktosa 90% sedangkan *retentate* yang mengandung dekstrosa, air, maltose dan sedikit fruktosa akan *di-by pass* ke reaktor isomerisasi untuk diisomerisasi kembali. Produk akhir sirup yang mengandung sirup fruktosa 90% akan digabungkan dengan sirup fruktosa 42% dari keluaran *evaporator*, sehingga didapatkan sirup fruktosa 55%. Keseluruhan unit proses pembuatan sirup fruktosa ini dapat dilihat pada **Gambar III.5**

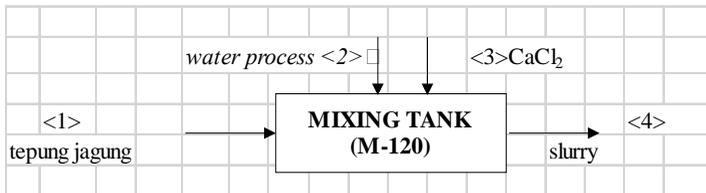
BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS

Berdasarkan hasil perhitungan, maka diperoleh neraca massa dan neraca panas sebagai berikut

IV.1. Neraca Massa

Berikut neraca massa dari pabrik HFS-55 dengan kapasitas 6.500 ton per tahunnya.

IV.1.1. Neraca Massa pada Mixing Tank (M-120)



Ketentuan dan kondisi operasi (Uhlig, 1998) :

1. pH : 6
2. Konsentrasi bubur pati : 30-35 % solid
3. Kandungan Ca²⁺ : maksimum 100 ppm

Untuk perencanaan ini dipilih :

1. pH : 6
2. Konsentrasi bubur pati : 35% solid

Komponen dalam tepung jagung diperoleh sebagai berikut :

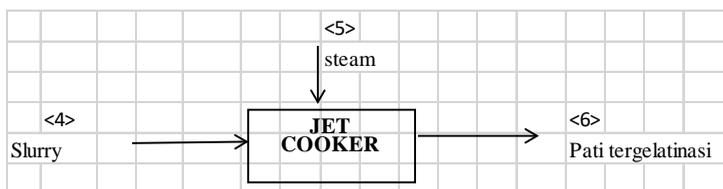
Tabel IV.1 Komposisi dalam tepung jagung

Komponen	Komposisi	Massa (kg)
Pati	0,74	820,71
Air	0,13	146,99
Protein	0,09	102,45
Lemak	0,04	43,43
Total	1,00	1113,58

Tabel IV.2. Neraca Massa Mixing Tank (M-120)

Komponen	Aliran Masuk						Aliran Keluar	
	<1>		<2>		<3>		<4>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	820,71	0,7370					820,71	0,3108
Air	146,99	0,1320	2,36	0,8948	1524,17	1,0000	1673,52	0,6338
Protein	102,45	0,0920					102,45	0,0388
Lemak	43,43	0,0390					43,43	0,0164
CaCl ₂			0,28	0,1052			0,28	0,0001
Steam								
α-amilase								
Dekstrin								
Fruktosa								
Maltosa								
Dekstrosa								
HCl								
glukoamilase								
karbon								
MgSO ₄ .7H ₂ O								
NaOH								
TOTAL	1113,58	1,00	2,64	1,00	1524,17	1,00	2640,39	1,00
	2640,39						2640,39	

IV.1.2. Neraca Massa pada Jet Cooker (E-114)



Untuk perencanaan ini dipilih :

1. Suhu pati yang telah tergelatinasi keluar jet cooker = 105 °C
2. Penambahan dilakukan dengan penambahan saturated steam , kondisi :
 T = 140 °C
 P = 361,38 kPa
 = 3,57 atm

3. Diasumsikan suhu starch slurry masuk jet cooker = 30 °C
4. Diasumsikan ketika steam berkontak dengan bahan dan tergelatinasi, s eluruh massa steam dianggap berubah menjadi liquid.

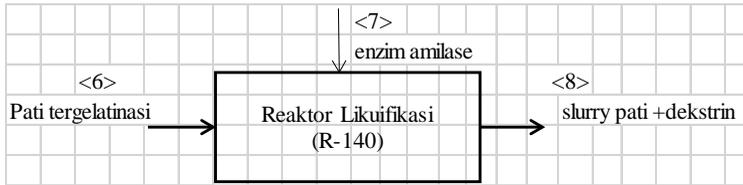
Massa steam yang dibutuhkan didapatkan dari perhitungan neraca energi.

Massa steam yang diperlukan = 475,314 kg

Tabel IV.3. Neraca Massa Jet Cooker (E-114)

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<4>		<5>		<6>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	820,7	0,31			820,71	0,279
Air	1673,5	0,63			1973,74	0,671
Protein	102,45	0,04			102,45	0,035
Lemak	43,43	0,02			43,43	0,015
CaCl ₂	0,28	0,00			0,28	9E-05
Steam			300,2	1		
amilase						
Dekstrin						
Fruktosa						
Maltosa						
Dekstroza						
HCl						
glukoamilase						
karbon						
MgSO ₄ .7H ₂ O						
NaOH						
TOTAL	2640	1	300	1	2940,6	1,000
	2940,61				2940,61	

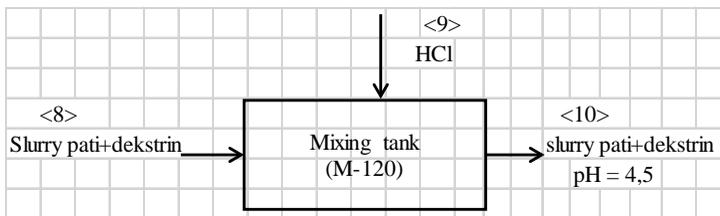
IV.1.3. Neraca Massa pada Reaktor Likuifikasi (R-140)



Tabel IV.4. Neraca Massa Reaktor Likufikasi (R-140)

No.	Komponen	Masuk		Konsumsi	Generasi	Keluar
		<6>	<7>			<8>
Massa (kg)						
1.	Air	1973,74		0,31		1973,44
2.	Pati	820,71		212,73		607,98
3.	Protein	102,45				102,45
4.	Lemak	43,43				43,43
6.	CaCl ₂	0,28				0,28
7.	α-amylase		0,49			0,49
8.	Dekstrin				207,83	207,83
9.	Maltosa				4,49	4,49
10.	D-glukosa				0,71	0,71
Total		2940,61	0,49	213,03	213,03	2941,10
Total Aliran		3154,13			3154,13	

IV.1.4. Neraca Massa pada Tangki Pencampur HCl (M-210)



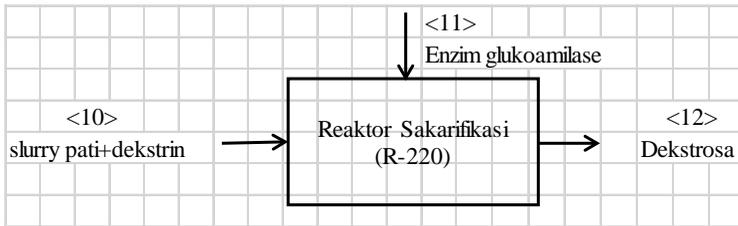
Tabel IV.5. Aliran Masuk Tangki Pencampur HCl (M-210)

Komponen	Aliran Masuk				
	<8>				
	Massa	Fraksi	s.g	ρ (kg/L)	Volume (L)
Pati	608,0	0,21	1,5	1,5	405,32
Air	1973,4	0,67	1	1	1973,44
Protein	102,4	0,03	0,89	0,89	115,11
Lemak	43,4	0,01	0,8	0,8	54,29
CaCl ₂	0,3	0,00	2,15	2,15	0,13
Steam	-	-	1,25	1,25	
amilase	0,5	0,00	1,54	1,54	0,32
Dekstrin	207,8	0,07	1,54	1,54	134,96
Fruktosa	-	-	-	-	-
Maltosa	4,5	0,00	1,54	1,54	2,92
Dekstrosa	0,7	0,00	1,56	1,56	0,45
HCl	-	-	-	-	-
glukoamilase	-	-	-	-	-
karbon	-	-	-	-	-
MgSO ₄ ·7H ₂ O	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-
TOTAL	2941,1	1,00			2686,9

Tabel IV.5. Neraca Massa Tangki Pencampur HCl (M-210)

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<8>		<9>		<10>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	608,0	0,21	-	-	608,0	0,207
Air	1973,4	0,67	0,11812	1,00	1973,55	0,671
Protein	102,4	0,03	-	-	102,45	0,035
Lemak	43,4	0,01	-	-	43,43	0,015
CaCl ₂	0,3	0,00	-	-	0,28	9E-05
Steam	-	-	-	-	-	-
amilase	0,5	0,00	-	-	0,49	2E-04
Dekstrin	207,8	0,07	-	-	207,83	0,071
Fruktosa	-	-	-	-	-	-
Maltosa	4,5	0,00	-	-	4,49	0,002
Dekstrosa	0,7	0,00	-	-	0,71	2E-04
HCl	-	-	0,00003	0	0,00003	1E-08
glukoamilase	-	-	-	-	-	-
karbon	-	-	-	-	-	-
MgSO ₄ ·7H ₂ O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
TOTAL	2941,1	1,00	0,118	1	2941,2	1
			2941,22		2941,22	

IV.1.5. Neraca Massa pada Reaktor Sakarifikasi (R-220)



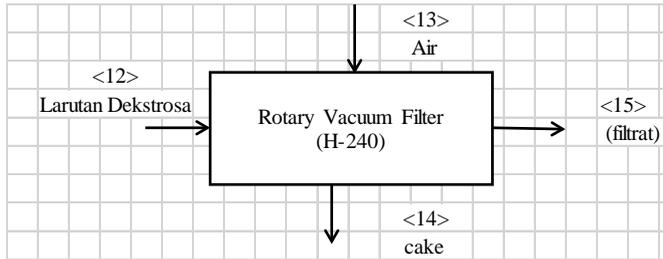
Tabel IV.6. Komponen Aliran 10

Aliran <10>		
Komponen	massa	mol
Pati	607,98	0,004
Air	1973,55	109,6
Dekstrin	207,83	0,127

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

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<10>		<11>		<12>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	607,98	0,207	-	-	12,16	0,004
Air	1973,55	0,671	-	-	1888,94	0,642
Protein	102,45	0,035	-	-	102,45	0,035
Lemak	43,43	0,015	-	-	43,43	0,015
CaCl ₂	0,28	9E-05	-	-	0,28	9E-05
Steam	-	-	-	-	-	-
amilase	0,49	2E-04	-	-	0,49	2E-04
Dekstrin	207,83	0,071	-	-	8,31	0,003
Fruktosa	-	-	-	-	-	-
Maltosa	4,49	0,002	-	-	29,65	0,01
Dekstrosa	0,71	2E-04	-	-	855,50	0,291
HCl	3,27E-05	1E-08	-	-	0,00003	1E-08
glukoamilase	-	-	0,51	1	0,51	2E-04
karbon	-	-	-	-	-	-
MgSO ₄ ·7H ₂ O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
TOTAL	2941,2	1,00	0,51	-	2941,7	1
	2941,73				2941,73	

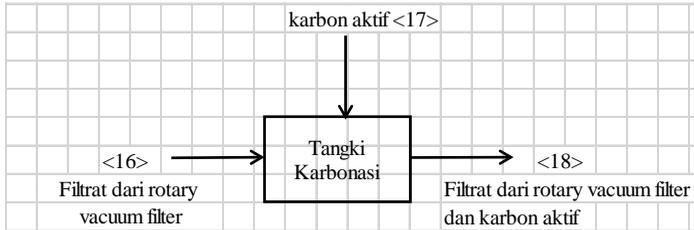
IV.1.6. Neraca Massa pada Rotary Vacuum Filter (H-240)



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

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar			
	<12>		<13>		<14>		<15>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	12,16	0,00	-	-	8,27	0,073	3,89	0,001
Air	1888,9	0,64	79,6	1	59,7	0,529	1909	0,656
Protein	102,45	0,03	-	-	0,00	0	102,45	0,035
Lemak	43,43	0,015	-	-	29,53	0,262	13,90	0,005
CaCl ₂	0,28	9E-05	-	-	0,00	0	0,28	1E-04
Steam	-	-	-	-	-	-	-	-
amilase	0,49	2E-04	-	-	0,33	0,003	0,16	5E-05
Dekstrin	8,31	0,003	-	-	5,65	0,05	2,66	9E-04
Fruktosa	-	-	-	-	-	-	-	-
Maltosa	29,65	0,01	-	-	0,30	0,003	29,35	0,01
Dekstrosa	855,5	0,29	-	-	8,56	0,076	846,9496	0,291
HCl	3,27E-05	1E-08	-	-	0,00	0	3,27E-05	1E-08
glukoamilase	0,5	2E-04	-	-	0,4	0,004	0,1	2E-05
karbon	-	-	-	-	-	-	-	-
MgSO ₄ .7H ₂ O	-	-	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	2942	1,00	79,6	1	112,8	1	2909	1
	3021,36				3021,36			

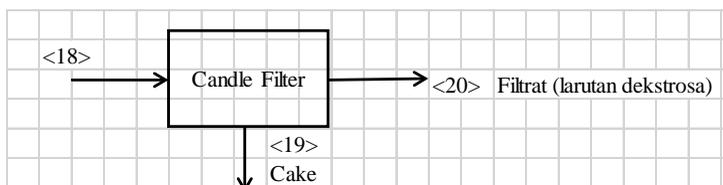
IV.1.6. Neraca Massa pada Carbon Treatment (M-250)



Tabel IV.9. Neraca Massa Carbon Treatment (M-250)

Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
	<16>		<17>		<18>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	3,891071	0,001	-	-	3,89	0,001
Air	1908,852	0,656	-	-	1908,9	0,629
Protein	102,4492	0,035	-	-	102,45	0,034
Lemak	13,89745	0,005	-	-	13,90	0,005
CaCl ₂	0,2776	1E-04	-	-	0,28	9E-05
Steam	-	-	-	-	-	-
amilase	0,157576	5E-05	-	-	0,16	5E-05
Dekstrin	2,660282	9E-04	-	-	2,66	9E-04
Fruktosa	-	-	-	-	-	-
Maltosa	29,3513	0,01	-	-	29,35	0,01
Dekstrosa	846,9496	0,291	-	-	846,95	0,279
HCl	3,27E-05	1E-08	-	-	0,00	1E-08
glukoamilase	0,061284	2E-05	-	-	0,06	2E-05
karbon	-	-	125,47	1	125,47	0,041
MgSO ₄ .7H ₂ O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
TOTAL	2908,5	1,00	125,47	1	3034,0	1
	3034,02				3034,02	

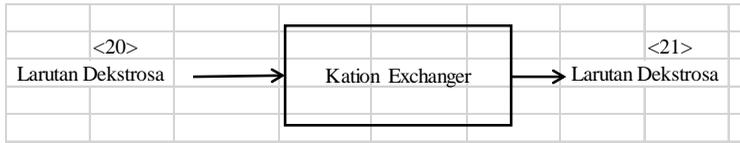
IV.1.7. Neraca Massa pada Candle Filter (H-260)



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

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<18>		<19>		<20>	
	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi
Pati	3,89	0,00	3,85	0,01	0,04	0,00
Air	1908,9	0,63	221,35	0,39	1687,5	0,56
Protein	102,45	0,03	101,42	0,18	1,02	0,00
Lemak	13,90	0,00	13,76	0,02	0,14	0,00
CaCl ₂	0,28	0,00	0,03	0,00	0,25	0,00
Steam	-	-	-	-	-	-
amilase	0,16	0,00	0,16	0,00	0,00	0,00
Dekstrin	2,66	0,00	2,63	0,00	0,03	0,00
Fruktosa	-	-	-	-	-	-
Maltosa	29,35	0,01	3,40	0,01	25,95	0,01
Dekstrosa	846,95	0,28	98,21	0,17	748,74	0,25
HCl	0,000033	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
glukoamilase	0,06	0,00	0,06	0,00	0,00	0,00
karbon	125,47	0,04	124,22	0,22	1,25	0,00
MgSO ₄ .7H ₂ O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
TOTAL	3034,0	1,00	569,11	0,22	2464,9	0,81
	3034,02		3034,02			

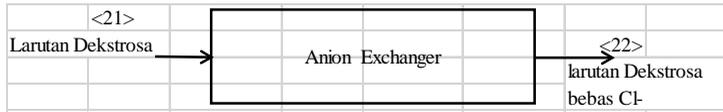
IV.1.8. Neraca Massa pada Kation Exchanger (D-270)



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

Komponen	Masuk		Keluar	
	<20>		<21>	
	massa	fraksi	massa	fraksi
Pati	0,04	0	0	0
Air	1687,50	0,685	1687,50	0,685
Protein	1,02	0	1	0
Lemak	0,14	0	0	0
CaCl ₂	0,25	0	0	0
Steam	-	-	-	-
amilase	0,00	0	0	0
Dekstrin	0,03	0	0	0
Fruktosa	-	-	-	-
Maltosa	25,95	0,011	25,95	0,011
Dekstrosa	748,74	0,304	748,74	0,304
HCl	0,00	0	0	0
glukoamilase	0,00	0	0	0
karbon	1,25	0	0	0
MgSO ₄ .7H ₂ O	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-
	Resin dalam fixbed		Tertinggal di fixbed	
	H ⁺	0,004	Ca ²⁺	0,089
	2464,92	1,00	2463,66	1,00

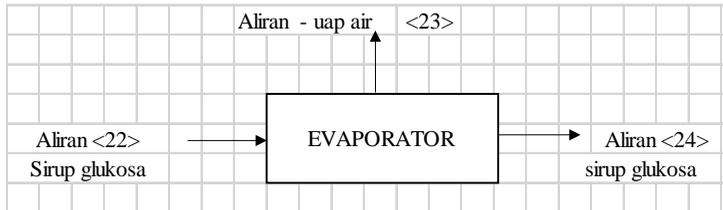
IV.1.9. Neraca Massa pada Anion Exchanger (D-270)



Tabel IV.12. Neraca Massa Anion Exchanger (D-270)

Komponen	Masuk		Keluar	
	<21>		<22>	
	massa	fraksi	massa	fraksi
Pati	0,04	0	0	0
Air	1687,50	0,685	1687,58	0,685
Protein	1,02	0	1	0
Lemak	0,14	0	0	0
CaCl ₂	0,00	0	0	0
Steam	-	-	-	-
amilase	0,00	0	0	0
Dekstrin	0,03	0	0	0
Fruktosa	-	-	-	-
Maltosa	25,95	0,011	25,95	0,011
Dekstrosa	748,74	0,304	748,74	0,304
HCl	0,16	6,5E-05	0	0
glukoamilase	0,00	0	0	0
karbon	0,00	0	0	0
MgSO ₄ .7H ₂ O	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-
TOTAL	Resin dalam fixbed		Tertinggal di fixbed	
	OH ⁻	0,07524	Cl ₂ ⁻	0,1568517
	2463,6	1	2463,6	1,000

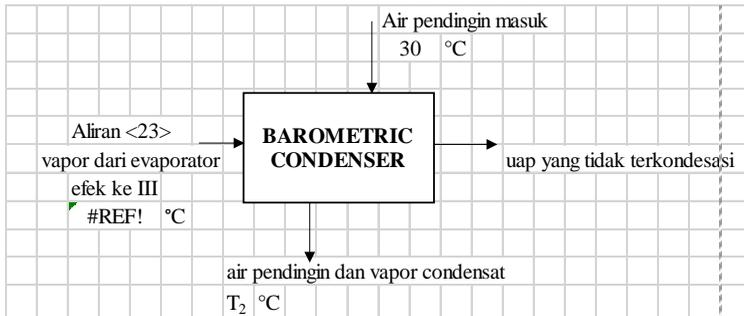
IV.1.10. Neraca Massa pada Evaporator I (V-290)



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

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<22>		<23>		<24>	
	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi
Pati	0,04	0	-		0,04	0
Air	1687,58	0,685035	-		774,68	0,499604
Protein	1,02	0	-		1,02	0
Lemak	0,14	0	-		0,14	0
CaCl ₂	0,00	0	-		0,00	0
Steam	-	-	912,89	1	0,00	0
amilase	0,00	0	-		0,00	0
Dekstrin	0,03	0	-		0,03	0
Fruktosa	-	-	-		-	-
Maltosa	25,95	0,010533	-		25,95	0,016734
Dekstroza	748,74	0,303933	-		748,74	0,48287
HCl	0,00	0	-		0,00	0
glukoamilase	0,00	0	-		0,00	0
karbon	0,00	0	-		0,00	0
MgSO ₄ ·7H ₂ O	-	-	-		-	-
NaOH	-	-	-		-	-
Total	2463,49	1,00	912,89	1,00	1550,60	1,00
	2463,49		2463,49			

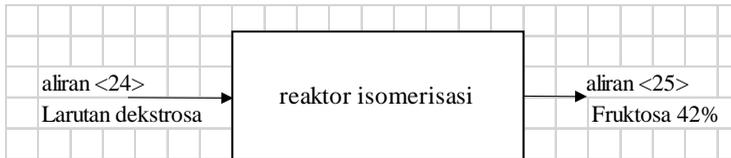
IV.1.11. Neraca Massa pada Barojet (E-295)



Tabel IV.14. Neraca Massa Barojet (E-295)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<23>		uap tidak terkondensasi		air pendingin keluar	
	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi
Pati	0	0	0	0	0	0
Air	20058,73	0,97	0,00	0,00	20432,04	1,00
Protein	0	0	0	0	0	0
Lemak	0	0	0	0	0	0
CaCl ₂	0	0	0	0	0	0
Steam	533,31	0,03	159,99	1,00	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
Dekstrosa	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 ₄ .7H ₂ O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
Total	20592,04	1,00	159,99	1,00	20432,04	1,00
	20592,04		20592,04			

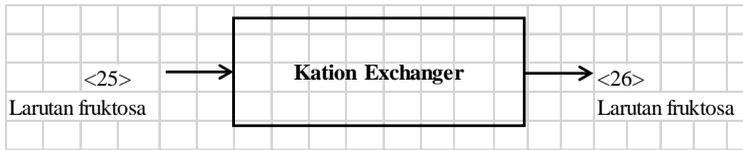
IV.1.12. Neraca Massa pada Reaktor Isomerisasi (R-320)



Tabel IV.15. Neraca Massa Reaktor Isomerisasi (R-320)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<24>		<25>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0,12	0	0,12	0
Air	263,25	0,49	263,06	0,50
Protein	1,02	0	1,02	0
Lemak	0,43	0	0,43	0
CaCl ₂	0	0	0	0
Steam	0	0	0	0
amilase	0	0	0	0
Dekstrin	0,08	0	0,08	0
Fruktosa	0,00	-	111,53	0,21
Maltosa	8,89	0,02	5,35	0,01
Dekstrosa	256,65	0,48	148,86	0,28
HCl	0	0	0	0
glukoamilase	0	0	0	0
karbon	1	0	0	0
MgSO ₄ ·7H ₂ O	0,27	0	0,27	0
NaOH	0,00	0	0,00	0
Total	532,01	1,00	530,73	1,00
	532,01		530,73	

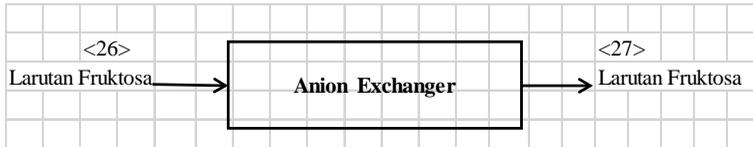
IV.1.13. Neraca Massa pada Kation Exchanger (D-330)



Tabel IV.16. Neraca Massa Kation Exchanger (D-330)

Komponen	Masuk		Keluar	
	<25>		<26>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0,12	0	0,12	0
Air	263,06	0,50	263,06	0,50
Protein	1,02	0	1	0
Lemak	0,43	0	0	0
CaCl ₂	0	0	0	0
Steam	0	0	0	0
amilase	0	0	0	0
Dekstrin	0,1	0	0,1	0
Fruktosa	111,53	0,21	111,53	0,21
Maltosa	5,35	0,01	5,35	0,01
Dekstroza	148,86	0,28	148,86	0,28
HCl	0	0	0	0
glukoamilase	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0
MgSO ₄ ·H ₂ O	0,27	0	0	0
H ₂ SO ₄		0	0,22	0
NaOH	0,00	0	0	0
Total	Resin dalam fixbed		Tertinggal di fixbed	
	H ⁺	0,00	Na ²⁺	0,00
			Mg ²⁺	0,05
	530,74		530,74	

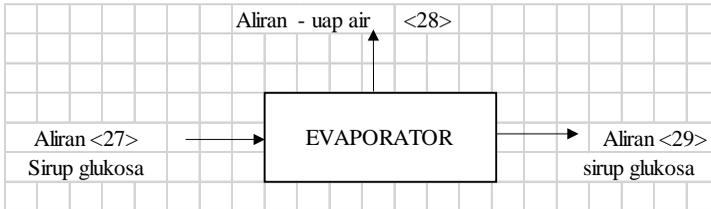
IV.1.14. Neraca Massa pada Anion Exchanger (D-340)



Tabel IV.17. Neraca Massa Anion Exchanger (D-340)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	<26>		<27>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0	0,0002291	0	0
Air	263,06	0,50	263,10	0,50
Protein	1	0	1	0
Lemak	0	0	0	0
CaCl ₂	0	0	0	0
Steam	0	0	0	0
amilase	0	0	0	0
Dekstrin	0	0	0	0
Fruktosa	111,53	0,21	111,53	0,21
Maltosa	5,35	0,01	5,35	0,01
Dekstrosa	148,86	0,28	148,86	0,28
HCl	0	0	0	0
glukoamilase	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0
MgSO ₄ .H ₂ O	0	0	0	0
H ₂ SO ₄	0,22	0,0004	0	0
NaOH	0	0	0	0
Total	Resin dalam fixbed		Tertinggal di fixbed	
	OH-	0,04	SO ₄ -	0,21
	530,72	1,00	530,60	1,00

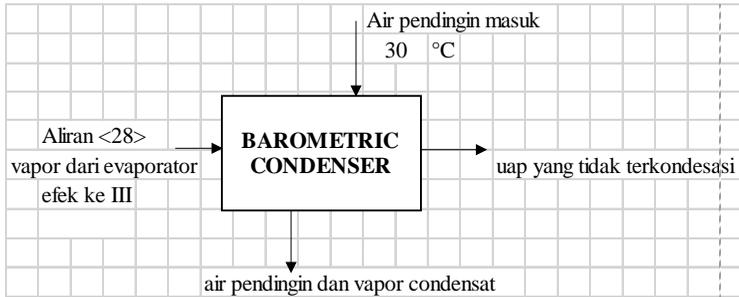
IV.1.14. Neraca Massa pada Evaporator (V-350)



Tabel IV.17. Neraca Massa Evaporator (V-350)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<27>		<28>		<29>	
	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi
Pati	0,00	0	-		0	0
Air	263,10	0,50	-		768,85	0,74
Protein	1,02	0	-		1	0
Lemak	0,43	0	-		0	0
CaCl ₂	0,00	0	-		0	0
Steam	0,00	0	-505,75	1	0	0
amilase	0,00	0	-		0	4,75E-06
Dekstrin	0,08	0	-		0	0
Fruktosa	111,53	0,21	-		111,53	0,11
Maltosa	5,35	0,01	-		5,35	0,01
Dekstroza	148,86	0,28	-		148,86	0,14
HCl	0,00	0	-		0	0
glukoamilase	0,00	0	-		0	0
karbon	0,00	0	-		0	0
MgSO ₄ ·7H ₂ O	0,00	0	-		0	-
NaOH	0,00	0	-		0	-
Total	530,39	1,00	-505,75	1,00	1036,14	1,00
	530,39		530,39			

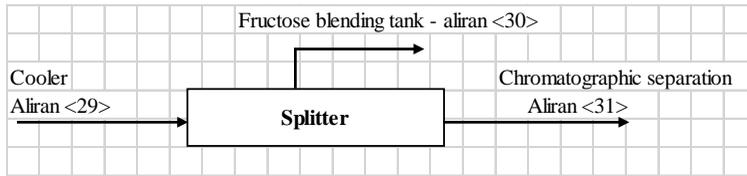
IV.1.15. Neraca Massa pada Barometric Condenser (E-355)



Tabel IV.18. Neraca Massa Barometric Condenser (E-355)

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
	<28>		uap tidak terkondensasi		air pendingin keluar	
	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi	massa (kg)	fraksi
Pati	0	0	0	0	0	0
Air	1249,99	0,95	0,00	0,00	1299,30	1,00
Protein	0	0	0	0	0	0
Lemak	0	0	0	0	0	0
#REF!	0	0	0	0	0	0
CaCl ₂	0	0	0	0	0	0
Steam	70,44	0,05	21,13	1,00	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
Dekstrosa	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 ₄ ·7H ₂ O	-	-	-	-	-	-
NaOH	-	-	-	-	-	-
Total	1320,44	1,00	21,13	1,00	1299,30	1,00
	1320,44		1320,44			

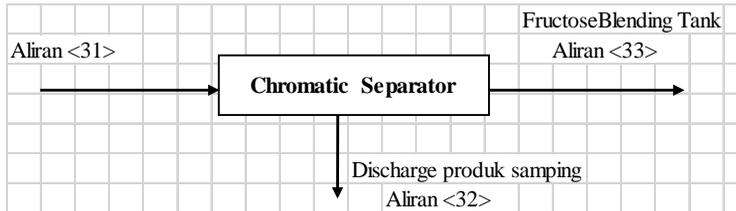
IV.1.16. Neraca Massa pada Splitter



Tabel IV.19. Neraca Massa Splitter

Komponen	Aliran masuk		Aliran Keluar			
	<29>		<30>		<31>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0	0	0	0	0	0
Air	769	0,74	398,70	0,7	370,16	0,74
Protein	1,02	0,00	0,00	0,00	1,02	0,00
Lemak	0,43	0,00	0,00	0,00	0,43	0,00
CaCl ₂	0	0	0	0	0	0
Steam	0	-	-	-	-	-
Amilase	0	0	0	0	0	0
Dekstrin	0,08	0	0	0	0	0,00
Fruktosa	112	0,11	57,84	0,1	53,70	0,11
Maltosa	5	0,01	2,77	0,01	2,57	0,01
Dekstrosa	149	0,14	77,19	0,1	71,67	0,14
HCL	0	0	0	0	0	0
glukoamilase	0	0	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0	0	0
MgSO ₄ .7H ₂ O	0	0	0	0	0	0
NaOH	0	0	0	0	0	0
Total	1036,14	1	536,495	1,000	499,64	1,00
	1036,14		1036,14			

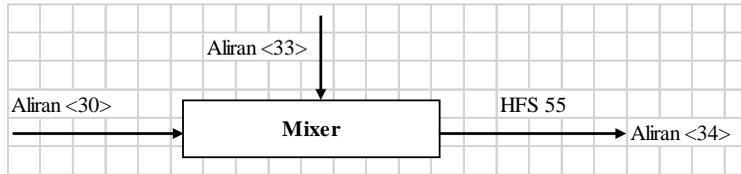
IV.1.17. Neraca Massa pada Chromatographic Separation (D-360)



Tabel IV.20. Neraca Massa Chromatographic Separation (D-360)

Komponen	Aliran masuk		Aliran Keluar			
	<31>		<32>		<33>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0	0	0	0	0	0
Air	370,16	0,74	148,06	0,67	222,09	0,80
Protein	1	0	0	0	1	0
Lemak	0	0	0	0	0	0
CaCl ₂	0	0	0	0	0	0
Steam	-	-	-	-	-	-
Amilase	0	0	0	0	0	0
Dekstrin	0	0	0	0	0	0
Fruktosa	53,70	0,11	5,37	0,02	48,33	0,17
Maltosa	2,57	0,01	2,57	0,01	0	0
Dekstroza	71,67	0,14	64,50	0,29	7,17	0,03
HCL	0	0	0	0	0	0
glukoamilase	0	0	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0	0	0
MgSO ₄ ·7H ₂ O	0	0	0	0	0	0
NaOH	0	0	0	0	0	0
Total	499,64	1	220,506	1,000	279,13	1,00
	499,64		499,64			

IV.1.18. Neraca Massa pada Blending Tank (M-361)



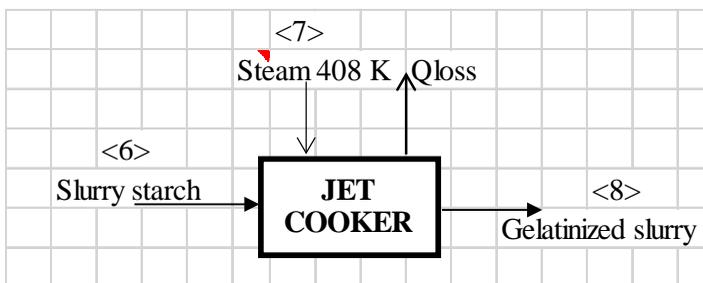
Tabel IV.21. Neraca Massa Blending Tank (M-361)

Komponen	Aliran masuk				Aliran Keluar	
	<30>		<33>		<34>	
	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi	massa (kg)	Fraksi
Pati	0	0	0	0	0	0
Air	398,70	0,80	222	1	620,79	0,76
Protein	0	0	1	0	1	0
Lemak	0	0	0	0	0	0
CaCl ₂	0	0	0	0	0	0
Steam	-	-	-	-	-	-
Amilase	0	0	0	0	0	0
Dekstrin	0	0	0	0	0	0
Fruktosa	57,84	0,12	48,33	0,17	106,16	0,13
Maltosa	2,77	0,01	0	0	2,77	0,00
Dekstrosa	77,19	0,15	7,17	0,03	84,36	0,10
HCL	0	0	0	0	0	0
glukoamilase	0	0	0	0	0	0
karbon	0	0	0	0	0	0
MgSO ₄ .7H ₂ O	0	0	0	0	0	0
NaOH	0	0	0	0	0	0
Total	536,50	1	279,134	1,000	815,63	1,00
	815,63				815,63	

IV.2. Neraca Panas

Berikut neraca panas dari pabrik HFS-55 dengan kapasitas 6.500 ton per tahunnya.

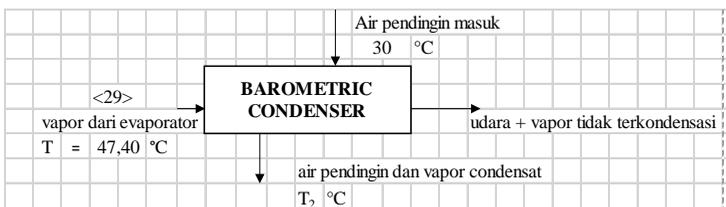
IV.2.1. Neraca Energi pada Jet Cooker (E114)



Tabel IV.22 Neraca Energi Jet Cooker

Neraca Energi Total			
IN		OUT	
H<6>	46769,1	H <8>	755510,8
Qsteam	705910,7	Qloss	37302,2
	40133,3		
Total	792813,0	Total	792813,0

IV.2.2. Neraca Energi pada Barometric Condenser (E-296)



Tabel IV.23 Neraca Energi Barometric Condenser

Neraca Energi Total			
ΔH_{in} (KJ)		ΔH_{out} (KJ)	
ΔH_{vap}	2272713	$\Delta H_{condensat}$	122386,4384
$\Delta H_{air\ pendingin\ masuk}$	421,2332	ΔH_{keluar}	1787046,478
Q_{keluar}	-363701,5		
TOTAL	1909433	TOTAL	1909432,916

HALAMAN INI DIKOSONGKAN

BAB V
DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam Pra Desain Pabrik HFS-55 (High Fructose Syrup) Dari Tepung Jagung sebagai berikut :

Tabel V. 1 Spesifikasi Pneumatic Conveyor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-111
Fungsi	Mangangkut tepung jaung menuju mixing tank
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel construction</i>
Kapasitas	505.5 kg/min
Tipe	<i>TK200L from Heem Horst International BV</i>

Tabel V. 2 Starch Storage

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-110

Fungsi	Menyimpan tepung jagung
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk dishead dan tutup bawah berbentuk dished head
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA 304 grade M
ID tangki	3,331 m
Volume tangki	46,82 m ³
Tinggi Tangki	6,314 m
Power Pengaduk	0,45 hp
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 3 Mixing Tank Pump

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-121

Fungsi	Mengalirkan bahan dari mixing tank ke pre-liquification tank
Type	Centrifugal Pump
Bahan Pipa	Commercial steel
Kapasitas	0,02 m ³ /s
Ukuran pipa	6 in sch 40
Head	3,957 m
Power	5 hp
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 4 Pre-Liquefaction Mixing Tank

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	M-120
Fungsi	Mencampur slurry dengan enzim a-amilase dan CaCl ₂
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk dishead dan tutup bawah berbentuk dished head

Bahan konstruksi	Stainless Steel SA 304 grade 3
ID tangki	3,331 m
Volume tangki	46,84 m ³
Tinggi Tangki	6,314 m
Power Pengaduk	15,32 hp
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 5 Spesifikasi Jet Cooker

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	Q-140
Fungsi	Memanaskan substrat pati hingga tergelatinasi
Dimensi: Luas penampang Diameter nominal	237,345 inch ² 10 in sch 40
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 6 Reaktor Liquifikasi

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-160
Fungsi	Tempat terjadinya proses Liquifikasi dari bubur pati
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished head
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA 240 grade M tipe 316
Volume	122,7 m ³
Tinggi Tangki	8,556 m
ID tangki	4,553 m
Power	2 hp
Jumlah (unit)	5

Tabel V. 7 Tangki Penampung

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-150

Fungsi	Menampung larutan hasil dari proses likuifikasi (R-140)
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel type 316, grade M (SA-240)</i>
Bentuk	Tangki silinder dengan tutup atas berbentuk dishead dan tutup bawah berbentuk dished head
Dimensi: ID tangki OD tangki Tinggi tangki	5,166 m 5,18 m 9,524 m
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 8 Saccharification Reactor Pump

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-221
Fungsi	Memompa liquid (campuran starch) dari tangki penampung menuju heat exchanger
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>

Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Ukuran pipa	8 in sch 80
Kapasitas	0,02385 m ³ /s
Daya	2 hp
Head	4,524 m
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 9 Saccharification Reactor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	R-220
Fungsi	Mengkonversi pati menjadi dekstrin, dekstrosa, dan maltosa oleh enzim glukoamilase
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk dishead
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Volume	137,46 m ³
Tinggi Tangki	9,065 m

ID tangki	4,845 m
Power pengaduk	2,761 hp
Jumlah (unit)	12

Tabel V. 10 Storage Tank I

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-230
Fungsi	Menampung larutan hasil dari reaktor sakarifikasi
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk konikal
Bahan Konstruksi	Stainless steel SA 304 grade 3
ID Tangki	2,118 m
Volume Tangki	120,7526 m ³

Jumlah (unit)	1
------------------	---

Tabel V. 11 Carbon Contactor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	M-310
Fungsi	Mengontakkan sirup dekstrosa dengan karbon aktif
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk dished head
Bahan konstruksi	Stainles Steel SA 240 grade M tipe 316
Dimensi ID	4,845 m 8,964 m

Tinggi tangki Volume tangki	106,921 m ³
Power pengaduk	9,367 hp
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 12 Carbon Contactor Pump

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-310
Fungsi	Memompa sirup dekstrosa dari karbon kontaktor menuju candle filter
Type	Centrifugal Pump
Bahan Pipa	Commercial steel
Kapasitas	0.00032 m ³ /s
Dimensi Head	

Spesifikasi	Keterangan
Ukuran	0,257 m
Pipa	1 ½ inc sch 40
Power	4 hp
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 13 Candle Filter

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-320
Fungsi	Memisahkan karbon aktif dan inert solid lainnya yang masih ada dalam larutan sirup
Tipe	CF 24 <i>from BHS-Sonthofen</i>
<u>Spesifikasi</u>	
<u>Candle</u>	2400 mm
Panjang	0,68 m ²
Candle	221 buah
Luas Candle	150,3 m ³

Spesifikasi	Keterangan
Banyak Candle Luas Active Filter Diameter Vessel Tinggi Vessel	2600 mm 5,9 m
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 14 Filtrate Pump

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-321
Fungsi	Memompa sirup dekstrosa dari candle filter menuju filtrate storage
Tipe	Centrifugal Pump

Bahan konstruksi	Commercial steel
Kapasitas	0,000322 m ³ /s
Ukuran pipa	1 ½ in sch 40
Daya	3,12 hp
Head	0,257 m
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 15 Filtrate Storage Tank

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-330
Fungsi	Menampung larutan hasil dari candle filter
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA 304 grade 3
<u>Dimensi</u>	
ID	5,1562 m

Tinggi tangki	9,52378 m
Volume tangki	154,5054 m ³
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 16 Cation Exchanger

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	D-340A
Fungsi	Menghilangkan kation-kation pengotor
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head
Bahan konstruksi	304 grade 3 (SA 167)
Kapasitas	87442 kg/jam
ID tangki	2,724 m
Tinggi tangki	10 m
Volume tangki	27,7 m ³
Volume resin	17,16 m ³
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 17 Cation Exchanger Pump

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-341A
Fungsi	Memompa larutan dekstrosa dari kation exchanger menuju anion exchanger
Type	Centrifugal Pump
Bahan Pipa	Commercial steel
Kapasitas	0.02 m ³ /s
Dimensi Head Ukuran Pipa	4,39 m 8 inc sch 80
Power	4 hp
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 18 Anion Exchanger

Spesifikasi	Keterangan
--------------------	-------------------

No. Kode	D-340B
Fungsi	Menghilangkan anion-anion pengotor
Bentuk	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk dished head
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA167 tipe 304 grade 3
Volume tangki	39,3 m ³
Tinggi Tangki	10 m
ID tangki	3,029 m
Volume resin	24,39 m ³
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 19 Anion Exchanger Pump

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-341B

Fungsi	Memompa larutan dekstrosa dari anion exchanger menuju evaporator
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Kapasitas	0,012 m ³ /s
Ukuran pipa	5 in sch 80
Daya	1 hp
Head	2,86 m
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 20 Storage Tank

Spesifikasi	Keterangan
--------------------	-------------------

No. Kode	F-350
Fungsi	Menampung larutan hasil dari anion exchange
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA304 grade 3
Volume tangki	258,42 m ³
Tinggi Tangki	10,64 m
ID tangki	5,7658 m
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 21 Heat Exchanger

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-360
Fungsi	Memanaskan aliran hingga mencapai suhu 85oC

Kapasitas	87434 Kg/jam
Type	<i>1-2 Shell and tube Heat Exchanger</i>
Tube Side:	
OD	$\frac{3}{4}$ in
ID	0,62 in
Length	16 ft
Shell Side:	
OD	37 in
Baffle Space	15 in
Area	2188 ft ²
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 22 Evaporator Efek 1

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	V-370
Bahan konstruksi	SA-240, Grade M, Type 316
Kapasitas	87437 kg/jam
Luas perpindahan panas	248,6 m ²
Ukuran tube	20 ft 1 $\frac{1}{2}$ in BWG 16
Ukuran pitch	1 $\frac{7}{8}$ in triangular

Spesifikasi	Keterangan
Jumlah tube	307 buah
<u>Bagian</u> <u>drum:</u>	
Tebal silinder	¼ in 3/16 in 3/16 in
Tebal tutup atas	2,003 ft
Tebal tutup bawah	3,082 ft
Tinggi bagian liquida drum evaporator	54,5 in
Diameter (OD)	

Tabel V. 23 Evaporator Pump

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-371
Fungsi	Memompa liquid dari tangki penampung menuju Heater
Tipe	Centrifugal Pump
Bahan pipa	Commercial steel

Spesifikasi	Keterangan
Kapasitas	0,0214 m ³ /s
Ukuran pipa	6 in sch 40
Daya	8,26 hp
Head	13,8179 ft
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 24 Mixing Tank

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	M-410
Fungsi	Tempat penambahan material pendukung lain (NaOH dan MgSO ₄) guna menghomogenisasikan bubur cassava sebelum masuk ke reaktor
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk dished head dan tutup bawah berbentuk dished head
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 304 grade 3

Spesifikasi	Keterangan
ID Tangki	2,88 m
Tinggi tangki	5,4745 m
Volume tangki	31,17 m ³
Power pengaduk	0,23 hp
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 25 Mixing Tank Pump

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-294
Fungsi	Memompa sirup dekstrosa dari evaporator menuju mixing tank
Tipe	Centrifugal pump
Bahan pipa	Commercial steel
Kapasitas	0,0228 m ³ /s
Ukuran pipa	8 in sch 80

Daya	5 hp
Head	4,39 m
Jumlah (unit)	1

Tabel V. 56 HFS Storage

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-620
Fungsi	Menyimpan sirup HFS-55
Bentuk	Silinder dengan tutup atas berbentuk dishead dan tutup bawah berbentuk dished head
Bahan konstruksi	Stainless Steel SA 304 grade M
ID tangki	3,790 m
Volume tangki	50,71 m ³
Tinggi Tangki	7,542 m
Power Pengaduk	0,45 hp

Jumlah (unit)	1
------------------	---

Tabel V. 67 Daftar Harga Alat

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga satuan (US \$)		Harga Total
			2014	2019	(US \$)
F-110	Cassava Storage	1	100.600	112.563	112.563
J-111	Pneumatic Conveyor	1	50.100	56.058	56.058
F-150	Liquefaction Mixing Tank	1	19.000	21.259	21.259
L-151	Liquefaction Mixing Tank Pump	1	5.900	6.602	6.602
E-160	Jet Cooker	1	5.200	5.818	5.818
R-210	Liquification Reactor	4	16.000	17.903	71.611
L-211	Liquefaction Reactor Pump	1	11.600	12.979	12.979
M-213	Saccharification Mixing Tank	1	10.600	11.861	11.861
L-214	Saccharification Mixing Tank Pump	1	9.900	11.077	11.077
R-220	Saccharification Reactor	12	56.700	63.442	761.310
L-221	Saccharification Reactor Pump	1	9.900	11.077	11.077
D-320	Carbon Contactor	1	16.200	18.126	18.126
L-321	Carbon Contactor Pump	1	12.700	14.210	14.210

H-330	Candle Filter	1	35.000	39.162	39.162
L-331	Candle Filter Pump	1	9.900	11.077	11.077
H-340	Cation Exchanger	1	20.500	22.938	22.938
L-341	Cation Exchanger Pump	1	12.700	14.210	14.210
H-350	Anion Exchanger	1	20.500	22.938	22.938
L-351	Anion Exchanger Pump	1	12.700	14.210	14.210
V-360	Evaporator Stage I	1	60.200	67.359	67.359
V-370	Evaporator Stage II	1	60.200	67.359	67.359
E-381	Barometric Condenser	1	3.000	3.357	3.357
H-382	Steam Jet Ejector	1	1.500	1.678	1.678
F-383	Isomerization Mixing Tank	1	10.600	11.861	11.861
L-384	Isomerization Mixing Tank Pump	1	9.900	11.077	11.077
L-385	Evaporator Pump	1	10.200	11.413	11.413
R-410	Isomerization Reactor	12	54.500	60.981	731.771
L-411	Isomerization Reactor Pump	1	12.700	14.210	14.210
F-414	Storage Tank	1	10.600	11.861	11.861
L-415	Storage Tank Pump	1	9.900	11.077	11.077
H-520	Cation Exchanger	1	20.500	22.938	22.938
L-521	Cation Exchanger Pump	1	12.700	14.210	14.210
H-522	Anion Exchanger	1	20.500	22.938	22.938

L-523	Anion Exchanger Pump	1	5.900	6.602	6.602
V-530	Evaporator	2	60.200	67.359	134.717
L-531	Evaporator Pump	1	10.200	11.413	11.413
E-532	Barometric Condenser	1	3.000	3.357	3.357
H-534	Steam Jet Ejector	1	1.500	1.678	1.678
H-610	Chromatic Separator	1	30.400	34.015	34.015
F-620	Fructose Storage Tank	1	18.200	20.364	20.364
Harga Peralatan					2.454.341

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan 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 berdasarkan neraca massa yang telah tercantum di Bab 3. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti yang tercantum dalam appendix C dihitung berdasarkan pada neraca massa dan energi. Selain yang telah disebutkan di atas, juga diperlukan analisa biaya yang diperlukan untuk beroperasi dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik. Faktor-faktor yang perlu ditinjau antara lain :

- Laju Pengembalian Modal (*Rate of Return*)
- Lama Pengembalian Modal (*Pay Out Period*)
- Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

Dalam meninjau faktor di atas perlu dilakukan penaksiran beberapa aspek, yaitu :

- a. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment / TCI*)
 - Modal Tetap (*Fixed Capital Investment / FCI*)
 - Modal Kerja (*Working Capital Investment / WCI*)
- b. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost / TPC*)
 - Biaya Fabrikasi (*Manufacturing Cost / MC*)
 - Biaya *Plant Overhead* (*Plant Overhead Cost / POC*)
 - Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses / GE*)
- c. Total Pendapatan

VI.1 STRUKTUR ORGANISASI

VI.1.1 Umum

Bentuk Perusahaan	: PT (Perseroan Terbatas)
Status Perusahaan	: PMDN (Swasta)
Lapangan Usaha	: Pabrik High Fructose Syrup
Lokasi	: Kabupaten Tuban, Jawa Timur
Kapasitas Produksi	: 6.500 ton HFS per tahun

Pada awal berdiri, suatu perusahaan maupun bentuk organisasi lainnya pasti memiliki tujuan organisasi. Proses pengorganisasian (*organization process*) merupakan suatu upaya pembagian langkah-langkah (aktivitas) dalam membentuk pekerjaan yang harus dilakukan demi tercapainya tujuan organisasi. Pembagian secara cepat dan tepat yang diterapkan kepada seluruh karyawan perusahaan akan menghasilkan suatu mekanisme sebagai pengkoordinasi setiap aktivitas-aktivitas perusahaan yang telah ditetapkan sebelumnya. Salah satu hasil dari proses ini adalah struktur organisasi. Secara fisik, struktur organisasi suatu perusahaan dapat dinyatakan dalam bentuk gambaran grafik atau bagan yang memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis-garis wewenang yang ada.

VI.1.2 Bentuk Perusahaan

Pabrik HFS-55 dari Tepung Jagung adalah perusahaan swasta nasional direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Dasar-dasar kepemilikan bentuk perusahaan ini sebagai berikut :

1. Terbatasnya tanggung jawab Perseroan Terbatas sebagai badan hukum dan tanggung jawab pemegang saham. Tiap pemegang saham mungkin hanya

- menderita kerugian sebesar jumlah uang yang ditanamnya.
2. Pemilik dan pengusaha adalah terpisah satu sama lain. Pemilik Perseroan Terbatas adalah para pemegang saham, sedangkan pengurus adalah jajaran Direksi. Pelaksanaan suatu Perseroan Terbatas diberikan kepada orang-orang yang sanggup untuk melaksanakan tugas itu. Dengan demikian, kemampuan perusahaan untuk mendapatkan keuntungan semakin besar. Tanggung jawab pemegang saham terbatas oleh pemimpin perusahaan.
 3. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan memperoleh modal dari bank dan penjualan saham-saham, dengan membagi modal atas jumlah saham-saham. Perseroan Terbatas dapat menarik modal dari banyak uang.
 4. Kehidupan Perseroan Terbatas lebih terjamin. Ini berarti suatu Perseroan terbatas mempunyai potensi hidup yang lebih permanen dari bentuk perusahaan lainnya. Meninggalkan seorang pemilik saham, seorang direksi, seorang anggota komisaris, atau pegawai/karyawan tidak begitu mempengaruhi jalannya suatu perusahaan.
 5. Adanya efisiensi jalannya suatu perusahaan. Tiap bagian dalam Perseroan Terbatas dipegang oleh orang ahli di bidangnya dan mempunyai tugas jelas sehingga ada dorongan untuk mengerjakan dengan sebaik-baiknya.
 6. Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pemegang saham.

VI.1.3 Struktur Organisasi

Gerak majunya sistem perindustrian menuntut adanya keterpaduan antara sistem organisasi kerja dengan sistem manajemen. Hal ini berkaitan dengan kebijaksanaan/pengaturan dalam mencapai hasil yang baik

dan efektif. Hal ini perlu didukung oleh adanya organisasi yang mantap.

Struktur organisasi merupakan tatanan kerangka kerja dalam menjalankan semua aktifitas perusahaan. Struktur menjadi pedoman bagi pimpinan dalam mengatur posisi karyawan sesuai dengan kemampuan, pengalaman, dan kecakapannya. Struktur organisasi perusahaan, menunjukkan bagaimana perusahaan dikelola, yaitu bagaimana pendelegasian kekuasaan dan tingkat pengawasannya.

Sistem organisasi perusahaan adalah sistem garis dan staf. Dalam hal ini, pimpinan pabrik atau pimpinan perusahaan dipegang oleh direktur utama yang bertanggung jawab langsung pada dewan komisaris. Anggota-anggota dewan komisaris ini merupakan wakil-wakil dari para pemegang saham. Alasan pemilihan dan penggunaan sistem tersebut adalah sebagai berikut :

1. Bentuk organisasi mudah dipahami dan dilaksanakan karena sederhana
2. Sering digunakan dalam perusahaan yang berproduksi secara massal
3. Biasanya digunakan oleh organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinyu
4. Terdapat kesatuan dalam pelaksanaan dan perintah, sehingga mempermudah pemeliharaan disiplin dan tanggung jawab kerja lebih baik
5. Pengambilan keputusan dapat dilaksanakan secara cepat karena komunikasi menjadi lebih mudah
6. Masing-masing kepala bagian atau kepala manager secara langsung bertanggung jawab atas suatu aktivitas yang diperlukan untuk mencapai tujuan perusahaan
7. Pimpinan tertinggi pabrik atau perusahaan dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil daripada pemegang saham

VI.1.4 Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah pemilik perusahaan yang mempunyai kekuasaan dalam perusahaan, sesuai jumlah yang dimiliki dan tergantung besarnya penyertaan modal saham yang dimilikinya. Sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggung-jawabkan sebagai jaminan atas hutang-piutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham-sahamnya paling sedikit satu tahun dan dapat diperpanjang. Kekuasaan yang tertinggi terletak pada pemegang saham, dan merekalah yang memilih dewan komisaris melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) serta menentukan gaji direktur tersebut. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah :

- Memilih, mengangkat, dan memberhentikan Dewan Komisaris yang dilaksanakan dalam rapat tahunan
- Menetapkan gaji direktur
- Meminta pertanggung-jawaban kepada Dewan Komisaris
- Mengadakan Rapat Umum sedikitnya satu kali dalam setahun

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris adalah wakil dari pemegang saham. Semua keputusan ditentukan oleh rapat persero. Komisaris diangkat sesuai ketentuan perjanjian dan diberhentikan setiap waktu RUPS, jika ia bertindak bertentangan dengan kepentingan perseroan. Ketua Dewan Komisaris adalah pemegang saham yang mempunyai modal mayoritas dan dipilih dari RUPS. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah :

- Memilih dan memutuskan siapa yang menjabat sebagai direktur utama dan menetapkan kebijakan perusahaan (*Organizing*)
- Mengawasi kinerja direktur agar tidak merugikan perusahaan (*Controlling*)

- Mengawasi kinerja hasil yang diperoleh perusahaan (*Analizing*)
- Menyetujui ataupun menolak rancangan kerja yang diajukan direktur (*Planning*)
- Memberikan nasehat pada direktur utama bila ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan (*Staffing*)
- Mengadakan rapat berkala atau pertemuan (*Doing*)
- Menentukan besarnya *devident* (*Directing*)

3. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemegang kepengurusan perusahaan, merupakan pimpinan perusahaan yang bertanggung jawab langsung pada dewan komisaris. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana dan cara pelaksanaannya
- Memberikan instruksi kepada bawahan untuk melaksanakan tugasnya
- Bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris mengenai segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Mengangkat dan memberhentikan pegawai atau karyawan
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan

4. Direktur

Direktur bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Direktur bertugas untuk mengarahkan dan menyelenggarakan kegiatan sesuai bidang yang dibawahinya. Selain itu, direktur juga harus berkoordinasi dengan Direktur lain agar tercipta keselarasan dalam pekerjaan. Dalam pabrik HFS-55 dari Tepung Jagung ini terdapat dua direktur yaitu direktur produksi dan pengembangan serta direktur keuangan dan pemasaran. Tugas dan wewenang Manager adalah :

- Mengkoordinasikan aktivitas baik intra & antar bidang yang dibawahinya
- Melaksanakan kebijaksanaan Direktur Utama
- Menjabarkan kebijaksanaan dan langkah yang diambil Direktur Utama

5. Manager

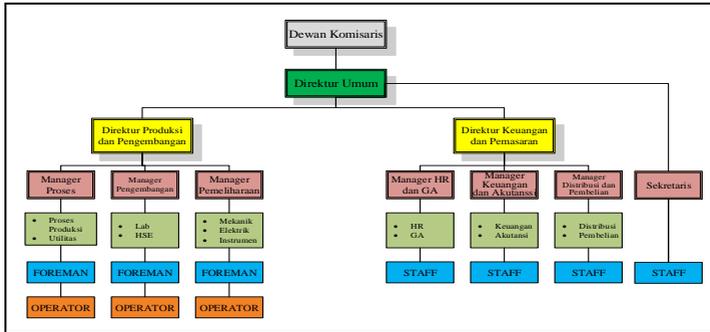
Manager bertanggung jawab kepada Direktur Utama. Selain sebagai pengontrol aktivitas departemen yang dibawahinya, juga harus berkoordinasi dengan Manager lain agar tercipta keselarasan dalam pekerjaan. Dalam pabrik HFS-55 dari Tepung Jagung ini terdapat tiga manager yaitu, manager produksi, manager keuangan dan pemasaran dan manager SDM. Tugas dan wewenang Manager adalah :

- Mengkoordinasikan aktivitas baik intra & antar departemen yang dibawahinya
- Mempertinggi efektivitas dan efisiensi kerja seluruh karyawannya
- Melaksanakan kebijaksanaan Direktur
- Menjabarkan kebijaksanaan dan langkah yang diambil Direktur

6. Kepala Bagian

Bertanggung jawab kepada manager. Tugas dan wewenang Kepala Bagian adalah :

- Membantu Manager dalam perencanaan dan pelaksanaan aktivitas di tiap seksi
- Memberi pengawasan dan pengarahan terhadap supervisor di bawahnya
- Memberikan saran-pertimbangan, melaksanakan tugas yang diberikan Manager
- Membantu Manager dalam mempersiapkan dan menyusun laporan



Gambar VI.1 Bagan Sruktur Organisasi Perusahaan

VI.2 SISTEM UTILITAS

Utilitas merupakan suatu sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sistem utilitas pabrik juga sebagai sarana penunjang agar proses produksi pabrik dapat berjalan sesuai target produksi. Sarana utilitas pada pabrik ini meliputi :

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 Biogas ini digunakan untuk kepentingan :

- 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 $\text{Ca}(\text{OH})_2$, 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 dan air pendingin. Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi : pompa air boiler, bak pendingin, kation-anion exchanger.

Pada umumnya, air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas sebagai berikut :

- a. Bebas dari zat penyebab korosi, seperti asam dan oksigen terlarut
- b. Bebas dari zat penyebab kerak yang disebabkan oleh kesadahan dan suhu tinggi, biasanya berupa garam-garam kalsium, magnesium, dan silikat
- c. Bebas dari zat penyebab timbulnya buih/busa, seperti zat organik, anorganik, dan minyak
- d. Kandungan logam dan pengotor seminimal mungkin
- e. Syarat fisik : di bawah suhu udara ambien, jernih, tidak berasa, tidak berbau
- f. Syarat kimia : tidak mengandung logam berat dan tidak beracun
- g. Syarat bakteriologis : tidak mengandung kuman dan bakteri patogen

VI.2.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk Pabrik HFS-55 dari Tepung Jagung ini diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik. Distribusi listrik pada pabrik 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.2.3 Unit Pendingin

Unit penyediaan air bertugas untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut :

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume

- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
- Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Tidak mudah terdekomposisi
- Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung:
- *Hardness* : yang memberikan efek pada pembentukan kerak
- Besi : penyebab korosi
- Silika : penyebab kerak
- Minyak : dapat menyebabkan turunya *heat transfer*
Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan kerak, lumut, jamur, dan korosi.

VI.3 HARGA PERALATAN

Harga peralatan cenderung naik tiap tahun, maka untuk menentukan harga peralatan di tahun ini, harga tersebut ditaksir dari harga tahun-tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga. Perhitungan harga peralatan dapat dilihat pada appendix D.

VI.4 ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra desain Pabrik HFS-55 dari Tepung Jagung ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi.

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.4.1 Laju Pengembalian Modal (IRR)

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga $i = 15,77\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari nilai bunga pinjaman modal sehingga pabrik ini layak didirikan.

VI.4.2 Waktu Pengembalian Modal (POT)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 4,98 tahun.

VI.4.3 Titik Impas (BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan biaya variable (VC), biaya semi variable (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 38%.

HALAMAN INI DIKOSONGKAN

BAB VII KESIMPULAN

Berdasarkan uraian pada bab-bab terdahulu maka dapat diambil kesimpulan dari analisa studi kelayakan pada Pra Desain Pabrik HFS-55 dari Tepung Jagung ini. Studi kelayakan yang dimaksud meliputi studi kelayakan secara teknis maupun secara ekonomis. Secara singkat, evaluasi tersebut dapat disajikan sebagai berikut:

1. Secara Teknis

Pabrik HFS-55 dari Tepung Jagung dapat didirikan di Kabupaten Tuban, Provinsi Jawa Timur, dengan Kapasitas 6.500 ton vinasse per tahun,

2. Secara Ekonomis

Berdasarkan analisa ekonomi dengan metode *Discounted Cash Flow* terhadap faktor ekonomi pra desain pabrik ini, maka diperoleh hasil sebagai berikut:

- a. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return/IRR*) sebesar 15,77% per tahun, dimana lebih besar dari suku bunga bank yang sebesar 12% per tahun.
- b. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time/POT*) adalah 4,98 tahun.
- c. Titik Impas (*Break Even Point/BEP*) sebesar 38%.

Ditinjau dari aspek teknis dan ekonomis yang telah dijabarkan tersebut maka dapat disimpulkan bahwa Pra Desain Pabrik HFS-55 dari Tepung Jagung ini layak untuk 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 Hydrolysis, 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](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*, 5^{ed} Singapore: Prentice-Hall International
- Hoobs, L. 2009. *Sweeteners from Starch: Production, Properties and Uses 3rd Edition*. Amsterdam : 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-](http://kemenperin.go.id/direktori-perusahaan?what=teh&prov=0&hal=1)

[perusahaan?what=teh&prov=0&hal=1](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*, 2nd 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=992561
2

Material Safety Data Sheets for Calcium Chloride, www.calciumchloride.co.uk/calcium_chloride_msds.html

Material Safety Data Sheets for Glucoamylase, 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

Material Safety Data Sheets for Hydrochloric Acid,
www.sciencelab.com/msds.php?msdsId=9924285

Material Safety Data Sheets for Magnesium Hydroxide,
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://fgeologi.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/simbadas.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, Sucrose and 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®ion=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.