



**TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803**

**PRA DESAIN PABRIK  
SORBITOL DARI TEPUNG JAGUNG DENGAN  
PROSES HIDROGENASI KATALITIK**

**Mohamad Amien Rais  
NRP. 02211640000040**

**Citra Sekar Maharani  
NRP. 02211640000058**

**Dosen Pembimbing :  
Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA  
NIP. 1961 08 02 1986 01 1 001**

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

Hal : Permohonan Ujian Tugas Pra Desain Pabrik  
Kepada :

Yth. Sekretaris Departemen I  
Departemen Teknik Kimia FTIRS – ITS  
Surabaya

Dengan hormat,

Yang bertandatangan di bawah ini menerangkan bahwa nama yang tersebut di bawah ini :

- |                         |                     |
|-------------------------|---------------------|
| 1. Mohamad Amien Rais   | NRP. 02211640000040 |
| 2. Citra Sekar Maharani | NRP. 02211640000058 |

Telah menyelesaikan Laporan Tugas Pra Desain Pabrik dengan judul :

**"PRA DESAIN PABRIK SORBITOL DARI TEPUNG JAGUNG DENGAN  
PROSES HIDROGENASI KATALITIK"**

Sehubungan dengan hal tersebut, kami mohon nama tersebut diperkenankan mengikuti Ujian Tugas Pra Desain Pabrik.

Atas perhatian Bapak dan Ibu, kami mengucapkan terima kasih.

Surabaya, 13 Januari 2020

Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA.

NIP. 1961 08 02 1986 01 1001

Mengetahui,

Kepala Laboratorium Proses Kimia



Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA.

NIP. 1961 08 02 1986 01 1001

## LEMBAR PENGESAHAN

Tugas Pra Desain Pabrik dengan judul :

### **"PRA DESAIN PABRIK SORBITOL DARI TEPUNG JAGUNG DENGAN PROSES HIDROGENASI KATALITIK"**

Telah diperiksa dan disetujui oleh dosen pembimbing untuk diujikan :

Surabaya, 13 Januari 2020

Dosen Pembimbing



**Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA.**

**NIP. 1961 08 02 1986 01 1001**

Mengetahui,

Kepala Laboratorium Proses Kimia



**Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA.**

**NIP. 1961 08 02 1986 01 1001**

Penyusun,



**Mohamad Amien Rais**  
**NRP. 02211640000040**



**Citra Sekar Maharani**  
**NRP. 02211640000058**

## LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

### **“Sorbitol dari Tepung Jagung dengan Proses Hidrogenasi Katalitik”**

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

**Oleh :**

**Mohamad Amien Rais**

**NRP. 02211640000040**

**Citra Sekar Maharani**

**NRP. 02211640000058**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :

1. Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA.

 (Pembimbing I)

2. Ir. Ignatius Gunardi, M.T.

 (Penguji I)

3. Orchidea Rachmaniah, S.T., M.T

 (Penguji II)

4. Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D

 (Penguji III)



## RINGKASAN

Sorbitol (d-glucitol) adalah suatu gula alkohol yang dimetabolisme lambat di dalam tubuh. Sorbitol diperoleh dari reduksi dekstrosa, mengubah gugus aldehid menjadi gugus hidroksil, sehingga dinamakan gula alkohol. Sorbitol merupakan pemanis yang rendah kalori, berbeda dengan gula pasir (sukrosa) yang jumlah kalorinya cukup tinggi sehingga dapat menyebabkan tingginya kadar gula dalam tubuh dan memicu penyakit degeneratif lainnya. Tumbuhnya kesadaran mengenai masalah kesehatan, terutama dalam konteks penggunaan alternatif yang lebih sehat mendorong sorbitol untuk dijadikan sebagai pengganti gula pasir (sukrosa).

Industri sorbitol dinilai sangat strategis karena sorbitol banyak dimanfaatkan di berbagai industri, seperti industri pangan, farmasi, kosmetik, kimia serta bidang industri lainnya. Sehingga, bahan baku sorbitol secara tidak langsung sudah menjadi bagian dari kebutuhan sehari-hari. Kebutuhan sorbitol nasional akan meningkat dengan sejalan dengan pertumbuhan penduduk serta meningkatnya perkembangan dan pembangunan ekonomi Indonesia. Menurut analisa dari IHS Markit, pertumbuhan konsumsi sorbitol di Indonesia antara tahun 2016-2021 meningkat lebih dari 3% per tahun. Di samping itu pemerintah Indonesia juga menyediakan kemudahan dalam pendirian pabrik sorbitol di Indonesia, melalui Peraturan Menteri Keuangan Nomor 116/PMK.011/2011 tentang bea masuk ditanggung pemerintah atas impor barang dan bahan guna pembuatan sorbitol.

Menurut Kementerian Perindustrian Indonesia, pabrik sorbitol di Indonesia hanya ada dua yaitu PT. Cargill dan PT. Budi Starch & Sweetener. Apabila tidak ada upaya untuk peningkatan kapasitas produksi sorbitol dikarenakan meningkatnya permintaan, maka diproyeksikan akan terjadi defisit neraca sorbitol. Selain itu, upaya peningkatan kapasitas produksi sorbitol juga dapat mengembalikan kembali daya saing industri sorbitol nasional dan memperoleh devisa negara yang lebih besar apabila diekspor. Sehingga, pendirian pabrik sorbitol di Indonesia memiliki prospek positif kedepannya.

Dipilihnya tepung jagung sebagai bahan baku utama untuk pembuatan produk sorbitol karena memiliki kandungan karbohidrat atau pati yang tinggi. Selain itu komoditas tepung jagung saat ini menjadi komoditas nasional yang cukup menjanjikan. Hingga Mei 2018, berdasarkan data dari *Indonesia Quarantine Full Automation System (IQFAST)* Kementerian Pertanian RI, Indonesia telah mengekspor tepatnya 9.329 ton tepung jagung. Selain itu, komoditas jagung yang merupakan bahan baku dari tepung jagung menurut data dari

*Outlook Komoditas Pertanian Tanaman Pangan Jagung yang diterbitkan oleh Kementerian Pertanian RI, untuk tahun 2018-2020 akan terjadi surplus jagung dikarenakan laju kebutuhan jagung yang lebih rendah dari laju peningkatan produksi. Dengan itu diharapkan tepung jagung dapat dimanfaatkan dengan baik, seperti halnya dimanfaatkan sebagai bahan baku pada pabrik sorbitol yang nantinya akan memiliki nilai jual lebih tinggi daripada dijual dalam bentuk aslinya.*

Aplikasi penggunaan sorbitol berkembang begitu pesat dan bervariatif dalam berbagai industri antara lain yaitu permen bebas gula, farmasi yaitu digunakan dalam sediaan tablet farmasi (antasida) dan nutrisi (vitamin C), bahan tambahan roti (sebagai *bulking agent* dan pemanis), produk surimi (produk ikan beku olahan), sosis, minuman, dan juga sebagai produk perawatan mulut dan pasta gigi. Selain itu, sorbitol juga dapat dimanfaatkan sebagai surfaktan.

Sorbitol dapat dibuat dengan beberapa cara dari berbagai jenis bahan baku, dengan kondisi operasi serta konversi yang berbeda. Pembuatan sorbitol dari bahan baku tepung jagung melalui dua tahap proses utama, tahap pertama yaitu hidrolisa atau proses perubahan *starch* (pati) menjadi glukosa dengan menggunakan enzim dan tahap kedua yaitu proses pengubahan glukosa menjadi sorbitol dengan proses hidrogenasi katalitik.

Proses pembuatan sorbitol dengan hidrogenasi katalitik dilakukan dengan mereaksikan larutan dekstrosa dan gas hidrogen bertekanan tinggi dengan menambahkan katalis Raney Nickel dalam reaktor hidrogenasi. Gas hidrogen masuk dari bawah reaktor secara *bubbling* dan larutan dekstrose diumpulkan dari atas reaktor sehingga terjadi reaksi. Produk yang dihasilkan adalah grade sorbitol *syrup non-crystallizing* dengan konsentrasi 70% atau jika pada SNI disebut sorbitol cair Tipe-015.

Pabrik sorbitol ini direncanakan akan didirikan di Kabupaten Lamongan, Provinsi Jawa Timur tepatnya di Kawasan Ekonomi Khusus (KEK) Kabupaten Lamongan yang berlokasi di Kecamatan Brondong. Dimana salah satu pertimbangan utama pemilihan lokasi ini adalah ketersediaan bahan baku, lahan, dan nilai UMK tenaga kerja. Selain itu juga letaknya yang strategis untuk pemasaran karena letaknya berada di jalur pantura dan bagian utara Jawa Timur sehingga biasa mempermudah proses pemasaran dan menjangkau konsumen yang sebagian besar berada di pulau Jawa. Dengan berdirinya pabrik sorbitol ini diharapkan dapat memenuhi pertumbuhan permintaan sorbitol di dalam negeri dan meningkatkan taraf hidup penduduk sekitar.

Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 330 hari pertahun operasi dengan perencanaan sebagai berikut :

- a. Kapasitas produksi : 20.000 ton/tahun
- b. Jumlah tenaga kerja : 84 orang/hari
- c. Kebutuhan bahan baku tepung jagung : 18.357,858 ton/tahun

Pabrik ini direncanakan mulai dibangun pada tahun 2021 di Kabupaten Mojokerto, Provinsi Jawa Timur dan direncanakan beroperasi pada tahun 2023. Modal diperoleh dengan perbandingan 30% modal sendiri dan 70% modal pinjaman. Dari analisa perhitungan ekonomi didapat hasil sebagai berikut :

- Modal tetap (FCI) : Rp 364.860.069.918
- Modal kerja (WCI) : Rp 213.510.149.409
- Investasi total (TCI) : Rp 578.370.219.328
- Biaya produksi per tahun : Rp 640.530.448.227
- Hasil penjualan per tahun Sorbitol 70% :  
: Rp900.000.000.000
- *Internal Rate of Return* : 23,6%
- *Payout time* : 5,57 tahun
- *Break even point* : 26,41%

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

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami sampaikan kehadiran Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat dan karunia-Nya yang telah diberikan kepada kami sehingga dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik Kimia ini dengan judul “Pra Desain Pabrik Sorbitol dari Tepung Jagung dengan Proses Hidrogenasi Katalitik”.

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

1. Tuhan Yang Maha Esa yang senantiasa memberikan kemudahan dan petunjuk dalam menghadapi berbagai kesulitan.
2. Orang tua serta seluruh keluarga kami atas doa, dukungan, bimbingan, perhatian, dan kasih sayang yang tercurah selama ini.
3. Ibu Dr. Widiyastuti, S.T., M.T. selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTIRS – ITS.
4. Bapak Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc., Eng. selaku Sekretaris Departemen I Bidang Akademik dan Kemahasiswaan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
5. Bapak Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA. selaku Kepala Laboratorium Teknologi Proses Kimia sekaligus sebagai dosen pembimbing kami, dan Bapak Donny Satria Bhuana, S.T., M.Eng, Sc. selaku dosen pembimbing kami, atas segala bimbingan dan saran yang telah diberikan.
6. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
7. Teman-teman dari Laboratorium Teknologi Proses Kimia dan semua teman-teman Angkatan K56 serta semua pihak yang telah banyak membantu, yang tidak dapat kami sebutkan satu-persatu.

Kami menyadari bahwa penulisan laporan ini masih banyak kekurangan dan jauh dari sempurna, oleh karena itu kami sangat mengharapkan saran dan masukan yang konstruktif demi kesempurnaan laporan ini.

Surabaya, 13 Januari 2020

Penyusun

## DAFTAR ISI

<b>COVER .....</b>	<b>i</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN.....</b>	<b>ii</b>
<b>INTISARI.....</b>	<b>iii</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>vii</b>
<b>DAFTAR ISI .....</b>	<b>ix</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>xi</b>
<b>DAFTAR TABEL.....</b>	<b>xiii</b>
<b>BAB I LATAR BELAKANG .....</b>	<b>I-1</b>
I.1 Latar Belakang .....	I-1
I.2 Produksi Bahan Baku.....	I-5
I.3 Aspek Marketing .....	I-9
I.4 Prospek Sorbitol .....	I-12
I.5 Penggunaan Sorbitol .....	I-12
I.6 Konsumsi Sorbitol .....	I-17
<b>BAB II BASIS DESAIN DATA.....</b>	<b>II-1</b>
II.1 Kapasitas Produksi.....	II-1
II.2 Lokasi Pabrik .....	II-4
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk .....	II-9
II.4 Target Produk .....	II-19
<b>BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....</b>	<b>III-1</b>
III.1 Macam-macam Proses.....	III-1
III.2 Seleksi Proses .....	III-8
III.3 Uraian Proses.....	III-10
<b>BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....</b>	<b>IV-1</b>
IV.1 Neraca Massa .....	IV-1
IV.2 Neraca Energi.....	IV-13
<b>BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN .....</b>	<b>V-1</b>
V.1 Daftar Peralatan .....	V-1
V.2 Harga Peralatan .....	V-31
<b>BAB VI ANALISA EKONOMI .....</b>	<b>VI- 1</b>
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia.....	VI-1
VI.2 Utilitas .....	VI-19
VI.3 Analisa Ekonomi .....	VI-22
<b>BAB VII KESIMPULAN.....</b>	<b>VII-1</b>

<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>xvii</b>
-----------------------------	-------------

## **DAFTAR GAMBAR**

Gambar I.1	Struktur Kimia Sorbitol .....	I-2
Gambar I.2	Permintaan Pasar dan Pendapatan Sorbitol Dunia Thn 2010-2018 .....	I-3
Gambar I.3	Analisis Proses Pemasaran Sorbitol .....	I-8
Gambar I.4	Konsumsi Sorbitol Dunia Tahun 2016 .....	I-15
Gambar I.5	Grafik Perkembangan Ekspor Sorbitol di Indonesia .....	I-16
Gambar I.6	Grafik Perkembangan Impor Sorbitol di Indonesia .....	I-17
Gambar II.1	Diagram Penentuan Kebutuhan Sorbitol di Indonesia Tahun 2022 .....	II-2
Gambar II.2	Struktur Kimia Amilosa .....	II-11
Gambar II.3	Struktur Kimia Amilopektin .....	II-11
Gambar III.1	Proses Pembuatan Sorbitol dengan Proses Hidrogenasi Katalitik .....	III-6
Gambar III.2	Diagram Proses Produksi Sorbitol .....	III-9
Gambar III.3	Blok Diagram Unit Proses Hidrolisis Pati menjadi Glukosa .....	III-10

Gambar III.4 Blok Diagram Unit Proses Hidrogenasi Katalitik dan <i>Finishing</i> .....	III-13
Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan .....	VI-4
Gambar VI.2 Penentuan Jumlah Karyawan Operasi Terhadap Kapasitas Prod .....	VI-10
Gambar VI.3 BEP Pabrik Sorbitol .....	VI-20

## DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Perbandingan Kandungan Nutrisi Bahan Baku Pembuatan Sorbitol .....	I-4
Tabel I.2	Data Ekspor Komoditas Tepung Jagung Indonesia Tahun 2014-2018.....	I-5
Tabel I.3	Daftar Pabrik Produksi Tepung Jagung di Indonesia .....	I-5
Tabel I.4	Data Luas Panen dan Produksi Jagung di Indonesia Thn 2011-2015.....	I-6
Tabel I.5	Rata-rata dan Pertumbuhan Luas Panen, Produktivitas serta Produksi.....	I-6
Tabel I.6	Proyeksi Produksi Jagung Dalam Negeri Tahun 2016-2020.....	I-7
Tabel I.7	10 Provinsi Penghasil Jagung Terbesar di Indonesia 2015.....	I-7
Tabel I.8	Perkembangan <i>Supply</i> dan <i>Demand</i> Sorbitol di Indonesia.....	I-9
Tabel I.9	Aplikasi Sorbitol Pada Berbagai Sektor Industri .....	I-13
Tabel I.10	Jumlah Ekspor Sorbitol di Indonesia .....	I-16
Tabel I.11	Jumlah Impor Sorbitol di Indonesia .....	I-17
Tabel II.1	Data Pertumbuhan Ekspor dan Impor di Indonesia Tahun 2013-2017.....	II-1
Tabel II.2	Data Pertumbuhan Produksi dan Konsumsi di Indonesia 2013-2017.....	II-1
Tabel II.3	Data Perhitungan Proyeksi Sorbitol di Indonesia Tahun 2022 .....	II-2
Tabel II.4	Produsen Sorbitol dengan Skala Besar di Indonesia .....	II-3
Tabel II.5	Daftar Pabrik Produksi Tepung Jagung di Indonesia .....	II-4
Tabel II.6	Daftar Pabrik Produksi CaCl <sub>2</sub> di Indonesia .....	II-4

Tabel II.7	Daftar Pabrik Produksi HCl di Indonesia .....	II-5
Tabel II.8	Daftar Pabrik Produksi Gas Hidrogen di Indonesia .....	II-5
Tabel II.9	10 Provinsi Penghasil Jagung Terbesar di Indonesia 2017 .....	II-6
Tabel II.10	Data Fasilitas Transportasi .....	II-7
Tabel II.11	Daftar Pabrik Penyuplai Bahan Baku Pabrik Sorbitol .....	II-8
Tabel II.12	Komposisi Tepung Jagung yang digunakan (per 100 gram bahan) .....	II-9
Tabel II.13	Syarat Mutu Tepung Jagung Menurut SNI .....	II-9
Tabel II.14	Daftar Pabrik Produksi Tepung Jagung di Indonesia .....	II-10
Tabel II.15	Perbedaan Amilosa dengan Amilopektin .....	II-12
Tabel II.16	Grade Sorbitol .....	II-18
Tabel II.17	Syarat Mutu Sorbitol Cair Menurut SNI .....	II-18
Tabel II.18	Syarat Mutu Sorbitol Bubuk Menurut SNI .....	II-20
Tabel III.1	Perbandingan Proses Pembuatan Glukosa .....	III-7
Tabel III.2	Perbandingan Proses Pembuatan Sorbitol .....	III-8
Tabel IV.1	Komposisi Tepung Jagung yang Digunakan ..	IV-1
Tabel IV.2	Neraca Massa Tangki <i>Mixing</i> .....	IV-2
Tabel IV.3	Neraca Massa <i>Jeet Cooker</i> .....	IV-3
Tabel IV.4	Neraca Massa Reaktor Likuifikasi .....	IV-3
Tabel IV.5	Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi .....	IV-4
Tabel IV.6	Neraca Massa <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> ....	IV-5
Tabel IV.7	Neraca Massa <i>Kation Exchanger</i> .....	IV-6
Tabel IV.8	Neraca Massa <i>Anion Exchanger</i> .....	IV-7
Tabel IV.9	Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi.....	IV-8
Tabel IV.10	Neraca Massa <i>Settling Tank</i> .....	IV-9
Tabel IV.11	Neraca Massa <i>Filter Press</i> .....	IV-10
Tabel IV.12	Neraca Massa <i>Kation Exchanger II</i> .....	IV-11
Tabel IV.13	Neraca Massa <i>Multiple Effect Evaporator</i> ....	IV-12
Tabel IV.14	Neraca Energi <i>Jet Cooker</i> .....	IV-13
Tabel IV.15	Neraca Energi Reaktor Likuifikasi .....	IV-13
Tabel IV.16	Neraca Energi Tangki Pendingin .....	IV-14

Tabel IV.17	Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi .....	IV-14
Tabel IV.18	Neraca Energi <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> ...	IV-15
Tabel IV.19	Neraca Energi Reaktor Hidrogenasi .....	IV-15
Tabel IV.20	Neraca Energi Tangki Pendingin .....	IV-16
Tabel IV.21	Neraca Energi <i>Multiple Effect Evaporator</i> ....	IV-16
Tabel IV.22	Neraca Energi <i>Barometric Condensor</i> .....	IV-17
Tabel IV.23	Neraca Energi <i>Steam Jet Ejector</i> .....	IV-17
Tabel V.1	Spesifikasi Gudang Penyimpanan Tepung Jagung (F-111) .....	V-1
Tabel V.2	Spesifikasi Tangki Penampung Tepung Jagung (J-112) .....	V-1
Tabel V.3	Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (J-112) .....	V-2
Tabel V.4	Spesifikasi Tangki Larutan CaCl <sub>2</sub> (M-113) .....	V-2
Tabel V.5	Spesifikasi Tangki Penampung Enzim α-Amilase (F-114) .....	V-3
Tabel V.6	Spesifikasi Tangki Mixing (M-110) .....	V-3
Tabel V.7	Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-121) .....	V-4
Tabel V.8	Spesifikasi <i>Jet Cooker</i> (E-122) .....	V-4
Tabel V.9	Spesifikasi Reaktor Likuifikasi (R-120) .....	V-4
Tabel V.10	Spesifikasi Tangki Pendingin Larutan Dekstrin (M-123) .....	V-5
Tabel V.11	Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-131) .....	V-6
Tabel V.12	Spesifikasi Tangki Penampung Enzim Glukoamilase (F-132) .....	V-6
Tabel V.13	Spesifikasi Tangki Pendingin Larutan HCl (F-133) .....	V-6
Tabel V.14	Spesifikasi Reaktor Sakarifikasi (R-130) .....	V-7
Tabel V.15	Spesifikasi Tangki Penampung Larutan Dekstrosa (F-134) .....	V-8
Tabel V.16	Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-141) .....	V-8
Tabel V.17	Spesifikasi <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (H-140) .....	V-8
Tabel V.18	Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-151) .....	V-9
Tabel V.19	Spesifikasi <i>Kation Exchanger</i> (D-150 A) .....	V-9
Tabel V.20	Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (D-150 B) .....	V-10

Tabel V.21	Spesifikasi Tangki Penampung Larutan Dekstrosa 25% (F-161) .....	V-10
Tabel V.22	Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-211) .....	V-11
Tabel V.23	Spesifikasi Tangki Penampung Katalis Raney Nickel (F-212) .....	V-13
Tabel V.24	Spesifikasi Tangki Penampung Hidrogen (F-214) .....	V-13
Tabel V.25	Spesifikasi <i>Compressor</i> (G-213) .....	V-13
Tabel V.26	Spesifikasi Reaktor Hidrogenasi Katalitik (R-210) .....	V-14
Tabel V.27	Spesifikasi <i>Settling Tank</i> (H-215) .....	V-15
Tabel V.28	Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-221) .....	V-15
Tabel V.29	Spesifikasi <i>Filter Press</i> (H-220) .....	V-15
Tabel V.30	Spesifikasi Tangki Penampung Filtrat Larutan Sorbitol (F-222) .....	V-16
Tabel V.31	Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-231) .....	V-16
Tabel V.32	Spesifikasi <i>Kation Exchanger</i> (D-2300 .....	V-17
Tabel V.33	Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-241) .....	V-17
Tabel V.34	Spesifikasi <i>Evaporator I</i> (V-240A) .....	V-17
Tabel V.35	Spesifikasi <i>Evaporator II</i> (V-240B) .....	V-18
Tabel V.36	Spesifikasi <i>Evaporator III</i> (V-240C) .....	V-19
Tabel V.37	Spesifikasi <i>Barometric Condensor</i> (E-242) ....	V-19
Tabel V.38	Spesifikasi <i>Steam Jet Ejector</i> (G-243) .....	V-20
Tabel V.39	Spesifikasi <i>Hot Well</i> (F-244) .....	V-20
Tabel V.40	Spesifikasi Tangki Penampung Larutan Sorbitol 70% (F-245) .....	V-20
Tabel V.41	Perkiraan Harga Peralatan Proses Tahun 2019	V-21
Tabel VI.1	Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik Sorbitol..	VI-10
Tabel VI.2	<i>Production Unit Schedule</i> .....	VI-13

# BAB I

## LATAR BELAKANG

### I.1 Latar Belakang

Indonesia sebagai negara berkembang berusaha untuk meningkatkan pembangunan di segala bidang termasuk sektor industri. Tujuan pembangunan di bidang industri adalah untuk meningkatkan produksi dalam negeri, menjaga keseimbangan struktur ekonomi Indonesia, meningkatkan devisa negara serta memperluas kesempatan kerja.

Pada era globalisasi ini banyak industri didirikan terutama industri kimia di Indonesia, hal ini sehubungan dengan semakin banyak kebutuhan bahan kimia dalam negeri dan untuk memenuhi permintaan luar negeri (ekspor). Industri kimia merupakan salah satu industri yang bernilai tinggi dan berbasis teknologi tinggi. Salah satu bahan kimia yang memiliki prospek tinggi untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun luar negeri dari tahun ke tahun adalah sorbitol. Oleh karena itu, muncul konsep pemikiran bahwa masa depan pendirian pabrik sorbitol mempunyai peluang yang baik guna menunjang berbagai industri lain di dalam negeri serta dapat meningkatkan devisa negara melalui ekspor sorbitol ke luar negeri.

Di sisi lain, komoditas tepung jagung saat ini menjadi komoditas nasional yang cukup menjanjikan. Hingga Mei 2018, berdasarkan data dari *Indonesia Quarantine Full Automation System* (IQFAST) Kementerian Pertanian RI, Indonesia telah mengekspor tepatnya 9.329 ton tepung jagung. Selain itu, komoditas jagung yang merupakan bahan baku dari tepung jagung menurut data dari *Outlook Komoditas Pertanian Tanaman Pangan Jagung* yang diterbitkan oleh Kementerian Pertanian RI, untuk tahun 2018-2020 akan terjadi surplus jagung dikarenakan laju kebutuhan jagung yang lebih rendah dari laju peningkatan produksi. Dengan itu diharapkan tepung jagung dapat dimanfaatkan dengan baik, seperti halnya dimanfaatkan sebagai

bahan baku pada pabrik sorbitol yang nantinya akan memiliki nilai jual lebih tinggi daripada dijual dalam bentuk aslinya.

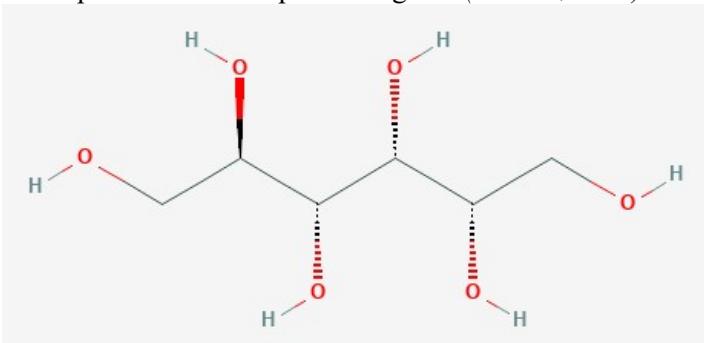
Konsumsi gula pasir (sukrosa) yang terlalu tinggi dapat menyebabkan tingginya kadar gula dalam tubuh sehingga dapat memicu penyakit degeneratif lainnya karena jumlah kalori pada sukrosa cukup tinggi yaitu sebesar 3,94 kkal/g. Oleh sebab itu diperlukan pemanis yang rendah kalori seperti sorbitol. Bahan pengganti gula harus memenuhi persyaratan yaitu harus mempunyai rasa manis, tidak toksik, tidak mahal, tidak bisa diragikan oleh bakteri plak gigi, berklori, di samping itu juga harus dapat dikerjakan dengan skala industri. Dari semua persyaratan tersebut, sorbitol memenuhi kriteria sebagai pengganti gula sukrosa (*Aini, 2016*).

Sorbitol merupakan *Low Digestible Carbohydrates* (LDC) yang telah ada secara komersial lebih dari 70 tahun. Sorbitol diklasifikasikan sebagai gula alcohol atau *polyol* dan sering digunakan sebagai *sugar-free bulking agents*, *humectants*, *cross-linking agents*, *cryoprotectants*, dan *crystallization modifiers* pada berbagai macam produk makanan, perawatan mulut, perawatan diri (kosmetik), farmasi, dan diaplikasikan pada Industri (*Nabors, 2001*).

Sorbitol merupakan senyawa monosakarida *polyhydric alcohol*. Nama kimia lain dari sorbitol adalah hexitol atau glusitol dengan rumus kimia C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>6</sub>. Adapun struktur molekulnya mirip dengan struktur molekul glukosa dimana yang berbeda adalah gugus aldehid pada glukosa diganti menjadi gugus alkohol. Struktur kimia sorbitol disajikan pada Gambar I.1.

Sorbitol pertama kali ditemukan oleh ahli kimia dari Perancis yang bernama Joseph Boussingault pada 1872 dari *fresh juice* buah *berry* Pegunungan Ash. Setelah itu, sorbitol banyak ditemukan pada berbagai macam buah-buahan seperti apel, plum, *cherry*, kurma, *peach*, dan apricot. Meskipun dapat ditemukan dalam sumber-sumber alami, sorbitol tidak tersedia secara komersial sampai tahun 1937. Sorbitol diproduksi dalam skala

produksi penuh pertama kali oleh *Atlas Powder Company* di Wilmington, Delaware. Zat ini berupa bubuk kristal berwarna putih yang higroskopis, tidak berbau dan berasa manis. Sorbitol larut dalam air, gliserol, propilena glikol, serta sedikit larut dalam metanol, etanol, asam asetat, phenol, dan acetamida, namun tidak larut hampir dalam semua pelarut organik (*Nabors, 2001*).



**Gambar I. 1 Struktur Kimia Sorbitol**

(*Sumber : PubChem, 2004*)

Gambar I.2 menggambarkan peningkatan permintaan pasar dan pendapatan sorbitol dunia dari tahun 2010 hingga 2018 menurut *Transparency Market Research* (TMR). Hasil dari studinya menyatakan bahwa pasar sorbitol mencapai 2.148,9 kilo ton pada 2018 dan diperkirakan masih terus bertambah tiap tahunnya karena adanya pertumbuhan permintaan akan pemanis rendah kalori. Tumbuhnya kesadaran mengenai masalah kesehatan, terutama dalam konteks penggunaan alternatif yang lebih sehat untuk gula adalah pendorong utama meningkatnya pasar sorbitol.



Source: ICIS, Company Annual Reports, European Commission, DSIR, USITC, Primary Interviews, Transparency Market Research

**Gambar I. 2 Permintaan Pasar dan Pendapatan Sorbitol Dunia Tahun 2010-2018**

(Sumber : Transparency Market Research, 2018)

Industri sorbitol dinilai sangat strategis karena sorbitol banyak dimanfaatkan di berbagai industri, seperti industri pangan, farmasi, kosmetik, kimia serta bidang industri lainnya. Sehingga, bahan baku sorbitol secara tidak langsung sudah menjadi bagian dari kebutuhan sehari-hari. Produksi sorbitol yang mencukupi permintaan pasar menjadi salah satu kunci ketahanan dan kemandirian berbagai industri di Indonesia. Pada kenyataannya ekspor sorbitol semakin menurun sedangkan impor semakin meningkat. Hal ini dikarenakan jumlah penduduk di Indonesia yang semakin meningkat, sehingga kebutuhan dalam negeri pun meningkat. Menurut data dari BPS pada tahun 2010-2018, Indonesia mengalami penurunan jumlah sorbitol yang di ekspor dengan jumlah ekspor terendah pada tahun 2018 sebesar 46.818.522,65 kg. Sedangkan untuk impor mengalami peningkatan dengan jumlah impor tertinggi pada tahun 2018 sebesar 5.928.902 kg (*Badan Pusat Statistik Indonesia, 2019*).

Di samping itu pemerintah Indonesia juga menyediakan kemudahan dalam pendirian pabrik sorbitol di Indonesia, melalui Peraturan Menteri Keuangan Nomor 116/PMK.011/2011 tentang bea masuk ditanggung pemerintah atas impor barang dan bahan

guna pembuatan sorbitol. Daftar barang dan bahan oleh industri pembuatan sorbitol yang mendapat bea masuk ditanggung pemerintah di antaranya *filter aid, activated carbon, nikel catalyst, resin cation/ion exchange*, dan *resin anion/ion exchange*.

Menurut Kementerian Perindustrian Indonesia, pabrik sorbitol di Indonesia hanya ada dua, yaitu PT. Sorini Agro Asia Corporindo dan PT. Sorini Towa Berlian Corporindo yang sekarang dibawah PT. Cargill di Pasuruan dan PT. Budi Starch & Sweetener. Apabila tidak ada upaya untuk peningkatan kapasitas produksi sorbitol dikarenakan meningkatnya permintaan, maka diproyeksikan akan terjadi defisit neraca ekspor dan impor sorbitol. Selain itu, upaya peningkatan kapasitas produksi sorbitol juga dapat mengembalikan kembali daya saing industri sorbitol nasional dan memperoleh devisa negara yang lebih besar apabila diekspor. Sehingga, pendirian pabrik sorbitol di Indonesia memiliki prospek positif kedepannya.

## I.2 Produksi Bahan Baku

Sumber bahan baku untuk pembuatan sorbitol adalah pati, dimana pati dapat ditemukan dalam berbagai sumber makanan. Dari pati kemudian nantinya dapat diproduksi sirup glukosa yang kemudian diproses lebih lanjut hingga menghasilkan sorbitol. Pati atau tepung berasal dari bahan baku alam yang memiliki kandungan karbohidrat cukup tinggi. Berikut adalah perbandingan kandungan nutrisi tepung jagung sebagai bahan baku pabrik sorbitol jika dibandingkan dengan tepung bahan makanan lainnya seperti yang ditampilkan pada Tabel I.1.

Dari Tabel I.1 dapat dilihat bahwa tepung jagung memiliki potensi untuk dijadikan sebagai bahan baku pembuatan sorbitol yang tidak jauh berbeda dengan tepung bahan makanan lainnya. Hal ini juga didukung dengan melimpahnya komoditas tepung jagung. Berikut adalah data lengkap mengenai eksport komoditas tepung jagung 2014-2018 seperti ditampilkan pada Tabel I.2.

Sedangkan data kapasitas beberapa pabrik tepung jagung di Indonesia ditampilkan pada Tabel I.3.

**Tabel I. 1 Perbandingan Kandungan Nutrisi Beberapa Bahan Baku Pembuatan Sorbitol**

Kandungan Nutrisi	Tepung Terigu	Tepung Sorgum	Tepung Beras	Tepung Jagung
Lemak (%)	2,09	3,65	1,88	5,42
Serat Kasar (%)	1,92	2,74	1,05	4,24
Abu (%)	1,83	2,24	1,52	1,35
Protein (%)	14,45	10,11	9,28	11,02
Pati (%)	78,74	80,42	86,45	79,95

(Sumber : Suarni, 2011)

**Tabel I. 2 Data Ekspor Komoditas Tepung Jagung Indonesia Tahun 2014-2018**

Tahun	Berat (kg)	Penjualan
2014	4.255.009,00	Rp22.315.989.146
2015	10.869.347,00	Rp61.383.341.420
2016	20.743.616,46	Rp95.799.971.505
2017	35.229.384,92	Rp148.601.618.047
2018	37.312.078,87	Rp185.180.272.610

(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2019)

**Tabel I. 3 Daftar Pabrik Produksi Tepung Jagung di Indonesia**

Pabrik Tepung Jagung	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. ESA Sarwaguna Adinata	324.000
PT Kediri Matahari Corn Mills	50.000
PT. Wonokoyo Jaya Corporindo	260.000
PT. Tereos FKS Indonesia	120.000
PT. Inensunan Mills Indonesia	13.000

(Sumber : Diolah dari berbagai sumber)

Melimpahnya komoditas tepung jagung tentunya didukung dengan melimpahnya komoditas jagung yang merupakan bahan baku dari tepung jagung. Menurut data dari Outlook Komoditas Pertanian Tanaman Pangan Jagung yang diterbitkan

oleh Kementerian Pertanian RI, untuk tahun 2018-2020 akan terjadi surplus jagung dikarenakan laju kebutuhan jagung yang lebih rendah dari laju peningkatan produksi. Data luas panen jagung dan produksi jagung dalam beberapa tahun terakhir di Indonesia ditampilkan pada Tabel I.4 untuk menggambarkan perkembangan produksi jagung di Indonesia. Kemudian untuk rata-rata dan pertumbuhan luas panen, produktivitas serta produksi jagung di Indonesia ditampilkan pada Tabel I.5.

**Tabel I. 4 Data Luas Panen dan Produksi Jagung di Indonesia  
Tahun 2011-2015**

Indikator	Luas Panen	Produksi
Satuan	Hektar	Ton
2011	3.864.692	17.643.250
2012	3.957.595	19.387.022
2013	3.821.504	18.511.853
2014	3.837.019	19.008.426
2015	3.787.367	19.612.435

(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2015)

Berdasarkan hasil analisis proyeksi produksi jagung yang dilakukan oleh Kementerian Pertanian pada tahun 2016. Diketahui akan terjadinya surplus jagung yang cukup besar. Untuk lebih jelasnya, proyeksi produksi jagung ditampilkan pada Tabel I.6.

Dari tabel diatas diketahui bahwa pada tahun 2020 diperkirakan terjadi surplus jagung yang semakin besar. Peningkatan surplus ini karena peningkatan produksi jagung diperkirakan lebih tinggi dari peningkatan permintaan terutama untuk pakan baik pakan untuk industri maupun untuk peternak mandiri. Peningkatan produksi jagung rata-rata sekitar 5,80% per tahun, sementara peningkatan permintaan jagung untuk pakan sekitar 3,58% per tahun. Pada tahun 2019 dan 2020 diramalkan surplus jagung semakin meningkat, yaitu masing-masing surplus sebesar 6,49 juta ton dan 7,10 juta ton.

**Tabel I. 5 Rata-rata dan Pertumbuhan Luas Panen, Produktivitas serta Produksi Jagung di Indonesia Tahun 1999-2016**

Wilayah	TAHUN	Luas Panen		Produksi		Produktivitas	
		Luas Panen	Pertumbuhan (%)	Ton	Pertumbuhan (%)	Ku/Ha	Pertumbuhan (%)
Jawa	1999-2016	1.949	-0,08	8.244	4,03	41,88	4,06
	2012-2016	1.993	1,49	10.655	4,53	53,42	2,93
Luar Jawa	1999-2016	1.744	2,20	6.588	6,43	36,69	4,03
	2012-2016	1.965	4,19	9.287	7,54	47,16	3,26
Indonesia	1999-2016	3.701	0,96	14.832	5,04	39,45	3,96
	2012-2016	3.958	2,78	19.941	5,89	50,32	3,01
Kontribusi Terhadap Indonesia periode 2012-2016 (%)							
Jawa		50,35		53,43			
Luar Jawa		49,65		46,57			

Sumber : Badan Pusat Statistik dan Direktorat Jenderal Tanaman Pangan

Sumber : BPS, diolah oleh Pusdatin

Keterangan : \*) Tahun 2016 Angka Rakor ARAM II

(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2016)

**Tabel I. 6 Proyeksi Produksi Jagung Dalam Negeri Tahun 2016-2020**

Tahun	Suplai / Ketersediaan (Produksi) *	Tercecer (5%)	Demand/Kebutuhan					Surplus / Defisit	
			Bibit (Luas Tanam x 20 kg/ha)	Pakan		Konsumsi Langsung (Susenas)	Bahan Baku Industri Makanan (19.8%)		
				Bahan baku Industri Pakan **	Bahan Baku Peternak Mandiri ***				
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	
(Ton)									
2016	23.187.616	1.159.381	96.000	8.626.817	3.768.196	425.104	4.591.148	4.520.970	
2017 *)	24.839.831	1.241.992	98.597	8.995.046	3.847.328	412.651	4.918.287	5.325.931	
2018*)	26.206.882	1.310.344	101.650	9.375.429	3.927.798	400.406	5.188.963	5.902.291	
2019*)	27.609.643	1.380.482	104.546	9.768.167	4.008.269	388.233	5.466.709	6.493.237	
2020*)	29.048.125	1.452.406	106.338	10.173.499	4.088.739	376.565	5.751.529	7.099.049	

Keterangan :

\*) Produksi tahun 2016 (Rakor ARAM II Ditjen TP dan BPS), tahun 2017- 2020 Proyeksi Pusdatin.

\*\*) Proyeksi Ditjen Tanaman Pangan (Roadmap Jagung 2016 - 2045).

\*\*\*) Proyeksi Pusdatin Kebutuhan pakan peternak lokal dihitung berdasarkan kebutuhan pakan ternak yang diberi jagung yaitu ayam ras 52,79 gr/ekor/hr, ayam buras 34,20 gr/ekor/hr, dan itik 20,90 gr/ekor/hr (Survei Pusdatin 2014) dengan jumlah populasi berdasarkan model time series (2017 - 2020)

(Sumber : Kementerian Pertanian, 2016)

Jagung diproduksi pada hampir seluruh provinsi di Indonesia. Hal ini menjadikan jagung komoditas yang dapat diandalkan. Daftar provinsi penghasil jagung terbesar di Indonesia ditampilkan pada Tabel I.7.

**Tabel I. 7 10 Provinsi Penghasil Jagung Terbesar di Indonesia 2015**

No.	Provinsi	Produksi (Ton)
1.	Jawa Timur	6.131.163
2.	Jawa Tengah	3.212.391
3.	Sulawesi Selatan	1.528.414
4.	Sumatera Utara	1.519.407
5.	Lampung	1.502.800
6.	Nusa Tenggara Barat	959.973
7.	Jawa Barat	959.933
8.	Nusa Tenggara Timur	685.081
9.	Gorontalo	643.512
10.	Sumatera Barat	602.549

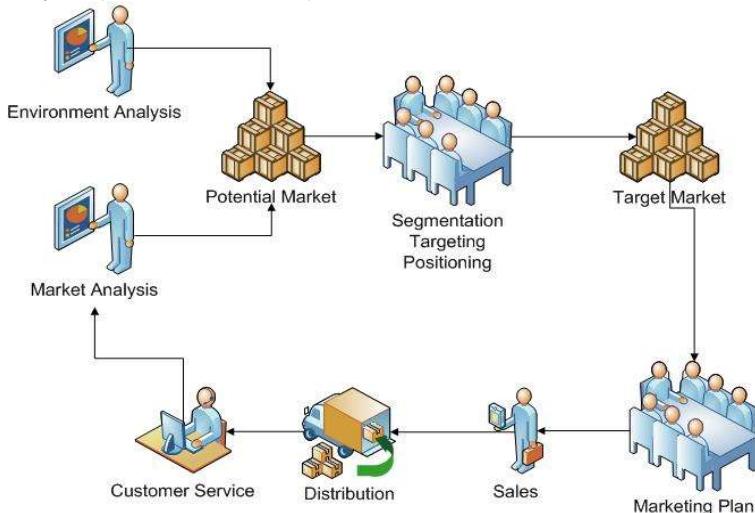
(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2015)

Berdasarkan data-data yang ada di atas, maka tepung jagung sangat berpeluang untuk dikembangkan. Dengan ketersediaan lahan dan bahan baku yang cukup melimpah diharapkan dapat menyuplai kebutuhan bahan baku untuk pembuatan sorbitol secara kontinyu.

### I.3 Aspek *Marketing*

Proses perencanaan pemasaran berdasarkan Gambar I.5 harus dimulai dengan kegiatan *market analysis*, bersamaan dengan itu dilakukan *environmental analysis* beserta bagaimana proyeksi perkembangan lingkungan itu di masa depan setelah itu harus dilakukan *segmentation*, *positioning*, dan *targeting* agar perusahaan bisa menentukan pengelompokan pasar sesuai dengan segmen - segmen yang terdapat pada pasar. Ketiga analisa tersebut akan menghasilkan gambaran tentang berbagai *target market* yang terbuka untuk dimasuki beserta tinggi rendahnya tingkat

persaingan bagi masing-masing potensi pasar tersebut. Setelah itu menyusun *marketing plan* yang didalamnya merencanakan harga, distribusi, dan cara promosi. Setelah itu dilakukan *sales* yang bertujuan untuk menjual produk yang kita jual. Dilanjutkan dengan distribusi produk dari perusahaan menuju konsumen. Untuk pengembangan lebih baik, ada *customer services* untuk mengetahui kepuasan pelanggan dan menjadi data untuk *market analysis* (Hermawan ,2009).



**Gambar I. 3 Analisis Proses Pemasaran Sorbitol**

(Sumber : Hermawan ,2009)

### 1.3.1 Aspek *Marketing* Sorbitol di Dunia

Menurut analisa yang dikeluarkan oleh *IHS Markit* pada tahun 2017, sorbitol adalah komoditas gula alkohol terbesar di dunia. Karena rasanya yang manis, sorbitol banyak digunakan sebagai pengganti sukrosa (gula) dalam makanan bebas gula, permen karet, dan permen keras. Dalam aplikasinya, permintaan akan sorbitol sebagian besar datang dari sektor humektan, pemanis, *bulking agent*, stabilizer, *softener*, dan pengemulsi. Penggunaan dalam produk kategori perawatan pribadi (terutama pasta gigi),

makanan dan permen, dan produksi vitamin C menyumbang 80% dari konsumsi dunia pada tahun 2016, pengaplikasian ini akan terus meningkat setiap tahunnya sesuai dengan permintaan pasar sorbitol dunia (*IHS Markit ,2017*).

### **1.3.2 Aspek *Marketing Sorbitol di Indonesia***

Kebutuhan sorbitol nasional akan meningkat dengan sejalananya pertumbuhan penduduk serta meningkatnya perkembangan dan pembangunan ekonomi Indonesia. Di Indonesia sendiri, pertumbuhan konsumsi sorbitol antara tahun 2016-2021 meningkat lebih dari 3% per tahun (*IHS Markit ,2017*).

Berdasarkan data yang didapatkan dari Kementerian Perindustrian Indonesia, *supply* dan *demand* sorbitol di Indonesia dapat dilihat pada Tabel I.8.

**Tabel I. 8 Perkembangan *Supply* dan *Demand* Sorbitol di Indonesia**

<b>Tahun</b>	<b>Produksi / <i>Supply</i> (kg)</b>	<b>Konsumsi / <i>Demand</i> (kg)</b>
2010	260.851.651	130.381.923
2011	260.851.600	175.063.900
2012	276.896.600	196.052.400
2013	280.765.400	211.656.900
2014	265.361.500	184.827.300
2015	170.670.400	165.401.800
2016	225.200.000	154.176.979
2017	224.573.186	160.405.729

*(Sumber : Kementerian Perindustrian Indonesia, 2018)*

Berdasarkan data di atas, kebutuhan konsumsi sorbitol di Indonesia bersifat fluktuatif namun cenderung meningkat dalam beberapa tahun terakhir. Sedangkan tingkat produksinya cenderung tetap. Dilihat dari pertumbuhan konsumsi yang telah ada dan juga dari perkiraan konsumsi sorbitol untuk tahun yang akan datang, industri sorbitol ini memiliki prospek yang sangat besar untuk dikembangkan di Indonesia.

## I.4 Prospek Sorbitol

Tingkat konsumsi masyarakat semakin tinggi sehingga berdampak pada meningkatnya permintaan produk sorbitol. Permintaan akan sorbitol tidak hanya berasal dari kebutuhan dalam negeri saja tetapi juga kebutuhan dari luar negeri. Di era pasar bebas ini, Indonesia dituntut untuk mampu bersaing dengan negara lain di berbagai bidang, khususnya industri. Hal ini dikarenakan industri merupakan salah satu elemen penting yang berpengaruh terhadap keadaan ekonomi Indonesia. Permintaan sorbitol dari luar negeri dapat dipenuhi melalui kegiatan ekspor. Dengan begitu Indonesia akan memperoleh keuntungan besar ketika dapat menyediakan permintaan tersebut dalam jumlah besar. Kebutuhan sorbitol di Indonesia semakin hari semakin meningkat seiring dengan pertumbuhan populasi penduduk serta perkembangan ekonomi dan dunia industri. Berdasarkan analisa oleh *IHS Markit*, khususnya di negara berkembang seperti India, Thailand, dan Indonesia permintaan diperkirakan akan naik lebih dari 3% per tahun. Peningkatan tersebut membuat industri sorbitol sangatlah atraktif. Dengan begitu, Indonesia dapat memanfaatkan peluang ini untuk mengurangi jumlah impor sorbitol bahkan, menutup keran impor sorbitol sehingga kedepannya dapat mengembalikan daya saing ekspor industri sorbitol nasional. Dengan demikian dapat dikatakan bahwa produk sorbitol ini memiliki prospek yang sangat baik untuk ditingkatkan produksinya di Indonesia guna memenuhi kebutuhan dalam negeri.

## I.5 Penggunaan Sorbitol

Sorbitol digunakan dalam industri makanan, pemanis gula, perawatan mulut, dan farmasi karena sifat fisik dan kimianya yang unik. Karena dari sifat-sifatnya, sorbitol dapat melakukan fungsi tertentu yang bermanfaat dalam produk akhir. Aplikasi penggunaan sorbitol berkembang begitu pesat dan bervariatif dalam berbagai industri antara lain yaitu:

1. Permen Karet (*Chewing Gum*)

Sorbitol banyak digunakan sebagai *bulking agent* dalam permen karet *sugar free*. Sorbitol diklaim tidak menyebabkan karies gigi. Sorbitol memberikan rasa manis dan

efek dingin yang menyenangkan dan bersinergi dengan zat lainnya seperti *spearmint*, *peppermint*, kayu manis, *wintergreen*, dan perisa buah. Kadar sorbitol yang digunakan dalam permen karet bebas gula biasanya antara 50-55% berat.

2. Permen Bebas Gula (*Sugar Free Hard Candy*)

Untuk membuat permen *sugar free*, larutan sorbitol digunakan sebagai bahan utama. Sorbitol digunakan untuk memberikan rasa manis dan dingin serta dimanfaatkan kemampuannya untuk mengkristal dan membentuk permen yang keras. Sorbitol bersifat nonkariogenik, sehingga permen bebas gula yang dibuat tidak akan menyebabkan karies gigi.

3. Farmasi (*Pharmaceutical and Nutritional Tablets*)

Sorbitol juga digunakan dalam sediaan tablet farmasi dan nutrisi. Higroskopisitas dari sorbitol dapat dimanfaatkan untuk mengatasi masalah pada beberapa sediaan tablet farmasi karena banyak zat di dalam obat yang sensitif terhadap kelembaban dan menurunkan kualitasnya jika terjadi kelembaban. Sejumlah kecil sorbitol dapat digunakan dalam sediaan tablet farmasi sehingga membuat tablet terasa enak dan *solid*, tanpa adanya potensi yang membahayakan bagi zat aktif obat tersebut. Tablet antasida bebas gula adalah salah satu contoh tablet sediaan farmasi yang menggunakan sorbitol sebagai pengikat bahan aktif zat dalam obat secara efektif.

4. Bahan Tambahan Roti (*Baked Goods*)

Sorbitol dapat digunakan dalam produk *sugar free* maupun *sugar based baked good*. Dalam *cakes* bebas gula, *cookies*,

kue mufin, dll., sorbitol digunakan untuk menggantikan sukrosa. Sorbitol digunakan sebagai *bulking agent* dan pemanis. Sorbitol juga dapat digunakan dalam produk yang memiliki umur simpan. Sorbitol berfungsi sebagai humektan, menarik kelembapan dari lingkungan. Sorbitol memegang peranan menjaga keseimbangan yang tepat dan tidak membuat produk mengering.

5. Surimi

Sorbitol digunakan untuk membuat produk surimi yakni produk sejenis daging kepiting imitasi, udang, dan lobster. Surimi adalah produk ikan yang diproses dan dibekukan. Kemudian dikirim ke produsen makanan laut untuk diwarnai dan dibentuk menjadi bentuk dari makanan laut yang ingin ditiru. Produk ini berkembang luar biasa di pasar US dan sangat populer di pasar Asia. Karena surimi merupakan produk yang dibekukan, sorbitol berfungsi sebagai *cryoprotectant* yang efektif karena kemampuannya untuk menurunkan titik beku air dan mempertahankan produk pada keseimbangan kelembaban yang tepat. *Cryoprotectant* merupakan bahan yang ditambahkan pada suspensi sel untuk melindungi sel dari kerusakan akibat pembekuan.

6. Sosis (*Cooked Sausages*)

Sorbitol dapat digunakan dalam produk sosis untuk meningkatkan rasa dan keefektifan dalam metode memasaknya. Sorbitol dapat meningkatkan cita rasa sosis yang dimasak dan meningkatkan kemerahan warna sosis serta menjaga stabilitas warnanya. Manfaat yang disebutkan sebelumnya membuat sosis yang dimasak lebih menarik di mata konsumen. Penambahan sorbitol pada sosis yang dimasak juga menguntungkan produsen dalam hal meningkatkan kemudahan mengupas pelindung plastik pada sosis.

7. Industri Santan Kelapa Parut (*Shredded Coconut*)

Rasa manis dan higroskopisitas dari sorbitol melindungi kelapa parut dari hilangnya kelembaban. Karena tidak mudah menguap, sorbitol memiliki efek pengkondisian permanen lebih dari humektan lainnya.

8. Minuman dan Produk Cair Lainnya

Sorbitol memiliki banyak keunggulan dalam berbagai produk cair. Sorbitol dapat digunakan dalam produk minuman berkarbonasi dan non-karbonasi, minuman bernutrisi, dan sirup farmasi (suspensi antasid dan antibiotik, sirup batuk, dll). Larutan sorbitol bertindak sebagai agen penunjang karena viskositasnya sekitar 110 centipoise (cps). Sorbitol meningkatkan cita rasa dan menanamkan rasa manis, dingin yang khas yang tidak menyebabkan mual. Sorbitol juga dapat bertindak sebagai *cryoprotectant* karena dapat menurunkan titik beku air. Sorbitol melindungi sediaan farmasi cair dari kerusakan suhu rendah dalam penyimpanan.

9. Produk Perawatan Mulut dan Pasta Gigi

Sorbitol digunakan dalam pasta gigi dan produk perawatan mulut lainnya sebagai pemanis utama. Peran dari produk perawatan mulut adalah untuk mencegah kerusakan pada gigi dan mulut. Seperti disebutkan sebelumnya, sorbitol tidak menyebabkan penurunan pH mulut sehingga tidak akan menyebabkan pertumbuhan bakteri yang merusak gigi. Sorbitol juga digunakan karena sifat humektannya. Sorbitol sebagai humektan yakni mengambil kelembaban dan mempertahankan kelembaban itu dari waktu ke waktu.

(Sumber: Nabors, 2001)

Untuk lebih lengkapnya berikut adalah pengembangan penggunaan sorbitol dalam beberapa sektor industri seperti disajikan dalam Tabel I.9.

**Tabel I. 9 Aplikasi Sorbitol Pada Berbagai Sektor Industri**

Sektor	Jenis	Aplikasi
<i>Dietary Supplements &amp; Health</i>	Sorbitol Cair	<ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Vitamin C</i></li><li>• <i>Denitrifice Cream</i></li><li>• <i>Gelatin Capsules</i></li></ul>
	Sorbitol Bubuk	<ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Table Top Sweetener</i></li><li>• <i>Pharmaceutical Tablet</i></li><li>• <i>Dried Syrups</i></li><li>• <i>Gelatin Capsules</i></li></ul>
<i>Cosmetic &amp; Personal Care</i>	Sorbitol Cair	<ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Tooth Paste</i></li><li>• <i>Mouth Wash</i></li><li>• <i>Emollient Creams &amp; Lotions</i></li><li>• <i>Shampoo &amp; Conditioner</i></li><li>• <i>Hair Styling Cream</i></li><li>• <i>Brushless Shaving Cream</i></li><li>• <i>Liquid Soap</i></li><li>• <i>Lipstick</i></li></ul>
<i>Food</i>	Sorbitol Cair	<ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Surimi</i></li><li>• <i>Bakery</i></li><li>• <i>Cake Mixes, Cookies, Icing, Filling</i></li><li>• <i>Pancake Syrup</i></li><li>• <i>Sausages</i></li><li>• <i>Frozen Desserts &amp; Ice Cream</i></li><li>• <i>Frozen Foods, Vegetables &amp; Fruits</i></li></ul>
	Sorbitol Bubuk	<ul style="list-style-type: none"><li>• <i>Surimi</i></li><li>• <i>Bakery</i></li><li>• <i>Cake Mixes, Cookies, Icing, Filling</i></li><li>• <i>Sausages</i></li><li>• <i>Frozen Desserts &amp; Ice Cream</i></li></ul>

		<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Frozen Foods, Vegetables &amp; Fruits</i></li> </ul>
<i>Others</i>	Sorbitol Cair	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Surfactant</i></li> <li>• <i>Polyurethanes</i></li> <li>• <i>Textiles</i></li> <li>• <i>Paper Products</i></li> <li>• <i>Adhesives/Gluesr</i></li> <li>• <i>Gummed Tape</i></li> <li>• <i>Cork Binders</i></li> <li>• <i>Joint Compound</i></li> <li>• <i>Printer Roller</i></li> <li>• <i>Chelating</i></li> <li>• <i>Cigarettes/Tobacco</i></li> <li>• <i>Animal Feed</i></li> </ul>
	Sorbitol Bubuk	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Wallboard, Hardboard, Plasterboard</i></li> <li>• <i>Gummed Tape</i></li> <li>• <i>Joint Compound</i></li> <li>• <i>Animal Feed</i></li> </ul>

(Sumber : PT. Sorini Towa Berlian Corporindo, 2019)

## I.6 Konsumsi Sorbitol

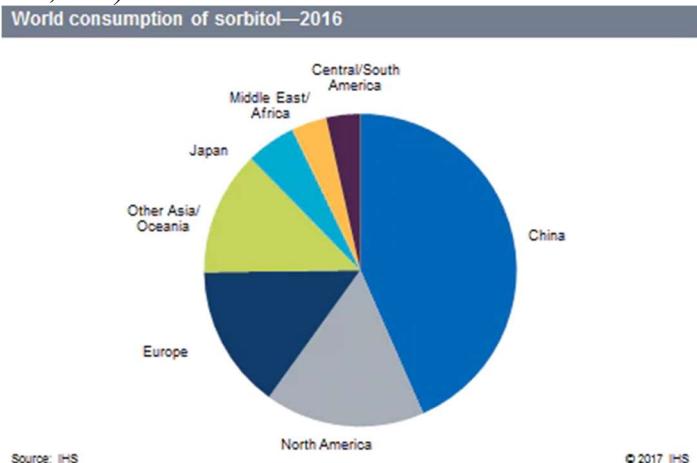
Menurut analisa yang dikeluarkan oleh *IHS Markit* pada tahun 2017. Berikut adalah diagram konsumsi sorbitol dunia pada tahun 2016 seperti ditampilkan pada Gambar I.4.

China adalah konsumen tunggal sorbitol terbesar, yang menyumbang lebih dari 43% dari konsumsi dunia pada tahun 2016, dan masing-masing untuk 54% dan 46% dari kapasitas dan produksi dunia. Produksi vitamin C adalah penggunaan akhir terbesar sorbitol yang bertanggung jawab untuk memenuhi 50% dari konsumsi sorbitol China pada 2016. Produksi vitamin C China saat ini menyumbang hampir 90% dari *output* dunia, sekitar 85% vitamin C yang diproduksi China kemudian dieksport. Selain itu,

ada peluang bagus untuk sorbitol dalam produk perawatan pribadi, industri makanan, dan polieter untuk poliuretan.

(*IHS Markit ,2017*).

Konsumsi sorbitol Amerika Utara akan tumbuh pada tingkat sedang 1,5-2,0% per tahun. Konsumsi sorbitol Amerika Tengah dan Selatan diperkirakan akan tumbuh pada tingkat tahunan rata-rata 2,4%. Kondisi ekonomi yang buruk di Brasil dan Venezuela telah menahan pertumbuhan konsumsi dalam beberapa tahun terakhir. Pasar sorbitol Eropa Barat yang matang akan tumbuh pada tingkat tahunan rata-rata 1,4% selama 2016–2021. Sebaliknya, permintaan sorbitol di Eropa Tengah dan Timur diperkirakan akan meningkat pada tingkat 3,7% per tahun, sebagian besar sebagai akibat dari peningkatan penggunaan dalam makanan dan minuman dan dalam produk perawatan pribadi (*IHS Markit ,2017*).



**Gambar I. 4 Konsumsi Sorbitol Dunia Tahun 2016**

(Sumber : *IHS Markit ,2017*)

Konsumsi sorbitol di negara-negara Asia (tidak termasuk Cina) dan Oseania diperkirakan akan tumbuh dengan laju mulai dari 0,0% hingga 3,8% per tahun selama 2016–2021. Permintaan

pertumbuhan di pasar Asia yang matang seperti Jepang dan Korea Selatan akan rendah hingga sedang. Sebaliknya, konsumsi sorbitol diperkirakan akan meningkat lebih dari 3% per tahun di pasar berkembang seperti India, Indonesia, dan Thailand. Konsumsi sorbitol global diperkirakan akan tumbuh sebesar 2,8% per tahun selama 2016–2021 (*IHS Markit ,2017*).

Untuk data nasional, berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik Indonesia, berikut adalah perkembangan ekspor sorbitol di Indonesia seperti dapat dilihat pada Gambar I.5.



**Gambar I. 5 Grafik Perkembangan Ekspor Sorbitol di Indonesia**

(*Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2019*)

Dari Gambar I.5, dapat dilihat bahwa secara umum perkembangan ekspor sorbitol mengalami penurunan dan terjadi sedikit kenaikan pada tahun 2014. Hal tersebut dapat disebabkan oleh meningkatnya permintaan di Indonesia yang lebih banyak daripada di luar negeri, sehingga kebutuhan di dalam negeri harus dipenuhi dengan pengurangan jumlah ekspor. Untuk data lebih rinci ditampilkan dalam bentuk tabel yang ditampilkan pada Tabel I.10.

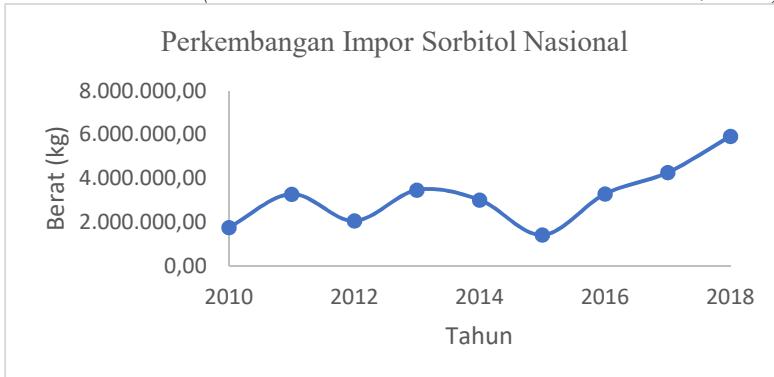
Sedangkan untuk data perkembangan impor sorbitol di Indonesia berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik Indonesia,

berikut adalah perkembangan impor sorbitol di Indonesia seperti dapat dilihat pada Gambar I.6.

**Tabel I. 10 Jumlah Ekspor Sorbitol di Indonesia**

Tahun	Berat (kg)	Perkembangan (%)
2010	84.181.728,00	0,00
2011	89.065.496,00	5,80
2012	82.899.200,00	-6,92
2013	72.574.985,00	-12,45
2014	83.548.977,00	15,12
2015	69.612.110,00	-16,68
2016	66.601.933,00	-4,32
2017	65.177.685,32	-2,14
2018	46.818.522,65	-28,17

(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2019)



**Gambar I. 6 Grafik Perkembangan Impor Sorbitol di Indonesia**

(Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia, 2019)

Dari Gambar I.6, dapat dilihat bahwa dari data *trend* impor secara tahunan bersifat fluktuatif dan nilai tertinggi terdapat pada

tahun 2018. Walaupun Indonesia sudah dapat mengekspor sorbitol, terdapat beberapa faktor yang mempengaruhi sebab impor. Seperti faktor musim, ketidak pastian permintaan, dan bisa jadi sudah terdapat perjanjian antar negara mengenai impor dan ekspor sehingga Indonesia masih harus tetap mengimpor sorbitol. Salah satu bentuk contohnya adalah perjanjian perdagangan antara Indonesia dengan Vietnam dan Kamboja mengenai bahan pangan. Perjanjian tersebut mengharuskan Vietnam ataupun Kamboja mengekspor bahan pangan ke Indonesia apabila dibutuhkan. Untuk data lebih rinci mengenai jumlah impor sorbitol, disajikan dalam bentuk tabel yang ditampilkan pada Tabel I.11.

**Tabel I. 11 Jumlah Impor Sorbitol di Indonesia**

Tahun	Berat (kg)	Perkembangan (%)
2010	1.750.065,00	0,00
2011	3.277.815,00	87,30
2012	2.054.980,00	-37,31
2013	3.466.476,00	68,69
2014	3.014.757,00	-13,03
2015	1.410.911,00	-53,20
2016	3.287.554,00	133,01
2017	4.265.773,00	29,76
2018	5.928.902,00	38,99

*(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2019)*

Berdasarkan data impor pada Tabel I.11 dapat disimpulkan bahwa konsumsi sorbitol di Indonesia semakin meningkat, sesuai dengan analisis sebelumnya bahwa di negara berkembang seperti India, Thailand, dan Indonesia terdapat peningkatan konsumsi sorbitol. Hal ini menyebabkan jumlah ekspor menjadi berkurang karena tidak diimbangi dengan jumlah produksi sorbitol, sebab di Indonesia yang hanya memiliki 3 pabrik sorbitol. Selain itu, dampak dari masalah ini adalah menurunnya daya saing industri

sorbitol nasional. Maka dari itu, pendirian pabrik sorbitol berpeluang untuk memenuhi pertumbuhan permintaan di dalam negeri.

## BAB II

# BASIS DESAIN DATA

### II.I Kapasitas Produksi

Pada pendirian pabrik, salah satu faktor utama yang harus diperhatikan adalah kapasitas produksi. Dengan kapasitas yang ada, dapat ditentukan volume reaktor, perhitungan neraca massa, neraca panas dan analisa ekonomi dan pemasaran. Untuk menentukan kapasitas produksi pabrik diperlukan beberapa data yaitu data produksi, konsumsi, ekspor, dan impor produk. Pabrik sorbitol ini akan direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2023 dengan mengacu pada pemenuhan kebutuhan pasar. Berikut ini adalah data produksi, konsumsi, ekspor, dan impor sorbitol untuk tahun 2013-2017.

**Tabel II. 1 Data Pertumbuhan Ekspor dan Impor di Indonesia Tahun 2013-2017**

Tahun	Ekspor (ton/tahun)	Pertumbuhan	Impor (ton/tahun)	Pertumbuhan
2013	72.574,99	-	3.466,48	-
2014	83.548,98	0,15	3.014,76	-0,13
2015	69.612,11	-0,17	1.410,91	-0,53
2016	66.601,93	-0,04	3.287,55	1,33
2017	65.177,69	-0,02	4.265,77	0,30
	Rata-rata	-0,02	Rata-rata	0,24

Dari data persentase pertumbuhan sorbitol di atas, dapat diperkirakan kebutuhan sorbitol pada tahun 2023 dengan menggunakan persamaan :

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

Di mana:

F = Kebutuhan sorbitol pada tahun yang diinginkan (2023) (ton)

$F_0$  = Kebutuhan sorbitol pada tahun terakhir (2017) (ton)

i = Pertumbuhan rata-rata pertahun (%)

n = Selisih tahun pendirian dengan tahun terakhir

Dari persamaan tersebut didapatkan kebutuhan sorbitol pada tahun 2023 seperti pada tabel II.3.

**Tabel II. 2 Data Pertumbuhan Produksi dan Konsumsi di Indonesia Tahun 2013-2017**

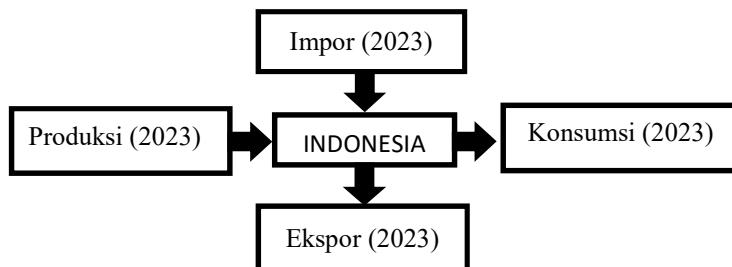
Tahun	Produksi (ton/tahun)	Pertumbuhan	Konsumsi (ton/tahun)	Pertumbuhan
2013	280.765,40	-	211.656,89	-
2014	265.361,50	-0,05	184.827,30	-0,13
2015	170.670,40	-0,36	102.469,20	-0,45
2016	225.200,00	0,32	161.885,62	0,58
2017	224.447,84	-0,003	163.535,93	0,01
	Rata-rata	-0,024	Rata-rata	0,004

*(Sumber : Badan Pusat Statistik & Kementerian Perindustrian Indonesia, 2019)*

**Tabel II. 3 Data Perhitungan Proyeksi Sorbitol di Indonesia Tahun 2023**

Produksi (ton/tahun)	Konsumsi (ton/tahun)	Ekspor (ton/tahun)	Impor (ton/tahun)
194.142,9	167.922,7	57.716,9	15.607,4

Perkiraan kebutuhan sorbitol di Indonesia pada tahun 2023 dapat dihitung dengan menggunakan metode seperti yang digambarkan oleh gambar II.1 dan didapatkan perhitungan :



**Gambar II. 1 Diagram Penentuan Kebutuhan Sorbitol di Indonesia Tahun 2023**

$$KP = (E+K) - (P+I)$$

Di mana:

$KP$	= Kapasitas Produksi (ton)
$E$	= Ekspor pada tahun 2023 (ton)
$K$	= Konsumsi pada tahun 2023 (ton)
$P$	= Produksi pada tahun 2023 (ton)
$I$	= Impor pada tahun 2023 (ton)
$KP$	$(57.716,9+167.922,7) - (194.142,9+15.607,4)$
	= 15889,3 ton/tahun

Data perusahaan yang memproduksi sorbitol dengan skala besar adalah sebagai berikut:

**Tabel II. 4 Produsen Sorbitol dengan Skala Besar di Indonesia**

Perusahaan	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
PT. Cargill	72.000
PT. Budi Starch & Sweetener	54.000
<b>Total</b>	<b>126.000</b>

*(Sumber : Diolah dari berbagai sumber)*

Perusahaan besar telah menguasai 65% dari total produksi di Indonesia. Sementara 35% adalah perusahaan-perusahaan kecil lainnya. Di samping memenuhi kebutuhan pasar, pabrik kami ingin menguasai 10% dari perusahaan-perusahaan kecil. Dengan begitu, kapasitas produksi pabrik kami adalah:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= KP + 35\% \times 10\% \times \text{Total produksi} \\ (2023) &= 15.889,3 + 37\% \times 10\% \times 194.142,9 \\ &= 22.684,3 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, kapasitas produksi pabrik sorbitol dapat dibulatkan menjadi 20.000 ton/tahun. Pabrik akan beroperasi 24 jam sehari selama 330 hari per tahun.

Dalam perancangan pabrik, diperlukan basis perhitungan yang nantinya akan digunakan dalam proses penghitungan neraca massa. Dalam menentukan perhitungan neraca massa, maka

dibutuhkan basis perhitungan. Basis perhitungan pada pabrik sorbitol ini adalah sebagai berikut:

- Basis perhitungan : 24 jam operasi
- Waktu operasi : 330 hari/tahun
- Kapasitas pabrik : 20.000 ton/tahun  
Jumlah sorbitol :  $20.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$   
: 2.525,25 kg/jam
- Suhu referensi : 25 °C = 298 K
- Satuan operasi : kg/hari dan kJ

## II.2 Lokasi Pabrik

Letak geografis merupakan suatu aspek yang diperhatikan dalam perencanaan pendirian suatu pabrik karena akan berpengaruh pada kelangsungan atau keberhasilan suatu pabrik kini dan pada masa yang akan datang serta berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik. Lokasi yang dipilih diharapkan mampu memberikan keuntungan dalam jangka waktu yang panjang dan memungkinkan untuk perluasan pabrik. Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik sorbitol ini, telah dilakukan pertimbangan yang diantaranya sebagai berikut:

### 1. Ketersediaan Bahan Baku

Sumber bahan baku adalah salah satu faktor penting dalam penentuan lokasi pabrik. Bahan baku utama dari pabrik sorbitol ini adalah tepung jagung, sedangkan untuk bahan baku lainnya adalah CaCl<sub>2</sub>, enzim α-amilase, enzim glukoamilase, HCl, katalis raney nickel, gas hidrogen, dan resin. Berikut adalah daftar beberapa penyuplai bahan baku dari pabrik sorbitol yang dapat diperoleh dari berbagai tempat seperti ditampilkan pada beberapa tabel dibawah ini. Sedangkan untuk enzim α-amilase, enzim glukoamilase, resin, dan katalis raney nickel akan diimpor dari China.

**Tabel II. 5 Daftar Pabrik Produksi Tepung Jagung di Indonesia**

Pabrik Tepung Jagung	Lokasi
PT. ESA Sarwaguna Adinata	Lamongan, Jawa Timur
PT. FKS Multi Agro Tbk.	Surabaya, Jawa Timur
PT Kediri Matahari Corn Mills	Kediri, Jawa Timur
PT. Wonokoyo Jaya Corporindo	Pasuruan, Jawa Timur
PT. Wadah Pangan Makmur	Sidoarjo, Jawa Timur
PT. Markaindo Selaras	Bogor, Jawa Barat
PT. Total Harves Cemerlang	Bekasi, Jawa Barat
PT. Tereos FKS Indonesia	Cilegon, Banten
PT. Raja Tepung Indonesia	Bogor, Jawa Barat
PT. Inensunan Mills Indonesia	Bantaeng, Sulawesi Selatan

(Sumber: Diolah dari berbagai sumber)

**Tabel II. 6 Daftar Pabrik Produksi CaCl<sub>2</sub> di Indonesia**

Pabrik CaCl <sub>2</sub>	Lokasi
PT. Nusa Indah Megah	Surabaya, Jawa Timur
PT. Join Alfara Chemical	Tangerang Selatan, Banten
PT. Sarana Mitra Inti Global	Jakarta Barat, Jakarta
PT. Tjiwi Kimia Tbk.	Mojokerto, Jawa Timur

(Sumber: Diolah dari berbagai sumber)

**Tabel II. 7 Daftar Pabrik Produksi HCl di Indonesia**

Pabrik HCl	Lokasi
PT. Petrokimia Gresik	Gresik, Jawa Timur
PT. Asahimas Chemical	Cilegon, Banten
PT. Indonesian Acid Industry	Jakarta Timur, Jakarta
PT. Lamurindo	Bekasi, Jawa Barat
PT. Tjiwi Kimia Tbk.	Mojokerto, Jawa Timur

(Sumber: Diolah dari berbagai sumber)

**Tabel II. 8 Daftar Pabrik Produksi Gas Hidrogen di Indonesia**

Pabrik Gas Hidrogen	Lokasi
PT. Samator Gas Industri	Surabaya, Jawa Timur
PT. Tira Austenite	Gresik, Jawa Timur

PT. Aneka Gas Industri	Sidoarjo, Jawa Timur
PT. Samaraya Gas Mulia	Sidoarjo, Jawa Timur
PT. Air Liquide Indonesia	Cilegon, Banten

(Sumber: Diolah dari berbagai sumber)

**Tabel II. 9 Provinsi Penghasil Jagung Terbesar di Indonesia  
2017**

No.	Provinsi	Produksi (Ton)
1.	Jawa Timur	6.131.163
2.	Jawa Tengah	3.212.391
3.	Sulawesi Selatan	1.528.414
4.	Sumatera Utara	1.519.407
5.	Lampung	1.502.800
6.	Nusa Tenggara Barat	959.973
7.	Jawa Barat	959.933
8.	Nusa Tenggara Timur	685.081
9.	Gorontalo	643.512
10.	Sumatera Barat	602.549

(Sumber : Badan Pusat Statistik Indonesia, 2017)

Sebagai referensi, jagung yang merupakan bahan baku industri tepung jagung untuk menghasilkan produk sorbitol ditanam hampir di seluruh wilayah Indonesia, daftar provinsi penghasil jagung terbesar di Indonesia ditampilkan pada Tabel II.9.

Pemilihan lokasi pabrik memiliki dua dasar pertimbangan, yaitu *Weight Gaining* dan *Weight Losing*. Pabrik sorbitol ini termasuk salah satu industri *Weight Losing*, dimana hasil produksinya (produk jadi) lebih ringan dari bahan bakunya setelah melewati berbagai proses produksi. Pada industri *Weight Losing*, lokasi pabrik harus lebih dekat dengan sumber bahan baku karena biaya transportasi bahan baku akan lebih mahal jika dibandingkan dengan biaya transportasi produk jadi menuju ke *market* (pasar). Dengan juga mempertimbangkan ketersediaan hasil pertanian jagung, dari Tabel II.9 dapat disimpulkan bahwa Pulau Jawa sangat potensial untuk dijadikan lokasi pendirian pabrik sorbitol.

Dengan adanya data-data produsen bahan baku tepung jagung serta bahan baku lainnya seperti yang telah diuraikan di

atas, dipilih Ngoro, Mojokerto, Jawa Timur sebagai lokasi pendirian pabrik sorbitol.

## **2. Lokasi Pemasaran**

Tingkat konsumsi masyarakat yang semakin tinggi akan berdampak pada meningkatnya permintaan produk sorbitol. Peluang pemasaran produk sorbitol sebagai bahan baku dalam berbagai macam sektor industri di Indonesia dinilai cukup bagus sehingga pasar domestik berpeluang untuk dipenuhi permintaannya. Perlu diketahui bahwa permintaan sorbitol tidak hanya berasal dari dalam negeri saja tetapi juga luar negeri. Permintaan sorbitol dari luar negeri dapat dipenuhi dengan kegiatan ekspor apabila kebutuhan di dalam negeri telah terpenuhi.

Kota Mojokerto, Jawa Timur berada di area strategis pemasaran dan transportasi dengan akses yang mudah, maka dinilai strategis dalam hal pemasaran untuk menjangkau berbagai macam sektor industri yang membutuhkan sorbitol sebagai bahan baku.

## **3. Utilitas dan Fasilitas**

Sistem utilitas dan fasilitas seperti seperti air (*water supply*), listrik (*power*), drainase, bahan bakar (*fuel*), dan lain-lain dinilai sangat penting untung menunjang keberlangsungan pabrik. Akses langsung dengan Sungai Brantas yang melalui Mojokerto, Jawa Timur memudahkan dalam *water supply* dan sebagai pembangkit.

## **4. Transportasi**

Transportasi memiliki pengaruh yang cukup besar terhadap penentuan lokasi pabrik, yaitu pengangkutan bahan baku, bahan bakar, bahan pendukung, dan produk yang dihasilkan akan lebih mudah untuk didistribusikan kepada *customer*. Lokasi pabrik harus berada pada daerah yang mudah dijangkau oleh kendaraan-kendaraan besar, misalnya dekat dengan badan utama jalan raya yang menghubungkan kota-kota besar, pelabuhan, dan juga bandara sehingga tidak perlu membuat jalan khusus. Mojokerto memiliki alternatif akses transportasi seperti ditabelkan pada Tabel II.10 di bawah ini.

**Tabel II. 10 Data Fasilitas Transportasi**

Lokasi	Pelabuhan		Bandara	Akses Jalan Tol	Pusat Kota
Mojokerto , Jawa Timur	Pelabuhan Tanjung Perak (57,6 km)		Bandara Internasional Juanda (48 km)	Tersedia (Jalur Tol Surabaya-Mojokerto)	Surabaya (51 km)

(Sumber: Dari berbagai sumber)

### 5. Sumber Tenaga kerja

Ketersediaan sumber tenaga kerja menjadi hal penting yang harus dipertimbangkan dalam merancang suatu pabrik. Lingkungan yang memiliki lebih banyak sumber tenaga kerja yang memadai tentunya akan lebih ideal untuk dijadikan target pembangunan suatu pabrik, karena akan lebih mudah mempekerjakan masyarakat sekitar dibandingkan masyarakat dari daerah lain. Penduduk yang termasuk angkatan kerja adalah penduduk usia kerja (15 tahun dan lebih) yang bekerja, atau punya pekerjaan namun sementara tidak bekerja dan pengangguran. Dari kedua pilihan lokasi pabrik, keduanya dinilai baik dalam hal mendapatkan tenaga kerja terdidik karena masing-masing lokasinya yang dekat dengan perguruan tinggi. UMK tenaga kerja pada suatu daerah pun dapat dijadikan sebagai pertimbangan dalam memilih lokasi, yaitu UMK Kota Mojokerto 2019 Rp 2.263.665,07.

Untuk selanjutnya, dalam hal penyuplai bahan baku pabrik sorbitol ini, akan dipilih berdasarkan produsen yang dekat dengan lokasi pendirian pabrik. Daftar penyuplai bahan baku pabrik sorbitol kemudian ditampilkan pada Tabel II.11 di bawah ini.

**Tabel II. 11 Daftar Pabrik Penyuplai Bahan Baku Pabrik Sorbitol**

Bahan Baku	Pabrik Penyuplai	Lokasi
Tepung Jagung	PT. Kediri Matahari Corn Mills	Kediri, Jawa Timur

CaCl <sub>2</sub>	PT. Tjiwi Kimia Tbk	Mojokerto, Jawa Timur
HCl	PT. Tjiwi Kimia Tbk	Mojokerto, Jawa Timur
Gas H <sub>2</sub>	PT. Aneka Gas Industri	Sidoarjo, Jawa Timur
Enzim α-amilase, Glukoamilase, Resin & Kat. Raney Nickel	Impor	China

## II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

### II.3.1 Tepung Jagung

Menurut SNI 01-3727-1995, tepung jagung adalah tepung yang diperoleh dengan cara menggiling biji jagung yang bersih dan baik. Tepung jagung memiliki kandungan lemak yang lebih rendah dibandingkan dengan tepung terigu. Namun memiliki kandungan serat yang lebih tinggi.

**Tabel II. 12 Komposisi Tepung Jagung yang digunakan (Per 100 Gram Bahan)**

Komponen	% Berat
Karbohidrat (Pati)	70,9%
Serat	2,2%
Protein	10,7%
Lemak	5,4%
Abu	1,2%
Air	9,6%
<b>Total</b>	<b>100,00%</b>

(Sumber: Suarni, 2016)

Rendahnya lemak pada tepung jagung dapat membuat tepung menjadi lebih awet karena tidak mudah tengik akibat oksidasi lemak. Namun tingginya serat pada tepung jagung menyebabkan tepung jagung memiliki tekstur yang lebih kasar dibandingkan dengan tepung terigu sehingga dibutuhkan pengayakan dengan ukuran mesh yang lebih besar. Secara umum, terdapat dua metode pembuatan tepung jagung yaitu metode basah dan metode kering (*Kearsley, 1995*).

Hasil analisa komposisi tepung jagung adalah seperti ditampilkan pada Tabel II.12. Tepung jagung juga memiliki mutu yang bervariasi, tergantung dari jenis jagungnya. Oleh karena itu, ditentukan kriteria mutu tepung jagung berdasarkan SNI yang ditampilkan pada Tabel II.13 agar aplikasi dari tepung jagung tersebut memiliki kualitas yang baik.

**Tabel II. 13 Syarat Mutu Tepung Jagung Berdasarkan SNI  
01-3727-1995**

Kriteria Uji	Satuan	Persyaratan
Keadaan :		
a. Bau	-	Normal
b. Rasa	-	Normal
c. Warna	-	Normal
Benda-benda asing	-	Tidak boleh ada
Serangga dalam bentuk stadia dan potongan-potongan	-	Tidak boleh ada
Jenis pati lain selain pati jagung	-	Tidak boleh ada
Kehalusan :		
Lolos ayakan 80 mesh	%	Min. 70
Lolos ayakan 60 mesh	%	Min. 99
Air (b/b)	%	Maks. 10
Abu (b/b)	%	Maks. 1,5
Silikat (b/b)	%	Maks. 0,1
Serat kasar (b/b)	%	Maks. 1,5

Derajat asam	ml N NaOH/100 g	Maks. 4,0
Cemaran logam :		
a. Timbal (Pb)	mg/kg	Maks. 1,0
b. Tembaga (Cu)	mg/kg	Maks. 10,0
c. Seng (Zn)	mg/kg	Maks. 40,0
d. Raksa (Hg)	mg/kg	Maks. 0,05
Cemaran arsen (As)	mg/kg	Maks. 0,5
Cemaran mikroba :		
a. Angka lempeng total	koloni/g	Maks. $5 \times 10^5$
b. <i>E. coli</i>	APM/g	Maks. 10
c. Kapang	koloni/g	Maks. $10^4$

(Sumber : Badan Standarisasi Nasional, 1995)

Berdasarkan pembahasan yang telah ada di BAB I. Hingga Mei 2018, berdasarkan data dari *Indonesia Quarantina Full Automation System* (IQFAST) Kementerian Pertanian RI, Indonesia telah mengekspor tepatnya 9.322 ton tepung jagung. Adapun negara tujuan ekspor dari tepung jagung ini adalah Filipina yang mencapai 6.365 ton, menyusul Malaysia di urutan kedua sebanyak 2.337 ton, diikuti Vietnam 627 ton. Data kapasitas beberapa pabrik tepung jagung di Indonesia ditampilkan pada Tabel II.14.

**Tabel II. 14 Daftar Pabrik Produksi Tepung Jagung di Indonesia**

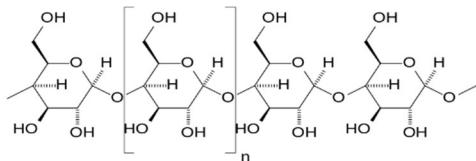
Pabrik Tepung Jagung	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. ESA Sarwaguna Adinata	324.000
PT Kediri Matahari Corn Mills	50.000
PT. Wonokoyo Jaya Corporindo	260.000
PT. Tereos FKS Indonesia	120.000
PT. Inensunan Mills Indonesia	13.000

(Sumber: Diolah dari berbagai sumber

Komponen terpenting dalam tepung jagung yang dapat dimanfaatkan untuk proses produksi sorbitol adalah pati. Pati dapat dipisahkan menjadi dua fraksi utama berdasarkan kelarutan bila

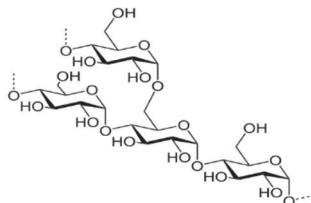
dibubur (trituras) dengan air panas, sekitar 20% pati adalah amilosa (larut) dan 80% ialah amilopektin (tidak larut) (*Komarudin, 2017*).

Amilosa merupakan polisakarida, polimer yang tersusun dari glukosa sebagai monomernya. Amilosa adalah polimer linear dari  $\alpha$ -D-glukosa yang dihubungkan secara 1-4'. Hal ini mirip dengan selulosa, tetapi perbedaannya adalah pada ikatan glikosidanya. Pada selulosa ikatan  $\beta$ , sedang pada amilosa adalah ikatan  $\alpha$ . Perbedaan ini menyebabkan perbedaan sifat antara kedua poliskarida. Hidrolisis lengkap amilosa hanya menghasilkan D-glukosa, hidrolisis parsial menghasilkan maltosa sebagai satu – satunya disakarida. Amilosa akan berwarna biru jika dicampur dengan larutan iodium (*Komarudin, 2017*).



**Gambar II. 2 Struktur Kimia Amilosa**

(*Sumber: Sunridin, 2006*)



**Gambar II. 3 Struktur Kimia Amilopektin**

(*Sumber: Neurotiker, 2008*)

Amilopektin merupakan polisakarida yang tersusun dari monomer  $\alpha$ -glukosa. Amilopektin merupakan suatu polisakarida yang jauh lebih besar dari amilosa mengandung 1,4'-D-glukosa. Tidak seperti amilosa, amilopektin bercabang sehingga terdapat satu glukosa ujung untuk kira-kira 25 satuan glukosa. Hidrolisis lengkap amilopektin hanya menghasilkan D-glukosa. Namun

hidrolisis parsialnya menghasilkan suatu campuran disakarida maltose dan isomaltose. Amilopektin akan berwarna violet jika bercampur dengan larutan iodium (*Komarudin, 2017*).

Perbedaan antara amilosa dan amilopektin ditampilkan pada Tabel II.15.

**Tabel II. 15 Perbedaan Amilosa dengan Amilopektin**

No	Amilosa	Amilopektin
1	Kandungan ± 20% dari pati	Kandungan ± 80% dari pati
2	Polimer rantai lurus dari unit D-glukosa	Polimer bercabang rantai dari unit D-glukosa
3	Ikatan yang terlibat adalah ikatan $\alpha$ -1, 4 glikosidik	Ikatan yang terlibat adalah ikatan $\alpha$ -1, 4 glikosidik dan ikatan $\alpha$ -1, 6 glikosidik pada titik-titik cabang
4	Amilosa dengan yodium menghasilkan noda biru	Amilopektin dengan yodium menghasilkan noda coklat kemerahan
5	$\alpha$ dan $\beta$ amilase dapat menghidrolisis amilosa	$\alpha$ dan $\beta$ amilase dapat menghidrolisis ikatan $\alpha$ -1, 4 glikosidik tetapi tidak bisa menghidrolisis ikatan $\alpha$ -1, 6 glikosidik pada titik-titik cabang amilopektin
6	Lebih mudah larut dalam air	Kurang larut dalam air
7	Larut dalam air panas tapi tidak membentuk gel atau pasta pati	Larut dalam air panas dan membentuk gel atau pasta pati

(Sumber : *Sutrisno, 2009*)

### II.3.2 Kalsium Klorida ( $\text{CaCl}_2$ )

Kalsium klorida merupakan garam berbentuk kristal yang banyak menyerap cairan. Bahan ini digunakan pada proses

liquifikasi pada tangki *mixing* yang berfungsi sebagai stabilisator pH serta menciptakan kondisi optimum bagi kerja enzim.

Sifat Fisik:

- Berat molekul : 11.04 gr/mol
- Densitas : 2.15 gr/cm<sup>3</sup>
- Titik didih : 1670 °C
- Titik lebur : 772 °C

Sifat Kimia:

- Berbentuk putih solid
- Bersifat higroskopis.
- Larut dalam asam asetat, etanol, dan aseton

(Sumber: [www.sciencecelab.com](http://www.sciencecelab.com))

### II.3.3 Asam Klorida (HCl)

Asam klorida adalah larutan akuatik termasuk asam kuat, dan merupakan komponen utama dalam asam lambung. Senyawa ini juga digunakan secara luas dalam industri. Asam klorida merupakan cairan yang sangat korosif. Asam klorida ini digunakan untuk proses hidrolisis pati menjadi glukosa dan menstabilkan pH *slurry*.

Sifat Fisik :

- Berat molekul : 36.47 g/mol
- Densitas : 1.126 gr/cm<sup>3</sup>
- *Specific gravity* : 1.16 (32% HCl solution)
- Titik didih : 83 °C
- Titik lebur : -46.2 °C

Sifat Kimia:

- Larut dalam air dingin, air panas, dan dietil eter
- Sangat korosif
- Cairan tidak berwarna hingga kuning pucat

(Sumber: [www.sciencecelab.com](http://www.sciencecelab.com))

### **II.3.4 Enzim**

Enzim adalah biomolekul berupa protein yang berfungsi sebagai katalis (senyawa yang mempercepat proses reaksi tanpa habis bereaksi) dalam suatu reaksi kimia organik. Bila zat ini tidak ada maka proses-proses tersebut akan terjadi lambat atau tidak berlangsung sama sekali. Hampir semua enzim merupakan protein. Enzim adalah biokatalisator, yang artinya dapat mempercepat reaksi-reaksi biologi tanpa mengalami perubahan struktur kimia. Pada reaksi yang dikatalisis oleh enzim, molekul awal reaksi disebut sebagai substrat, dan enzim mengubah molekul tersebut menjadi molekul-molekul yang berbeda, disebut produk. Hampir semua proses biologis sel memerlukan enzim agar dapat berlangsung dengan cepat.

Sifat-sifat enzim adalah sebagai berikut :

1. Enzim aktif dalam jumlah yang sangat sedikit. Dalam reaksi biokimia hanya sejumlah kecil enzim yang dibutuhkan untuk mengubah sejumlah besar substrat menjadi produk hasil.
2. Enzim tidak terpengaruh oleh reaksi yang dikatalisnya pada kondisi stabil. Karena sifat protein dan enzim, aktivitasnya dipengaruhi antara lain oleh pH dan suhu. Pada kondisi yang dianggap tidak optimum suatu enzim merupakan senyawa relatif tidak stabil dan dipengaruhi oleh reaksi yang dikatalisinya.
3. Walaupun enzim mempercepat penyelesaian suatu reaksi, enzim tidak mempengaruhi kesetimbangan reaksi tersebut. Tanpa enzim reaksi dapat balik yang biasa terdapat dalam sistem hidup berlangsung ke arah kesetimbangan pada laju yang sangat lambat. Suatu enzim akan menghasilkan kesetimbangan reaksi itu pada kecepatan yang lebih tinggi.
4. Kerja katalis enzim spesifik. Enzim menunjukkan kekhasan untuk reaksi yang dikatalisnya. Suatu enzim yang mengkatalisis satu reaksi, tidak akan mengkatalis reaksi yang lain.

*(Sumber : Smith, 1997)*

Sorbitol diproduksi dari tepung jagung yang telah mengalami proses hidrolisis hingga menghasilkan sirup glukosa. Sirup glukosa dibuat dengan cara reaksi enzimatis bertingkat dari pati. Proses hidrolisis pati menjadi glukosa terdiri atas dua tahap, yaitu likuifikasi dengan katalis enzim  $\alpha$ -amilase dan sakarifikasi dengan katalis enzim glukoamilase (*Richana, 2005*).

- Enzim  $\alpha$ -amilase

Enzim  $\alpha$ -amilase merupakan enzim yang aktif dalam proses likuifikasi. Enzim ini diproduksi oleh NOVO. Aktivitas enzim sangat dipengaruhi oleh suhu dan pH lingkungannya dan setiap enzim mempunyai kisaran suhu dan pH optimum yang berbeda. Enzim  $\alpha$ -amilase yang banyak beredar di pasaran mempunyai suhu optimum 103-105 °C dengan pH aktivitas 5,0-6,5 dan pH optimum 6,0 (*Richana, 2005*).

Cara kerja enzim  $\alpha$ -amilase melalui dua tahap. Pertama, degradasi amilosa menjadi maltosa dan maltotriosa yang terjadi secara acak. Degradasi ini terjadi sangat cepat, diikuti dengan menurunnya viskositas dengan cepat. Tahap kedua relatif lambat yaitu pembentukan glukosa dan maltosa sebagai hasil akhir secara tidak acak. Keduanya merupakan kerja enzim  $\alpha$ -amilase pada molekul amilosa saja. Kerja enzim  $\alpha$ -amilase pada molekul amilopektin akan menghasilkan glukosa, maltosa, dan berbagai jenis limit dekstrin, yaitu oligosakarida yang terdiri atas empat atau lebih residu gula yang semuanya mengandung ikatan  $\alpha$ -1,6 glikosida (*Richana, 2005*).

Berikut ini adalah sifat fisik dari enzim  $\alpha$ -amilase :

- Kofaktor :  $\text{Ca}^{2+}$  max 400 ppm
- Temperatur optimum : 103 – 105 °C
- pH optimum : 6,0
- Biokonversi : pati menjadi glukosa dan sirup fruktosa
- Dosis starch : dosis 0,7 L/metric ton dry
- Lama operasi : 3 jam

(Sumber : Dewi, 2014)

- Enzim Glukoamilase

Enzim glukoamilase merupakan enzim yang berperan dalam proses sakarifikasi. Aktivitas enzim ini juga dipengaruhi oleh pH dan suhu, dimana pH dan suhu optimumnya masing-masing pada kisaran 4,5-5,0 dan 60 °C. Enzim ini menghidrolisis ikatan 1,4 glikosida dari pati dan oligosakarida menjadi unit-unit glukosa. Kecepatan hidrolisis bergantung pada panjang rantai molekul. Misalnya maltodekstrosa dan oligosakarida dengan bobot molekul lebih tinggi akan dihidrolisis lebih cepat dari maltosa. Enzim glukoamilase juga dapat menghidrolisis ikatan 1,6 glikosida (*Richana, 2005*).

Berikut ini adalah sifat fisik dari enzim glukoamilase :

- Dosis : 0,7 L/metric ton dry starch
- Densitas : 1,25 gr/ml
- Suhu optimal : 60 °C
- Lama operasi : 48 - 72 jam
- pH optimum : 4,2

(Sumber: Dewi, 2014)

### II.3.5 Hidrogen

Hidrogen merupakan gas tidak berwarna, tidak berbau, dan tidak berasa. Hidrogen juga termasuk gas yang mudah terbakar. Di Bumi, hidrogen banyak terdapat dalam bentuk persenyawaan dengan unsur lain. Hanya sekitar 0,14% yang terdapat dalam bentuk gas di atmosfer. Persenyawaan hydrogen yang paling banyak terdapat pada air ( $H_2O$ ). Hidrogen memiliki titik didih dan titik lebur yaitu -252,77 °C dan -259 °C. Pada suhu normal, hidrogen adalah gas inert, namun pada suhu tinggi dapat bereaksi dengan unsur lain membentuk senyawa (*Sulaiman, 2012*).

Gas hidrogen ini digunakan untuk proses hidrogenasi katalitik untuk menghasilkan sorbitol. Hidrogenasi adalah istilah yang merujuk pada reaksi kimia yang menghasilkan adisi hidrogen ( $H_2$ ). Proses ini umumnya terdiri dari adisi sepasang atom hidrogen ke sebuah molekul. Penggunaan katalis diperlukan agar reaksi yang berjalan efisien dan dapat digunakan. Sedangkan dalam

proses hidrogenasi non-katalitik hanya dapat berjalan dengan kondisi temperatur yang sangat tinggi.

Sifat Fisik :

- *Physical state* : Gas
- Warna : Tidak berwarna
- Bau : Tidak berbau
- Rasa : Tidak berasa
- Berat molekul : 2 g/mol
- Formula : H<sub>2</sub>
- *Boiling point* : -253 °C
- *Freezing point* : -259 °C
- *Vapor pressure* : 760 mmHg (@ -253 °C)
- *Vapor density* : 0,07
- Densitas : 0,08987 g/L @ 0 °C
- *Water solubility* : 1,82 % @ 20 °C
- Viskositas : 0,008957 Cp @ 26,8 °C

Sifat Kimia :

- Larut dalam air, alkohol dan eter
- Tidak korosif
- Mudah terbakar dan menimbulkan ledakan

(Sumber : PT. Samator, 2006)

### II.3.6 Katalis Raney Nickel

Katalis Raney Nickel adalah sejenis katalis padat yang terdiri dari butiran halus *alloy* nikel-alumunium yang digunakan dalam berbagai proses industri. Raney Nickel, secara teknologi merupakan bahan yang sangat penting diterapkan dalam reaksi hidrogenasi. Namun, aplikasinya sangat terbatas pada reaksi fase cair (Deutchman et al., 2009).

Katalis ini dikembangkan pada tahun 1926 oleh insinyur Amerika Murray Raney sebagai katalis alternatif untuk hidrogenasi minyak nabati pada berbagai proses industri. Raney Nickel dihasilkan ketika *alloy* nikel-aluminium diberikan natrium hidroksida pekat. Perlakuan yang disebut aktivasi ini melarutkan

keluar kebanyakan aluminium dalam *alloy* tersebut. Struktur berpori-pori yang ditinggalkan mempunyai luas permukaan yang besar, menyebabkan tingginya aktivitas katalitik katalis ini (Junaidi, 2012).

Katalis ini pada umumnya mengandung 96% nikel berdasarkan massa, berkorespondensi dengan dua atom nikel untuk setiap atom aluminium. Aluminium membantu menjaga struktur pori katalis ini secara keseluruhan. Secara makroskopis, Raney Nickel terlihat sebagai bubuk halus yang berwarna kelabu. Secara mikroskopis, setiap partikel pada bubuk ini terlihat seperti jaring tiga dimensi, dengan ukuran dan bentuk pori-pori yang tidak tentu yang dibentuk selama proses pelindian. Raney Nickel secara struktural dan termal stabil, serta mempunyai luas permukaan BET yang besar. Sifat-sifat ini merupakan akibat langsung dari proses aktivasi, yang juga mengakibatkan aktivitas katalitik katalis yang relatif tinggi (Welsh, 2005).

Kandungan dari katalis Raney Nickel adalah sebagai berikut :

- Komposisi kimia : Ni 96 % wt, Al 4 % wt (seperti  $\text{Al}_2\text{O}_3$ )
- Densitas pada fase padat :  $8.1 \text{ g/cm}^3$
- Densitas partikel :  $3.32 \text{ g/cm}^3$
- Porositas :  $0.59 \text{ cm}$
- Bau : Tidak berbau
- *Melting Point* :  $>100 \text{ }^\circ\text{C}$
- *Specific Gravity* : 1,94

(Sumber: Othmer, 1989)

#### II.4 Target Produk

Sorbitol ( $\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_6$ ) merupakan gula alkohol dalam bentuk alkohol polihidroksi (poliol) dimana hasil reduksi dari glukosa, semua atom oksigen pada gula alkohol terdapat dalam bentuk kelompok hidroksil. Sorbitol merupakan gula alkohol yang paling banyak digunakan sebagai pengganti sukrosa di Indonesia. Sebagai pemanis pengganti sukrosa, sorbitol memiliki tingkat kemanisan lebih rendah jika dibandingkan dengan sukrosa. Tingkat

kemanisan sorbitol sebesar 0,5 sampai dengan 0,7 kali tingkat kemanisan sukrosa dengan nilai kalori sebesar 2,6 kkal/g (*Aini, 2016*). Tabel II.16 berikut ini menunjukan *grade* sorbitol yang di pasaran.

**Tabel II. 16 Grade Sorbitol**

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

(Sumber : *Faith, 1975*)

Adapun spesifikasi / syarat mutu produk sorbitol menurut SNI (Standar Nasional Indonesia) dengan nomor (SNI 4528.1:2010, Sorbitol-Bagian 1: Sorbitol Cair & SNI 4528.2:2010, Sorbitol-Bagian 2: Sorbitol Bubuk) yang ditetapkan oleh Badan Standarisasi Nasional adalah terdiri atas sorbitol cair dan sorbitol bubuk dengan uraian sebagai berikut :

1. Sorbitol Cair

Cairan tidak berwarna, tidak berbau dan berasa manis dengan komponen utama senyawa gula dengan rumus kimia C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>6</sub>, hasil dari hidrolisis pati.

Klasifikasi sorbitol cair terdiri dari :

- A. “Tipe-7”, memiliki kadar sorbitol minimum 50%, digunakan antara lain untuk pasta gigi, perlengkapan toilet, kosmetik, kimia medis, tekstil dan produk kulit
- B. “Tipe-2”, memiliki kadar sorbitol minimum 64%, digunakan antara lain untuk pasta gigi, kimia medis dan sorbitan.
- C. “Tipe-015”, memiliki kadar sorbitol minimum 68%, digunakan antara lain untuk pasta gigi, bahan vitamin C, surfaktan, sorbitan, koyo dan poliuretan.

Syarat mutu sorbitol cair sesuai dengan deskripsi di atas, dijabarkan dalam Tabel II.17.

**Tabel II. 17 Syarat Mutu Sorbitol Cair Menurut SNI**

No.	Kriteria Uji	Satuan	Persyaratan		
			A Tipe-7	B Tipe-2	C Tipe-015
1.	Organoleptik : - Warna - Bau - Rasa	-	Tak berwarna Tak berbau Manis	Tak berwarna Tak berbau Manis	Tak berwarna Tak berbau Manis
2.	Kadar Sorbitol	% (b/b)	Min. 50	Min. 64	Min. 68
3.	Berat Kering	% (b/b)	Min. 69	Min. 69	Min. 69
4.	pH (14 % dalam air)	-	5,0 s.d. 7,0	5,0 s.d. 7,0	5,0 s.d. 7,0
5.	Elektrokonduktivitas (langsung, tanpa pengenceran air)	S/m	Maks. 0,001	Maks. 0,001	Maks. 0,001
6.	Bobot Jenis (pada 25 °C)	-	1,28 s.d. 1,35	1,28 s.d. 1,35	1,28 s.d. 1,35
7.	Indeks Bias (pada 20 °C)	-	1,455 s.d. 1,465	1,455 s.d. 1,465	1,455 s.d. 1,465
8.	Gula Pereduksi	% (b/b)	Maks. 0,15	Maks. 0,1	Maks. 0,05
9.	Gula Total	% (b/b)	6,0 s.d. 8,0	Maks. 2,5	Maks. 0,15

10.	Klorida	mg/kg	Maks. 50	Maks. 50	Maks. 50
11.	Sulfat	mg/kg	Maks. 100	Maks. 100	Maks. 100
12.	Kadar Abu	% (b/b)	Maks. 0,1	Maks. 0,1	Maks. 0,1
13.	Cemaran Logam : - Timbal (Pb) - Tembaga (Cu) - Seng (Zn) - Nikel (Ni) - Arsen (As)	mg/kg	Maks. 0,5 Maks. 10 Maks. 25 Maks. 1 Maks. 1	Maks. 0,5 Maks. 10 Maks. 25 Maks. 1 Maks. 1	Maks. 0,5 Maks. 10 Maks. 25 Maks. 1 Maks. 1
14.	Cemaran Mikroba : - Angka Lempeng Total - Kapang dan Khamir - <i>Escherichia coli</i> - <i>Salmonella</i>	koloni/mL	Maks. 100 Maks. 10 Negatif Negatif	Maks. 100 Maks. 10 Negatif Negatif	Maks. 100 Maks. 10 Negatif Negatif
15.	Status organisme hasil rekayasa genetika	-	Negatif	Negatif	Negatif

(Sumber : Standar Nasional Indonesia, 2010)

2. Sorbitol Bubuk

Bubuk berwarna putih, tidak berbau dan berasa manis dengan komponen utama senyawa gula dengan rumus kimia C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>6</sub>, hasil dari hidrolisis pati. Syarat mutu sorbitol bubuk dijabarkan dalam Tabel II.18.

**Tabel II. 18 Syarat Mutu Sorbitol Bubuk Menurut SNI**

No.	Kriteria Uji	Satuan	Persyaratan
1.	Organoleptik : - Warna - Bau - Rasa	-	Putih Tak berbau Manis
2.	Kadar Sorbitol	% (b/b)	Min. 97
3.	pH (10 % dalam air)	-	3,5 s.d. 7,0
4.	Gula Pereduksi	% (b/b)	Maks. 0,2
5.	Gula Total	% (b/b)	Maks. 1
6.	Klorida	mg/kg	Maks. 50
7.	Sulfat	mg/kg	Maks. 100
8.	Kadar Abu	% (b/b)	Maks. 0,1
9.	Kadar Air	% (b/b)	Maks. 1
10.	Cemaran Logam : - Timbal (Pb) - Nikel (Ni) - Arsen (As)	mg/kg mg/kg mg/kg	Maks. 0,5 Maks. 1 Maks. 3
11.	Cemaran Mikroba : - Angka Lempeng Total - Kapang dan Khamir - <i>Escherichia coli</i> - <i>Salmonella</i>	koloni/g koloni/g koloni/g koloni/g	Maks. 100 Maks. 100 Negatif Negatif

12.	Status organisme hasil rekayasa genetika	-	Negatif
-----	--	---	---------

(Sumber: Standar Nasional Indonesia, 2010)

Produk yang dihasilkan nantinya adalah grade sorbitol syrup *non-crystallizing* dengan konsentrasi 70% atau jika pada SNI disebut sorbitol cair Tipe-015.

#### Sifat Fisika Sorbitol:

- Rumus molekul : C<sub>6</sub>H<sub>14</sub>O<sub>6</sub>
- Berat Molekul : 182 gr/mol
- *Density* : 1,28 g/ml at 25 °C
- *Specific gravity* : 1.472 (-5 °C)
- *Melting point form* : 93 °C (*Metastable*)  
: 97.5 °C (*Stable form*)
- *Boiling Point* : 98 – 100 °C
- pH : 5,0 – 7,0 at 25 °C

(Sumber: [www.chemicalbook.com](http://www.chemicalbook.com))

#### Sifat Kimia Sorbitol:

Sorbitol berbentuk larutan atau bubuk kristal putih dan tidak berbau dengan rasa manis dan higroskopis. Sorbitol dapat dilarutkan dalam air (235g / 100g air, 25 °C), *gliserin*, dan *propilena glikol*, dan sedikit larut dalam *metanol*, *etanol*, *asam asetat*, dan *fenol* dan larutan *acetamide* tetapi hampir tidak larut dalam kebanyakan pelarut organik lainnya.

(Sumber: [www.chemicalbook.com](http://www.chemicalbook.com))

## **BAB III**

### **SELEKSI DAN URAIAN PROSES**

#### **III.1 Macam-macam Proses**

Sebelum merancang pabrik sorbitol, maka perlu menentukan proses produksi yang akan diaplikasikan. Untuk memperoleh proses produksi sorbitol yang optimal maka perlu dilakukan seleksi proses. Proses yang dipilih harus memenuhi syarat, baik dari segi teknis maupun ekonomis. Sorbitol dapat dibuat dengan berbagai cara dari berbagai jenis bahan baku, dengan kondisi operasi serta konversi yang berbeda. Proses produksi sorbitol dari bahan baku tepung jagung ini melalui dua tahap proses utama yaitu:

- 1) Proses hidrolisis *starch* (pati) menjadi glukosa, terdapat 3 macam proses yaitu :
  - Hidrolisis menggunakan katalis asam
  - Hidrolisis menggunakan katalis enzim
  - Hidrolisis menggunakan katalis asam - enzim
- 2) Proses perubahan glukosa menjadi sorbitol, terdapat 2 macam proses yaitu :
  - Proses reduksi elektrolitik
  - Proses hidrogenasi katalitik

#### **III.1.1 Proses Hidrolisis *Starch* (Pati) Menjadi Glukosa**

##### **III.1.1.1 Hidrolisis Menggunakan Katalis Asam**

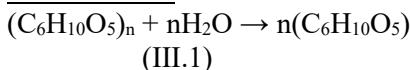
Proses Hidrolisis menggunakan asam ditemukan pertama kali oleh Kirchoff pada tahun 1811. Larutan asam yang digunakan biasanya memiliki konsentrasi yang pekat, misalnya larutan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ), asam klorida (HCl), dan asam fosfat ( $H_3PO_4$ ). Asam tersebut berfungsi sebagai katalis yang dapat membantu mempercepat terbentuknya produk. Mekanisme proses hidrolisis dengan asam sebagai berikut :

- Proses hidrolisis dilakukan dalam tangki *converter* yang terbuat dari baja tahan karat yang dilengkapi dengan pipa

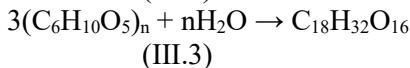
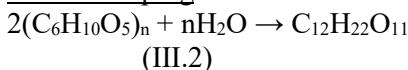
- saluran uap pemanas dan saluran udara yang dihubungkan dengan kompresor untuk mengatur tekanan udara didalamnya.
- Larutan suspensi yang mengandung 18-20% pati di dalam air dialirkan masuk ke dalam *converter* lalu ditambahkan larutan asam HCl untuk membentuk larutan dengan pH 2,3 sehingga dapat terjadi proses hidrolisis.
  - Kemudian larutan tersebut dipanaskan dalam *converter* hingga mencapai suhu 120-135 °C dan tekanan 2,9 atm. Proses ini memakan waktu antara 15-20 menit agar menghasilkan derajat hidrolisis yang diinginkan.
  - Setelah dicapai suhu yang diinginkan, kemudian hasil hidrolisis (hidrolisat) ditampung pada tangki penampung sementara agar proses hidrolisis berlangsung secara sempurna.
  - Ketika konversi yang diinginkan sudah tercapai, suhu dan tekanan diturunkan dan reaksi berhenti, kemudian ditambahkan *neutralizing agent* (umumnya Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) untuk menaikkan pH sekitar 4 hingga 5,5. Untuk komponen yang tidak terlarut seperti pati tak terkonversi dan sisa Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> kemudian dipisahkan.

Reaksi yang terjadi pada reaksi hidrolisis pati dengan asam adalah sebagai berikut:

Reaksi utama:



Reaksi samping



Keuntungan dari proses hidrolisis asam yaitu:

- Proses yang cepat dan sederhana.
- Bahan pembantu (asam) mudah didapatkan dan murah.

Kerugian dalam memakai proses hidrolisis asam :

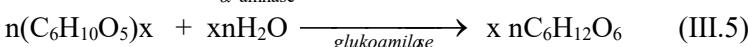
- Menghasilkan konversi yang cukup rendah.

- Biaya pembuatan peralatan yang mahal, karena dibutuhkan peralatan yang tahan terhadap korosif.
- Beresiko besar karena penggunaan asam yang sifatnya yang eksplosif dan berbahaya bagi kesehatan pekerja serta lingkungan.
- Menghasilkan sakarida dengan spektra-spektra tertentu saja karena proses hidrolisis secara acak.
- Dapat menyebabkan degradasi karbohidrat maupun kombinasi produk degradasi yang mempengaruhi warna, rasa, dan masalah teknis lainnya.

### **III.1.1.2 Hidrolisis dengan Enzim**

Penggunaan enzim dalam industri gula dari pati mulai dirintis sejak penemuan enzim  $\alpha$ -amilase dari *Bacillus Subtilis* oleh Fukumoto pada tahun 1940. Hidrolisis pati dengan menggunakan enzim dilakukan dengan dua jenis enzim yaitu enzim  $\alpha$ -amilase dan gluokoamilase (amilglukosidase).

Reaksi yang terjadi pada hidrolisis pati dengan enzim adalah sebagai berikut :



Pembuatan sirup glukosa yang umumnya berbahan dasar dari pati, tahapan prosesnya meliputi liquifikasi, sakarifikasi, penjernihan, dan pemekatan. Proses diawali dengan pencampuran larutan pati dengan air pada tangki pencampur. Selanjutnya larutan pati yang telah dicampur dengan air ditambah dengan  $CaCl_2$ . Penambahan ini bertujuan sebagai aktivator.

Kemudian larutan pati dialirkan ke reaktor liquifikasi untuk mengalami proses hidrolisis selama  $\pm 2$  jam. Enzim  $\alpha$ -amilase ditambahkan dalam reactor liquifikasi dan dilakukan pemanasan sampai  $95^\circ C$  dengan tekanan atmosferik dan  $pH = 6 - 6,5$ . Untuk  $pH < 6,3$  lebih dipilih untuk mencegah pembentukan maltosa yang tidak dapat dikonversi secara enzimatik menjadi glukosa, dimana pembentukan maltosa akan mengurangi *yield* glukosa. Pada proses

dekstrinasi ini terjadi pemutusan rantai ikatan panjang polisakarida menjadi dekstrin dan sejumlah kecil karbohidrat.

Kemudian *slurry* dialirkan menuju reaktor sakarifikasi untuk proses sakarifikasi. Enzim glukoamilase digunakan pada proses sakarifikasi dengan penambahan HCl pada larutan pati bertujuan untuk menurunkan pH, agar kondisi optimum dari enzim glukoamilase tercapai. Proses hidrolisis dari dekstrin menjadi glukosa membutuhkan waktu 24-72 jam. Hidrolisis enzim dapat meningkatkan yield glukosa dan menurunkan kebutuhan pemurnian. Kandungan glukosa maksimum selama proses sakarifikasi juga ditentukan oleh kandungan *solid* pada *slurry*, dengan kandungan *solid* 30% berat umumnya glukosa yang dihasilkan adalah 96% berat. Dengan menurunkan kandungan *solid* 10 – 12 % berat akan meningkatkan glukosa yang didapat menjadi 98% hingga 99% berat. Kelebihan dari hidrolisis enzim adalah sebagai berikut :

- Menghasilkan konversi glukosa 97-98 %.
- Dapat mengurangi kerusakan produk yang timbul dari reaksi balik selama proses konversi.
- Tidak menyebabkan korosi pada peralatan.
- Menghasilkan yield lebih tinggi dibandingkan dengan hasil menggunakan proses hidrolisis asam-enzim.

Kekurangan hidrolisis enzim adalah sebagai berikut :

- Membutuhkan kondisi operasi yang berbeda untuk setiap enzim.
- Kebutuhan enzim harus impor.

### **III.1.1.3 Hidrolisis dengan Asam-Enzim**

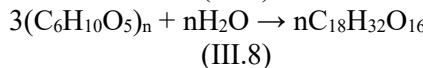
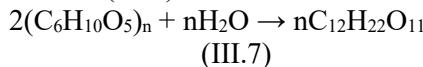
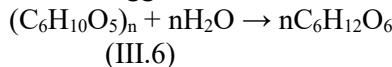
Hidrolisis dengan katalis gabungan ini diperkenalkan pertama kali oleh Langlois & Dale pada tahun 1940. Dalam proses hidrolisis dengan katalis kombinasi ini, pada awalnya dilakukan hidrolisis parsial dengan menggunakan enzim amilolitik.

Hidrolisis menggunakan asam dan enzim ini memerlukan suhu dan pH yang sesuai dalam pengoperasiannya. Dalam proses ini, hidrolisis yang terjadi secara parsial dimana untuk pertama menggunakan asam, kemudian dilanjutkan dengan proses

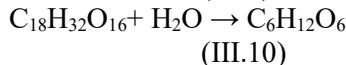
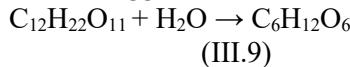
sakarifikasi dengan menggunakan enzim glukoamilase. Konversi enzim biasanya dilakukan pada pH 4,5-7 dengan suhu optimum 50-60 °C.

Untuk komposisi akhir dari hidrolisat bergantung pada pengaturan hidrolisis asam mula-mula, dan tipe enzim serta tingkat sakarifikasi enzim.

Reaksi menggunakan katalis asam (*primary*) :



Reaksi menggunakan katalis enzim (*secondary*) :



Keuntungan dari penggunaan katalis asam-enzim dari hidrolisis ini adalah :

- Yield dextrose yang dihasilkan sekitar 95 %
- Menggunakan 2 katalis hasil proses hidrolisis dapat berjalan lebih optimal

Kerugian dengan menggunakan hidrolisis asam enzim :

- Penggunaan 2 buah katalis sehingga menambah biaya produksi
- Pengaturan kondisi operasi yang sulit karena penyesuaian pH dan suhu optimum dari masing-masing katalis.

### **III.1.2 Proses Perubahan Glukosa Menjadi Sorbitol**

#### **III.1.2.1 Proses Reduksi Elektrolitik**

Industri sorbitol pertama kali dibangun pada tahun 1937 dan menggunakan proses elektrolitik. Larutan D-glukosa atau disebut juga dekstrosa, yang juga mengandung sodium sulfat dielektrolisa. Hidrogen yang berada pada katoda amalgam mereduksi dekstrosa menjadi sorbitol. Pemurnian dan *recovery* larutan sorbitol

dilakukan dengan metode yang sama dengan yang saat ini digunakan (*Faith, 1975*).

Pada bagian elektrolisis ini dilengkapi dengan sumber arus yang tidak berfluktuasi dimana elektroda yang dipakai adalah amalgam sebagai katoda dan timbal sebagai anodasedangkan larutan yang dipakai NaOH dan Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Pada prinsipnya dekstrosa akan direduksi dengan H<sub>2</sub> sebagai hasil proses elektrolisis diatas. Dari proses diatas akan menghasilkan sorbitol dan produk samping manitol yang terbentuk karena sebagian dekstrosa pada kondisi basa akan berubah menjadi fruktosa dan mannose sehingga saat direduksi akan menjadi manitol.

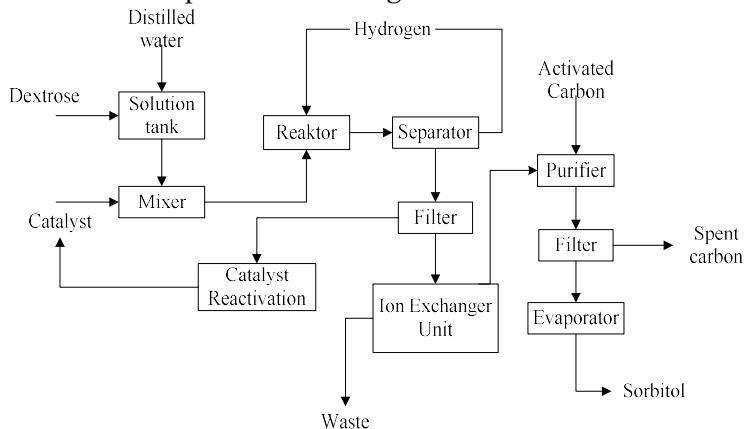
Proses ini berlangsung lambat, konversi produk rendah (umumnya 74% *yield* sorbitol), serta mahal karena membutuhkan banyak tenaga (*supply* listrik terus menerus). Faktor-faktor yang mempengaruhi hasil dan kualitas proses reduksi elektrolitik ini yaitu densitas arus, konsentrasi, temperatur, komposisi elektroda serta elektrolitik dan promotornya (*Faith, 1975*).

### **III.1.2.2 Proses Hidrogenasi Katalitik**

D-Sorbitol dapat dibuat dengan hidrogenasi katalitik dari tiga heksosa yang terjadi secara alami, yaitu D-glucose, D-fruktose, dan L-sorbose. D-glucose paling banyak diolah menjadi D-sorbitol karena lebih besar ketersediaannya dan biaya lebih murah. Hidrogenasi katalitik D-glucose ke D-sorbitol telah banyak diterapkan pada skala industri dengan bantuan katalis Raney Nickel. Katalis Raney Nickel dibuat dari perpaduan antara nikel dan aluminum (*Ahmed, 2009*).

Pada proses pengolahan D-glucose menjadi sorbitol, pertama-tama adalah larutan D-glucose dilarutkan dalam air hangat sebanyak 50% dari total larutannya. Kemudian larutan dimasukkan ke dalam *weigh-tank mixer*, di mana bubuk nikel halus ditambahkan sebagai katalis. Rasio larutan terhadap katalis adalah 2% nikel dari glukosa yang masuk. *Slurry* dimasukkan ke dalam reaktor pada tekanan 100 hingga 140 atm. Kemudian, hidrogen dengan 175 atm, lalu dimasukkan ke dalam reaktor tabung vertikal dengan larutan tersebut. Suhu reaksi dapat bervariasi dari 135

hingga 205°C. Katalis yang telah digunakan disaring dalam *filter pressure* atau *rotary vacuum filter*. Katalis dipisahkan untuk diolah kembali dan digunakan kembali. *Crude* sorbitol dilewatkan melalui dua tahap unit *ion exchanger*.



**Gambar III. 1 Proses Pembuatan Sorbitol dengan Proses Hidrogenasi Katalitik**

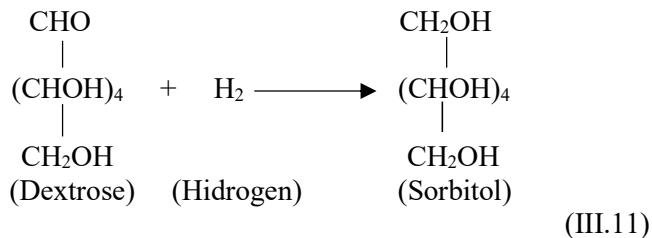
(Sumber : Faith, 1975)

Kation dihilangkan di tahap pertama dan anion di serap di tahap kedua dengan menggunakan resin organik. Semua alat proses hingga tahap ini terbuat dari baja (*steel*). *Ion exchanger* sendiri berlapis karet dan peralatan selanjutnya terbuat dari *stainless-steel* atau *stainless-clad steel* untuk memastikan larutan bebas dari *impurities*. Kemudian larutan dimurnikan dan dijernihkan warnanya dengan karbon aktif yang kemudian disaring. Larutan sorbitol encer (sekitar 50%) dimasukkan ke dalam *single-effect continuous evaporator*, dengan suhu dan tekanan pada sekitar 95°C dan 700 torr (0.92 atm), larutan terkonsentrasi. Sorbitol dengan konsentrasi 70% siap untuk dikirim. Sorbitol komersial 85% dan kristal sorbitol dapat disiapkan dengan sorbitol konsentrasi 70%.

Proses ini menghasilkan overall yield 95-99%. Secara keseluruhan berikut ini adalah bagan proses pembuatan sorbitol

dengan metode proses hidrogenasi katalitik, seperti ditampilkan pada Gambar III.1.

Reaksi yang terjadi pada proses hidrogenasi katalitik adalah sebagai berikut:



### III.2 Seleksi Proses

#### III.2.1 Seleksi Proses Hidrolisis *Starch* (Pati) Menjadi Glukosa

Dari tiga macam proses pembuatan glukosa secara hidrolisis yang telah diuraikan sebelumnya, terdapat perbedaan pada masing-masing proses dari segi teknis maupun ekonomi. Berdasarkan Tabel III.1 tentang proses hidrolisis *starch* (pati), maka dipilihlah proses hidrolisis dengan menggunakan enzim dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Konversi glukosa tinggi, yaitu 97%.
- Nilai DE (*dextrose equivalen*) tinggi, yaitu antara 95 – 98%.
- Kondisi operasi pada suhu dan tekanan yang rendah sehingga membutuhkan energi yang lebih sedikit.
- Tidak terjadi reaksi samping dan kemungkinan korosi kecil.

Berdasarkan data perbandingan pada table III.1, terlihat bahwa pada proses hidrolisis enzim lebih menguntungkan dibanding proses hidrolisis asam dan asam-enzim karena dari segi ekonomi, biaya yang dikeluarkan lebih sedikit dibanding kedua metode yang lain. Sedangkan, dari segi proses proses hidrolisis enzim menghasilkan yield *dextrose* lebih banyak yaitu 90-95% dan tingkat korosinya rendah, serta tidak terdapat reaksi samping. Sehingga dalam pemilihan proses lebih menguntungkan **proses hidrolisis enzim** dibandingkan dengan proses hidrolisis asam dan asam-enzim baik dari segi teknis maupun ekonomis.

**Tabel III. 1 Perbandingan Proses Pembuatan Glukosa**

Parameter	Proses Hidrolisis		
	Asam	Enzim	Asam-Enzim
<b><u>Aspek Teknis :</u></b>			
<b><u>Operasi :</u></b>			
Tekanan (Kg/cm <sup>2</sup> )	3	1	1-3
Suhu (°C)	140-160	60-105	60-140
pH	2,3	4,5-6	1,8-2
<b><u>Proses :</u></b>			
<i>Dextrose Equivalent</i> (DE)	30-55 %	90-95%	63-80 %
Ada	-	Ada	
Reaksi Samping	Tinggi	Rendah	Tinggi
Daya Korosi			
<b><u>Aspek Ekonomis :</u></b>			
Kebutuhan Asam	Banyak	Sedikit	Banyak
Biaya Peralatan	Mahal	Murah	Mahal
Energi	Besar	Kecil	Sedang
Investasi	Tinggi	Sedang	Tinggi
<b><u>Aspek Lingkungan :</u></b>			
Polutan	Asam	-	Asam

(Sumber : Hull, 2010)

### **III.2.2 Seleksi Proses Perubahan Glukosa Menjadi Sorbitol**

Dari dua macam proses perubahan glukosa menjadi sorbitol yang telah diuraikan sebelumnya, terdapat perbedaan pada masing-masing proses dari segi teknis maupun ekonomi. Berdasarkan data perbandingan pada Tabel III.2, terlihat bahwa pada proses hidrogenasi katalitik lebih menguntungkan dibanding proses reduksi elektrolitik. Dalam aplikasi di pabrik sendiri lebih banyak menggunakan proses hidrogenasi katalitik dibandingkan reduksi elektrolitik karena dilihat dari segi ekonomi, biaya yang dikeluarkan lebih sedikit dibandingkan dengan proses reduksi elektrolitik. Pada umumnya, semua pabrik sorbitol diseluruh Indonesia menggunakan proses hidrogenasi katalitik. Hal ini

menunjukkan bahwa proses reduksi elektrolitik kurang efisien untuk dipakai sebagai proses dalam pembuatan sorbitol. Sehingga dalam pemilihan proses lebih menguntungkan proses hidrogenasi katalitik dibandingkan dengan proses reduksi elektrolitik baik dari segi teknis maupun ekonomis.

**Tabel III. 2 Perbandingan Proses Pembuatan Sorbitol**

Parameter	Proses Produksi Sorbitol	
	Reduksi Elektrolitik	Hidrogenasi Katalitik
<b><u>Aspek Teknis :</u></b>		
<b><u>Operasi :</u></b>		
Tekanan (Kg/cm <sup>2</sup> )	125 120-140	70 120-150
Suhu (°C)	85 %	95-99%
<b><u>Proses :</u></b>		
<i>Yield (%)</i>	Banyak (contoh : fruktosa, mannose dan manitol)	Sedikit (contoh : maltitol)
Reaksi Samping		
Waktu Proses	Lama (>3 jam)	Cepat ( $\pm 3$ jam)
<b><u>Aspek Ekonomis :</u></b>	Mahal (relatif terhadap harga dari elektroda, daya lebih besar)	Murah (gas hidrogen dan katalis nikel mudah dijangkau dan murah)

(Sumber : Faith, 1975)

### III.3 Uraian Proses

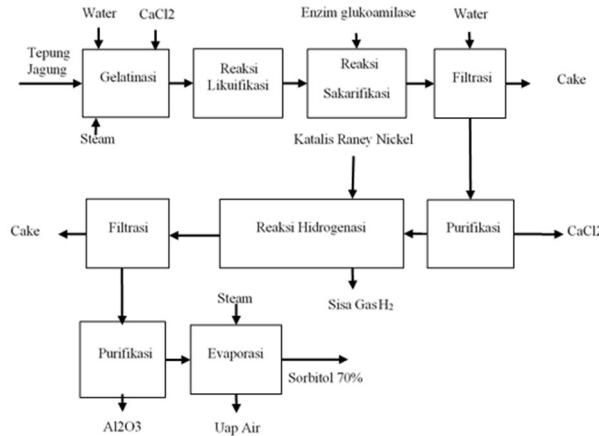
Proses pembuatan sorbitol pada pabrik ini menggunakan proses hidrogenasi katalitik. Diagram alir proses sorbitol dapat dilihat pada gambar III.2. Pembuatan sorbitol dengan proses hidrogenasi katalitik ini terdiri dari 2 unit proses yaitu :

#### 1. Proses Hidrolisis Pati menjadi Glukosa

Proses ini merupakan tahapan proses pengubahan *starch/pati* menjadi sirup glukosa dengan bantuan enzim.

#### 2. Proses Hidrogenasi Katalitik dan *Finishing*

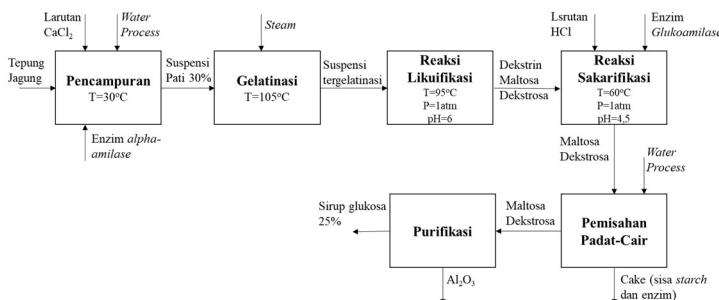
Merupakan proses pengubahan sirup glukosa menjadi sorbitol dengan cara hidrogenasi katalitik (reaksi dengan hidrogen dengan bantuan katalis Raney Nickel).



**Gambar III. 2 Diagram Proses Produksi Sorbitol**

### III.3.1 Unit Proses Hidrolisis Pati menjadi Glukosa

Unit proses ini merupakan langkah awal dalam pembuatan sorbitol, dimana pati (polisakarida) dipecah menjadi monomer-monomernya (monosakarida) dalam bentuk sirup glukosa (dekstrosa). Lebih jelasnya, blok diagram proses ditampilkan pada Gambar III.3.



**Gambar III. 3 Blok Diagram Unit Proses Hidrolisis Pati menjadi Glukosa**

### **III.3.1.1 Proses Gelatinasi**

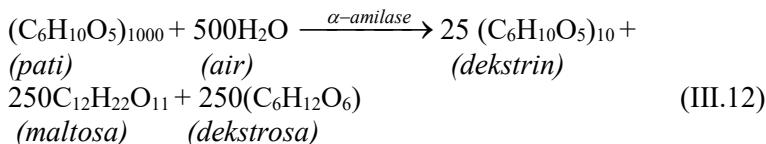
Tepung jagung yang ditampung pada gudang tepung jagung (F-111) kemudian dipindahkan dengan menggunakan *screw conveyor* (J-112) menuju tangki mixing (M-110). Dalam tangki mixing (M-110), tepung jagung dicampur dengan air dan larutan  $\text{CaCl}_2$  sehingga menghasilkan suspensi pati tepung jagung sebesar 30%. Larutan  $\text{CaCl}_2$  dibuat dengan mencampurkan  $\text{CaCl}_2$  dan air untuk pengenceran hingga konsentrasi sebesar 40 ppm di dalam tangki pencampur (M-113), larutan  $\text{CaCl}_2$  kemudian dimasukkan ke tangki mixing (M-110). Fungsi dari penambahan  $\text{CaCl}_2$  adalah untuk menjaga kestabilan enzim  $\alpha$ -amilase sehingga pada saat kestabilan tinggi diharapkan inaktivasi enzim akan membutuhkan waktu yang lama walaupun dalam keadaan temperatur tinggi. Enzim  $\alpha$ -amilase yang ditampung pada tangka penampung (F-125) ditambahkan pada tangki mixing (M-110) yaitu sebesar 15LU/mL pati kering. Tangki mixing (M-110) dilengkapi dengan pengaduk agar pencampuran rata dengan waktu tinggal diperkirakan selama 15 menit dan dioperasikan pada tekanan 1 atm dan temperatur 30 °C. Campuran tersebut kemudian membentuk suspensi pati dan suspensi pati yang telah tercampur dialirkan menggunakan pompa (L-121) menuju jet cooker (E-122). Di dalam jet cooker (E-122) diinjeksikan steam jenuh sehingga suspensi pati menjadi larut sempurna dan mengalir dengan arah turbulen. Selain itu, proses pada jet cooker (E-122) ini bertujuan untuk menaikkan suhu dari suspensi pati agar suspensi pati dapat dengan mudah mengalami gelatinisasi dan mengembang karena menyerap air. Pada saat pati mengembang (tergelatinisasi) akan lebih mudah untuk mengalami proses hidrolisis. Aliran suspensi pati keluar dari *jet cooker* (E-122) pada temperatur 105 °C dan kemudian dialirkan menuju reaktor Liquifikasi (R-120).

### **III.3.1.2 Proses Liquifikasi**

Setelah proses gelatinasi selesai, suspensi pati langsung dialirkan menuju reaktor liquifikasi (R-120) untuk proses liquifikasi. Reaktor liquifikasi dilengkapi dengan pengaduk agar suhu dalam reaktor tetap merata dan *coil* pendingin yang akan

menjaga suhu reaktor dengan cara mendinginkan cairan hidrolisat karena reaksi yang terjadi dalam reaktor adalah eksotermis dengan temperatur reaksi 95 °C, tekanan 1 atm, dan pH = 6. Proses liquifikasi dengan reaktor liquifikasi (R-120) ini bertujuan untuk memecah rantai pati yang telah tergelatinasi menjadi dekstrin dan sejumlah kecil karbohidrat (maltosa dan dekstrosa) dengan konversi sebesar 20%. Pada umumnya tepung mengandung 80% amilosa dan 20% amilopektin. Ikatan  $\alpha$ -1,4 dalam amilosa maupun amilopektin yang terdapat di dalam pati dihidrolisa secara acak oleh enzim  $\alpha$ -amilase pada reaktor liquifikasi (R-120), sehingga dapat meningkatkan nilai DE (*Dextrose Equivalent*). Proses liquifikasi ini dilakukan dengan waktu tinggal dalam reaktor liquifikasi (R-120) selama 3 jam. Keluaran dari reaktor liquifikasi (R-120) kemudian dialirkan menuju tangki pendingin (M-123).

Reaksi di dalam reaktor liquifikasi (R-120) adalah sebagai berikut :



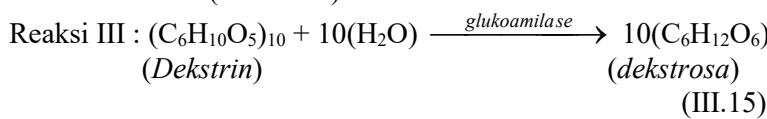
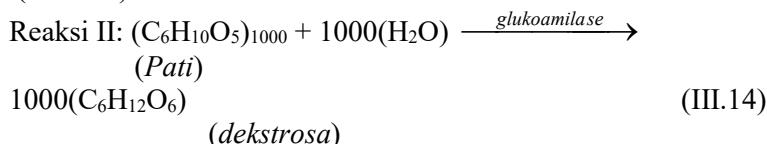
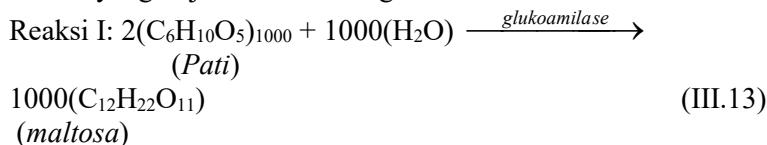
(Sumber: Shreve, 1987)

### III.3.1.3 Proses Sakarifikasi

Dari reaktor likuifikasi (R-120) larutan dialirkan menuju tangki pendingin (M-123) yang dilengkapi dengan *coil* pendingin dan pengaduk dengan keluarannya memiliki temperatur 60 °C, kemudian dialirkan menuju reaktor sakarifikasi (R-130) melalui pompa (L-131). Proses selanjutnya yaitu proses sakarifikasi dengan menggunakan reaktor sakarifikasi (R-130). Reaktor sakarifikasi (R-130) bertujuan untuk memutuskan ikatan  $\alpha$ -1,4 maupun  $\alpha$ -1,6 dalam sisa pati maupun dalam dekstrin dengan menggunakan katalisator enzim glukoamilase. Enzim glukoamilase yang digunakan pada proses ini yaitu sebesar 0,7L/ton pati kering yang ditambahkan dari tangki penampung (F-132). Sehingga molekul pati dan dekstrin yang terbentuk pada proses sebelumnya dapat dikonversi menjadi glukosa dimana

konversinya mencapai 98%. Selain enzim glukoamilase, larutan HCl 0,1 M dari tangki penampung (F-133) juga ditambahkan ke dalam reaktor sakarifikasi (R-130) untuk menurunkan pH menjadi 4,5. Reaktor sakarifikasi (R-130) dilengkapi dengan pengaduk dan *coil* pendingin karena reaksi berlangsung secara eksotermis dan temperatur operasi dijaga sebesar 60 °C. Proses sakarifikasi berlangsung selama 72 jam dan DE (*Dextrose Equivalent*) yang dihasilkan adalah 95% - 98%.

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



*(Sumber : Shreve, 1987)*

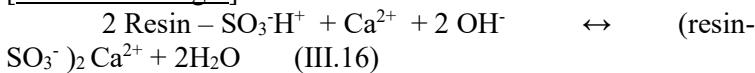
Setelah dari reaktor sakarifikasi (R-130), larutan dekstrosa yang kemudian disebut sirup glukosa ditampung pada tangki penampung (F-134) yang selanjutnya dipompa dengan pompa (L-141) menuju *rotary drum vacuum filter* (H-140) untuk proses pemurnian glukosa.

### **III.3.1.4 Proses Pemurnian Glukosa**

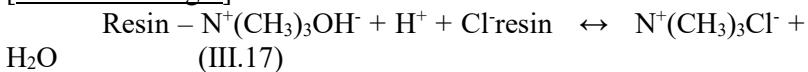
Sirup glukosa yang telah dihasilkan kemudian menuju ke *rotary drum vacuum filter* (H-140) untuk memisahkan padatan yang ada di dalam larutan dekstrosa (sisa *starch* dan enzim). Air pencuci yang digunakan pada saat proses penyaringan pertama kali adalah *water process*, setelah proses pernyaringan berjalan seterusnya digunakan air berupa filtrat hasil penyaringan *rotary drum vacuum filter* sebelumnya dengan perbandingan 15% dari

berat filtrat. *Rotary drum vacuum filter* (H-140) dengan temperatur operasi sebesar 52 °C telah dilengkapi dengan pompa vakum untuk membuat bagian dalam alat menjadi vakum (tekanan sebesar 0,6 atm) sehingga filtrat akan tertarik ke bagian dalam sehingga berkumpul menjadi filtrat. Sirup glukosa yang dihasilkan kemudian akan dialirkan dengan pompa (L-151) menuju *ion exchanger* untuk menghilangkan pengotor yang terkandung pada larutan sirup glukosa, seperti ion  $\text{Ca}^{2+}$  dari  $\text{CaCl}_2$  dan ion  $\text{Cl}^-$  dari  $\text{HCl}$ .  $\text{HCl}$  harus dihilangkan karena menganggu kemurnian sirup glukosa. Proses ini dilakukan di dalam *vessel kation exchanger* (D-150) dan *anion exchanger* (D-160) yang berisi resin teraktivasi dan menukar ion positif terlarut dengan  $\text{H}^+$  dan ion negatif dengan  $\text{OH}^-$ . Resin kation yang digunakan adalah resin *sulfonated phenolic*, sedangkan resin anion yang digunakan adalah jenis *strongly basic acrylic*. Apabila resin yang digunakan telah jenuh maka perlu dilakukan proses regenerasi kembali. Sirup glukosa yang dihasilkan kemudian ditampung dalam tangki penampung (F-161). Reaksi yang terjadi dalam *ion exchanger* adalah :

[Kation Exchanger]



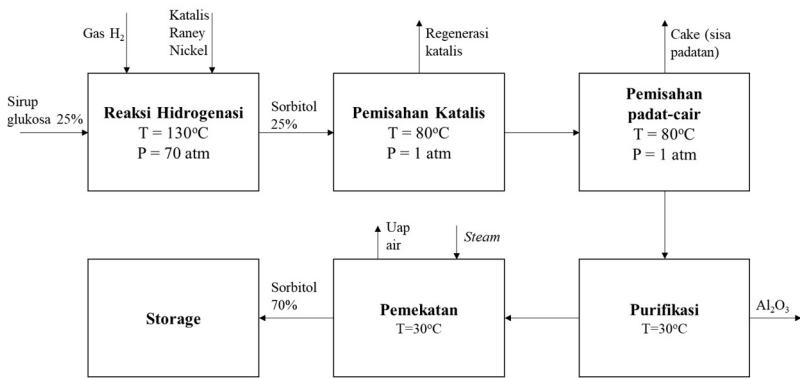
[Anion Exchanger]



(Sumber : Kirk R.E. and Othmer, 1993)

### III.3.2 Unit Proses Hidrogenasi Katalitik dan Finishing

Unit proses ini sangat menentukan dari keseluruhan proses produksi, dimana terjadi reaksi hidrogenasi katalitik dengan menggunakan katalis Raney Nickel antara sirup glukosa dengan gas  $\text{H}_2$  yang menghasilkan produk sorbitol. Lebih jelasnya, blok diagram proses ditampilkan pada Gambar III.4.



**Gambar III. 4 Blok Diagram Unit Proses Hidrogenasi**

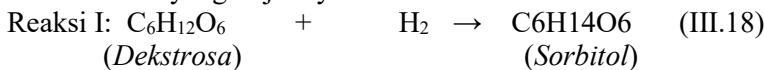
### Katalitik dan Finishing

#### III.3.2.1 Proses Hidrogenasi Katalitik

Sirup glukosa 20% dari tangki penampung (F-161) akan dipompa dengan pompa (L-211) diumpulkan ke reaktor hidrogenasi (R-210) pada temperatur 52 °C.

Kondisi operasi pada reaktor hidrogenasi (R-210) adalah pada temperatur 130°C, tekanan 70 atm dan waktu tinggal di dalam reaktor selama 3 jam dengan penambahan gas H<sub>2</sub> bertekanan 70 atm dan katalis Raney Nickel dari tangki penampung (F-212) sebanyak 2% dari sirup glukosa yang masuk (*Rober R. Broekhuis, 2004*).

Reaksi yang terjadi yaitu :



(*Sumber : Kirk R.E. and Othmer, 1993*)

Selama waktu reaksi, gas H<sub>2</sub> dari tangki penampung (F-214) dikompresi dengan kompresor (G-213) dan kemudian dimasukkan ke dalam reaktor secara kontinyu. Sisa gas H<sub>2</sub> yang keluar reaktor lalu dikembalikan ke penampung (F-214). Produk yang dihasilkan reaktor hidrogenasi (R-210) kemudian melalui fase pendinginan di

dalam tangki reaktor untuk menjaga agar temperature produk menjadi 80 °C dan kemudian dipompa melalui pompa (L-221) menuju ke *Settling Tank* (H-215) untuk proses pengambilan katalis agar dapat dipakai lagi.

### **III.3.2.3 Proses Filtrasi**

Proses filtrasi dilakukan untuk memisahkan padatan berupa sisa katalis Raney Nickel dan sisa padatan yang lainnya yang terikut selama proses. Proses filtrasi ini membutuhkan waktu selama 3 jam. Karena zat yang akan dipisahkan berupa padatan maka dalam proses ini digunakan alat *filter press* (H-230). Produk yang berasal dari *Settling Tank* (H-215) dipompa menggunakan pompa (L-231) menuju *filter press* (H-230) dimana *cake* yang dihasilkan akan diolah untuk dipakai kembali dengan perlakuan lanjutan dengan memisahkan antara katalis Raney Nickel. Adapun filtrat yang berupa sorbitol masuk ke tangki penampung (F-222) sebelum dimasukkan ke *kation exchanger* (D-230).

### **III.3.2.4 Proses *Kation Exchange***

*Kation exchange* dilakukan untuk menghilangkan impuritas yang terkandung dalam larutan sorbitol yaitu ion positif dari sisa Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> yang masih terikut pada produk. Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> merupakan zat yang dibawa oleh katalis Raney Nickel. Reaksi yang terjadi dalam *kation exchanger* (D-240) sebagaimana dalam persamaan reaksi berikut :

$$3 \text{ Resin} - \text{SO}_3^- \text{H}^+ + \text{Al}^{3+} + 3 \text{ OH}^- \leftrightarrow (\text{resin- SO}_3^-)_3\text{Al}^{3+} + 3\text{H}_2\text{O}$$

(III.20)

(Sumber : Kirk R.E. and Othmer, 1993)

Resin yang digunakan dalam *kation exchanger* (D-230) adalah resin *sulfonated phenolic* dan dilakukan regenerasi (*backwash*) apabila resin telah jenuh. Larutan sorbitol keluaran *kation exchanger* (D-230) langsung dialirkan ke dalam evaporator untuk proses pemekatan.

### **III.3.2.5 Proses Evaporasi**

Larutan sorbitol 25% dari *kation exchanger* (D-230) kemudian dipompa dengan menggunakan pompa (L-241) menuju evaporator tipe *triple effect*. Evaporator 1<sup>st</sup> stage (V-240 A) digunakan untuk menghasilkan larutan sorbitol 25% menjadi 35%,

dilanjutkan di evaporator 2<sup>nd</sup> stage (V-240 B) yang menghasilkan larutan sorbitol 47%, kemudian dilanjutkan lagi di evaporator 3<sup>rd</sup> stage (V-240 C) yang menghasilkan larutan sorbitol 70%. Kemudian produk akan ditampung pada tangki penampung (F-245) selanjutnya disimpan dalam unit penyimpanan (*storage*).

Uap air yang berasal dari evaporator ketiga (V-240 C) dikondensasikan melalui barometrik kondensor (E-242) menggunakan media pendingin *water process* dan udara sisa yang keluar dari barometrik kondensor dibuang dengan bantuan injeksi *steam* melalui *jet ejector* (G-243) kemudian ditampung dalam *hot well* (F-244). Selain itu *jet ejector* digunakan sebagai alat pengkondisi vakum untuk evaporator 3<sup>nd</sup> stage (V-250 C).

## BAB IV

### NERACA MASSA DAN ENERGI

Ditetapkan :

1 tahun	=	330 hari kerja
1 hari	=	24 jam operasi
Kapasitas produksi	=	20000 ton/tahun
	=	60606,06 kg/hari
	=	2525,25 kg/jam
1 cycle	=	6 jam
Kapasitas produksi	=	15151,52 kg/cycle
Tepung jagung yang dibutuhkan	=	2317,91 kg/jam
	=	55629,87 kg/hari
	=	18357,86 ton/tahun

Basis = 2317,91 kg/jam

**Tabel IV.1 Komposisi tepung jagung yang digunakan**

Komponen	% berat	Massa (kg)
Karbohidrat	70,90%	1643,40
Serat	2,20%	50,99
Protein	10,70%	248,02
Lemak	5,40%	125,17
Abu	1,20%	27,81
Air	9,60%	222,52
<b>Total</b>	<b>100,00%</b>	<b>2317,91</b>

(Sumber : Yesti Sari, 2018 )

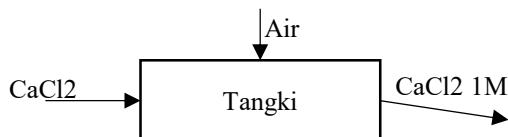
#### 1. Tangki Penampung $\text{CaCl}_2$ (M-113)

Fungsi: Menampung dan mengencerkan larutan  $\text{CaCl}_2$

menjadi  $\text{CaCl}_2$  1M

- Bahan baku yang digunakan :  $\text{CaCl}_2$  30%

- CaCl<sub>2</sub> yang diinginkan : CaCl<sub>2</sub>      1 M



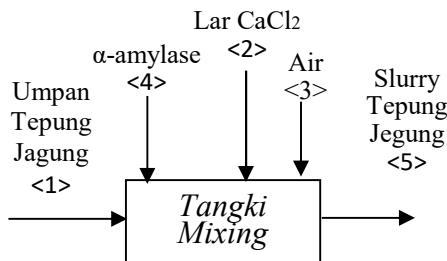
**Tabel IV.2 Neraca Massa Tangki Penampung CaCl<sub>2</sub>**

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran	massa (kg)	Aliran <11>	massa (kg)
CaCl <sub>2</sub> 30%	1,15	CaCl <sub>2</sub> 1 M	4,13
Air	2,98		
<b>Total</b>	4,13	<b>Total</b>	4,13

## **2. Tangki Mixing (M-110)**

Fungsi Untuk menghasilkan *slurry starch* (suspensi pati) dengan menambahkan air, enzim  $\alpha$ -amylase, dan larutan  $\text{CaCl}_2$ ,  $\text{CaCl}_2$  berguna sebagai kofaktor

- 1 Konsentrasi slurry pati (karbohidrat) :  
30-35% padatan  
*(Colin, 1997)*
  - 2 Kadar  $\text{Ca}^{2+}$  sebagai kofaktor enzim  $\alpha$ -amylase dalam  $\text{CaCl}_2$  adalah maksimum 40 ppm yang dilarutkan  
*(Colin, 1997)*
  - 3 Waktu tinggal 15 menit
  - 4 pH = 6
  - 5 Tekanan atmosferik
  - 6 Optimum enzym  $\alpha$ -amylase 15 LU/ml  
*(Colin, 1997)*

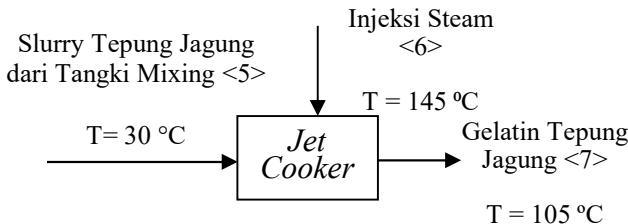


**Tabel IV.3 Neraca Massa Tangki Mixing**

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran <1>	massa (kg)	Aliran <5>	massa (kg)
(Pati)	1643,40	(Pati)	1643,40
Serat	50,99	Serat	50,99
Protein	248,02	Protein	248,02
Lemak	125,17	Lemak	125,17
Abu	27,81	Abu	27,81
Air	222,52	CaCl2	0,42
Total	2317,91	Air	3834,60
Aliran <2>	massa (kg)	Enzim α-amylase	1,38
CaCl2	0,42		
Air (CaCl2)	3,71		
Total	4,13		
Aliran <3>	massa (kg)		
Air	3608,37		
Total	3608,37		
Aliran <4>	massa (kg)		
Enzim α-amylase	1,38		
Total	1,38		
<b>Total</b>	<b>5931,79</b>	<b>Total</b>	<b>5931,79</b>

### 3. Jet Cooker (E-122)

Fungsi Untuk memanaskan suspensi pati tepung jagung sampai hancur & larut secara sempurna sehingga kehilangan produk akan lebih kecil dengan



Kondisi operasi :

Suhu pati tergelatinasi yang keluar jet cooker = 105 - 107 °C

Waktu kontak antara pati dengan steam pada jet cooker =

5 sampai 10 menit (Uhlig, 2001)

**Tabel IV.4 Neraca Massa Jet Cooker**

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran <5>	massa (kg)	Aliran <7>	massa (kg)
(Pati)	1643,40	(Pati)	1643,40
Air	3834,60	Air	4716,53
Protein	248,02	Protein	248,02
Lemak	125,17	Lemak	125,17
Abu	27,81	Abu	27,81
Serat	50,99	Serat	50,99
$\alpha$ -amylase	1,38	$\alpha$ -amylase	1,38
CaCl <sub>2</sub>	0,42	CaCl <sub>2</sub>	0,42
<i>Total</i>	5931,79		
Aliran <6>	massa (kg)		
Steam	836,05		
<b>Total</b>	<b>6767,84</b>	<b>Total</b>	<b>6813,72</b>

#### 4. Reaktor Likuifikasi (R-120)

Fungsi : Untuk mengubah pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim α-amilase.



Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

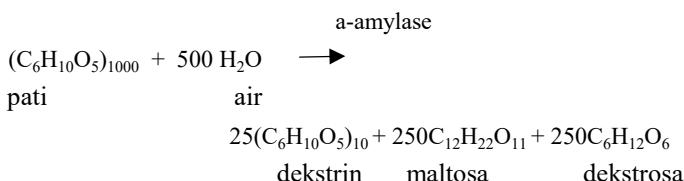
Suhu = 90 - 95°C

pH = 6

Waktu = 2 - 3 jam

Konversi penguraian pati menjadi dextrin oleh α - amilase =  
20% *(Ullmann's, 2003)*

Persamaan reaksi pati menjadi dekstrin :



Tabel IV.5 Neraca Massa Reaktor Likuifikasi

Neraca Massa					
Masuk		Gen	Kons	Keluar	
Aliran <7>	massa (kg)	massa (l)	massa (l)	Aliran <8>	massa (kg)
Pati	1643,40	0,00	328,68	Pati	1314,72
Air	4716,53	0,00	18,26	Air	4698,27
Protein	248,02	0,00	0,00	Protein	248,02

Lemak	125,17	0,00	0,00	Lemak	125,17
Serat	50,99	0,00	0,00	Serat	50,99
Abu	27,81	0,00	0,00	Abu	27,81
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00	0,00	CaCl <sub>2</sub>	0,42
a-amilase	1,38	0,00	0,00	a-amilase	1,38
<i>Total</i>	6813,72	0,00	0,00	Dekstrin	82,17
Dekstrin	0,00	82,17	0,00	Maltosa	173,47
Maltosa	0,00	173,47	0,00	Dekstrosa	91,30
Dekstrosa	0,00	91,30			
<b>Total</b>	<b>6813,72</b>	<b>346,94</b>	<b>346,94</b>	<b>Total</b>	<b>6813,72</b>

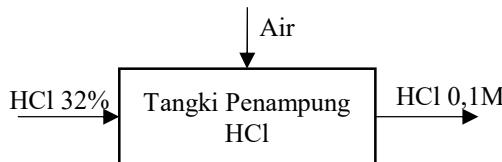
## 5. Tangki Penampung HCl (F-133)

Fungsi Menampung dan mengencerkan larutan HCl menjadi HCl 0,1M

- Bahan baku yang digunakan : HCl 32%
- $\Delta H$  solution pada 298 K = -17,88 cal/mol

(Bureau of Standards Journal of Research, vol 9)

- HCl yang diinginkan : HCl 0,1 M



Tabel IV.6 Neraca Massa Tangki Penampung HCl

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran	massa (kg)	Aliran <11>	massa (kg)
HCl 32%	0,02	HCl 0,1 M	2,40
Air	2,38		
<b>Total</b>	<b>2,40</b>	<b>Total</b>	<b>2,40</b>

## 6. Reaktor Sakarifikasi (R-130)

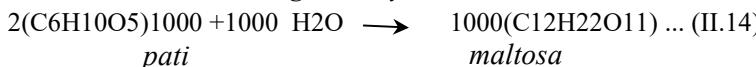
Fungsi : Mengubah larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa dengan penambahan enzim glukoamilase.

Kondisi operasi :

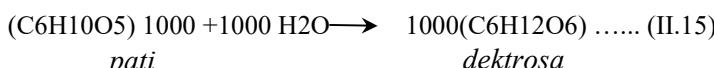
Tekanan = 1 atm pH = 4 - 4,5

Suhu = 60 °C Waktu = 72 jam (Uhlig, 2001)

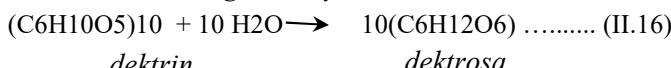
Reaksi I : *glukoamylase*



Reaksi II : *glukoamylase*



Reaksi III : *glukoamylase*



**Tabel IV.7 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi**

<b>Neraca Massa</b>					
<b>Masuk</b>		<b>Gen</b>	<b>Kons</b>	<b>Keluar</b>	
<b>Aliran &lt;9&gt;</b>	<b>massa (kg)</b>	<b>massa (kg)</b>	<b>massa (kg)</b>	<b>Aliran &lt;12&gt;</b>	<b>massa (kg)</b>
Pati	1314,72	0,00	#####	Pati	26,29
Air	4698,27	0,00	149,96	Air	4550,70
Protein	248,02	0,00	0,00	Protein	248,02
Lemak	125,17	0,00	0,00	Lemak	125,17
Serat	50,99	0,00	0,00	Serat	50,99
Abu	27,81	0,00	0,00	Abu	27,81
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00	0,00	CaCl <sub>2</sub>	0,42
a-amilase	1,38	0,00	0,00	a-amilase	1,38
Dekstrin	82,17	0,00	80,53	Dekstrin	1,64
Maltose	173,47	40,80	0,00	Maltose	214,27
Dekstrosa	91,30	#####	0,00	Dekstrosa	1569,41

<i>Total</i>	6813,72	#####	0,00	HCl	0,01
<b>Aliran an &lt;10 massa(kg)</b>			0,00	Glukoamila	1,17
Glukoamila	1,17				
<b>Aliran &lt;11 massa(kg)</b>					
HCl	0,01				
Air	2,39				
<i>Total</i>	2,40				
<b>Total</b>	6817,30	#####	#####	<b>Total</b>	6817,29

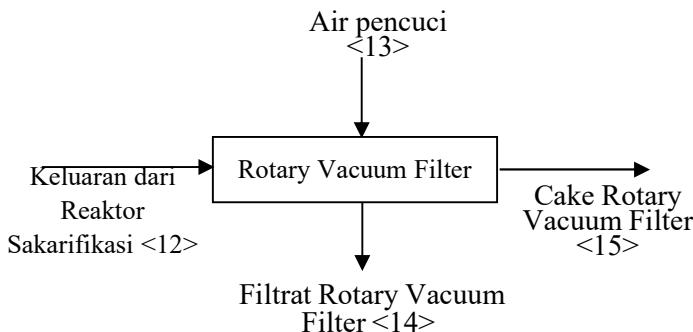
## 7. Rotary Vacuum Filter (H-140)

Fungsi : Memisahkan padatan/impurities yang berada dalam larutan dekstrosa.

Asumsi :

- Basis perhitungan : kontinyu, dalam kg/jam
- Suhu operasi 80°C
- Karbohidrat (pati) yang terikut dalam filtrat adalah 0,05%.
- Dekstrin, dekstrose, maltosa dan HCl yang terikut cake sebesar 1% dari bahan yang masuk
- Kandungan air dalam cake yaitu 20%

( James, "Cane Sugar Hand Book", hal 191-192 )



**Tabel IV.8 Neraca massa Rotary Vacuum Filter**

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran <12>	massa (kg)	Aliran <14>	massa (kg)
Pati	26,29	Pati	26,28
Air	4550,70	Air	124,67
Protein	248,02	Protein	248,02
Lemak	125,17	Lemak	125,17
Serat	50,99	Serat	50,99
Abu	27,81	Abu	27,81
CaCl2	0,42	CaCl2	0,00
a-amilase	1,38	a-amilase	1,38
Dekstrin	1,64	Dekstrin	0,02
Maltose	214,27	Maltose	2,14
Dekstrosa	1569,41	Dekstrosa	15,69
HCl	0,01	HCl	0,00
Glukoamilase	1,17	Glukoamilase	1,17
<i>Total</i>	6817,29	<i>Total</i>	623,35
Aliran <13>	massa (kg)	Aliran <15>	massa (kg)
Air	1093,05	Air	5519,08
		Pati	0,01
		CaCl2	0,42
		Dekstrin	1,63
		Maltose	212,13
		Dekstrosa	1553,71
		HCl	0,01
		<i>Total</i>	7286,99
<b>Total</b>	7910,34	<b>Total</b>	7910,34

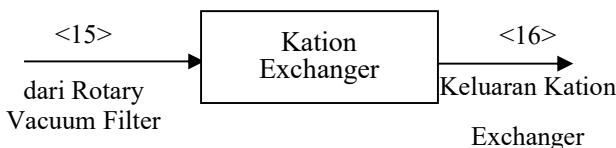
## 8. Kation Exchanger (D-150-A)

Fungsi Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung

dalam larutan, yaitu impuritis Ca<sup>2+</sup> dari CaCl<sub>2</sub>

Asumsi :

- Proses isotermal
  - Resin menyerap ion 100%
  - Digunakan resin penukar kation *Sulfonated phenolic* (RH)
  - Adanya reaksi kimia, sehingga :
- Massa Masuk + Generasi = Massa Keluar + Konsumsi



**Tabel IV.9 Neraca Massa Kation Exchanger**

Neraca Massa					
Masuk	Gen	Kons	Keluar		
Aliran <15> massa (kg)	massa (kg)	massa (kg)	Aliran <16>	massa (kg)	
Air	5519,08	0,00	Air	5519,08	
Pati	0,01	0,00	Pati	0,01	
Dekstrin	1,63	0,00	Dekstrin	1,63	
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00	CaCl <sub>2</sub>	0,00	
Maltose	212,13	0,00	Maltose	212,13	
Dekstrosa	1553,71	0,00	Dekstrosa	1553,71	
HCl	0,01	0,28	HCl	0,28	
<i>Total</i>	7286,99	0,28	<i>Total</i>	7286,84	
<b>Fixed Bed</b>			<b>Tertinggal di fixbed</b>		
Resin H <sup>+</sup>	0,01	0,15	Ca <sup>2+</sup>	0,15	
<b>Total</b>	7286,99	0,43	<b>Total</b>	7286,99	

## 9. Anion Exchanger (D-150-B)

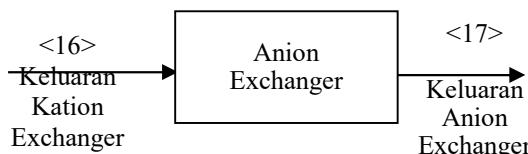
Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung

dalam larutan, yaitu Cl- dari HCl

Asumsi :

- Proses isotermal
- Resin menyerap ion 100%
- Digunakan resin penukar anion berbasis Strongly Acrylic (RNR3OH)
- Adanya reaksi kimia, sehingga :

$$\text{Massa Masuk} + \text{Generasi} = \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi}$$



Tabel IV.10 Neraca Massa Anion Exchanger

Neraca Massa					
Masuk	Gen	Kons	Keluar		
Aliran <16> massa (kg)	massa (kg)	massa (kg)	Aliran <17>	massa (kg)	
Air	5519,08	0,14	0,00	Air	5519,22
Pati	0,01	0,00	0,00	Pati	0,01
Dekstrin	1,63	0,00	0,00	Dekstrin	1,63
Maltose	212,13	0,00	0,00	Maltose	212,13
Dekstrosa	1553,71	0,00	0,00	Dekstrosa	1553,71
HCl	0,28	0,00	0,28	HCl	0,00
Total	7286,84	0,14	0,28	Total	7286,70
<b>Fixed Bed</b>				<b>Tertinggal</b>	
OH-dr resin	0,13	0,28	0,13	Cl-	0,28
<b>Total</b>	<b>7286,97</b>	<b>0,42</b>	<b>0,42</b>	<b>Total</b>	<b>7286,97</b>

## 10. Reaktor Hidrogenasi (R-210)

Fungsi : Untuk mereaksikan dekstrosa menjadi sorbitol dengan penambahan H<sub>2</sub> dan katalis Raney Nickel

Asumsi :

- Adanya reaksi kimia, sehingga :

$$\text{Massa Masuk} + \text{Generasi} = \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi}$$

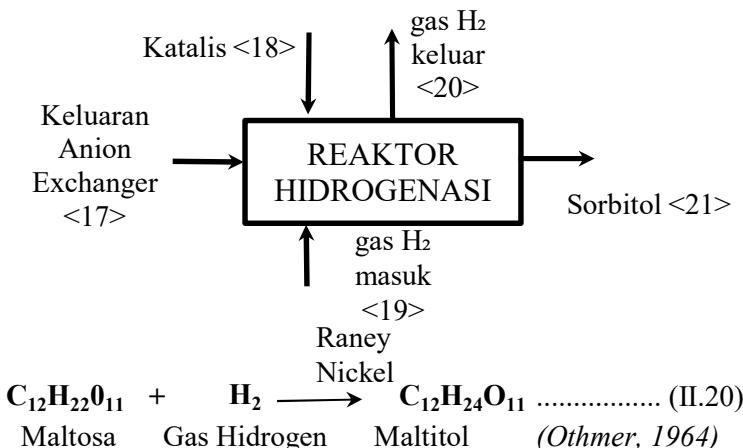
Kondisi Operasi :

$$\text{Temperatur} = 135 - 205 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P_{\text{feed masuk}} = 100 - 140 \text{ atm}$$

$$P_{H_2 \text{ masuk}} = 175 \text{ atm}$$

$$\text{Waktu} = 1 \text{ jam} \quad (\text{Faith}, 1990)$$



Tabel IV.11 Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi

Neraca Massa					
Masuk		Gen	Kons	Keluar	
Aliran <17>	massa (kg)	massa	massa	Aliran <20>	massa (kg)
Air	5519,22	0,00	0,00	H2	310,97
Pati	0,01	0,00	0,00	Imprts H2	0,03
Dekstrin	1,63	0,00	0,00	Total	311,00
Maltose	212,13	0,00	206,67	Aliran <21>	massa (kg)
Dekstrosa	1553,71	0,00	#####	Air	5583,96

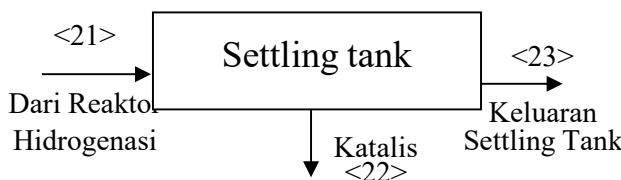
<i>Total</i>	7286,70	0,00	0,00	Pati	0,01
<b>Aliran &lt;18:</b> massa (kg)				Dekstrin	1,63
Nikel alloy	31,07	0,00	0,00	Maltose	5,46
Al2O3	1,29	0,00	0,00	Dekstrosa	47,92
Air	64,74	0,00	0,00	Nikel alloy	31,07
<i>Total</i>	97,11	0,00	0,00	Al2O3	1,29
Sorbitol	0,00	#####	0,00	Sorbitol	1522,64
Maltitol	0,00	207,88	0,00	Maltitol	207,88
<b>Aliran &lt;19:</b> massa (kg)				<i>Total</i>	7401,87
H2	329,04	0,00	18,07		
Imprts H2	0,03	0,00	0,00		
<i>Total</i>	329,07				
<b>Total</b>	7712,88	#####	#####	<b>Total</b>	7712,88

## 11. Settling Tank (H-215)

Fungsi : Memisahkan larutan sorbitol hasil reaksi dengan katalis Raney Nickel

Asumsi :

- Proses isotermal
- Tidak terjadi reaksi kimia, dimana Konsumsi dan Generasi = 0 sehingga : Massa Masuk = Massa Keluar
- 95% katalis terpisahkan dari larutan



**Tabel IV.12 Neraca Massa Settling Tank**

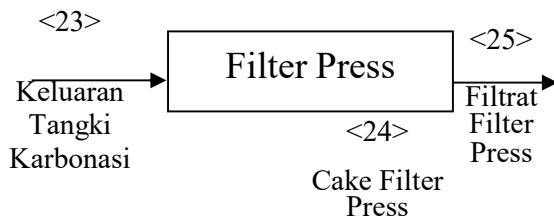
Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran <21>	massa (kg)	Aliran <23>	massa (kg)
Air	5583,96	Air	5583,96
Pati	0,01	Pati	0,01
Dekstrin	1,63	Dekstrin	1,63
Maltose	5,46	Maltose	5,46
Dekstrosa	47,92	Dekstrosa	47,92
Nikel alloy	31,07	Nikel alloy	1,55
Al2O3	1,29	Al2O3	1,29
Sorbitol	1522,64	Sorbitol	1522,64
Maltitol	207,88	Maltitol	207,88
<i>Total</i>	7401,87	<i>Total</i>	7372,35
		Aliran<22>	massa (kg)
		Nikel alloy	29,52
		<i>Total</i>	29,52
<b>Total</b>	7401,87	<b>Total</b>	7401,87

## 12. Filter Press (H-220)

Fungsi : Memisahkan katalis dan impurities lain dalam larutan sorbitol

Asumsi :

- Karena Ni-Alloy, pati, dan impuritis katalis tak larut dalam air maka zat tersebut dapat dipisahkan dengan Filter
- Ni-Alloy, inert filtrat, dan impuritis katalis tertahan oleh filter press. (Perry, 1997)
- Proses isotermal
- Tidak terjadi reaksi kimia, dimana Konsumsi dan Generasi = 0 sehingga : Massa Masuk = Massa Keluar



Asumsi kondisi operasi :

1. Kandungan air dalam cake 50%
2. Katalis Raney Nikel,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  dan pati tertahan sebagai cake
3. Dekstrosa, maltosa, sorbitol,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ , dan maltitol yang ikut dalam cake sebesar 1%
4. Waktu tinggal 3 jam

**Tabel IV.13 Neraca Massa Filter Press**

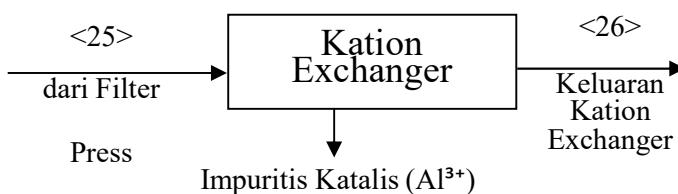
Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran <23>	massa (kg)	Aliran <25>	massa(kg)
Air	5583,96	Air	5582,39
Pati	0,01	Dekstrin	1,61
Dekstrin	1,63	Maltose	5,41
Maltose	5,46	Dekstrosa	47,45
Dekstrosa	47,92	Nikel alloy	0,00
Nikel alloy	1,55	Sorbitol	1507,41
$\text{Al}_2\text{O}_3$	1,29	$\text{Al}_2\text{O}_3$	1,28
Sorbitol	1522,64	Maltitol	205,81
Maltitol	207,88	Total	7351,35
<i>Total</i>	7372,35	Aliran <24>	massa(kg)
		Air	1,57
		Pati	0,01
		Dekstrin	0,02
		Maltose	0,05

Dekstrosa	0,48
Nikel alloy	1,55
Al2O3	0,01
Sorbitol	15,23
Maltitol	2,08
<i>Total</i>	21,00
<b>Total</b>	<b>7372,35</b>

### 13. Kation Exchanger (D-230)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan, yaitu memisahkan impuritas Raney  
Asumsi :

- Proses isotermal
  - Resin menyerap ion 100%
  - Adanya reaksi kimia, sehingga :
- Masuk + Generasi = Keluar + Konsumsi



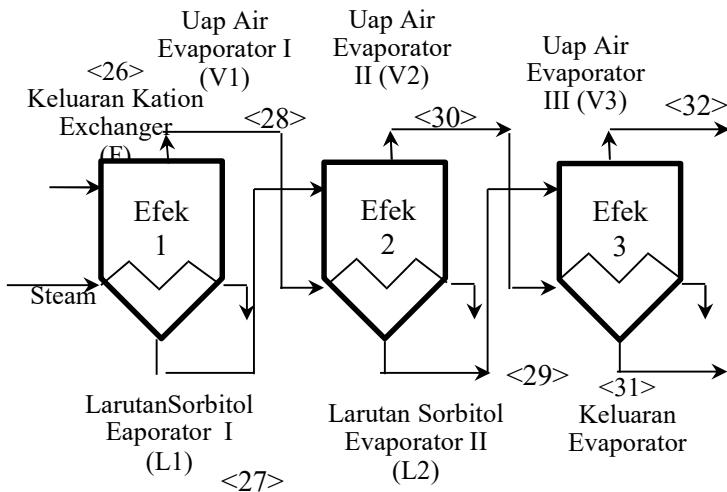
**Tabel IV.14 Neraca Massa Kation Exchanger**

Neraca Massa					
Masuk		Gen	Konsur	Keluar	
Aliran <25>	massa (kg)	massa	massa	Aliran <26>	massa(kg)
Air	5582,39	0,68	0,00	Air	5583,07
Dekstrin	1,61	0,00	0,00	Dekstrin	1,61
Maltose	5,41	Q	0,00	Maltose	5,41
Dekstrosa	47,45	0,00	0,00	Dekstrosa	47,45
Sorbitol	1507,41	0,00	0,00	Sorbitol	1507,41

Maltitol	205,81	0,00	0,00	Maltitol	205,81
Al2O3	1,28	0,00	0,01	Al2O3	0,00
<i>Total</i>	7351,35	0,68	0,01	<i>Total</i>	7350,75
<b>Resin dala</b>				<b>Resin dala</b>	
H+ dlm resi	0,08	0,68	0,08	Al3+	0,68
<b>Total</b>	7351,43	1,36	0,09	<b>Total</b>	7351,43

#### 14. Evaporator (V-240 A, V-240 B, V-240 C)

Fungsi Untuk memekatkan larutan sorbitol 25% menjadi 70%



Asumsi :

- Efek pertama tekanan 760 mmHg = 1 atm (kosentrasi sirup glukosa 57%)
- Efek kedua tekanan 149.8 mmHg = 0,2 atm (kosentrasi sirup glukosa 70%)
- Pemanas efek pertama menggunakan *saturated steam* dengan suhu 145 °C
- Tidak terjadi reaksi kimia, Konsumsi dan Generasi = 0

sehingga : Massa Masuk = Massa Keluar

**Tabel IV.15 Neraca Massa Multiple Effect Evaporator**

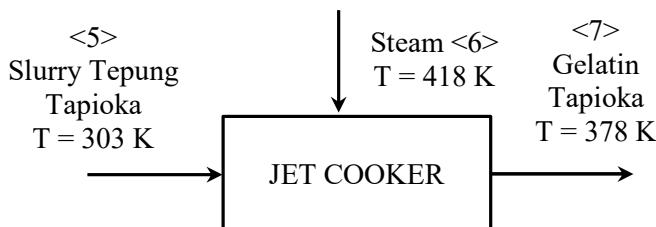
Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran <26>	massa (kg)	Aliran <31>	massa (kg)
Air	5583,07	Air	757,58
Dekstrin	1,61	Dekstrin	1,61
Maltose	5,41	Maltose	5,41
Dekstrosa	47,45	Dekstrosa	47,45
Sorbitol	1507,41	Sorbitol	1507,41
Maltitol	205,81	Maltitol	205,81
<i>Total</i>	7350,75	<i>Total</i>	2525,25
		Air Teruapkan	massa (kg)
		Uap Air <28>	1427,99
		Uap Air <30>	1635,46
		Uap Air <32>	1762,05
		<i>Total</i>	4825,50
<b>Total</b>	7350,75	<b>Total</b>	7350,75

## IV.2. Neraca Energi

### 1. JET COOKER (E-122)

Fungsi : Memanaskan slurry tapioka agar larut secara sempurna dengan injeksi steam

Kondisi operasi :  $T = 378 \text{ K} = 105^\circ\text{C}$   
 $P = 1 \text{ atm}$



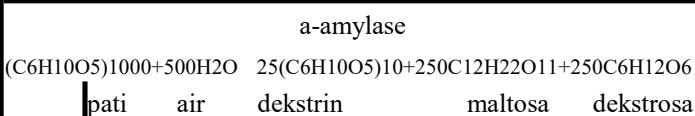
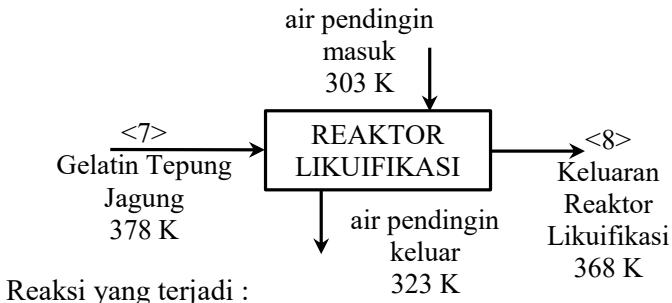
Tabel IV.16 Neraca Energi Jet Cooker

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
$\Delta H_{in}$	98129,66	$\Delta H_{out}$	1878630,61
$Q_{steam}$	1780500,95		
<b>Total</b>	<b>1878630,61</b>	<b>Total</b>	<b>1878630,61</b>

### 2. REAKTOR LIKUIFIKASI (R-120)

Fungsi : Mengkonversikan pati menjadi dekstrin, dekstrosa dan maltosa dengan bantuan enzim  $\alpha$ -amylase

Kondisi operasi :  $T = 368 \text{ K}$   
 $P = 1 \text{ atm}$   
 $t = 3 \text{ jam}$   
 $pH = 6$

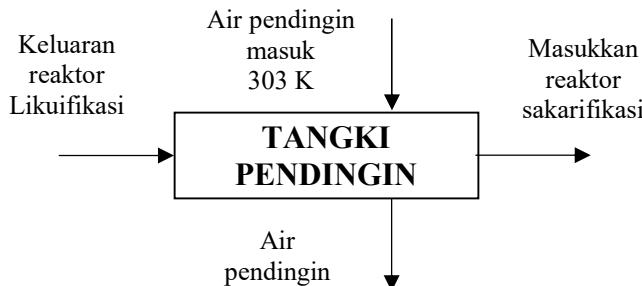


**Tabel IV.17 Neraca Energi Reaktor Likuifikasi**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
H masuk	-80835740,33	H keluar	-81364376,03
Q air masuk	53032,00	Q air keluar	581667,71
<b>Total</b>	<b>-80782708,33</b>	<b>Total</b>	<b>-80782708,33</b>
<b>Total</b>	<b>1940182,7</b>	<b>Total</b>	<b>1940182,7</b>

### 3. TANGKI PENDINGIN (M-123)

Fungsi : untuk menampung dan menurunkan suhu larutan dari 95 °C menjadi 60 °C



Tabel IV.18 Neraca Energi Tangki Penampung (F-126)

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Masuk	kJ
H masuk	1630859,00	H keluar	809565,11
Q masuk	164117,53	Q keluar	985411,42
<b>Total</b>	<b>1794976,53</b>	<b>Total</b>	<b>1794976,53</b>

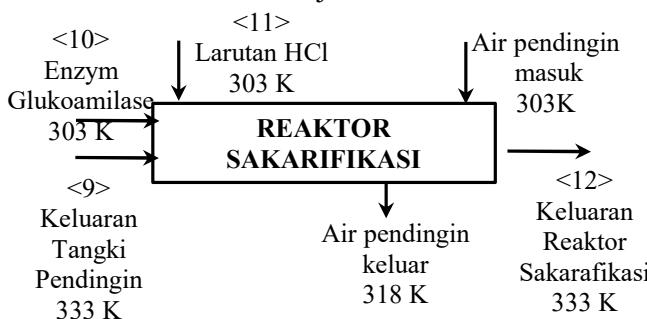
#### 4. REAKTOR SAKARIFIKASI (R-130)

Fungsi : Mengkonversi larutan dekstrin menjadi glukosa

Kondisi operasi :  $T = 333 \text{ K}$   $\text{pH} = 4$

$P = 1 \text{ atm}$

$t = 48 \text{ jam}$

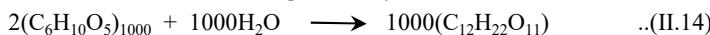


**Tabel IV.19 Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
H masuk	-83854421,93	H keluar	-84101695,05
Q air masuk	31805,29	Q air keluar	279078,40
<b>Total</b>	<b>-83822616,65</b>	<b>Total</b>	<b>-83822616,65</b>
<b>Total</b>	<b>849293,4</b>	<b>Total</b>	<b>849293,4</b>

Reaksi I

*glukoamylase*



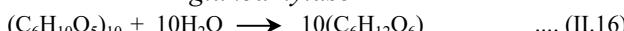
Reaksi II

*glukoamylase*



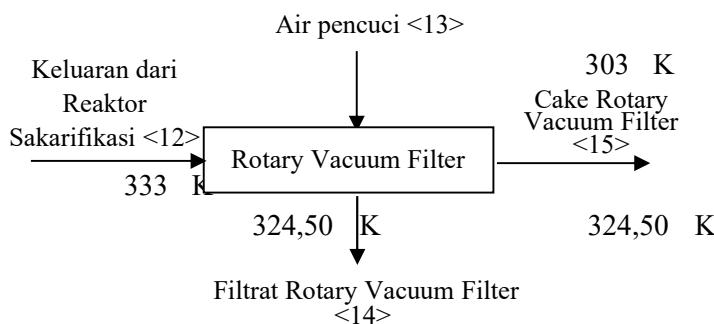
Reaksi III

*glukoamylase*



## 5. ROTARY VACUM FILTER (H-140)

Fungsi : Memisahkan padatan dalam larutan glukosa



**Tabel IV.20 Neraca Energi Rotary Vacuum Filter**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
H masuk	800549,67	H keluar	800549,67
<b>Total</b>	<b>800549,67</b>	<b>Total</b>	<b>800549,67</b>

## **6. REAKTOR HIDROGENASI (R-210)**

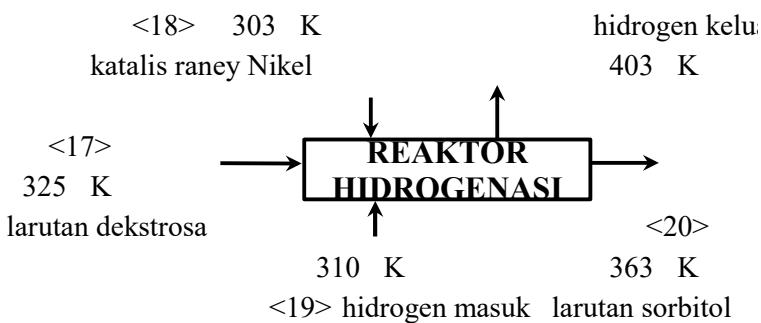
Fungsi : Mereaksikan dekstrosa menjadi sorbitol dengan penambahan H<sub>2</sub> dan katalis Raney Nikel.

## A. TAHAP REAKSI

Pada tahap ini terjadi feeding material, pemanasan hingga suhu operasi, dan reaksi hidrogenasi

Kondisi operasi :

$$\begin{array}{lll} T & = & 403 \text{ K} \\ P & = & 60 \text{ atm} \end{array}$$



## Reaksi I



## Reaksi II



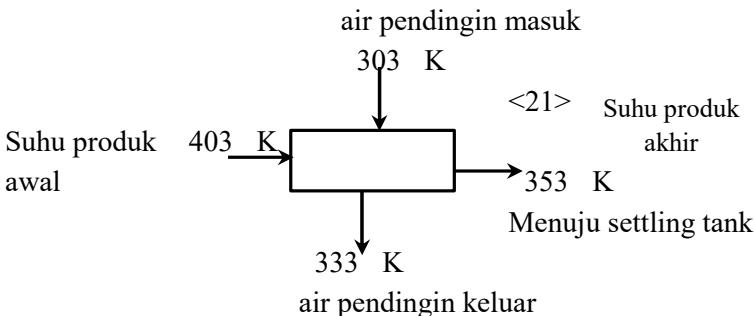
**Tabel IV.21 Neraca Energi Pemanasan dan Reaksi Reaktor Hidrogenasi**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
$\Delta H_{in}$	-11648397,65	$\Delta H_{out}$	-9800694,41
Q steam	1847703,24		

<b>Total</b>	<b>-9800694,41</b>	<b>Total</b>	<b>-9800694,41</b>
--------------	--------------------	--------------	--------------------

## B. TAHAP PENDINGINAN

Fungsi : Menurunkan suhu larutan dari 130 C menjadi 80 C

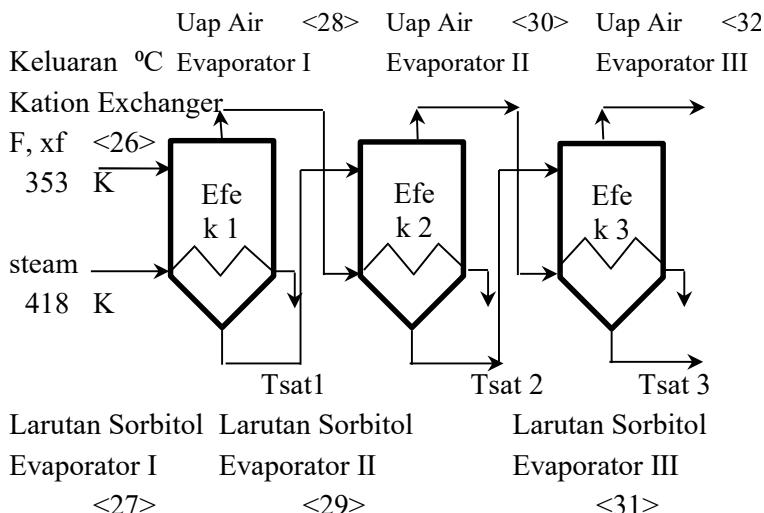


**Tabel IV.22 Neraca Energi Pendinginan**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
H masuk	2964239,26	H keluar	1552688,89
Q air masuk	235061,71	Q air keluar	1646612,08
<b>Total</b>	<b>3199300,97</b>	<b>Total</b>	<b>3199300,97</b>

## 7. TRIPPLE EFFECT EVAPORATOR (V-240A , V-240B, V-240C)

Fungsi : Mengurangi kadar air pada larutan sorbitol hingga kadar sorbitol menjadi 70%

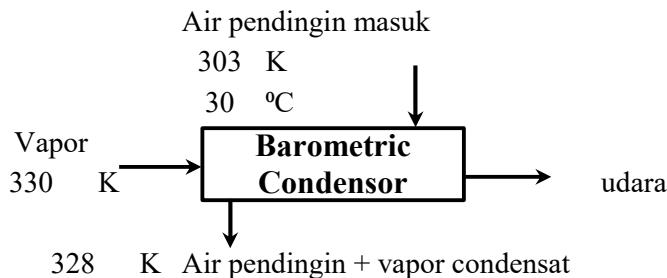


**Tabel IV.23 Neraca Energi Triple Effect Evaporator**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
$\Delta H$ feed	1465792,59	$\Delta H$ produk	-74965,79
$\Delta H$ steam	4853369,45	$\Delta H$ vapor	4462545,32
		$\Delta H$ Condensat <sub>1</sub>	903333,23
		$\Delta H$ Condensat <sub>2</sub>	603566,20
		$\Delta H$ Condensat <sub>3</sub>	424683,07
<b>Total</b>	<b>6319162,04</b>	<b>Total</b>	<b>6319162,04</b>

## 8. BAROMETRIC CONDENSOR (E-242)

Fungsi : Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator

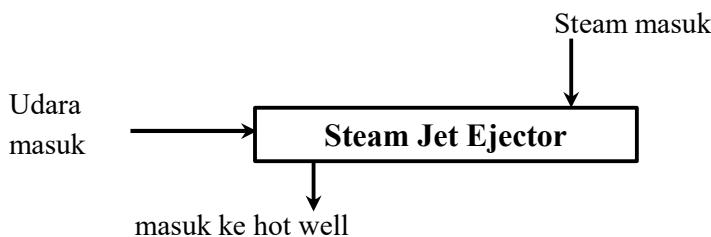


Tabel IV.24 Neraca Energi Barometric Condensor

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
H masuk	2879499,12	H keluar	3999819,81
Q terserap	1120320,68		
Total	7999639,61	Total	3999819,81

## 9. STEAM JET EJEKTOR (G-243)

Fungsi : untuk memvakumkan evaporator (sebagai pompa vakum)



Tabel IV.25 Neraca Energi Steam Jet Ejector

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
H masuk	1419329,99	H keluar	1419329,99
Total	1419329,99	Total	1419329,99

## BAB V

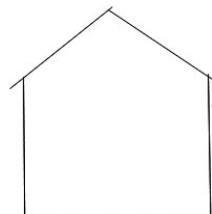
# DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

### V.1 Daftar Peralatan

Berdasarkan perhitungan dari Appendiks C, didapatkan spesifikasi alat untuk setiap alat yang dijelaskan melalui tabel sebagai berikut :

**Tabel V.1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Tepung Jagung (F-111)**

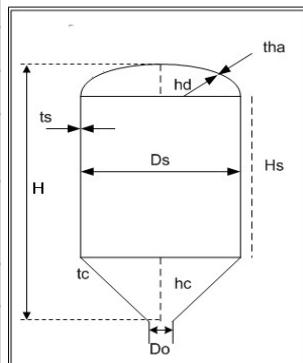
Spesifikasi	Keterangan
Nama & No Alat	Gudang Penyimpanan Tepung Jagung (F-111)
Fungsi	Menyimpan bahan baku tepung jagung
Bentuk / Tipe	Bangunan kubus dengan tutup prisma segi empat
Bahan	<i>Dasar beton dinding batako</i>
Kapasitas	394,1 m <sup>3</sup> 389,4 Ton
Jumlah	1 buah
Panjang	7,3 m
Lebar	7,3 m
Tinggi	7,3 m



**Tabel V.2 Spesifikasi Tangki Penampung Tepung Jagung (J-112)**

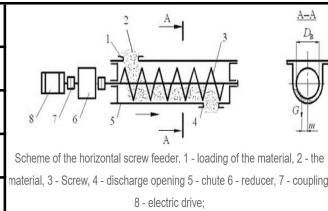
Spesifikasi	Keterangan
Nama	Tangki Penampung Tepung Jagung
Fungsi	Menampung dan mengatur laju alir tepung jagung yang akan masuk ke dalam pneumatic conveyor
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas berbentuk dished head dan bagian bawah berbentuk konis 120°

Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>
Kapasitas	49,3 m <sup>3</sup> = 1739,5 ft <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	6,9 m
OD	138 in
ID	137,4 in
Tebal silinder (ts)	5/16 in
Tebal tutup atas (tha)	5/16 in
Tebal tutup bawah (thb)	3/16 in
Tinggi silinder (Hs)	5 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,6 m
Tinggi tutup bawah (Hc)	1 m



**Tabel V.3 Spesifikasi Screw Conveyor (J-112)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama& No Alat	Screw Conveyor (J-112)
Fungsi	Memasukkan Tepung Jagung menuju Tangki Mixing
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas berbentuk dished head dan bagian bawah berbentuk konis 120°
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>
Kapasitas	2549,7 kg/jam
Jumlah	1 buah
Panjang Screw	4,0 m
Diameter Screw	0,2 m
Rotasi Screw	43,7 rpm



Scheme of the horizontal screw feeder. 1 - loading of the material, 2 - the material, 3 - Screw, 4 - discharge opening 5 - chute 6 - reducer, 7 - coupling, 8 - electric drive;

Actual Power	0.04 kW
Sudut	20°

**Tabel V.4 Spesifikasi Tangki Larutan CaCl<sub>2</sub> (M-113)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama & No Alat	Tangki Larutan CaCl <sub>2</sub> (M-113)
Fungsi	Melarutkan CaCl <sub>2</sub> padat dengan air, menampung dan menentukan laju alir larutan CaCl <sub>2</sub> untuk proses pencampuran di Tangki Mixing (M-110)
Bentuk / Tipe	tegak
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>
Jenis pengaduk	<i>flat six blade turbine with disk</i>
Kapasitas	3,5 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi Tangki	3 m
OD	60 in
ID	59,6 in
Tebal silinder (ts)	3/16 in
Tebal tutup atas (tha)	3/16 in
Tebal tutup bawah (thb)	2/8 in
Tinggi silinder (Hs)	2,3 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,3 m
Tinggi tutup bawah (Hc)	0,4 m
Jumlah baffle	4 buah
Daya	1 hp

**Tabel V.5 Spesifikasi Tangki Penampung Enzim  $\alpha$ -Amilase (F-114)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan No Alat	Tangki Penampung Enzim $\alpha$ -amilase (F-114)
Fungsi	Menyimpan enzim $\alpha$ -amilase untuk proses dekstrinasi/liquifikasi di Reaktor Likuifikasi (R-120)
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas berbentuk dished head dan bagian bawah berbentuk konis $120^\circ$
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>
Kapasitas	1,0 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi Tangki	1,8 m
OD	36,0 in
ID	35,6 in
Tebal silinder (ts)	3/16 in
Tebal tutup atas (tha)	3/16 in
Tebal tutup bawah (tl)	3/16 in
Tinggi silinder (Hs)	1,4 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,2 m
Tinggi tutup bawah (l)	0,3 m

**Tabel V.6 Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-121)**

Spesifikasi	Keterangan	
Nama dan No Alat	Pompa sentrifugal L-121	
Fungsi	Memompa lar dari tangki mixing (M-110) ke jet cooker	
Tipe	Centrifugal pump	
Bahan pipa	Commercial steel	
Kapasitas	0,001 m <sup>3</sup> /s = 0,05 ft <sup>3</sup> /s	

Jumlah	2 buah
Ukuran pipa	2 in sch 80
Daya Pompa	2,50 hp

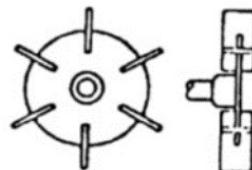
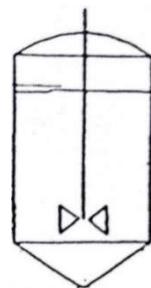
**Tabel V.7 Spesifikasi Jet Cooker (E-122)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama&Nomor	Jet Cooker (E-122)
Fungsi	Memanaskan slurry pati (starch) agar larut secara sempurna dengan menginjeksikan steam
Diameter throttle	3,3 in
Kapasitas slurry	5931,8 kg/jam
Kapasitas steam	909,1 kg/jam
Panjang cooker	1,7 m
ID	5,8 in
OD	6,6 in

**Tabel V.8 Spesifikasi Tangki Mixing (M-110)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan No Alat	Tangki Mixing (M-110)
Fungsi	Mencampurkan tepung jagung (starch) dengan lar. CaCl <sub>2</sub> , enzim $\alpha$ -amilase dan air untuk proses likuifikasi.
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas dished head dan bagian bawah konis 160° dilengkapi pengaduk.
Bahan	<i>Stainless steel SA 240 grade M tipe 316</i>
Kapasitas	10,5 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi Tangki	3,7 m

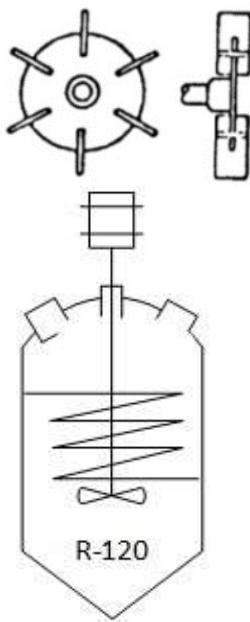
OD	84 in
ID	83,6 in
Tebal silinder (ts)	3/16 in
Tebal tutup atas (tha)	3/16 in
Tebal tutup bawah (thb)	3/16 in
Tinggi silinder (Hs)	3 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,4 m
Tinggi tutup bawah (Hc)	0,2 m
Jumlah baffle	4 buah
Daya	3 hp
Jenis pengaduk	<i>Flat six blade turbine with disk</i>



**Tabel V.9 Spesifikasi Reaktor Likuifikasi (R-120)**

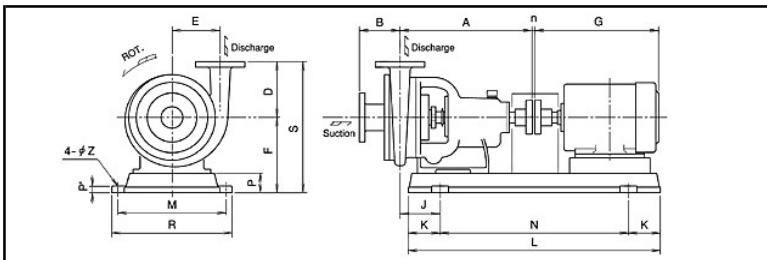
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan No Alat	Reaktor Likuifikasi (R-120)
Fungsi	Mengkonversikan pati menjadi dekstrin, dekstrosa dan maltosa dengan bantuan enzim $\alpha$ -amilase
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas dishead head dan bagian bawah berbentuk konis $160^\circ$ , dilengkapi koil pemanas dan pengaduk.
Bahan	<i>Stainless steel SA 240 grade M tipe 316</i>
Jenis Pengaduk	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>
Kapasitas	6,9 m <sup>3</sup>
Jumlah	4 buah

Tinggi tangki	3,2	m
OD	72	in
ID	71,6	in
Tebal silinder (ts)	3/16	in
Tebal tutup atas (tha)	3/16	in
Tebal tutup bawah (thb)	3/16	in
Tinggi silinder (Hs)	2,7	m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,3	m
Tinggi tutup bawah (Hc)	0,2	m
Daya Pengaduk	2,0	hp
Jumlah lilitan coil	1	bah
Diameter coil	24	in
Jarak tiap lingkaran coil	2,0	in



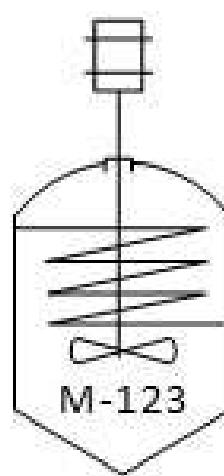
**Tabel V.10 Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-131)**

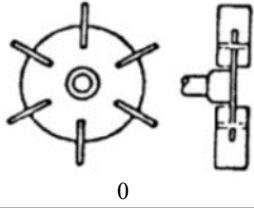
Spesifikasi	Keterangan	
Nama dan No Alat	Pompa Centrifugal L-131	
Fungsi	Memompa larutan dekstrin dari tangki pendingin (F-126) ke reaktor sakarifikasi (R-130)	
Tipe	Centrifugal pump	
Bahan pipa	Commercial steel	
Kapasitas	0,002	m <sup>3</sup> /s
Jumlah	2 bah	
Ukuran pipa	2 in sch 80	
Daya Pompa	0,5 hp	



**Tabel V.11 Spesifikasi Tangki Pendingin Larutan Dekstrin (M-123)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan No Alat	Tangki Pendingin Larutan Dekstrin (M-123)
Fungsi	Menampung dan mendinginkan larutan dekstrin dari reaktor likuifikasi (R-120)
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas dished head dan bagian bawah konis dengan sudut $120^\circ$ yang dilengkapi koil pendingin
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>
Jenis Pengaduk	<i>flat six-blade turbine with disk</i>
Kapasitas	9,1 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	3,9 m
OD	78,0 in
ID	77,5 in
Tebal silinder (ts)	0,3 in
Tebal tutup atas (tha)	0,3 in
Tebal tutup bawah (thb)	0,2 in
Tinggi silinder (Hs)	3,0 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,3 m



Tinggi tutup bawah (Hc)	0,6	m	 0
Daya Pengaduk	1,5	hp	
Jumlah lilitan coil	7	buah	
Diameter coil	60,0	in	
Jarak tiap lingkaran coil	2,0	in	

**Tabel V.12 Spesifikasi Tangki Penampung Enzim Glukoamilase (F-132)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan No Alat	Tangki Penampung Enzim Glukoamilase (F-132)
Fungsi	Menyimpan enzim glukoamilase untuk proses sakarifikasi dalam Reaktor Sakarifikasi (R-130)
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas bentuk dished head dan bagian bawah berbentuk konis $120^\circ$
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>
Kapasitas	0,88 m <sup>3</sup> = 31,08 ft <sup>3</sup> =
Jumlah	1 buah
Tinggi Tangki	1,79 m = 5,87 ft
OD	36 in
ID	35,63 in
Tebal silinder (ts)	3/16 in
Tebal tutup atas (tha)	3/16 in
Tebal tutup bawah (thb)	3/16 in
Tinggi silinder (Hs)	1,37 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,15 m

Tinggi tutup bawah (Hc)	0,26 m
----------------------------	--------

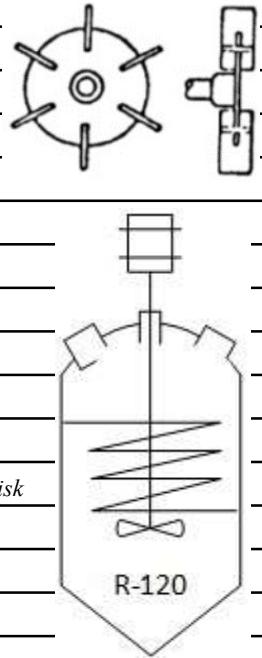
**Tabel V.13 Spesifikasi Tangki Penampung Larutan HCl (F-133)**

Spesifikasi	Keterangan	
Nama & No Alat	Tangki Penampung Larutan HCl (F-133)	
Fungsi	Menyimpan larutan HCl untuk proses sakarifikasi	
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas bentuk dished head dan bagian bawah berbentuk konis 120° dilengkapi pengaduk	
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>	
Kapasitas	2,26	m <sup>3</sup>
Jumlah	1	bah
Tinggi Tangki	2,39	m
OD	48	in
ID	47,63	in
Tebal silinder (ts)	3/16	in
Tebal tutup atas (tha)	3/16	in
Tebal tutup bawah (thb)	3/16	in
Tinggi silinder (Hs)	1,83	m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,21	m
Tinggi tutup bawah (Hc)	0,35	m

**Tabel V.14 Spesifikasi Reaktor Sakarifikasi (R-130)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan No Alat	Reaktor Sakarifikasi (R-130)
Fungsi	Mengkonversi larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa

	dengan bantuan enzim glukoamilase	
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas disebut head dan bagian bawah konis 160° dilengkapi koil pemanas dan pengaduk	
Bahan	<i>Stainless steel SA 240 grade M tipe 316</i>	
Kapasitas	49,26	m <sup>3</sup>
Jumlah	13	bahar
Tinggi tangki	6,16	m
OD	138	in
ID	137,5	in
Tebal silinder (ts)	1/4	in
Tebal tutup atas (tha)	1/4	in
Tebal tutup bawah (tl)	1/4	in
Tinggi silinder (Hs)	5,26	m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,59	m
Tinggi tutup bawah (t)	0,31	m
Jenis Pengaduk	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>	
Daya Pengaduk	1,0	hp
Jumlah lilitan coil	5	bahar
Diameter coil	60	in
Jarak tiap lingkaran c	10	in



**Tabel V.15 Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-141)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan No Alat	Pompa Centrifugal (L-141)
Fungsi	Memompa larutan dekstrosa dari tangki penampung (F-134) ke rotary vacuum filter (H-140)

Tipe	Centrifugal pump
Bahan pipa	Commercial steel
Kapasitas	0,0017 m <sup>3</sup> /s
Jumlah	2 buah
Ukuran pipa	2 in sch 80
Daya Pompa	0,063 hp

**Tabel V.16 Spesifikasi Tangki Penampung Larutan Dekstrosa (F-134)**

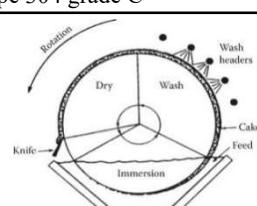
Spesifikasi	Keterangan	
Nama dan No Alat	Tangki Penampung Larutan Dekstrosa (F-134)	
Fungsi	Menampung larutan keluaran Reaktor Sakarifikasi(R-130)	
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas bentuk dished head dan bagian bawah berbentuk konis 120° dilengkapi pengaduk	
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>	
Kapasitas	7,78	m <sup>3</sup>
Jumlah	1	bahah
Tinggi Tangki	3,58	m
OD	72	in
ID	71,500	in
Tebal silinder (ts)	1/4	in
Tebal tutup atas (tha)	1/4	in
Tebal tutup bawah (tl)	3/16	in
Tinggi silinder (Hs)	2,74	m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,31	m
Tinggi tutup bawah (t)	0,53	m

**Tabel V.17 Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-151)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan No Alat	Pompa Centrifugal L-151
Fungsi	Memompa filtrat (larutan dekstrosa) dari tangki penampung Rovac (F-142) ke Kation Exchanger (D-150 A)
Tipe	Centrifugal pump
Bahan pipa	Commercial steel
Kapasitas	0,002 m <sup>3</sup> /s = 0,07 ft <sup>3</sup> /s
Jumlah	2 buah
Ukuran pipa	2 in sch 80
Daya Pompa	0,11 hp

**Tabel V.18 Spesifikasi Rotary Vacuum Filter (H-140)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Rotary Vacuum Filter (H-140)
Fungsi	Memisahkan padatan/impuritis yang berada dalam larutan dekstrosa
Tipe	Rotary drum vacuum filter
Bahan : Drum	Stainless steel SA-167 type 304 grade C
Filter	Kanvas
Kapasitas	6789 kg/jam
Jumlah	1 buah
Laju filtrasi	0,001 m <sup>3</sup> /det
Luas filter	39,4 m <sup>2</sup>

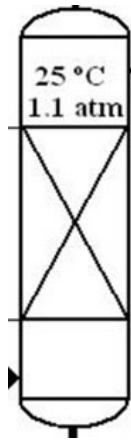


**Tabel V.19 Spesifikasi Kation Exchanger (D-150 A)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan No Alat	Kation Exchanger (D-150 A)
Fungsi	Untuk menghilangkan ion positif yang terkandung dalam larutan dekstrosa yaitu impuritis $\text{Ca}^{2+}$ dari $\text{CaCl}_2$
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas dan tutup bawah bentuk dished head dan terdapat bed resin didalamnya
Bahan	<i>Stainless steel tipe 304 grade 3 (SA 167)</i>
Resin yang digunakan	<i>Sulfonated phenolic resin</i>
Kapasitas	2,441 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	2,24 m
Luas penampang bed	0,00 ft <sup>2</sup>
OD	48 in
ID	47,63 in
Tebal silinder (ts)	3/16 in
Tebal tutup atas (tha)	3/16 in
Tebal tutup bawah (tl)	3/16 in
Tinggi silinder (Hs)	1,83 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,21 m
Tinggi tutup bawah (	0,21 m

**Tabel V.20 Spesifikasi Anion Exchanger (D-150 B)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan No Alat	Anion Exchanger (D-150 B)
Fungsi	menghilangkan ion negatif yang terkandung dalam larutan dekstrosa yaitu dekstrosa yaitu impuritis $\text{Cl}^-$ dari $\text{HCl}$

Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas dan tutup bawah bentuk dished head dan terdapat bed resin didalamnya		
Bahan	<i>Stainless steel tipe 304 grade 3 (SA 167)</i>		
Resin yang digunakan	<i>Strongly basic acrylic</i>		
Kapasitas	2,44	m <sup>3</sup>	
Jumlah	1	buah	
Tinggi Tangki	2,24	m	
Luas penampang bed	11,96	ft <sup>2</sup>	
OD	48	in	
ID	47,63	in	
Tebal silinder (ts)	3/16	in	
Tebal tutup atas (tha)	3/16	in	
Tebal tutup bawah (tl)	3/16	in	
Tinggi silinder (Hs)	1,83	m	
Tinggi tutup atas (Hd)	0,21	m	
Tinggi tutup bawah (	0,21	m	

**Tabel V.21 Spesifikasi Tangki Penampung Larutan Dekstrosa 25% (F-161)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Tangki Penampung Larutan Deskrosa 25% (F-161)
Fungsi	Menampung larutan dari anion exchanger(D-150B)
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas bentuk dished head dan bagian bawah berbentuk konis 120° dilengkapi pengaduk
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>
Kapasitas	8,47 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah

Tinggi Tangki	3,88 m
OD	78 in
ID	77,5 in
Tebal silinder (ts)	1/4 in
Tebal tutup atas (tha)	3/16 in
Tebal tutup bawah (tl)	3/16 in
Tinggi silinder (Hs)	2,97 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,33 m
Tinggi tutup bawah (l)	0,57 m

**Tabel V.22 Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-211)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan No Alat	Pompa Sentrifugal L-211
Fungsi	Memompa larutan dekstrosa dari tangki penampung (F-161) ke reaktor hidrogenasi (R-210)
Tipe	Centrifugal pump
Bahan pipa	Commercial steel
Kapasitas	0,002 m <sup>3</sup> /s
Jumlah	2 buah
Ukuran pipa	2 in sch 80
Daya Pompa	0,22 hp

**Tabel V.23 Tangki Penampung Katalis Raney Nickel (F-212)**

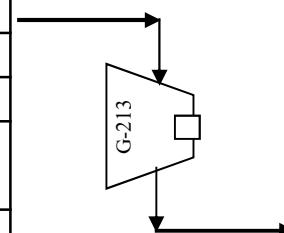
Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Tangki Penampung Katalis Raney Nickel (F-212)
Fungsi	raney nikel 50% untuk 1 cycle proses
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas berbentuk dished head dan bagian bawah berbentuk konis $120^\circ$
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>
Kapasitas	7,59 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi Tangki	3,58 m
OD	72 in
ID	71,4 in
Tebal silinder (ts)	5/16 in
Tebal tutup atas (tha)	5/16 in
Tebal tutup bawah (thb)	5/16 in
Tinggi silinder (Hs)	2,7 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,3 m
Tinggi tutup bawah (Hc)	0,5 m

**Tabel V.24 Tangki Penampung Hidrogen (F-214)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Tangki Penampung Hidrogen (F-214)
Fungsi	Menyimpan feedstock gas hidrogen untuk digunakan sebagai reaktan dalam reaksi hidrogenasi
Bentuk bejana	<i>Spherical</i>
Bahan konstruksi	Hastelloy C22
Jumlah	1 buah
Diameter bejana	11,50 m <sup>3</sup>
Tebal bejana	0,35 in
Volume bejana	795,68 m <sup>3</sup>

**Tabel V.25 Spesifikasi Compressor (G-213)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama/Nomor Alat	Compressor (G-213)
Fungsi	Menaikkan tekanan feed gas hidrogen masuk reaktor hidrogenasi katalitik (R-210)
Bentuk / Tipe	Centrifugal Kompressor
Bahan Impeller	<i>High-Strength Titanium Alloy grade 5</i>
Kapasitas	3656 m <sup>3</sup> /H
Jumlah	1 buah
Kondisi Operasi	
Inlet	14 atm 30 oC
Outlet	80 atm



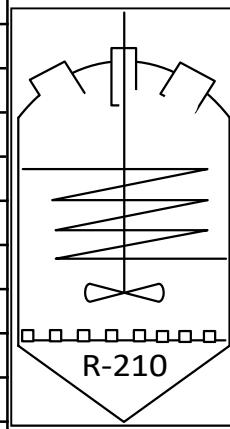
	115,7 oC	
Efisiensi	95%	
Daya	2,5 hp	

**Tabel V.26 Spesifikasi Settling Tank (H-215)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Settling Tank (H-215)
Fungsi	Memisahkan larutan sorbitol keluaran dari reaktor hidrogenasi (R-210) dengan Raney-Nickel
Bentuk / Tipe	Silinder tegak tutup atas dished head dan bagian bawah konikal dengan sudut 60°
Bahan	Carbon Steel gr. SA-283 gr. C
Kapasitas	6,89 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	4,29 m
OD	42 in
ID	41,5 in
Tebal silinder (ts)	1/4 in
Tebal tutup atas (tha)	1/4 in
Tebal tutup bawah (thb)	1/4 in
Waktu settling	2 mnt
Luas Permukaan Settling	1 m <sup>2</sup>

**Tabel V.27 Reaktor Hidrogenasi Katalitik (R-210)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Reaktor Hidrogenasi Katalitik (R-210)
Fungsi	Mengkonversi larutan glukosa menjadi larutan sorbitol melalui reaksi hidrogenasi dan bantuan katalis raney nickel
Bentuk / Tipe	silinder tegak dengan bagian tutup atas dishead head dan bagian bawah konis $160^{\circ}$ , dengan pengaduk, koil pemanas dan kontaktor gas.
Bahan	Stainless steel SA-182 tipe 310 grade F310
Jenis Pengaduk	<i>flat sixblade turbine with disk</i>
Kapasitas	16,4 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	4,3 m
OD	96 in
ID	90 in
Tebal silinder (ts)	3 in
Tebal tutup atas (tha)	2 1/3 in
Tebal tutup bawah (thb)	2 1/3 in
Tinggi silinder (Hs)	3,7 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,4 m
Tinggi tutup bawah (Hc)	0,2 m



Daya Pengaduk	1 hp
Jumlah lilitan coil	5 buah
Diameter coil	90 in
Jarak tiap lingkaran coil	0,5 in

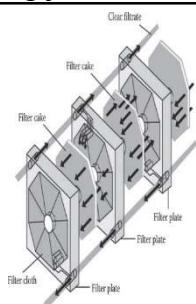
**Tabel V.28 Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-221)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Pompa Sentrifugal L-221
Fungsi	Memompa larutan sorbitol dari Settling Tank (H-215) menuju Filter Press (H-220)
Tipe	Centrifugal pump
Bahan pipa	Commercial steel
Kapasitas	0,002 m <sup>3</sup> /s
Jumlah	2 buah
Ukuran pipa	2 in sch 80
Daya Pompa	0,5 hp

**Tabel V.29 Spesifikasi Filter Press (H-220)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Filter Press (H-220)
Fungsi	Memisahkan padatan impuritis dari larutan sorbitol
Tipe	Horizontal Plate and Frame Filter Press
Kondisi Operasi	Tekanan 1 atm dan suhu 80 °C

Kapasitas	7404,3 kg/jam
Jumlah	1 buah
Luas Filter	1,18 m <sup>2</sup>
Tebal Plate dan Frame	1,25 in
Jumlah Plate	30
Jumlah Frame	28
Ukuran frame	8x8 in
Waktu total per siklus	3 jam



**Tabel V.30 Tangki Filtrat Larutan Sorbitol (F-222)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Tangki Penampung Filtrat Larutan sorbitol (F-222)
Fungsi	Menampung filtrat larutan sorbitol keluaran filter press (H-220)
Bentuk / Tipe	berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>
Kapasitas	8,75 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi Tangki	3,88 m
OD	78 in
ID	77,50 in

Tebal silinder (ts)	1/4 in
Tebal tutup atas (tha)	1/4 in
Tebal tutup bawah (thb)	1/4 in
Tinggi silinder (Hs)	3,0 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,3 m
Tinggi tutup bawah (Hc)	0,6 m

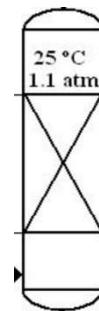
**Tabel V.31 Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-231)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Pompa Sentrifugal L-231
Fungsi	Memompa larutan sorbitol dari tangki penampung (F-222) menuju kation exchanger (D-230)
Tipe	Centrifugal pump
Bahan pipa	Commercial steel
Kapasitas	0,002 m <sup>3</sup> /s
Jumlah	1 buah
Ukuran pipa	2 in sch 80
Daya Pompa	0,3 hp

**Tabel V.32 Spesifikasi Kation Exchanger (D-230)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Tangki Kation Exchanger (D-230)

Fungsi	yang terkandung dalam larutan sorbitol seperti impuritis Raney Nickel berupa Al3+
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head dan terdapat bed resin di dalamnya
Bahan	<i>Stainless steel tipe 304 grade 3 (SA 167)</i>
Resin yang digunakan	<i>Sulfonated phenolic resin</i>
Kapasitas	2,4 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	2,2 m
Luas penampang bed	12,4 ft <sup>2</sup>
OD	48,0 in
ID	47,6 in
Tebal silinder (ts)	1/5 in
Tebal tutup atas (tha)	1/5 in
Tebal tutup bawah (thb)	1/5 in
Tinggi silinder (Hs)	1,8 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,2 m
Tinggi tutup bawah (Hc)	0,2 m



**Tabel V.33 Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-241)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Pompa Sentrifugal L-241

Fungsi	dari Kation Exchanger (D-230) menuju evaporator (V-240 A)
Tipe	Centrifugal pump
Bahan pipa	Commercial steel
Kapasitas	0,002 m <sup>3</sup> /s
Jumlah	2 buah
Ukuran pipa	2 in sch 40
Daya Pompa	1 hp

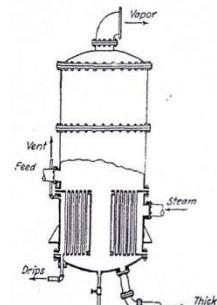
**Tabel V.34 Spesifikasi Evaporator I (V-240A)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Evaporator I (V-240A)
Fungsi	Menguapkan kadar air dalam larutan sorbitol sehingga kadar sorbitol menjadi 35%
Bentuk / Tipe	<i>Vertical short tube evaporator</i>
Bahan	High alloy steel SA-167 grade 3 tipe 304
Jumlah	1 buah
Tinggi Evaporator	6,4 m
Luas Permukaan	28,1 m
OD Shell	22 in
ID Shell	21,25 in
Tebal Shell	3/8 in
Baffle	4 buah
OD Tube	1 1/2 in

ID Tube	1 3/8 in
BWG	16
Pitch	1 7/8 in
Jumlah Tube	110 buah
Panjang Tube	2,13 m

**Tabel V.35 Spesifikasi Evaporator II (V-240B)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Evaporator II (V-250B)
Fungsi	Menguapkan kadar air dalam larutan sorbitol sehingga kadar sorbitol menjadi 46%
Bentuk / Tipe	<i>Vertical short tube evaporator</i>
Bahan	High alloy steel SA-167 grade 3 tipe 304
Jumlah	1 buah
Tinggi Evaporator	6,40 m
Luas Permukaan	28,1 m <sup>2</sup>
OD Shell	22,0 in
ID Shell	21,3 in
Tebal Shell	0,4 in
<i>Baffle</i>	4,0 buah
OD Tube	1,5 in
ID Tube	1,4 in
BWG	16,0
Pitch	1 7/8 in
Jumlah Tube	110,0 buah



Panjang Tube	2,1 m
--------------	-------

**Tabel V.36 Spesifikasi Evaporator III (V-240C)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Evaporator III (V-240C)
Fungsi	Menguapkan kadar air dalam larutan sorbitol sehingga kadar sorbitol menjadi 70%
Bentuk / Tipe	<i>Vertical short tube evaporator</i>
Bahan	High alloy steel SA-167 grade3 tipe 304
Jumlah	1 buah
Tinggi Evaporator	6,40 m
Luas Permukaan	21,95 m <sup>2</sup>
OD Shell	22 in
ID Shell	23,25 in
Tebal Shell	3/8 in
<i>Baffle</i>	4 buah
OD Tube	1 1/2 in
ID Tube	1 3/8 in
BWG	16
Pitch	1 7/8 in
Jumlah Tube	86 buah
Panjang Tube	2,13 m

**Tabel V.37 Spesifikasi Barometrik Kondensor (E-242)**

Nama dan nomor alat	Barometrik Kondensor (E-242)
Fungsi	Mengkondensasikan uap dari Evaporator V-250 C
Type	Barometric condenser
Bahan	<i>Carbon steel SA 283 grade B</i>
Jumlah	1 buah
Rate bahan	1700 kg uap/jam
Luas penampang condenser	2,9 ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	18,0 in
Jumlah air pendingin	40427 kg/jam
Kekakuan maksimum	0,2 atm
Diameter kolom barometrik	0,2 ft
Batas keamanan	1,5 ft
Tinggi kolom barometrik	13,0 ft

**Tabel V.38 Spesifikasi Steam Jet Ejector (G-243)**

Nama	Steam Jet Ejector (G-243)
Fungsi	Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada Barometric condenser
Material	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit
Tipe	Single stage jet
Keb. steam (Ws)	1925,60 lb/jam

**Tabel V.39 Spesifikasi Hot Well (F-244)**

Nama	Hot Well (F-244)	
Fungsi	Untuk menampung kondensat dari barometric kondensor dan jet ejector	
Bentuk	Balok	
Panjang	19,86	ft
Lebar	9,93	ft
Tinggi	9,93	ft
Bahan	Beton bertulang (reinforced concrete)	
Jumlah	1	buah

**Tabel V.40 Tangki Larutan Sorbitol 70% (F-245)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Tangki Penampung Larutan Sorbitol 70% (F-245)
Fungsi	Menampung sorbitol keluaran Evaporator (V-240 C)
Bentuk / Tipe	berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>
Kapasitas	205,99 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi Tangki	9,55 m
OD	192 in

ID	190,75 in
Tebal silinder (ts)	5/8 in
Tebal tutup atas (tha)	5/8 in
Tebal tutup bawah (thb)	5/8 in
Tinggi silinder (Hs)	7,3 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,8 m
Tinggi tutup bawah (Hc)	1,4 m

## V.2 Harga Peralatan

Berdasarkan perhitungan dan data dari appendiks C berikut adalah tabel untuk harga setiap alat berdasarkan spesifikasi

**Tabel D.3 Perkiraan Harga Peralatan Proses Tahun 2019**

No.	Kode	Nama Peralatan	Harga (US\$, 2014)	Jml	Total Harga (US\$, 2019)
					(US\$, 2019)
1	J-112	Screw Conveyor	2.400	1	2.567
2	M-113	Tangki Penampung Lar. CaCl <sub>2</sub>	18.100	1	19.360
3	F-114	Tangki Penampung E. α-amilase	11.000	1	11.766
4	M-110	Tangki Mixing	26.100	1	27.917
5	L-121	Pompa Sentrifugal	5.900	1	6.311
6	E-122	Jet Cooker	3.200	1	3.423
7	R-120	Reaktor Likuifikasi	54.000	4	231.034
8	M-123	Tangki Pendingin Lar. Dekstrin	47.700	1	51.020
9	L-131	Pompa Sentrifugal	5.300	1	5.669
10	F-132	Tangki Penamp. Glukoamilase	10.000	1	10.696
11	F-133	Tangki Penampung HCl	20.800	1	22.248
12	R-130	Reaktor Sakarifikasi	183.000	13	2.544.583
13	F-134	Tangki Penampung Dekstrosa	46.800	1	50.057
14	L-141	Pompa Sentrifugal	6.300	1	6.738
15	H-140	Rotary Drum Vacuum Filter	356.000	1	380.778
16	L-151	Pompa Sentrifugal	5.400	1	5.776
17	D-150A	Kation Exchanger	5.926	1	6.338
18	D-150B	Anion Exchanger	5.200	1	5.562
19	F-154	Tangki Penampung dekstrosa 25%	8.715	1	9.322
20	L-211	Pompa Sentrifugal	5.100	1	5.455
21	R-210	Reaktor Hidrogenasi	254.600	2	544.641
22	F-212	Tangki Penampung Katalis	24.100	1	25.777
23	G-213	Kompresor	37.900	1	40.538
24	F-214	Tangki Penampung Hidrogen	123.700	1	132.310

25	H-215	Settling Tank	28.100	1	30.056
26	L-221	Pompa Sentrifugal	4.900	1	5.241
27	H-220	Filter Press	20.600	1	22.034
28	F-222	Tangki Penampung Filtrat	10.000	1	10.696
29	L-231	Pompa Sentrifugal	4.900	1	5.241
30	D-230	Kation Exchanger	4.900	1	5.241
31	L-241	Pompa Sentrifugal	7.843	1	8.389
32	V-240 A	1st stage evaporator	150.300	1	160.761
33	V-240 B	2nd stage evaporator	150.300	1	160.761
34	V-240 C	3rd satge evaporator	138.100	1	147.712
35	E-242	Barometric Condensor	3.700	1	3.958
36	G-243	Steam Jet Ejector	1.500	1	1.604
37	F-244	Hot Well	34.800	1	37.222
38	F-245	Tangki Penampung Sorbitol	37.100	1	39.682
<b>TOTAL</b>				<b>54</b>	<b>4.788.485</b>

## **BAB VI**

### **ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Dasar penetapan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, perlu dilakukan perhitungan banyaknya bahan baku yang dibutuhkan dan jumlah produk yang dihasilkan menurut neraca massa yang telah dihitung pada Bab IV. Selain itu perlu dipertimbangkan harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti telah dihitung berdasarkan pada neraca massa dan energi. Selain pertimbangan-pertimbangan yang disebutkan diatas, diperlukan juga analisa biaya yang diperlukan untuk pabrik beroperasi, utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik.

Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain POT (Pay Out Time) dan BEP (Break Even Point).

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

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

Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik Sorbitol ini yaitu Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham yaitu 30% equity dan 70% pinjaman dari bank, dimana tiap sekutu (disebut juga persero/equity dan bank) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Modal yang digunakan dalam perseroan terbatas ini berasal dari modal dalam negeri. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.

2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan (direktur utama).
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.
4. Terdapat perbedaan hak antara pemilik modal dengan dewan komisaris. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.

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

Sistem organisasi yang digunakan pada Pabrik Sorbitol ini adalah lini dan staf, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah :

- Baik digunakan untuk pabrik besar dengan produksi yang kontinyu.
- Terdapat hubungan yang sinergis antara pimpinan dan perintah, sehingga menyebabkan budaya disiplin kerja lebih baik. Masing-masing kepala bagian maupun manajer secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan agar tercapai tujuan.
- Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.
- Pimpinan tertinggi perusahaan dipegang oleh seorang direktur utama yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris.
- Terdapat hubungan yang baik antara peran dewan komisaris dengan direktur utama untuk kemajuan perusahaan. Dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham yang memberikan nasihat dan saran kepada direktur utama.

Berikut merupakan komponen-komponen utama dalam organisasi garis dan staf, yaitu:

➤ **Pimpinan**

Tugas dan wewenang pemimpin adalah sebagai berikut:

- a. Membuat program kerja yang detail dan sistematis
- b. Menjalin koordinasi dan hubungan yang bersinergi dengan para staf.
- c. Melakukan pengawasan secara menyeluruh mengenai pelaksanaan kerja di seluruh unit di pabrik.
- d. Melakukan evaluasi dan tinjauan secara kontinyu mengenai pelaksanaan pekerjaan di tiap-tiap bagian unit kerja
- e. Memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.
- f. Memberikan hasil evaluasi kerja kepada dewan komisaris mengenai hal-hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.
- g. Sebagai perwakilan dari pihak pabrik untuk berbagai kepentingan termasuk perundingan dengan pihak dari luar.

➤ **Staf (Pembantu Pimpinan)**

Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli dimana memiliki kewajiban untuk membantu pemimpin dalam menjalankan kebijaksanaan perusahaan. Staf berbentuk tim yang utuh, saling membantudan membutuhkan dengan tujuan agar semua permasalahan yang di perusahaan dapat dipecahkan secara bersama-sama dengan jalan yang terbaik. Macam - macam staf antara lain ialah :

**a. Staf Teknik**

Staf khusus, yaitu kelompok staf yang berkewajiban untuk memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana sehingga dapat membantu dalam pelaksanaan tugas dan kelancarannya.

**b. Staf Ahli**

Staf ini berisikan para ahli dalam bidangnya masing-masing yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu pihak

pabrik, baik dalam bidang penelitian dan pengembangan maupun bidang lainnya.

### c. Staf Koordinasi

Dikenal dengan istilah staf umum, yaitu kelompok staf yang bertugas dalam membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, dan jika dibutuhkan dapat memberikan nasihat kepada pimpinan setiap saat.

## VI.1.3 Struktur Organisasi

Pembagian kerja dalam organisasi atau perusahaan ini adalah:

### 1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris adalah sebuah dewan yang bertugas untuk melakukan pengawasan serta memberikan nasihat kepada direktur utama Perseroan Terbatas (PT). Di Indonesia Dewan Komisaris ditunjuk melalui RUPS (Rapat Umum Pemegang Saham) dan di dalam UU No. 40 Tahun 2007 Tentang Perseroan Terbatas dijabarkan fungsi, wewenang, dan tanggung jawab dari dewan komisaris.

Tugas dan kewenangan dewan komisaris adalah:

- Mengawasi jalannya usaha PT
- Mengawasi direktur utama dari PT, dan memastikan bahwa tindakan yang dilakukan direktur utama PT tidak merugikan perseroan.
- Berpartisipasi dalam penetapan kebijakan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi atau pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan secara kontinyu.
- Memberikan nasihat kepada direktur utama PT bila direktur utama PT ingin mengadakan perubahan atau perencanaan dalam perusahaan.
- Dalam melakukan tugas, dewan komisaris harus berdasarkan kepada kepentingan PT tanpa ada paksaan dari pihak manapun.

Kewajiban dewan komisaris adalah:



**Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan**

1. Membuat risalah rapat dewan komisaris dan menyimpan salinan rapat.
2. Melaporkan kepada komisaris utama PT mengenai kepemilikan saham PT dan atau saham di PT lainnya.
3. Memberikan laporan kepada komisaris utama PT tentang tugas pengawasan yang telah dilakukan.
4. Mengawasi kinerja direktur utama.

## **2. Komisaris Utama**

Komisaris utama sebagai pemilik perusahaan, pemegang kekuasaan tertinggi perusahaan, dan pemegang saham terbesar di pabrik ini.

Tugas dan wewenang komisaris utama sebagai berikut :

- Memilih, mengangkat, dan memberhentikan pimpinan perusahaan
- Mengesahkan rencana kerja dan laporan keuangan tahunan
- Mengawasi dan menentukan kebijakan perusahaan
- Meminta pertanggungjawaban dewan komisaris
- Mengadakan rapat umum tahunan.

## **3. Direktur Utama**

Direktur Utama adalah orang yang berwenang merumuskan dan menetapkan suatu kebijaksanaan dan program umum perusahaan, pemegang kepengurusan dalam perusahaan, pimpinan perusahaan, dan penanggung jawab utama atas kelangsungan perusahaan secara keseluruhan, sesuai dengan batas wewenang yang diberikan. Dalam menjalankan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh satu orang wakil direktur dan satu orang sekretaris.

Tugas dan kewenangan direktur utama (dirut) adalah :

- Menetapkan kebijakan-kebijakan, strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana, dan tata cara dalam pelaksanaannya.
- Menentukan kebijakan keuangan dan anggaran tahunan perusahaan.

- Mempertanggungjawabkan dan melaporkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dan kinerja perusahaan termasuk anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas, dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi yang tepat ke semua unit atau bagian.

#### **4. Direktur Produksi**

Tugas dan kewajiban direktur produksi adalah sebagai berikut :

- Bertanggung jawab atas kelancaran dan pengawasan produksi serta peralatan pabrik.
- Bertanggung jawab dalam pengaturan dan pemeliharaan, pengawasan serta perbaikan peralatan pabrik.
- Perencanaan jadwal produksi dan sarana produksi.
- Pengembangan, penelitian dan control kualitas produksi.

#### **5. Direktur Keuangan**

Tugas dan kewajiban direktur keuangan dan pemasaran adalah sebagai berikut :

- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan.
- Bertanggung jawab atas kelancaran administrasi perusahaan.
- Mengatur dan mengawasi pemasaran produksi dan pembelian bahan baku.
- Bertanggung jawab terhadap kegiatan operasional didalam teamnya.
- Peningkatan pelayanan dan pemeliharaan pelanggan.

- Merencanakan unjuk hasil team/rencana break down target.
- Melakukan supervisi terhadap teamnya.
- Memanage organisasi team agar tercipta suasana harmonis.
- Mengkoordinasikan hasil/temuan lapangan kepada atasan langsung.

## **6. Direktur Sumber Daya Manusia**

Direktur Sumber Daya Manusia bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan SDM.

Tugas dan kewajiban direktur sumber daya manusia adalah sebagai berikut :

- Merencanakan, mengembangkan dan mengimplementasikan strategi di bidang pengelolaan dan pengembangan SDM.
- Menetapkan dan memelihara sistem yang sesuai untuk mengukur aspek penting dari pengembangan HR.
- Memonitor, mengukur dan melaporkan tentang permasalahan, peluang, rencana pengembangan yang berhubungan dengan SDM dan pencapaiannya dalam skala waktu dan bentuk/format yang sudah disepakati.
- Mengatur dan mengembangkan staf langsung.
- Mengelola dan mengendalikan pembelanjaan SDM per departemen sesuai anggaran-anggaran yang disetujui.

## **7. Kepala Bagian**

Tugas dan wewenang kepala bagian adalah sebagai berikut :

- Mengkoordinasikan masing-masing bagian dibawahnya serta bertanggung jawab kepada bidangnya masing-masing.

- Memberikan laporan secara periodik tentang kegiatan-kegiatan serta hasil-hasil yang telah dicapai oleh bagian masing-masing kepada kepala pabrik atau kantor.
- Membantu kepala pabrik atau kantor dalam menyiapkan dan menyusun laporan-laporannya.

### **7.1 Kepala Bagian Proses dan Produksi**

Tugas dan wewenang kepala bagian ini adalah sebagai berikut :

- Mengusahakan agar barang-barang produksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin..
- Mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian produksi yang terdiri dari supervisor, mandor, bagian *quality*, dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

### **7.2 Kepala Bagian Teknik dan Pemeliharaan**

Tugas dan wewenang kepala bagian ini adalah sebagai berikut :

- Mengendalikan jalannya proses produksi pabrik dapat beroperasi dengan maksimal.
- Memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan

perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan.

- Memberikan bantuan teknik kepada bagian *maintenance* dan bagian operasi yang berkaitan dengan kelancaran dan efisiensi peralatan pabrik.
- Bertanggung jawab terhadap perencanaan, pelaksanaan, pengawasan dan pemeliharaan keselamatan peralatan pabrik dan karyawan serta pencegahan kebakaran dan lindungan lingkungan.
- Mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
  - Barang yang dibeli
  - Jumlah yang dibeli
  - Waktu pembelian
  - Tempat pembelian
  - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian *maintenance*, operasi, logistik.
- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi

### 7.3 Kepala Bagian Promosi dan Keuangan

Tugas dan wewenang kepala bagian ini adalah sebagai berikut :

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan.

- Mengkoordinasikan dengan staf bagian keuangan.
- Bagian promosi bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian promosi
- Bagian ini meliputi pemasaran dan iklan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan.

#### **7.4 Kepala Bagian Umum dan Personalia**

Tugas dan wewenang kepala bagian ini adalah sebagai berikut :

- Bagian ini bertugas bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain : penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Mengurus penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur SDM.

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

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

- Penentuan jumlah karyawan operasi (proses):  
Kapasitas produksi sorbitol = 60,606 ton/hari  
Berdasarkan *figure 6-9 Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup> edition*, hal 198 untuk kondisi *solid-fluid processing*

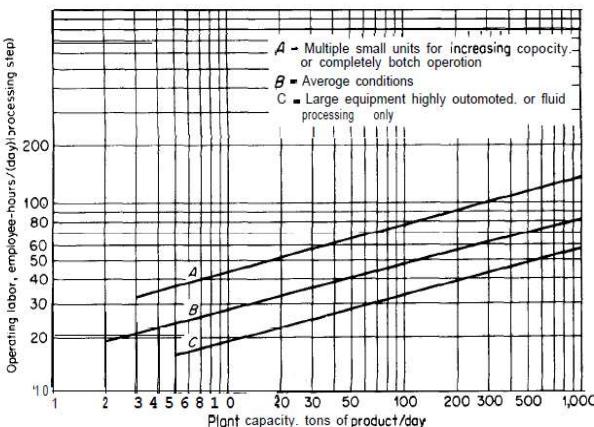
*only pada average conditions* dengan kapasitas pabrik 60,606 ton/hari, maka diperoleh jumlah karyawan operasi:

$$M = 42 \text{ orang-jam/(hari).(tahapan proses)}$$

#### Terhadap Kapasitas Produksi

Karena ada 2 tahapan proses dalam pabrik, maka jumlah karyawan yang diperlukan adalah:

$$\begin{aligned} \text{Karyawan} &= 42 \text{ orang-jam/(hari).(tahapan proses)} \\ &\times 2 \text{ tahapan proses} \\ &= 84 \text{ orang-jam/hari} \end{aligned}$$



**Gambar VI.2** Penetuan Jumlah Karyawan Operasi

Karyawan operasi dibagi dalam 3 shift kerja (per hari) dengan 1 shift kerja bekerja dalam 8 jam/hari, sehingga jumlah karyawan per shift adalah sebanyak:

$$\begin{aligned} &= 84 \text{ orang-jam/hari} : 3 \text{ orang/shift} \\ &= 28 \text{ orang/shift} \end{aligned}$$

dengan pembagian jadwal *shift* sebagai berikut:

M = *Morning (Shift 1)*; Jam Kerja (07.00-15.00 WIB).

E = *Evening (Shift 2)* ; Jam Kerja (15.00-23.00 WIB).

N = *Night (Shift 3)* ; Jam Kerja (23.00-07.00 WIB).

**Tabel VI.1** Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik Sorbitol

No	Jabatan	Gaji (Rp/bulan)	Jumlah Karyawan	Jumlah (Rp)
1	Dewan Komisaris			
	Komisaris utama	Rp 24.000.000	3	Rp 72.000.000
2	Dewan Direksi			
	Direktur Utama	Rp 60.000.000	1	Rp 60.000.000
	Dirut Produksi	Rp 45.000.000	1	Rp 45.000.000
	Dirut Keuangan	Rp 45.000.000	1	Rp 45.000.000
	Dirut SDM	Rp 45.000.000	1	Rp 45.000.000
3	Sekretaris	Rp 5.000.000	2	Rp 10.000.000
4	Kepala Bagian			
	a. Proses & Produksi	Rp 17.000.000	1	Rp 17.000.000
	b. Teknik & Pemeliharaan	Rp 17.000.000	1	Rp 17.000.000
	c. Promosi & Keuangan	Rp 17.000.000	1	Rp 17.000.000

	d. Umum & Personalia	Rp 17.000.000	1	Rp 17.000.000
5	Kepala Seksi			
	a. Proses & Produksi	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000
	b. Utilitas dan Pemeliharaan	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000
	c. Penjualan dan Pemasaran	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000
	d. Bahan Baku dan Gudang	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000
	e. Keuangan dan Pembukuan	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000
	f. Keamanan	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000
6	<i>Foreman</i>			
	a. Proses & Produksi	Rp 5.000.000	84	Rp 420.000.00
	b. Utilitas dan Pemeliharaan	Rp 5.000.000	28	Rp 140.000.00
	c. Penjualan dan Pemasaran	Rp 5.000.000	12	Rp 60.000.00
	d. Bahan Baku dan Gudang	Rp 5.000.000	8	Rp 40.000.00
	e. Keuangan & Pembukuan	Rp 5.000.000	8	Rp 40.000.00
	f. Keamanan	Rp 4.000.000	9	Rp 36.000.00

	g. Sopir	Rp 3.000.000	4	Rp 12.000.00 0
7	Dokter	Rp 6.000.000	2	Rp 12.000.00 0
8	Karyawan tidak tetap			
	a. Petugas Kebersihan	Rp 1.700.000	8	Rp 13.600.00 0
	b. Petugas Bongkar Muat	Rp 1.700.000	8	Rp 13.600.00 0
Total			190	Rp 1.120.200 .000

### VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan

Sistem pengupahan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan dan besar kecilnya tanggung jawab atau kedudukannya serta keahlian dan masa kerjanya. Karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut :

#### a. Karyawan Tetap

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

#### b. Karyawan Tidak Tetap

Karyawan yang bekerja secara tidak tetap dan karyawan yang masih menjalani masa kerja percobaan (*trainee*) paling lama 6 bulan. Karyawan tidak tetap ini dapat diterima sebagai karyawan tetap apabila mendapatkan nota persetujuan direktur utama, atas pengajuan kepala bagian dan manajer yang membawahinya. Upah yang diberikan berdasarkan upah bulanan, tetapi belum mendapatkan hak

penuh atas tunjangan-tunjangan dan jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan.

**c. Karyawan Harian**

Karyawan yang bekerja secara harian. Karyawan ini ada ketika perusahaan membutuhkan tenaganya. Karyawan ini diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi, dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan (yakni setiap hari sabtu).

Sistem penggajian dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut :

**a) Gaji Bulanan**

Gaji bulanan diberikan kepada karyawan tetap dan tidak tetap setiap bulannya, sesuai dengan bidang, kedudukan, golongan, serta keahliannya masing-masing.

**b) Gaji Harian**

Gaji harian adalah gaji yang diberikan kepada karyawan harian yang besarnya tergantung pada keahlian dan masa kerjanya. Gaji harian diberikan pada setiap akhir pekan (yakni hari sabtu).

**c) Gaji Borongan**

Gaji borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau pekerja borongan yang telah disepakati oleh perusahaan.

#### **VI.1.6 Tingkat Golongan dan Jabatan Tenaga Kerja**

Dasar penetapan tingkat golongan didasarkan pada jabatan, masa kerja, prestasi, dan sebagainya, sehingga belum tentu karyawan yang mempunyai jabatan lebih tinggi mempunyai gaji lebih besar dari karyawan dibawahnya yang memiliki masa kerja yang lama.

Adapun pembagian golongan karyawan pada perusahaan ini adalah:

Golongan I: Karyawan dengan gaji Rp. 2.500.000,00 – 4.000.000,00 /bulan.

Golongan II: Karyawan dengan gaji Rp 4.100.000,00 – 10.000.000,00 /bulan.

Golongan III: Karyawan dengan gaji Rp 10.100.000,00 – 15.000.000,00 /bulan.

Golongan IV: Karyawan dengan gaji Rp 15.100.000,00– 50.000.000,00 /bulan.

#### **VI.1.7. Sistem Jam Kerja**

Pabrik Sorbitol ini direncanakan bekerja 330 hari per tahun dengan 24 jam kerja per hari. Sesuai dengan ketentuan Undang-Undang dari Disnaker, peraturan, dan kebijakan dari perusahaan yang telah disepakati bersama oleh karyawan. Sistem jam kerja karyawan yang berlaku diperusahaan ini, yakni sebagai berikut:

##### **1. Sistem Jam Kerja *non-Shift***

Disebut dengan sistem jam kerja normal. Sistem jam kerja ini diperuntukkan bagi karyawan yang bekerja di bagian kesehatan dan kebersihan, pemasaran (*marketing*), Keuangan (*accounting*), personalia, administrasi, dan umum. Selain itu sistem jam kerja ini juga diperuntukkan untuk karyawan yang masih menjalani masa percobaan kerja. Jumlah jam kerja ialah 40 jam tiap minggu, sedangkan selebihnya akan dihitung sebagai jam lembur kerja. Waktu kerjanya adalah dari jam 08.00-16.00 WIB ( $\pm$  8 jam) untuk hari senin s/d jumat, lalu jam 08.00-13.00 WIB ( $\pm$  5 jam) untuk hari sabtu, sedangkan hari minggu ialah hari libur.

##### **2. Sistem Jam Kerja *Shift***

Disebut dengan sistem jam kerja *full*. Sistem jam kerja ini diperuntukkan bagi karyawan yang bekerja di Unit produksi dan teknik, seperti di unit proses (*pengolahan*), perawatan (*maintenance*), *quality control*, dan bagian keamanan. Sistem kerja ini diperlukan karena kondisi operasional bagian

unit proses (produksi) tersebut harus beroperasi secara kontinyu pengawasan secara terus-menerus selama 24 jam. Di Unit produksi dan teknik sendiri memiliki 3 (*group*) *shift* yang masing-masing bergantian setiap dua hari. Tiap kelompok *shift* terdiri dari 28 orang. Setiap *shift* memiliki hak untuk libur 2 hari dalam 8 hari kerja. Pembagian jadwal *shift* kerja yang ada di Unit Produksi dan Teknik:

**Tabel VI.2 Production Unit Schedule**

No	Group	Date									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1.	I	E	E	N	N	H	H	M	M	E	E
2.	II	M	M	E	E	N	N	H	H	M	M
3.	III	H	H	M	M	E	E	N	N	H	H

No	Group	Date									
		11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
1.	I	N	N	H	H	M	M	E	E	N	N
2.	II	E	E	N	N	H	H	M	M	E	E
3.	III	M	M	E	E	N	N	H	H	M	M

#### Keterangan:

No	Group	Date									
		21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
1.	I	H	H	M	M	E	E	N	N	H	H
2.	II	N	N	H	H	M	M	E	E	N	N
3.	III	E	E	N	N	H	H	M	M	E	E

M = Morning (*Shift 1*); Jam Kerja (07.00-15.00 WIB).

E = Evening (*Shift 2*); Jam Kerja (15.00-23.00 WIB).

N = Night (*Shift 3*); Jam Kerja (23.00-07.00 WIB).

H = Holiday (Hari Libur Kerja).

Setiap karyawan mendapatkan cuti tahunan maksimal 12 hari atau 12 kali cuti setiap tahun. Terdapat juga cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat atau perawatan total berdasarkan surat keterangan dokter, cuti hamil selama tiga bulan bagi tenaga kerja wanita (satu

bulan sebelum melahirkan dan dua bulan setelah melahirkan), cuti besar diberikan setiap enam tahun sekali, cuti alasan penting seperti ibadah haji, pernikahan diri sendiri, pernikahan saudara kandung, orang tua atau mertua meninggal dunia, mengkhitanan anak, membaptiskan anak, dan terkena bencana alam. Pengambilan waktu cuti diatur dengan mengajukan permohonan maksimal 1 hari sebelumnya untuk pertimbangan ijinya.

## **VI.2 UTILITAS**

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pabrik Sorbitol ini meliputi :

1. Air

Berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin, dan air untuk feed boiler.

2. Steam

Digunakan untuk keperluan proses dan penukar panas.

3. Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.

4. Bahan bakar

Berfungsi sebagai bahan bakar *generator* listrik. Bahan bakar untuk *generator* listrik ini menggunakan solar.

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik diatas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

### **VI.2.1 Unit Pengolahan Air**

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai dan laut, 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 Sorbitol ini digunakan untuk kepentingan :

1. Air sanitasi, meliputi air untuk laboratorium dan karyawan.

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan dilingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

- a) Syarat fisik :

- Suhu di bawah suhu udara
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Kekeruhan  $\text{SiO}_2$  tidak lebih dari 1 mg / liter

- b) Syarat kimia :

- $\text{pH} = 6,5 - 8,5$
- Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti  $\text{PO}_4$ , Hg, Cu dan sebagainya

- c) Syarat bakteriologi :

- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
- Bakteri E. coli kurang dari 1/ 100 ml

2. Air proses, meliputi : air proses, air pendingin dan air umpan boiler

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

### **VI.2.2 Unit Penyediaan Steam**

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari boiler. Kebutuhan steam digunakan sebagai penukar panas dan untuk keperluan proses.

Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit steam yaitu boiler.

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

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk Pabrik Sorbitol ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik dan PLN, dengan distribusi sebagai berikut :

1. Untuk proses produksi
2. Untuk penerangan pabrik dan kantor

### **VI.2.4 Unit Pendingin**

Untuk air pendingin proses harus berupa air murni. Akan tetapi pada kenyataannya air yang diperoleh dari sumber air (sungai atau PDAM) tidak dalam keadaan yang murni, sehingga air tersebut masih perlu sedikit diolah lebih lanjut karena dikhawatirkan masih mengandung zat-zat yang tersuspensi dan zat-zat yang terlarut seperti garam-garam bikarbonat, lumpur, dan lumut yang bisa menyebabkan terjadinya kerak, endapan, berbagai jenis korosi, *foaming* dan *carry over*. Pada unit pengolahan air proses ini, peralatan yang digunakan ialah pompa air, tangki tawas, tangki Ca(OH)<sub>2</sub>, bak pengendap, tangki *sand filter (filtration unit)*, alat *reverse osmosis*, kation-anion *exchanger*, bak penampung air bersih, tangki desinfektan, dan pompa air menuju proses.

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

1. Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
2. Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
3. Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu

4. Mudah dikendalikan dan dikerjakan
  5. Tidak mudah terdekomposisi
- Syarat air untuk air pendingin proses adalah tidak boleh mengandung:
- a. ion-ion garam terlarut (*hardness*): yang memberikan efek pada pembentukan kerak (*scaling*).
  - b. zat-zat organik: penyebab terbentuknya *slime*.
  - c. ion besi: penyebab korosi.
  - d. lumpur dan silika: penyebab terbentuknya *crystal* yang melekat (*fouling*).
  - e. minyak: dapat menyebabkan turunnya *heat transfer*.

#### **VI.2.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar**

Bahan bakar yang digunakan untuk pabrik ini adalah Solar sebagai sumber energi yang digunakan untuk menjalankan peralatan proses.

#### **VI.2.6 Unit Pemadam Kebakaran**

Unit ini digunakan untuk mengantisipasi bila terjadi bahaya kebakaran di pabrik ini. Unit pemadam kebakaran yang digunakan adalah menggunakan *Hydrant* dan *Foam*.

### **VI.3 ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Untuk itu pada pra rencana Pabrik Sorbitol ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Pay Out Time, POT*)
3. Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran Total Investasi Modal (*Total Capital Investment*, TCI) yang meliputi:
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI) :
    - Biaya Langsung (*Direct Cost*)
    - Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*, WCI)
2. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*, TPC), yang terdiri:
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*) :
    - Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost*, DPC)
    - Biaya Tetap (*Fixed Cost*, FC)
    - Biaya Tambahan Plant (*Plant Overhead Cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total

Perhitungan Biaya Total ini digunakan untuk mengetahui besarnya semua biaya yang dikeluarkan perusahaan. Selain itu juga untuk mengetahui besarnya nilaititik impas (BEP). Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap:

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost*, FC)
  - b. Biaya Semi-variabel (*Semi Variable Cost*, SVC)
  - c. Biaya Variabel (*Variable Cost*, VC)
  - d. Total Penjualan (*Sales*, S)
4. Total Pendapatan

Total pendapatan dihitung untuk mengetahui besarnya pendapatan bersih yang didapatkan untuk pabrik sehingga apabila pabrik ini mendapatkan laba yangsesuai maka pabrik yang

sedang direncanakan ini layak untuk didirikan, akantetapi apabila pabrik yang direncanakan mengalami kerugian maka pabrik ini tidak layak untuk didirikan. Analisa ekonomi dalam desainPabrik Sorbitol ini dihitungdengan menggunakan “Metode *Discounted Cash Flow*”. Perhitungan analisa ekonomi secara lengkap dapat dilihat pada Appendiks D.

### **VI.3.1 Biaya Peralatan**

Harga perlatan tiap tahun cenderung naik, sehingga untuk menetukan hargasekarang dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya berdasarkan FOB (*Free On Board*) dari *Gulf Coast USA* pada tahun 2014 yang diperoleh dari [www.matche.com](http://www.matche.com). Perhitungan harga peralatan secara total dapat dilihat pada Appendiks D.

### **VI.3.2 Perhitungan Analisa Ekonomi**

Analisa ekonomi dihitung dengan menggunakan metode *discounted cash flow* yaitu nilai *cash flow* diproyeksikan dengan nilai pada masa sekarang. Berikut dasar perhitungan yang digunakan :

#### **1. Modal**

Modal Sendiri = 30 %

Modal Pinjaman = 70 %

2. Bunga Bank = 9,75 % per tahun

3. Laju Inflasi = 3,13 % per tahun

4. Masa Konstruksi = 2 tahun

- Tahun pertama menggunakan 40 % modal sendiri dan 60% modal pinjaman.

- Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan sisa modal pinjaman.

5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut:

- Pada awal masa konstruksi yaitu awal tahun ke (-2) dilakukan pembayaran sebesar 50 % dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uangmuka.
  - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman.
6. Pengembalian pinjaman dilakukan pada jangka waktu 10 tahun, sebesar 10 % pertahun.
  7. Umur pabrik, penyusutan investasi alat dan bangunan diperkirakan terjadi dalam waktu 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10% per tahun secara *straight line* dari *Fixed Capital Invesment* (FCI).
  8. Kapasitas Produksi :  
Tahun ke-1 = 80 %.  
Tahun ke-2 = 100 %.

#### VI.3.2.1 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri dapat terpengaruh oleh inflasi. Untuk modal sendiri dan modal pinjaman dari bank, total pinjaman pada akhir masa konstruksi dapat dilihat pada Appendiks D.

#### VI.3.3 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)

*Internal rate of return* berdasarkan metode *discounted cash flow* adalah suatu tingkatbunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlahpengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* harga i, yaitu lajubunga sehingga memenuhi persamaan berikut:

$$\frac{\sum CF}{(1+i)^n} = \frac{\text{total modal akhir}}{\text{masa konstruksi}}$$

**Keterangan:**

n = tahun.

i = *discount factor*.

CF = *net cash flow* pada tahun ke-n.

$1/(1+i)^n$  = *discount flow*.

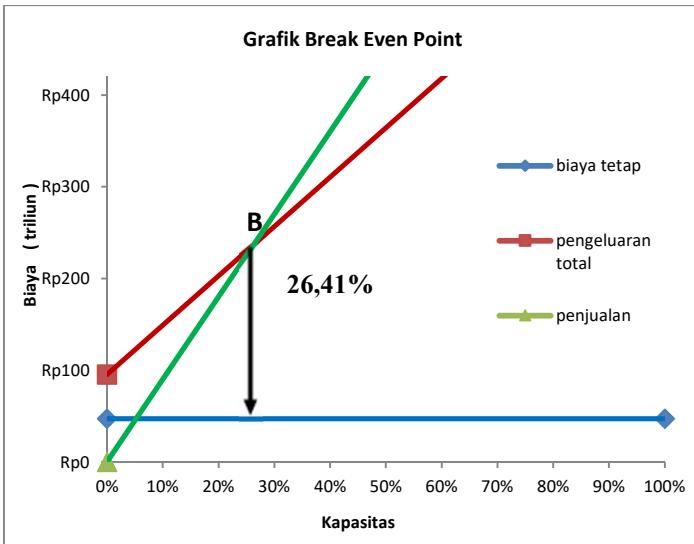
Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga  $i = 23,6\%$  yang mana lebih besar dari harga  $i$  untuk bunga pinjaman yaitu  $9,75\%$  per tahun. Dengan harga  $i = 23,6\%$  yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.

#### **VI.3.4 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)**

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 5,57 tahun. Nilai POT ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik yaitu 10 tahun.

#### **VI.3.5 Analisa Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)**

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi yang harus ditetapkan ketika biaya produksi total tepat sama dengan hasil penjualan. Biaya Tetap (FC), Biaya *Variable* (VC), dan Biaya *Semi-Variable* (SVC) tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 26,41 %.



**Gambar VI.3 BEP Pabrik Sorbitol**

## **BAB VII**

# **KESIMPULAN**

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



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

## DAFTAR PUSTAKA

- Aini, Fatiyan Yuwinda. 2016. *Kajian Penggunaan Pemanis Sorbitol sebagai Pengganti Sukrosa dalam Jurnal Teknologi Hasil Pertanian.* Surakarta : Universitas Sebelas Maret.
- Badan Standardisasi Nasional. 2018. Dokumen SNI Sorbitol Cair dan Bubuk & SNI Tepung Jagung. Jakarta : BSN.
- Brownell, L.E. and Young, F.H., 1959, “*Process Equipment Design*”, Willet Eastern Limited, New Delhi.
- Chemical engineering’s plant cost index.  
<http://www.chemengonline.com/pci-home> (diakses pada tanggal 23 Juni 2016).
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, “*Chemical Engineering*”, vol.II, Pergamon Press. Oxford.
- Faith, Keyes and Clark’s ,1975. *Industrial Chemical*. A willey – Interscience Publication .New Jersey.
- Geankoplis, C. J, 2003, “*Transport Process and Unit Operations*”, 4th edition, Pearson Education Inc.
- HIS Markit. 2017.“ Sorbitol-Chemical Economics Handbook”, <https://ihsmarkit.com/products/sorbitol-chemical-economics-handbook.html>, diakses pada 8 Desember 2018 pukul 08.00.
- Hougen & Watson,1954 “*Chemical Process Principles*”, 2<sup>th</sup> edition, Part I, John Willey and Sons Inc, New York.
- Hugot, E. 1972. “*Handbook of Cane Sugar Engineering*”, 2<sup>nd</sup> edition. Elsevier: Amsterdam
- Hull, Peter. 2010. *Glucose Syrups Technology and Applications*. New Delhi : Aptara, Inc.
- Kearsley, M.W., Dziedzic, S.Z. 1995. *Handbook of Starch Hydrolysis Products and their Derivatives 1<sup>st</sup> Edition.* New York: Springer Science+Business Media Dordrecht.
- Kern, D.Q, 1950, “*Process Heat Transfer*”, 5<sup>th</sup> edition, McGraw Hill Book Company, New York, Toronto , London.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan*.Surabaya:ITS Press.

- Kusnarjo. 2010. *Desain Pabrik Kimia*. Surabaya: ITS Press.
- Kusnarjo. 2010. *Ekonomi Teknik*. Surabaya: ITS Press.
- Nabors, Lyn O'Brien. 2001. *Alternative Sweeteners*. USA : Marcel Dekker, Inc.
- Othmer, K., 1960, "Encyclopedia of Chemical Technology", 2<sup>nd</sup> edition, vol.3, John Wiley&sons, New York.
- Perry, R. and Chilton, C. H, 1997 "Chemical Engineers Hand Book", 7<sup>th</sup> edition, McGraw-Hill International Book.
- Peter, M.S. and Timmerhous, K.D., 1991, "Plant Design and Economic for Chemical Engineers", 4<sup>th</sup> edition, McGraw-Hill Inc. New York.
- Sorini Agro Asia Corporation, 2008,  
<http://www.asiasecurities.co.id>.
- Suarni. 2016. *Struktur, Komposisi, dan Nutrisi Jagung* dalam Jurnal Balai Besar Penelitian dan Pengembangan Pascapanen Pertanian: Balai Penelitian Tanaman Serealia.
- Uhlig, H., 1998, "Industrial Enzymes and their Applications", John Wiley and Sons Inc. New York.
- Ullmann's, 2003, "Encyclopedia of Industrial Chemistry", 6<sup>th</sup> edition, vol.13.
- Ulrich, G. D, 1959, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic", John Wiley and sons Inc. New York.

## APPENDIKS A NERACA MASSA

Ditetapkan :

1 tahun	=	330 hari kerja
1 hari	=	24 jam operasi
Kapasitas produksi	=	20000 ton/tahun
	=	60606,06 kg/hari
	=	2525,25 kg/jam
1 cycle	=	6 jam
Kapasitas produksi	=	15151,52 kg/cycle
Tepung jagung yang dibutuhka	=	2317,91 kg/jam
	=	55629,87 kg/hari
	=	18357,86 ton/tahun
Basis	=	2317,91 kg/jam

**Tabel A.1 Komposisi tepung jagung yang digunakan**

Komponen	% berat	Massa (kg)
Karbohidrat	70,90%	1643,40
Serat	2,20%	50,99
Protein	10,70%	248,02
Lemak	5,40%	125,17
Abu	1,20%	27,81
Air	9,60%	222,52
<b>Total</b>	100,00%	2317,91

(Sumber : Yesti Sari, 2018 )

Persamaan umum neraca massa : (*Himmelblau, 6th edition*)

Akumulasi = Massa Masuk - Massa Keluar + Generasi - Konsumsi

Karena sistem *steady state* maka akumulasi = 0

Maka persamaan neraca massa menjadi :

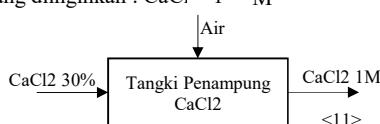
Massa Masuk + Generasi = Massa Keluar + Konsumsi ..... (A.1)

### 1. Tangki Penampung CaCl<sub>2</sub> (M-113)

Fungsi Menampung dan mengencerkan larutan CaCl<sub>2</sub> menjadi CaCl<sub>2</sub> 1M

- Bahan baku yang digunakan : CaCl<sub>2</sub> 30%

- aCl<sub>2</sub> yang diinginkan : CaCl<sub>2</sub> 1 M



**Menentukan konsentrasi CaCl<sub>2</sub> 30%**

$$\text{BM HCl} = 111 \text{ g/mol}$$

$$\rho_{\text{air}} = 1 \text{ g/cm}^3 = 1000 \text{ kg/m}^3$$

Asumsi : dalam larut 100 gram

$$\begin{aligned} \text{massa CaCl}_2 &= 30\% \times 100 & \text{massa air} &= 70\% \times 100 \\ &= 30 \text{ gram} & &= 70 \text{ gram} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} n \text{ CaCl}_2 &= \frac{\text{massa CaCl}_2}{\text{BM CaCl}_2} & V_{\text{air}} &= \frac{\text{massa air}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{30}{111} & &= \frac{70}{1} \\ &= 0,27 \text{ mol} & &= 70 \text{ cm}^3 = 0,07 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M \text{ CaCl}_2 &= \frac{n \text{ CaCl}_2}{V_{\text{air}}} \\ &= \frac{0,27}{0,07} \\ &= 3,86 \text{ M} \end{aligned}$$

#### Menentukan volume awal larutan baku $\text{CaCl}_2$ 30%

Dari perhitungan kebutuhan  $\text{CaCl}_2$  1 M didapatkan  $V(\text{CaC}) = 3,83 \text{ L}$   
 massa  $\text{CaCl}_2$  1 M = 4,13 kg

$$\begin{aligned} M_1 \cdot V_1 &= M_2 \cdot V_2 \\ V_1(\text{CaCl}_2 \text{ 30\%}) &= \frac{M_2 \cdot V_2}{M_1} \\ &= \frac{1,0 \times 3,83}{3,86} \\ &= 0,99 \text{ L} \end{aligned}$$

#### Menentukan massa awal larutan baku $\text{CaCl}_2$ 30%

$$\begin{aligned} \rho \text{ CaCl}_2 \text{ 30\%} &= 1,16 \text{ kg/L} \\ \text{massa CaCl}_2 \text{ 30\%} &= \rho \text{ CaCl}_2 \text{ 30\%} \times V \text{ CaCl}_2 \text{ 30\%} \\ &= 1,16 \times 0,99 \\ &= 1,15 \text{ kg} \end{aligned}$$

#### Menentukan jumlah air yang ditambahkan

$$\begin{aligned} \text{massa air} &= \text{massa CaCl}_2 \text{ 1M} - \text{massa CaCl}_2 \text{ 30\%} \\ &= 4,13 - 1,15 \\ &= 2,98 \text{ kg} \end{aligned}$$

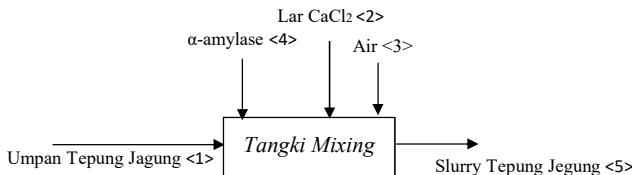
Tabel A.2 Neraca Massa Tangki Penampung  $\text{CaCl}_2$

Neraca Massa	
Masuk	Keluar

Aliran	massa (kg)	Aliran <11>	massa (kg)
CaCl <sub>2</sub> 30%	1,15	CaCl <sub>2</sub> 1 M	4,13
Air	2,98		
<b>Total</b>	<b>4,13</b>	<b>Total</b>	<b>4,13</b>

## 2. Tangki Mixing (M-110)

Fungsi Untuk menghasilkan *slurry starch* (suspensi pati) dengan menambahkan air enzim  $\alpha$ -amylase, dan larutan CaCl<sub>2</sub>, CaCl<sub>2</sub> berguna sebagai kofaktor enzim



- 1 Konsentrasi slurry pati (karbohidrat) : 30-35% padatan (Colin, 1997)
- 2 Kadar Ca<sup>2+</sup> sebagai kofaktor enzim  $\alpha$ -amylase dalam CaCl<sub>2</sub> adalah maksimum 40 ppm yang dilarutkan dalam air pengencce (Colin, 1997)
- 3 Waktu tinggal 15 menit
- 4 pH = 6
- 5 Tekanan atmosferik
- 6 Optimum enzim  $\alpha$ -amylase 15 LU (Colin, 1997)

Asumsi :

- Proses isothermal
- Tidak terjadi reaksi kimia, dimana Konsumsi dan Generasi = 0 sehingga Massa Masuk = Massa Keluar

### Perhitungan kebutuhan air untuk proses Tangki Mixing :

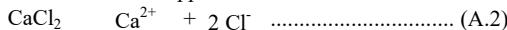
Dalam perencanaan ini dipilih konsentrasi pati sebesar 30 % berat sehingga diperlui penambahan air sebesar :

$$\begin{aligned}
 \text{Konsentrasi} &= \frac{\text{Pati}}{\text{Larutan Tepung Jagung}} \\
 \text{slurry pati} &= \frac{\text{Pati}}{\text{Pati} + \text{Air}} \\
 0,3 &= \frac{\text{Pati}}{1643,4 + \text{Air}} \\
 0,3 &= \frac{1643,4}{1643 + \text{Air}} \\
 \text{Aii} &= 3834,6 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Jadi massa air dalam mixing tank sebesar 3834,6 kg  
 $= 3,8 \text{ m}^3 = 3834597,94 \text{ mL}$

Kebutuhan  $\text{Ca}^{2+}$  yang digunakan untuk menstabilkan kinerja enzim :

Kebutuhan C = 40 ppm = 0,00004



Dalam proses digunakan  $\text{CaCl}_2$  1 M, maka kebutuhan  $\text{CaCl}_2$  :

$$x = \frac{w}{w + w_0}$$

dimana, x = fraksi berat terlarut, w = berat terlarut ( $\text{Ca}^{2+}$ ), dan  $w_0$  = berat pelarut (air) total

$$w = \frac{x \cdot w_0}{1 - x}$$

$$w = \frac{0,00004 \cdot x \cdot 3834,6}{1 - 0,00004}$$

$$w = 0,15 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka kgmol Ca}^{2+} &= \frac{w}{\text{BmCa}^{2+}} = \frac{0,153}{40,08} = 0,004 \text{ kgmol} \\ &= 3,83 \text{ gmol} \end{aligned}$$

Banyaknya  $\text{CaCl}_2$  (kg) dalam larutan yang ditambahkan :

$$\text{Mol CaCl} = \text{mol Ca}^{2+}$$

$$= 0,004 \text{ kgmol} = 3,83 \text{ gmol}$$

$$\begin{aligned} \text{penambahan CaCl}_2 \text{ (kg)} &= \text{mol} \cdot x \cdot \text{BM} \\ &= 0,004 \cdot x \cdot 111 \\ &= 0,42 \text{ kg} \end{aligned}$$

Volume  $\text{CaCl}_2$  1 M yang dibutuhkan :

$$V = \frac{\text{mol}}{\text{molaritas}} = \frac{3,83}{1} = 3,83 \text{ L}$$

Banyaknya larutan  $\text{CaCl}_2$  total yang ditambahkan :

$$\rho \text{ CaCl}_2 \text{ pada } T = 30^\circ\text{C} = 1,08 \text{ kg/L} \quad (\text{Perry edisi 6, 1984})$$

$$\begin{aligned} w &= \text{Volume CaCl} \times \rho \text{ CaCl}_2 \\ &= 3,83 \times 1,08 \\ &= 4,13 \text{ kg} \end{aligned}$$

Setelah diperoleh berat  $\text{CaCl}_2$ , selanjutnya menentukan jumlah air dalam larutan Ca

$$= \text{Massa total larut} - \text{massa CaCl}_2$$

$$= 4,13 - 0,42$$

$$= 3,71 \text{ kg}$$

Kebutuhan enzim  $\alpha$ -amylase dalam tangki :

$$\text{LU} = 15 \text{ LU/ml}$$

$$t \text{ (reaktor likuifikasi)} = 120 \text{ menit}$$

$$Vair = 3834597,94 \text{ ml}$$

$$D = \frac{Vair+Venzim}{Venzim} (\text{ml})$$

$$Vair = 3834597,94 \text{ ml}$$

$$Venzim = \frac{570 \times D}{LU \times t} \quad (Mitchinson, 1997)$$

$$0 = 570 \times \frac{(1 \cdot 3834598)}{15 \times 120} - \text{Venzim}$$

$$Venzim = 1102 \text{ ml}$$

$$\rho_{enzim} = 1,25 \text{ g/ml} \quad (\text{Zofia, 2004})$$

$$\begin{aligned} m_{enzim} &= 1378 \text{ g} \\ &= 1,38 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga Air yang ditambahkan pada aliran :

$$= \text{Total Penambahan Air} - \text{Air dalam CaCl}_2 1M - \text{Air pada tepung jagung}$$

$$= 3834,60 - 3,71 - 222,52$$

$$= 3608,37 \text{ kg}$$

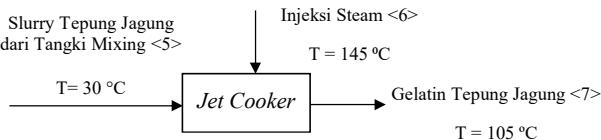
**Tabel A.3 Neraca Massa Tangki Mixing**

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran <1>	massa (kg)	Aliran <5>	massa (kg)
(Pati)	1643,40	(Pati)	1643,40
Serat	50,99	Serat	50,99
Protein	248,02	Protein	248,02
Lemak	125,17	Lemak	125,17
Abu	27,81	Abu	27,81
Air	222,52	CaCl <sub>2</sub>	0,42
<i>Total</i>	2317,91	Air	3834,60
Aliran <2>	massa (kg)	Enzim α-amylase	1,38
CaCl <sub>2</sub>	0,42		
Air (CaCl <sub>2</sub> )	3,71		
<i>Total</i>	4,13		
Aliran <3>	massa (kg)		
Air	3608,37		
<i>Total</i>	3608,37		
Aliran <4>	massa (kg)		
Enzim α-amylase	1,38		
<i>Total</i>	1,38		

<b>Total</b>	5931,79	<b>Total</b>	5931,79
--------------	---------	--------------	---------

### 3. Jet Cooker (E-122)

Fungsi : Untuk memanaskan suspensi pati tepung jagung sampai hancur & larut secara sempurna sehingga kehilangan produk akan lebih kecil dengan menginjeksikan steam.



Asumsi :

- Ketika steam berkontak dengan bahan dan terjadi gelatinasi, seluruh massa steam dianggap berubah menjadi liquid.
- Tidak terjadi reaksi kimia, dimana Konsumsi dan Generasi = 0 sehingga Massa Masuk = Massa Keluar

Kondisi operasi :

Suhu pati tergelatinasi yang keluar jet coc = 105 - 107 °C

Waktu kontak antara pati dengan steam pada jet cooker 5 sampai 10 menit  
(Uhlig, 2001)

Ditetapkan T keluar = 105 °C

Waktu kontak = 5 menit

Pemanasan dilakukan dengan penambahan *saturated steam* dengan kondisi :

Tekanan = 4,1 atm = 415 kPa

Suhu = 145 °C

(Uhlig, 2001)

Dari perhitungan neraca massa energi didapatkan massa sistem steam yang dibutuhkan sebesar,

Massa steam = 836,0 kg

(hal. B.2)

**Tabel A.4 Neraca Massa Jet Cooker**

Neraca Massa			
Masuk	Keluar		
Aliran <5>	massa (kg)	Aliran <7>	massa (kg)
(Pati)	1643,40	(Pati)	1643,40
Air	3834,60	Air	4716,53
Protein	248,02	Protein	248,02
Lemak	125,17	Lemak	125,17
Abu	27,81	Abu	27,81
Serat	50,99	Serat	50,99

$\alpha$ -amylase	1,38	$\alpha$ -amylase	1,38
CaCl <sub>2</sub>	0,42	CaCl <sub>2</sub>	0,42
Total	5931,79		
Aliran <6>	massa (kg)		
Steam	836,05		
Total	6767,84	Total	6813,72

#### 4. Reaktor Likuifikasi (R-120)

Fungsi : Untuk mengubah pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim a-amilase.

Kondisi Operasi Tekanan = 1 atm

Suhu = 90 - 95°C

pH = 6

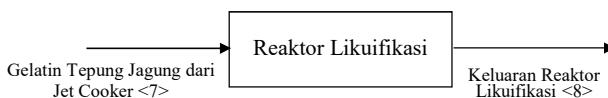
Waktu = 2 - 3 jam

Konversi penguraian pati menjadi dextrin oleh  $\alpha$  - a = 20% (*Ullmann's, 2003*)

Asumsi :

- Adanya reaksi kimia, sehingga :

$$\text{Massa Masuk} + \text{Generasi} = \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi}$$



$$\text{BM Pati} = 162139 \text{ kg/kmol}$$

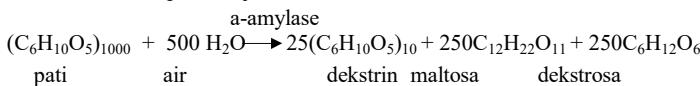
$$\text{BM Dekstrin} = 1621,39 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM H}_2\text{O} = 18,02 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Maltosa} = 342,29 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Dekstros} = 180,15 \text{ kg/kmol}$$

Persamaan reaksi pati menjadi dekstrin :



$$\text{Massa Pati Kering} = 1643,40 \text{ kg}$$

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \text{ mula-} = \frac{1643,40}{162139} \text{ kg/km}$$

$$= 0,01 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} H_2O \text{ mula-mula} &= \frac{4716,53}{18,02} \text{ kg/kmol} \\ &= 261,81 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\boxed{\text{Konversi} = \text{mol pati terkonversi}}$$

mol pati mula-mula

$$\begin{aligned}\text{Mol pati terkonversi} &= \text{mol pati mula} \times \text{konversi} \\ &= 0,01 \times 20\% \\ &= 0,002 \text{ kmol}\end{aligned}$$

$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	+	500H <sub>2</sub> O	25 $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ + 250 C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub> + 250 C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>
M	0,01	261,81	
R	0,002	1,01	0,05
S	0,01	260,79	0,05

Dari reaksi di atas, maka dapat diketahui :

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O yang tersisa} &= \text{kmol air sisa} \times \text{BM air} \\ &= 260,79 \times 18,02 \\ &= 4698,27 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Pati yang tersisa} &= \text{kmol pati sisa} \times \text{BM pati} \\ &= 0,01 \times 1621,39 \\ &= 1314,72 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Dekstrin yang terbentuk} &= \text{kmol dekstrin} \times \text{BM dekstrin} \\ &= 0,05 \times 1621,39 \\ &= 82,17 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Maltosa yang terbentuk} &= \text{kmol maltosa} \times \text{BM maltosa} \\ &= 0,51 \times 342,29 \\ &= 173,47 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Glukosa yang terbentuk} &= \text{kmol dekstrosa} \times \text{BM dekstrosa} \\ &= 0,51 \times 180,15 \\ &= 91,3 \text{ kg}\end{aligned}$$

**Tabel A.5 Neraca Massa Reaktor Likuifikasi**

Neraca Massa					
Masuk		Gen	Kons	Keluar	
Aliran <7>	massa (kg)	massa (kg)	massa (kg)	Aliran <8>	massa (kg)
Pati	1643,40	0,00	328,68	Pati	1314,72
Air	4716,53	0,00	18,26	Air	4698,27
Protein	248,02	0,00	0,00	Protein	248,02
Lemak	125,17	0,00	0,00	Lemak	125,17
Serat	50,99	0,00	0,00	Serat	50,99
Abu	27,81	0,00	0,00	Abu	27,81
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00	0,00	CaCl <sub>2</sub>	0,42
a-amilase	1,38	0,00	0,00	a-amilase	1,38
Total	6813,72	0,00	0,00	Dekstrin	82,17
Dekstrin	0,00	82,17	0,00	Maltosa	173,47
Maltosa	0,00	173,47	0,00	Dekstrosa	91,30

Dekstrosa	0,00	91,30			
<b>Total</b>	6813,72	346,94	346,94	<b>Total</b>	6813,72

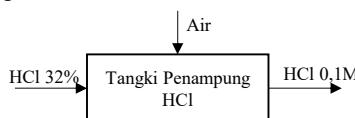
### 5. Tangki Penampung HCl (F-133)

Fungsi Menampung dan mengencerkan larutan HCl menjadi HCl 0,1M

- Bahan baku yang digunakan : HCl 32%
- $\Delta H$  solution pada 298 K = ##### cal/mol

(Bureau of Standards Journal of Research, vol 9)

- HCl yang diinginkan : F 0,1 M



#### Menentukan konsentrasi HCl 32%

BM HCl = 36,5 g/mol

$\rho$  air = 1 g/cm<sup>3</sup> = 1000 kg/m<sup>3</sup>

Basis : Dalam larutan 100 gram

$$\begin{aligned} \text{massa HCl} &= 32\% \times 100 & \text{massa air} &= 68\% \times 100 \\ &= 32 \text{ gram} & &= 68 \text{ gram} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} n_{\text{HCl}} &= \frac{\text{massa HCl}}{\text{BM HCl}} & V_{\text{air}} &= \frac{\text{massa air}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{32}{36,5} & &= \frac{68}{1} \\ &= 0,88 \text{ mol} & &= 68 \text{ cm}^3 = 0,07 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{HCl 32\%}} &= \frac{n_{\text{HCl}}}{V_{\text{air}}} \\ &= \frac{0,88}{0,07} \\ &= 12,9 \text{ M} \end{aligned}$$

#### Menentukan volume awal larutan baku HCl 32%

Dari perhitungan kebutuhan HCl 0,1 M didapatkan  $V(\text{HCl}) = 1,89 \text{ L}$

massa HCl 0,1 M = 2,40 kg

$$M_1 \cdot V_1 = M_2 \cdot V_2$$

$$\begin{aligned} V_1(\text{HCl 32\%}) &= \frac{M_2 \cdot V_2}{M_1} \\ &= \frac{0,1 \times 1,89}{12,89} \end{aligned}$$

$$= 0,01 \text{ L}$$

#### **Menentukan massa awal larutan baku HCl 32%**

$$\begin{aligned}\rho \text{ HCl 32\%} &= 1,16 \text{ kg/L} \\ \text{massa lar. HCl 32\%} &= \rho \text{ HCl 32\%} \times V \text{ HCl 32\%} \\ &= 1,16 \times 0,01 \\ &= 0,02 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{massa HCl pada HCl 32\%} &= \frac{32\%}{100\%} \times \text{massa lar. HCl 32\%} \\ &= \frac{32\%}{100\%} \times 0,02 \text{ kg} \\ &= 0,01 \text{ kg} \\ \text{massa H}_2\text{O pada HCl 32\%} &= \frac{68\%}{100\%} \times \text{massa lar. HCl 32\%} \\ &= \frac{68\%}{100\%} \times 0,02 \text{ kg} \\ &= 0,01 \text{ kg}\end{aligned}$$

#### **Menentukan jumlah air yang ditambahkan**

$$\begin{aligned}\text{massa air} &= \text{massa HCl 0,1M} - \text{massa HCl 32\%} \\ &= 2,40 - 0,02 \\ &= 2,38 \text{ kg}\end{aligned}$$

**Tabel A.6 Neraca Massa Tangki Penampung HCl**

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran	massa (kg)	Aliran <11>	massa (kg)
HCl 32%	0,02	HCl 0,1 M	2,40
Air	2,38		
<b>Total</b>	<b>2,40</b>	<b>Total</b>	<b>2,40</b>

#### **6. Reaktor Sakarifikasi (R-130)**

Fungsi : Mengubah larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa dengan penambahan *enzim glukoamilase*.

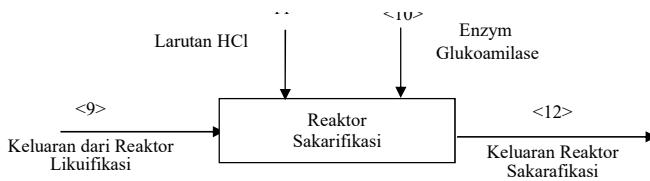
Kondisi operasi :

Tekanan	= 1 atm	pH	= 4 - 4.5
Suhu	= 60 °C	Waktu	= 72 jam ( <i>Uhlig, 2001</i> )

Asumsi :

- Adanya reaksi kimia, sehingga :

$$\text{Massa Masuk} + \text{Generasi} = \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi}$$



**a. Menentukan Volume Larutan dari Reaktor Sakarifikasi <9>**

Asumsi :  $\rho$  air pada T referensi adalah mendekati 1 kg/liter

$$\begin{aligned} \text{Mencari } \rho \text{ campur} &= \Sigma (\text{Nilai } \rho \text{ komponen} \times \text{Fraksi Vol komponen}) \\ &= 1,103 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa total}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= \frac{6813,72}{1,10} = 6179,27 \text{ Liter} \end{aligned}$$

**Tabel A.7 Komposisi Umpan Masuk Reaktor Sakarifikasi**

Komponen	Massa (kg)	s.g	$\rho$ (kg/L)	Volume (L)	fraksi vol
Pati	1314,72	1,59	1,59	826,87	0,13
Air	4698,27	1,00	1,00	4698,27	0,77
Protein	248,02	1,30	1,30	190,78	0,03
Lemak	125,17	0,91	0,91	137,55	0,02
Serat	50,99	1,31	1,31	38,93	0,01
Abu	27,81	2,42	2,42	11,49	0,00
CaCl <sub>2</sub>	0,42	2,15	2,15	0,20	0,00
a-amilase	1,38	1,25	1,25	1,10	0,00
Dekstrin	82,17	1,45	1,45	56,67	0,01
Maltose	173,47	1,54	1,54	112,64	0,02
Dekstrosa	91,30	1,56	1,56	58,53	0,01
<b>Total</b>	<b>6813,72</b>			<b>6133,02</b>	<b>1,00</b>

**b. Menentukan jumlah HCl yang ditambahkan**

pH larutan pati dari reaktor likuifil = 6

pH yang diinginkan dalam reaktor sakarifika = 4,5 (Uhlig, 1998)

pH diturunkan dengan penambahan HCl 0,1 M

Perhitungan banyaknya HCl 0,1 M yang harus ditambahkan :

Konsentrasi larutan pati pada pH = 6 (M1) :

$$\text{pH} = -\log [H^+] \text{ sehingga } [H^+] = 0,000001 \text{ mol/liter}$$

Konsentrasi larutan pati pada pH = 4,5 (M campuran) :

$$\text{pH} = -\log [H^+] \text{ sehingga } [H^+] = 0,000032 \text{ mol/liter}$$

Konsentrasi larutan HCl 0,1 M (M = 0,1 mol/liter)

persamaan :

$$M_1 V_1 + M_2 V_2 = M \text{ campuran} \times V \text{ campuran} \quad \dots \quad (\text{A.4})$$

diman M1	= Konsentrasi larutan pati pada pH = 6
M2	= Konsentrasi larutan HCl 0,1 M
M campuran	= Konsentrasi larutan pati pada pH = 4,5
V1	= Volume larutan pati pada pH = 6
V2	= Volume larutan HCl 0,1 M
V campuran	= Volume larutan pati pada pH = 4,5

$$V2 (\text{HCl } 0,1 \text{ M}) = \frac{V1 (M1 - M \text{ campuran})}{M \text{ campuran} - M2}$$

$$= 1,89 \text{ liter}$$

Massa HCl dalam larutan campuran :

$$\text{Molaritas} = \frac{\text{mol}}{\text{V}} = \frac{\text{massa}}{\text{BM} \times \text{V}}$$

$$(M)$$

$$\begin{aligned}\text{Massa HCl} &= M \times V \times \text{BM HCl} \times 1 \text{ kg}/1000\text{g} \\ &= 0,01 \text{ kg} \\ \text{BM HCl} &= 36,5 \text{ kg/kmol}\end{aligned}$$

#### c. Menentukan massa larutan HCl masuk <11>

$$\text{diman } \rho \text{ HCl } 0,1 \text{ M} = 1,27 \text{ kg/liter} \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\begin{aligned}\text{Massa larutan HCl } 0,1 \text{ M masuk} &= V \text{ HCl } 0,1 \text{ M} \times \rho \text{ HCl } 0,1 \text{ M} \\ &= 1,89 \text{ liter} \times 1,27 \text{ kg/liter} \\ &= 2,4 \text{ kg}\end{aligned}$$

#### d. Menentukan massa air di dalam Reaktor Sakarifikasi

$$\begin{aligned}\text{Air dalam larutan HCl} &- \text{Massa larutan HCl } 0,1 - \text{Massa HCl} \\ \text{masuk } &<11> = 2,4 - 0,007 \\ &= 2,39 \text{ kg}\end{aligned}$$

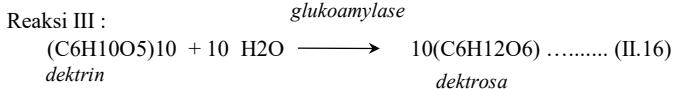
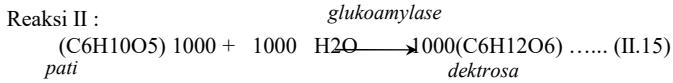
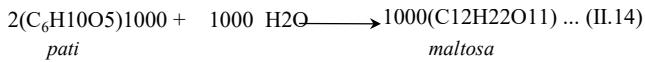
$$\begin{aligned}\text{Air di Reaktor Sakarifik} &= \text{air dalam larutan HCl masuk} + \text{air dalam larutan pati} \\ &= 2,39 + 4698,27 \\ &= 4700,66 \text{ kg}\end{aligned}$$

#### e. Menentukan jumlah enzim <10>

$$\begin{aligned}\text{Enzim glukoamilase yang ditambahkan sebanyak } 0,7 \text{ liter tiap } 1 \text{ ton pati} \\ \rho \text{ glukoamilase} &= 1,2 \text{ kg/liter} \quad (\text{risnoyatiningsih, 2011}) \\ \text{Dosis enzim per kg pati} &= 0,0008 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Enzim glukoamilase ditambah} &= 0,0008 \times 1396,9 \\ &= 1,17 \text{ kg}\end{aligned}$$

Reaksi I : *glukoamylase*



diketahui data :

BM Pati	=	162139 kg/kmol
BM H <sub>2</sub> O	=	18,02 kg/kmol
BM Dektrosa	=	180,15 kg/kmol
BM Maltosa	=	342,29 kg/kmol
BM Dekstrin	=	1621,39 kg/kmol

Konversi Total Pati yang terjadi di reaksi I dan II 98% (*Faith, 1990*)

Sirup yang dihasilkan mengandung :

Disakarida (Maltosa = 2 - 3%)

Glukosa (Dekstrosa) = 96 % atau lebih

Dengan penjelasan di atas, maka ditentukanlah konversi pada tiap reaksi, antara lain

$$\text{Konversi reaksi I(Maltosa)} = 3\% \text{ dari } 98 \% = 0,03$$

Konversi reaksi II (Dekstros = 97% dari 98 %) = 0,95

Kondisi Umpang yang Masuk, antara lain :

$$> \text{pati mula - mu} = \frac{1314,72}{162139} \text{ kg/kg/kmol}$$

$$= 0,008 \text{ kmol}$$

$$\text{> air mula - mula} = \frac{4700,66}{18,02} \text{ kg/kmol}$$

$$= 260,93 \text{ kmol}$$

$$\text{konversi} = \frac{\text{pati terkonversi}}{\text{pati mula-mula}}$$

$$\text{Pati terkonversi di reaks} = 0,029 \times 0,008 \\ \equiv 0,0002 \text{ kmol}$$

$$\text{Pati terkonversi di reaks} = 0,951 \times 0,008 \\ = 0,008 \text{ kmol}$$

0,008 kmol

### Reaksi I *glukosidase*

	$2(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000} + 1000\text{H}_2\text{O} \longrightarrow 1000(\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11})$		
M	0,0081	260,93	
R	0,0002	0,12	0,12
S	0,0079	260,81	0,12

Reaksi II

	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000} + 1000\text{H}_2\text{O} \xrightarrow{\text{glukoamylase}} 1000(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)$		
M	0,0079	260,8	
R	0,0077	7,7	7,7
S	0,0002	253,1	7,7

**Konversi Dektrin menjadi Dekstrosa = 98% (Faith, 1990)**

$$\begin{aligned} > \text{Dekstrin mula-mu} &= \frac{82,17 \text{ kg}}{1621 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,05 \text{ kmol} \\ > \text{Air mula-mula} &= 253,1 \text{ kmol} \end{aligned}$$

konversi	=	$\frac{\text{dekstrin terkonversi}}{\text{dekstrin mula-mula}}$
----------	---	---

$$\begin{aligned} \text{Dekstrin terkonversi} &= 98\% \times 0,05 \\ &= 0,05 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Reaksi III

	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10} + 10\text{H}_2\text{O} \longrightarrow 10(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)$		
M	0,051	253,1	
R	0,050	0,5	0,5
S	0,001	252,6	0,5

Maka hasil dari ketiga reaksi diperoleh :

$$\begin{aligned} > \text{Pati tersisa} &= 0,0002 \text{ kmol} \times 162139 \text{ kg/kmol} \\ &= 26,29 \text{ kg} \\ > \text{H}_2\text{O tersisa} &= 252,6 \times 18,02 \text{ kg/kmol} \\ &= 4550,7 \text{ kg} \\ > \text{Dekstrin tersisa} &= 0,001 \times 1621,39 \text{ kg/kmol} \\ &= 1,64 \text{ kg} \\ > \text{Dekstrosa} &= 8,2 \times 180,2 \text{ kg/kmol} \\ &= 1478,11 \text{ kg} \\ > \text{Maltosa} &= 0,12 \times 342,3 \text{ kg/kmol} \\ &= 40,8 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Tabel A.8 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi**

Neraca Massa					
Masuk		Gen	Kons	Keluar	
Aliran <9>	massa (kg)	massa (kg)	massa (kg)	Aliran <12>	massa (kg)
Pati	1314,72	0,00	1288,42	Pati	26,29
Air	4698,27	0,00	149,96	Air	4550,70
Protein	248,02	0,00	0,00	Protein	248,02
Lemak	125,17	0,00	0,00	Lemak	125,17
Serat	50,99	0,00	0,00	Serat	50,99
Abu	27,81	0,00	0,00	Abu	27,81
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00	0,00	CaCl <sub>2</sub>	0,42
a-amilase	1,38	0,00	0,00	a-amilase	1,38
Dekstrin	82,17	0,00	80,53	Dekstrin	1,64
Maltose	173,47	40,80	0,00	Maltose	214,27
Dekstrosa	91,30	1478,11	0,00	Dekstrosa	1569,41
<i>Total</i>	6813,72	1518,91	0,00	HCl	0,01
<b>Aliran &lt;10&gt;</b>	<b>massa(kg)</b>		<b>0,00</b>	Glukoamilase	<b>1,17</b>
Glukoamilase	1,17				
<b>Aliran &lt;11&gt;</b>	<b>massa(kg)</b>				
HCl	0,01				
Air	2,39				
<i>Total</i>	2,40				
<b>Total</b>	<b>6817,30</b>	<b>1518,91</b>	<b>1518,91</b>	<b>Total</b>	<b>6817,29</b>

### 7. Rotary Vacuum Filter (H-140)

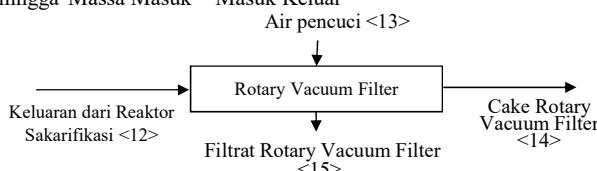
Fungsi : Memisahkan padatan/impurities yang berada dalam larutan dekstrosa.

Asumsi :

- Basis perhitungan kontinyu, dalam kg/jam
- Suhu operasi 80°C
- Karbohidrat (pati) yang terikut dalam filtrat adalah 0,05%.
- Dekstrin, dekstrose, maltosa dan HCl yang terikut cake sebesar 1% dari bahan yang masuk
- Kandungan air dalam cake yaitu 20%

(James, "Cane Sugar Hand Book", hal 191-192)

- Tidak terjadi reaksi kimia, dimana Konsumsi dan Generasi = 0 sehingga Massa Masuk = Masuk Keluar



Diketahui :

Dekstrin, dekstrose, maltosa dan HCl terikut cake sebesar 1% dari bahan yang masi

$$\begin{aligned}\text{Dekstrin yang ikut cake} &= 1,0\% \times 1,64 \\ &= 0,02 \text{ kg}\end{aligned}$$

sehingga diperoleh tabel A.9 sebagai berikut :

**Tabel A.9 Komponen sirup glukosa terikut cake**

Komponen	massa (kg)
Dekstrin	0,02
Dekstrosa	15,69
Maltosa	2,14
CaCl <sub>2</sub>	0,004
HCl	0,00007
<b>Total</b>	<b>17,86</b>

Komponen yang terfilter (menjadi cake) dengan sempurna yaitu :

**Tabel A.10 Komponen yang menjadi cake**

Komponen	massa (kg)
Protein	248,02
Lemak	125,17
Serat	50,99
Abu	27,81
a-amilase	1,38
Glukoamilase	1,17
<b>Total</b>	<b>454,54</b>

Karbohidrat yang terikut dalam filtrat adalah 0,05%.

$$\begin{aligned}\text{Karbohidrat (pati)} &= 26,29 \times 0,05\% \\ &= 0,01 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Karbohidrat dalam cake} &= 26,29 - 0,01 \\ &= 26,28 \text{ kg}\end{aligned}$$

Lalu total diatas dijumlahkan dengan karbohidrat yang terfilter, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Cake padatan} &= 454,54 + 26,28 + 17,86 \\ &= 498,68 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air dalam cake} &= 20\% \times \text{total cake} <15> \\ &= \frac{20}{80} \times 498,68 \\ &= 124,67 \text{ kg}\end{aligned}$$

Air pencuci = 15% berat filtrat (Hugot, 1972)

$$\text{Aliran}<12> + \text{Aliran}<13> = \text{Aliran}<14> + \text{Aliran}<15>$$

$$\text{Filtrat} = \text{Aliran}<12> + \text{air pencuci} - \text{cake}$$

$$\text{Filtrat} = 6817,29 + 15\% \text{ filtrat} - 623,35$$

$$\text{Filtrat} = 7286,99 \text{ kg}$$

$$\text{Kebutuhan air pencuci} = 15\% \times \text{Berat Filtrat}$$

$$\begin{aligned}
 &= 15\% \times 7286,99 \\
 &= 1093 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel A.11 Neraca massa *Rotary Vacuum Filter***

Neraca Massa			
Masuk	Keluar		
Aliran <12> massa (kg)	Aliran <14> massa (kg)		
Pati	26,29	Pati	26,28
Air	4550,70	Air	124,67
Protein	248,02	Protein	248,02
Lemak	125,17	Lemak	125,17
Serat	50,99	Serat	50,99
Abu	27,81	Abu	27,81
CaCl <sub>2</sub>	0,42	CaCl <sub>2</sub>	0,00
a-amilase	1,38	a-amilase	1,38
Dekstrin	1,64	Dekstrin	0,02
Maltose	214,27	Maltose	2,14
Dekstrosa	1569,41	Dekstrosa	15,69
HCl	0,01	HCl	0,00
Glukoamilase	1,17	Glukoamilase	1,17
Total	6817,29	Total	623,35
Aliran <13> massa (kg)	Aliran <15> massa (kg)		
Air	1093,05	Air	5519,08
	Pati		0,01
	CaCl <sub>2</sub>		0,42
	Dekstrin		1,63
	Maltose		212,13
	Dekstrosa		1553,71
	HCl		0,01
	Total		7286,99
<b>Total</b>	<b>7910,34</b>	<b>Total</b>	<b>7910,34</b>

## 8. Kation Exchanger (D-150-A)

Fungsi Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan, yaitu impuritas Ca<sup>2+</sup> dari CaCl<sub>2</sub>

Asumsi :

- Proses isothermal
- Resin menyerap ion 100%
- Digunakan resin penukar kation *Sulfonated phenolic* (RH)
- Adanya reaksi kimia, sehingga :

Massa Masuk + Generasi = Massa Keluar + Konsumsi



Diketahui data :

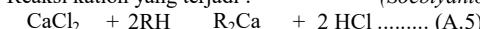
$$BM \text{ CaCl}_2 = 111 \text{ kg/kmol}$$

$$BM \text{ HCl} = 36,5 \text{ kg/kmol}$$

$$BM \text{ Ca}^{2+} = 40,1 \text{ kg/kmol}$$

$$BM \text{ H}_2\text{O} = 18 \text{ kg/kmol}$$

Reaksi kation yang terjadi : *(Soebiyanto, 1993)*



$$M \quad 0,004$$

R	0,004	0,008	0,004	0,008
S	0,000		0,004	0,008

$$\begin{aligned} \text{CaCl}_2 \text{ mula-i} &= \frac{\text{Massa CaCl}_2}{BM \text{ CaCl}_2} \\ &= \frac{0,42 \text{ kg}}{111 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,004 \text{ kmol} \end{aligned}$$

CaCl<sub>2</sub> yang terserap oleh resin adalah 100% sehingga :

$$\text{CaCl}_2 \text{ bereaksi} = 0,004 \text{ kmol}$$

$$\text{HCl yang terbentuk} = 0,008 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa HCl yang terbentuk} &= 0,008 \times BM \text{ HCl} \\ &= 0,008 \times 36,46 \\ &= 0,28 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{HCl dalam sirup glukos} &= \text{HCl mula-mu} + \text{HCl yang terbentuk} \\ &= 0,007 + 0,276 \\ &= 0,28 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ca}^{2+} \text{ tertinggal dalam re} &= \text{CaCl}_2 \text{ yang bereaksi BM Ca}^{2+} \\ &= 0,004 \times 40,1 \\ &= 0,15 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}^+ \text{ dari resin} &= \text{Koef} \times \text{CaCl}_2 \text{ yang bereaksi} \\ &= 2 \times 0,004 \\ &= 0,008 \text{ kmol} \times BM \text{ H}^+ \\ &= 0,008 \text{ kmol} \times 1,008 \\ &= 0,008 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A.12 Neraca Massa Kation Exchanger

Neraca Massa					
Masuk		Gen	Kons	Keluar	
Aliran <15>	massa (kg)	massa (kg)	massa (kg)	Aliran <16>	massa (kg)
Air	5519,08	0,00	0,00	Air	5519,08
Pati	0,01	0,00	0,00	Pati	0,01
Dekstrin	1,63	0,00	0,00	Dekstrin	1,63
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00	0,42	CaCl <sub>2</sub>	0,00
Maltose	212,13	0,00	0,00	Maltose	212,13
Dekstrosa	1553,71	0,00	0,00	Dekstrosa	1553,71
HCl	0,01	0,28	0,00	HCl	0,28
Total	7286,99	0,28	0,42	Total	7286,84
<b>Fixed Bed</b>					
Resin H+	0,01	0,15	0,01	Ca <sup>2+</sup>	0,15
<b>Total</b>	<b>7286,99</b>	<b>0,43</b>	<b>0,43</b>	<b>Total</b>	<b>7286,99</b>
<b>Tertinggal di fixbed</b>					

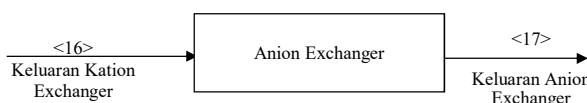
### 9. Anion Exchanger (D-150-B)

Fungsi Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan, yaitu Cl<sup>-</sup> dari HCl

Asumsi :

- Proses isothermal
- Resin menyerap ion 100%
- Digunakan resin penukar anion berbasis Strongly Acrylic . (RNR<sub>3</sub>OH)
- Adanya reaksi kimia, sehingga :

$$\text{Massa Masuk} + \text{Generasi} = \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi}$$



Reaksi Anion yang terjadi :

(Soebiyanto, 1993)



M 0,008

R 0,008	0,008	0,008	0,008
S 0,000		0,008	0,008

Diketahui :

$$\text{BM OH}^- = 17,01 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Cl}^- = 35,45 \text{ kg/kmol}$$

HCl yang terserap oleh resin adalah 100%.

$$\begin{aligned}
 \text{HCl yang bereak} &= \frac{\text{Massa HCl}}{\text{BM HCl}} \\
 &= \frac{0,28 \text{ kg}}{36,46 \text{ kg/kmol}} \\
 &= 0,008 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O yang terbentuk} &= \text{HCl yang bereaksi} \\
 &= 0,008 \text{ mol} \\
 &= 0,008 \text{ mol BM H}_2\text{O} \\
 &= 0,008 \text{ mol } 18,02 \text{ kg/kmol} \\
 &= 0,14 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OH}^- \text{ dari resin} &= \text{HCl yang bereak} \times \text{BM OH}^- \\
 &= 0,008 \times 17,01 \\
 &= 0,13 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Cl}^- \text{ yang tertinggal dalam resin} &= \text{HCl yang bereaksi} \times \text{BM Cl}^- \\
 &= 0,008 \times 35,45 \text{ kg/kmol} \\
 &= 0,28 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O total dalam larutan sirup glukosa} &= \text{H}_2\text{O mula - mula} + \text{H}_2\text{O dari reaksi anion} \\
 &= 5519,08 + 0,14 \\
 &= 5519,22 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel A.13 Neraca Massa Anion Exchanger**

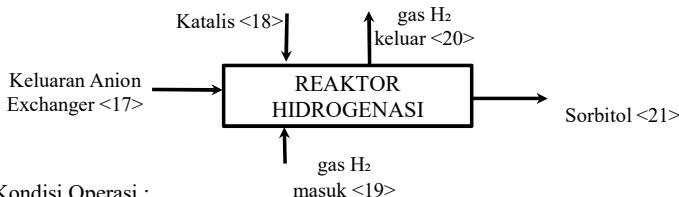
Neraca Massa					
Masuk	Gen	Kons	Keluar		
Aliran <16>	massa (kg)	massa (kg)	massa (kg)	Aliran <17>	massa (kg)
Air	5519,08	0,14	0,00	Air	5519,22
Pati	0,01	0,00	0,00	Pati	0,01
Dekstrin	1,63	0,00	0,00	Dekstrin	1,63
Maltose	212,13	0,00	0,00	Maltose	212,13
Dekstrosa	1553,71	0,00	0,00	Dekstrosa	1553,71
HCl	0,28	0,00	0,28	HCl	0,00
<b>Total</b>	<b>7286,84</b>	<b>0,14</b>	<b>0,28</b>	<b>Total</b>	<b>7286,70</b>
<b>Fixed Bed</b>			<b>Tertinggal di fixbed</b>		
OH dr resin	0,13	0,28	0,13	Cl <sup>-</sup>	0,28
<b>Total</b>	<b>7286,97</b>	<b>0,42</b>	<b>0,42</b>	<b>Total</b>	<b>7286,97</b>

### 10. Reaktor Hidrogenasi (R-210)

Fungsi : Untuk mereaksikan dekstrosa menjadi sorbitol dengan penambahan H<sub>2</sub> dan katalis Raney Nickel

Asumsi :

- Adanya reaksi kimia, sehingga :  
Massa Masuk + Generasi = Massa Keluar + Konsumsi



Kondisi Operasi :

Temperatur = 135 - 205 °C

P H<sub>2</sub> masuk = 70 atm

Waktu = 3 jam (Faith, 1990)

#### a. Menentukan kebutuhan katalis <18>

- Katalis yang digunakan adalah Raney Nickel 50% (Othmer, 1964) (Sebuah aluminium Nickel alloy dengan komposisi Ni 96% berat) dan impurititasnya Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>(Aluminium oksida) sebesar 4% (IEC, 1989)

Kandungan Raney Nickel dalam larut = 50%

Berat kebutuhan Ni adalah 2% dari dekstrose, m (Faith, 1990)

$$\begin{aligned} \text{butuhannya Ni alloy} &= 2\% \times \text{massa dekstrose} \\ &= 0,02 \times 1553,71 \text{ kg} \\ &= 31,07 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan katalis} &= \frac{100}{96} \times \text{Kebutuhan Ni murni} \\ &= 32,37 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa larutan katalis} &= \frac{\text{Kebutuhan katalis}}{\text{Fraksi katalis}} \\ &= 64,7 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Impurititas katalis (Al}_2\text{O}_3\text{)} &= 4\% \times 32,37 \\ &= 1,29 \text{ kg} \end{aligned}$$

#### b. Menentukan kebutuhan hidrogen <19>

Kebutuhan gas hidroger = 155 m<sup>3</sup>/950 kg dekstrose (STP) (Faith, 1990)

H<sub>2</sub> yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} \text{Volume H}_2 &= 155 \text{ m}^3 / 950 \text{ kg dekstrose} \\ \text{Densitas H}_2 &= 0,07 \text{ kg/L} \quad (\text{Perry, 1997}) \\ &= 69,48 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Volume H<sub>2</sub> (135°C, 80 atm)

$$\frac{P_1 \times V_1}{T_1} = \frac{P_2 \times V_2}{T_2}$$

$$\frac{1 \times 155}{273} = \frac{80 \times V_2}{408}$$

$$V_2 = 2,9 \text{ m}^3 / 950 \text{ kg dekstrose}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2 &= \text{Volume H}_2 \times \text{r H}_2 \\ &= 2,9 \times 69,48 \text{ kg/m}^3 \\ &= 201,19 \text{ kg/950 kg dekstrose} \end{aligned}$$

$$\text{Jadi kebutuhan} = \frac{201,19 \times 1553,71}{950} = 329,04 \text{ kg}$$

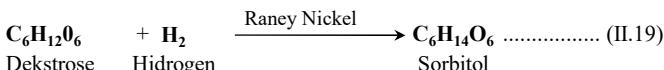
Dengan kemurnian H<sub>2</sub> 99,99%, maka :

$$\begin{aligned} \text{Gas H}_2 \text{ yang masuk} &= (100/99,99) \rightarrow 329,04 \\ &= 329,07 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Impuritas H}_2 &= (0,01/100) \times 329,07 \\ &= 0,03 \text{ kg} \end{aligned}$$

Diketahui yield reaktan dekstrose menjadi **sorbitol 98%**

Reaksi hidrogenasi dekstrose : *(Hull, 2010)*



$$\text{Diketahui BM H}_2 = 2 \text{ kg/mol}$$

$$\text{BM Dekstros} = 180,2 \text{ kg/mol}$$

$$\text{BM Sorbitol} = 182,2 \text{ kg/mol}$$

$$\text{Yield} = \frac{\text{Produk (sorbitol)}}{\text{Reaktan mula-mula (dekstrose)}} \times 100\%$$

$$98\% = \frac{\text{Produk (sorbitol)}}{1553,71} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{Produk} &= \frac{1522,64}{182,17} \text{ kg} \\ (\text{sorbitol}) &= \frac{1522,64}{182,17} \text{ kg/kmol} \\ &= 8,36 \text{ kmol} \end{aligned}$$

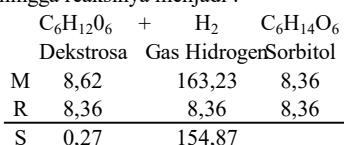
$$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula-mula} = \frac{1553,71 \text{ kg}}{180,16 \text{ kg/kmol}}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{mula-mula} &= \frac{8,62}{329,07} \text{ kmol/kg} \\ &= \frac{2,02}{163,23} \text{ kg/kgkmol} \\ &= 0,0124 \text{ kg/kgkmol} \end{aligned}$$

Dari reaksi di atas maka dapat diketahui :

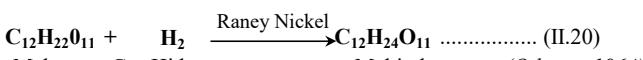
Bentuk yang berasal	=	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub>	yang terbentuk
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> yang bereaksi	=	8,36	kmol
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub> yang tersisa	=	0,27	kmol
	=	47,92	kg
H <sub>2</sub> yang bereaksi	=	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub>	yang terbentuk
	=	8,36	kmol
H <sub>2</sub> yang tersisa	=	163,23	- 8,36
	=	154,87	kmol
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>6</sub> yang terbentuk	=	8,36	kmol
	=	1522,64	kg

Sehingga reaksinya menjadi :



Diketahui Yield produk maltit = 98% (*Faith, 1990*)

Reaksi hidrogenasi maltose :



Maltosa Gas Hidrogen Maltitol  
Dilatador de M.M. 1 242-22-1 1-1

Diketahui BM Maltosa = 342,30 kg/kmol

$$\text{Yield} = \frac{\text{Produk (maltitol)}}{\text{zakitan awal (maltosa)}} \times 100\%$$

$$98\% = \frac{\text{Produk (maltitol)}}{212,12} \times 100\%$$

$$\text{Produk (maltitol)} = \frac{207,88 \text{ kg}}{344,31 \text{ kg/kmol}}$$

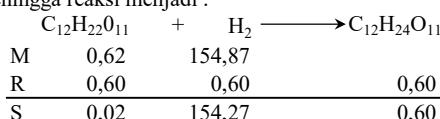
$$\begin{aligned} \text{Maltosa mula-mula} &= \frac{212,13 \text{ kg}}{342,30 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0,62 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\text{Maltosa yang bereaksi} = \text{Maltitol yang terbentuk} \\ = 0,60 \text{ kmol}$$

$$\text{Maltosa yang tersisa} = 0,62 - 0,60 \\ = 0,02 \text{ kmol} \\ = 5,46 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2 \text{ mula-mula} &= 154,87 \text{ kmol} \\ \text{H}_2 \text{ yang bereaksi} &= 0,60 \text{ kmol} \\ \text{H}_2 \text{ yang tersisa} &= 154,87 - 0,60 \\ &= 154,27 \text{ kmol}\end{aligned}$$

Sehingga reaksi menjadi :



$$\begin{aligned}\text{Total H}_2 \text{ yang bereaksi} &= \text{H}_2 \text{ dekstrose} + \text{H}_2 \text{ maltosa} \\ &= 8,36 + 0,60 \\ &= 8,96 \text{ kmol} \\ &= 18,07 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2 \text{ murni tidak bereaksi} &= \text{H}_2 \text{ total yg masuk} - \text{H}_2 \text{ total yg bereaksi} \\ &= 329,04 - 18,07 \\ &= 310,97 \text{ kg}\end{aligned}$$

$\text{H}_2$  murni dan impuritas gas yang tidak bereaksi ini terpisah naik dengan tekanan tinggi dari reaktor hidrogenasi kemudian dialirkan ke gas holder

Tabel. A.14 Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi

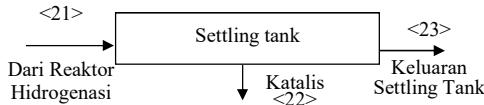
Neraca Massa					
Masuk	Gen	Kons	Keluar		
Aliran <17>	massa (kg)	massa (kg)	massa (kg)	Aliran <20>	massa (kg)
Air	5519,22	0,00	0,00	$\text{H}_2$	310,97
Pati	0,01	0,00	0,00	Imprts $\text{H}_2$	0,03
Dekstrin	1,63	0,00	0,00	Total	311,00
Maltose	212,13	0,00	206,67	Aliran <21>	massa (kg)
Dekstrosa	1553,71	0,00	1505,79	Air	5583,96
Total	7286,70	0,00	0,00	Pati	0,01
Aliran <18>	massa (kg)			Dekstrin	1,63
Nikel alloy	31,07	0,00	0,00	Maltose	5,46
$\text{Al}_2\text{O}_3$	1,29	0,00	0,00	Dekstrosa	47,92
Air	64,74	0,00	0,00	Nikel alloy	31,07
Total	97,11	0,00	0,00	$\text{Al}_2\text{O}_3$	1,29
Sorbitol	0,00	1522,64	0,00	Sorbitol	1522,64
Maltitol	0,00	207,88	0,00	Maltitol	207,88

<b>Aliran &lt;19&gt;</b>	<b>massa (kg)</b>			<b>Total</b>	
H <sub>2</sub>	329,04	0,00	18,07		
Imprts H <sub>2</sub>	0,03	0,00	0,00		
<i>Total</i>	329,07				
<b>Total</b>	7712,88	1730,52	1730,52	<b>Total</b>	7712,88

### 11. SETTLING TANK (H-215)

Fungsi : Memisahkan larutan sorbitol hasil reaksi dengan katalis Raney Nickel  
Asumsi :

- Proses isothermal
- Tidak terjadi reaksi kimia, dimana Konsumsi dan Generasi = 0  
sehingga : Massa Masuk = Massa Keluar



Ditetapkan bahwa:

95% katalis terpisahkan dari larutan

$$\begin{aligned}
\text{Katalis terendapkan } &<22> = 95\% \times \text{katalis dari reaktor hidrogenasi } <21> \\
&= 95\% \times 31,07 \\
&= 29,52 \quad \text{kg}
\end{aligned}$$

**Tabel. A.15 Neraca Massa Settling Tank**

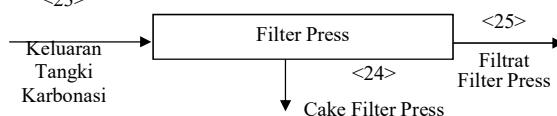
<b>Neraca Massa</b>			
<b>Masuk</b>		<b>Keluar</b>	
<b>Aliran &lt;21&gt;</b>	<b>massa (kg)</b>	<b>Aliran &lt;23&gt;</b>	<b>massa (kg)</b>
Air	5583,96	Air	5583,96
Pati	0,01	Pati	0,01
Dekstrin	1,63	Dekstrin	1,63
Maltose	5,46	Maltose	5,46
Dekstrosa	47,92	Dekstrosa	47,92
Nikel alloy	31,07	Nikel alloy	1,55
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,29	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,29
Sorbitol	1522,64	Sorbitol	1522,64
Maltitol	207,88	Maltitol	207,88
<i>Total</i>	7401,87	<i>Total</i>	7372,35
		<b>Aliran&lt;22&gt;</b>	<b>massa (kg)</b>
		Nikel alloy	29,52
		<i>Total</i>	29,52
<b>Total</b>	7401,87	<b>Total</b>	7401,87

## 12. FILTER PRESS (H-220)

Fungsi : Memisahkan katalis dan impurities lain dalam larutan sorbitol

Asumsi :

- Karena Ni-Alloy, pati, dan impuritis katalis tak larut dalam air maka zat tersebut dapat dipisahkan dengan Filter Press
- Ni-Alloy, inert filtrat, dan impuritis katalis tertahan oleh filter press. (Press, 1997)
- Proses isothermal
- Tidak terjadi reaksi kimia, dimana Konsumsi dan Generasi = 0 sehingga Massa Masuk = Massa Keluar



Asumsi kondisi operasi :

1. Kandungan air dalam cake 50%
2. Katalis Raney Nikel dan pati tertahan sebagai cake
3. Dekstrosa, maltosa, sorbitol,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ , dan maltitol yang ikut dalam cake sebesar 1%
4. Waktu tinggal 3 jam

Cake kering :

$$\begin{aligned} \text{Cake kering katalis} &= 1,55 \text{ kg} \\ \text{Cake kering pati} &= 0,01 \text{ kg} \\ \text{Total cake kering yang terb} &= 1,57 \text{ kg} \end{aligned}$$

Air yang tertahan oleh cake, yaitu sebesar 50% :

$$0,5 = \frac{\text{Massa Air}}{\text{Massa Air} + \text{Massa Cake}}$$

$$\begin{aligned} 0,5 \text{ Massa Ai} + 0,5 \text{ Massa Cake} &= \text{Massa Air} \\ \text{Massa Air} &= \text{Massa Cake} \\ 1,57 \text{ kg} &= 1,57 \text{ kg} \end{aligned}$$

Diketahui bahan masuk hilang yang terikut cake 1%

$$\begin{aligned} \text{Sorbitol ikut cake} &= 0,01 \times 1522,64 \\ &= 15,23 \text{ kg} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh tabel A.14 sebagai berikut :

Tabel A.16 Komponen produk yang terikut cake

Komponen	massa (kg)
Sorbitol	15,23
Maltitol	2,08

Dekstrosa	0,48
Maltosa	0,05
Dekstrin	0,02
$\text{Al}_2\text{O}_3$	0,01

Filtrat yang terbentuk :

Sorbitol sisa	= 1522,64	- 15,23
	= 1507,41	kg
Maltitol sisa	= 207,88	- 2,08
	= 205,81	kg
Dekstrosa sis	= 47,92	- 0,48
	= 47,45	kg
Maltosa sisa	= 5,46	- 0,05
	= 5,41	kg
Dekstrin sisa	= 1,63	- 0,02
	= 1,61	kg
$\text{Al}_2\text{O}_3$ sisa	= 1,29	- 0,01
	= 1,28	kg

Tabel A.17 Neraca Massa *Filter Press*

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran <23>	massa (kg)	Aliran <25>	massa(kg)
Air	5583,96	Air	5582,39
Pati	0,01	Dekstrin	1,61
Dekstrin	1,63	Maltose	5,41
Maltose	5,46	Dekstrosa	47,45
Dekstrosa	47,92	Nikel alloy	0,00
Nikel alloy	1,55	Sorbitol	1507,41
$\text{Al}_2\text{O}_3$	1,29	$\text{Al}_2\text{O}_3$	1,28
Sorbitol	1522,64	Maltitol	205,81
Maltitol	207,88	Total	7351,35
<i>Total</i>	7372,35	Aliran <24>	massa(kg)
		Air	1,57
		Pati	0,01
		Dekstrin	0,02
		Maltose	0,05
		Dekstrosa	0,48
		Nikel alloy	1,55
		$\text{Al}_2\text{O}_3$	0,01
		Sorbitol	15,23
		Maltitol	2,08

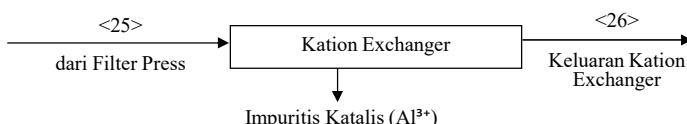
	<i>Total</i>	21,00	
<b>Total</b>	7372,35	<b>Total</b>	7372,35

### 13. KATION EXCHANGER (D-230)

Fungsi Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan, yaitu memisahkan impuritas Raney Nickel berupa  $\text{Al}^{3+}$

Asumsi :

- Proses isothermal
  - Resin menyerap ion 100%
  - Adanya reaksi kimia, sehingga :
- Masuk + Generasi = Keluar + Konsumsi



Diketahui data :

$$\text{BM H}_2\text{O} = 18,02 \text{ kg/kmol}$$

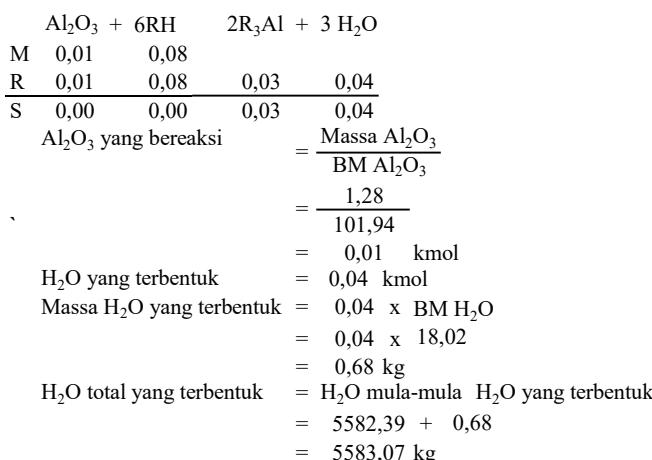
$$\text{BM Al}^{3+} = 26,97 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Al}_2\text{O}_3 = 101,94 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM H}^+ = 1,01 \text{ kg/kmol}$$

- Digunakan resin penukar kation Sulfonated I (Soebiyanto, 1993)
- $\text{Al}_2\text{O}_3$  yang terserap oleh resin adalah 100%.

Reaksi kation yang terjadi :



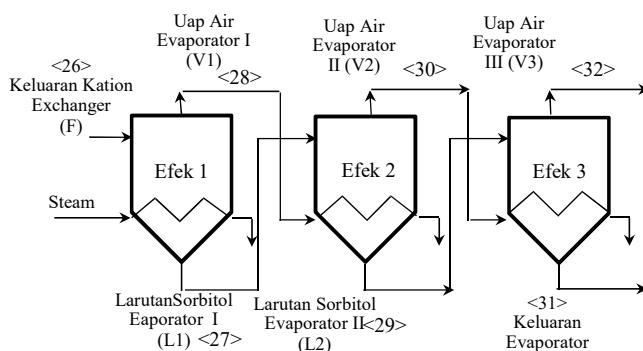
$$\begin{aligned}
 \text{Al}^{3+} \text{ yang tertinggal dalam } &= 0,03 \text{ kmol} \\
 \text{Massa Al}^{3+} \text{ yang terbentuk} &= 0,03 \text{ kmol} \times \text{BM Al}^{3+} \\
 &= 0,03 \times 26,97 \\
 &= 0,68 \text{ kg} \\
 \text{H}^+ \text{ dari resin} &= 6 \times \text{Al}_2\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= 6 \times 0,01 \\
 &= 0,08 \text{ kmol} \\
 &= 0,08 \times \text{BM H}^+ \\
 &= 0,08 \times 1,01 \\
 &= 0,08 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Tabel A.18 Neraca Massa Kation Exchanger**

Neraca Massa					
Masuk	Gen	Konsumsi	Keluar		
Aliran <25>	massa (kg)	massa (kg)	massa (kg)	Aliran <26>	massa(kg)
Air	5582,39	0,68	0,00	Air	5583,07
Dekstrin	1,61	0,00	0,00	Dekstrin	1,61
Maltose	5,41	0,00	0,00	Maltose	5,41
Dekstrosa	47,45	0,00	0,00	Dekstrosa	47,45
Sorbitol	1507,41	0,00	0,00	Sorbitol	1507,41
Maltitol	205,81	0,00	0,00	Maltitol	205,81
$\text{Al}_2\text{O}_3$	1,28	0,00	0,01	$\text{Al}_2\text{O}_3$	0,00
Total	7351,35	0,68	0,01	Total	7350,75
<b>Resin dalam fi</b>					
$\text{H}^+$ dlm resin	0,08	0,68	0,08	$\text{Al}^{3+}$	0,68
<b>Total</b>	<b>7351,43</b>	<b>1,36</b>	<b>0,09</b>	<b>Total</b>	<b>7351,43</b>

#### 14. EVAPORATOR (V-240 A, V-240 B, V-240 C)

Fungsi Untuk memekatkan larutan sorbitol 25% menjadi 70%



Asumsi :

- Efek pertama tekanan 760 mmHg = 1 atm (kosentrasi sirup glukosa 57%)
- Efek kedua tekanan 149,8 mmHg = 0,2 atm (kosentrasi sirup glukosa 70%)
- Pemanas efek pertama menggunakan *saturated steam* dengan suhu 145 °C
- Tidak terjadi reaksi kimia, dimana Konsumsi dan Generasi = 0 sehingga Massa Masuk = Massa Keluar

Persamaan umum neraca massa :

$$(V1 + V2+V3) = F + L3$$

$$(V_{tot}) = F + L3$$

Komponen selain air :

Dekstrin	=	1,61
Maltose	=	5,41
Dekstrosa	=	47,45
Sorbitol	=	1507,41
Maltitol	=	<u>205,81 +</u> 1767,68 kg

$$\text{Sirup Sorbitol 70\%} = \frac{\text{massa solute}}{\text{massa larutan}}$$

$$0,7 = \frac{1767,68}{\text{massa air} + 1767,68}$$

$$\begin{aligned} \text{m air} &= 2525,25 - 1767,68 \\ &= 757,58 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang diuapkan} &= 5583,07 - 757,58 \\ &= 4825,50 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A.19 Neraca Massa *Multiple Effect Evaporator*

Neraca Massa			
Masuk		Keluar	
Aliran <26>	massa (kg)	Aliran <31>	massa (kg)
Air	5583,07	Air	757,58
Dekstrin	1,61	Dekstrin	1,61
Maltose	5,41	Maltose	5,41
Dekstrosa	47,45	Dekstrosa	47,45
Sorbitol	1507,41	Sorbitol	1507,41
Maltitol	205,81	Maltitol	205,81
Total	7350,75	Total	2525,25
		Air Teruapka	massa (kg)
		Uap Air <28>	1427,99
		Uap Air <30>	1635,46

	Uap Air <32>	1762,05	
	<i>Total</i>	4825,50	
<b>Total</b>	7350,75	<b>Total</b>	7350,75

## **APPENDIKS B**

### **NERACA ENERGI**

$$\text{Kapasitas} = \begin{matrix} 60606,061 \\ = 20000 \end{matrix} \quad \begin{matrix} \text{kg sorbitol/hari} \\ \text{ton sorbitol/tahun} \end{matrix}$$

**Persamaan Umum Neraca Energi : (*Himmelblau, 6th edition*)**

Akumulasi = Energi Masuk - Energi Keluar + Generasi Energi - Energi terkonsumsi

Karena sistem *steady state* maka akumulasi = 0

Maka persamaan neraca energi menjadi :

$$\Delta E = E_2 - E_1 = \Delta E_p + \Delta E_k + \Delta U = Q + W$$

$$\Delta E = E_2 - E_1 = mg(Z_2 - Z_1) + m(v_2^2 - v_1^2)/2 + [(H_2 - H_1) - (P_2 - P_1/\rho)] = Q + W$$

asumi :

- tidak ada beda ketinggian, maka  $Z_2 - Z_1 = 0$
  - tidak ada beda kecepatan, maka  $v_2 - v_1 = 0$
  - tidak ada beda tekanan, maka  $(P_2 - P_1)/\rho = 0$
  - tidak ada kerja yang terlibat, maka  $W = 0$

sehingga ***Energy Balance***:

$$H_2 - H_1 = Q$$

#### Data Kapasitas Panas (Cp) tiap komponen

Berdasarkan *Perry's Ed.8* (2008, tabel 2-154), data Cp adalah :

$$C_p \text{ Dekstrosa} = 218,80 \text{ kJ/kmol.K} \\ = 1,22 \text{ kJ/kg.K} \quad (\text{https://webbook.nist.gov/})$$

$$\begin{aligned} \text{Cp Maltosa} &= 434,70 \text{ kJ/kmol.K} \\ &= 1,27 \text{ kJ/kg.K} \quad (\text{www.chemeo.com}) \end{aligned}$$

$$\text{Cp Dekstrin} = 0,291 + 0,00096 T \text{ (}^{\circ}\text{C)} \\ = 0,291(T-\text{Tref})+(0,00096/2)(T^2 -\text{Tref}^2)$$

**Tabel B.1 Data Kapasitas Panas Dekstrin pada Berbagai Suhu**

Suhu (°C)	30	40	55	60	75	110
Cp (cal/g°C)	1,59	4,83	9,93	11,61	16,95	30,24
Cp (kJ/kg.K)	6,64	20,22	41,53	48,59	70,92	####
Suhu (°C)	80	90	95	105	130	52
Cp (cal/g°C)	18,78	22,50	24,40	28,27	38,37	8,69
Cp (kJ/kg.K)	78,56	94,15	#####	#####	#####	36,34

$$\begin{aligned} \text{Cp CaCl}_2 &= 16,9 + 0,00386T && (\text{cal/mol .K}) \\ \int \text{CP dt} &= 16,9(T-\text{Tref}) + (0,00386/2)(T^2 - \text{Tref}^2) && (\text{Perry Ed.8, tabel 2-151}) \end{aligned}$$

**Tabel B.2 Data Kapasitas Panas CaCl<sub>2</sub> pada Berbagai Suhu**

Suhu (K)	303	333	368	353	348	378	363
Cp (cal/gmol)	90,30	634,12	1272,98	998,60	907,34	1456,37	1181,42
Cp (kJ/kgmol)	377,81	2653,18	5326,13	4178,16	3796,31	6093,47	4943,07

$$\begin{aligned} \text{Cp HCl} &= 47,3 + 90 T && (\text{cal/mol .K}) \\ \int \text{CP dt} &= 47,3 (T - \text{Tref}) + (90/2) * (T^2 - \text{Tref}^2) && (\text{Perry Ed.8, tabel 2-153}) \end{aligned}$$

**Tabel B.3 Data Kapasitas Panas HCl pada Berbagai Suhu**

Suhu (K)	303	333	368	378
Cp (J/kmol)	135461,50	995480,50	2101211,00	2437384,00
Cp (kJ/kmol)	135,46	995,48	2101,21	2437,38
Suhu (K)	348	353	363	
Cp (J/kmol)	5466140,40	1613826,50	1936499,50	
Cp (kJ/kmol)	5466,14	1613,83	1936,50	

Berdasarkan Maroulis ZB & Saravacos GD (2003) :

$$\begin{aligned} \text{Cp} &= b_0 + b_1 \cdot T + b_2 \cdot T^2 \\ \int \text{CP dt} &= b_0 (T - \text{Tref}) + (b_1/2) * (T^2 - \text{Tref}^2) + (b_2/3) * (T^3 - \text{Tref}^3) \end{aligned}$$

**Tabel B.4 Data Kapasitas Panas Komponen lain pada Berbagai Suhu**

Komponen	b <sub>0</sub>	b <sub>1</sub>	b <sub>2</sub>	$\int \text{CP dt(kJ/ kg)}$			
				303	313	323	328
Protein	2,01	0,00121	-0,00000131	11,28	33,86	56,48	67,81
Lemak	1,98	0,00147	-0,00000480	9,94	29,72	49,34	59,08
Abu	1,09	0,00189	-0,00000368	6,63	19,86	33,05	39,62
Karbohidrat	1,55	0,00196	-0,00000594	8,01	23,91	39,64	47,43
Serat	1,85	0,00183	-0,00000465	9,90	29,62	49,24	59,01

Komponen	b <sub>0</sub>	b <sub>1</sub>	b <sub>2</sub>	$\int \text{CP dt(kJ/ kg)}$			
				333	353	383	363
Protein	2,01	0,00121	-0,00000131	79,14	124,56	192,89	147,31
Lemak	1,98	0,00147	-0,00000480	68,79	107,18	163,30	126,09
Abu	1,09	0,00189	-0,00000368	46,19	72,29	110,90	85,24
Karbohidrat	1,55	0,00196	-0,00000594	55,18	85,64	129,64	100,55
Serat	1,85	0,00183	-0,00000465	68,74	107,35	164,15	126,44

Komponen	b <sub>0</sub>	b <sub>1</sub>	b <sub>2</sub>	$\int \text{CP dt(kJ/ kg)}$			
				368	324,5	378	403
Protein	2,01	0,00121	-0,00000131	158,70	59,88	181,49	238,56
Lemak	1,98	0,00147	-0,00000480	135,47	52,27	154,07	199,62
Abu	1,09	0,00189	-0,00000368	91,69	35,02	104,52	136,18
Karbohidrat	1,55	0,00196	-0,00000594	107,91	41,99	122,46	157,69
Serat	1,85	0,00183	-0,00000465	135,93	52,18	154,79	201,17

Berdasarkan Coulson (1999) :

Komponen	Cp (kJ/kg.K)
$\alpha$ -amilase	1,41
Glukoamilase	1,29

$$\begin{aligned}
 \text{Cp air pada suhu } 298 \text{ K} &= 4,18 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Cp air pada suhu } 303 \text{ K} &= 4,18 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Cp air pada suhu } 318 \text{ K} &= 4,18 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Cp air pada suhu } 333 \text{ K} &= 4,19 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Cp air pada suhu } 343 \text{ K} &= 4,19 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Cp air pada suhu } 368 \text{ K} &= 4,23 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Cp air pada suhu } 378 \text{ K} &= 4,25 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Cp air pada suhu } 383 \text{ K} &= 4,25 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Cp air pada suhu } 403 \text{ K} &= 4,28 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

Geankoplis (1986)

Steam yang digunakan saturated steam (Geankoplis, 3<sup>rd</sup>, Tab. A.2-9, Tab. A.2-12)

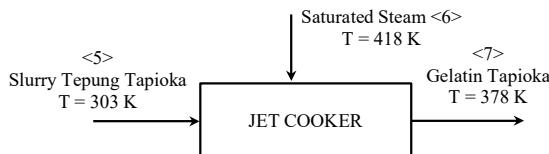
$$\begin{aligned}
 \text{Suhu} &= 145,00 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 \text{Tekanan} &= 415,00 \text{ kPa} \\
 \text{Cp} &= 1,91 \text{ kJ/kg.K} = 0,46 \text{ kkal/kg }^{\circ}\text{C} \\
 \text{H}_L &= 610,63 \text{ KJ/Kg} = 145,85 \text{ kkal/kg} \\
 \text{H}_V &= 2740,30 \text{ KJ/Kg} = 654,51 \text{ kkal/kg} \\
 \lambda \text{ steam} &= 2129,67 \text{ KJ/Kg} = 508,66 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

### 1. JET COOKER (E-122)

Fungsi : Memanaskan slurry tapioka agar larut secara sempurna dengan injeksi steam

Kondisi operasi : T = 378 K = 105 °C

P = 1 atm



#### a. Menghitung enthalpy bahan masuk (T=303 K)

enthalpy pati :

$$\begin{aligned}
 H \text{ pati} &= m \int C_p dt \\
 &= 1643,40 \times 8,01 \\
 &= 13168,43 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

enthalpy protein :

$$\begin{aligned}
 H \text{ protein} &= m \int C_p dt \\
 &= 248,02 \times 11,28 \\
 &= 2796,77 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

enthalpy lemak :

$$\begin{aligned}
 H \text{ lemak} &= m \int C_p dt \\
 &= 125,17 \times 9,94 \\
 &= 1244,34 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

enthalpy serat :

$$\begin{aligned}
 H \text{ serat} &= m \int C_p dt \\
 &= 50,99 \times 9,90 \\
 &= 504,84 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

enthalpy abu :

$$\begin{aligned} H_{\text{abu}} &= m \int C_p dt \\ &= 27,81 \times 6,63 \\ &= 184,36 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{dimana : } \Delta T &= T - T_{\text{ref}} \\ &= 303 - 298 \\ &= 5 \text{ K} \end{aligned}$$

**Tabel B.1 Enthalpy Bahan Masuk**

Komponen	Massa(kg)	Cp (kJ/kg K)	$\Delta T$ (K)	$H = mC_p\Delta T$ (kJ)
Air	3834,60	4,18		80219,79
$\alpha$ -amilase	1,38	1,41		9,68
<i>Subtotal</i>	3843,78			80229,47
		$\int C_p dt$		$H = m \int C_p dt$ (kJ)
Pati	1643,40	8,01		13168,43
Protein	248,02	11,28		2796,77
Lemak	125,17	9,94		1244,34
Serat	50,99	9,90		504,84
Abu	27,81	6,63		184,36
<i>Subtotal</i>	2095,39			17898,74
		$\int C_p$ (kJ/kmol)		$H = (m/BM) \int C_p dt$ (kJ)
CaCl <sub>2</sub>	0,42	377,81		1,45
<b>Total</b>	<b>5939,60</b>			<b>98129,66</b>

### b. Menghitung enthalpy bahan keluar ( $T=378$ K)

enthalpy pati :

$$\begin{aligned} H_{\text{pati}} &= m \int C_p dt & \text{enthalpy lemak :} \\ &= 1643,40 \times 122,46 & H_{\text{lemak}} = m \int C_p dt \\ &= 201244,43 \text{ kJ} & = 125,17 \times 154,07 \\ & & = 19285,05 \text{ kJ} \end{aligned}$$

enthalpy protein :

$$\begin{aligned} H_{\text{protein}} &= m \int C_p dt & \text{enthalpy serat :} \\ &= 248,02 \times 181,49 & H_{\text{serat}} = m \int C_p dt \\ &= 45012,45 \text{ kJ} & = 50,99 \times 154,79 \\ & & = 7893,17 \text{ kJ} \end{aligned}$$

enthalpy abu :

$$\begin{aligned} H_{\text{abu}} &= m \int C_p dt \\ &= 27,81 \times 104,52 \\ &= 2907,08 \text{ kJ} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{dimana : } \Delta T &= T - T_{\text{ref}} \\ &= 378 - 298 \\ &= 80 \text{ K} \end{aligned}$$

**Tabel B.2 Enthalpy Bahan Keluar**

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	H = mCpΔT (kJ)
Air	4716,53	4,25		1602110,18
α-amilase	1,38	1,41		154,94
<i>Subtotal</i>	4717,91			1602265,11
		$\int Cp dt$		$H = m \int Cp dt (kJ)$
Pati	1643,40	122,46		201244,43
Protein	248,02	181,49		45012,45
Lemak	125,17	154,07		19285,05
Serat	50,99	154,79		7893,17
Abu	27,81	104,52		2907,08
<i>Subtotal</i>	279154,89			276342,18
		$\int Cp (kJ/kmol^{\circ}K)$		$H = (m/BM) \int Cp dt (kJ)$
CaCl <sub>2</sub>	0,42	6093,47		23,32
<b>Total</b>	<b>283873,22</b>			<b>1878630,61</b>

**c. Menghitung kebutuhan steam**

Suhu bahan yang masuk dinaikkan hingga suhu 378 K dengan menggunakan *saturated steam* bersuhu 145 °C (418 K) *(Geankoplis, hal 963)*

$$\begin{aligned}
 Q_{steam} &= \lambda \cdot m \\
 &= (H_v - h_l) m \\
 &= (2740,30 - 610,63) m \quad \text{kJ} \\
 &= 2129,67 m \quad \text{kJ}
 \end{aligned}$$

Asumsi : tidak ada panas yang hilang

$$Q_{loss} = 0$$

**Neraca Energi :**

$$\begin{aligned}
 Q_{steam} &= \Delta H_{out} - \Delta H_{in} \\
 2129,67 m &= 1878630,61 - 98129,66 \\
 m &= 836,05 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$Q_{steam} = 2129,67 m = 1780500,95 \quad \text{kJ}$$

**Tabel B.3 Neraca Energi Jet Cooker**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
ΔH in	98129,66	ΔH out	1878630,61
Q steam	1780500,95		
<b>Total</b>	<b>1878630,61</b>	<b>Total</b>	<b>1878630,61</b>

**2. REAKTOR LIKUIFIKASI (R-120)**

Fungsi : Mengkonversikan pati menjadi dekstrin, dekstrosa dan maltosa dengan bantuan

enzim  $\alpha$ -amylase

Kondisi operasi : T = 368 K

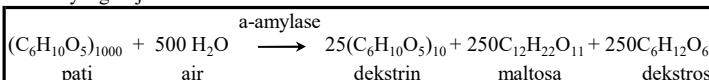
P = 1 atm

t = 3 jam

pH = 6



Reaksi yang terjadi :



Data panas pembentukan pada kondisi standar

(CRC Handbook, p.318)

Hf Pati	=	-963000000 kJ/kmol
Hf Dekstrosa	=	-1274,50 kJ/mol
Hf Maltosa	=	-538,10 kcal/mol
Hf Dekstrin	=	-9630000 kJ/kmol
Hf Air	=	-285830,00 J/mol

### a. Menghitung enthalpy bahan masuk

enthalpy pati :

$$\begin{aligned}
 H_{\text{pati}} &= m \int C_p dt & \text{enthalpy protein :} \\
 &= 1643,40 \times 122,46 & H_{\text{protein}} = m \int C_p dt \\
 &= 201244,43 \text{ kJ} & = 248,02 \times 181,49 \\
 & & = \#REF! \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

dimana :

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= T - T_{\text{ref}} = 378 - 298 \\
 &= 80 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Tabel B.4 Enthalpy Bahan Masuk Reaktor Likuifikasi

Komponen	massa (kg)	n(kmol)	Cp (kJ/kgK)	T (K)	H = mCpΔT	H=n.ΔH°f	Δh in (kJ)
Air	4716,53	261,81	4,25	378	#####	-74832234,35	-73230124,17
$\alpha$ -amilase	1,38		1,41	378	154,94		154,94
<i>Subtotal</i>	4717,91				#####		1602265,11
			$\int C_p dt$ (kJ/kg)		H = m $\int C_p dt$		
Pati	1643,40	0,01	122,46	378	201244,43	-9760743,88	-9559499,45
Protein	248,02		181,49	378	45012,45		45012,45
Lemak	125,17		154,07	378	19285,05		19285,05
Serat	50,99		154,79	378	7893,17		7893,17
Abu	27,81		104,52	378	2907,08		2907,08
<i>Subtotal</i>	2095,39				276342,18		276342,18

		[Cp (kJ/kmol)]	H=n[Cpdt]		
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,004	6093,47	378	23,32
Total	6813,72				-80835740,33

Tabel B.5 Enthalpy Bahan Keluar Reaktor Likuifikasi

Komponen	Massa (kg)	n(kmol)	Cp (kJ/kg K)	T (K)	H = mCpΔT	H=n.ΔH°f	Δh out (kJ)
Air	4698,27	260,79	4,23	368	#####	-74542523,71	-73151037,69
Maltosa	173,47	0,51	1,27	368	15389,24	-1141015,86	-1125626,63
Dekstrosa	91,30	0,51	1,22	368	7768,59	-645901,77	-638133,18
a-amilase	1,38		1,41	368	135,57		135,57
Subtotal	4964,41				#####		1414779,41
			[Cp dt (kJ/kg)]		H = m[Cpdt]		
Pati	1314,72	0,01	107,91	368	141871,58	-7808595,11	-7666723,53
Protein	248,02		158,70	368	39360,01		39360,01
Lemak	125,17		135,47	368	16956,38		16956,38
Serat	50,99		135,93	368	6931,62		6931,62
Abu	27,81		91,69	368	2550,23		2550,23
Dekstrin	82,17	0,05	102,10	368	8389,39	-488037,19	-479647,81
Subtotal	1848,88				216059,20		216059,20
			[Cp (kJ/kmol)]		H=n[Cpdt]		
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,004	5326,13		20,38		20,38
Total	6813,72						-81364376,03

Energy Balance :

$$Q = - \Delta H$$

$$\Delta H = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$\Delta H = -81364376,03 - -80835740,33 \\ = -528635,71 \text{ kJ}$$

$\Delta H$  negatif menunjukkan bahwa reaksi tersebut memerlukan air pendingin untuk menstabilkan suhu operasi

$$\begin{array}{ll} \Delta T_{masuk} = T & \Delta T_{keluar} = T \\ & - T_{ref} \\ & = 303 & = 323 \\ & - 298 & - 298 \\ & = 5 \text{ K} & = 25 \text{ K} \end{array}$$

$$\begin{array}{ll} Q_{air\ pendingin\ masuk} = m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ = 9,54 \text{ m kJ/kg} \end{array}$$

$$\begin{array}{ll} Q_{air\ pendingin\ keluar} = m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ = 104,60 \text{ m kJ/kg} \end{array}$$

$$Q_{air\ pendingin\ keluar} - Q_{air\ pendingin\ masuk} = - \Delta H$$

$$(104,60 - 9,54) m = 528635,71 \\ m = 5560,88 \text{ kg}$$

Sehingga :

$$H_{air\ masuk} = 9,54 \times m_{air} = 53032,00 \text{ kJ}$$

$$H_{air\ keluar} = 104,60 \times m_{air} = 581667,71 \text{ kJ}$$

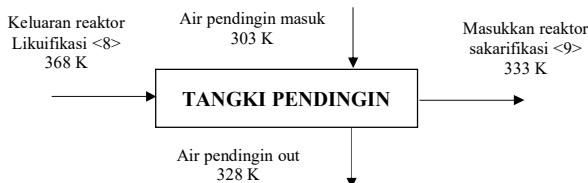
Tabel B.10 Neraca Energi Reaktor Likuifikasi

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ

H masuk	-80835740,33	H keluar	-81364376,03
Q air masuk	53032,00	Q air keluar	581667,71
<b>Total</b>	<b>-80782708,33</b>	<b>Total</b>	<b>-80782708,33</b>

### 3. TANGKI PENDINGIN (M-123)

Fungsi : untuk menampung dan menurunkan suhu larutan dari 95 °C menjadi 60 °C



#### a. Menghitung enthalpy bahan masuk

dimana :

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 368 - 298 \\ &= 70 \text{ K}\end{aligned}$$

Tabel B.6 Enthalpy Bahan Masuk Tangki Penampung (F-126)

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	H = mCpΔT (kJ)
Air	4698,27	4,23		1391486,02
Maltosa	173,47	1,27		15389,24
Dekstroze	91,30	1,22		7768,59
α-amilase	1,38	1,41		135,57
<i>Subtotal</i>	4964,41			1414779,41
		Cp dt		<b>H = m  Cp dt (kJ)</b>
Pati	1314,72	107,91		141871,58
Protein	248,02	158,70		39360,01
Lemak	125,17	135,47		16956,38
Serat	50,99	135,93		6931,62
Abu	27,81	91,69		2550,23
Dekstrin	82,17	102,10		8389,39
<i>Subtotal</i>	1848,88			216059,20
		Cp (kJ/kmol)		<b>H=(m/BM) Cpd t(kJ)</b>
CaCl <sub>2</sub>	0,42	5326,13		20,38
<b>Total</b>	<b>6813,72</b>			<b>1630859,00</b>

#### b. Menghitung enthalphy bahan keluar

dimana :

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 333 - 298 \\ &= 35 \text{ K}\end{aligned}$$

**Tabel B.7 Enthalpy Bahan Keluar Tangki Penampung (F-126)**

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	H = mCpΔT (kJ)
Air	4698,27	4,19		688343,24
Maltosa	173,47	1,27		226,62
Dekstrose	91,30	1,22		109,54
a-amilase	1,38	1,41		1,93
<i>Subtotal</i>	4964,41			699989,93
		$\int C_p dt$		$H = m \int C_p dt (kJ)$
Pati	1314,72	55,18		72543,13
Protein	248,02	79,14		19628,73
Lemak	125,17	68,79		8610,57
Serat	50,99	68,74		3505,38
Abu	27,81	46,19		1284,67
Dekstrin	82,17	48,59		3992,54
<i>Subtotal</i>	1848,88			109565,02
		$\int C_p (kJ/kmol)$		$H = (m/BM) \int C_p dt (kJ)$
CaCl <sub>2</sub>	0,42	2653,18		10,15
<b>Total</b>	<b>6813,72</b>			<b>809565,11</b>

**c. Menghitung kebutuhan air pendingin**

Panas (Q) air pendingin masuk pada suhu 30 °C

$$\begin{aligned} Q \text{ masuk} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= m \times 4,18 \times 5 \\ &= 20,92 \text{ m} \end{aligned}$$

Panas (Q) yang diserap air pendingin keluar pada suhu 55 °C

$$\begin{aligned} Q \text{ keluar} &= m \times c_p \times \Delta T \\ &= m \times 4,19 \times 30 \\ &= 125,58 \text{ m} \end{aligned}$$

Panas (Q) yang diserap air pendingin = Q keluar - Q masuk

$$Q \text{ serap} = 104,67 \text{ m}$$

**Neraca Energi**

$$\begin{aligned} H \text{ bahan masuk} &= H \text{ bahan keluar} + Q \text{ serap} \\ 1630859,00 &= 809565,11 + 104,67 \text{ m} \\ m &= 7846,88 \text{ kg} \end{aligned}$$

Sehingga panas (Q) yang diserap air pendingin

$$= 821293,89 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ masuk} = 20,92 \text{ m} = 164117,53 \text{ kJ}$$

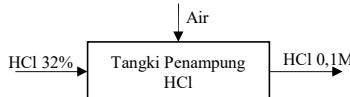
$$Q \text{ keluar} = 125,58 \text{ m} = 985411,42 \text{ kJ}$$

**Tabel B.8 Neraca Energi Tangki Penampung (F-126)**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Masuk	kJ

H masuk	1630859,00	H keluar	809565,11
Q masuk	164117,53	Q keluar	985411,42
<b>Total</b>	<b>1794976,53</b>	<b>Total</b>	<b>1794976,53</b>

#### 4. TANGKI PENAMPUNG HCl



#### Menghitung Panas Pengenceran

##### Larutan HCl 32%

Konsentrasi HCl = 32%

Asumsi : massa larutan = 100 gram

$$\begin{aligned} \text{massa HCl} &= 32\% \times 100 \\ &= 32 \text{ gram} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa air} &= 68\% \times 100 \\ &= 68 \text{ gram} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} n_{\text{HCl}} &= \frac{\text{massa HCl}}{\text{BM HCl}} \\ &= \frac{32}{36,5} \\ &= 0,88 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} n_{\text{air}} &= \frac{\text{massa air}}{\text{BM air}} \\ &= \frac{68}{18} \\ &= 3,78 \end{aligned}$$

$$\frac{n_{\text{HCl}}}{n_{\text{air}}} = \frac{0,88}{3,78} = \frac{1}{4,3}$$

Maka, larutan awal memiliki rumus  $\text{HCl}(4,3\text{H}_2\text{O})$

##### Larutan HCl 0,1 M

Asumsi : Volume pelarut air = 1 L

$$\begin{aligned} \text{Molaritas} &= \frac{n}{V} \\ 0,1 &= \frac{n}{1} \\ n &= 0,1 \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \rho \times V \\ &= 1 \times 1 = 1 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$n_{\text{Air}} = \frac{1}{18} = 0,056 \text{ kmol} = 55,6 \text{ mol}$$

$$\frac{n_{\text{HCl}}}{n_{\text{Air}}} = \frac{0,1}{55,6} = \frac{1}{556}$$

Maka, larutan akhir memiliki rumus HCl(556 H<sub>2</sub>O)

Dari Fig 12.14 Pada Smith VanNess 6th Edition, didapatkan:

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{array}{lll} \text{HCl 32\%} & = \text{HCl} + 4,3\text{H}_2\text{O} & \text{HCl}(4,3\text{H}_2\text{O}) \quad \Delta H_{sol} = -61,5 \text{ kJ/mol} \\ \text{HCl 0,1 M} & = \text{HCl} + 556\text{H}_2\text{O} & \text{HCl}(556\text{H}_2\text{O}) \quad \Delta H_{sol} = -74,5 \text{ kJ/mol} \end{array}$$

**Tabel B.9 Enthalpy Bahan Masuk Tangki Penampung**

Komponen	massa (kg)	n(kmol)	Cp (kJ/kgK)	T (K)	H = mCpΔT	H=n.ΔHsol	Δh in (kJ)
<b>HCl 32%</b>							
Air	0,01	0,0006		4,18	303	0,24	
			[Cp (kJ/kgmol)]		H=n[CpdT]		
HCl	0,01	0,0001		135,46	303	0,02	0,00
<b>H<sub>2</sub>O Pelarut</b>							
			Cp (kJ/kgK)		H = mCpΔT		
Air	2,38	0,13		4,18	303	49,84	
<b>Total</b>	<b>50,11</b>						<b>50,11</b>

$$\int C_p dt \text{ HCl} = 47,3 (T - T_{ref}) + (90/2) * (T^2 - T_{ref}^2) \quad \text{J/kmol}$$

**Tabel B.10 Enthalpy Bahan Keluar Tangki Penampung**

Komponen	massa (kg)	n(kmol)	Cp (kJ/kgK)	T (K)	H = mCpΔT	H=n.ΔHsol	Δh in (kJ)
<b>HCl 0,1 M</b>							
Air	2,39	0,13		4,18	303	50,09	
			[Cp (kJ/kgmol)]		H=n[CpdT]		
HCl	0,01	0,0002		135,49	303	0,03	-0,01
<b>Total</b>	<b>50,11</b>						<b>50,11</b>

Menentukan Tout berdasarkan *Energy Balance*, menggunakan *Goal Seek* didapatkan:

$$\Delta H_{out} - \Delta H_{in} = 0$$

$$50,11 - 50,11 = 0$$

$$\text{Tout} = 303,00086 \text{ K}$$

Karena Perubahan antara Tout dan Tin akibat panas kelarutan kecil, maka dapat

### DIABAIKAN

## 5. REAKTOR SAKARIFIKASI (R-130)

Fungsi : Mengkonversi larutan dekstrin menjadi glukosa

Kondisi operasi :  $T = 333 \text{ K}$   $t = 48 \text{ jam}$   
 $P = 1 \text{ atm}$   $\text{pH} = 4$



Pendingin 333 K	Air pendingin keluar 318 K	Keluaran Reaktor Sakarifikasi 333 K
--------------------	-------------------------------	---

Data Entalpi Pembentukan ( $\Delta H_f^o$ ) pada kondisi standar.

$\Delta H_f$ Pati	=	-963000000 kJ/kmol
$\Delta H_f$ Dekstrosa	=	-1274500 kJ/kmol
$\Delta H_f$ Maltosa	=	-2251464 kJ/kmol
$\Delta H_f$ Dekstrin	=	-9630000 kJ/kmol
$\Delta H_f$ Air	= -285830 J/mol	= -285830 kJ/kmol

#### a. Menghitung enthalpy bahan masuk <9>

dimana :

$$\begin{array}{ll} \Delta T_1 = T - T_{ref} & \Delta T_2 = T - T_{ref} \\ = 333 - 298 & = 303 - 298 \\ = 35 \text{ K} & = 5 \text{ K} \end{array}$$

Tabel B.11 Enthalpy Bahan Masuk Reaktor Sakarifikasi

Komponen	massa (kg)	n(kmol)	Cp (kJ/kgK)	T (K)	H = mCpΔT	H=n.Δhof	Δh in (kJ)
Air	4698,27	260,79	4,19	333	688343,24	-74542523,71	-73854180,48
Maltosa	173,47	0,51	1,27	333	7694,62	-1141015,86	-1133321,24
Dekstrosa	91,30	0,51	1,22	333	3884,29	-645901,77	-642017,47
a-amilase	1,38		1,41	333	67,78		67,78
Glukoamila	1,17		1,29	303	7,56		7,56
Air	2,39	0,13	4,18	303	50,05	-37971,03962	-37920,99
<i>Subtotal</i>	4967,98				700047,55		-75667364,83
			$\int C_p dt \text{ (kJ/kg)}$		$H = m \int C_p dt$		
Pati	1314,72	0,01	55,18	333	72543,13	-7808595,11	-7736051,97
Protein	248,02		79,14	333	19628,73		19628,73
Lemak	125,17		68,79	333	8610,57		8610,57
Serat	50,99		68,74	333	3505,38		3505,38
Abu	27,81		46,19	333	1284,67		1284,67
Dekstrin	82,17	0,05	48,59	333	3992,54	-488037,19	-484044,66
<i>Subtotal</i>	1848,88				109565,02		-8187067,28
			$\int C_p \text{ (kJ/kmol)}$		$H = n \int C_p dt$		
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,004	2653,18	333	10,15		10,15
HCl	0,01	0,0002	135,46	303	0,03		0,03
<b>Total</b>	<b>6817,30</b>						<b>-83854421,93</b>

**Tabel B.12 Enthalpy Bahan Keluar Reaktor Sakarifikasi**

Komponen	Massa (kg)	n(kmol)	Cp (kJ/kg K)	T (K)	H = mCpΔt	H=n.ΔH°f	Δh out (kJ)
Air	4550,70	252,60	4,19	333	666723,60	-72201275,13	-71534551,53
Maltosa	214,27	0,63	1,27	333	9504,39	-1409382,79	-1399878,40
Dekstrosa	1569,41	8,71	1,22	333	66769,47	-11102793,05	-11036023,59
a-amilase	1,38		1,41	333	67,78		67,78
Glukoamila	1,17		1,29	333	52,92		52,92
<i>Subtotal</i>	6336,93				743118,16		-83970332,81
			$\int Cp dt \text{ (kJ/kg)}$		$H = m/CpdT$		
Pati	26,29	0,0002	55,18	333	1450,86	-156171,90	-154721,04
Protein	248,02		79,14	333	19628,73		19628,73
Lemak	125,17		68,79	333	8610,57		8610,57
Serat	50,99		68,74	333	3505,38		3505,38
Abu	27,81		46,19	333	1284,67		1284,67
Dekstrin	1,64	0,001	48,59	333	79,85	-9760,74	-9680,89
<i>Subtotal</i>	479,93				34560,07		-131372,58
			$\int Cp \text{ (kJ/kmol)}$		$H=n\int CpdT$		
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,004	2653,18	333	10,15		10,15
HCl	0,01	0,0002	995,48	333	0,19		0,19
<b>Total</b>	<b>6817,29</b>						<b>-84101695,05</b>

**Energy Balance :**

$$Q = -\Delta H$$

$$\Delta H = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$\Delta H = -84101695,05 - -83854421,93 \\ = -247273,12 \text{ kJ}$$

**ΔH negatif** menunjukkan bahwa reaksi tersebut memerlukan air pendingin untuk menstabilkan suhu operasi

$$\begin{array}{ll} \Delta T_{masuk} = T - T_{ref} & \Delta T_{keluar} = T - T_{ref} \\ = 303 - 298 & = 318 - 298 \\ = 5 \text{ K} & = 20 \text{ K} \end{array}$$

$$\begin{array}{ll} Q_{air \text{ pendingin masuk}} = m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ = 9,54 \text{ m kJ/kg} \end{array}$$

$$\begin{array}{ll} Q_{air \text{ pendingin keluar}} = m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ = 83,68 \text{ m kJ/kg} \end{array}$$

$$Q_{air \text{ pendingin keluar}} - Q_{air \text{ pendingin masuk}} = -\Delta H$$

$$(83,68 - 9,54)m = 247273,12 \\ m = 3335,07 \text{ kg}$$

Schingga :

$$H_{air \text{ masuk}} = 9,54 \times m_{air} = 31805,29 \text{ kJ}$$

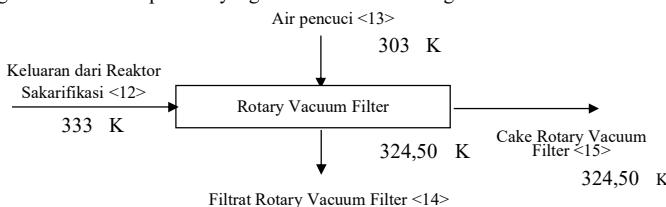
$$H_{\text{air keluar}} = 83,68 \times m_{\text{air}} = 279078,40 \text{ kJ}$$

**Tabel B.13 Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
H masuk	-83854421,93	H keluar	-84101695,05
Q air masuk	31805,29	Q air keluar	279078,40
Total	<b>-83822616,65</b>	Total	<b>-83822616,65</b>

## 6. ROTARY VACUM FILTER (H-140)

Fungsi : Memisahkan padatan yang berada dalam larutan glukosa



### a. Menghitung enthalpy bahan masuk

dimana :

$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= T - T_{ref} & \Delta T_2 &= T - T_{ref} \\ &= 333 - 298 & &= 303 - 298 \\ &= 35 \text{ K} & &= 5 \text{ K} \end{aligned}$$

**Tabel B.14 Enthalpy Bahan Masuk Rotary Vacuum Filter**

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg K)	$\Delta T$ (K)	$H = mCp\Delta T$ (kJ)
Air	4550,70	4,19	35	666723,60
Maltosa	214,27	1,27	35	9504,39
Dekstrosa	1569,41	1,22	35	66769,47
a-amilase	1,38	1,41	35	67,78
Glukoamilase	1,17	1,29	35	52,92
Air Pencuci	1093,05	4,18	5	22861,10
<i>Subtotal</i>	7429,98			765979,26
		$\int Cp dt$		$H = m \int Cp dt$ (kJ)
Pati	26,29	55,18		1450,86
Protein	248,02	79,14		19628,73
Lemak	125,17	68,79		8610,57
Serat	50,99	68,74		3505,38
Abu	27,81	46,19		1284,67
Dekstrin	1,64	48,59		79,85
<i>Subtotal</i>	479,93			34560,07

	$\int Cp \text{ (kJ/kmol)}$	$H = (m/BM) \int Cp dt(kJ)$
CaCl <sub>2</sub>	0,42	2653,18
HCl	0,01	995,48
<b>Total</b>	<b>7910,34</b>	<b>800549,67</b>

c. Menghitung enthalpy bahan keluar

$$Cp \text{ Dekstrin} = 0,291 + 0,00096 T (^{\circ}\text{C}) \quad (\text{cal/g } ^{\circ}\text{C})$$

$$\int Cp dt = 0,291 * (T - Tref) + (0,00096/2) * (T^2 - Tref^2)$$

$$Cp \text{ (cal/g } ^{\circ}\text{C}) = 0,291 * (T - 25) + (0,00096/2) * (T^2 - 25^2)$$

$$= 0,291 T - 7,275 + 0,00048 T^2 - 0,3$$

$$= 0,00048 T^2 + 0,291 T - 7,575$$

$$Cp \text{ (kJ/kg.K)} = 0,002010 T^2 + 1,22 T - 32$$

$$Cp \text{ CaCl}_2 = 16,9 + 0,00386 T \quad (\text{cal/mol K})$$

$$\int Cp dt = 16,9 * (T - Tref) + (0,00386/2) * (T^2 - Tref^2)$$

$$= 16,9 * (T - 298) + (0,00386/2) * (T^2 - 298^2)$$

$$= 16,9 T - 5036 + 0,00193 T^2 - 171,392$$

$$= 0,00193 T^2 + 16,9 T - 5207,6$$

$$= 0,00808 T^2 + 70,76 T - 21788,564 \quad (\text{kJ/kmol.K})$$

$$BM = 110,98 = 0,8968 \quad 7852,82 T - 2418160,17 \quad (\text{kJ/kg.K})$$

$$Cp \text{ HCl} = 47,3 + 90 T \quad (\text{J/kmol K})$$

$$\int Cp dt = 47,3 * (T - Tref) + (90/2) * (T^2 - Tref^2)$$

$$= 47,3 * (T - 298) + (90/2) * (T^2 - 298^2)$$

$$= 47,3 T - 14095,4 + 45 T^2 - 3996180$$

$$= 45 T^2 + 47,3 T - 4010275,4$$

$$= 0,045 T^2 + 0,0473 T - 4010,28 \quad (\text{kJ/kmol.K})$$

$$BM = 36,5 = 1,6425 T^2 + 1,72645 T - 146375,052 \quad (\text{kJ/kg.K})$$

$$\int Cp dt = b_0 (T - Tref) + (b_1/2) * (T^2 - Tref^2) + (b_2/3) * (T^3 - Tref^3) \quad (\text{kJ/kg.K})$$

Komponen	b <sub>0</sub>	b <sub>1</sub>	b <sub>2</sub>
Protein	2,01	0,00121	-0,000001310
Lemak	1,98	0,00147	-0,000004800
Abu	1,09	0,00189	-0,000003680
Karbohidrat	1,35	0,00196	-0,000005940
Serat	1,85	0,00183	-0,000004650

Cp Protein

$$= 2,01 (T - Tref) + \frac{0,0012}{2} (T^2 - Tref^2) + \frac{-0,0000013}{3} (T^3 - Tref^3)$$

$$= 2,01 (T - Tref) + 0,00061 (T^2 - Tref^2) + -0,000000437 (T^3 - Tref^3)$$

$$= -0,000000437 T^3 + 0,00061 T^2 + 2,01 T - 533,698$$

Cp Lemak

$$\begin{aligned} &= 1,98 (T-Tref) + \frac{0,00147}{2} (T^2 - Tref^2) + \frac{-0,0000048}{3} (T^3 - Tref^3) \\ &= 1,98 (T-Tref) + 0,00074 (T^2 - Tref^2) + -0,0000016 (T^3 - Tref^3) \\ &= -0,0000016 T^3 + 0,00074 T^2 + 1,98 T + -482,427 \end{aligned}$$

Cp Abu

$$\begin{aligned} &= 1,09 (T-Tref) + \frac{0,00189}{2} (T^2 - Tref^2) + \frac{-0,0000037}{3} (T^3 - Tref^3) \\ &= 1,09 (T-Tref) + 0,00095 (T^2 - Tref^2) + -0,0000012 (T^3 - Tref^3) \\ &= -0,0000012 T^3 + 0,00095 T^2 + 1,09 T + -208,438 \end{aligned}$$

Cp Pati

$$\begin{aligned} &= 1,55 (T-Tref) + \frac{0,00196}{2} (T^2 - Tref^2) + \frac{-0,0000059}{3} (T^3 - Tref^3) \\ &= 1,55 (T-Tref) + 0,00098 (T^2 - Tref^2) + -0,00000198 (T^3 - Tref^3) \\ &= -0,00000198 T^3 + 0,00098 T^2 + 1,55 T + -322,474 \end{aligned}$$

Cp Serat

$$\begin{aligned} &= 1,85 (T-Tref) + \frac{0,00183}{2} (T^2 - Tref^2) + \frac{-0,0000047}{3} (T^3 - Tref^3) \\ &= 1,85 (T-Tref) + 0,00092 (T^2 - Tref^2) + -0,00000155 (T^3 - Tref^3) \\ &= -0,00000155 T^3 + 0,000915 T^2 + 1,85 T + -429,026 \end{aligned}$$

#### d. Menghitung enthalpy filtrat

Tabel B.15 Enthalpy filtrat

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg K)	ΔT (K)	H = mCpΔT (kJ)
Air	5519,08	4,184	T-298	23091,84 T - 6881366,86
Maltosa	212,13	1,267	T-298	268,84 T - 80113,88
Dekstrosa	1553,71	1,216	T-298	1888,62 T - 562809,39
<i>Subtotal</i>	7291,59			25249,30 T - 7524290,12
Komponen	Massa (kg)	H (kJ)		
Pati	0,01	-0,00000003	T <sup>3</sup> + 0,000013 T <sup>2</sup> + 0,020378 T - 4,2396	
Dekstrin	1,63	0,00327	T <sup>2</sup> + 1,9822 T - 51,56471	
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00003	T <sup>2</sup> + 0,2681 T - 82,55308	
HCl	0,01	0,000008	T <sup>2</sup> + 0,000009 T - 0,751499	
<i>Subtotal</i>	0,08	-0,00000003	T <sup>3</sup> + 0,00332 T <sup>2</sup> + 2,2707 T - 139,1089	
<b>Total</b>	7291,67	-0,00000003	T <sup>3</sup> + 0,00332 T <sup>2</sup> + 25251,57 T - 7524429,23	

e. menghitng enthalpy cake

Tabel B.16 Enthalpy cake

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg K)	$\Delta T$ (K)	$H = mC_p\Delta T$ (kJ)
Air	124,67	4,18	T-298	521,62 T - 155443,31
$\alpha$ -amilase	1,38	1,41	T-298	1,94 T - 577,14
Maltosa	2,14	1,27	T-298	2,72 T - 809,23
Dekstrosa	15,69	1,22	T-298	19,08 T - 5684,94
Glukoamilase	1,17	1,29	T-298	1,51 T - 450,61
<i>Subtotal</i>	154,42			546,86 T - 162965,24
Komponen	Massa (kg)		$H$ (kJ)	
Protein	248,02	-0,000108 T <sup>3</sup> +	0,15 T <sup>2</sup> +	498,51 T + -132365,87
Lemak	125,17	-0,000200 T <sup>3</sup> +	0,09 T <sup>2</sup> +	247,83 T + -60384,08
Abu	27,81	-0,000034 T <sup>3</sup> +	0,03 T <sup>2</sup> +	30,32 T + -5797,70
Pati	26,28	-0,000052 T <sup>3</sup> +	0,03 T <sup>2</sup> +	40,74 T + -8475,02
Serat	50,99	-0,000079 T <sup>3</sup> +	0,05 T <sup>2</sup> +	94,34 T + -21877,76
Dekstrin	0,02	0,000033 T <sup>2</sup> +	0,02 T +	0,52
HCl	0,00	0,00000009 T <sup>2</sup> +	0,00 T +	0,01
CaCl <sub>2</sub>	0,00	0,000000 T <sup>2</sup> +	0,00 T +	0,83
<i>Subtotal</i>	478,66	-0,000474 T <sup>3</sup> +	0,34 T <sup>2</sup> +	911,76 T + -228899,06
<b>Total</b>	<b>633,08</b>	<b>-0,000474 T<sup>3</sup> +</b>	<b>0,34 T<sup>2</sup> +</b>	<b>1458,62 T + -391864,30</b>

$$H \text{ bahan masuk} = H \text{ bahan keluar}$$

$$800549,67 = H \text{ bahan keluar}$$

$$800549,67 = H \text{ bahan keluar}$$

$$H \text{ bahan keluar} = H \text{ filtrat total} + H \text{ cake total}$$

$$800549,67 = 0,00^3 + 0,34^2 + 26710,19 \text{ T}$$

$$-7916293,53$$

$$8716843,20 = 0,00^3 + 0,34^2 + 26710,19 \text{ T}$$

$$\text{T} = 325 \quad \text{K} = 52 \quad \text{C}$$

Tabel B.17 Neraca Energi *Rotary Vacuum Filter*

Neraca Energi Total
---------------------

Masuk	kJ	Keluar	kJ
H masuk	800549,67	H keluar	800549,67
<b>Total</b>	<b>800549,67</b>	<b>Total</b>	<b>800549,67</b>

## 7. REAKTOR HIDROGENASI (R-210)

Fungsi : Mereaksikan dekstrosa menjadi sorbitol dengan penambahan H<sub>2</sub> dan katalis Raney Nikel.

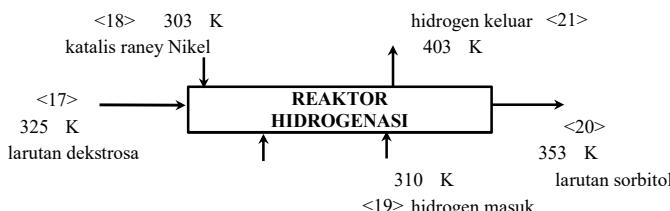
### A. TAHAP REAKSI

Pada tahap ini terjadi feeding material, pemanasan hingga suhu operasi, dan reaksi hidrogenasi

Kondisi operasi :

$$T = 403 \text{ K}$$

$$P = 60 \text{ atm}$$



Diketahui data :

Cp Ni	=	0,44 kJ/kg. K
Cp H <sub>2</sub> O	=	4,18 kJ/kg. K
Cp Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	=	0,88 kJ/kg. K
Cp Hidrogen	=	14,30 kJ/kg. K
Cp impurities H <sub>2</sub>	=	2,02 kJ/kg. K
Cp Sorbitol	=	2,49 kJ/kg. K
Cp Maltitol	=	2,09 kJ/kg. K

#### a. Menghitung enthalpy bahan masuk

dimana :

$$\begin{aligned} \Delta T &= T - T_{ref} & \Delta T &= T - T_{ref} & \Delta T &= T - T_{ref} \\ &= 325 - 298 & &= 303 - 298 & &= 310 - 298 \\ &= 27 \text{ K} & &= 5 \text{ K} & &= 12 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\Delta H_f \text{ dekstrosa} = -1274500 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ sorbitol} = -1353700 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ Hidrogen} = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ maltosa} = -2251464 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ maltitol} = -2459600 \text{ kJ/kmol}$$

**Tabel B.18 Enthalpy Bahan Masuk Reaktor Hidrogenasi**

Komponen	massa (kg)	n(kmol)	Cp (kJ/kgK)	T (K)	H = mCpΔt	H=n.ΔH°f	Δh in (kJ)
Air	5519,22		4,19	325	623793,39		623793,39
Maltosa	212,13	0,62	1,27	325	7258,64	-1395288,97	-1388030,33
Dekstrosa	1553,71	8,62	1,22	325	50992,80	-10991765,12	-10940772,33
Nickel Allo	31,07		0,44	303	68,36		68,36
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,29		0,88	303	5,70		5,70
H <sub>2</sub> Impuritis	0,03		2,02	310	0,80		0,80
Hidrogen	329,04	163,21	14,30	310	56477,09	0	56477,09
<i>Subtotal</i>	7646,50				738596,77		-11648457,32
			Cp(kJ/kg)		H = m Cpd		
Pati	0,01		41,99	325	0,55		0,55
Dekstrin	1,63		36,34	325	59,12		59,12
<b>Total</b>	<b>7648,14</b>				<b>738656,44</b>		<b>-11648397,65</b>

**Tabel B.19 Enthalpy Bahan Keluar Reaktor Hidrogenasi**

Komponen	Massa (kg)	n(kmol)	Cp (kJ/kg K)	T (K)	H = mCpΔt	H=n.ΔH°f	Δh out (kJ)
Air	5583,96		4,19	403	#####		2454317,45
Maltosa	5,46	0,02	1,27	403	726,53	-35912,00	-35185,46
Dekstrosa	47,92	0,27	1,22	403	6116,75	-339042,48	-332925,73
Nickel Allo	31,07		0,44	403	1435,63		1435,63
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,29		0,88	403	119,64		119,64
H <sub>2</sub> Impuritis	0,03		2,02	403	6,96		6,96
Hidrogen	310,97	154,25	14,30	403	467039,48	0	467039,48
Sorbitol	1522,64	8,3582	2,49	403	398093,40	-11314546,04	-10916452,64
Malitol	207,88	0,60	2,09	403	45709,74	-1485022,734	-1439312,99
Total	7711,24				#####		-9800957,66
			Cp (kJ/kg)		H = m Cpd		
Pati	0,01		157,69	403	2,07		2,07
Dekstrin	1,63		160,53	403	261,17		261,17
<b>Total</b>	<b>7712,88</b>				<b>#####</b>		<b>-9800694,41</b>

**Energy Balance :**

$$Q = - \Delta H$$

$$\Delta H = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$$

$$\Delta H = -9800694,41 - -11648397,65 \\ = 1847703,24 \text{ kJ}$$

**ΔH positif** menunjukkan bahwa reaksi tersebut memerlukan steam untuk menstabilkan suhu operasi.

### c. Menghitung kebutuhan steam

Suhu bahan yang masuk dinaikkan hingga suhu 403 K dengan menggunakan *saturated steam* bersuhu 145 °C (418 K) *(Geankoplis, hal 963)*

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= \lambda \cdot m \\ &= (H_v - h_l) m \\ &= (2740,30 - 610,63) m \quad \text{kJ} \\ &= 2129,67 \text{ m} \quad \text{kJ} \end{aligned}$$

Asumsi : tidak ada panas yang hilang

$$Q_{\text{loss}} = 0$$

### Neraca Energi :

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= \Delta H_{\text{out}} - \Delta H_{\text{in}} \\ 2129,67 \text{ m} &= -9800694,41 - -11648397,65 \\ m &= 867,60 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

Sehingga :

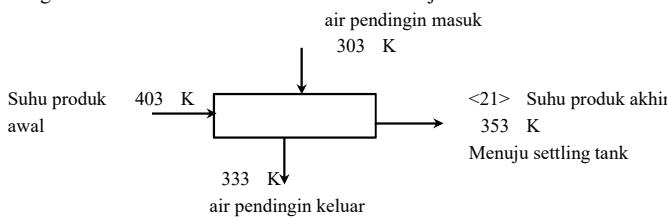
$$Q_{\text{steam}} = 2129,67 \text{ m} = 1847703,24 \quad \text{kJ}$$

**Tabel B.20 Neraca Energi Pemanasan dan Reaksi Reaktor Hidrogenasi**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
ΔH in	-11648397,65	ΔH out	-9800694,41
Q steam	1847703,24		
Total	<b>-9800694,41</b>	Total	<b>-9800694,41</b>

## B. TAHAP PENDINGINAN

Fungsi : Menurunkan suhu larutan dari 130 C menjadi 80 C



### a. Menghitung enthalpi bahan masuk

dimana :

$$\begin{aligned} \Delta T &= T - T_{\text{ref}} = 403 - 298 \\ &= 105 \text{ K} \end{aligned}$$

**Tabel B.21 Enthalpy Bahan Masuk**

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg.°K)	ΔT (K)	H=m.Cp.ΔT
Sorbitol	1522,64	2,49	105	398093,40
Maltitol	207,88	2,09	105	45709,74
Air	5583,96	4,28	105	2511776,39
Dekstrosa	47,92	1,22	105	6116,75
Maltosa	5,46	1,27	105	726,53

Ni Alloy	31,07	0,44	105	1435,63
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,29	0,88	105	119,64
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>JCp.dT(kJ/kg)</b>		<b>H=m.JCp.dT</b>
Pati	0,01	38,37		0,50
Dekstrin	1,63	160,53		261,17
<b>Total</b>	<b>7401,87</b>	<b>Total</b>		<b>2964239,26</b>

**b. Menghitung enthalpi bahan keluar**

dimana :

$$\begin{aligned}\Delta T &= T - T_{ref} = 353 - 298 \\ &= 55 \text{ K}\end{aligned}$$

**Tabel B. 22 Enthalpy Bahan Keluar F-216**

Komponen	Massa (kg)	Cp (kJ/kg.°K)	ΔT (K)	H=m.Cp.ΔT
Sorbitol	1522,64	2,49	55	208525,11
Maltitol	207,88	2,09	55	23943,20
Air	5583,96	4,28	55	1315692,39
Dekstrosa	47,92	1,22	55	3204,01
Maltoza	5,46	1,27	55	380,57
Ni Alloy	31,07	0,44	55	752,00
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,29	0,88	55	62,67
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>JCp.dT(kJ/kg)</b>		<b>H=m.JCp.dT</b>
Pati	0,01	85,64		1,13
Dekstrin	1,63	78,56		127,82
<b>Total</b>	<b>7401,87</b>		<b>Total</b>	<b>1552688,89</b>

**c. Menghitung kebutuhan air pendingin**

$$\begin{array}{ll} \Delta T \text{ masuk} = T - T_{ref} & \Delta T \text{ keluar} = T - T_{ref} \\ = 303 - 298 & = 333 - 298 \\ = 5 \text{ K} & = 35 \text{ K} \end{array}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ air pendingin masuk} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 20,9 \text{ m kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q \text{ air pendingin keluar} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 146,5 \text{ m kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H \text{ bahan masuk} + Q \text{ air masuk} &= H \text{ bahan keluar} + Q \text{ air keluar} \\ 2964239,26 + 20,92 \text{ m} &= 1552688,89 + 146,51 \text{ m} \\ 1411550,36 &= 125,60 \text{ m} \\ \text{m air} &= 11238,91 \text{ kg}\end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{array}{lll}Q \text{ air masuk} &= 20,9 \times \text{m air} &= 235061,71 \text{ kJ} \\ Q \text{ air keluar} &= 146,5 \times \text{m air} &= 1646612,08 \text{ kJ}\end{array}$$

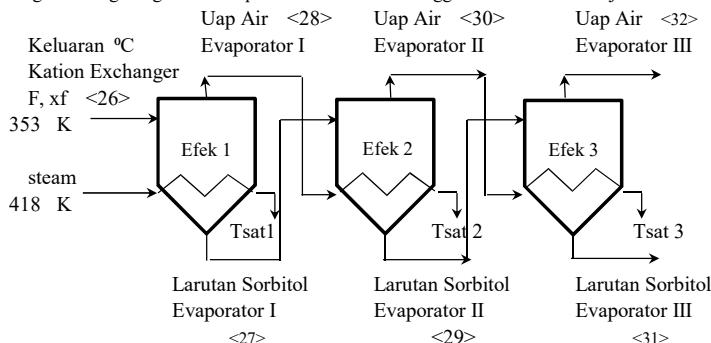
**Tabel B.23 Neraca Energi Pendinginan**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ

H masuk	2964239,26	H keluar	1552688,89
Q air masuk	235061,71	Q air keluar	1646612,08
<b>Total</b>	<b>3199300,97</b>	<b>Total</b>	<b>3199300,97</b>

## 8. TRIPLE EFFECT EVAPORATOR (V-240A , V-240B, V-240C)

Fungsi : Mengurangi kadar air pada larutan sorbitol hingga kadar sorbitol menjadi 70%



Tabel. B.24 Komposisi umpan Evaporator

Komponen	massa (kg)	BM (g/mol)	n (mol)
Air	5583,07	18,00	310170,65
Dekstrin	1,61	1620,00	0,99
Maltosa	5,41	342,30	15,79
Dektrosa	47,45	180,16	263,36
Sorbitol	1507,41	182,17	8274,75
Maltitol	205,81	344,31	597,73
<b>Total</b>	<b>7350,75</b>	<b>n terlarut</b>	<b>9152,62</b>

$$F = 7350,75 \text{ kg}$$

$$xf = 0,24$$

$$x_2 = 0,70$$

$$T_{S1} = 145 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (saturated steam)} = 418 \text{ K}$$

$$T_f = 80 \text{ }^{\circ}\text{C} = 353 \text{ K}$$

Untuk short tube vertical evaporator, harga U berkisar antara 1100-2800 W/m<sup>2</sup>.K

Asumsi : U1 = 2600 W/m<sup>2</sup>.K

U2 = 2400 W/m<sup>2</sup>.K

U3 = 2300 W/m<sup>2</sup>.K (Geankoplis)

Neraca massa overall

$$F = L_3 + (V_1 + V_2 + V_3)$$

$$7350,75 = L_3 + (V_1 + V_2 + V_3)$$

### Neraca massa komponen kering

$$F \times X_f = L_3 \times X_3 + V_1 \times X_{V1} + V_2 \times X_{V2} + V_3 \times X_{V3}$$

$$1767,68 = L_3 \times 0,70$$

$$L_3 = 2525,25 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total penguapan} = F - L_3$$

$$(V_1 + V_2 + V_3) = 7350,75 - 2525,25$$

$$= 4825,50 \text{ kg/jam}$$

Asumsi besarnya penguapan di masing - masing evaporator adalah sama, sehingga :

$$V_1 = 1608,50$$

$$V_2 = 1608,50$$

$$V_3 = 1608,50$$

$$V_t = 4825,50$$

Neraca massa pada masing - masing evaporator :

$$(1) F - V_1 = L_1 \quad L_1 = 5742,25 \text{ kg/jam}$$

$$(2) L_1 - V_2 = L_2 \quad L_2 = 4133,75 \text{ kg/jam}$$

$$(3) L_2 - V_3 = L_3 \quad L_3 = 2525,25 \text{ kg/jam}$$

### Neraca massa komponen untuk masing - masing evaporator :

$$(1) F \times X_f = L_1 \times X_1 \quad X_1 = 0,31$$

$$(2) L_1 \times X_1 = L_2 \times X_2 \quad X_2 = 0,43$$

$$(3) L_2 \times X_2 = L_3 \times X_3 \quad X_3 = 0,70$$

Menentukan Kenaikan Kenaikan Titik Didih (BPR) pada masing-masing efek :

$$\Delta tb = Kb \times (n_2 / W_1) \times 1000$$

di mana :

$$Kb = \text{Kenaikan titik didih molal air (}0,52^{\circ}\text{C/molal)}$$

$n$  = berat terlarut

$W_1$  = berat air

sehingga, didapatkan Kenaikan Titik Didih :

$$BPR_1 = 0,85^{\circ}\text{C}$$

$$BPR_2 = 1,20^{\circ}\text{C}$$

$$BPR_3 = 2,01^{\circ}\text{C}$$

### Perhitungan $\Delta T$

Pada evaporator efek 3 :

$$T_{S4} = 11,20^{\circ}\text{C} \quad P = 19,76 \text{ mmHg} = 0,03 \text{ atm}$$

$$X_3 = 0,70 \quad T_3 = 13,21^{\circ}\text{C} = T_{S3} + BPR_3$$

(Hugot, tabel 32.1B)

Pada evaporator efek 1 : (dengan cara trial T1 dan X1 )

$$X_1 = 0,31$$

$$T_1 = 104,73 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T \text{ available} = 129,89 \text{ } ^\circ\text{C} = T_{S1} - T_{S4} - BPR_3 - BPR_2 - BPR_1$$

$$\Delta T_1 = \Delta T \text{ available} \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3}$$

$$\Delta T_1 = 40,42 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 43,78 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_3 = 45,69 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(1) T_1 = T_{S1} - \Delta T_1 = 104,73 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(2) T_2 = T_1 - BPR_1 - \Delta T_2 = 60,10 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{S2} = T_1 - BPR_1 = 103,88 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(3) T_3 = T_2 - BPR_2 - \Delta T_3 = 13,21 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{S3} = T_2 - BPR_2 = 58,90 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Temperatur pada evaporator :

Efek 1

$$T_{S1} (\text{ }^\circ\text{C}) = 145$$

Efek 2

$$T_{S2} (\text{ }^\circ\text{C}) = 103,88$$

Efek 3

$$T_1 (\text{ }^\circ\text{C}) = 104,73$$

$$T_{S3} (\text{ }^\circ\text{C}) = 58,90$$

$$T_{S4} (\text{ }^\circ\text{C}) = 11,20$$

$$T_2 (\text{ }^\circ\text{C}) = 60,10$$

$$T_3 (\text{ }^\circ\text{C}) = 13,21$$

Condenser

$$T_{S4} (\text{ }^\circ\text{C}) = 11,20$$

$C_p$  larutan 1- ( $0.6 - 0.0018t$ ) S (kkal/kg. $^\circ\text{C}$ )

t = temperatur ( $^\circ\text{C}$ )

S = konsentrasi (m/m%)

Data Trial

Suhu ( $^\circ\text{C}$ )	25	25	25	25
Konsentrasi	0,24	0,31	0,43	0,70
$C_p$ (kkal/kg $^\circ\text{C}$ )	0,87	0,83	0,76	0,61
$C_p$ (kJ/kg $^\circ\text{C}$ )	3,63	3,47	3,19	2,56

Hasil interpolasi enthalpy vapor dan enthalpy liquid dari saturated steam

T <sub>S1</sub>	H <sub>V</sub>	h <sub>I</sub>	T <sub>S2</sub>	H <sub>V</sub>	h <sub>I</sub>
115,00	2699,00	482,48	100,00	2676,10	419,04
145,15	2706,30	503,71	103,88	2682,08	435,43
125,00	2713,50	524,99	105,00	2683,80	440,15
T <sub>S3</sub>	H <sub>V</sub>	h <sub>I</sub>	T <sub>S4</sub>	H <sub>V</sub>	h <sub>I</sub>
80,00	2643,70	334,91	55,00	2600,90	230,23
58,90	2609,10	246,33	11,20	2524,69	47,15
85,00	2651,90	355,90	60,00	2609,60	251,13

**Data steam**  $H_{s1} = 2706,30 \text{ kJ/kg}$   
 $hs_1 = 503,71 \text{ kJ/kg}$   
 (Geankoplis, Appendiks A.2-9)

Efek 1

$$\begin{aligned} H_1 &= H_{s2} + (C_p H_2 O \times BPR_1) \\ &= 2682,08 + 3,62 \\ &= 2685,70 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{s1} &= H_{s1} - hs_1 \\ &= 2706,30 - 503,71 \\ &= 2202,59 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Efek 2

$$\begin{aligned} H_2 &= H_{s3} + (C_p H_2 O \times BPR_2) \\ &= 2609,10 + 5,04 \\ &= 2614,14 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{s2} &= H_1 - hs_2 \\ &= 2685,70 - 435,43 \\ &= 2250,27 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Efek 3

$$\begin{aligned} H_3 &= H_{s4} + (C_p H_2 O \times BPR_3) \\ &= 2524,69 + 8,42 \\ &= 2533,11 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{s3} &= H_2 - hs_3 \\ &= 2614,14 - 246,33 \\ &= 2367,81 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Hubungan antara flow ratio digunakan pada neraca panas :

$$V_1 \quad 7350,75 - L_1 \quad (\text{pers. 1})$$

$$V_2 \quad L_1 - L_2 \quad (\text{pers. 2})$$

$$V_3 \quad L_2 - 2525,25 \quad (\text{pers. 3})$$

Efek 1

$$F \times hL_S \times \lambda_{s1} = L_1 \times hL_1 + V_1 \times H_1 \quad (\text{pers. 4})$$

Efek 2

$$L_1 \times hV_1 \times \lambda_{s2} = L_2 \times hL_2 + V_2 \times H_2 \quad (\text{pers. 5})$$

Efek 2

$$L_2 \times hV_2 \times \lambda_{s3} = L_3 \times hL_3 + V_3 \times H_3 \quad (\text{pers. 6})$$

$$C_p = 3,63 \times 55,00 = 199,41 \text{ kJ/kg}$$

$$C_p = 3,47 \times 79,73 = 276,61 \text{ kJ/kg}$$

$$C_p = 3,19 \times 35,10 = 111,99 \text{ kJ/kg}$$

$$C_p = 2,56 \times -11,79 = -30,16 \text{ kJ/kg}$$

$$\boxed{FC_p(\Delta T_f) + S \lambda_{S1} = L_1 C_p(\Delta T_1) + V_1 H_1}$$

$$1465792,59 + 2202,59 S = 276,61 L_1 + (-2685,70 L_1)$$

$$2409,09 L_1 = 18276082,59 - 2202,59 S$$

$$\boxed{L_1 C_p(\Delta T_1) + V_1 \lambda_{S2} = L_2 C_p(\Delta T) + V_2 H_2}$$

$$276,61 L_1 + (-16541163,46 - 2250,27 L_1) = 111,99 L_2 + 2614,14 L_1 - 2614,14 L_2$$

$$-4587,80 L_1 + 2502,14 L_2 = -16541163,46$$

$$\boxed{L_2 C_p(\Delta T_2) + V_2 \lambda_{S3} = L_3 C_p(\Delta T) + V_3 H_3}$$

$$111,99 L_2 + (-2367,81 L_1 - 2367,81 L_2) = -76164,31 + 2533,11 L_2 - 6396738,94$$

$$2367,81 L_1 + -4788,92 L_2 = -6472903,26$$

Dengan mengeliminasi persamaan, maka didapatkan :

$$F = 7350,75 \quad S = 1794,03$$

$$L_1 = 5946,06 \quad V_1 = 1404,69$$

$$L_2 = 4291,58 \quad V_2 = 1654,48$$

$$L_3 = 2525,25 \quad V_3 = 1766,32$$

$$q_1 = S \times \lambda_{S1} = 1794,03 \times 2202,59 = 3951520,53$$

$$q_2 = V_1 \times \lambda_{S2} = 1404,69 \times 2250,27 = 3160937,25$$

$$q_3 = V_1 \times \lambda_{S2} = 1654,48 \times 2367,81 = 3917490,26$$

$$q_1 = 3951520,53 \text{ kJ/jam} = 1097644,59 \text{ J/s}$$

$$q_2 = 3160937,25 \text{ kJ/jam} = 878038,12 \text{ J/s}$$

$$q_3 = 3917490,26 \text{ kJ/jam} = 1088191,74 \text{ J/s}$$

$$A_1 = \frac{q_1}{U_1 \times \Delta T_1}$$

$$= \frac{1097644,59}{2600 \times 40,42} = 10,45 \text{ m}^2 \quad -7,48\%$$

$$A_2 = \frac{q_2}{U_2 \times \Delta T_2}$$

$$= \frac{878038,12}{2400 \times 43,78} = 8,36 \text{ m}^2 \quad -14,03\%$$

$$A_3 = \frac{q_3}{U_3 \times \Delta T_3}$$

$$= \frac{1088191,74}{2300 \times 45,69} = 10,36 \text{ m}^2 \quad -6,55\%$$

$$A_{rr} = \frac{A_1 + A_2 + A_3}{3}$$

$$= \frac{10,45 + 8,36 + 10,36}{3} = 9,72 \text{ m}^2$$

Karena selisih antara A<sub>1</sub>, A<sub>2</sub>, A<sub>3</sub>, dengan A<sub>m</sub> adalah lebih dari 10% maka tidak memenuhi syarat. **Maka hitung lagi dengan menggunakan data L<sub>1</sub>, L<sub>2</sub>, dan L<sub>3</sub> baru.**

$$L_1 = 5946,06 \quad L_2 = 4291,58 \quad L_3 = 2525,25$$

Neraca massa komponen untuk masing - masing evaporator :

$$(1) F \times X_f = L_1 \times X_1 \quad X_1 = 0,30$$

$$(2) L_1 \times X_1 = L_2 \times X_2 \quad X_2 = 0,41$$

$$(3) L_2 \times X_2 = L_3 \times X_3 \quad X_3 = 0,70$$

sehingga, didapatkan Kenaikan Titik Didih :

$$BPR_1 = 0,85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$BPR_2 = 1,14 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$BPR_3 = 1,89 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T \text{ available} = 130,07 \text{ } ^\circ\text{C} = T_{S1} - T_{S4} \cdot BPR_3 - BPR_2 - BPR_1$$

$$\Delta T_1 = \Delta T \text{ available} \frac{\Delta T \times A}{A_m}$$

$$\Delta T'_1 = 43,44 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T'_2 = 37,64 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T'_3 = 48,68 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta T \text{ bart} &= 43,44 + 37,64 + 48,68 \\ &= 129,76 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$(1) T_1 = T_{S1} - \Delta T'_1 = 101,71 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(2) T_2 = T_1 - BPR_1 - \Delta T'_2 = 63,22 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{S2} = T_1 - BPR_1 = 100,86 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(3) T_3 = T_2 - BPR_2 - \Delta T'_3 = 13,40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{S3} = T_2 - BPR_2 = 62,08 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Data Heat Capacity :

Suhu (°C)	25	25	25	25
Konsentrasi	0,24	0,30	0,41	0,70
Cp (kkal/kg°C)	0,87	0,84	0,77	0,61
Cp (kJ/kg°C)	3,63	3,49	3,23	2,56

Hasil interpolasi enthalpy vapor dan enthalpy liquid dari saturated steam

T <sub>s3</sub>	H <sub>v</sub>	h <sub>l</sub>	T <sub>s2</sub>	H <sub>v</sub>	h <sub>l</sub>
80	2643,70	334,91	100,00	2676,10	419,04
62,08	2614,31	259,67	100,86	2677,42	422,67

85	2651,90	355,90	105,00	2683,80	440,15
(Geankoplis, Appendiks A.2-9)					

Efek 1

$$\begin{aligned} H_1 &= H_{s2} + (C_p H_2 O \times BPR_1) \\ &= 2677,42 + 3,62 \\ &= 2681,04 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{s1} &= H_{s1} - h_{s1} \\ &= 2706,30 - 503,71 \\ &= 2202,59 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Efek 2

$$\begin{aligned} H_2 &= H_{s3} + (C_p H_2 O \times BPR_2) \\ &= 2614,31 + 4,80 \\ &= 2619,11 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{s2} &= H_1 - h_{s2} \\ &= 2681,04 - 422,67 \\ &= 2258,37 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Efek 3

$$\begin{aligned} H_3 &= H_{s4} + (C_p H_2 O \times BPR_3) \\ &= 2524,69 + 7,89 \\ &= 2532,58 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{s3} &= H_2 - h_{s3} \\ &= 2619,11 - 259,67 \\ &= 2359,44 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p F &= 3,63 \times 55,0 = 199,41 \text{ kJ/kg} \\ C_p L_1 &= 3,49 \times 76,7 = 268,01 \text{ kJ/kg} \\ C_p L_2 &= 3,23 \times 38,2 = 123,35 \text{ kJ/kg} \\ C_p L_3 &= 2,56 \times -11,6 = -29,69 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F C_p (\Delta T_f) + S \lambda_{s1} &= L_1 C_p (\Delta T_1) + V_1 H_1 \\ 1465792,59 + 2202,59 S &= 268,01 L_1 + (19707658 \\ &\quad + -2681,04 L_1) \\ 2413,03 L_1 &= 18241865,37 - 2202,59 S \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 C_p (\Delta T_1) + V_1 \lambda_{s2} &= L_2 C_p (\Delta T) + V_2 H_2 \\ 268,01 L_1 + (16600720,4 - 2258,37 L_1) &= 123,35 L_2 \\ &\quad + 2619,11 L_1 - 2619,11 L_2 \\ -4609,48 L_1 + 2495,76 L_2 &= -16600720 \end{aligned}$$

$$L_2 C_p (\Delta T_2) + V_2 \lambda_{s3} = L_3 C_p (\Delta T) + V_3 H_3$$

$$\begin{aligned}
 123,35 & L_2 + (-2359,44 L_1 - 2359,44 L_2) = -74965,79 \\
 & + 2532,58 L_2 - 6395409,32 \\
 2359,44 L_1 & + -4768,67 L_2 = -6470375,11
 \end{aligned}$$

Dengan mengeliminasi persamaan, maka didapatkan :

$$\begin{aligned}
 F &= 7350,75 & S &= 1793,36 \\
 L_1 &= 5922,76 & V_1 &= 1427,99 \\
 L_2 &= 4287,31 & V_2 &= 1635,46 \\
 L_3 &= 2525,25 & V_3 &= 1762,05
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 q_1 = S \times \lambda_{s1} &= 1793,36 \times 2202,59 = 3950036,22 \\
 q_2 = V_1 \times \lambda_{s2} &= 1427,99 \times 2258,37 = 3224922,78 \\
 q_3 = V_2 \times \lambda_{s3} &= 1635,46 \times 2359,44 = 3858757,07
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 q_1 &= 3950036,22 \text{ kJ/jam} = 1097232,28 \text{ J/s} \\
 q_2 &= 3224922,78 \text{ kJ/jam} = 895811,88 \text{ J/s} \\
 q_3 &= 3858757,07 \text{ kJ/jam} = 1071876,96 \text{ J/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_1 &= \frac{q_1}{U_1 \times \Delta T_1} \\
 &= \frac{1097232}{2600 \times 43} = 10 \text{ m}^2 \quad 0,20\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_2 &= \frac{q_2}{U_2 \times \Delta T_2} \\
 &= \frac{895812}{2400 \times 38} = 10 \text{ m}^2 \quad 1,86\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_3 &= \frac{q_3}{U_3 \times \Delta T_3} \\
 &= \frac{1071877}{2300 \times 49} = 10 \text{ m}^2 \quad 1,66\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_{mr} &= \frac{A_1 + A_2 + A_3}{3} \\
 &= \frac{10 + 10 + 10}{3} = 10 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Karena selisih antara  $A_1$ ,  $A_2$ , dan  $A_3$  dengan  $A_{mr}$  adalah kurang dari 10% maka memenuhi syarat.

$$\boxed{\text{Steam Economy} = \frac{V_{tot}}{S} = \frac{4825,50}{1793,36} = 2,69 \frac{\text{kg Uap Air}}{\text{kg Steam}}}$$

Panas masuk

$$\begin{aligned}
 F \times C_p F &= 7350,75 \times 199,41 = 1465792,59 \\
 S \times H_{s1} &= 1793,36 \times 2706,30 = 4853369,45
 \end{aligned}$$

Panas keluar

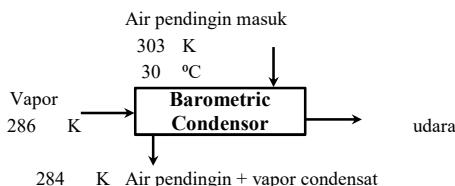
$$\begin{aligned}
 S \times h_{s1} &= 1793,36 \times 503,71 = 903333,23 \text{ kJ} \\
 V_3 \times H_3 &= 1762,05 \times 2532,58 = 4462545,32 \text{ kJ} \\
 V_2 \times h_{s3} &= 1635,46 \times 259,67 = 424683,07 \text{ kJ} \\
 V_1 \times h_{s2} &= 1427,99 \times 422,67 = 603566,20 \text{ kJ} \\
 L_3 \times C_p L_3 &= 2525,25 \times -29,69 = -74965,79 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Tabel B.25 Neraca Energi Triple Effect Evaporator

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
$\Delta H$ feed	1465792,59	$\Delta H$ produk	-74965,79
$\Delta H$ steam	4853369,45	$\Delta H$ vapor	4462545,32
		$\Delta H$ Condensat <sub>1</sub>	903333,23
		$\Delta H$ Condensat <sub>2</sub>	603566,20
		$\Delta H$ Condensat <sub>3</sub>	424683,07
Total	6319162,04	Total	6319162,04

## 9. BAROMETRIC CONDENSOR (E-242)

Fungsi : Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator.



### a. Menghitung enthalpy bahan masuk

$$\begin{aligned}
 m &= 1762,05 \text{ kg/jam} \\
 T_{steam} &= 286 \text{ K} = 13 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 C_p \text{ steam pada } 331 \text{ }^{\circ}\text{K} &= 4,19 \text{ kJ/kg K} \\
 H_v &= 2524,69 \text{ kJ/kg} \\
 h_l &= 47,15 \text{ kJ/ (Geankoplis,2003)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \lambda &= H_v - h_l \\
 &= 2477,54 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{steam} &= m \times \lambda \\
 &= 1762,05 \times 2477,54 \\
 &= 4365562,56 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Perhitungan kebutuhan air pendingin :

$$w = \frac{607 + 0,3tv - t2}{t2 - t1}$$

Dimana: *(Hugot, equation 40.5)*  
 $t_v$  = Suhu uap air masuk ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $t_1$  = Suhu air pendingin masuk ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $t_2$  = Suhu air pendingin setelah meninggalkan kondenser ( $^{\circ}\text{C}$ )

Untuk menghitung suhu air pendingin keluar, digunakan persamaan :

$$t_v - t_2 = (0,12)(t_v - t_1)$$

$$13 - t_2 = -2$$

$$t_2 = 15 \ ^{\circ}\text{C}$$

perbedaan  $t_v - t_2$  = approach =  $3 - 10 \ ^{\circ}\text{C}$  *(Hugot, hal 886)*

kebutuhan air pendingin berdasarkan perbandingan air pendingin dengan kondensat :

$$w = \frac{607 + 0,3tv - t_2}{t_2 - t_1}$$

$$w = -40,3 \frac{\text{kg air pendingin}}{\text{kg uap terkondensasi}} \times 1762,05 \text{ kg uap terkondensasi}$$

$$= -71052,52 \text{ kg/jam}$$

$$H \text{ air pendingin} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= -71052,52 \times 4,18 \times 5$$

$$= -1486063,43 \text{ kJ}$$

### b. Menghitung enthalpy bahan keluar

$$H = (mv_{\text{ap}} \text{ terkondensasi} + m \text{ air pendingin}).cp.\Delta T$$

$$= (-71052,52 + 1762,05) \times 4,18 \times -13,8$$

$$= 3999819,81 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ yang diserap} = H \text{ keluar} - H \text{ masuk}$$

$$= 3999819,81 - 2879499,12$$

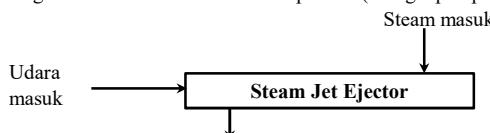
$$= 1120320,68 \text{ kJ}$$

**Tabel B.26 Neraca Energi Barometric Condensor**

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
H masuk	2879499,12	H keluar	3999819,81
Q terserap	1120320,68		
Total	7999639,61	Total	3999819,81

### 10. STEAM JET EJEKTOR (G-243)

Fungsi : untuk memvakumkan evaporator (sebagai pompa vakum)



masuk ke hot well

Asumsi : kapasitas suction jet ejector berasal dari udara yang terikut pada cooling water 82°F (30°C) yang diinjeksikan pada barometric condensor dan udara dari leakage.

Berdasarkan Ludwig (1999), pada fig.6-22 diketahui pada suhu cooling water 82°F (30°C) udara yang terikut adalah = 10,5 lbs udara/ jam/ 1000 gpm water

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air pendingin yang masuk} &= -71052,52 \text{ kg/jam} \\ &= -1184,21 \text{ kg/ menit} \\ &\quad 995,68 \text{ kg/ m}^3 \\ &= -1,19 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &\quad 264,17 \text{ m}^3/\text{gal} \\ &= -314,19 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah udara yang terikut} &= 10,5 \frac{\text{lbs udara}}{\text{jam.1000 gpm}} \times -314,19 \text{ gpm} \\ &= -3,30 \text{ lbs udara/ jam} \times 0,45 \frac{\text{kg udara}}{\text{lbs udara}} \\ &= -1,50 \text{ kg udara/ jam} \\ &= -35,91 \text{ kg udara/ hari} \end{aligned}$$

Asumsi jumlah udara yang terikut karena leakage :

Berdasarkan Ludwig, (1999), air leakage yang mungkin untuk tekanan 19.972 kPa atau (5.90 inHg) : 25 lb/ jam = 11,34 kg/ jam

$$\begin{aligned} \text{Total udara yang masuk jet ejector} &= -1,50 + 11,34 \\ &= 9,84 \text{ kg udara/ jam} \\ &= 21,70 \text{ lb udara/jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan Ludwig, (1999) pada fig. 6-25, maka dapat diketahui estimasi steam yang diperlukan pada tekanan 100 psig, steam yang dibutuhkan adalah = 35 lbs steam/lb udara dengan tekanan steam 100 psig = 689,29 kPa

$$\begin{aligned} \text{Total steam yang dibutuhkan} &= 35,00 \frac{\text{lb steam}}{\text{lb udara}} \times 21,70 \text{ lb udara/jam} \\ &= 759,54 \text{ lb steam/ jam} \\ &= 344,52 \text{ kg steam/ jam} \end{aligned}$$

Steam yang digunakan adalah steam dengan tekanan : 415,4 kPa

Dengan asumsi jumlah steam ekuivalen dengan tekanan steam, kebutuhan steam untuk jet ejektor :

$$\begin{aligned} \frac{689,29}{415,40} &= \frac{m (\text{kg steam/ jam})}{344,52} \\ m &= 571,67 \text{ kg steam/ jam} \end{aligned}$$

#### a. Menghitung enthalpy bahan masuk

$$\begin{aligned}
 H_{\text{udara}} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= 9,84 \times 1 \times 303 \\
 &= 2996,85 \text{ kJ} \\
 H_s &= m \times \lambda \\
 &= 571,67 \times 2477,54 \\
 &= 1416333,14 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

### b. Menghitung enthalpy bahan keluar

Asumsi : tidak ada panas yang hilang

$$Q_{\text{loss}} = 0$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{cond}} &= H_{\text{udara}} + H_{\text{cond}} \\
 H_{\text{cond}} &= (m \cdot c_p \cdot \Delta T)_{\text{udara}} + (m \cdot c_p \cdot \Delta T)_{\text{cond}} \\
 &= 9,89 T-0 + 2417,59 (T-0) \\
 &= 2427,48 T-0 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

### Neraca Energi

$$\begin{aligned}
 H_{\text{masuk}} &= H_{\text{keluar}} \\
 1419329,99 &= 2427,48 (T-0) \\
 T &= 584,69 \text{ K Suhu aliran masuk Hotwell} \\
 &= 311,69 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 H_{\text{cond}} &= 1419330 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Tabel B.27 Neraca Energi Steam Jet Ejector

Neraca Energi Total			
Masuk	kJ	Keluar	kJ
H masuk	1419329,99	H keluar	1419329,99
Total	1419329,99	Total	1419329,99

## APPENDIKS C

### SPESIFIKASI ALAT

Batch cycle time	=	6	jam
1 hari	=	24	jam
	=	4	cycle

#### 1. GUDANG PENYIMPANAN TEPUNG JAGUNG (F-111)

Fungsi: Menyimpan bahan baku tepung jagung

Bentuk : Bangunan kubus dengan tutup prisma segi empat

Dasar pemilihan : Sesuai dengan kebutuhan tempat penyimpanan karakteristik bahan

Bahan konstruksi : Dasar beton dinding batako

Kapasitas penyimpanan ditetapkan 7 hari = 28 cycle

**Tabel C.1 Komposisi dan Volume Tepung Jagung**

Komponen	Komposisi (%)	Massa (kg)	Fraksi	s.g	$\rho$ (kg/L)	Volume (L)
Pati	70,90%	1643,40	0,71	1,59	1,58	1038,07
Serat	2,20%	50,99	0,02	1,31	1,30	39,10
Protein	10,70%	248,02	0,11	1,30	1,29	191,61
Lemak	5,40%	125,17	0,05	0,91	0,91	138,14
Abu	1,20%	27,81	0,01	2,42	2,41	11,54
Air	9,60%	222,52	0,10	1,00	1,00	223,48
Total	100%	2317,91	1,00			1641,95

$$\text{Densitas tepung jagung} = 1,41 \text{ kg/L} = 1411,7 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Massa tepung jagung} &= 2317,91 \text{ kg/jam} \\ &= 2317,91 \text{ kg/jam} \times 6 \text{ jm/cyc} \times 28 \text{ cycle} \\ &= 389409,10 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Volume bahan} = \frac{389409,10}{1411,69} = 275,8 \text{ m}^3$$

Untuk faktor keamanan dan kenyamanan, bahan hanya mengisi 70% volume gudang

$$\text{Volume gudang} = \frac{100\%}{70\%} \times 275,8 = 394,07 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang} &= \text{panjang} \times \text{lebar} \times \text{tinggi} = x^3 \\ 394,07 &= x^3 \end{aligned}$$

$$x = 7,33$$

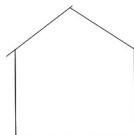
$$\text{Panjang gudang} = 7,33 \text{ m}$$

$$\text{Lebar gudang} = 7,33 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi gudang} = 7,33 \text{ m}$$

**Tabel C.2 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Tepung Jagung (F-111)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Gudang Penyimpanan Tepung Jagung (F-111)
Fungsi	Menyimpan bahan baku tepung jagung
Bentuk / Tipe	Bangunan kubus dengan tutup prisma segi empat
Bahan	<i>Dasar beton dinding batako</i>
Kapasitas	394,1 m <sup>3</sup> 389,4 Ton
Jumlah	1 buah
Panjang	7,3 m
Lebar	7,3 m
Tinggi	7,3 m



## 2. SCREW CONVEYOR (J-112)

### A. Feeder Tepung Jagung

Fungsi : Menampung dan mengatur laju alir tepung jagung yang akan masuk ke dalam Screw Conveyor (J-112).

Bentuk: Silinder tegak dengan bagian tutup atas dished head dan bagian bawah konis 120°.

Bahan konstruksi : Carbon Steel grade SA-283 grad (*Brownell & Young, 1959*)

Jumlah : 1 unit

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 30°C

Pengelasan : Double welded butt joint (E=0,8 (*Brownell & Young, 1959*)

Faktor korosi : 2/16 in (*Kusnarjo, 2010*)

**Tabel C.3 Komposisi dan Volume Tepung Jagung**

Komponen	Komposisi (%)	Massa (kg)	Fraksi	s.g	p (kg/L)	Volume (L)
Pati	70,90%	1643,40	0,71	1,59	1,58	1038,07
Serat	2,20%	50,99	0,02	1,31	1,30	39,10
Protein	10,70%	248,02	0,11	1,30	1,29	191,61
Lemak	5,40%	125,17	0,05	0,91	0,91	138,14
Abu	1,20%	27,81	0,01	2,42	2,41	11,54
Air	9,60%	222,52	0,10	1,00	1,00	223,48
Total	100,00%	2317,91	1,00			1641,95

Kapasitas penampungan ditetapkan = 1 hari = 4 cycle

Batch cycle time = 6 jam/cycle

Massa tepung jagung = 2317,91 kg/jam

= 2317,91 kg/jam x 6 jam/c x 4 cycle

= 55629,87 kg

Densitas tepung jagung = 1412 kg/m<sup>3</sup> = 87,94 lb/ft<sup>3</sup>

Desain tangki penampung : Volume tepung jagung mengisi 80% volume tangki total.

Volume tepung jagung dalam tangki = 55630 = 39,41 m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times \overline{1412} = 39,41 \\
 &= 49,26 \text{ m}^3 \\
 \text{Laju alir volumetrik} &= \frac{2317,9 \text{ kg/jam}}{1412 \text{ kg/m}^3} = 1,64 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,02 \text{ ft}^3/\text{s} = 0,0005 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas standard dished head dan tutup bawah conica  
Ditetapkan : dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( Hs / 1,5 ) (Kusnarjo, 2010)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi x D^2 x H \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\
 &= \frac{1}{4} \pi x D^2 x 1,5D \\
 &= 0,25 x 3,14 x 1,5 x D^3 \\
 &= 1,18 x D^3 \\
 \text{Volume konis} &= \frac{\pi x D^3}{24 x \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\
 &= \frac{\pi x D^3}{24 x \tan(0,5x120^\circ)} = \frac{3,14 x D^3}{24 x \tan 60^\circ} \\
 &= 0,08 x D^3 \\
 \text{Volume tutup atas} &= 0,08 x D^3 \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\
 \text{Volume total} &= \text{volume silinder} + \text{volume konis} + \text{volume tutup atas} \\
 49,26 &= 1,18 x D^3 + 0,08 x D^3 + 0,08 x D^3 \\
 49,26 &= 1,34 x D^3 \\
 D^3 &= 36,82 \\
 D &= 3,33 \text{ m} = 130,98 \text{ in} \\
 \text{Standard diameter OD} &= 138,00 \text{ in} = 3,51 \text{ m} \\
 (\text{Brownell \& Young, Tabel 5.7, hal 90})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bagian silinder (I)} &= 1,5 x OD = 1,5 x 138 \\
 &= 207 \text{ in} = 5,26 \text{ m} \\
 \text{Tinggi konis (Hc)} &= \frac{OD}{2 x \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\
 &= \frac{138}{2 x \tan 60^\circ} \\
 &= 39,84 \text{ in} = 1,01 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tutup atas (Hd)} &= 0,17 OD \quad (\text{Kusnarjo, hal 8}) \\
 &= 23,32 \text{ in} = 0,59 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tangki (F)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + \text{tinggi konis (Hc)} + \text{tinggi tutup atas (Hd)} \\
 &= 5,26 + 1,01 + 0,59 \\
 &= 6,86 \text{ m} = 270,16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Vol tepung jagung dlm konis} &= \text{volume konis} = 0,08 \times OD^3 \\
&= 3,25 \text{ m}^3 \\
\text{Vol tepung jagung dlm silinder} &= \text{vol t. jgng dalam tangki} - \text{vol t. jgng dalam konis} \\
&= 39,41 - 3,25 \\
&= 36,15 \text{ m}^3 \\
\text{Tinggi tepung jagung dlm silinde} &= \frac{\text{volume tepung jagung dalam silinder}}{\pi/4 \times OD^2} \\
&= 3,75 \text{ m} \\
\text{Tinggi tpg jagung dlm tangki (Ht)} &= \text{tinggi t. jgng dlm silinder} + \text{tinggi t. jgng dlm konis} \\
&= 4,76 \text{ m}
\end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
P_{\text{bahan}} &= \rho_{\text{tepung jagung}} \times g \times H_b \\
&= 1412 \times 9,8 \times 4,76 \\
&= 65857,21 \text{ N/m}^2 = 9,58 \text{ psia} \\
P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}
\end{aligned}$$

Asumsi : tekanan desain dilebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned}
P_d &= 1,1 \times P_{\text{bahan}} + P_{\text{operasi}} \\
&= 1,1 \times 9,58 + 14,7 \\
P_d = P_i &= 26,71 \text{ psia} = 12,01 \text{ psig}
\end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder ( $t_{\text{silinder}}$ )

$f$  (allowable stress value) = 12650 (Tabel 13.1 Brownell & Young)

$E$  (allowable efficiency) = 80% (Tabel 13.2 Brownell & Young)

$C$  (corrosion factor) = 2/16 (Kusnarjo)

$$\begin{aligned}
t_{\text{silinder}} &= \frac{\pi i \times OD}{2(fE + 0,4 Pd)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 15}) \\
&= \frac{26,71 \times 138}{2(12650 \times 0,8 + 0,4 \times 26,71)} + 1/8 \\
&= 0,18 + 2/16 \\
&= 0,31 \text{ in} = \frac{5}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tebal plate standar (diambil)} &= \frac{5}{16} \text{ in} = 0,0079 \text{ m} \\
(\text{Brownell \& Young, Tabel 5.7, hal 90})
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
OD &= ID + 2 t_{\text{silinder}} \\
138 &= ID + 2 \times 0,31 \text{ in} \\
ID &= 137,4 \text{ in} = 3,49 \text{ m}
\end{aligned}$$

Diman OD = Outside diameter ID = Inside diameter

### Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah

#### Menentukan Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell & Young, dipilih :

$$OD = 138 \text{ in}$$

$$ts = 5/16 \text{ in}$$

$$r = 132 \text{ in}$$

$$icr = 8 3/8 \text{ in}$$

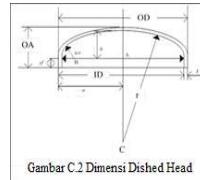
$$t_{head} = \frac{0,885 \times \pi \times r}{2(f.E - 0,1P_i)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 19})$$

$$t_{head} = \frac{0,89 \times 26,71 \times 132}{2(12650 \times 0,8 - 0,1 \times 26,707)} + 2/16$$

$$t_{head} = 0,15 + 2/16$$

$$t_{head} = 0,28 \text{ in} = \frac{4,47}{16} \text{ in}$$

Tebal standard tutup atas (diambil) =  $5/16$  in =  $0,01$  m  
 (Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)



Gambar C.2 Dimensi Dished Head

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$a = 0,5 \times ID = 0,5 \times 137,38 = 68,69 \text{ in}$$

$$AB = 0,5 ID - icr = 68,69 - 8,38 = 60,31 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 132 - 8,38 = 124 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 132 - 107,91 = 24,09 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (15283 - 3637,6)^{1/2} = 107,91 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 0,31 + 24,09 + 2 = 26,40 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Blank diameter (ketebalan < 1 in)} &= OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr) \\ &= 138 + 3,29 + 4 + 5,58 \\ &= 150,87 \text{ in} \end{aligned}$$

#### Menentukan Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )

Tutup bawah berbentuk konis  $\alpha = 120^\circ$

(Kusnarjo, hal 24)

$$\begin{aligned} t_{hb} &= \frac{P_i \cdot OD}{2(fE - 0,6 P_i) \cos(0,5\alpha)} + C \\ &= \frac{26,71 \times 138}{2(12650 \times 0,8 - 0,6 \times 36,379) \cos 60^\circ} + 2/16 \\ &= 0,10 \text{ in} = \frac{1,64}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal standard tutup bawah =  $3/16$  in =  $0,0048$  m  
 (Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)

### Menentukan Diameter Nozzle Tangki Penampung

### Nozzle inlet tepung jagung

Tepung jagung diangkut dengan menggunakan truk dan langsung dimasukkan ke dalam tangki. Ditetapkan diameter nominal nozzle (pipa 6 in sch 40) : (Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)

$$\begin{array}{lcl} OD & = & 6,63 \text{ in} \\ ID & = & 6,07 \text{ in} \end{array}$$

### Nozzle outlet tepung jagung

$$\begin{array}{llll} \text{Laju alir tepung jagung :} & 2317,91 \text{ kg/jam} & = & 0,02 \text{ ft}^3/\text{s} \\ & 1,64 \text{ m}^3/\text{jam} & = & 0,97 \text{ ft}^3/\text{min} \end{array}$$

$$\text{Densitas tepung jagung : } 1412 \text{ kg/m}^3 = 87,94 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas tepung jagung : } 300 \text{ cp} = 0,20 \text{ lb/ft.s}$$

Asumsi aliran laminer

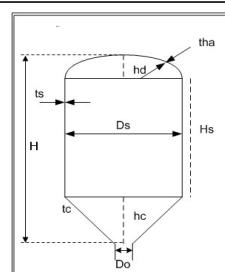
$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,0 \times qf^{0,36} \times \mu^{0,18} && \text{(Timmerhaus 4th, hal 496)} \\ &= 3,0 \times 0,23 \times 2,79 \\ &= 1,89 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal (pipa 2 in sch 40) : (Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)

$$\begin{array}{llll} OD & = & 2,38 \text{ in} & A = 0,0022 \text{ m}^2 \\ ID & = & 2,07 \text{ in} & = 0,05 \text{ m} \quad v = 0,21 \text{ m/s} \\ Nre & = & \frac{\rho}{\mu} \times D & \times v \\ & = & 1412 \times 0,05 & \times 0,21 = 52,075 \text{ (Laminer)} \\ & & 0,3 & \end{array}$$

**Tabel C.4 Spesifikasi Tangki Penampung Tepung Jagung**

Spesifikasi	Keterangan
Nama	Tangki Penampung Tepung Jagung
Fungsi	Menampung dan mengatur laju alir tepung jagung yang akan masuk ke dalam pneumatic conveyor
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas berbentuk <i>dished head</i> dan bagian bawah berbentuk konis $120^\circ$
Bahan	Carbon Steel grade SA-283 grade C
Kapasitas	$49,3 \text{ m}^3 = 1739,5 \text{ ft}^3$
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	6,9 m
OD	138 in
ID	137,4 in
Tebal silinder ( $t_s$ )	$5/16$ in
Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	$5/16$ in
Tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ )	$3/16$ in
Tinggi silinder ( $H_s$ )	5 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,6 m
Tinggi tutup bawah (Hc)	1 m



## B. Screw Conveyor

Fungsi	=	Transportasi dari tangki penampung ke tangki Mixing
Bentuk	=	Conveyor dengan Continuous Screw dilengkapi intermediate bearing
Bahan Konstr.	=	corn starch
Feed	=	2317,91 kg/jam
Feed Desain	=	1,1 x Feed
	=	2549,7 kg/jam = 2,55 ton/jam
Bulk Density	=	1412 kg/m <sup>3</sup> = 1,41 ton/m <sup>3</sup>
P operasi	=	1 atm
<i>(A. Spivakovsky, conveying and related equipment)</i>		
T operasi	=	30 °C
Panjang Screw	=	4 m = 13,12 ft
Screw Pitch	=	D m = 0,15 m
Loading Eff.	=	0,4 <i>free flowing non abrasive</i>
Max Shaft Spee	=	150 rpm
Min Shaft Spee	=	23,6 rpm
Diameter Screw	=	0,15 m (trial hingga nilai rotasi screw sama dengan = 6 in max shaft speed)
C efektif	=	0,65 saat inklinasi 20°
Rotasi Screw	=	<hr/> $\frac{4 \times \text{Feed Desain}}{\text{Dia. Scr}^2 \times 60 \times \pi \times \text{Scr Pitch} \times \text{Loading Eff.} \times \rho \times C}$ <hr/>
	=	43,7 rpm
Efisiensi Motor	=	0,9
Resist. Factor	=	1 (Screw Conveyor resist. Factor)
Power required	=	<hr/> $\frac{\text{Feed Desain} \times \text{Panjang Screw} \times (\text{Resist. Factor} + \sin(20\circ))}{367}$ <hr/>
	=	0,04 kW
Actual Power	=	$\frac{\text{Power required}}{\text{Efisiensi Motor}} = 0,04 \text{ kW}$
Load Propulsion Rate	=	$\frac{\text{Screw pitch} \times \text{rotasi screw}}{60} = 0,11 \text{ m/s}$
Load per metre	=	$\frac{\text{Feed Desain}}{3,6 \times \text{load propulsion rate}} = 6,48 \text{ kg/m}$
Torque	=	$\frac{975 \times \text{Power Required}}{\text{Rotasi Screw}} = 0,83 \text{ kgm}$

**Tabel C.5 Spesifikasi Screw Conveyor (J-112)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Screw Conveyor (J-112)
Fungsi	Memasukkan Tepung Jagung menuju Tangki Mixing
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas berbentuk <i>dished head</i> dan bagian bawah berbentuk konis 120°
Bahan	Carbon Steel grade SA-283 grade C
Kapasitas	2549,7 kg/jam
Jumlah	1 buah
Panjang Screw	4,0 m
Diameter Screw	0,15 m
Rotasi Screw	43,7 rpm
Actual Power	0,04 kW
Sudut	20o

Scheme of the horizontal screw feeder. 1 - loading of the material, 2 - the material, 3 - Screw, 4 - discharge opening 5 - chute 6 - reducer, 7 - coupling, 8 - electric drive;

### 3. TANGKI MIXING (M-110)

Fungsi : Mencampurkan tepung jagung (starch) dengan lar. CaCl<sub>2</sub>, enzim α-amilase dan air untuk proses likuifikasi.

Bentuk : Silinder tegak dengan bagian tutup atas *dished head* dan bagian bawah konis 160° dilengkapi pengaduk.

Bahan Kontruks : Stainless steel SA 240 grade M tipe 316

Jumlah : 1 buah

Operasi : Batch

Waktu proses : 1,5 jam

Viskositas air pada suhu 30 °C = 0,80 cp = 0,0005 lbm/ft.s

Densitas air pada suhu 30 °C = 1,00 kg/L

**Tabel C.6 Komposisi dan Volume Slurry Pati**

Komponen	Massa (kg)	x	$\rho$ (kg/L)	V (L)
Pati	1643,40	0,28	1,58	1038,07
Serat	50,99	0,01	1,30	39,10
Protein	248,02	0,04	1,29	191,61
Lemak	125,17	0,02	0,91	138,14
Abu	27,81	0,00	2,41	11,54
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00	1,08	0,39
Air	3834,60	0,65	1,00	3851,24
α-amilase	1,38	0,00	1,25	1,10
<b>Total</b>	<b>5931,79</b>	<b>1</b>		<b>5271,19</b>

$$\alpha_e = \frac{\text{massa padatan dalam larutan}}{\text{massa padatan dalam larutan} + \text{densitas air} \times \text{volume larutan}} = \frac{2097,19}{5271,19} = 0,55$$

$$\mu = \frac{\text{massa air dalam larutan}}{3834,60}$$

$$\begin{aligned}\mu \text{ larutan } (m_m) &= \frac{(1+0,5f_s) \times m_l}{(1-f_s)^4} \quad (\text{Perry 4th,persamaan 3-98 hal 3-247}) \\ &= 24,20 \text{ cp} \quad = \quad 0,02 \text{ lb}_m/\text{ft.s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= 1,13 \text{ kg/L} \quad = \quad 1125,3 \text{ kg/m}^3 = 70,25 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Flowrate slurry} = 5931,8 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume flowrate} = 5271,19 \text{ L/jam} = 5,27 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu proses } (t) = 1,5 \text{ jam}$$

$$\text{Banyak tangki } (n) = 1 \text{ buah}$$

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{V \times t}{n} = 7,91 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan} = 75\% \text{ Volume tangki}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{100}{75} \times 7,91 \\ &= 10,54 \text{ m}^3\end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head.

Ditetapkan : dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( Hs / 1,5 ) (Kusnarjo,2010)

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \quad = \quad 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3 \\ &= 1,18 \times D^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume konis} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5 \times 160^\circ)} \quad = \quad \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80^\circ} \\ &= 0,02 \times D^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,08 \times D^3 \quad (\text{Kusnarjo, hal 7})$$

$$\text{Volume total} = \text{volume silinder} + \text{volume konis} + \text{volume tutup atas}$$

$$10,5424 = 1,18 \times D^3 + 0,02 \times D^3 + 0,08 \times D^3$$

$$10,5424 = 1,29 \times D^3$$

$$\begin{aligned}
 D^3 &= 8,20 \\
 D &= 2,02 \text{ m} = 79,40 \text{ in} \\
 \text{Standard diameter OD} &= 84 \text{ in} = 2,13 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bagian silinder (I)} &= 1,5 \times \text{OD} = 1,5 \times 84 \\
 &= 126 \text{ in} = 3,20 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi konis (Hc)} &= \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\
 &= \frac{84}{2 \times \tan 80^\circ} \\
 &= 7,41 \text{ in} = 0,19 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung bagian dished head ( tutup atas) :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi dished head (Hd)} &= 0,17 \text{ OD} \quad (\text{Kusnarjo, hal 8}) \\
 &= 14,20 \text{ in} = 0,36 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki (F)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + \text{tinggi konis (Hc)} + \text{tinggi tinggi tutup atas (Hc)} \\
 &= 3,20 + 0,19 + 0,36 \\
 &= 3,75 \text{ m} = 147,60 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol lar. pati dlm konis} &= \text{volume konis} = 0,02 \times \text{OD}^3 \\
 &= 0,22 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol lar. pati dlm silinder} &= \text{vol larutan dalam tangki} - \text{vol larutan dlm konis} \\
 &= 7,91 - 0,22 \\
 &= 7,68 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi lar. pati dlm silinder} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2} \\
 &= 2,15 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi lar pati dlm tangki (Hb)} &= \text{tinggi larutan dlm silinder} + \text{tinggi larutan dlm konis} \\
 &= 2,34 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{bahan}} &= \rho_{\text{lar. pati}} \times g \times H_b = 1125,3 \times 9,8 \times 2,3 \\
 &= 25783,97 \text{ N/m}^2 = 3,75 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

Asumsi : tekanan desain dilebihkan sebesar 10%

$$P_d = 1,1 \times P_{\text{bahan}} + P_{\text{operasi}}$$

$$P_d = P_i = 20,30 \text{ psia} = 5,60 \text{ psig}$$

$$= 1,1 \times 3,75 + 14,7$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$f$  (allowable stress value) = 18750 (*Tabel 13.1 Brownell & Young*)

$E$  (allowable efficiency) = 80% (*Tabel 13.2 Brownell & Young*)

$C$  (corrosion factor) = 2/16 (*Kusnarjo, hal 14*)

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_i \times OD}{2(fE + 0,4P_i)} + C$$

$$= \frac{20,30 \times 84}{2(18750 \times 0,8 + 0,4 \times 20,30)} + \frac{2}{16}$$

$$= 0,06 + \frac{2}{16}$$

$$= 0,18 \text{ in} = \frac{2,91}{16} \text{ in}$$

$$\text{Tebal plate standard (diambil)} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,19 \text{ in}$$

$$OD = ID - 2t_{\text{silinder}}$$

$$84 = ID - 2 \times 0,19$$

$$ID = 83,63 \text{ in} = 2,1 \text{ m}$$

### Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah

#### Menentukan Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ )

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell & Young, dipilih :

$$OD = 84 \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

$$icr = 5 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times Pi \times r}{2(fE - 0,1Pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 20,30 \times 84}{2(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 20,30)} + \frac{2}{16}$$

$$= 0,0503 + \frac{2}{16}$$

$$= 0,18 \text{ in} = \frac{2,80}{16} \text{ in}$$

$$\text{Tebal dish head standar (diambil)} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,00 \text{ m}$$

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$a = 0,5 \times ID = 0,50 \times 83,63 = 41,81 \text{ in}$$

$$AB = 0,5 ID - icr = 41,81 - 5,13 = 36,69 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 84,00 - 5,13 = 78,88 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 84,00 - 69,82 = 14,18 \text{ in} \\
AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (6221,3 - 1346,0)^{1/2} \\
&= 69,82 \text{ in} \\
OA &= t + b + sf = 0,19 + 14,18 + 2 \\
&= 16,36 \text{ in} \\
\text{Blank diameter (ketebalan < 1 in)} &= OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr) \\
&= 84 + 2,00 + 4 + 3,42 \\
&= 93,42 \text{ in}
\end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )

Tutup bawah berbentuk konis  $\alpha = 160^\circ$

$$\begin{aligned}
t_{hb} &= \frac{P_r OD}{2(fE - 0,6 P_r) \cos(0,5 \alpha)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 24}) \\
&= \frac{20,295 \times 84}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 19,773) \cos 80^\circ} + 2/16 \\
&= 0,10 \text{ in} = \frac{1,57}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\text{Tebal standard tutup bawah} = 3/16 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)

### Menentukan Diameter Nozzle

#### Nozzle inlet tepung jagung

$$\begin{aligned}
\text{Laju alir tepung jagung} : 2399,6 \text{ kg/jam} &= 1,70 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 1,00 \text{ ft}^3/\text{min} = 0,02 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

$$\text{Densitas tepung jagung} : 1411,69 \text{ kg/m}^3 = 88,13 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Asumsi : aliran laminer} \quad \text{Viskositas} = 300 \text{ cp} = 0,20 \text{ lbm/ft.s}$$

$$\begin{aligned}
D_{i, \text{opt}} &= 3,0 \times qf(\text{ft}^3/\text{s})^{0,36} \times \mu(\text{cp})^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\
&= 3,0 \times 0,23 \times 2,79 \\
&= 1,92 \text{ in}
\end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal nozzle pipa 2 in sch 8 (Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)

$$\begin{aligned}
OD &= 2,38 \text{ in} \\
ID &= 1,94 \text{ in} = 0,16 \text{ ft} \\
A &= 0,02 \text{ ft}^2 \quad v = 0,81 \text{ ft/s} \\
Nre &= \frac{380 \times \rho(\text{lb/ft}^3) \times qf(\text{ft}^3/\text{min})}{D_{i, \text{opt}}(\text{in}) \times \mu(\text{cp})} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\
&= \frac{380 \times 88,13 \times 1,0005}{1,92 \times 300} \\
&= 58,22
\end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal benar bahwa aliran laminer

### Nozzle inlet air pelarut

$$\text{Flowrate air pelarut} = \frac{3830,9 \text{ kg/jam}}{2,26 \text{ ft}^3/\text{min}} = \frac{3,85 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,04 \text{ ft}^3/\text{s}}$$

$$\text{Densitas air pelarut : } 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,07 \text{ lb/ft}^3$$

Asumsi : aliran turbulen

$$\begin{aligned} Di_{\text{opt}} &= 3,9 \times qf (\text{ft}^3/\text{s})^{0,45} \times \rho (\text{lb/ft}^3)^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\ &= 3,90 \times 0,23 \times 1,71 \\ &= 1,53 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal nozzle (pipa 1 1/2 in) (*Geankoplis 3rd.edition, App.A.5*)

$$\begin{aligned} OD &= 1,90 \text{ in} \\ ID &= 1,61 \text{ in} = 0,13 \text{ ft} \\ A &= 0,01 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{0,04}{0,01} \\ &= 2,67 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{380 \times \rho (\text{lb/ft}^3) \times qf (\text{ft}^3/\text{min})}{Di_{\text{opt}}(\text{in}) \times \mu (\text{cp})} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\ &= \frac{380 \times 62,07 \times 2,26}{1,61 \times 0,80} \\ &= 41434,52 \end{aligned}$$

Nre > 2100, maka asumsi awal benar bahwa aliran turbulen

### Nozzle inlet larutan CaCl<sub>2</sub>

$$\text{Flowrate larutan CaCl}_2 = \frac{3,71 \text{ kg/jam}}{0,00 \text{ m}^3/\text{jam}} = \frac{0,00 \text{ ft}^3/\text{s}}{}$$

Asumsi : aliran laminer Viskositas lar. CaCl<sub>2</sub> : 1,38 cp = 0,00 lb/ft.s

$$\begin{aligned} Di_{\text{opt}} &= 3,0 \times qf (\text{ft}^3/\text{s})^{0,36} \times \mu (\text{cp})^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\ &= 3 \times 0,03 \times 1,06 \\ &= 0,08 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal (pipa 1/8 in sch 80) : (*Geankoplis 3rd.edition, App.A.5*)

$$\begin{aligned} OD &= 0,41 \text{ in} \\ ID &= 0,22 \text{ in} = 0,02 \text{ ft} \\ A &= 0,00 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\text{Kecepatan aliran (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{0,00}{}$$

$$\begin{aligned}
 & \text{Kecepatan aliran (v)} = \frac{A}{\rho(lb/ft^3) \times qf(ft^3/min)} = \frac{0,00}{0,14 \text{ ft/s}} \\
 & \text{Nre} = \frac{380 \times \rho(lb/ft^3) \times qf(ft^3/min)}{\text{Diopt(in)} \times \mu(cp)} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\
 & = \frac{380 \times 62,07}{0,22 \times 1,38} \times 0,00 \\
 & = 173,25
 \end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal benar bahwa aliran laminer

### Nozzle inlet $\alpha$ -amilase

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir } \alpha\text{-amilase} &= 1,38 \text{ kg/jam} = 0,00 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00 \text{ ft}^3/\text{min} \\
 \text{Densitas } \alpha\text{-amilase :} & 1250 \text{ kg/m}^3 = 77,87 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Asumsi : aliran laminer

$$\begin{aligned}
 \text{Di}_{\text{opt}} &= 3,0 \times qf(ft^3/s)^{0,36} \times \mu(cp)^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\
 &= 3,0 \times 0,02 \times 2 \\
 &= 0,10 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal nozzle pipa 1/8 in sch 80 :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 0,41 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis 3rd.edition, App.A.5}) \\
 \text{ID} &= 0,22 \text{ in} \\
 \text{Nre} &= \frac{380 \times \rho(lb/ft^3) \times qf(ft^3/min)}{\text{Diopt(in)} \times \mu(cp)} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\
 &= \frac{380 \times 77,87}{0,22 \times 2,0000} \times 0,0006 \\
 &= 44,64
 \end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal benar bahwa aliran laminer

### Nozzle outlet slurry pati

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir slurry pati} &= 5932 \text{ kg/jam} = \\
 &= 5,27 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,05 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Viskositas larutan pati} &= 24,20 \text{ cp} = 0,02 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

Asumsi : aliran laminer

$$\begin{aligned}
 \text{Di}_{\text{opt}} &= 3,0 \times qf(ft^3/s)^{0,36} \times \mu(cp)^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\
 &= 3,0 \times 0,344 \times 1,774 \\
 &= 1,83 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal pipa 2 in sch 80 : *(Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)*

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 1,94 \text{ in} = 0,16 \text{ ft} \\
 \text{A} &= 0,02 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan aliran (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{0,05}{0,02}$$

$$= 2,52 \text{ ft/s}$$

$$\text{Nre} = \frac{380 \times \rho(\text{lb/ft}^3) \times qf(\text{ft}^3/\text{min})}{\text{Diopt(in)} \times \mu(\text{cp})} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496})$$

$$= \frac{380 \times 70,25 \times 3,10}{1,94 \times 24,20}$$

$$= 1765,40$$

Nre < 2100, maka asumsi awal benar bahwa aliran laminer

### Menentukan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

Jumlah baffle 4 buah (*Geankoplis 4th ed, 158*)

$$\begin{aligned} \text{Da/Dt} &= 0,40 & \text{Da} &= 0,81 \text{ m} & = 2,65 \text{ ft} \\ \text{W/Da} &= 0,20 & \text{W} &= 0,16 \text{ m} & \text{Dt/J} &= 12 \\ \text{L/Da} &= 0,25 & \text{L} &= 0,20 \text{ m} & \text{J} &= 0,17 \text{ m} \\ \text{C/Dt} &= 0,33 & \text{C} &= 0,67 \text{ m} \\ \text{N} &= 60 \text{ rpm} & = 1,00 \text{ rps} \end{aligned}$$

Dimana,

Da : diameter agitator W : lebar pengaduk N : kecepatan putar

Dt : diameter tangki J : lebar baffle L : panjang daun pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

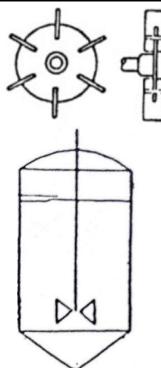
$$\text{Nre} = \frac{\text{Da}^2 \text{Nr}}{\text{m}} = 30265$$

Dari figure 3.4-5 hal 159 Geankoplis didapat Np = 5

$$\begin{aligned} \text{Daya (P)} &= \text{Np} \times \text{r} \times \text{N}^3 \times \text{Da}^5 & = 1922,2 \text{ J/s} &= 1,92 \text{ kW} \\ & & = 2,58 \text{ hp} & \approx 3 \text{ hp} \end{aligned}$$

**Tabel C.7 Spesifikasi Tangki Mixing (M-110)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama dan Nomor Alat	Tangki Mixing (M-110)
Fungsi	Mencampurkan tepung jagung (starch) dengan lar. CaCl <sub>2</sub> , enzim $\alpha$ -amilase dan air untuk proses likuifikasi.
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas dished head dan bagian bawah konis 160° dilengkapi pengaduk.
Bahan	<i>Stainless steel SA 240 grade M tipe 316</i>
Kapasitas	10,5 m <sup>3</sup> = 372,3 ft <sup>3</sup> = 2785,1 gal
Jumlah	1 buah
Tinggi Tangki	3,7 m
OD	84 in
ID	83,63 in
Tebal silinder (t <sub>s</sub> )	3/16 in
Tebal tutup atas (t <sub>ha</sub> )	3/16 in
Tebal tutup bawah (t <sub>hb</sub> )	3/16 in
Tinggi silinder (Hs)	3 m
Tinggi tutup atas (Hd)	0,4 m
Tinggi tutup bawah (Hc)	0,2 m
Jumlah baffle	4 buah
Daya	3 hp
Jenis pengaduk	<i>Flat six blade turbine with disk</i>



#### 4. JET COOKER (E-122)

Fungsi : Memanaskan slurry pati (starch) agar larut secara sempurna dengan menginjeksikan steam

Kondisi operasi : T = 105 °C

**Tabel C.8 Komposisi dan Volume Suspensi Pati**

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>fraksi r (kg/L)</b>	<b>Volume (L)</b>
Pati	1643,40	0,28	1,58
Air	3834,60	0,65	1,00
Protein	248,02	0,04	1,39
Lemak	125,17	0,02	0,91
Serat	27,81	0,00	1,30
Abu	50,99	0,01	2,41
CaCl <sub>2</sub>	1,38	0,00	1,08

$\alpha$ -amilase	0,42	0,00	1,25	0,34
<b>Total</b>	<b>5931,79</b>	1,00		<b>5249,36</b>

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{5931,79}{5249,36} = 1,1 \text{ kg/L} = 1130,0 \text{ kg/m}^3 = 70,55 \text{ lb/ft}^3$$

massa slurry = 5931,8 kg/jam

### Menghitung ukuran pipa steam masuk

$$\begin{aligned} \text{Massa steam} &= 909,14 \text{ kg/jam} &= 0,557 \text{ lb/s} &= 0,25 \text{ kg/s} \\ \text{T steam masuk} &= 145 ^\circ\text{C} \\ \text{Specific volume} &= 0,45 \text{ m}^3/\text{kg} \quad (\text{Geankoplis, App. A.2-9}) &= 7,15 \text{ ft}^3/\text{lb} \\ \rho_{\text{steam}} &= 2,24 \text{ kg/m}^3 &= 0,00 \text{ kg/L} &= 0,14 \text{ lb/ft}^3 \\ Q_f \text{ steam} &= \frac{0,25 \text{ kg/s}}{2,24 \text{ kg/m}^3} = 0,11 \text{ m}^3/\text{s} = 3,98 \text{ ft}^3/\text{s} = 239 \text{ ft}^3/\text{min} \end{aligned}$$

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} && (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\ &= 3,9 \times 1,86 \times 0,77 \\ &= 5,62 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi ID menggunakan Geankoplis, Appendix A.5 Tabel A.5-1

Ditetapkan diameter nominal 6 in sch 80

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 6,63 \text{ in} = 0,55 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 5,76 \text{ in} = 0,48 \text{ ft} \\ A_1 &= 0,18 \text{ ft}^2 \\ \text{Kecepatan aliran (v}_1) &= \frac{Q}{A_1} = \frac{3,98 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,18 \text{ ft}^2} \\ &= 22 \text{ ft/s} = 6,71 \text{ m/s} \end{aligned}$$

### Menentukan ukuran jet steam

$$\begin{aligned} \text{Keadaan inlet : } P &= 415,4 \text{ kPa} &= 415,4 \text{ N/m}^2 \\ T_1 &= 145 ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Keadaan outlet : } P &= 101,3 \text{ kPa} &= 101,3 \text{ N/m}^2 \\ T_2 &= 105 ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{v_1^2}{2} + \frac{p_1}{\rho} &= \frac{v_2^2}{2} + \frac{p_2}{\rho} \\ \frac{45,0}{2} + \frac{415,4}{2,24} &= \frac{v_2^2}{2} + \frac{101,3}{1130,0} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 22,51 + 185 &= \frac{v_2^2}{2} + 0,090 \\
 208 &= \frac{v_2^2}{2} + 0,09 \\
 \frac{v_2^2}{2} &= 208 - 0,09 \\
 \frac{v_2^2}{2} &= 208 \\
 v_2^2 &= 208 \times 2,000 \\
 v_2^2 &= 416 \\
 v_2 &= 20,4 \text{ m/s} = 67 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan persamaan kontinuitas didapatkan diameter throttle nozzle,

$$\begin{aligned}
 \frac{\pi D_1^2}{4} \frac{A_1 v_1}{v_1} &= \frac{A_2 v_2}{\frac{\pi D_2^2}{4} v_2} \\
 \frac{D_1^2}{D_2^2} &= \frac{v_2}{v_1} \\
 \frac{0,230}{D_2^2} &= \frac{67}{22} \\
 D_2^2 &= \frac{0,230 \times 22}{67} \\
 D_2^2 &= 0,08 \\
 D_2 &= 0,28 \text{ ft} = 3,31 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal : 3 1/2 in sch 80 (Geankoplis, Appendix A.5 Tabel A.5-1)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 4,00 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 3,36 \text{ in}
 \end{aligned}$$

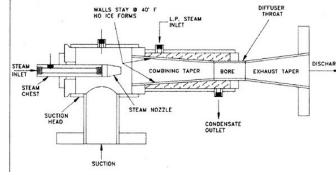
Rasio panjang jet cooker terhadap diameter (L/D) diantara 20 - 50 (Arai et al, 1985)

Ditetapkan L/D = 20

$$\begin{aligned}
 \text{Maka panjang jet cooker} &= 20 \times \text{Diameter nozzle} \\
 &= 67,3 \text{ in} = 1,71 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Tabel C.9 Spesifikasi Jet Cooker (E-122)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama&Nomor	Jet Cooker (E-122)
Fungsi	Memanaskan slurry pati (starch) agar larut secara sempurna dengan menginjeksikan steam
Diameter throttl	3,3 in
Kapasitas slurry	5931,8 kg/jam
Kapasitas steam	909,1 kg/jam
Panjang cooker	1,7 m
ID	5,8 in
OD	6,6 in



### 5. TANGKI PENDINGIN LARUTAN DEKSTRIN (M-123)

Fungsi : Menampung dan mendinginkan larutan dekstrin dari Reaktor Likuifikasi (R-120).

Bentuk : Silinder tegak dengan bagian tutup atas dished head dan bagian bawah konikal dengan sudut  $120^\circ$  yang dilengkapi koil pendingin.

Bahan konstruksi : Carbon Steel grade SA-283 grad (Brownell & Young, 1959)

Jumlah : 1 unit

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi :  $30^\circ\text{C}$

Pengelasan : Double welded butt joint ( $E=0,8$  (Brownell & Young, 1959)

Faktor korosi : 2/16 in (Kusnarjo, 2010)

Viskositas air pada suhu  $95^\circ\text{C}$  = 0,30 cp = 0,00 lbm/ft.s

Densitas air pada suhu  $95^\circ\text{C}$  = 1 kg/L

**Tabel C.10 Komposisi dan Volume Larutan Dekstrin**

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	r (kg/L)	V (L)
Karbohidrat (Pa)	1314,72	0,19	1,59	1,53	859,65
Air	4725,41	0,69	1,00	0,96	4912,78
Protein	248,02	0,04	1,30	1,25	198,35
Lemak	125,17	0,02	0,91	0,88	143,00
Serat	50,99	0,01	1,31	1,26	40,47
Abu	27,81	0,00	2,42	2,33	11,95
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00	2,15	2,07	0,21
a-amilase	1,38	0,00	1,25	1,20	1,15
Dekstrin	82,17	0,01	1,45	1,39	58,92
Maltosa	173,47	0,03	1,54	1,48	117,11

Dekstrosa	91,30	0,01	1,56	1,50	60,85
<b>Total</b>	<b>6840,86</b>	1,00			<b>6404,42</b>

$$\text{Massa campuran} = 6840,9 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas campuran} = 1,07 \text{ kg/L} = 66,68 \text{ lb/ft}^3$$

$$f_s = \frac{\text{massa padatan dalam larutan}}{\text{massa air dalam larutan}} = \frac{2115,454}{4725,405} = 0,4477$$

$$\mu_{\text{larutan}} (m_m) = \frac{(1+0,5f_s) \times m_l}{(1-f_s)^4} \quad (\text{Perry 4th,persamaan 3-98 hal 3-247})$$

$$= 3,94 \quad \text{cp} = 0,00 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Volume larutan} = 6404,42 \text{ L} = 6,40 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik} &= 6404,42 \text{ L/jam} = 0,00 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 28,20 \text{ gal/min} = 0,06 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 70\% \text{ volume total}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{100\%}{70\%} \times 6,404 \\ &= 9,15 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas standard dished head dan tutup bawah conica

Ditetapkan : dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( Hs / 1,5 ) (Kusnarjo,2010)

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Kusnarjo, hal 7})$$

$$= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D$$

$$= 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3$$

$$= 1,18 \times D^3$$

$$\text{Volume konis} = \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7})$$

$$= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5 \times 120^\circ)} = \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 60^\circ}$$

$$= 0,08 \times D^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,08 \times D^3 \quad (\text{Kusnarjo, hal 7})$$

$$\text{Volume total} = \text{volume silinder} + \text{volume konis} + \text{volume tutup atas}$$

$$9,1492 = 1,18 \times D^3 + 0,08 \times D^3 + 0,08 \times D^3$$

$$9,1492 = 1,34 \times D^3$$

$$D^3 = 6,84$$

$$D = 1,90 \text{ m} = 74,73 \text{ in}$$

$$\text{Standard diameter OD} = 78 \text{ in} = 1,98 \text{ m}$$

(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)

$$\text{Tinggi bagian silinder (F)} = 1,5 \times \text{OD} = 1,5 \times 78$$

$$= 117 \text{ in} = 2,97 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi konis (Hc)} = \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7})$$

$$= \frac{78}{2 \times \tan 60^\circ}$$

$$= 22,52 \text{ in} = 0,57 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup atas (Hd)} = 0,17 \text{ OD} \quad (\text{Kusnarjo, hal 8})$$

$$= 13,18 \text{ in} = 0,33 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (F)} = \text{tinggi silinder (Hs)} + \text{tinggi konis (Hc)} + \text{tinggi tutup atas (Hd)}$$

$$= 2,97 + 0,57 + 0,33$$

$$= 3,88 \text{ m} = 152,70 \text{ in}$$

$$\text{Vol larutan dekstrin dlm konis} = \text{volume konis} = 0,08 \times \text{OD}^3$$

$$= 0,59 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol larutan dekstrin dlm silinder} = \text{vol larutan dalam tangki} - \text{vol larutan dalam konis}$$

$$= 6,40 - 0,59$$

$$= 5,82 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi larutan dekstrin dlm silind} = \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2}$$

$$= 1,89 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi larutan dlm tangki (Hb)} = \text{tinggi larutan dlm silinder} + \text{tinggi larutan dlm konis}$$

$$= 2,46 \text{ m}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} P_{\text{bahan}} &= \rho_{\text{lar. dekstrin}} \times g \times H_b \\ &= 1068,1 \times 9,80 \times 2,46 \\ &= 25748,77 \text{ N/m}^2 = 3,75 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1,00 \text{ atm} = 14,70 \text{ psia}$$

Asumsi : tekanan desain dilebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned} P_d &= 1,1 \times P_{\text{bahan}} + P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times 3,7453 + 14,7 \\ P_d = P_i &= 20,3 \text{ psia} = 5,6 \text{ psig} \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder ( $t_{\text{silinder}}$ )

$f$  (allowable stress value) = 12650 (*Tabel 13.1 Brownell & Young*)

$E$  (allowable efficiency) = 80% (*Tabel 13.2 Brownell & Young*)

$C$  (corrosion factor) = 2/16 (*Kusnarjo*)

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{\pi i \times OD}{2(fE + 0,4 Pd)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 15}) \\ &= \frac{20,29}{2(12650 \times 0,8 + 0,4 \times 20,29)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0781 + \frac{2}{16} \\ &= \frac{3}{16} \text{ in} = \frac{3,25}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal plate standar (diambil) = 1/4 in = 0,01 m

(*Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90*)

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t_{\text{silinder}} \\ 78 &= ID + 2 \times 0,25 \text{ in} \\ ID &= 77,50 \text{ in} = 1,97 \text{ m} \\ &= 6,46 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah

#### Menentukan Tebal Tutup Atas ( $t_{\text{head}}$ )

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell & Young, dipilih :

$$\begin{aligned} OD &= 78 \text{ in} & r &= 78 \text{ in} \\ ts &= 1/4 \text{ in} & icr &= 4 \frac{3}{4} \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan sf = 2 in = 0,05 m

$$\begin{aligned} t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{2(fE - 0,1Pi)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 19}) \\ &= \frac{0,885}{0 \times 0,8 - 0,1} \times \frac{20,29}{20,29} \times \frac{78}{20,29} + \frac{1}{16} \\ &= 0,07 + 0,13 \\ &= 0,19 \text{ in} = \frac{3,11}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal standard tutup atas (diambil) = 4/16 in = 0,01 m

(*Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90*)

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$\begin{aligned} a &= 0,5 \times ID = 0,5 \times 77,50 = 38,75 \text{ in} \\ AB &= 0,5 ID - icr = 38,75 - 4,75 = 34,00 \text{ in} \\ BC &= r - icr = 78 - 4,75 = 73,25 \text{ in} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 78 - 64,88 = 13,12 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (5365,6 - 1156,0)^{1/2} \\
&= 64,88 \text{ in} \\
OA &= t + b + sf = 0,25 + 13,12 + 2 \\
&= 15,37 \text{ in} \\
\text{Blank diameter (ketebalan < 1 in)} &= OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr) \\
&= 78 + 1,86 + 4,00 + 3,17 \\
&= 87,0 \text{ in}
\end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )

Tutup bawah berbentuk konis  $\alpha = 120^\circ$

$$\begin{aligned}
t_{hb} &= \frac{P_i \cdot OD}{2(fE - 0,6 P_i) \cos(0,5\alpha)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 24}) \\
&= \frac{20,29}{2(12650 \times 0,8 - 0,6 \times 19,95) \cos 60^\circ} + 2/16 \\
&= 0,11 \text{ in} = \frac{1,79}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\text{Tebal standard tutup bawah} = \frac{3/16}{in} = 0,00 \text{ m}$$

(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)

### Menentukan Diameter Nozzle

#### Nozzle inlet larutan dekstrin

$$\begin{aligned}
\text{Laju alir lar. dekstrin} &= 6840,86 \text{ kg/jam} \\
&= 6,40 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,06 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

$$\text{Densitas lar. dekstrin} = 1068,15 \text{ kg/m}^3 = 66,59 \text{ lb/ft}^3$$

Asumsi : aliran turbulen

$$\begin{aligned}
D_{i, \text{opt}} &= 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\
&= 3,90 \times 0,29 \times 1,73 \\
&= 1,94 \text{ in}
\end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal nozzle pipa 2 1/2 in s (Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)

$$OD = 2,88 \text{ in}$$

$$ID = 2,07 \text{ in}$$

$$= 0,17 \text{ ft}$$

$$A = 0,02 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{0,00}{0,02} \\
&= 0,0450 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

$$Nre = \frac{380 \times \rho \times qf}{Di \times \mu} \quad (\text{Timmerhaus})$$

$$= \frac{380 \times 66,59}{2,07 \times 3,94} \times 3,77$$

$$= 11718,01 \quad (\text{Turbulen})$$

Nre > 2100, maka asumsi awal benar bahwa aliran turbulen

### Nozzle outlet larutan dekstrin

Karena jenis fluida sama, maka diasumsikan diameter nozzle inlet sama dengan outlet. Ditetapkan diameter nominal nozzle pipa 2 1/2 in (*Geankoplis 3rd.edition, App.A.5*)

$$\begin{aligned} OD &= 2,88 \text{ in} \\ ID &= 2,07 \text{ in} \\ &= 0,17 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*.

Jumlah baffle 4 buah (*Geankoplis 4th ed, 158*)

$$\begin{aligned} Da/Dt &= 0,40 & Da &= 0,79 \text{ m} & = 2,58 \text{ ft} \\ W/Da &= 0,20 & W &= 0,16 \text{ m} & J = 0,16 \text{ m} \\ L/Da &= 0,25 & L &= 0,20 \text{ m} & Dt/J = 12 \\ C/Dt &= 0,33 & C &= 0,66 \text{ m} \\ N &= 60 \text{ rpm} & = 1,0 \text{ rps} \end{aligned}$$

Dimana,

Da : diameter agitator C : jarak pengaduk dari dasar tangki

Dt : diameter tangki J : lebar baffle

W : lebar pengaduk N : kecepatan putar

L : panjang daun pengaduk

$$Nre = \frac{Da^2Nr}{m} = 16817$$

Dari figure 3.4-5 hal 159 Geankoplis didapat Np = 3,5

$$\begin{aligned} \text{Daya (P)} &= Np r N^3 Da^5 = 1132 \text{ J/s} & = 1,13 \text{ kW} \\ &= 1,52 \text{ hp} & \approx 2 \text{ hp} \end{aligned}$$

### Perhitungan coil pendingin

Suhu umpan larutan  $(T_1)$  = 95 °C = 203 °F

Suhu keluaran larutan  $(T_2)$  = 60 °C = 140 °F

Suhu air pendingin masuk  $(t_1)$  = 30 °C = 86 °F

Suhu air pendingin keluar  $(t_2)$  = 55 °C = 131 °F

$$\begin{array}{lll} t_1 & \downarrow & \\ T_1 \rightarrow \boxed{\text{ }} \rightarrow & D_{t1} & = (T_1) - (t_2) = 72 \text{ } ^\circ\text{F} \\ & \downarrow & \\ & D_{t2} & = (T_2) - (t_1) = 54 \text{ } ^\circ\text{F} \end{array}$$

t<sub>2</sub>

a. Neraca energi

$$Q \text{ diserap air pendingin} = 825355,28 \text{ kJ/jam} = 782327 \text{ btu/h}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 7885,69 \text{ kg/jam}$$

b. LMTD

$$D_{t_{\text{LMTD}}} = \frac{(D_{t_1} - D_{t_2})}{\ln(D_{t_1}/D_{t_2})} = 62,6$$

c. Temperatur kalorik

$$T_c = \frac{203 + 140}{2} = 171,50 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = \frac{86 + 131}{2} = 108,50 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

d. Perhitungan coil

$$N = 60 \text{ rpm} = 3600 \text{ rph}$$

Ditetapkan diameter pipa coil : 6 in sch 80

$$ID = 5,76 \text{ in}$$

$$OD = 6,63 \text{ in}$$

$$a' = 26,10 \text{ in}^2 = 0,18 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 1,73 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Kern, Table 11 hal 844})$$

$$r = 66,68 \text{ lbm/ft}^3$$

$$m = 0,00 \text{ lb/ft.s} = 9,53 \text{ lb/ft.hr}$$

$$m_{\text{air}} = 0,72 \text{ lb/ft.hr}$$

$$k = 0,90 \times k_{\text{air}} = 0,90 \times 0,33$$

$$k = 0,30 \text{ Btu/hr.ft}^2.(F/\text{ft}) \quad (\text{Kern, Table 4 hal 800})$$

$$cp = 1 \text{ Btu/lb.F}$$

$$ID = 6,46 \text{ ft}$$

Bagian bejana :

$$N_{re_b} = \frac{D_p^2 \cdot N \cdot \rho}{m \cdot 2,42} = \frac{2,15 \times 3600 \times 66,68}{9,53 \times 2,42} = 54249,85$$

$$j = 490 \quad (\text{Kern, Fig.20.2 hal 718})$$

$$[\text{cm}/\text{k}]^{1/3} = 3,18$$

$$\text{Asumsi } [m/m_w] = 1$$

$$h_o = j \cdot (k/ID) \cdot [c.m/k]^{1/3} \cdot [m/m_w]^{0,14}$$

$$= 71,45 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

Bagian coil (air pendingin) :

$$\begin{aligned}
 Gt &= M/a' = \frac{17348,51}{0,18} \frac{\text{lb/jam}}{\text{ft}^2} = 95715,91 \frac{\text{lb/jam.ft}^2}{\text{ft}^2} \\
 Nre &= \frac{Dp.Gt}{m.2,42} = \frac{6,46}{0,72} \times \frac{95716}{2,42} = 352625 \\
 j &= 1750 \quad (\text{Kern, Fig.20.2 hal 718}) \\
 v &= \frac{Gt}{3600.p} = \frac{95715,91}{3600} \times \frac{1}{66,68} = 0,40 \frac{\text{ft/s}}{\text{s}} \\
 hi &= 1750 \times 3,181 = 5566 \frac{\text{Btu/jam.ft}^2.F}{\text{F}} \\
 hio = hi.(di/do) &= 5566 \times \frac{5,76}{6,63} = 4840 \frac{\text{Btu/jam.ft}^2.F}{\text{F}}
 \end{aligned}$$

Heat transfer coefficient pipa dalam keadaan bersih (Uc) :

$$\begin{aligned}
 Uc &= (hio.ho)/(hio+ho) \\
 &= 70,4 \frac{\text{Btu/hr.ft}^2.F}{\text{F}}
 \end{aligned}$$

Heat transfer coefficient yang dibutuhkan desain (Ud) :

Ditetapkan Rd = 0,002

$$Rd = (Uc-Ud)/(Uc.Ud)$$

$$\begin{aligned}
 0,002 &= \frac{70,4 - Ud}{70,4 \times Ud} \\
 Ud &= 61,72 \frac{\text{Btu/hr.ft}^2.F}{\text{F}} \\
 Q &= 825355,28 \frac{\text{kJ/jam}}{\text{jam}} = 782327 \frac{\text{btu/jam}}{\text{jam}}
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Q}{Ud \times Dt} = 202,58 \frac{\text{ft}^2}{\text{hr}}$$

Panjang koil (L) :

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{203}{1,734} = 116,83 \text{ ft}$$

Jumlah lilitan coil (nc) :

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi diameter coil (D} & Dc = 5,0 \text{ ft} = 60 \text{ in} \\
 nc &= \frac{L}{\pi \cdot Dc} = \frac{116,8}{3,14 \times 5,0} \\
 &= 7,44 \approx 7 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

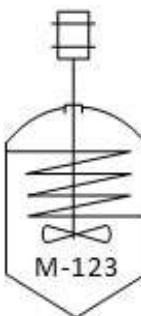
Asumsi jarak setiap lingkaran coil (hc) = 2,0 in

Tinggi koil dalam silinder Lc = (nc-1)((hc+do)+do)

$$Lc = 87,1 \text{ in} = 2,21 \text{ m} \quad (\text{Memenuhi})$$

**Tabel C.11 Spesifikasi Tangki Pendingin Larutan Dekstrin (M-123)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Nama dan Nomor Alat	Tangki Pendingin Larutan Dekstrin (M-123)
Fungsi	Menampung dan mendinginkan larutan dekstrin dari reaktor likuifikasi (R-120)
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas dished head dan bagian bawah konis dengan sudut $120^\circ$ yang dilengkapi coil pendingin
Bahan	<i>Carbon Steel grade SA-283 grade C</i>
Jenis Pengaduk	<i>flat six-blade turbine with disk</i>
Kapasitas	9,1 $m^3$
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	3,9 m
OD	78,0 in
ID	77,5 in
Tebal silinder ( $t_s$ )	0,3 in
Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	0,3 in
Tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ )	0,2 in
Tinggi silinder ( $H_s$ )	3,0 m
Tinggi tutup atas ( $H_d$ )	0,3 m
Tinggi tutup bawah ( $H_c$ )	0,6 m
Daya Pengaduk	1,5 hp
Jumlah lilitan coil	7 buah
Diameter coil	60,0 in
Jarak tiap lingkaran coil	2,0 in



## 6. POMPA SENTRIFUGAL (L-131)

Fungsi : Memompa larutan dekstrin dari tangki pendingin (M-126) ke reaktor sakarifikasi (R-130)

Tipe : Centrifugal Pump

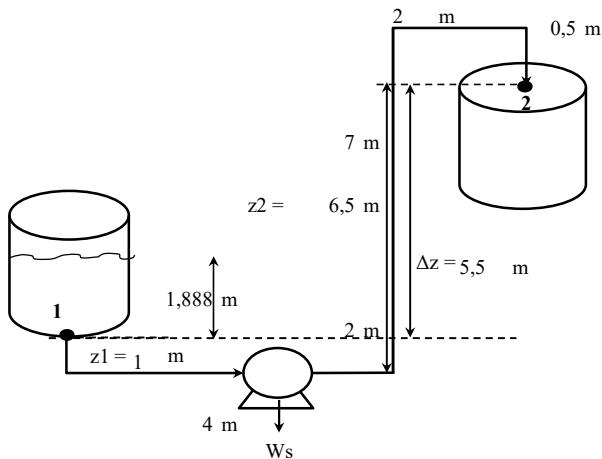
Titik referensi :

Titik 1 : Pipa keluar di Tangki pendingin (F-126)

Titik 2 : Pipa masuk di Reaktor sakarifikasi (R-130)

Dasar perencanaan :

$$\begin{aligned}
 T \text{ bahan masuk} &= 60 {}^\circ\text{C} \\
 \text{Rate massa masuk} &= 6840,86 \text{ kg/jam} \\
 \text{Densitas Larutan} &= 1068,15 \text{ kg/m}^3 & = & 66,68 \text{ lb/f}^3 \\
 \text{Viskositas Larutan} &= 0,00 \text{ kg/m s}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{6840,86}{1068,15} \frac{\text{kg/jam}}{\text{kg/m}^3} = 6,40 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,002 \text{ m}^3/\text{s} = 0,06 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan (lantai dasar digunakan sebagai datum)

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus} &= 16,5 \text{ m} \\ 4 \text{ buah elbow } 90^\circ &: K_f = 0,75 \quad (\text{Geankoplis, tabel 2.10-1}) \\ 1 \text{ globe valve} &: K_f = 6 \quad (\text{Geankoplis, tabel 2.10-2}) \\ P_1 = rgh_1 + P &= 131,6 \text{ kPa} \\ P_2 = P &= 101,3 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Asumsi : aliran turbulen

Dari Eq.15 Peters & Timmerhaus, hal. 496 didapatkan :

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times r^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\ &= 3,9 \times 0,29 \times 1,73 \\ &= 1,94 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter optimum bagian dalam pipa (} D_i, c \text{) } = 1,938 \text{ in}$$

Ditetapkan diameter nominal nozzle (pipa 2 in sch (Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,07 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
A &= 0,17 \text{ ft} & = 0,05 \text{ m} \\
&= 0,02 \text{ ft}^2 & = 0,00 \text{ m}^2 \\
v &= \frac{0,00 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00 \text{ m}^2} & = 0,82 \text{ m/s} \\
Nre &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\
&= \frac{1068 \times 0,053 \times 0,822}{0,004} \\
&= 11707,94 \quad (\text{turbulen})
\end{aligned}$$

### Perhitungan Friksi

1 Friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$h_c = \frac{K_c v_2^2}{2a} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal 104})$$

dimana :  $K_c = 0,55 (1 - (A_2/A_1))$   
 $v_2 = v$

Karena luas pemukaan tangki ( $A_1$ ) jauh lebih besar dari luas permukaan pipa ( $A_2$ ) sehingga  $A_1 \gg A_2$  dan  $A_2 \approx 0$

$$\begin{aligned}
\text{Jadi } K_c &= 0,55 \\
h_c &= \frac{0,55}{2} \times \frac{0,82^2}{x} \\
&= 0,186 \text{ J/kg}
\end{aligned}$$

2 Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus diperkirakan = 16,5 m

Bahan pipa adalah *commercial steel*, dengan  $\epsilon = 0,00005$  m  
sehingga diperoleh :  $(\text{Geankoplis, 2003})$

$$\epsilon/D = 0,00$$

$$Nre = 11707,94$$

$$L = 16,50 \text{ m}$$

Dari Geankoplis Fig. 2.10-3 diperoleh  $f = 0,01$

$$\begin{aligned}
F_f &= \frac{4 f v_2^2 L}{2 D} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal 100}) \\
&= \frac{4}{2} \times \frac{0,0100}{x} \times \frac{0,822^2}{0,053} \times 16,5 \\
&= 4,25 \text{ J/kg}
\end{aligned}$$

3 Friksi karena belokan (elbow) dan valve  $(\text{Geankoplis 3th, hal 105})$

$$h_f = 4 \left( \frac{K_f v_2^2}{2} \right) + \left( \frac{K_f v_2^2}{2} \right)$$

$$= 4 \frac{0,75 \times 0,68}{2} + \frac{6 \times 0,68}{2} \\ = 3,04 \text{ J/kg}$$

4 Friksi yang terjadi karena adanya *expansion*

$$\text{hex} = \frac{\text{Kex } v_2^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal 104})$$

$$\text{dimana : Kex} = (1 - (A_2/A_3))^2$$

Karena luas pemukaan tangki( $A_3$ ) sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa( $A$ ) maka :  $A_3 >>> A_2$ ;  $A_2 \approx 0$  maka  $A_2/A_3 = 0$

$$\begin{aligned} \text{Jadi Kex} &= 1 \times (1 - 0)^2 \\ &= 1 \\ \text{hex} &= \frac{1}{2} \frac{x}{x} \frac{0,822^2}{1} \\ &= 0,34 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

Jadi friksi pada pipa :

$$\begin{aligned} \sum F_s &= hc + F_f + h_f + hex \\ &= 0,19 + 4,25 + 3,04 + 0,34 \\ &= 7,81 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$Z_1 = 1,0 \text{ m}$$

$$Z_2 = 6,5 \text{ m}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 1068,1 \text{ kg/m}^3$$

$$v_2 = \frac{Q}{A_2} = \frac{0,00}{0,00} = 0,82 \text{ m/s}$$

$$v_1 = 0,82 \text{ m/s}$$

$$\alpha = 1, \text{ untuk aliran turbulen}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

**Perhitungan power pompa Mechanical Energy Balance** (*Geankoplis 3th, hal 75*)

$$\begin{aligned} Z_1 g + \frac{P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2\alpha} - Ws - \sum F &= Z_2 g + \frac{P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2\alpha} \\ 9,80 + \frac{131,6}{1068} + 0,34 - Ws &- 7,81 \\ &= 63,70 + \frac{101,3}{1068} + 0,34 \\ - Ws &= 33,73 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas larutan masuk} &= 28,2 \text{ gal/min} \\
 \text{Efisiensi pompa (\eta)} &= 45\% \quad (\text{Peter \& Timmerhaus, hal 520}) \\
 W_p &= - \frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis 3}^{\text{th}}, \text{ hal 144}) \\
 &= \frac{33,732}{0,45} = 74,96 \text{ J/kg} \\
 \text{brake horsepower} &= \frac{W_p \times m}{1000} = \frac{74,96}{1000} \times 1,90 \\
 (\text{Geankoplis 3}^{\text{th}}, \text{ hal 145}) &= 0,14 \text{ kW} = 0,19 \text{ hp} \\
 \text{Efisiensi motor (\eta_e)} &= 80\% \quad (\text{Peter \& Timmerhaus, hal 520}) \\
 \text{Power motor} &= \frac{0,14}{0,8} = 0,18 \text{ kW} \\
 &= 0,24 \text{ hp} \approx 0,5 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

**Tabel C.12 Spesifikasi Pompa Sentrifugal (L-131)**

Spesifikasi	Keterangan	
Nama dan Nomor Alat	Pompa Centrifugal L-131	
Fungsi	Memompa larutan dekstrin dari tangki pendingin (M-123) ke reaktor sakarifikasi (R-130)	
Tipe	Centrifugal pump	
Bahan pipa	Commercial steel	
Kapasitas	0,0018	m <sup>3</sup> /s
Jumlah	2	bahau
Ukuran pipa	2 in	sch 80
Daya Pompa	0,5	hp

## 7. ROTARY VACUUM FILTER (H-140)

Fungsi : Memisahkan padatan/impuritis yang terikut dalam larutan dekstrosa.

Tipe : Rotary drum vacuum filter

Dasar Pemilih : Akurat dalam pemisahan dekstrosa dan inert, kapasitas besar

- Bahan :  
 - Drum : Stainless steel SA-167 type 304 grade C  
 - Filter : Kanvas

**Tabel C.13 Komposisi dan Volume Cake**

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>x</b>	<b>s.g</b>	<b><math>\rho</math> (kg/L)</b>	<b>V (L)</b>
Karbohidrat (pa)	26,28	0,04	1,59	1,57	16,75
Air	124,67	0,20	1,00	0,99	126,30
Protein	248,02	0,40	1,30	1,28	193,28
Lemak	125,17	0,20	0,91	0,90	139,34
Serat	50,99	0,08	1,31	1,29	39,44
Abu	27,81	0,04	2,42	2,39	11,64
CaCl <sub>2</sub>	0,00	0,00	2,15	2,12	0,00
a-amilase	1,38	0,00	1,25	1,23	1,12
Dekstrin	0,02	0,00	1,45	1,43	0,01
Maltose	2,14	0,00	1,54	1,52	1,41
Dekstrosa	15,69	0,03	1,56	1,54	10,19
HCl	0,00	0,00	1,18	1,16	0,00
Glukoamilase	1,17	0,00	1,25	1,23	0,95
Total	623,35	1,00			540,43

**Tabel C.14 Komposisi dan Volume Filtrat**

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>x</b>	<b>s.g</b>	<b><math>\rho</math> (kg/L)</b>	<b>V (L)</b>
Air	5551,02	0,76	1,00	0,99	5623,56
Karbohidrat (pa)	0,01	0,00	1,59	1,57	0,01
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00	2,15	2,12	0,20
Dekstrin	1,63	0,00	1,45	1,43	1,14
Maltose	212,13	0,03	1,54	1,52	139,54
Dekstrosa	1553,71	0,21	1,56	1,54	1008,98
HCl	0,01	0,00	1,18	1,16	0,01
Total	7318,93	1,00			6773,44

Flowrate =  $V / Atc$  =  $[2f(-DP)/tc.m.a.cs]^{0.5}$  (Geankoplis 4th ed. Hal 917)  
 Dimana :  $V/t_c$  : Laju volumetrik filtrat, m<sup>3</sup>/det  
 A : Luas permukaan filter , m<sup>2</sup>  
 t<sub>c</sub> : waktu siklus (time cycle) filter, det  
 C<sub>s</sub> : Konsentrasi padatan dalam umpan masuk,  
 (-DP) : perbedaan tekanan, Pa  
 a : tahanan cake, m/kg padatan

$$\begin{aligned}
f &: \text{fraksi (bagian) filter terbenam} \\
m &: \text{viskositas air, Pa.det} \\
\rho_{\text{filtrat}} &= 1,08 \text{ kg/L} = 1081 \text{ kg/m}^3 \\
f_s &= \frac{\text{massa padatan dalam campuran}}{\text{massa air dalam campuran}} \\
&= \frac{1767,91}{5551,02} \\
&= 0,32 \\
\mu_{\text{campuran}} &= \frac{(1+0,5f_s) \times m_l}{(1-f_s)^4} \quad (\text{Perry 5th ed hal 3-247}) \\
\mu_{\text{filtrat}} &= 2,52 \text{ cp} = 0,00 \text{ lb/ft.s}
\end{aligned}$$

### Laju Filtrasi

$$C_x = 0,09 \text{ kg solid/kg slurry}$$

Berdasarkan neraca massa, kandungan air dalam cake = 16 %

Diasumsikan moisture content 60 % wt/wt dan solid content 24 % wt/wt

Diambil :  $m = 2,50 \text{ kg cake basah/kg cake kering}$

$$\begin{aligned}
C_s &= \frac{r \times C_x}{1 - m C_x} \\
C_s &= 118,92 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Rate larutan masuk} &= 6788,77 \text{ kg/jam} \\
&= 1,89 \text{ kg/s} \\
V / t_c &= \frac{1,89 \text{ cx}}{C_s} \\
V / t_c &= 0,0014 \text{ m}^3 \text{ filtrat/det}
\end{aligned}$$

Asumsi pressure drop (- DP) (*Geankoplis, hal.918*)

$$-(DP) = 67000 \text{ Pa} = 9,72 \text{ psia}$$

Spesific cake resistant :

$$\begin{aligned}
a &= (4,37 \times 10^9)(-DP)^{0,3} \\
&= 122547336851 \text{ m/kg}
\end{aligned}$$

Asumsi 33% drum filter tercelup dalam slurry

$$f = 0,33$$

$$V / A \cdot t_c = [2f(-DP)/tc.m.a.cs]^{0,5}$$

$$\begin{aligned}
\frac{0,0014}{A} &= \left[ \frac{2}{1} \times \frac{0,33}{2,52} \times \frac{122547336851}{118,9} \times \frac{67000}{118,9} \right]^{0,5} \\
\frac{0,001369}{A} &= 0,00 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

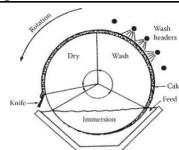
$$\begin{array}{l} \text{A} \\ \text{A} = 39,44 \text{ m}^2 \end{array}$$

Asumsi panjang drum sama dengan dua kali dari diameter drum

$$\begin{array}{l} \text{Ukuran drum} = L / D = 2 \\ \text{A} = \pi \times D \times L \\ 39,44 = 2 \times \pi \times D^2 \\ D = 2,50 \text{ m} \\ L = 5,01 \text{ m} \end{array}$$

**Tabel C.15 Spesifikasi Rotary Vacuum Filter (H-140)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Rotary Vacuum Filter (H-140)
Fungsi	Memisahkan padatan/impuritis yang berada dalam larutan dekstrosa
Tipe	Rotary drum vacuum filter
Bahan : Drum	Stainless steel SA-167 type 304 grade C
Filter	Kanvas
Kapasitas	6789 kg/jam
Jumlah	1 buah
Laju filtrasi	0,0014 m <sup>3</sup> /det
Luas filter	39,4 m <sup>2</sup>



## 8. ANION EXCHANGER (D-150B)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan dekstrosa yaitu memisahkan impuritis Cl<sup>-</sup> dari HCl.

Bentul : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head.

Bahan : Stainless steel tipe 304 grade 3 (SA 167)

$$\begin{array}{llll} \text{Kapasitas} & = & 7318,64 \text{ kg/jam} & = 16101,00 \text{ lb/jam} \\ \text{Densitas} & = & 1080,53 \text{ kg/m}^3 & = 67,31 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Viskositas (m)} & = & 2,52 \text{ cp} & = 0,00 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Rate volumetric} & = & 239,19 \text{ ft}^3/\text{jam} & = 0,07 \text{ ft}^3/\text{s} \end{array}$$

Digunakan resin penukar anion basa kuat bahan acrylic

Spesifikasi resin (*Couper, Tabel 15.4 hal. 529*)

- bulk density : 0,72 kg/L

- suhu operasi optimal : 40 - 80 °C

- kapasitas exchange : 1 eq/L wet resin

Jumlah anion per jam = 0,15 kg/jam BE OH<sup>-</sup> = 1

Waktu regenerasi	=	30	hari
Jumlah kation	=	105,11	kg = 105,11 eq
Volume resin dibutuhkan	=	$\frac{\text{jumlah anion}}{\text{kapasitas exchange}}$	
	=	105,11	liter
	=	3,71	ft <sup>3</sup>
Space velocity	=	10	per jam
Tinggi bed minimal	=	24	in
	=	2,0	ft
Volume bed	=	$\frac{\text{rate volumetric}}{\text{space velocity}}$	
	=	23,92	ft <sup>3</sup>
Luas penampang bed	=	$\frac{\text{volume bed}}{\text{tinggi bed}}$	
	=	12,0	ft <sup>2</sup>
Luas penampang bed	=	$\pi/4 \times D^2$	
D	=	3,90	ft

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

$$\text{Dimensi tinggi silinder / diameter bejana (Hs / D)} = 1,5$$

$$D = 3,90 \text{ ft} = 46,84 \text{ in}$$

$$\text{Standart diameter OD} = 48 \text{ in} = 1,22 \text{ m}$$

*(Brownell & Young, hal 90)*

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bagian silinder (I)} &= 1,5 \times \text{OD} \\ &= 1,5 \times 1,22 \\ &= 1,83 \text{ m} \\ &= 72,00 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung bagian dish head ( tutup atas dan bawah ) :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup (Hd)} &= 0,17 \text{ OD} \\ &= 8,11 \text{ in} = 0,21 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + 2 \times \text{tinggi dished head (Hd)} \\ &= 1,83 + 2 \times 0,21 \\ &= 2,24 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\
&= 0,25 \times 1,5 \times 3,14 \times D^3 \\
&= 1,18 \times 1,22^3 \\
&= 2,13 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume tutup atas dan bawah} &= 0,08 \times D^3 \\
&= 0,08 \times 1,22^3 \\
&= 0,15 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume total} &= \text{volume silinder} + 2 \times \text{Volume tutup atas} \\
&= 2,13 + 2 \times 0,15 \\
&= 2,44 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
P_{\text{larutan}} &= \rho_{\text{larutan dekstrosa}} \times g \times H_b \\
&= 1080,5 \times 9,8 \times 2,24 \\
&= 23729,27 \text{ N/m}^2 = 3,45 \text{ psia} \\
P_{\text{bulk anion}} &= \rho_{\text{bulk}} \times g \times H_b \\
&= 720,0 \times 9,8 \times 2,24 \\
&= 15812 \text{ N/m}^2 = 2,30 \text{ psia} \\
P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\
&= 0 \text{ psig}
\end{aligned}$$

Asumsi : tekanan desain dilebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned}
P_d &= 1,1 \times P_{\text{larutan}} + P_{\text{bulk kation}} + P_{\text{operasi}} \\
&= 1,1 \times 3,45 + 2,30 + 14,7 \\
P_d = P_i &= 22,50 \text{ psia} = 7,80 \text{ psig}
\end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$f$  (allowable stress value) = 17000 (Tabel 13.1 Brownell & Young)

$E$  (allowable efficiency) = 80% (Tabel 13.2 Brownell & Young)

$C$  (corrosion factor) = 2/16 (Kusnarjo, hal 14)

$$\begin{aligned}
t_{\text{silinder}} &= \frac{\rho_i \times OD}{2(fE + 0,4 \rho_i)} + C \\
&= \frac{22,50 \times 48}{2(17000 \times 0,8 + 0,4 \times 22,50)} + 2/16 \\
&= 0,0397 + 2/16
\end{aligned}$$

$$= 0,16 \text{ in} = \frac{2,63}{16} \text{ in}$$

Tebal plate standard (diambil) =  $\frac{3}{16}$  in = 0,19 in

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_{\text{silinder}}$$

$$48 = \text{ID} + 2 \times 0,19$$

$$\text{ID} = 47,63 \text{ in} = 1,21 \text{ m}$$

### Menentukan Ketebalan Tutup Atas dan Bawah (dished head)

$$\text{OD} = 48 \text{ in} \quad \text{icr} = 3 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in} \quad \text{sf} = 2 \text{ in}$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times \pi \times r}{2(f.E - 0,1\pi)} + C$$

$$t_{\text{head}} = 0,885 \frac{x 22,50}{2(17000 x 0,8 - 0,1 x 22,50)} + 2/16$$

$$t_{\text{head}} = 0,04 + 0,13$$

$$t_{\text{head}} = 0,16 \text{ in} = \frac{2,56}{16} \text{ in}$$

Tebal dish head standar (diambil) =  $\frac{3}{16}$  in = 0,005 m

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$\begin{aligned} a &= 0,5 \times \text{ID} = 0,5 \times 47,63 = 23,81 \text{ in} \\ AB &= 0,5 \text{ ID} - \text{icr} = 23,813 - 3,00 = 20,81 \text{ in} \\ BC &= r - \text{icr} = 48 - 3,00 = 45,00 \text{ in} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 48 - 39,90 = 8,10 \text{ in} \\ AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (2025,0 - 433,2)^{1/2} \\ &= 39,90 \text{ in} \\ OA &= t + b + sf = 0,19 + 8,10 + 2 \\ &= 10,29 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blank diameter (ketebalan < 1 in)} &= \text{OD} + \frac{\text{OD}}{42} + (2 \times \text{sf}) + (2/3 \times \text{icr}) \\ &= 48 + 1,14 + 4 + 2,00 \\ &= 55,14 \text{ in} \end{aligned}$$

### Menentukan Diameter Nozzle

#### Nozzle inlet larutan dekstrosa

$$\begin{aligned} \text{Laju alir larutan dekstro:} &= 7318,6 \text{ kg/jam} \\ &\quad 6,8 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,07 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas larutan dekstro:} = 1080,5 \text{ kg/m}^3 = 67,46 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas larutan dekstrosa} = 2,52 \text{ cp}$$

Asumsi aliran turbulen, dari nomograph fig. 14-2 Peters & Timmerhaus, hal. 498 didapatkan

Diameter optimum bagian dalam pipa ( $Di_c$ ) = 1,7 in  
 Ditetapkan diameter nominal (pipa 2 in sch 80) : (Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)

$$\begin{aligned}
 OD &= 2,38 \text{ in} \\
 ID &= 1,94 \text{ in} = 0,05 \text{ m} \\
 A &= 2,95 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2 \quad 0,00 \text{ m}^2 \\
 v &= \frac{0,00 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00 \text{ m}^2} = 0,99 \text{ m/s} \\
 Nre &= \frac{\rho x D x v}{\mu} \\
 &= \frac{1080,5 x 0,05 x 0,99}{0,00} \\
 &= 20886,26 \quad (\text{Turbulen})
 \end{aligned}$$

#### Nozzle outlet larutan dekstrosa bebas ion negatif

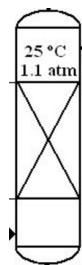
Dikarenakan jenis fluida sama, maka diasumsikan diameter nozzle inlet dan outlet sama.

Ditetapkan diameter nominal (pipa 2 in sch 80) :

$$\begin{aligned}
 OD &= 2,38 \text{ in} \\
 ID &= 1,94 \text{ in} \\
 &= 0,16 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Tabel C.16** Spesifikasi Anion Exchanger (D-150B)

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Anion Exchanger (D-150B)
Fungsi	Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang terkandung dalam larutan dekstrosa yaitu dekstrosa yaitu impuritas Cl- dari HCl
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas dan tutup bawah berbentuk dished head dan terdapat bed resin didalamnya
Bahan	Stainless steel type 304 grade 3 (SA 167)
Resin yang digunakan	Strongly basic acrylic
Kapasitas	2,4 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi Tangki	2,2 m
Luas penampang bed	12,0 ft <sup>2</sup>
OD	48,0 in
ID	47,6 in
Tebal silinder ( $t_s$ )	3/16 in
Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	3/16 in
Tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ )	3/16 in
Tinggi silinder ( $H_s$ )	1,8 m



Tinggi tutup atas (Hd)	0,2	m
Tinggi tutup bawah (Hc)	0,2	m

### 9. REAKTOR LIKUIFIKASI (R-120)

Fungsi : Mengkonversikan pati menjadi dekstrin, dekstrosa dan maltosa dengan bantuan enzim  $\alpha$ -amilase.

Bentuk : Silinder tegak dengan bagian tutup atas disebut head dan bagian bawah berbentuk konis 160°, dilengkapi koil pemanas dan pengaduk.

Jumlah tangki = 4 buah

Operasi = Batch

Waktu proses = 3 jam

Suhu operasi = 95 °C

Bahan Kontruks : Stainless steel SA 240 grade M tipe 316

Viskositas air pada suhu 95 °C = 0,30 cp

Densitas air pada suhu 95 °C = 0,96 kg/L

(Geankoplis 3rd.edition, App.A.2)

**Tabel C.17 Komposisi dan Volume Larutan Dekstrin dalam Reaktor Likuifikasi (R-120)**

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	r (kg/L)	V (L)
Pati	1314,72	0,19	1,59	1,53	859,65
Air	4725,41	0,69	1,00	0,96	4912,78
Protein	248,02	0,04	1,30	1,25	198,35
Lemak	125,17	0,02	0,91	0,88	143,00
Serat	50,99	0,01	1,31	1,26	40,47
Abu	27,81	0,00	2,42	2,33	11,95
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00	2,15	2,07	0,21
$\alpha$ -amilase	1,38	0,00	1,25	1,20	1,15
Dekstrin	82,17	0,01	1,45	1,39	58,92
Maltosa	173,47	0,03	1,54	1,48	117,11
Dekstrosa	91,30	0,01	1,56	1,50	60,85
<b>Total</b>	<b>6840,86</b>	<b>1,00</b>			<b>6404,42</b>

$$fs = \frac{\text{massa padatan dalam larutan}}{\text{massa air dalam larutan}} = \frac{2115,45}{4725,41} = 0,4477$$

$$\mu_{\text{larutan}} (m_m) = \frac{(1+0,5f_s) \times m_l}{(1-fs)^4} \quad (\text{Perry 4th,persamaan 3-98 hal 3-247})$$

$$= 3,94 \text{ cp} = 0,00 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}}$$

$$= 1,1 \text{ kg/L} = 1068,1 \text{ kg/m}^3 = 66,5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume flowrate} = 6404,42 \text{ L/jam} = 6,40 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu proses (t)} = 3,0 \text{ jam}$$

$$\text{Banyak tangki (n)} = 4 \text{ buah}$$

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{V \times t}{n}$$

$$= 4,80 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan} = 70\% \text{ Volume Reaktor}$$

$$4,803 = 70\% \text{ Volume Reaktor}$$

$$\text{Volume Reaktor} = 6,86 \text{ m}^3 = 242 \text{ ft}^3 = 1812,7 \text{ gal}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas standard dishead head dan tutup bawah conic

Ditetapkan : dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( Hs / 1,5 ) (Kusnarjo,2010)

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Kusnarjo, hal 7})$$

$$= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D = 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3$$

$$= 1,18 \times D^3$$

$$\text{Volume konis} = \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7})$$

$$= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5 \times 160^\circ)} = \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80^\circ}$$

$$= 0,02 \times D^3$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,08 \times D^3 \quad (\text{Kusnarjo, hal 7})$$

$$\text{Volume total} = \text{volume silinder} + \text{volume konis} + \text{volume tutup atas}$$

$$6,8619 = 1,18 \times D^3 + 0,02 \times D^3 + 0,08 \times D^3$$

$$6,8619 = 1,29 \times D^3$$

$$D^3 = 5,34$$

$$D = 1,75 \text{ m} = 68,81 \text{ in}$$

$$\text{Standard diameter OD} = 72 \text{ in} = 1,83 \text{ m}$$

(Brownell & Young, hal 90)

$$\text{Tinggi bagian silinder (Hs)} = 1,5 \times \text{OD}$$

$$= 1,5 \times 72$$

$$= 108 \text{ in} = 2,74 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi konis (Hc)} &= \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\
 &= \frac{72}{2 \times \tan 80^\circ} \\
 &= 6,35 \text{ in} = 0,16 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tutup atas (Hd)} &= 0,17 \text{ OD} \quad (\text{Kusnarjo, hal 8}) \\
 &= 12,17 \text{ in} = 0,31 \text{ m} \\
 \text{Tinggi tangki (F)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + \text{tinggi konis (Hc)} + \text{tinggi tutup atas (Hd)} \\
 &= 2,74 + 0,16 + 0,31 \\
 &= 3,21 \text{ m} \\
 &= 126,52 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol larutan dlm konis} &= \text{volume konis} = 0,02 \times \text{OD}^3 \\
 &= 0,14 \text{ m}^3 \\
 \text{Vol larutan dlm silinder} &= \text{vol larutan dalam tangki} - \text{vol larutan dlm konis} \\
 &= 4,80 - 0,14 \\
 &= 4,66 \text{ m}^3 \\
 \text{Tinggi larutan dlm silinder} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2} \\
 &= 1,78 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dlm tangki (Hb)} &= \text{tinggi larutan dlm silinder} + \text{tinggi larutan dalam konis} \\
 &= 1,94 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P \text{ bahan} &= \rho_{\text{larutan dekstrin}} \times g \times H_b \\
 &= 1068 \times 9,8 \times 1,94 \\
 &= 20276,37 \text{ N/m}^2 = 2,95 \text{ psia} \\
 P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Asumsi : tekanan desain dilebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned}
 P_d &= 1,1 \times P \text{ bahan} + P \text{ operasi} \\
 &= 1,1 \times 2,95 + 14,7 \\
 P_d = P_i &= 19,41 \text{ psia} = 4,71 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$f$  (allowable stress value) = 17900 (Tabel 13.1 Brownell & Young)

$$E \text{ (allowable efficiency)} = 80\% \text{ (Tabel 13.2 Brownell & Young)}$$

$$C \text{ (corrosion factor)} = 2/16 \text{ (Kusnario, hal 14)}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{\pi \times OD}{2(f.E + 0,4 \pi)} + C \\ &= \frac{19,41 \times 72}{2(17900 \times 0,8 + 0,4 \times 19,41)} + 2/16 \\ &= 0,05 + 0,13 \\ &= 0,17 \text{ in} = \frac{2,78}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal plate standard (diambil)} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,19 \text{ in}$$

$$OD = ID - 2t_{\text{silinder}}$$

$$72 = ID - 2 \times 0,19$$

$$ID = 71,63 \text{ in} = 1,82 \text{ m} = 5,97 \text{ ft}$$

### Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah

#### Menentukan Tebal Tutup Atas ( $t_{\text{head}}$ )

$$\begin{aligned} OD &= 72 \text{ in} & icr &= 4 \frac{3}{8} \text{ in} \\ r &= 72 \text{ in} & sf &= 2 \text{ in} \\ t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{2(f.E - 0,1\pi)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 19,41 \times 72}{2(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 19,41)} + 2/16 \\ &= 0,04 + 0,13 \\ &= 0,17 \text{ in} = \frac{2,69}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal dish head standar (diambil)} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,00 \text{ m}$$

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$\begin{aligned} a &= 0,5 \times ID = 0,5 \times 71,6 = 35,8 \text{ in} \\ AB &= 0,5 ID - icr = 35,8 - 4,4 = 31,4 \text{ in} \\ BC &= r - icr = 72 - 4,4 = 67,6 \text{ in} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 72 - 59,9 = 12,1 \text{ in} \\ AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (\sqrt{4573,1} - \sqrt{988,3})^{1/2} \\ &= 59,87 \text{ in} \\ OA &= t + b + sf = 0,19 + 12,13 + 2 \\ &= 14,31 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blank diameter (ketebalan < 1 in)} &= OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr) \\ &= 72 + 1,71 + 4 + 2,92 \end{aligned}$$

$$= 80,63 \text{ in}$$

### Menentukan Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )

Tutup bawah berbentuk konis  $\alpha = 160^\circ$

$$\begin{aligned} t_{hb} &= -\frac{P_i \cdot OD}{2(fE - 0,6 P_i) \cos(0,5 \alpha)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 24}) \\ &= \frac{19,41 \times 72}{2(17900 \times 0,8 - 0,6 \times 19,25) \cos 80^\circ} + 1/8 \\ &= 0,10 \text{ in} = \frac{1,61}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal standard tutup bawah} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)

### Menentukan Diameter Nozzle

#### Nozzle inlet suspensi pati

$$\begin{aligned} \text{Laju alir suspensi pati keluar cooker} &= 5932 \text{ kg/jam} \\ &\quad 5,55 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,05 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas suspensi pati keluar cooker} = 1068,1 \text{ kg/m}^3 = 66,68 \text{ lb/ft}^3$$

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\ &= 3,9 \times 0,27 \times 1,73 \\ &= 1,82 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal (pipa 2 in sch 80) : (Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)

$$\begin{aligned} OD &= 2,38 \text{ in} \\ ID &= 1,94 \text{ in} = 0,05 \text{ m} \\ A &= 2,95 \text{ in}^2 = 0,02 \text{ ft}^2 = 0,002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$v = \frac{0,002 \text{ m}^3/\text{s}}{0,002 \text{ m}^2} = 0,81 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{380 \times p \times q \times f}{Diopt \times \mu} \quad (\text{Timmerhaus}) \\ &= \frac{380 \times 66,68 \times 3,27}{1,94 \times 3,94} \\ &= 10846,98 \quad (\text{Turbulen}) \end{aligned}$$

$Nre > 2100$ , maka asumsi awal benar bahwa aliran turbulen

#### Nozzle outlet larutan dekstrin

Laju alir larutan dekstrin 6840,86 kg/jam

$$\begin{aligned}
 & 6,40 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,06 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Densitas lar. dekstrin} : & 1068,15 \text{ kg/m}^3 = 66,54 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Viskositas lar. dekstrin} & 3,94 \text{ cp} = 0,003 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

Asumsi : aliran turbulen

$$\begin{aligned}
 D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\
 &= 3,9 \times 0,29 \times 1,73 \\
 &= 1,94 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal pipa 2 in sch 40 : (*Geankoplis 3rd.edition, App.A.5*)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 2,38 \text{ in} \\
 \text{ID} &= 2,07 \text{ in} = 0,17 \text{ ft} \\
 A &= 0,02 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{0,06}{0,02} \\
 &= 2,70 \text{ ft/s} \\
 \text{Nre} &= \frac{380 \times \rho \times qf}{\text{Di} \times \mu} \quad (\text{Timmerhaus}) \\
 &= \frac{380 \times 66,54 \times 3,77}{2,07 \times 3,94} \\
 &= 11709,83 \quad (\text{Turbulen})
 \end{aligned}$$

Nre > 2100, maka asumsi awal benar bahwa aliran turbulen

### Menentukan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*.

Jumlah baffle 4 buah (*Geankoplis 4th ed, 158*)

$$\begin{aligned}
 \text{Da/Dt} &= 0,40 \quad \text{Da} = 0,70 \text{ m} = 2,29 \text{ ft} \\
 \text{W/Da} &= 0,20 \quad \text{W} = 0,14 \text{ m} \quad \text{Dt/J} = 12 \\
 \text{L/Da} &= 0,25 \quad \text{L} = 0,17 \text{ m} \quad \text{J} = 0,15 \text{ m} \\
 \text{C/Dt} &= 0,33 \quad \text{C} = 0,58 \text{ m} \\
 \text{N} &= 60 \text{ rpm} = 1,00 \text{ rps}
 \end{aligned}$$

Dimana,

Da : diameter agitator C : jarak pengaduk dari dasar tangki

Dt : diameter tangki J : lebar baffle

W : lebar pengaduk N : kecepatan putar

L : panjang daun pengaduk

$$Nre = \frac{\text{Da}^2 \text{Nr}}{\mu} = 132286$$

Dari figure 3.4-5 hal 159 Geankoplis didapat Np = 5

$$\text{Daya (P)} = N p r N^3 D a^5 = 892 \text{ J/s} = 0,89 \text{ kW}$$

$$= 1,2 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp}$$

### Perhitungan desain coil pendingin

$$\text{Suhu umpan / larutan pa } (T_1) = 105 {}^\circ\text{C} = 221 {}^\circ\text{F}$$

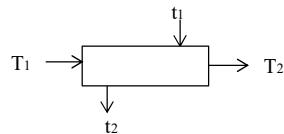
$$\text{Suhu produk } (T_2) = 95 {}^\circ\text{C} = 203 {}^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air pendingin masuk } (t_1) = 30 {}^\circ\text{C} = 86 {}^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar } (t_2) = 45 {}^\circ\text{C} = 113 {}^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1 = (T_1) - (t_2) = 108 {}^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = (T_2) - (t_1) = 117 {}^\circ\text{F}$$



#### a. Neraca energi

$$Q \text{ diserap air pendingin} = 521678,33 \text{ kJ/jam}$$

$$= 494481,82 \text{ btu/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 5487,69 \text{ kg/jam}$$

#### b. LMTD

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1 / \Delta t_2)} = 112,4 {}^\circ\text{F}$$

#### c. Temperatur kalorik

$$T_c = \frac{221 + 203}{2} = 212 {}^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{86 + 113}{2} = 100 {}^\circ\text{F}$$

#### d. Perhitungan coil

$$\text{Diameter agitator} = L = 0,17 \text{ m} = 0,57 \text{ ft}$$

$$N = 60 \text{ rpm} = 3600 \text{ rph}$$

Ditetapkan diameter pipa coil : 6 in sch 80

$$\text{ID} = 5,76 \text{ in} = 0,48 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 6,63 \text{ in}$$

$$a' = 26,10 \text{ in}^2 = 0,18 \text{ ft}^2 \quad (\text{Kern, Table 11 hal 844})$$

$$a'' = 1,73 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\rho_{\text{air}} = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,03 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\rho_{\text{lar}} = 66,54 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu = 0,00 \text{ lb/ft.s} = 9,53 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,30 \text{ cp} = 0,72 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\begin{aligned}
k &= 0,90 \times k_{\text{air}} && (\text{Kern, hal 161}) \\
&= 0,90 \times 0,329 &= 0,30 & \text{Btu/hr.ft}^2.(F/\text{ft}) \\
cp &= 1 &\text{Btu/lb.F} & (\text{Kern, Table 4 hal 800}) \\
ID_{\text{tangki}} &= 0,2 &\text{ft}
\end{aligned}$$

Bagian bejana : (*Kern, Fig.20.2 hal 718*)

$$\begin{aligned}
Nre_b &= \frac{D_p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu \cdot 2,42} = \frac{506,91}{9,53} \times \frac{3600}{x} \times \frac{66,54}{2,42} \\
&= 5267255,14 \\
j &= 400 \\
[c\mu/k]^{1/3} &= 3,18 \\
\text{Asumsi } [\mu/\mu_w] &= 1 \\
h_o &= j \cdot (k/ID) \cdot [c \cdot \mu/k]^{1/3} \cdot [\mu/\mu_w]^{0,14} \\
&= 2186,93 &\text{Btu/hr.ft}^2.F
\end{aligned}$$

Bagian coil (air pendingin) :

$$\begin{aligned}
Gt &= M/a' = \frac{12072,92}{0,18} \frac{\text{lb/jam}}{\text{ft}^2} = 66609,20 \frac{\text{lb/jam.ft}^2}{\text{s}} \\
Nre &= \frac{D_p \cdot Gt}{\mu \cdot 2,42} = \frac{0,5}{0,72} \times \frac{66609}{2,42} = 18241 \\
j &= 410 \\
v &= \frac{Gt}{3600 \cdot \rho} = \frac{66609,20}{3600 \times 62,03} = 0,30 \frac{\text{ft/s}}{} \\
h_i &= 410 \times 3,18 = 1304 &\text{Btu/jam.ft}^2.F \\
h_{io} &= h_i \cdot (d_i/d_o) = 1304 \times \frac{5,76}{6,63} = 1133,9 &\text{Btu/jam.ft}^2.F
\end{aligned}$$

Heat transfer coefficient pipa dalam keadaan bersih (Uc) :

$$\begin{aligned}
U_c &= (h_{io} \cdot h_o) / (h_{io} + h_o) \\
&= 746,75 \frac{\text{Btu/hr.ft}^2.F}{}
\end{aligned}$$

Heat transfer coefficient desain yang dibutuhkan (Ud) :

$$\begin{aligned}
\text{Ditetapkan } R_d &= 0,002 \\
R_d &= (U_c - U_d) / (U_c \cdot U_d) \\
0,002 &= \frac{746,7}{746,7} - \frac{U_d}{U_d} \\
U_d &= 299,48 \frac{\text{Btu/hr.ft}^2.F}{}
\end{aligned}$$

$$Q = 521678,33 \frac{\text{kJ/jam}}{} = 494481,82 \frac{\text{btu/jam}}{}$$

Luas perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} = 15 \frac{\text{ft}^2}{}$$

Panjang koil yang dibutuhkan (L) :

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{15}{1,73} = 8,47 \frac{\text{ft}}{ft}$$

Asumsi diameter coil (D) Dc = 2,0 ft = 24 in

$$\text{Jumlah lilitan coil (nc)} : \quad nc = \frac{L}{\pi \cdot Dc} = \frac{8,47}{3,14 \times 2,0} \\ = 1,3 \quad \approx 1 \text{ buah}$$

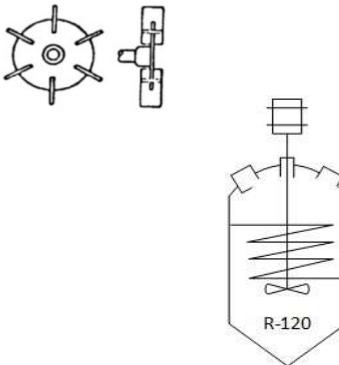
Asumsi : Jarak setiap lingkaran coil (hc) 2,0 in = 0,05 m

Total tinggi koil (Lc) = (nc-1)((hc+do)+do)

$$Lc = 5 \text{ in} = 0,12 \text{ m} \quad (\text{Memenuhi})$$

**Tabel C.18** Spesifikasi Reaktor Likuifikasi (R-120)

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Reaktor Likuifikasi (R-120)
Fungsi	Mengkonversikan pati menjadi dekstrin, dekstrosa dan maltosa dengan bantuan enzim $\alpha$ -amilase
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas dan bawah berbentuk dished head dilengkapi koil pendingin dan pengaduk
Bahan	Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Jenis Pengaduk	Flat six-blade turbine with disk
Kapasitas	6,9 m <sup>3</sup>
Jumlah	4 buah
Tinggi tangki	3,2 m
OD	72,0 in
ID	71,6 in
Tebal silinder ( $t_s$ )	0,2 in
Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	0,2 in
Tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ )	0,2 in
Tinggi silinder ( $H_s$ )	2,7 m
Tinggi tutup atas ( $H_d$ )	0,3 m
Tinggi tutup bawah ( $H_c$ )	0,2 m
Daya Pengaduk	2,0 hp
Jumlah lilitan coil	1 buah
Diameter coil	24,0 in
Jarak tiap lingkaran coil	2,0 in



## 10. REAKTOR SAKARIFIKASI (R-130)

Fungsi : Mengkonversi larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa dengan enzim glukoamilas

Bentuk : Silinder tegak dengan bagian tutup atas dishead head dan bagian bawah konis 160° , disertai koil pemanas & pengaduk.

Banyak tangki = 13 buah

Operasi = Batch

Waktu proses = 72 jam

Suhu operasi = 60 °C

Bahan Kontruksi : Stainless steel SA 240 grade M tipe 316

Viskositas air pada suhu 60 °C = 0,47 cp

Densitas air pada suhu 60 °C = 0,98 kg/L

(Geankoplis 3rd.edition, App.A.2)

$$f_s = \frac{\text{massa padatan dalam larutan}}{\text{massa air dalam larutan}} = \frac{2266,6}{4577,9} = 0,50$$

Tabel C.19 Komposisi dan Volume Larutan Dekstrosa

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	r (kg/L)	V (L)
Karbohidrat	26,29	0,00	1,59	1,56	16,82
Air	4577,85	0,67	1,00	0,98	4655,88
Protein	248,02	0,04	1,30	1,28	194,03
Lemak	125,17	0,02	0,91	0,89	139,89
Serat	50,99	0,01	1,31	1,29	39,59
Abu	27,81	0,00	2,42	2,38	11,69
CaCl <sub>2</sub>	0,42	0,00	2,15	2,11	0,20
a-amilase	1,38	0,00	1,25	1,23	1,12
Dekstrin	1,64	0,00	1,45	1,43	1,15
Maltose	214,27	0,03	1,54	1,51	141,51
Dekstrosa	1569,41	0,23	1,56	1,53	1023,18
HCl	0,01	0,00	1,27	1,25	0,01
Glukoamilase	1,17	0,00	1,20	1,18	0,99
<b>Total</b>	<b>6844,44</b>	<b>1,00</b>			<b>6226,07</b>

$$\mu_{\text{larutan}} (m_m) = \frac{(1+0,5f_s) \times m_l}{(1-f_s)^4} \quad (\text{Perry 4th,persamaan 3-98 hal 3-247})$$

$$= 9,00 \text{ cp} \quad = 0,01 \text{ lb/ft.s}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}}$$

$$= 1,10 \text{ kg/L} \quad = 1099,3 \text{ kg/m}^3 \quad = 68,48 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume flowrat} = 6226,07 \text{ L/jam} \quad = 6,23 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu proses (t)} = 72 \text{ jam}$$

$$\text{Banyak tangki (n)} = 13 \text{ buah}$$

Volume larutan dalam tangki

$$V = \frac{V \times t}{n} = 34,48 \text{ m}^3$$

$$= 34,48 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= 70\% \text{ Volume reaktor} \\ 34,48 &= 70\% \text{ Volume reaktor} \end{aligned}$$

$$\text{Volume reaktor} = 49,26 \text{ m}^3$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas standard dishead head dan tutup bawah conic

Ditetapkan : dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( Hs / 1,5 ) (Kusnarjo, 2010)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi x D^2 x H && (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\
 &= \frac{1}{4} \pi x D^2 x 1,5D &=& 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3 \\
 &= 1,18 \times D^3 \\
 \text{Volume konis} &= \frac{\pi x D^3}{24 \times \tan(0,5\alpha)} && (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\
 &= \frac{\pi x D^3}{24 \times \tan(0,5 \times 160^\circ)} &=& \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80^\circ} \\
 &= 0,02 \times D^3 \\
 \text{Volume tutup atas} &= 0,08 \times D^3 && (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\
 \text{Volume total} &= \text{volume silinder} + \text{volume konis} + \text{volume tutup atas} \\
 49,261 &= 1,18 \times D^3 + 0,02 \times D^3 + 0,08 \times D^3 \\
 49,261 &= 1,29 \times D^3 \\
 D^3 &= 38,328 \\
 D &= 3,37 \text{ m} &=& 132,74 \text{ in} \\
 \text{Standard diameter OD} &= 138 \text{ in} &=& 3,51 \text{ m} \\
 &&& (\text{Brownell \& Young, hal 90})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi bagian silinder (F)} &= 1,5 \times \text{OD} &=& 1,5 \times 138 \\
 &= 207 \text{ in} &=& 5,26 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi konis (Hc)} &= \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5\alpha)} \\
 &= \frac{138}{2 \times \tan 80^\circ} && (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\
 &= 12,167 \text{ in} &=& 0,31 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas (Hd)} &= 0,17 \text{ OD} && (\text{Kusnarjo, hal 8}) \\
 &= 23,32 \text{ in} &=& 0,59 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki (F)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + \text{tinggi konis (Hc)} + \text{tinggi tinggi tutup atas (Hd)} \\
 &= 5,26 + 0,31 + 0,59 \\
 &= 6,16 \text{ m} &=& 242,49 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol larutan dlm konis} &= \text{volume konis} &=& 0,02 \times \text{OD}^3 \\
 &= 0,99 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol larutan dlm silinder} &= \text{vol larutan dalam tangki} - \text{vol larutan dlm konis} \\
 &= 34,48 - 0,99 \\
 &= 33,49 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dlm silinder} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2} \\
 &= 3,47 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dlm tangki (Hb)} &= \text{tinggi larutan dlm silinder} + \text{tinggi larutan dlm konis} \\
 &= 3,78 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{bahan}} &= \rho_{\text{larutan glukosa}} \times g \times H_b \\
 &= 1099,3 \times 9,8 \times 3,78 \\
 &= 40737,01 \text{ N/m}^2 = 5,93 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

Asumsi : tekanan desain dilebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned}
 P_d &= 1,1 \times P_{\text{bahan}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 1,1 \times 5,93 + 14,7 \\
 P_d = P_i &= 22,69 \text{ psia} = 7,99 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$$f(\text{allowable stress value}) = 18750 \text{ (Tabel 13.1 Brownell & Young)}$$

$$E(\text{allowable efficiency}) = 80\% \text{ (Tabel 13.2 Brownell & Young)}$$

$$C(\text{corrosion factor}) = 2/16 \text{ (Kusnarjo, hal 14)}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{P_i \times \text{OD}}{2(f.E + 0,4 P_i)} + C \\
 &= \frac{22,69 \times 138}{2(18750 \times 0,8 + 0,4 \times 22,69)} + 2/16 \\
 &= 0,10 + 2/16 \\
 &= 0,23 \text{ in} = \frac{3,67}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tebal plate standard (diambil)} = 1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} - 2 t_{\text{silinder}}$$

$$138 = \text{ID} - 2 \times 0,25$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 137,50 \text{ in} = 3,49 \text{ m} \\
 &= 11,46 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah

#### Menentukan Tebal Tutup Atas ( $t_{head}$ )

$$\begin{aligned}
 OD &= 138 \text{ in} & icr &= 8 \frac{3}{8} \text{ in} \\
 r &= 132 \text{ in} & sf &= 2 \text{ in} \\
 t_{head} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{2(fE - 0,1\pi)} + C \\
 &= \frac{0,885}{2} \frac{x 22,69}{(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 22,69)} + \frac{2}{16} \\
 &= 0,09 + \frac{2}{16} \\
 &= 0,21 \text{ in} & = \frac{3,41}{16} \text{ in} \\
 & & & \\
 \text{Tebal dish head standar (diambil)} & = \frac{1}{4} \text{ in} & = 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$\begin{aligned}
 a &= 0,5 \times ID = 0,5 \times 137,50 = 68,8 \text{ in} \\
 AB &= 0,5 ID - icr = 68,75 - 8,38 = 60,4 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 132 - 8,38 = 123,6 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 132 - 107,88 = 24,1 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (\sqrt{15283} - \sqrt{3645,1})^{1/2} \\
 &= 107,88 \text{ in} \\
 OA &= t + b + sf = 0,25 + 24,12 + 2 \\
 &= 26,37 \text{ in} \\
 \text{Blank diameter (ketebalan < 1 in)} & = OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr) \\
 &= 138 + 3,29 + \frac{4}{4} + 5,58 \\
 &= 150,87 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )

Tutup bawah berbentuk konis  $\alpha = 160^\circ$

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{P_i \cdot OD}{2(fE - 0,6 P_i) \cos(0,5 \alpha)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 24}) \\
 &= \frac{22,69}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 21,90) \cos 80^\circ} + \frac{1}{8} \\
 &= 0,08 \text{ in} & = \frac{1,29}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal standard tutup bawah =  $\frac{3}{16}$  in = 0,005 m

(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)

#### Menentukan Diameter Nozzle

### Nozzle inlet larutan dekstrin

$$\text{Viskositas lar. Dekstrin} : 3,94 \text{ cp} = 0,003 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Laju alir larutan dekstrin} = 6841 \text{ kg/jam}$$

$$6,40 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,06 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Densitas larutan dekstrin} = 1068,1 \text{ kg/m}^3 = 66,68 \text{ lb/ft}^3$$

Asumsi aliran laminer, dari nomograph fig. 14-2 Peters & Timmerhaus, hal. 498 didapatkan :

$$\text{Diameter optimum bagian dalam pipa (Di, c)} = 1,4 \text{ in}$$

Ditetapkan diameter nominal pipa 1 1/2 in scl 80 : (*Geankoplis 3rd.edition, App.A.5*)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1,90 \text{ in} \\ \text{ID} &= 1,50 \text{ in} = 0,04 \text{ m} \\ \text{A} &= 1,77 \text{ in}^2 = 0,01 \text{ ft}^2 \quad 0,001 \text{ m}^2 \\ v &= \frac{0,002 \text{ m}^3/\text{s}}{0,001 \text{ m}^2} = 1,6 \text{ m/s} \\ \text{Nre} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= \frac{1068 \times 0,04 \times 1,6}{0,004} \\ &= 161,44 \quad (\text{Laminer}) \end{aligned}$$

### Nozzle inlet glukoamilase

$$\begin{aligned} \text{Laju alir glukoamilase} : 140,81 \text{ kg/jam} \\ 0,12 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,07 \text{ ft}^3/\text{min} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas glukoamilase} : 1200 \text{ kg/m}^3 = 74,76 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Asumsi : aliran turbulen Viskositas glukoamilase} : 2 \text{ cp}$$

Dari nomograph fig. 14-2 Peters & Timmerhaus, hal. 498 didapatkan :

$$\text{Diameter optimum bagian dalam pipa (Di, c)} = 0,3 \text{ in}$$

Ditetapkan diameter nominal nozzle pipa 1/4 in scl (*Geankoplis 3rd.edition, App.A.5*)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 0,54 \text{ in} \\ \text{ID} &= 0,30 \text{ in} \\ \text{Nre} = 3241 & \quad \text{Nre} > 2100, \text{ maka asumsi awal benar bahwa aliran turbulen.} \end{aligned}$$

### Nozzle inlet larutan HCl

$$\begin{aligned} \text{Laju alir larutan HCl} : 2,50 \text{ kg/jam} \\ 0,003 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00002 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi : aliran laminer Viskositas larutan HCl} : 0,8105 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned} \text{Di, opt} &= 3,0 \times qf^{0,36} \times \mu^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\ &= 3,0 \times 0,02 \times 0,96 \\ &= 0,06 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal (pipa 1/8 in sch 80) : (*Geankoplis 3rd.edition, App.A.5*)

$$\begin{aligned} OD &= 0,41 \text{ in} \\ ID &= 0,22 \text{ in} = 0,02 \text{ ft} \\ A &= 0,0003 \text{ ft}^2 \\ \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{0,00002}{0,0003} \\ &= 0,10 \text{ ft/s} \\ Nre &= \frac{r D v}{m} \\ &= \frac{62,06 \times 0,02 \times 0,1}{0,0005} \\ &= 199,20 \quad (\text{Laminer}) \end{aligned}$$

### Nozzle outlet larutan dekstrosa

$$\begin{aligned} \text{Laju alir larutan dekstro:} &= 6844 \text{ kg/jam} \\ &= 6,23 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,06 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \text{Densitas larutan deskstro:} &= 1099,3 \text{ kg/m}^3 = 68,48 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Viskositas lar dekstrosa} &= 9 \text{ cp} = 0,006 \text{ lb.ft.s} \end{aligned}$$

Asumsi : aliran turbulen, dari nomograph fig. 14-2 Peters & Timmerhaus, hal. 498 didapatkan

Diameter optimum bagian dalam pipa ( $D_1$ ,  $c = 1,7$  in

Ditetapkan diameter nominal pipa 2 in sch 80 : (*Geankoplis 3rd.edition, App.A.5*)

$$\begin{aligned} OD &= 2,38 \text{ in} \\ ID &= 1,94 \text{ in} = 0,16 \text{ ft} \\ A &= 0,02 \text{ ft}^2 \\ \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{0,06}{0,02} \\ &= 2,98 \text{ ft/s} \\ Nre &= \frac{r D v}{m} = \frac{68,48 \times 0,16 \times 2,98}{0,006} \\ &= 5451,9 \quad Nre > 2100, \text{ asumsi awal benar bahwa aliran turbulen.} \end{aligned}$$

### Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*.

Jumlah baffle 4 buah (*Geankoplis 4th ed, 158*)

$$\begin{aligned} Da/Dt &= 0,20 & Da &= 0,70 \text{ m} = 2,29 \text{ ft} \\ W/Da &= 0,20 & W &= 0,14 \text{ m} & N &= 60 \\ L/Da &= 0,25 & L &= 0,17 \text{ m} & rpm &= 1,000 \text{ rps} \\ C/Dt &= 0,33 & C &= 1,16 \text{ m} & J &= 0,29 \text{ m} \\ Dt/J &= 12 \end{aligned}$$

Dimana,

Da : diameter agitator                              C : jarak pengaduk dari dasar tangki  
 Dt : diameter tangki                              J : lebar baffle  
 W : lebar pengaduk                              N : kecepatan putar

L : panjang daun pengaduk

$$N_{re} = \frac{Da^2Nr}{m} = 59588$$

Dari figure 3.4-5 Geankoplis didapat Np = 4,0

$$P = Np r N^3 Da^5 = 731 \text{ J/s} = 0,73 \text{ kW}$$

$$= 0,98 \text{ hp} \approx 1,0 \text{ hp}$$

#### Perhitungan coil pemanas

Suhu umpan / larutan pa (T<sub>1</sub>) = 60 °C = 140 °F

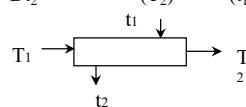
Suhu produk (T<sub>2</sub>) = 60 °C = 140 °F

Suhu steam masuk (t<sub>1</sub>) = 30 °C = 86 °F

Suhu steam keluar (t<sub>2</sub>) = 45 °C = 113 °F

$$D_{t1} = (T_1) - (t_1) = 27 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$D_{t2} = (T_2) - (t_2) = 54 \text{ } ^\circ\text{F}$$



##### a. Neraca energi

$$Q \text{ diserap steam} = 207270,89 \text{ kJ/jam}$$

$$= 196465,30 \text{ btu/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air steam} = 3302,33 \text{ kg/jam}$$

##### b. LMTD

$$D_{t_{LMTD}} = \frac{(D_{t1}-D_{t2})}{\ln(D_{t1}/D_{t2})} = 39,0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

##### c. Temperatur kalorik

$$T_c = \frac{140 + 140}{2} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{86 + 113}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

##### d. Perhitungan coil

$$\text{Panjang agitator} = L = 0,17 \text{ m} = 0,57 \text{ ft}$$

$$N = 60 \text{ rpm} = 3600 \text{ rph}$$

Diameter pipa : 6 in sch 80

$$ID = 5,76 \text{ in} = 0,48 \text{ ft}$$

$$OD = 6,63 \text{ in}$$

$$a' = 26,1 \text{ in}^2 = 0,181 \text{ ft}^2 \quad (\text{Kern, Table 11 hal 844})$$

$$\begin{aligned}
a'' &= 1,73 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
r_{\text{air}} &= 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,03 \text{ lbm/ft}^3 \\
r_{\text{lar}} &= 68,48 \text{ lbm/ft}^3 \\
m &= 0,006 \text{ lb/ft.s} = 21,77 \text{ lb/ft.hr} \\
m_{\text{air}} &= 1,13 \text{ lb/ft.hr} \\
k &= 0,9 \times k_{\text{air}} \\
k &= 0,30 \text{ Btu/hr.ft}^2.(F/ft) \quad (\text{Kern, Table 4 hal 800}) \\
cp &= 1 \text{ Btu/lb.F} \\
ID_{\text{tangki}} &= 11,46 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Bagian bejana :

$$\begin{aligned}
Nre_b = \frac{Dp^2 \cdot N \cdot \rho}{m \cdot 2,42} &= \frac{3,82}{21,77} \times \frac{3600}{x} \times \frac{68,48}{2,42} \\
&= 43245,39
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
j &= 350 \quad (\text{Kern, Fig.20.2 hal 718}) \\
[\text{cm}/\text{k}]^{1/3} &= 4,19
\end{aligned}$$

$$\text{Asumsi } [m/m_w] = 1$$

$$\begin{aligned}
h_o &= j \cdot (k/ID) \cdot [c.m/k]^{1/3} \cdot [m/mw]^{0,14} \\
&= 37,89 \text{ Btu/hr.ft}^2.F
\end{aligned}$$

Bagian coil (steam) :

$$Gt = \frac{M/a'}{0,2} = \frac{7265,1}{\text{ft}^2} \text{ lb/jam} = 40083,48 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$Nre = \frac{Dp \cdot Gt}{m \cdot 2,42} = \frac{0,48}{1,13} \times \frac{40083}{2,42} = 7012$$

$$j = 300$$

$$v = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho} = \frac{40083,48}{3600 \times 62,03} = 0,2 \text{ ft/s}$$

$$h_i = 300 \times 4,19 = 1257 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$

$$h_{io} = h_i \cdot (di/do) = 1257 \times \frac{5,8}{6,6} = 1093 \text{ Btu/jam.ft}^2.F$$

Heat transfer coefficient pipa dalam keadaan bersih (Uc) :

$$U_c = (h_{io} \cdot h_o) / (h_{io} + h_o)$$

Heat transfer coefficient yang dibutuhkan desain (Ud) :

$$= 36,62 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

Ditetapkan Rd = 0,001

$$Rd = (U_c - Ud) / (U_c \cdot Ud)$$

$$0,001 = \frac{36,62 - Ud}{36,62 \times Ud}$$

$$Ud = 35,33 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

$$Q = 207270,89 \text{ kJ/jam} = 196465,30 \text{ btu/jam}$$

Luas perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Q}{Ud \times Dt} = 142,76 \text{ ft}^2$$

Panjang koil (L)

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{142,76}{1,73} = 82,33 \text{ ft}$$

Asumsi diameter coil (Dc) :

$$\begin{aligned} Dc &= 5,0 \text{ ft} = 60 \text{ in} \\ nc &= \frac{L}{\pi \cdot Dc} = \frac{82,33}{3,14 \times 5,0} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah lilitan coil (nc)} : = 5,2 \approx 5 \text{ buah}$$

Asumsi jarak setiap lingkaran coil 10,0 in

$$Lc = (nc-1)((hc+do)+do)$$

$$Lc = 98,7 \text{ in} = 2,51 \text{ m} \quad (\text{Memenuhi})$$

**Tabel C.20** Spesifikasi Reaktor Sakarifikasi (R-130)

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Reaktor Sakarifikasi (R-130)
Fungsi	Mengkonversi larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa dengan bantuan enzim glukoamilase
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan bagian tutup atas disebut head dan bagian bawah konis 160o dilengkapi koil pemanas dan pengaduk
Bahan	<i>Stainless steel SA 240 grade M tipe 316</i>
Kapasitas	49,3 m <sup>3</sup> = 1739,6 ft <sup>3</sup> = 13014 gal
Jumlah	13 buah
Tinggi tangki	6,2 m = 20,21 ft
OD	138 in
ID	137,5 in
Dimensi	
Tebal silinder (t <sub>s</sub> )	1/4 in
Tebal tutup atas (t <sub>ha</sub> )	1/4 in
Tebal tutup bawah (t <sub>hb</sub> )	1/4 in
Tinggi silinder (H <sub>s</sub> )	5,3 m
Tinggi tutup atas (H <sub>d</sub> )	0,6 m
Tinggi tutup bawah (H <sub>c</sub> )	0,3 m
Jenis Pengaduk	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>

## 11. COMPRESSOR (G-213)

Fungsi : Menaikkan tekanan feed gas hidrogen masuk reaktor hidrogenasi katalitik (R-210) dengan tekanan 80 atm

Type : Centrifugal Kompressor

### Kondisi Operasi

Suhu Masuk (Ts) = 30 C = 86 F = 303,2 K

Suhu Keluar (Td) = 140 C = 284 F

Tekanan Masuk (Ps) = 14 atm = 205,7 psia

Tekanan Keluar (Pc) = 80 atm = 1176 psia

Rate massa = 329,07 kg/jam

Rate mol = 163,2 kmol/jam

density H<sub>2</sub> = 0,09 kg/m<sup>3</sup>

Volume = 3656,34 m<sup>3</sup>/jam

Rasio Spesifik Heat mix = 1,4 (K = Cp/ Cv)

### Penentuan Jumlah stages

Penentuan jumlah stage dari ludwig Vol. 3, berdasarkan Pout dipilih *Centrifugal Compressor hal.369*

### Rasio Kompresi (Rc)

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad \text{Robin Smith (B.47)}$$

#### a. Overall stages

N = 2 stages

Rc = 2,39

## B. Kapasitas Power (BHP)

### 1. Kapasitas Volume

Menghitung bhp/MMSCFD menggunakan persamaan (12-27), *Ludwig vol III*

$$bhp = [bhp/MMCD] \times (\text{Kapasitas}/[10]^6)$$

dimana : bhp = brake horse power

MMSCFD = Million Metric Standard Cubic Feet per 24 hour day, yaitu kapasitas inlet pada kondisi 14,4 psia dan suction temperatur = 86 °F

Dengan nilai Rc = 2,39 , k = 1,4

Dari fig. 12-21A, *Ludwig vol III* diperoleh nilai bhp/MMSCFD = 121,8

### Menghitung temperatur keluar kompresor

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/kN_s} \quad (\text{Peter & Timmerhaus page 525})$$

$$T_d = 388,9 \text{ K} = 115,7 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

### Perhitungan Tekanan Setiap Stage

Pressure drop untuk gas = 1 psia = 0,07 atm

a) Stage pertama

$$\begin{aligned} Ps &= 14 \text{ atm} \\ Pd &= 33,466 + 0,034 = 33,5 \text{ atm} \\ Rc &= \frac{33,500}{14} \\ &= 2,39 \end{aligned}$$

b) Stage kedua

$$\begin{aligned} Ps &= 33,5 \text{ atm} \\ Pd &= 33,5 \times 2,39 = 80,163 \text{ atm} \\ Rc &= \frac{80,163}{33,5} \\ &= 2,39 \end{aligned}$$

### Menghitung temperatur keluar pada tiap stage

a) Stage pertama

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k N_s}$$

$$T_2 = 343,391 \text{ K} = 70,2 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

b) Stage kedua

$$T_2 = 388,974 \text{ K} = 115,8 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

### Menghitung kapasitas inlet gas H<sub>2</sub>

$$\begin{aligned} \text{Volume 1 gmol gas pada } 140 \text{ }^{\circ}\text{C}, 14 \text{ atm} &= 22,4 \text{ L} \times \frac{1 \text{ bar}}{14,19 \text{ bar}} \times \frac{303 \text{ K}}{273 \text{ K}} \\ &= 1,7526 \text{ liter} \end{aligned}$$

$$\text{Rate mol} = 163,2 \text{ kgmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume gas} &= 1,7526 \text{ lt} \times 163,2 \text{ kgmol/jam} \times 1000 \\ &= 286076,3 \text{ liter/jam (pada } 140 \text{ }^{\circ}\text{C, 14 atm)} \\ &= 242463,3 \text{ CFD (Cubic Feet per day)} \end{aligned}$$

karena nilai bhp/MMSCFD yang diperoleh berdasarkan kondisi 14.4 psia dan suction temperatur 86 °F maka :

$$V_1 = V_o \left( \frac{T_1}{T_o} \right) \left( \frac{P}{P_1} \right)$$

dimana  $P = 14.4$  psia

$$\text{Volume gas} = 242463,3 \text{ CFD} \times \frac{86}{86} \frac{\text{°F}}{\text{°F}} \times \frac{14,4 \text{ psia}}{206 \text{ psia}}$$

$$= 16970 \text{ CFD}$$

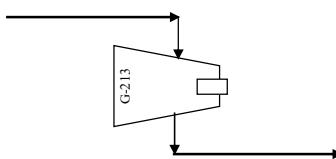
$$\begin{aligned} \text{bhp} &= (\text{bhp/MMCSFD}) \text{ dari grafik x (Volume gas/10}^6\text{)} \\ &= 121,8 \times (16970 / 10^6) \\ &= 2,067 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi ditentukan = 95% (fig. 12-21A, Ludwig vol III)

$$\begin{aligned} \text{Sehingga daya kompresor} &= W / \text{Efisiensi} \\ &= 2,07 / 95\% \\ &= 2,18 \text{ hp} \approx 2,50 \text{ hp} \\ &= 1,62 \text{ kW} \end{aligned}$$

**Tabel C.21 Spesifikasi Compressor (G-213)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama/Nomor Alat	Compressor (G-213)
Fungsi	Menaikkan tekanan feed gas hidrogen masuk reaktor hidrogenasi katalitik (R-210)
Bentuk / Tipe	Centrifugal Kompressor
Bahan Impeller	High-Strength Titanium Alloy grade 5
Kapasitas	3656 $\text{m}^3/\text{jam}$
Jumlah	1 buah
Kondisi Operasi	
Inlet	14 atm 30 °C
Outlet	80 atm 115,7 °C
Efisiensi	95%
Daya	2,5 hp



## 12. TANGKI PENAMPUNG HIDROGEN (F-214)

Fungsi : Menyimpan *feedstock* gas hidrogen untuk digunakan sebagai reaktan dalam reaksi hidrogenasi katalitik

Kondisi operasi :

$$P \text{ operasi} = 12,73 \text{ atm}$$

$$P \text{ desain} = 1,1 \times P \text{ operasi}$$

$$P \text{ desain} = 14,0 \text{ atm}$$

Kapasitas penyimpanan gas ditetapkan untuk = 7 hari

$$\text{Laju alir massa H}_2 = 329,07 \text{ kg/jam}$$

$$\text{BM Hidrogen} = 2,016 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned}\rho \text{ Hidrogen} &= 0,06948 \text{ g/cm}^3 = 69,48 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Vol gas} &= \frac{329 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 7 \text{ hari}}{69,48 \text{ kg/m}^3} \\ &= 795,68 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Tangki untuk gas berbentuk bola (*Spherical*)

$$V_{\max} = 15000 \text{ m}^3/\text{tangki} \quad (\text{Ulrich, Tabel 4-27, Hal 249})$$

$$V = \frac{\pi D^3}{6} = 795,68 \text{ m}^3$$

$$D^3 = 1519,03 \text{ m}$$

$$D = 11,50 \text{ m}$$

$$D_{\max} = 30 \text{ m} \quad (\text{Ulrich, Tabel 4-27, hal. 249})$$

**Perhitungan tebal bejana (Ulrich) =**

$$P = 205,74 \text{ psi}$$

$$D = 11,50 \text{ m} = 452,57 \text{ in}$$

$$R = D/2 = 226,29 \text{ in}$$

Untuk hastelloy C-22

$$f = 111000 \text{ psi}$$

$$c = 3 \text{ mm} = 0,118 \text{ in}$$

Dari persamaan 4-115      (*Ulrich, hal 250*)

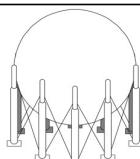
$$t_s = \frac{P \times R}{(1,8 f - 0,2 P)} + C$$

$$t_s = \frac{205,74}{1,8 \times 111000} \times \frac{226,29}{0,2 \times 206} + 0,118$$

$$t_s = 0,351 \text{ in}$$

**Tabel C.22 Spesifikasi Tangki Penampung Hidrogen (F-214)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Tangki Penampung Hidrogen (F-214)
Fungsi	Menyimpan <i>feedstock</i> gas hidrogen untuk digunakan sebagai reaktan dalam reaksi hidrogenasi katalitik.
Bentuk bejana	<i>Spherical</i>
Bahan konstruksi	Hastelloy C22
Jumlah	1 buah
Diameter bejana	11,495 m <sup>3</sup>
Tebal bejana	0,351 in
Volume bejana	795,680 m <sup>3</sup>



### 13. REAKTOR HIDROGENASI (R-210)

Fungsi : Mengkonversi larutan dekstrosa menjadi sorbitol melalui reaksi hidrogenasi dan bantuan katalis raney nickel

Bentuk : silinder tegak dengan bagian tutup atas dishead head dan bagian bawah konis 160° ,dengan pengaduk, koil pemanas dan kontaktor gas.

Banyak tangki = 2 buah

Operasi = Batch

suhu operasi = 130 °C 266 F

waktu proses = 3 jam

Tekanan operasi = 70 atm

Bahan Kontruksi = Stainless steel SA-182 tipe 310 grade F310

Viskositas air pada suhu 130 °C = 0,2238 cp (*Geankoplis A.2-4 hal 855*)

Densitas air pada suhu 130 °C = 0,935 kg/L (*Geankoplis A.2-3 hal 855*)

**Tabel C.23 Komposisi dan Volume Larutan Sorbitol**

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	ρ(kg/L)	V (L)
Air	5615,898	0,76	1,00	0,935	6004,38
Pati	0,013	0,000002	1,00	0,935	0,01
Dekstrin	1,627	0,000219	1,45	1,356	1,20
Maltose	5,460	0,000734	1,54	1,440	3,79
Dekstrosa	47,924	0,006447	1,56	1,459	32,85
Nikel alloy	31,074	0,0041801	8,90	8,324	3,73
Al2O3	1,295	0,000174	3,95	3,694	0,35
Sorbitol	1522,637	0,204826	1,12	1,047	1454,84
Maltitol	207,884	0,027965	1,49	1,393	149,27
Total	7433,812	1			7650,426

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= 0,972 \text{ kg/L} = 971,686 \text{ kg/m}^3 \\ &= 60,66 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

viskositas larutan (μ) T = 130°C = 8,26 cp (*Kearsley & Dziedzic, 1995*)  
0,006 lb/ft.s

Volume lar. = 7650,426 L / Hidrogenasi cycle time  
= 7,650 m³ / Hidrogenasi cycle time

Waktu (t) = 3 jam

Volume larutan dalam reaktor

$$\begin{aligned} V &= \frac{V \times t}{\text{Jumlah tangki}} \\ &= 11,48 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam reaktor} &= 70\% \times \text{Volume total tangki} \\ 11,476 \text{ m}^3 &= 70\% \times \text{Volume total tangki} \\ \text{Volume total tangki} &= 16,394 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas standar dishead dan tutup bawah conical.  
Ditetapkan : dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( $H_s / D$ ) = 1,5 (Kusnarjo, 2010)

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\ &= 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3 \\ &= 1,178 \times D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5 \times 160^\circ)} \\ &= \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 80^\circ} \\ &= 0,023 \times D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,085 \times D^3 \quad (\text{Kusnarjo, hal 7})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{volume silinder} + \text{volume konis} + \text{volume tutup atas} \\ 16,3938 &= 1,178 \times D^3 + 0,023 \times D^3 + 0,085 \times D^3 \\ 16,394 &= 1,285 \times D^3 \\ D^3 &= 12,76 \\ D &= 2,336 \text{ m} = 92,0 \text{ in} \\ \text{standard diameter OD} &= 96 \text{ in} = 2,44 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, hal 90)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times \text{OD} \\ &= 1,5 \times 96 \\ &= 144 \text{ in} = 3,7 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi konis (Hc)} &= \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= \frac{96}{2 \times \tan 80^\circ} \\ &= 8,46 \text{ in} = 0,215 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung bagian dished head (tutup atas) :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas (Hd)} &= 0,169 \quad \text{OD} \quad (\text{Kusnarjo, hal 8}) \\ &= 16,22 \quad \text{in} \quad = 0,412 \quad \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + \text{tinggi konis (Hc)} + \text{tinggi tutup} \\ &\quad \text{atas (Hd)} \\ &= 3,7 \quad + \quad 0,215 \quad + \quad 0,412 \\ &= 4,28 \quad \text{m} \\ &= 169 \quad \text{in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{vol larutan dlm konis} &= \text{volume konis} \\ &= 0,023 \times \text{OD}^3 \\ &= 0,334 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{vol larutan dlm silinder} &= \text{vol larutan dalam tangki} - \text{vol larutan dlm konis} \\ &= 11,476 \quad - \quad 0,334 \\ &= 11,141 \quad \text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi larutan dlm silinder} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2} \\ &= 2,387 \quad \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi larutan dlm tangki (H)} &= \text{tinggi larutan dlm silinder} + \text{tinggi larutan dalam konis} \\ &= 2,602 \quad \text{m} \end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} P \text{ bahan} &= \rho_{\text{larutan sorbitol}} \times g \times H_b \\ &= 972 \times 9,8 \times 2,602 \\ &= 24777,34 \quad \text{N/m}^2 \quad = 3,594 \quad \text{psia} \end{aligned}$$

$$P \text{ operasi} = 70 \quad \text{atm} = 1029 \quad \text{psia}$$

Asumsi : tekanan desain dilebihlukkan sebesar 10%

$$\begin{aligned} P_d &= 1,1 \times P \text{ bahan} + P \text{ operasi} \\ &= 1,1 \times 3,59 + 1029 \\ P_d &= P_i = 1135,85 \quad \text{psia} = 1121 \quad \text{psig} \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$$f \text{ (allowable stress value)} = 23750 \quad (\text{Appendix D Brownell \& Young})$$

$$E \text{ (allowable efficiency)} = 80\% \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young})$$

$$C \text{ (corrosion factor)} = 2/16 \quad (\text{Kusnarjo, hal 14})$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{\pi \times OD}{2(f.E + 0,4 \pi)} + C \\
 &= \frac{1135,85 \times 96}{2(23750 \times 0,8 + 0,4 \times 1135,85)} + 1/8 \\
 &= 2,803 + 1/8 \\
 &= 2,928 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tebal plate standard (diambil)} &= 3 \text{ in} && (\text{Brownell \& Young, tabel 5.7, hal 90}) \\
 &= 3 \text{ in} \\
 OD &= ID - 2t_{\text{silinder}} \\
 96 &= ID - 2 \times 3 \\
 ID &= 90 \text{ in} = 2,29 \text{ m} \\
 &= 7,50 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah

#### Menentukan Tebal Tutup Atas ( $t_{\text{ha}}$ )

$$\begin{aligned}
 OD &= 96 \text{ in} \\
 r &= 78 \text{ in} \\
 icr &= 4 \frac{3}{4} \text{ in} \\
 sf &= 8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{2(f.E - 0,1\pi)} + C \\
 t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times 1136 \times 78}{2(23750 \times 0,8 - 0,1 \times 1136)} + 1/8 \\
 t_{\text{head}} &= 2,076 + 1/8 \\
 t_{\text{head}} &= 2,201 \text{ in} = \frac{6,602}{3} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{tebal dish head standar (diambil)} = 2 \frac{1}{3} \text{ in} = 0,059182 \text{ m}$$

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$\begin{aligned}
 a &= 0,5 \times ID = 0,5 \times 90,0 = 45,00 \text{ in} \\
 AB &= 0,5 ID - icr = 45 - 4,750 = 40,25 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 78 - 4,750 = 73,25 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 78 - 61,2 = 16,80 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (\ 5365,6 - 1620,1 \ )^{1/2} \\
 &= 61,20 \text{ in} \\
 OA &= t + b + sf = 2,33 + 16,80 + 8 \\
 &= 27,13 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Blank diameter (ketebalan < 1 in)} &= OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr) \\
 &= 96 + 2,29 + 16 + 3,17
 \end{aligned}$$

$$= 117,45 \text{ in}$$

### Menentukan Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )

Tutup bawah berbentuk konis  $\alpha = 160^\circ$

$$\begin{aligned} t_{hb} &= \frac{P_i \cdot OD}{2(fE - 0,6 P_i) \cos(0,5\alpha)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 24}) \\ &= \frac{1135,853}{2(23750 \times 0,8 - 0,6 \times 20,645) \cos 80^\circ} \times \frac{78}{16} + 2/16 \\ &= 0,11 \text{ in} = \frac{1,68}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal standard tutup bawah} = \frac{5/16}{in} = 0,01 \text{ m}$$

(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)

### Menentukan Diameter Nozzle

nozzle inlet larutan glukosa

Tabel C.24 Komposisi dan Volume Larutan Glukosa

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	r (kg/L)	V (L)
Air	5551,160	0,76	1,00	1,00	5551,160
Pati	0,013	0,00	1,00	1,00	0,013
Dekstrin	1,627	0,00	1,45	1,45	1,122
Maltose	212,127	0,03	1,54	1,54	137,745
Dekstrosa	1553,711	0,21	1,56	1,56	995,969
Total	7318,638	1,00			6686,008

$$\begin{aligned} \text{laju alir lar. glukosa masuk} &= 7319 \text{ kg/jam} \\ &\quad 6,686 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0656 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{densitas lar. glukosa masuk} = 1094,6 \text{ kg/m}^3 = 68,3374 \text{ lb/ft}^3$$

Asumsi aliran turbulen, dari Timmerhaus, Eq.15, hal. 496 didapatkan :

Menghitung diameter nozzle :

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times r^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\ &= 3,9 \times 0,293 \times 1,7318 \\ &= 1,982 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal (pipa 2 in sch 80) : (Geankoplis 3rd.edition, App.2)

$$OD = 2,375 \text{ in}$$

$$ID = 1,939 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$$

$$A = 2,951 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2 = 0,002 \text{ m}^2$$

$$m = 1,970 \text{ cp} \quad (\text{Hull, Appendix D})$$

$$v = \frac{0,0018572}{0,001903} \frac{\text{m}^3/\text{s}}{\text{m}^2} = 0,976 \text{ m/s}$$

$$Nre = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 497})$$

$$= \frac{1095 \times 0,05 \times 0,976}{0,001970} \\ = 26712,756 \text{ (Turbulen)}$$

Nre > 2100, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar

#### nozzle inlet katalis raney nickel

laju alir katalis :	64,738 kg/jam			
	0,0506 m <sup>3</sup> /jam	=	0,030 ft <sup>3</sup> /min	
densitas katalis :	1280 kg/m <sup>3</sup>	=	79,74 lb/ft <sup>3</sup>	
viskositas katalis:	4,2 cp	=	0,00282 lb/ft.s	

Asumsi aliran laminer, dari Timmerhaus, Eq.16, hal. 496 didapatkan :

Menghitung diameter nozzle :

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,0 \times q_f^{0,36} \times m_c^{0,18} && (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\ &= 3,0 \times 0,2822 && \times 1,2947 \\ &= 1,096 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal (pipa 1 in sch 80) : (Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)

$$\begin{aligned} OD &= 1,215 \text{ in} \\ ID &= 0,957 \text{ in} = 0,024 \text{ m} \\ A &= 0,719 \text{ in}^2 = 0,0050 \text{ ft}^2 \quad 0,000460 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$v = \frac{0,0000140 \text{ m}^3/\text{s}}{0,000460 \text{ m}^2} = 0,031 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} && (\text{Timmerhaus 4th, hal 497}) \\ &= \frac{1280 \times 0,02 \times 0,031}{0,004200} \\ &= 226,185 \text{ (laminer)} \end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal bahwa aliran laminer benar

#### nozzle inlet gas hidrogen

laju alir gas =	329,071 kg/jam			
	= 4,736 m <sup>3</sup> /jam	=	0,046 ft <sup>3</sup> /s	
densitas gas =	69,480 kg/m <sup>3</sup>	=	4,3 lb/ft <sup>3</sup>	

Asumsi aliran turbulen, dari Timmerhaus, Eq.15, hal. 496 didapatkan :

Menghitung diameter nozzle :

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times r^{0,13} && (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\ &= 3,9 \times 0,2513 && \times 1,2098 \\ &= 1,186 \text{ in} \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal (pipa 1 1/4 in sch 80) : (Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)

$$\begin{aligned} OD &= 1,660 \text{ in} \\ ID &= 1,278 \text{ in} = 0,03 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
A &= 1,282 \text{ in}^2 = 0,0089 \text{ ft}^2 = 0,00083 \text{ m}^2 \\
m &= 0,011 \text{ cp} \\
v &= \frac{0,0013156 \text{ m}^3/\text{s}}{0,000827 \text{ m}^2} = 1,59 \text{ m/s} \\
Nre &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 497}) \\
&= \frac{69 \times 0,03 \times 1,59}{0,000011} \\
&= 331194,539 \text{ (Turbulen)}
\end{aligned}$$

Nre > 2100, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar

#### nozzle outlet larutan sorbitol

$$\begin{aligned}
\text{laju alir lar. sorbitol keluar} &= 7434 \text{ kg/jam} \\
&\quad 7,650 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0750 \text{ ft}^3/\text{s} \\
\text{densitas lar. sorbitol keluar} &= 971,7 \text{ kg/m}^3 = 60,6610 \text{ lb/ft}^3
\end{aligned}$$

Asumsi aliran turbulen, dari Timmerhaus, Eq.15, hal. 496 didapatkan :

Menghitung diameter nozzle :

$$\begin{aligned}
D_{i,\text{opt}} &= 3,9 \times q_f^{0,45} \times r^{0,13} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\
&= 3,9 \times 0,3118 \times 1,7052 \\
&= 2,074 \text{ in}
\end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal (pipa 2 in sch 80) : *(Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)*

$$\begin{aligned}
OD &= 2,375 \text{ in} \\
ID &= 1,939 \text{ in} = 0,05 \text{ m} \\
A &= 2,951 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2 = 0,00190 \text{ m}^2 \\
m &= 0,011 \text{ cp} \\
v &= \frac{0,0021251 \text{ m}^3/\text{s}}{0,001903 \text{ m}^2} = 1,117 \text{ m/s} \\
Nre &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 497}) \\
&= \frac{972 \times 0,05 \times 1,117}{0,008260} \\
&= 6471,221 \text{ (Turbulen)}
\end{aligned}$$

Nre > 2100, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar

#### Menentukan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

Jumlah baffle 4 buah *(Geankoplis 4th ed, 158)*

$$\begin{aligned}
Da/Dt &= 0,40 & Da &= 0,935 \text{ m} = 3,07 \text{ ft} \\
W/Da &= 0,20 & W &= 0,187 \text{ m} \\
L/Da &= 0,25 & L &= 0,234 \text{ m} \\
C/Dt &= 0,33 & C &= 0,779 \text{ m} \\
Dt/J &= 12 & J &= 0,195 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$N = 30 \text{ rpm} = 0,50 \text{ rps}$$

dimana,

$D_a$  : diameter agitator

$D_t$  : diameter tangki

$W$  : lebar pengaduk

$L$  : panjang daun pengaduk

$C$  : jarak pengaduk dari dasar tangki

$J$  : lebar baffle

$N$  : kecepatan putar

$$N_{re} = \frac{D_a^2 N_r}{m} = 51376$$

dari figure 3.4-5 hal 159 Geankoplis didapat

$$N_p = 5$$

$$\begin{aligned} \text{Daya (P)} &= N_p r N^3 D_a^5 = 433 \text{ J/s} = 0,43 \text{ kW} \\ &= 0,58 \text{ hp} \approx 1 \text{ hp} \end{aligned}$$

#### Menghitung koil pemanas

$$\text{Suhu umpan/ larutan glukosa} \quad t_1 = 52 \text{ }^\circ\text{C} = 125 \text{ }^\circ\text{F}$$

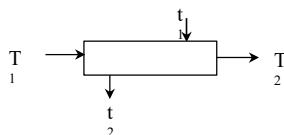
$$\text{Suhu produk / larutan sorbitol} \quad t_2 = 130 \text{ }^\circ\text{C} = 266 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam masuk} \quad T_1 = 145 \text{ }^\circ\text{C} = 293 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam keluar} \quad T_2 = 145 \text{ }^\circ\text{C} = 293 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$D_{t1} = (t_1) - (T_2) = 168 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$D_{t2} = (t_2) - (T_1) = 27 \text{ }^\circ\text{F}$$



a. Neraca energi

$$Q \text{ (panas yang dibutuhkan)} = 2173845,42 \text{ kJ/jam}$$

$$= 2060516,98 \text{ Btu/jam}$$

$$m_{steam} = 1020,74 \text{ kg}$$

b. LMTD

$$D_{t_{LMTD}} = \frac{(D_{t1}-D_{t2})}{\ln(D_{t1}/D_{t2})} = 77,2$$

#### Perhitungan coil

Coil yang digunakan yaitu jenis tube coil

$$\text{Diameter agitator} = 0,93 \text{ m} = 3,07 \text{ ft}$$

$$N = 30 \text{ rpm} = 1800 \text{ rph}$$

Digunakan diameter pipa 10 in sch 80 (kern, tabel 11)

$$OD = 10,75$$

$$ID = 9,75$$

$$a' = 74,6 \text{ in}^2 = 0,518 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 2,814 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$r = 60,6626 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu = 0,00555 \text{ lbm/ft.s} = 19,9817 \text{ lb/(ft)(hr)}$$

$$k = 0,080801 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

$$c = 0,4556 \text{ Btu/lb.F}$$

bagian bejana :

$$Nre_b = \frac{Dp^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu \cdot 2,42} = \frac{9,4018}{19,9817} \times \frac{1800}{2,42} \times \frac{60,6626}{1} = 21230,441$$

$$\begin{aligned} J_c &= 450 && (\text{Kern, Fig.20.2 hal 718}) \\ [c\mu/k]^{1/3} &= 4,8 \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi } [\mu/\mu_w] = 1$$

$$\begin{aligned} h_o &= j \cdot (k/D) \cdot [c \cdot \mu / k]^{1/3} [\mu/\mu_w]^{0,14} \\ &= 57,274 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

bagian coil (steam) :

$$h_{io} = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \quad (\text{Kern, hal 164})$$

Heat transfer coefficient pipa dalam keadaan bersih (Uc) :

$$\begin{aligned} U_c &= (h_{io} \cdot h_o) / (h_{io} + h_o) \\ &= 55,2 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Ditetapkan Rd = 0,005

$$\begin{aligned} Rd &= (U_c - Ud) / (U_c \cdot Ud) & hd &= 200 \\ 0,005 &= \frac{55,2}{55,2} - \frac{Ud}{Ud} \end{aligned}$$

Heat transfer coefficient pipa yang dibutuhkan desain (Ud) :

$$\begin{aligned} Ud &= 43,2 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \\ Q &= 2173845,42 \text{ kJ/jam} = 2060517 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas (A) dan Panjang koil (L):

$$A = \frac{Q}{Ud \times Dt} = 617,14 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{617}{5,628} = 109,7 \text{ ft}$$

Jumlah lilitan coil (nc) :

$$D_c = 7,5 \text{ ft} = 90 \text{ in}$$

$$n_c = \frac{L}{\pi \cdot D_c} = \frac{109,7}{3,14 \times 7,5}$$

$$= \frac{5}{5} \approx 5 \text{ buah}$$

Jarak setiap lingkaran coil = 0,5 in

$$L_c = (n_c - 1)((h_c + d_o) + d_o)$$

Maka tinggi koil  $L_c = 80 = 2 \text{ m}$  (memenuhi)

### Fase Pendinginan

$$\text{Suhu Operasi} = 80^\circ \text{C} = 176^\circ \text{F}$$

$$\text{Waktu tinggal, } t = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Viskositas air pada suhu } 80^\circ \text{C} = 0,357 \text{ cp}$$

$$\text{Densitas air pada suhu } 80^\circ \text{C} = 0,972 \text{ kg/L}$$

### Menghitung koil pendingin

$$\text{Suhu umpan/ larutan sorbitol} \quad T_1 = 130^\circ \text{C} = 266^\circ \text{F}$$

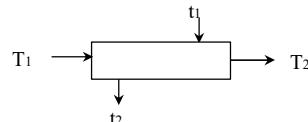
$$\text{Suhu keluaran / larutan sorbitol} \quad T_2 = 80^\circ \text{C} = 176^\circ \text{F}$$

$$\text{Suhu air pendingin masuk} \quad t_1 = 30^\circ \text{C} = 86^\circ \text{F}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar} \quad t_2 = 60^\circ \text{C} = 140^\circ \text{F}$$

$$D_{t1} = (t_1) - (T_2) = 90^\circ \text{F}$$

$$D_{t2} = (t_2) - (T_1) = 126^\circ \text{F}$$



a. Neraca energi

$$Q \text{ diserap pendingin} = 1418392 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1344447 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{kebutuhan air pendingin} = 11293,38 \text{ kg/jam}$$

b. LMTD

$$D_{t_{LMTD}} = \frac{(D_{t1} - D_{t2})}{\ln(D_{t1}/D_{t2})} = 107^\circ \text{F}$$

c. Temperatur kalorik

$$T_c = \frac{266 + 176}{2} = 221^\circ \text{F}$$

$$T_c = \frac{86 + 140}{2} = 113^\circ \text{F}$$

### Perhitungan coil

Diameter agitator	=	0,93 m	=	3,066 ft
N = 60 rpm	=	3600 rph		
Diameter pipa :		10 in sch 80		
ID = 9,750 in	=	0,813		
OD = 10,750 in				
a' = 74,6 in <sup>2</sup>	=	0,52 ft <sup>2</sup>	(Kern, Table 11 hal 844)	
a'' = 2,8 ft <sup>2</sup> /ft				
$\rho$ = 60,66 lbm/ft <sup>3</sup>				
$\mu$ = 0,006 lb/ft.s	=	19,98 lb/ft.hr		
$\mu_{air}$ = 0,862 lb/ft.hr				
k = 0,900 x k air			(Kern, hal 161)	
k = 0,320 Btu/hr.ft <sup>2</sup> .(F/ft)			(Kern, Table 4 hal 800)	
cp = 1 Btu/lb.F				

bagian bejana :

$$Nre_b = \frac{Dp^2 \cdot N \cdot \rho}{m \cdot 2,42} = \frac{9,402}{19,98} \times \frac{3600}{x} \times \frac{60,66}{2,42} = 42459,8496$$

$$j = 710 \quad (\text{Kern, Fig.20.2 hal 718})$$

$$[c\mu/k]^{1/3} = 3,97$$

$$\text{Asumsi } [\mu/\mu_w] = 1$$

$$h_o = j \cdot (k/ID) \cdot [c.m/k]^{1/3} \cdot [m/mw]^{0,14}$$

$$= 1110,30 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.F$$

Bagian coil (air pendingin) :

$$Gt = M/a' = \frac{11293,377}{0,5181} \frac{\text{lb/jam}}{\text{ft}^2} = 21799,55 \quad \text{lb/jam.ft}^2$$

$$Nre = \frac{Dp \cdot Gt}{\mu \cdot 2,42} = \frac{0,26}{0,86} \times \frac{21799,55}{2,42} = 2669$$

$$j = 270 \quad (\text{Kern, Fig.20.2 hal 718})$$

$$v = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho} = \frac{21799,55}{3600 \times 60,663} = 0,1 \quad \text{ft/s}$$

$$hi = 2000 \times 3,966 = 7931 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.F$$

$$hio = hi \cdot (di/do) = 7931 \times \frac{9,8}{10,8} = 7193 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.F$$

Heat transfer coefficient pipa dalam keadaan bersih (Uc)

$$U_c = \frac{(h_{io} \cdot h_o)}{(h_{io} + h_o)} \\ = 961,8 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

Heat transfer coefficient yang dibutuhkan desain ( $U_d$ )

Ditetapkan  $R_d = 0,026$

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{(U_c \cdot U_d)} \\ 0,026 = \frac{962 - U_d}{962 \times U_d}$$

$$U_d = 37,4 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

$$Q = 1418391,66 \text{ kJ/jam} = 1344447 \text{ btu/jam}$$

Luas perpindahan panas (A) dan Panjang koil (L):

$$A = \frac{Q}{U_d \times D_t} = 336 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{336}{2,814} = 119,4 \text{ ft}$$

Jumlah lilitan coil (nc) :

Asumsi diameter koil =  $D_c = 7,5 \text{ ft} = 90 \text{ in}$

$$nc = \frac{L}{\pi \cdot D_c} = \frac{119,4}{3,14 \times 7,5} \\ = 5,1 \approx 5 \text{ buah}$$

Asumsi jarak setiap lingkaran coil (hc) = 0,5 in

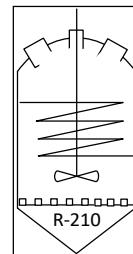
$$Lc = (nc-1)(hc+do)+do$$

$$Lc = 89,5 \text{ in} = 2 \text{ m} \quad (\text{memenuhi})$$

**Tabel C.25 Spesifikasi Reaktor Hidrogenasi Katalitik (R-210)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Reaktor Hidrogenasi Katalitik (R-210)
Fungsi	Mengkonversi larutan glukosa menjadi larutan sorbitol melalui reaksi hidrogenasi dan bantuan katalis raney nickel
Bentuk / Tipe	silinder tegak dengan bagian tutup atas disebut head dan bagian bawah konis 160o ,dengan pengaduk, koil pemanas dan kontaktor gas.
Bahan	Stainless steel SA-182 tipe 310 grade F310
Jenis Pengaduk	<i>flat six-blade turbine with disk</i>
Kapasitas	16,4 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	4,3 m
OD	96 in
ID	90 in
Tebal silinder (t <sub>s</sub> )	3 in

Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	2 1/3 in
Tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ )	2 1/3 in
Tinggi silinder ( $H_s$ )	3,7 m
Tinggi tutup atas ( $H_d$ )	0,4 m
Tinggi tutup bawah ( $H_c$ )	0,2 m
Daya Pengaduk	1 hp
Jumlah lilitan coil	5 buah
Diameter coil	90 in
Jarak tiap lingkaran coil	0,5 in



#### 14. SETTLING TANK (H-215)

Fungsi : Memisahkan larutan sorbitol keluaran dari reaktor hidrogenasi (R-210) dengan katalis Raney-Nickel

Bentuk : Silinder tegak dengan bagian tutup atas dished head dan bagian bawah konik dengan sudut  $60^\circ$

Bahan konstruksi : Carbon Steel grade SA-283 grade C (*Brownell & Young, 1959*)

Jumlah : 1 unit

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi :  $30^\circ\text{C}$

Pengelasan : Double welded butt joint ( $E=0,8$ ) (*Brownell & Young, 1959*)

Faktor korosi : 2/16 in (*Kusnarjo, 2010*)

Suhu Operasi =  $80^\circ\text{C}$  =  $76,44^\circ\text{F}$

Waktu tinggal, t = 1 jam

Viskositas air pada suhu  $80^\circ\text{C}$  = 0,357 cp

Densitas air pada suhu  $80^\circ\text{C}$  = 0,972 kg/L

Diameter partikel = 1,0 mm = 0,0010 m

Densitas partikel = 3,32 g/cm<sup>3</sup> = 3320 kg/m<sup>3</sup>

**Tabel C.26** Aliran Masuk Settling Tank

Komponen	massa (kg/h)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Q(m <sup>3</sup> /h)	fraksi volume
Nikel alloy	31,074	3320	0,009360	$\varphi$
Air	5526,516	971,83	5,686710	5,69
Pati	0,013	1500	0,000009	
Dekstrin	1,627	1500	0,001085	
Maltose	5,460	1540	0,003545	
Dekstrosa	47,924	1560	0,030721	1,20
$\text{Al}_2\text{O}_3$	1,295	3950	0,000328	
Sorbitol	1522,637	1490	1,021904	
Maltitol	207,884	1480	0,140462	
<b>Total</b>	7313,356		6,894123	6,8847638

$$Q_{\text{total}} = 6,894 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,00192 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$= 41,365 \frac{\text{m}^3}{\text{cycle}}$$

$$\rho_{\text{cair}} = 1062 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

**Tabel C.27 Aliran Overflow**

Komponen	massa (kg/h)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Q(m <sup>3</sup> /h)
Air	5526,516	971,83	5,6867101
Pati	0,013	1500	0,0000088
Dekstrin	1,627	1500	0,0010846
Maltose	5,460	1540	0,0035453
Dekstrosa	47,924	1560	0,0307208
Nikel alloy	1,554	3320	0,0004681
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1,295	3950	0,0003278
Sorbitol	1522,637	1490	1,0219039
Maltitol	207,884	1480	0,1404625
Total	7314,910		6,8852319

$$Q_{\text{overflow}} = 6,885 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$\rho_{\text{cair}} = 1062 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

**Tabel C.28 Aliran underflow**

Komponen	massa (kg/h)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Q(m <sup>3</sup> /h)
Nikel alloy	29,520	3320	0,008891633

$$Q_{\text{overflow}} = 0,009 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$\rho_{\text{cair}} = 3320 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

#### Menghitung viskositas cairan

$$\mu_L = \frac{\mu_L (1 + 0,5 \phi)}{(1 - \phi)^2}$$

$$\mu_L = 0,357 \frac{(1 + 0,5 \times 0,17)}{(1 - 0,17)^2}$$

$$\mu_L = 0,568 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

#### Menghitung laju settling

$$v_s = \frac{(\rho_p - \rho_L) D p^2 g}{18 \mu_L}$$

$$v_s = \frac{(3320 - 1062) \times 0,000001 \times 9,81}{18 \times 0,568}$$

$$v_s = 0,002166 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

#### Menghitung luas permukaan settling

$$A_T = \frac{Q_t}{v_s}$$

$$A_T = \frac{0,00191}{0,00217}$$

$$A_T = 0,883 \text{ m}^2$$

#### Menghitung diameter tangki

$$D_T = \sqrt{\frac{4 \cdot A_T}{P}}$$

$$D_T = 1,058 \text{ m} = 41,6 \text{ in}$$

$$= 105,8 \text{ cm}$$

$$\text{standard diameter OD} = 42 \text{ in} = 1,07 \text{ m}$$

#### Menghitung laju linier overflow

$$v_L = \frac{Q_s}{A_T}$$

$$v_L = \frac{0,008}{0,883}$$

$$v_L = 0,009287 \text{ m/s}$$

#### Menghitung waktu settling

$$t_s = \frac{D_f}{v_L}$$

$$t_s = \frac{1,058}{0,009287}$$

$$t_s = 113,874 \text{ s}$$

#### Menghitung tinggi zona settling

$$H_s = v_s \times t$$

$$H_s = 0,002166 \times 113,874$$

$$H_s = 0,247 \text{ m}$$

Mengacu pada hasil settling 113,874 s, maka dapat direncanakan waktu tinggal fluida dalam tangki yaitu,  $t_s = 1$  jam sehingga tinggi fluida dapat dihitung.

$$H_f = \frac{(Q - Q_s) \times t_s}{A_T}$$

$$H_f = \left( \frac{6,894 - 0,01}{0,88} \right) \times 0,5$$

$$H_f = 3,90 \text{ m}$$

$$\begin{array}{lll}
 \text{Tinggi fluida} & H_f & = 3,90 \text{ m} \\
 \text{Faktor desain} & F_d & = 10\% \\
 \text{Tinggi tangki} & H_T & = 4,29 \text{ m}
 \end{array}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{bahan}} &= \rho_{\text{air,sorbitol}} \times g \times H_b \\
 &= 1062 \times 9,8 \times 3,899 \\
 &= 40590,15 \text{ N/m}^2 = 5,904 \text{ psia} \\
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\
 &= 0 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Asumsi : tekanan desain dilebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned}
 P_d &= 1,1 \times P_{\text{bahan}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 1,1 \times 5,90 + 14,7 \\
 P_d = P_i &= 22,7 \text{ psia} = 7,96 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder ( $t_{\text{silinder}}$ )

$$f(\text{allowable stress value}) = 12650 \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young})$$

$$E(\text{allowable efficiency}) = 80\% \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young})$$

$$C(\text{corrosion factor}) = 2/16 \quad (\text{Kusnarjo})$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{\rho_i \times OD}{(f.E + 0,4 P_d)} + C \\
 &= \frac{22,66 \times 42}{2(12650 \times 0,8 + 0,4 \times 22,66)} + 1/8 \\
 &= 0,047 + 2/16 \\
 &= 3/16 \text{ in} = \frac{2,75}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{tebal plate standar (diambil)} = 1/4 \text{ in} = 0,0064 \text{ m}$$

(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t_{\text{silinder}} \\
 42 &= ID + 2 \times 0,250 \text{ in} \\
 ID &= 41,50 \text{ in} = 1,054 \text{ m}
 \end{aligned}$$

dimana, OD = Outside diameter

ID = Inside diameter

### Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah

#### Menentukan Tebal Tutup Atas ( $t_{\text{head}}$ )

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell & Young, dipilih :

$$OD = 42 \text{ in}$$

$$ts = 1/4 \text{ in}$$

$$r = 40 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
icr &= 2 \frac{1}{2} \text{ in} \\
sf &= 3 \text{ in} = 0,08 \text{ m} \\
t_{head} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{2(f.E - 0,1P_i)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 19}) \\
t_{head} &= \frac{0,885 \times 22,7 \times 40}{2(12650 \times 0,8 - 0,1 \times 22,7)} + 1/8 \\
t_{head} &= 0,040 + 1/8 \\
t_{head} &= 0,165 \text{ in} = \frac{2,634}{16} \text{ in} \\
\text{tebal standard tutup atas (diambil)} &= 1/4 \text{ in} = 0,0064 \text{ m} \\
(\text{Brownell \& Young, Tabel 5.7, hal 90})
\end{aligned}$$

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$\begin{aligned}
a &= 0,5 \times ID = 0,5 \times 41,50 = 20,75 \text{ in} \\
AB &= 0,5 ID - icr = 20,75 - 2,50 = 18,25 \text{ in} \\
BC &= r - icr = 40 - 2,50 = 37,50 \text{ in} \\
b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 40 - 32,76 = 7,24 \text{ in} \\
AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (1406 - 333)^{1/2} \\
&= 32,76 \text{ in} \\
OA &= t + b + sf = 0,25 + 7,24 + 2 \\
&= 9,49 \text{ in} \\
\text{Blank diameter (ketebalan} < 1 \text{ in}) &= OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr) \\
&= 42 + 1,00 + 6,00 + 1,67 \\
&= 50,7 \text{ in}
\end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )

Tutup bawah berbentuk konis  $\alpha = 60^\circ$

$$\begin{aligned}
t_{hb} &= \frac{P_i \cdot OD}{2(fE - 0,6 P_i) \cos(0,5 \alpha)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 24}) \\
&= \frac{22,66 \times 42}{2(12650 \times 0,8 - 0,6 \times 19,65) \cos 60^\circ} + 1/8 \\
&= 0,12 \text{ in} = \frac{1,94}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tebal standard tutup bawah} &= 1/4 \text{ in} = 0,005 \text{ m} \\
(\text{Brownell \& Young, Tabel 5.7, hal 90})
\end{aligned}$$

### Menentukan Diameter Nozzle Tangki

#### nozzle inlet larutan sorbitol

$$\begin{aligned}
\text{laju alir larutan : } &7313,356 \text{ kg/jam} \\
&6,8848 \text{ m}^3/\text{jam} = 4,052 \text{ ft}^3/\text{min} \\
\text{densitas larutan : } &1062 \text{ kg/m}^3 = 66,17 \text{ lb/ft}^3 \\
\text{viskositas katalis: } &4,2 \text{ cp} = 0,00282 \text{ lb/ft.s}
\end{aligned}$$

Asumsi aliran turbulen, dari nomograph fig. 14-2 Peters & Timmerhaus, hal. 498 didapatkan

$$\text{Diameter optimum bagian dalam pipa (Di, opt)} = 1,7 \text{ in}$$

Ditetapkan diameter nominal (pipa 2 in sch 80) : (*Geankoplis 3rd.edition, App.A.5*)

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,939 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$$

$$A = 2,951 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2 = 0,001903 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{0,0019124 \text{ m}^3/\text{s}}{0,001903 \text{ m}^2} = 1,005 \text{ m/s}$$

$$Nre = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$= \frac{1062 \times 0,05 \times 1,005}{0,004200}$$

$$= 12518,509 \text{ (Turbulen)}$$

### nozzle outlet larutan sorbitol

karena jenis fluidanya sama, diasumsikan diameter nozzle inlet sama dengan outlet

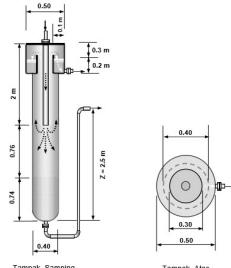
Ditetapkan diameter nominal (pipa 1 1/2 in sch 80) : (*Geankoplis 3rd.edition, App.A.5*)

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1,939 \text{ in} = 0,05 \text{ m}$$

**Tabel C.29** Spesifikasi Settling Tank (H-215)

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Settling Tank (H-215)
Fungsi	Memisahkan larutan sorbitol keluaran dari reaktor hidrogenasi (R-210) dengan Raney-Nickel
Bentuk / Tipe	Silinder tegak tutup atas dished head dan bagian bawah konikal dengan sudut 60°
Bahan	Carbon Steel grade SA-283 grade C
Kapasitas	6,885 m <sup>3</sup>
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	4,289 m
OD	42 in
ID	41,5 in
Tebal silinder (t <sub>s</sub> )	1/4 in
Tebal tutup atas (t <sub>ha</sub> )	1/4 in
Tebal tutup bawah (t <sub>hb</sub> )	1/4 in
Waktu settling	2 mnt
Luas Permukaan Settling	1 m <sup>2</sup>



### 15. FILTER PRESS (H-230)

Fungsi	: Memisahkan padatan impuritas dari larutan sorbitol
Tipe	: Horizontal Plate and Frame Filter Press
Jumlah	: 1 buah
Kondisi operasi	: Suhu 80 °C Dirancang untuk 3 jam operasi

**Tabel C.30** Komposisi Aliran Masuk Filter Press

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
Air	5615,8977	0,758465	971,8
Pati	0,0131	0,000002	1500
Dekstrin	1,6270	0,000220	1500
Maltose	5,4597	0,000737	1540
Dekstrosa	47,9244	0,006473	1560
Nikel alloy	1,5537	0,000210	3320
Al2O3	1,2948	0,000175	3950
Sorbitol	1522,6368	0,205642	1490
Maltitol	207,8845	0,028076	1480
Total	7404,292	1	1062,4

**Tabel C.31** Komposisi Aliran Cake dari Filter Press

Komponen	Massa (kg)	Fraksi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
Air	1,5669	0,07461	971,8	0,0016
Pati	0,0131	0,00063	1500	0,00001
Dekstrin	0,0163	0,00077	1500	0,00001
Maltose	0,0546	0,00260	1540	0,00004
Dekstrosa	0,4792	0,02282	1560	0,0003
Nikel alloy	1,5537	0,07398	3320	0,0005
Al2O3	0,0129	0,00062	3950	0,000003
Sorbitol	15,2264	0,72500	1490	0,0102
Maltitol	2,0788	0,09898	1062	0,0020
<b>Total</b>	21,0020	1		0,0146

$$\rho_{\text{cake}} = 1493,940 \text{ kg/m}^3$$

**Tabel C.32** Komposisi Aliran Filtrat dari Filter Press

Komponen	Massa (kg)	x	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Volume (m <sup>3</sup> )
Air	5614,3309	0,760	971,8	5,77707
Dekstrin	1,6107	0,000	1500	0,00107
Maltose	5,4051	0,001	1500	0,00360
Dekstrosa	47,4452	0,006	1540	0,03081
Nikel alloy	0,0000	0	1560	0

Sorbitol	1507,4105	0,204	3320	0,45404
Al2O3	1,2818	0,000	1490	0,00086
Maltitol	205,8056	0,028	3950	0,05210
<b>Total</b>	<b>7383,2898</b>	<b>1</b>		<b>6,31956</b>

$$\text{Rate massa masuk} = 7404,292 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rate filtrat keluar} = 205,806 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ filtrat} = 1168,324 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Filtrat per siklus} = \text{Rate filtrat keluar} \times \text{waktu filter}$$

$$= 205,806 \text{ kg/jam} \times 3 \text{ jam}$$

$$= 617,417 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume filtrat} &= \frac{\text{filtrat}}{\rho \text{ filtrat}} = \frac{617,417}{1168,324} \text{ kg} \\ &= 0,528 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Viskositas Larutan} = 15,2 \text{ cp} = 0,01021398 \text{ lb}_m/\text{ft.s}$$

Trial harga A yang memberikan waktu yang sama dengan waktu filtrasi yang ditetapkan

$$\text{Trial Luas filter (A)} = 1,175 \text{ m}^2$$

*Menentukan waktu operasi dalam satu siklus*

Filter press beroperasi secara batch dan pada tekanan konstan

$$\text{Waktu filtrasi (t_f)} = (\text{Kp}/2) V^2 + \text{BV} \quad (\text{Geankoplis, pers 14-2-17})$$

Mencari harga Kp

$$\text{Kp} = \frac{\text{mac}_s}{\text{A}^2 (-\text{DP})} \quad (\text{Geankoplis, pers 14-2-14})$$

Diambil :

$$-\text{DP} = 310263 \text{ N/m}^2 = 45 \text{ psi} \quad (\text{menurut Hugot, 40 - 50 psi})$$

$$\mu = 0,01520 \text{ kg/m.s}$$

$$K = \text{permeabilitas (m}^2)$$

$$= \frac{g_c D_p^2 F_{Re}}{32 F_f} \quad (\text{Brown, hal 242})$$

$$\rho_s = \text{densitas solid pada cake (kg/m}^3)$$

$$X = \text{porositas cake} = 0,42305 \quad (\text{Brown hal 214, 0,3781 - 0,468})$$

$$\rho = \text{densitas filtrat (kg/m}^3)$$

$$D_p = \text{diameter partikel} = 0,217 \text{ in} = 0,0181 \text{ ft} \quad (\text{Brown, hal 214})$$

$$y = \text{sphericity} = 1 \quad (\text{Brown, hal 214})$$

$$F_{Re} = \text{Reynold Number Factor}$$

$$F_f = \text{Friction factor}$$

Dari Fig. 219 Brown untuk  $X = 0,42305$   
 dan  $y = 1$  didapat  $F_{Re} = 41,5$

Dari Fig. 220 Brown untuk  $X = 0,42305$   
 dan  $y = 1$  didapat  $F_f = 1075$

Sehingga :

$$K = \frac{32,174}{32} \times \frac{0,00033}{x} \times \frac{41,5}{1075}$$

$$= 0,000013 \text{ m}^2$$

$$\rho_s = 1493,940 \text{ kg/m}^3$$

Diperoleh :

$$a = \frac{1}{0,000013 \times 1493,9404 \times (1 - 0,42305)}$$

$$= 91,238 \text{ m/kg}$$

$$Cx = 0,2930 \text{ kg solid/kg slurry}$$

$$m = 1,0806 \text{ kg cake basah/kg cake kering}$$

$$c_s = \frac{r \times c_x}{1 - m c_x}$$

$$= \frac{1493,940 \times 0,2930}{1 - 1,0806 \times 0,2930}$$

$$= 640,530 \text{ kg/m}^3$$

$$K_p = \frac{\mu \times a \times C_s}{1,380625 \times (-\Delta p)}$$

$$= \frac{0,01520 \times 91,24}{1,380625 \times 310263} \times 640,530$$

$$= 0,002074 \text{ s/m}^6$$

Mencari harga B :

$$B = \frac{m \times Rm}{A \times (-DP)}$$

$$= \frac{0,01520 \times 10000000000}{1 \times 310263}$$

$$= 416,942 \text{ s/m}^3$$

Mencari waktu filtrasi :

$$t_f = (K_p/2) V^2 + BV$$

$$= 21,724 \text{ detik}$$

$$= 0,36206 \text{ menit}$$

$$= 0,00603 \text{ jam}$$

Waktu pengisian dan pengosongan (tp) = 1,5 jam

Waktu pencucian (tw) = 1 jam

Waktu total per siklus = tp + tw + tf = 3 jam

Waktu total filtrasi hasil perhitungan telah memenuhi, trial luas filter A sudah benar

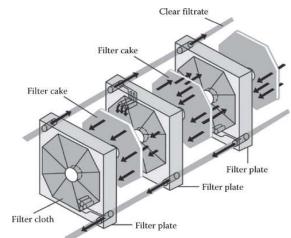
$$\begin{aligned} A &= 1821,246358 \text{ in}^2 \\ &= 1,1750 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Dari Hugot hal 469, diambil :

Ukuran frame	=	8	x	8	in			
Luas frame	=	64		in <sup>2</sup>	=	0,0413		m <sup>2</sup>
Jumlah frame	=	$\frac{\text{luas filter}}{\text{luas frame}}$	=	28				
jumlah plate	=	30	buah					
Jumlah cake per siklus	=	8,38	kg					
r cake	=	1493,940	kg/m <sup>3</sup>					
Volume cake per siklus	=	0,0056	m <sup>3</sup>					
Tebal plate dan frame	=	1,25	in					

**Tabel C.33** Spesifikasi Filter Press (H-230)

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Filter Press (H-230)
Fungsi	Memisahkan padatan impuritas dari larutan sorbitol
Tipe	Horizontal Plate and Frame Filter Press
Jumlah	1 buah
Kondisi Operasi	P=1 atm dan T=80 °C
Kapasitas	7404,292 kg/jam
Luas Filter	1,175 m <sup>2</sup> =
Tebal Plate dan Frame	1,25 in
Jumlah Plate	30
Jumlah Frame	28
Ukuran frame	8 x 8 in
Waktu total per siklus	3 jam



## 16. KATION EXCHANGER (D-240)

Fungsi : Menghilangkan ion positif yang terkandung dalam larutan sorbitol seperti ion Raney Nickel berupa Al<sup>3+</sup>

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head

Bahan : Stainless steel tipe 304 grade 3 (SA 167)

Kapasitas = 7383,3 kg/jam = 16277,20 lb/jam

Densitas larutan = 1055,3 kg/m<sup>3</sup> = 65,7 lb/ft<sup>3</sup>

Viskositas (m) larut = 15,2 cp = 0,0102 lb<sub>m</sub>/ft.s

Laju alir volumetrik = 248 ft<sup>3</sup>/jam = 0,07 ft<sup>3</sup>/s

Digunakan resin penukar kation Sulfonated phenolic resin

Spesifikasi resin : (Couper, Tabel 15.4 hal. 529)

- bulk density : 0,74 - 0,85 kg/L Diambil 0,85 kg/L
- suhu operasi optimal : 50 - 90 C
- kapasitas exchange : 0,7 eq/L wet resin

$$\text{Jumlah kation per jam} = 0,07605 \text{ kg/jam BE H}^+ 1$$

$$\text{Waktu regenerasi} = 30 \text{ hari}$$

$$\text{Jumlah kation} = 54,8 \text{ kg} = 54,8 \text{ eq}$$

$$\text{Volume resin dibutuhkan} = \frac{\text{jumlah kation}}{\text{kapasitas exchange}}$$

$$= 78,2 \text{ liter}$$

$$= 2,76 \text{ ft}^3$$

$$\text{Space velocity} = 10 \text{ jam}^{-1}$$

$$\text{Tinggi bed minimal} = 24 \text{ in}$$

$$= 2 \text{ ft}$$

$$\text{Volume bed} = \frac{\text{rate volumetric}}{\text{space velocity}}$$

$$= 24,8 \text{ ft}^3$$

$$\text{Luas penampang bed} = \frac{\text{volume bed}}{\text{tinggi bed}}$$

$$= 12,4 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas penampang bed} = \pi/4 \times D^2$$

$$D = 4,0 \text{ ft}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah standart dished head

$$\text{dimensi tinggi silinder / diameter bejana (Hs / D)} = 1,5$$

$$D = 4,0 \text{ ft} = 47,7 \text{ in}$$

$$\text{standard diameter OD} = 48 \text{ in} = 1,22 \text{ m}$$

(Brownell & Young, hal 90)

$$\text{tinggi bagian silinder (Hs)} = 1,5 \times \text{OD}$$

$$= 1,5 \times 1,219$$

$$= 1,83 \text{ m}$$

$$= 72 \text{ in}$$

Menghitung bagian dish head (tutup atas dan bawah) :

$$\text{Tinggi tutup (Hd)} = 0,169 \times \text{OD}$$

$$= 8,112 \text{ in} = 0,206 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = \text{tinggi silinder (Hs)} + 2 \times \text{tinggi dished head (Hd)}$$

$$= 1,83 + 2 \times 0,206$$

$$\begin{aligned}
 &= 2,24 \text{ m} \\
 \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\
 &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\
 &= 0,25 \times 1,5 \times 3,14 \times D^3 \\
 &= 1,18 \times 1,2192^3 \\
 &= 2,13 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tutup atas dan bawah} &= 0,085 \times D^3 \\
 &= 0,085 \times 1,22^3 \\
 &= 0,153 \text{ m}^3 \\
 \text{volume total} &= \text{volume silinder} + 2 \times \text{Volume tutup atas} \\
 &= 2,13 + 2 \times 0,153 \\
 &= 2,44 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial b:

$$\begin{aligned}
 P_{\text{larutan}} &= \rho_{\text{larutan sorbitol}} \times g \times H_b \\
 &= 1055 \times 9,8 \times 2,241 \\
 &= 23174,47 \text{ N/m}^2 = 3,371 \text{ psia} \\
 P_{\text{bulk kation}} &= \rho_{\text{bulk}} \times g \times H_b \\
 &= 850,0 \times 9,8 \times 2,241 \\
 &= 18667 \text{ N/m}^2 = 2,715 \text{ psia} \\
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\
 &= 0 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Asumsi : tekanan desain dilebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned}
 P_d &= 1,1 \times P_{\text{larutan}} + P_{\text{bulk kation}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 1,1 \times 3,37 + 2,715 + 14,7 \\
 P_d &= P_i = 22,86 \text{ psia} = 8,16 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

$$\begin{aligned}
 f(\text{allowable stress value}) &= 17000 \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young}) \\
 E(\text{allowable efficiency}) &= 80\% \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young}) \\
 C(\text{corrosion factor}) &= 2/16 \quad (\text{Kusnarjo, hal 14})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{\rho_i \times OD}{2(fE + 0,4 \rho_i)} + C \\
 &= \frac{22,86 \times 0}{2(18750 \times 0,8 + 0,4 \times 22,86)} + 1/8 \\
 &= 0 + 2/16
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,125 \text{ in} &= \frac{2,00}{16} \text{ in} \\
 &\text{tebal plate standard (diambil)} &= \frac{3}{16} \text{ in} \\
 &&= 0,188 \text{ in} \\
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_{\text{silinder}} \\
 48 &= \text{ID} + 2 \times 0,188 \\
 \text{ID} &= 47,63 \text{ in} &= 1,21 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Ketebalan Tutup Atas dan Bawah (dished head)

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 48 \text{ in} \\
 r &= 48 \text{ in} \\
 \text{icr} &= 3 \text{ in} \\
 \text{sf} &= 2 \text{ in} \\
 t_{\text{head}} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{2(f.E - 0,1\pi)} + C \\
 t_{\text{head}} &= \frac{0,885}{2(18750 \times 0,8 - 0,1 \times 22,86)} \times 22,9 \times 48 + 1/8 \\
 t_{\text{head}} &= 0,036 + 1/8 \\
 t_{\text{head}} &= 0,161 \text{ in} &= \frac{2,571}{16} \text{ in} \\
 &\text{tebal dish head standar (diambil)} &= \frac{3}{16} \text{ in} &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$\begin{aligned}
 a &= 0,5 \times \text{ID} = 0,5 \times 47,63 = 23,81 \text{ in} \\
 AB &= 0,5 \text{ ID} - \text{icr} = 23,8 - 3,000 = 20,81 \text{ in} \\
 BC &= r - \text{icr} = 48 - 3,000 = 45,00 \text{ in} \\
 b &= -(BC^2 - AB^2)^{1/2} = 48 - 39,9 = 8,10 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (2025,0 - 433,2)^{1/2} \\
 &= 39,90 \text{ in} \\
 OA &= t + b + sf = 0,19 + 8,10 + 2 \\
 &= 10,29 \text{ in} \\
 \text{Blank diameter} &= \text{OD} + \text{OD}/42 + (2 \times \text{sf}) + (2/3 \times \text{icr}) \\
 (\text{ketebalan} < 1 \text{ in}) &= 48 + 1,14 + 4 + 2,00 \\
 &= 55,14 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Diameter Nozzle

##### nozzle inlet larutan sorbitol

$$\begin{aligned}
 \text{laju alir larutan sorbitol} &= 7383 \text{ kg/jam} \\
 &\quad 6,997 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,06863463 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{densitas larutan sorbitol} &= 1055,3 \text{ kg/m}^3 = 65,88 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{viskositas larutan sorbitol} &= 15,200 \text{ cp}
 \end{aligned}$$

Asumsi aliran turbulen, dari nomograph fig. 14-2 Peters & Timmerhaus, hal. 498 didapatkan

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \times q_f^{0.43} \times r^{0.15} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496})$$

$$= 3,9 \times 0,2995 \times 1,7236$$

$$= 2,013 \text{ in}$$

$$\text{Diameter optimum bagian dalam pipa (} D_{i, \text{opt}} \text{) } = 1,7 \text{ in}$$

Ditetapkan diameter nominal (pipa 2 in sch 80) : (*Geankoplis 3rd.edition, App.A.5*)

$$\begin{aligned} OD &= 2,375 \text{ in} \\ ID &= 1,939 \text{ in} = 0,05 \text{ m} \\ A &= 2,951 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2 = 0,0019 \text{ m}^2 \\ v &= \frac{0,002}{0,0019} \frac{\text{m}^3/\text{s}}{\text{m}^2} = 1,02 \text{ m/s} \\ Nre &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= \frac{1055 \times 0,05 \times 1,0}{0,015200} \\ &= 3492,139 \text{ (turbulen)} \end{aligned}$$

#### **nozzle outlet larutan sorbitol bebas ion positif**

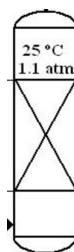
dikarenakan jenis fluida sama, maka diasumsikan diameter nozzle inlet dan outlet sama

Ditetapkan diameter nominal (pipa 2 in sch 80) :

$$\begin{aligned} OD &= 2,375 \text{ in} \\ ID &= 1,939 \text{ in} \\ &= 0,162 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Tabel C.34 Spesifikasi Kation Exchanger (D-240)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Tangki Kation Exchanger (D-240)
Fungsi	Menghilangkan ion positif yang terkandung dalam larutan sorbital seperti impuritas Raney Nickel berupa $\text{Al}^{3+}$
Bentuk / Tipe	Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head dan terdapat bed resin di dalamnya
Bahan	<i>Stainless steel type 304 grade 3 (SA 167)</i>
Resin yang digunakan	<i>Sulfonated phenolic resin</i>
Kapasitas	2,4 $\text{m}^3$
Jumlah	1 buah
Tinggi tangki	2,2 m
Luas penampang bed	12,4 $\text{ft}^2$
OD	48,0 in
ID	47,6 in
Tebal silinder ( $t_s$ )	1/5 in
Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	1/5 in
Tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ )	1/5 in
Tinggi silinder ( $H_s$ )	1,8 m



Tinggi tutup atas (Hd)	0,2 m
Tinggi tutup bawah (Hc)	0,2 m

### 17. EVAPORATOR V-240 A, V-240 B, dan V-240 C

Fungsi : Menguapkan kadar air pada larutan sorbitol hingga kadar sorbitol menjadi 70%

Type : Vertical Short Tube Evaporator

Menghitung luas permukaan untuk evaporator tiap efek :

$$A_1 = \frac{Q1}{U_1 \cdot \Delta T_1} = \frac{1193419,42}{42763} = 27,91 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{Q2}{U_2 \cdot \Delta T_2} = \frac{982820,75}{34802} = 28,24 \text{ m}^2$$

$$A_3 = \frac{Q3}{U_3 \cdot \Delta T_3} = \frac{1045307,71}{37398} = 27,95 \text{ m}^2$$

Dari perhitungan diatas, maka luas permukaan perpindahan panas rata-rata yang digunakan adalah :

$$A = 28,033 \text{ m}^2 = 301,739 \text{ ft}^2$$

#### Evaporator I (V-250 A)

Bahan Kontruksi : *High alloy steel SA-167 grade 3 tipe 304*

Suhu operasi : 102,28°C

Pengelasan : Double welded butt joint (E= 0,8)

faktor korosi : 2/16

Jumlah : 1 buah

$$\text{Suhu feed masuk evaporator (T}_f\text{)} = 80 ^\circ\text{C} = 176 ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu steam masuk (Ts1)} = 145 ^\circ\text{C} = 293 ^\circ\text{F}$$

$$\text{Titik didih larutan (T}_1\text{)} = 102,33 ^\circ\text{C} = 216 ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu saturated steam (Ts1)} = 145,15 ^\circ\text{C} = 293 ^\circ\text{F}$$

$$\text{Rate steam (S)} = 2072,04 \text{ kg/jam} = 4568,02122 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate Feed (F)} = 7382,69 \text{ kg/jam} = 16275,873 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Air diuapkan (V1)} = 1525,08 \text{ kg/jam} = 3362,19806 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Liquid Tersisa (L1)} = 5857,60 \text{ kg/jam} = 12913,6749 \text{ lb/jam}$$

#### Perancangan *Shell and Tube*

Ukuran tube ditetapkan sebagai berikut : *(Hugot, edisi 2 hal 509)*

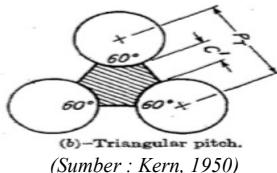
$$\text{Panjang tube (L)} = 7 \text{ ft} = 2,1336 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$\begin{array}{lll}
 \text{BWG} & = & 16 \\
 \text{Pitch} & = & 1 \frac{7}{8} \text{ in} \\
 \text{Pass} & = & 1
 \end{array}
 \quad (triangular pitch)$$

Dari Kern, table 10 didapatkan :

$$\begin{array}{ll}
 a' & = 1,47 \text{ in}^2 \\
 & = 0,01021 \text{ ft}^2 \\
 a'' & = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 \text{ID} & = 1,37 \text{ in} \\
 & = 0,114 \text{ ft} \\
 A & = 300,392 \text{ ft}^2
 \end{array}$$



(Sumber : Kern, 1950)

### Menentukan jumlah tube

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah tube (N_t)} &= \frac{A}{a'' \times L} \\
 &= \frac{300,392}{0,3925 \times 7} \\
 &= 109 \text{ buah} \\
 &= 110 \text{ buah} \quad (\text{Standarisasi Table.9, Kern})
 \end{aligned}$$

Berdasarkan table 9 Kern, untuk tube dengan OD 1 1/2 in, dan 1 7/8 in triangular pitch dan jumlah tube 110 buah dan 1 - 1 pass, maka didapatkan besar ID shell = 21 1/4 in

Sehingga, didapatkan OD shell standart adalah 22 in

Luas permukaan perpindahan panas yang sebenarnya :

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' = 110 \times 7 \times 0,393 \\
 &= 302,225 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal shell standart

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ ts} \\
 22 &= 21 \frac{1}{4} + 2 \text{ ts} \\
 \text{ts} &= \frac{3}{8} \text{ in} = 0,010 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Menentukan tinggi evaporator

utk menghitung tinggi evaporator menggunakan perbandingan:

$$\begin{aligned}
 \frac{H_{\text{cylindrical body}}}{L_{\text{tube}}} &= 2 && (\text{Hugot page 508}) \\
 H_{\text{cylindrical body}} &= 2 \times 7 \\
 &= 14
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{evaporator}} &= H_{\text{cylindrical body}} + L_{\text{tube}} \\
 &= 14 + 7 \\
 &= 21 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

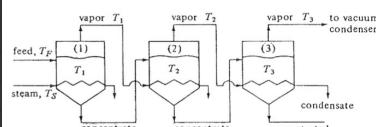
$$= \quad \quad \quad 6,40 \quad \quad \quad \text{m}$$

### Menentukan jumlah baffle

$$\begin{aligned} \text{Baffle space (B)} &= \text{ID Shell} = 21,25 \text{ in} = 0,53975 \text{ m} \\ \text{Jumlah Baffle} &= \frac{\text{L}}{\text{B}} = \frac{2,1336}{0,5398} = 3,95 = 4 \text{ buah} \end{aligned}$$

**Tabel C.35** Spesifikasi Evaporator I (V-250A)

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Evaporator I (V-250A)
Fungsi	Menguapkan kadar air dalam larutan sorbitol sehingga kadar sorbitol menjadi 35%
Bentuk / Tipe	Vertical short tube evaporator
Bahan	High alloy steel SA-167 grade 3 tipe 304
Jumlah	1 buah
Tinggi Evaporator	6,4 m
Luas Permukaan	28,1 m
OD Shell	22 in
ID Shell	21,25 in
Tebal Shell	3/8 in
Baffle	4 buah
OD Tube	1 1/2 in
ID Tube	1 3/8 in
BWG	16
Pitch	1 7/8 in
Jumlah Tube	110 buah
Panjang Tube	2,13 m



### Evaporator II (V-250 B)

Bahan Kontruksi : High alloy steel SA-167 grade 3 tipe 304

Suhu operasi : 83,32°C

Pengelasan : Double welded butt joint (E= 0,8)

faktor korosi : 2/16

Jumlah : 1 buah

Suhu feed masuk evaporator ( $T_1$ ) = 102,33 °C = 216 °F

Suhu steam masuk ( $T_1$ ) = 102,33 °C = 216 °F

Titik didih larutan ( $T_2$ ) = 83,17 °C = 182 °F

Suhu saturated steam ( $T_{s2}$ ) = 101,48 °C = 215 °F

Rate steam (V1) = 1525,08 kg/jam = 3362,19806 lb/jam

Rate Feed (L1) = 5857,60 kg/jam = 12913,6749 lb/jam

$$\begin{array}{lll} \text{Air diuapkan (V2)} & = & 1632,02 \text{ kg/jam} \\ \text{Liquid Tersisa (L2)} & = & 4225,58 \text{ kg/jam} \end{array} \quad = \quad 3597,95717 \text{ lb/jam} \quad = \quad 9315,71773 \text{ lb/jam}$$

### Perancangan *Shell and Tube*

Ukuran tube ditetapkan sebagai berikut : *(Hugot, edisi 2 hal 509)*

$$\begin{array}{lll} \text{Panjang tube (L)} & = & 7 \text{ ft} \\ \text{OD} & = & 1 \frac{1}{2} \text{ in} \end{array} \quad = \quad 2,1336 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{Pitch} = 1 \frac{7}{8} \text{ in} \quad (\textit{triangular pitch})$$

$$\text{Pass} = 1$$

Dari Kern, table 10 didapatkan :

$$a' = 1,47 \text{ in}^2$$

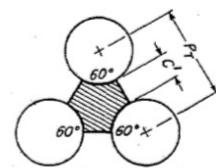
$$= 0,01021 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{ID} = 1,37 \text{ in}$$

$$= 0,114 \text{ ft}$$

$$A = 303,970 \text{ ft}^2$$



*(Sumber : Kern, 1950)*

### Menentukan jumlah tube

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (N}_t\text{)} &= \frac{A}{a'' \times L} \\ &= \frac{303,970}{0,3925 \times 7} \\ &= 111 \text{ buah} \\ &= 110 \text{ buah} \quad (\text{Standarisasi Table.9, Kern}) \end{aligned}$$

Berdasarkan table 9 Kern, untuk tube dengan OD  $1 \frac{1}{2}$  in, dan  $1 \frac{7}{8}$  in triangular pitch dan jumlah tube 110 buah dan 1 - 1 pass, maka didapatkan besar ID shell  $= 21 \frac{1}{4}$  in

Sehingga, didapatkan OD shell standart adalah 22 in

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' = 110 \times 7 \times 0,3925 \\ &= 302,225 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal shell standart

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ ts} \\ 22 &= 21 \frac{1}{4} + 2 \text{ ts} \\ \text{ts} &= \frac{3}{8} \text{ in} = 0,010 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menentukan tinggi evaporator

utk menghitung tinggi evaporator menggunakan perbandingan:

$$\frac{H_{\text{cylindrical body}}}{L_{\text{tube}}} = 2 \quad (\text{Hugot page 508})$$

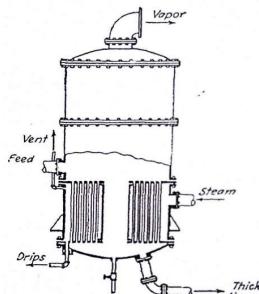
$$\begin{aligned}
 H_{\text{cylindrical body}} &= 2 \quad x \quad 7 \\
 &= 14 \\
 H_{\text{evaporator}} &= H_{\text{cylindrical body}} + L_{\text{tube}} \\
 &= 14 + 7 \\
 &= 21 \quad \text{ft} \\
 &= 6,40 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

### Menentukan jumlah baffle

$$\begin{aligned}
 \text{Baffle space (B)} &= \text{ID Shell} = 21,25 \quad \text{in} = 0,53975 \quad \text{m} \\
 \text{Jumlah Baffle} &= \frac{L}{B} = \frac{2,1336}{0,5398} = 3,95 = 4 \quad \text{buah}
 \end{aligned}$$

**Tabel C.36 Spesifikasi Evaporator II (V-250B)**

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Evaporator II (V-250B)
Fungsi	Menguapkan kadar air dalam larutan sorbitol sehingga kadar sorbitol menjadi 46%
Bentuk / Tipe	Vertical short tube evaporator
Bahan	High alloy steel SA-167 grade 3 tipe 304
Jumlah	1 buah
Tinggi Evaporator	6,401 m
Luas Permukaan	28,1 m <sup>2</sup>
OD Shell	22,0 in
ID Shell	21,3 in
Tebal Shell	0,4 in
Baffle	4,0 buah
OD Tube	1,5 in
ID Tube	1,4 in
BWG	16,0
Pitch	1 7/8 in
Jumlah Tube	110,0 buah
Panjang Tube	2,1 m



### Evaporator III (V-250 C)

Bahan Kontruksi : High alloy steel SA-167 grade 3 tipe 304

Suhu operasi : 58,02°C

Pengelasan : Double welded butt joint (E= 0,8)

faktor korosi : 2/16

Jumlah : 1 buah

Suhu feed masuk evaporator (T<sub>2</sub>) = 83,17 °C = 182 °F

Suhu steam masuk (T<sub>2</sub>) = 83,17 °C = 182 °F

Titik didih larutan ( $T_3$ )	=	57,87 °C	=	136 °F
Suhu saturated steam ( $T_{s3}$ )	=	81,99 °C	=	180 °F
Rate steam (V2)	=	1632,02 kg/jam	=	3597,95717 lb/jam
Rate Feed (L2)	=	4225,58 kg/jam	=	9315,71773 lb/jam
Air diuapkan (V3)	=	1700,33 kg/jam	=	3748,54497 lb/jam
Liquid Tersisa (L3)	=	2525,25 kg/jam	=	5567,17276 lb/jam

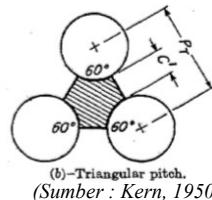
### Perancangan Shell and Tube

Ukuran tube ditetapkan sebagai berikut : *(Hugot, edisi 2 hal 509)*

Panjang tube (L)	=	7	ft	=	2,1336 m
OD	=	1 1/2	in		
BWG	=	16			
Pitch	=	1 7/8	in	(triangular pitch)	
Pass	=	1			

Dari Kern, table 10 didapatkan :

$$\begin{aligned} a' &= 1,47 \text{ in}^2 \\ &= 0,01021 \text{ ft}^2 \\ a'' &= 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ \text{ID} &= 1,37 \text{ in} \\ &= 0,114 \text{ ft} \\ A &= 0,000 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$



### Menentukan jumlah tube

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube (N}_t\text{)} &= \frac{A}{a'' \times x \times L} \\ &= \frac{0,000}{0,3925 \times x \times 7} \\ &= \frac{0}{0,000} \text{ buah} \\ &= 86 \text{ buah } (\text{Standarisasi Table.9, Kern}) \end{aligned}$$

Berdasarkan table 9 Kern, untuk tube dengan OD 1 1/2 in, dan 1 7/8 in

triangular pitch dan jumlah tube 86 buah dan 1 - 1 pass, maka didapatkan besar

ID shell = 23 1/4 in

Sehingga, didapatkan OD shell standart adalah 22 in

$$\begin{aligned} A &= N_t \times L \times a'' = 86 \times 7 \times 0,393 \\ &= 236,285 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

### Menentukan tebal shell standart

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ ts} \\ 24 &= 23 1/4 + 2 \text{ ts} \\ \text{ts} &= 3/8 \text{ in} = 0,010 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menentukan tinggi evaporator

utk menghitung tinggi evaporator menggunakan perbandingan:

$$\begin{array}{rcl}
 \frac{H_{cylindrical\ body}}{L_{tube}} & = & 2 \\
 H_{cylindrical\ body} & = & 2 \times 7 \\
 & = & 14
 \end{array}
 \quad (Hugot\ page\ 508)$$
  

$$\begin{array}{rcl}
 H_{evaporator} & = & H_{cylindrical\ body} + L_{tube} \\
 & = & 14 + 7 \\
 & = & 21 \text{ ft} \\
 & = & 6,40 \text{ m}
 \end{array}$$

### Menentukan jumlah baffle

$$\begin{array}{rcl}
 Baffle\ space\ (B) & = & ID\ Shell = 23,25 \text{ in} = 0,59055 \text{ m} \\
 Jumlah\ Baffle & = & \frac{L}{B} = \frac{2,1336}{0,5906} = 3,61 = 4 \text{ buah}
 \end{array}$$

Tabel C.37 Spesifikasi Evaporator III (V-250C)

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Evaporator III (V-250C)
Fungsi	Menguapkan kadar air dalam larutan sorbitol sehingga kadar sorbitol menjadi 70%
Bentuk / Tipe	Vertical short tube evaporator
Bahan	High alloy steel SA-167 grade 3 tipe 304
Jumlah	1 buah
Tinggi Evaporator	6,401 m
Luas Permukaan	21,95 m <sup>2</sup>
OD Shell	22 in
ID Shell	23,25 in
Tebal Shell	3/8 in
Baffle	4 buah
OD Tube	1 1/2 in
ID Tube	1 3/8 in
BWG	16
Pitch	1 7/8 in
Jumlah Tube	86 buah
Panjang Tube	2,13 m

### 18. BAROMETRIK KONDENSOR (E-252)

Fungsi : Mengkondensasikan uap keluaran dari evaporator III (V-250C)

Type : Barometric condenser

Jumlah : 1 buah  
 Bahan : Carbon steel SA 283 grade B  
 Rate uap = 1700,329 kg uap/jam = 3748,54 lb uap/jam  
 Rate cooling water = 40426,519 kg air/jam = 89124,30 lb air/jam  
 T cooling water = 30 °C  
 $\rho$  cooling water = 996 kg/m³ = 62,26 lb/ft³  
 $\mu$  larutan = 4,113 cp

Luas penampang condenser, S :

$$A = \frac{1,7}{1000} \text{ ft}^2/\text{ton uap yang akan diembunkan tiap jam}$$

$$A = \frac{1,7}{1000} \times 1700,3 = 2,89 \text{ ft}^2$$

Diameter condenser :

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$A = 0,786 \times D^2$$

$$2,9 = 0,786 \times D^2$$

$$D^2 = 3,679$$

$$D = 1,918 \text{ ft}$$

$$= 23,02 \text{ in}$$

$$OD = 18 \text{ in}$$

Kecepatan air dalam kolom barometrik = 9 ft/detil (*Hugot, hal 822*)

Diameter kolom barometrik : (*Hugot, pers. 40-22*)

$$\frac{\pi V(D)^2}{4} = \frac{Q(W+1)}{62,4 \times 3600}$$

Dimana: D= diameter kolom barometrik (ft)  
 V= kecepatan aliran dalam kolom (ft/s)  
 Q= uap air yang diembunkan (lb/jam)  
 W= perbandingan air pendingin dengan uap yang diembunkan

$$\frac{\pi V(D)^2}{4} = \frac{Q(W+1)}{62,4 \times 3600}$$

$$7,1 D^2 = 0,4134$$

$$D^2 = 0,0585$$

$$D = 0,242 \text{ ft}$$

$$D = 2,902 \text{ in}$$

Tinggi kolom barometrik, Hb :

$$S = \text{faktor keamanan} = 1,5 \text{ ft}$$

$$Hb = H_o + h + S \quad (\text{Hugot pers 40.19})$$

Menghitung  $H_0$  :

$$t = 45^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Specific volume air} = 1 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$P_{\text{vakum}} = 6,034 \text{ inHg}$$

$$P_{\text{bar.}} = 30,7 \text{ inHg}$$

$$H_0 = 33,9 \times (6,0342/30) \times 1 \times (30,7/30)$$

$$= 6,978 \text{ ft}$$

Menghitung  $h$  :

$$h = (1 + \alpha) V^2/2g \quad (\text{Hugot, pers 40.20})$$

Dimana:  $h$  = head air untuk menjaga aliran dalam kolom agar mempunyai kecepatan tetap sebesar  $v$

$v$  = kecepatan aliran dalam kolom (ft/s)

$g$  = percepatan gravitasi (ft/s<sup>2</sup>)

Dari tabel 40.19 Hugot, untuk  $D = 2,902 \text{ in}$

$$\alpha = 2,6$$

$$g = 32,16 \text{ ft/s}^2$$

$$h = (1+1,2)(9^2 / (2 \times 32,16))$$

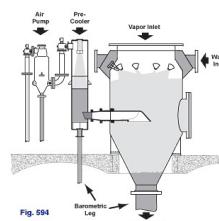
$$= 4,534 \text{ ft}$$

$$H_b = 6,978 + 4,53 + 1,5$$

$$= 13,0 \text{ ft}$$

**Tabel C.38** Spesifikasi Barometrik Kondensor (E-252)

Nama dan nomor alat	Barometrik Kondensor (E-252)
Fungsi	Mengkondensasikan uap dari Evaporator V-250 C
Type	Barometric condenser
Bahan	Carbon steel SA 283 grade B
Jumlah	1 buah
Rate bahan	1700 kg uap/jam
Luas penampang condenser	2,9 ft <sup>2</sup>
Diameter condenser	18,0 in
Jumlah air pendingin	40427 kg/jam
Kevakuman maksimum	0,2 atm
Diameter kolom barometrik	0,2 ft
Batas keamanan	1,5 ft
Tinggi kolom barometrik	13,0 ft



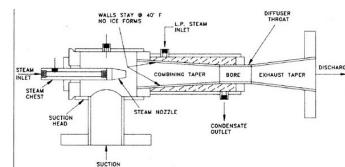
## 19. STEAM JET EJECTOR (G-253)

Fungsi : Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada Barometrik kondensor

Material : Carbon Steel SA 283 Grade C

Jumlah : 1 unit

Tipe : Single stage jet



$$\text{Tekanan Vacuum Tangki} = 4,7363 \text{ inHg abs}$$

$$\text{Suhu vapor, } T_v = 55,25^\circ\text{C} = 131^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan Vapor pada } 62.13^\circ\text{C} = 15,9285 \text{ kPa}$$

$$= 119.465 \text{ mmHg}$$

$$= 4.716 \text{ inHg}$$

Pounds of water vapor per pound of air = 1.8 (*Ludwig, Fig. 6-20C, hal 364*)

$$\text{Sehingga, } W' = 1.8 \text{ lb uap air/lb udara}$$

Udara kering yang disarankan = 10 lb/jam (Ludwig hal 367)

Total vapor air  $\equiv W_a \times W_{vap}$

$$= \quad 100 \quad x \quad 18$$

$$= 18 \text{ lb/inch}$$

— 18 18/jan  
er) (Lydum

Total compression may be greater than 1.3 (Pressure Factor) (Ludwig, Fig. 0.20B, hal 373)

$$\text{Total campuran uap ke ejector} = 18 \times 1,3 = 23,4 \text{ kg}$$

$$= 23 \text{ lb/jam}$$

#### **Pemilihan ukuran Jet Ejector :**

(Ludwig, Fig. 6-26A, hal 373)

$$\text{Kebutuhan steam (20 psig)} = 1481,23 \text{ lb steam/jam}$$

$$\text{Panjang} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Suhu steam} = 145^\circ\text{C} = 293^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan steam} = 43,4 \text{ psig} = 58,1 \text{ psia}$$

Pada Ps. = 58,

F = 1,3 (Steam Pressure Factor) (Ludwig, Fig. 6.26B, hal 373)

$$\text{Kebutuhan steam sebenarnya (Ws)} = 1481 \times 1,3$$

$$= 1926 \text{ lb/jam}$$

$$= 873,4 \text{ kg/jam}$$

**Tabel C.39** Spesifikasi Steam Jet Ejector (G-253)

Nama	Steam Jet Ejector (G-253)
Fungsi	Menarik gas-gas yang tidak terkondensasi pada Barometric condenser
Material	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1 unit

Tipe	Single stage jet		
Keb. steam (Ws)	1925,60	lb/jam	

## 20. HOT WELL (F-254)

- Fungsi : Untuk menampung kondensat dari barometric kondensor dan jet eject  
 Bentuk : Balok  
 Bahan : Beton bertulang (*reinforced concrete*)  
 Jumlah : 1 buah

### Perhitungan :

$$\begin{aligned}
 \text{Total aliran masuk} &= 43000 \text{ kg/jam} = 94798,4224 \text{ lb/jam} \\
 \rho \text{ aliran} &= 1055,3 \text{ kg/m}^3 = 60,5 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Laju alir volumetrik} &= 1567,0 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ jam} \\
 \text{Volume air kondensat} &= 1567,0 \text{ ft}^3 \\
 \text{Asumsi bak terisi} &= 80\% \text{ dari volume total} \\
 \text{Volume bak} &= \frac{1567}{80\%} = 1958,7 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Bak penampung berbentuk persegi panjang dengan perbandingan ukuran :

$$\begin{aligned}
 P : l : t &= 1 : 2 : 1 \\
 \text{Volume bak} &= P \times l \times t \\
 1958,7 &= t \times x \times 2t \\
 1958,7 &= 2 t^3 \\
 t^3 &= 979,34973 \\
 t &= 9,931 \text{ ft} \\
 P &= 19,861 \text{ ft} \\
 l &= 9,931 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Tabel C.40** Spesifikasi Hot Well (F-254)

Nama	Hot Well (F-254)
Fungsi	Untuk menampung kondensat dari barometric kondensor dan jet eject
Bentuk	Balok
Panjang	19,861 ft
Lebar	9,931 ft
Tinggi	9,931 ft
Bahan	Beton bertulang ( <i>reinforced concrete</i> )
Jumlah	1 buah

## 21. TANGKI PENAMPUNG PRODUK SORBITOL 70% (F-255)

- Fungsi : Menampung produk larutan sorbitol 70% keluaran dari evaporator (V-250 C

Bentuk : Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut  $120^\circ$

Bahan Kontruksi : Carbon Steel grade SA-283 grade C

Suhu operasi :  $80^\circ\text{C}$

Pengelasan : Double welded butt joint ( $E=0,8$ )

faktor korosi :  $2/16$  in

Jumlah : 1 buah

Viskositas air pada suhu  $58^\circ\text{C}$  =  $0,4832$  cp

Densitas air pada suhu  $58^\circ\text{C}$  =  $0,9842$  kg/L

**Tabel C.41 Komposisi dan Volume Larutan Sorbitol 70%**

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	r (kg/L)	V (L)
Air	757,576	0,300	1,00	0,9842	769,738
Dekstrin	1,611	0,001	1,45	1,4500	1,111
Maltose	5,405	0,002	1,54	1,5400	3,510
Dekstrosa	47,445	0,019	1,56	1,5600	30,414
Sorbitol	1507,410	0,597	1,12	1,1200	1345,902
Maltitol	205,806	0,081	1,49	1,4900	138,125
Total	2525,253	1			2288,799

Kapasitas penampungan ditetapkan = 3 hari = 12 cycle

Batch cycle time = 6 jam/cycle

Volume larutan =  $2288,799$  L/jam

$$= 2288,8 \text{ L/jam} \times 6 \text{ jam/c} = 164,79 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} r \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= 1,103 \text{ kg/L} = 1103,309 \text{ kg/m}^3 \\ &= 68,877 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{viskositas (T}=58^\circ\text{C}) = 25,0 \text{ cp} \quad (\text{Kearsley \& Dziedzic, 1995})$$

$$= 0,01680 \text{ lb}_m/\text{ft.s}$$

$$\text{Kapasitas} = 2525 \text{ kg/jam} = 5556 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir} &= \frac{\text{massa total}}{\text{densitas larutan}} \text{ lb/jam} \\ &= 80,66 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$= 0,022 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Volume larutan} = 80\% \text{ Volume total}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times 164,794 = 205,992 \text{ m}^3$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas standard dished head dan tutup bawah con

Ditetapkan : dimensi tinggi silinder / diameter bejai 1,5      (*Kusnarjo, 2010*)

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\ &= 0,25 \times 3,14 \times 1,5 \times D^3 \\ &= 1,18 \times D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5 \times 120^\circ)} \\ &= \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan 60^\circ} \\ &= 0,076 \times D^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0,0847 \times D^3 \quad (\text{Kusnarjo, hal 7})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{volume silinder} + \text{volume konis} + \text{volume tutup atas} \\ 205,992 &= 1,18 \times D^3 + 0,076 \times D^3 + 0,0847 \times D^3 \\ 205,992 &= 1,34 \times D^3 \\ D^3 &= 153,985 \\ D &= 5,36 \text{ m} \quad = 211,0 \text{ in} \\ \text{standard diameter OD} &= 192 \text{ in} \quad = 4,88 \text{ m} \end{aligned}$$

(*Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90*)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bagian silinder (Hs)} &= 1,5 \times \text{OD} \\ &= 1,5 \times 192 \\ &= 288 \text{ in} \quad = 7,32 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi konis (Hc)} &= \frac{\text{OD}}{2 \times \tan(0,5\alpha)} \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= \frac{192}{2 \times \tan 60^\circ} \\ &= 55,4 \text{ in} \quad = 1,408 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas (Hd)} &= 0,169 \text{ OD} \quad (\text{Kusnarjo, hal 8}) \\ &= 32,448 \text{ in} \quad = 0,82 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki (H)} &= \text{tinggi silinder (Hs)} + \text{tinggi konis (Hc)} + \text{tinggi tutup atas (Hd)} \\ &= 7,32 + 1,408 + 0,82 \\ &= 9,547 \text{ m} \\ &= 375,874 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{vol larutan dlm konis} &= \text{volume konis} \\
&= 0,076 \times \text{OD}^3 \\
&= 8,761 \text{ m}^3 \\
\text{vol larutan dlm silinder} &= \text{vol larutan dalam tangki} - \text{vol larutan dalam konis} \\
&= 164,794 - 8,7612 \\
&= 156,032 \text{ m}^3 \\
\text{tinggi larutan dlm silinder} &= \frac{\text{volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2} \\
&= 8,357 \text{ m} \\
\text{tinggi larutan dlm tangki (Hb)} &= \text{tinggi larutan dlm silinder} + \text{tinggi larutan dlm konis} \\
&= 9,765 \text{ m}
\end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
P_{\text{bahan}} &= \rho_{\text{lar.sorbitol}} \times g \times H_b \\
&= 1103 \times 9,8 \times 9,765 \\
&= 105586,48 \text{ N/m}^2 = 15,36 \text{ psia} \\
P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia} \\
&= 0 \text{ psig}
\end{aligned}$$

Asumsi : tekanan desain dilebihkan sebesar 10%

$$\begin{aligned}
P_d &= 1,1 \times P_{\text{bahan}} + P_{\text{operasi}} \\
&= 1,1 \times 15,4 + 14,7 \\
P_d &= P_i = 33,1 \text{ psia} = 18,36 \text{ psig}
\end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder ( $t_{\text{silinder}}$ )

$$\begin{aligned}
f(\text{allowable stress value}) &= 12650 \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell \& Young}) \\
E(\text{allowable efficiency}) &= 80\% \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell \& Young}) \\
C(\text{corrosion factor}) &= 2/16 \quad (\text{Kusnarjo})
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
t_{\text{silinder}} &= \frac{\rho_i \times \text{OD}}{2(f.E + 0,4 P_d)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 15}) \\
&= \frac{33,06}{2(12650 \times 0,8 + 0,4 \times 33,06)} \times \frac{192}{33,06} + 1/8 \\
&= 0,313 + 2/16 \\
&= 7/16 \text{ in} = \frac{7,01}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\text{tebal plate standar (diambil)} = \frac{5/8}{\text{in}} = 0,0159 \text{ m}$$

(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= \text{ID} + 2 t_{\text{silinder}} \\
192 &= \text{ID} + 2 \times 0,0159 \text{ m} = 0,625 \text{ in} \\
\text{ID} &= 190,8 \text{ in} = 4,845 \text{ m}
\end{aligned}$$

dimana,      OD = Outside diameter  
                 ID = Inside diameter

### Menentukan Dimensi Tutup Atas dan Tutup Bawah

#### Menentukan Tebal Tutup Atas ( $t_{head}$ )

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell & Young, dipilih :

$$\begin{aligned}
 OD &= 192 \quad \text{in} \\
 ts &= 5/8 \quad \text{in} \\
 r &= 170 \quad \text{in} \\
 icr &= 11 \frac{1}{2} \quad \text{in} \\
 sf &= 2 \quad \text{in} = 0,05 \text{ m} \\
 t_{head} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{2(fE - 0,1P_i)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 19}) \\
 t_{head} &= \frac{0,885 \times 33,1 \times 170}{2(12650 \times 0,8 - 0,1 \times 33,1)} + 1/8 \\
 t_{head} &= 0,246 + 1/8 \\
 t_{head} &= 0,371 \text{ in} = \frac{5,934}{16} \text{ in} \\
 \text{tebal standard tutup atas (diambil)} &= 5/8 \text{ in} = 0,0159 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)

Dari gambar 5.8 Brownell & Young hal. 87

$$\begin{aligned}
 a &= 0,5 \times ID = 0,5 \times 190,8 = 95,38 \text{ in} \\
 AB &= 0,5 ID - icr = 95,375 - 11,50 = 83,88 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 170 - 11,50 = 158,5 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 170 - 134,5 = 35,51 \text{ in} \\
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{1/2} = (25122 - 7035,016)^{1/2} \\
 &= 134,49 \text{ in} \\
 OA &= t + b + sf = 0,63 + 35,51 + 2 \\
 &= 38,14 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Blank diameter (ketebalan < 1 in)} &= OD + OD/42 + (2 \times sf) + (2/3 \times icr) \\
 &= 192 + 4,57 + 4,00 + 7,67 \\
 &= 208,2 \text{ in}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Tebal Tutup Bawah ( $t_{hb}$ )

Tutup bawah berbentuk konis  $\alpha = 120^\circ$

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= \frac{P_i \cdot OD}{2(fE - 0,6 P_i) \cos(0,5 \alpha)} + C \quad (\text{Kusnarjo, hal 24}) \\
 &= \frac{33,06 \times 192}{2(12650 \times 0,8 - 0,6 \times 19,87) \cos 60^\circ} + 1/8 \\
 &= 0,09 \text{ in} = \frac{1,49}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal standard tutup bawah = 5/8 in = 0,0159 m  
*(Brownell & Young, Tabel 5.7, hal 90)*

### Menentukan Diameter Nozzle Tangki Penampung

#### nozzle inlet larutan sorbitol

$$\begin{aligned} \text{laju alir larutan : } & 2525,253 \text{ kg/jam} \\ & 2,2888 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,347 \text{ ft}^3/\text{min} \\ \text{densitas larutan : } & 1103 \text{ kg/m}^3 = 68,73 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{viskositas katalis: } & 25,0 \text{ cp} = 0,01680 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

Asumsi aliran laminer, dari nomograph fig. 14-2 Peters & Timmerhaus, hal. 498 didapatkan

$$\begin{aligned} D_{i,\text{opt}} &= 3,0 \times q_f^{0,36} \times \mu_c^{0,18} \quad (\text{Timmerhaus 4th, hal 496}) \\ &= 3,0 \times 0,2550 \times 1,7850 \\ &= 1,365 \text{ in} \end{aligned}$$

Diameter optimum bagian dalam pipa ( $D_{i,\text{opt}}$ ) = 1,4 in

Ditetapkan diameter nominal (pipa 1 1/4 in sch 40) : *(Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)*

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1,660 \text{ in} \\ \text{ID} &= 1,380 \text{ in} = 0,04 \text{ m} \\ A &= 1,495 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2 \quad 0,000964 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$v = \frac{0,0006358 \text{ m}^3/\text{s}}{0,000964 \text{ m}^2} = 0,660 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\ &= \frac{1103 \times 0,04 \times 0,660}{0,025000} = 1020,349 \quad (\text{laminer}) \end{aligned}$$

#### nozzle outlet larutan sorbitol

karena jenis fluidanya sama, diasumsikan diameter nozzle inlet sama dengan outlet

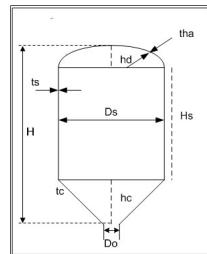
Ditetapkan diameter nominal (pipa 1 1/4 in sch 40) : *(Geankoplis 3rd.edition, App.A.5)*

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1,660 \text{ in} \\ \text{ID} &= 1,380 \text{ in} = 0,04 \text{ m} \end{aligned}$$

**Tabel C.42** Spesifikasi Tangki Penampung Larutan Sorbitol 70% (F-255)

Spesifikasi	Keterangan
Nama dan Nomor Alat	Tangki Penampung Larutan Sorbitol 70% (F-255)
Fungsi	Menampung sorbitol keluaran Evaporator (V-240 C)
Bentuk / Tipe	Silinder dengan tutup atas standart dished head dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°
Bahan	Carbon Steel grade SA-283 grade C
Kapasitas	205,992 m³ = 7274 ft³

Jumlah	1	buah
Tinggi Tangki	9,547	m
OD	192	in
ID	190,75	in
Tebal silinder ( $t_s$ )	5/8	in
Tebal tutup atas ( $t_{ha}$ )	5/8	in
Tebal tutup bawah ( $t_{hb}$ )	5/8	in
Tinggi silinder ( $H_s$ )	7,3	m
Tinggi tutup atas ( $H_d$ )	0,8	m
Tinggi tutup bawah ( $H_c$ )	1,4	m



## APPENDIKS D

### ANALISA EKONOMI

#### D.1. Harga Tanah

Diperkirakan luas tanah dan bangunan adalah :  $10.000 \text{ m}^2$

Pabrik akan didirikan di Desa Watesnegoro,Kec. Ngoro, Mojokerto, Jawa Timur dengan pertimbangan lokasi bahan baku dan ketersediaan lahan, sehingga diperoleh :

$$\text{Harga tanah per } \text{m}^2 = \text{Rp } 350.000 \text{ (www.rumah123.com/properti/mojokerto/las2172599)}$$

$$\text{Harga tanah total} = \text{Rp } 350.000 \times 10000 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga Tanah Total} = \text{Rp } 3.500.000.000$$

#### D.2 Harga Peralatan

##### D.2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Asumsi telah dilakukan perjanjian dengan vendor dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada awal tahun 2020 dgn menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani.

Sedangkan instalasi dilakukan pada awal tahun 2021, dimana pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2023.

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi.

Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada saat ini dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) seperti yang terlihat Tabel D.1. Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

Harga pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari internet, yaitu pada website [www.matche.com](http://www.matche.com), handbook Ulrich, dan website [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com) yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (*Fee on Board*).

Besarnya harga alat pada tertentu dapat dinyatakan dengan rumus sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Indeks harga tahun sekarang}}{\text{Indeks harga tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

**Tabel D.1 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)**

Tahun	Cost Index						
1973	144,1	1988	342,5	2003	401,7	2018	603,1
1974	164,4	1989	355,4	2004	444,2	2019	586,8
1975	182,4	1990	357,6	2005	468,2		
1976	192,1	1991	361,3	2006	499,6		
1977	204,1	1992	358,2	2007	525,4		
1978	218,8	1993	359,2	2008	575,40		
1979	238,7	1994	368,1	2009	521,90		
1980	261,2	1995	381,1	2010	550,80		
1981	297,0	1996	381,7	2011	585,70		
1982	314,0	1997	386,5	2012	584,60		
1983	317,0	1998	389,5	2013	567,30		
1984	322,7	1999	390,6	2014	576,10		
1985	325,3	2000	394,1	2015	556,80		
1986	318,4	2001	394,3	2016	541,70		
1987	323,8	2002	395,6	2017	574,00		

*(Sumber : Web <http://www.chemengonline.com/pci>)*

Dengan menggunakan metode *Least Square* dari Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup> edition hal. 760

dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata - rata pada tahun 2020

Keterangan :

x = Tahun

*v* = Cost Index

$q = y' (\text{harga rata-rata } y)$

$b$  = slope garis least-square

**Tabel D.2 Penaksiran Indeks Harga Dengan Metode Least Square**

No.	x	y	$x^2$	$y^2$	xy
1	1973	144,1	3.892.729	20.765	284.309
2	1974	164,4	3.896.676	27.027	324.526
3	1975	182,4	3.900.625	33.270	360.240
4	1976	192,1	3.904.576	36.902	379.590
5	1977	204,1	3.908.529	41.657	403.506
6	1978	218,8	3.912.484	47.873	432.786
7	1979	238,7	3.916.441	56.978	472.387
8	1980	261,2	3.920.400	68.225	517.176
9	1981	297,0	3.924.361	88.209	588.357
10	1982	314,0	3.928.324	98.596	622.348
11	1983	317,0	3.932.289	100.489	628.611
12	1984	322,7	3.936.256	104.135	640.237
13	1985	325,3	3.940.225	105.820	645.721
14	1986	318,4	3.944.196	101.379	632.342
15	1987	323,8	3.948.169	104.846	643.391
16	1988	342,5	3.952.144	117.306	680.890
17	1989	355,4	3.956.121	126.309	706.891
18	1990	357,6	3.960.100	127.878	711.624
19	1991	361,3	3.964.081	130.538	719.348
20	1992	358,2	3.968.064	128.307	713.534
21	1993	359,2	3.972.049	129.025	715.886
22	1994	368,1	3.976.036	135.498	733.991
23	1995	381,1	3.980.025	145.237	760.295
24	1996	381,7	3.984.016	145.695	761.873
25	1997	386,5	3.988.009	149.382	771.841
26	1998	389,5	3.992.004	151.710	778.221
27	1999	390,6	3.996.001	152.568	780.809
28	2000	394,1	4.000.000	155.315	788.200
29	2001	394,3	4.004.001	155.472	788.994
30	2002	395,6	4.008.004	156.499	791.991
31	2003	401,7	4.012.009	161.363	804.605
32	2004	444,2	4.016.016	197.314	890.177
33	2005	468,2	4.020.025	219.211	938.741
34	2006	499,6	4.024.036	249.600	1.002.198
35	2007	525,4	4.028.049	276.045	1.054.478
36	2008	575,4	4.032.064	331.085	1.155.403
37	2009	521,9	4.036.081	272.380	1.048.497
38	2010	550,8	4.040.100	303.381	1.107.108

39	2011	585,7	4.044.121	343.044	1.177.843
40	2012	584,6	4.048.144	341.757	1.176.215
41	2013	567,3	4.052.169	321.829	1.141.975
42	2014	576,1	4.056.196	331.891	1.160.265
43	2015	556,8	4.060.225	310.026	1.121.952
44	2016	541,7	4.064.256	293.439	1.092.067
45	2017	574,0	4.068.289	329.476	1.157.758
46	2018	603,1	4.072.324	363.730	1.217.056
47	2019	586,8	4.076.361	344.334	1.184.749
<b>Total</b>	<b>93.812</b>	<b>18.603</b>	<b>1,87,E+08</b>	<b>8.132.818</b>	<b>37.211.002</b>

$$n = \text{Jumlah Data } (n) = 47$$

$$a = y' = \frac{\sum y}{n}$$

$$b = \frac{\sum [(x' - x)(y' - y)]}{\sum (x' - x)^2}$$

$$x' = \frac{\sum x}{n} = \frac{93.812}{47} = 1996,0$$

$$y' = \frac{\sum y}{n} = \frac{18.603}{47} = 395,8$$

Dari persamaan 17.21 Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup> edition hal. 760 :

$$\sum (x' - x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 187257400 - \frac{[93.812]}{47}^2$$

$$= 8648,000$$

$$\sum (y' - y)^2 = \sum y^2 - \frac{(\sum y)^2}{n} = 8132818 - \frac{[18.603]}{47}^2$$

$$= 769591,977$$

Dari persamaan 17.20 Peters & Timmerhaus 4<sup>th</sup> edition hal. 760 :

$$\sum [(x' - x)(y' - y)] = \sum xy - \frac{(\sum x \cdot \sum y)}{n}$$

$$= 37.211.002 - \frac{93.812 \times 18.603}{47}$$

$$= 79413,600$$

$$b = \frac{\sum [(x' - x)(y' - y)]}{\sum (x' - x)^2} = \frac{79413,600}{8648,000}$$

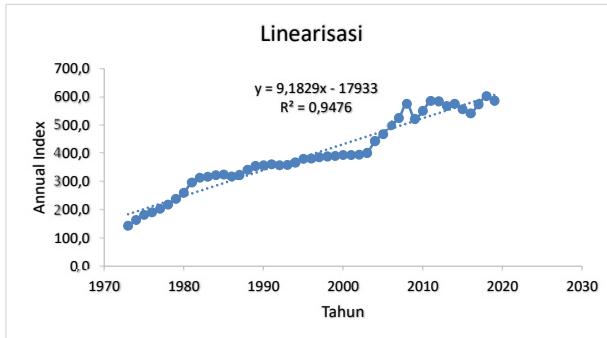
$$= 9,183$$

$$a = y' = \frac{\sum y}{n} = \frac{18.603}{47}$$

$$= 395,809$$

Berdasarkan persamaan 1, maka :

$$\begin{aligned}
 y &= a + b(x - x') \\
 &= 395,8 + 9,183(x - 1996,0) \\
 &= -17933,232 + 9,183x
 \end{aligned}$$



Gambar D.1 Grafik Equipment Cost

Rumus yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun 2020 :

$$C_{p,v,s} = C_{p,v,r} \times \frac{I_s}{I_r}$$

dimana:  $C_{p,v,s}$  = harga peralatan pada tahun 2020

$C_{p,v,r}$  = harga peralatan pada tahun 2014

$I_s$  = cost index pada tahun 2020

$I_r$  = cost index pada tahun 2014

Dengan linearisasi dapat diperoleh :

$$I_s = 616,198 \quad (\text{cost index pada tahun 2020})$$

Sedangkan dari data yang ada :

$$I_r = 576,100 \quad (\text{cost index pada tahun 2014})$$

Kurs Rupiah terhadap Dollar Amerika sebesar : US\$ 1 = Rp13.801

(Diakses 10 Januari 2020, pukul 08.46 WIB) (Sumber : Web <http://www.bi.go.id/>)

Sebagai contoh adalah prediksi harga Reaktor Likuifikasi yang diperoleh dari [www.matche.com](http://www.matche.com) berdasarkan FOB (Free On Board) dari Gulf Coast USA pada tahun 2014.

#### Reaktor Likuifikasi (R-120) :

Kode Alat : R-120

Fungsi : Mengkonversikan pati menjadi dekstrin, dekstrosa, dan maltosa dengan bantuan enzim a-amilase.

Kapasitas :  $4,489 \text{ m}^3 = 1185,82 \text{ gallon}$

Material : Stainless steel SA 240 grade M type 316

Jumlah : 4 buah

Harga pada tahun 2014 : US\$ 174.700

$$\begin{aligned}
 \text{Harga pada tahun 2017} &: = 174.700 \times \frac{616,198}{576,100} \times 4 \\
 &= \text{US\$} \quad 747.438
 \end{aligned}$$

Faktor *cost index* = 1,07

Tabel D.3 Perkiraan Harga Peralatan Proses Tahun 2019

No.	Kode	Nama Peralatan	Harga Satuan (US\$, 2014)	Jumlah	Total Harga (US\$, 2019)
1	F-111	Screw Conveyor	2.400	1	2.567
2	M-113	Tangki Penampung Lar. CaCl <sub>2</sub>	18.100	1	19.360
3	J-112	Tangki Penampung E. α-amilase	11.000	1	11.766
4	M-110	Tangki Mixing	26.100	1	27.917
5	L-121	Pompa Sentrifugal	5.900	1	6.311
6	E-122	Jet Cooker	3.200	1	3.423
7	F-123	Reaktor Likuifikasi	54.000	4	231.034
8	L-124	Tangki Pendingin Lar. Dekstrin	47.700	1	51.020
9	L-131	Pompa Sentrifugal	5.300	1	5.669
10	F-132	Tangki Penampung Glukoamilase	10.000	1	10.696
11	M-126	Tangki Penampung HCl	20.800	1	22.248
12	R-130	Reaktor Sakarifikasi	183.000	13	2.544.583
13	F-134	Tangki Penampung Lar. Dekstros	46.800	1	50.057
14	F-134	Pompa Sentrifugal	6.300	1	6.738
15	F-133	Rotary Drum Vacuum Filter	356.000	1	380.778
16	F-134	Pompa Sentrifugal	5.400	1	5.776
17	L-141	Kation Exchanger	5.926	1	6.338
18	H-140	Anion Exchanger	5.200	1	5.562
19	L-151	Tangki Penampung dekstros 25%	8.715	1	9.322
20	D-150	Pompa Sentrifugal	5.100	1	5.455
21	R-210	Reaktor Hidrogenasi	254.600	2	544.641
22	F-212	Tangki Penampung Katalis R. Ni	24.100	1	25.777
23	G-213	Kompresor	37.900	1	40.538
24	F-214	Tangki Penampung Gas Hidroge	123.700	1	132.310
25	H-215	Settling Tank	28.100	1	30.056
26	L-231	Pompa Sentrifugal	4.900	1	5.241
27	H-215	Filter Press	20.600	1	22.034
28	F-232	Tangki Penampung Filtrat	10.000	1	10.696
29	L-241	Pompa Sentrifugal	4.900	1	5.241
30	D-240	Kation Exchanger	4.900	1	5.241
31	L-251	Pompa Sentrifugal	7.843	1	8.389
32	V-250 A	1st stage evaporator	150.300	1	160.761
33	V-250 B	2nd stage evaporator	150.300	1	160.761
34	V-250 C	3rd satge evaporator	138.100	1	147.712
35	E-252	Barometric Condensor	3.700	1	3.958
36	G-253	Steam Jet Ejector	1.500	1	1.604
37	F-254	Hot Well	34.800	1	37.222
38	F-255	Tangki Penampung Produk Sorbi	37.100	1	39.682
<b>TOTAL</b>			<b>1.864.284</b>	<b>54</b>	<b>4.788.485</b>

Total harga peralatan proses pada tahun 2019 :

$$= \text{ US\$} \quad 4.788.485 \quad \times \quad 13.801$$

$$= \text{ Rp} \quad \mathbf{66.087.312.589}$$

### D.2.2. Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Harga peralatan utilitas :

Untuk pabrik dengan proses *fluid-solid*, diperkirakan harga peralatan utilitas adalah sebesar 40% dari harga peralatan.

(Sumber : Coulson and Richardson, hal 215)

$$= 40\% \quad \times \quad \text{Rp} \quad 66.087.312.589$$

$$= \text{Rp} \quad \mathbf{26.434.925.036}$$

Total Harga Peralatan

$$= \text{harga peralatan proses} + \text{harga peralatan utilitas}$$

$$= 66.087.312.589 + 26.434.925.036$$

$$= \text{Rp} \quad \mathbf{92.522.237.625}$$

### D.3 Perhitungan Biaya Utilitas

#### Perhitungan Biaya Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan sebesar 10% TPC, yang meliputi :

1. Air yang digunakan sebagai air pendingin, sanitasi, dan air umpan boiler.
2. Steam yang digunakan untuk proses pemanasan.
3. Listrik yang digunakan sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses serta untuk penerangan.
4. Bahan bakar yang digunakan untuk boiler dan generator.

### D.4 Harga Bahan Baku

Untuk harga-harga kebutuhan bahan baku pabrik sorbitol dari tepung jagung ini dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel D.4 Biaya Bahan Baku

No.	Bahan Baku	Kuantitas (kg/jam)	Harga (Rp/kg)	Total harga (Rp/tahun)
1	Tepung Jagung	2566,568	Rp 5.637	Rp 114.588.593.626
2	CaCl <sub>2</sub>	0,425	Rp 1.776	Rp 5.973.448
3	E. α-amilase	1,378	Rp 14.093	Rp 153.766.645
4	E. glukoamilase	1,173	Rp 42.279	Rp 392.908.251
5	HCl	0,007	Rp 1.339	Rp 76.211
6	Gas Hidrogen	329,071	Rp 37.000	Rp 96.430.856.592
7	Kat. Raney Nikel	97,107	Rp 187.516	Rp 144.216.112.604
<b>TOTAL</b>			<b>Rp</b>	<b>355.788.287.377</b>

(Sumber: Web <http://www.indonesian.alibaba.com>)

### D.5 Harga Jual Produk

Untuk harga jual produk pabrik sorbitol ini dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel D.5 Harga Jual Produk

No.	Produk	Kuantitas (kg/hari)	Harga (Rp/kg)	Total harga (Rp/hari)
1	Sorbitol 70%	60606,061	Rp 45.000	Rp 2.727.272.727
<b>TOTAL</b>			<b>Rp</b>	<b>2.727.272.727</b>
Harga penjualan per tahun			<b>Rp</b>	<b>900.000.000.000</b>

(Sumber: Web <http://www.indonesian.alibaba.com/>)

#### D.6 Perhitungan Biaya Pengemasan

Produksi per tahun (kg)	= 20.000.000 kg
Produk dikemas dalam drum dengan kapasitas 25 kg	= Rp 7.500 /drum #
Total biaya pengemasan pertahun	= Rp6.000.000.000

#### D.7. Gaji Karyawan

##### D.7.1 Penentuan Jumlah Karyawan Proses

Kapasitas produksi sorbitol	= 20000 ton/tahun
Jumlah hari efektif dalam 1 tahun	= 330 hari
Kondisi rata-rata	= <u>20000 ton/tahun</u> 330 hari/tahun
	= 60,6061 ton/hari

Dengan kondisi rata - rata sebesar = 60,6061 ton/hari

Berdasarkan figure 6-8 Peter & Timmerhaus 4 edition, hal. 198

Jumlah pekerja yang dibutuhkan adalah = 42 orang/(hari)(tahapan proses)

Karena ada dua tahapan proses dalam pabrik, maka karyawan proses yang diperlukan :

$$\begin{aligned} M &= 42 \text{ orang}/(\text{hari})(\text{tahapan proses}) \times 2 \text{ tahapan proses} \\ &= 84 \text{ orang}/\text{hari} \end{aligned}$$

Karyawan proses dibagi dalam 3 group (shift) kerja dengan satu shift kerja selama 8 jam/hari, sehingga, jumlah karyawan proses per shift =  $\frac{84}{3} = 28$  orang/shift

Jadi jumlah pekerja operator total = 28 x 3 group  
= 84 orang

##### D.7.2 Susunan Karyawan

Tabel D.6. Daftar Susunan Karyawan Pabrik Pembuatan Sorbitol

No	Jabatan	Gaji (Rp/bulan)	Jumlah Karyawan	Jumlah (Rp)
1	Dewan Komisaris			
	Komisaris utama	Rp 24.000.000	3	Rp 72.000.000
2	Dewan Direksi			
	Direktur Utama	Rp 60.000.000	1	Rp 60.000.000
	Dirut Produksi	Rp 45.000.000	1	Rp 45.000.000
	Dirut Keuangan	Rp 45.000.000	1	Rp 45.000.000
	Dirut SDM	Rp 45.000.000	1	Rp 45.000.000
3	Sekretaris	Rp 5.000.000	2	Rp 10.000.000
4	Kepala Bagian			
	a. Proses & Produksi	Rp 17.000.000	1	Rp 17.000.000
	b. Teknik & Pemeliharaan	Rp 17.000.000	1	Rp 17.000.000
	c. Promosi & Keuangan	Rp 17.000.000	1	Rp 17.000.000
5	d. Umum & Personalia	Rp 17.000.000	1	Rp 17.000.000
	Kepala Seksi			
	a. Proses & Produksi	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000
	b. Utilitas dan Pemeliharaan	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000

	c. Penjualan dan Pemasaran	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000
	d. Bahan Baku dan Gudang	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000
	e. Keuangan dan Pembukuan	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000
	f. Keamanan	Rp 10.000.000	1	Rp 10.000.000
6	<i>Foreman</i>			
	a. Proses & Produksi	Rp 5.000.000	84	Rp 420.000.000
	b. Utilitas dan Pemeliharaan	Rp 5.000.000	28	Rp 140.000.000
	c. Penjualan dan Pemasaran	Rp 5.000.000	12	Rp 60.000.000
	d. Bahan Baku dan Gudang	Rp 5.000.000	8	Rp 40.000.000
	e. Keuangan & Pembukuan	Rp 5.000.000	8	Rp 40.000.000
	f. Keamanan	Rp 4.000.000	9	Rp 36.000.000
	g. Sopir	Rp 3.000.000	4	Rp 12.000.000
7	Dokter	Rp 6.000.000	2	Rp 12.000.000
8	Karyawan tidak tetap			
	a. Petugas Kebersihan	Rp 1.700.000	8	Rp 13.600.000
	b. Petugas Bongkar Muat	Rp 1.700.000	8	Rp 13.600.000
	Total		190	Rp 1.120.200.000

$$\begin{array}{rcl}
 \text{Total} & = & \text{Rp } 1.120.200.000 \quad \times \quad 12 \\
 & = & \text{Rp } 13.442.400.000
 \end{array}$$

## D.8 Analisa Ekonomi

Evaluasi ekonomi digunakan untuk menentukan apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak.

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

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return*, IRR)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period*)
3. Titik impas (*Break event Point*, BEP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment*, TCI) yang meliputi :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*, WCI)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost*, TPC) yang terdiri :
  - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
  - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total  
Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) perlu dilakukan penaksiran terhadap :
  - a. Biaya tetap
  - b. Biaya semi variabel
  - c. Biaya variabel

### D.8.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*)

Termasuk *solid-fluid processing plant*, maka berdasarkan Peters & Timmerhaus Ed. 5th edition hal. 251 diperoleh :

#### D.8.1.1 Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI)

A. Direct Cost			
Pengadaan alat ( E )	100% E	Rp	92.522.237.625
Instrumentasi & kontrol	26% E	Rp	24.055.781.783
Isolasi	8% E	Rp	7.401.779.010
Perpipaan terpasang	31% E	Rp	28.681.893.664
Perlustrikan terpasang	10% E	Rp	9.252.223.763
<b>Harga FOB</b>	<b>175%</b>	Rp	161.913.915.844
Ongkos angkutan kapal laut	10% FOB	Rp	16.191.391.584
<b>Harga C&amp;F</b>		Rp	178.105.307.428
Biaya asuransi	0,5% C&F	Rp	890.526.537
<b>Harga CIF</b>		Rp	178.995.833.965
Biaya angkutan barang ke plant	15% CIF	Rp	26.849.375.095
Pemasangan alat	39% E	Rp	3.500.000.000
Bangunan pabrik	29% E	Rp	26.831.448.911
Service fac. & yard improvement	40% E	Rp	37.008.895.050
Tanah		Rp	3.500.000.000
<b>Total Direct Cost (D)</b>		Rp	<b>276.685.553.021</b>

B. Indirect Cost			
<i>Engineering and Supervision</i>	10%	D	Rp 27.668.555.302

Ongkos kontraktor	10%	D	Rp	27.668.555.302
Legal expenses	2%	FCI		2% FCI
Biaya tidak terduga	7%	FCI		7% FCI
<b>Total Indirect Cost (I)</b>		9% FCI +	<b>Rp</b>	<b>55.337.110.604</b>

**Total Direct Cost (D) + Total Indirect Cost (I) = Fixed Capital Investment (FCI)**

Rp	276.685.553.021	+	9% FCI	+	Rp	55.337.110.604	=	FCI
					Rp	332.022.663.626	=	91% FCI
					Rp	364.860.069.918	=	FCI

<b>Total Direct Cost (D)</b>	Rp	276.685.553.021
<b>Total Indirect Cost (I)</b>	Rp	88.174.516.897
<b>Fixed Capital Investment (FCI)</b>	<b>Rp</b>	<b>364.860.069.918</b>

#### D.8.2 Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost, TPC)

<b>A. Manufacturing Cost (MC)</b>		
<b>A.1. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost, DPC)</b>		
Bahan baku (1 tahun)	Rp	355.788.287.377
Tenaga kerja (OL)	Rp	5.040.000.000
Pengawasan langsung	Rp	324.000.000
Utilitas	10% TPC	10% TPC
Pemeliharaan & perbaikan (PP)	5% FCI	Rp 18.243.003.496
Operating supplies	10% PP	Rp 1.824.300.350
Laboratorium	10% OL	Rp 504.000.000
Patent dan royalties	2% TPC	3% TPC
<b>Total Biaya Produksi Langsung (DPC)</b>	<b>Rp</b>	<b>381.723.591.223</b>
	+	12% TPC

<b>A.2. Biaya Tetap (Fixed Charges, FC)</b>		
Depresiasi (peralatan, bangunan)	10% FCI	Rp 36.486.006.992
Pajak lokal	2% FCI	Rp 7.297.201.398
Asuransi	1% FCI	Rp 3.648.600.699
<b>Total Biaya Tetap (FC)</b>	<b>Rp</b>	<b>47.431.809.089</b>

<b>A.3. Biaya Plant Overhead (Plant Overhead Cost, POC)</b>		
Plant Overhead Cost, POC	=	10% TPC
<b>Total Manufacturing Cost (MC) =</b>	<b>DPC + FC + POC</b>	
<b>= Rp</b>	<b>429.155.400.312</b>	<b>+ 22% TPC</b>

<b>B. Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses, GE)</b>		
Biaya administrasi	2% TPC	2% TPC
Ongkos distribusi dan penjualan	7% TPC	7% TPC
Biaya riset & pengembangan (R&D)	2% TPC	2% TPC
Financing	1% TPC	1% TPC
<b>Biaya Pengeluaran Umum (GE)</b>		<b>11% TPC</b>

Dimana :

$$\begin{array}{lcl} \text{TPC} & = & \text{MC} \\ & & + \quad \quad \quad \text{GE} \\ \text{TPC} & = & \text{Rp} \quad 429.155.400.312 \quad + \quad 33\% \text{ TPC} \end{array}$$

$$67\% \quad TPC = Rp \quad 429.155.400.312 \\ TPC = Rp \quad \underline{\underline{640.530.448.227}}$$

Sehingga:

DPC	=	Rp	458.587.245.010
POC	=	Rp	64.053.044.823
GE	=	Rp	70.458.349.305
MC	=	Rp	570.072.098.922

Total Production Cost (TPC)	=	TPC
		Kapasitas Produksi
	=	<u>Rp</u> <u>640.530.448.227</u> / tahun
		20000000 kg/tahun
	=	Rp <u>32.026.522</u> / kg

#### **D.8.3 Modal Kerja (*Working Capital Investment*, WCI)**

Working Capital Investment (WCI)	=	TPC x Lama cicilan modal (bulan)
	=	Rp <u>213.510.149.409</u>
		(dalam 4 bulan)
Total Capital Investment (TCI)	=	FCI + WCI
	=	Rp <u>578.370.219.328</u>

Modal Investasi terbagi atas :

1.     Modal sendiri ( <i>equity</i> )	=	30% TCI
	=	Rp <u>173.511.065.798</u>
2.     Modal pinjaman bank ( <i>loan</i> )	=	70% TCI
	=	Rp <u>404.859.153.529</u>

#### **D.8.4 Perhitungan Analisa Ekonomi**

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow*, yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang.

Adapun asumsi yang dipakai sebagai berikut :

1.     Modal			
-     Modal sendiri	=	30%	
-     Modal pinjaman	=	70%	
2.     Bunga bank	=	9,75% / tahun	
3.     Laju inflasi	=	3,13% / tahun	

(Sumber : Web BCA, update Januari 2019)

4.     Masa konstruksi 2 tahun  
Tahun pertama menggunakan 40% modal sendiri, 60% modal pinjaman.  
Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan pinjaman.
5.     Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :  
- Pada awal masa konstruksi {awal tahun ke(-2)} dilakukan pembayaran sebesar 50% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.  
- Pada akhir tahun kedua masa konstruksi {akhir tahun ke(-1)} dibayarkan sisa modal pinjaman.
6.     Pengembalian pinjaman dilakukan dalam waktu 10 tahun, sebesar

- 10% per tahun.
7. Umur pabrik diperkirakan selama 10 tahun dengan depresiasi sebesar 10% per tahun.
  8. Kapasitas produksi :

Tahun ke I	=	80%
Tahun ke II	=	100%
9. Pajak pendapatan	=	30%

(Sumber : UU No. 36 Tahun 2008 pasal 17 ayat 2a)

#### D.8.5 Perhitungan Biaya Total Produksi

$$\begin{array}{rcl} \text{Biaya produksi tanpa depresiasi} & = & \text{TPC} - \text{Depresiasi} \\ & = & \text{Rp} \quad 604.044.441.236 \end{array}$$

Tabel D.7. Biaya Operasi untuk Kapasitas 80% dan 100%

No.	Kapasitas	Biaya Operasi
1.	80%	Rp 483.235.552.988
2.	100%	Rp 604.044.441.236

#### D.8.6 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun kedua konstruksi. Nilai modal sendiri dipengaruhi oleh inflasi, sedangkan nilai modal pinjaman bank dipengaruhi oleh bunga bank. Sehingga total nilai modal sendiri dan modal pinjaman dari bank pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

Tabel D.8. Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman	
		Biaya	Bunga 9,75%
-2	50%	Rp 202.429.576.765	Rp -
-1	50%	Rp 202.429.576.765	Rp 19.736.883.735
0		Rp -	Rp 41.398.113.633
Modal Pinjaman Pada Akhir Masa Konstruksi		Rp	Rp 465.994.150.897,05

$$\begin{array}{rcl} \text{Bunga Pinjaman pada Akhir Masa Konstruksi} & = & \text{Rp} \quad 41.398.113.633 \\ \text{Modal Pinjaman pada Akhir Masa Konstruksi} & = & \text{Rp} \quad 465.994.150.897 \end{array}$$

Tabel D.9. Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri	
		Biaya	Inflasi 3.13%
-2	50%	Rp 86.755.532.899	Rp -
-1	50%	Rp 86.755.532.899	Rp 2.715.448.180
0		Rp -	Rp 5.515.889.888
Modal Sendiri Pada Akhir Masa Konstruksi		Rp	Rp 181.742.403.866

$$\begin{array}{rcl} \text{Inflasi pada Akhir Masa Konstruksi} & = & \text{Rp} \quad 5.515.889.888 \\ \text{Modal Sendiri pada Akhir Masa Konstruksi} & = & \text{Rp} \quad 181.742.403.866 \\ \text{Total Investasi pada Akhir Masa Konstruksi} & = & \text{Modal Sendiri} + \end{array}$$

$$= \quad \text{Modal Pinjaman} \\ = \quad \text{Rp} \quad \quad \quad 647.736.554.763$$

#### D.8.7 Perhitungan Harga Penjualan Produk

Dari Perhitungan D.4., untuk kapasitas 100% didapatkan harga penjualan produk :

Total harga penjualan produk = Rp 900.000.000.000 per tahun

#### D.8.8 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return, IRR*)

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

Cara yang dilakukan adalah trial i, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

$$\Sigma \frac{\text{CF}}{(1+i)^n} = \Sigma \text{CF} \times \text{DF}$$

= Total Modal pada Akhir Masa Konstruksi

n = tahun

CF = cash flow pada tahun ke-n

1/((1+i)^n) = discount factor (DF)

Harga trial i = 13,56% (trial total present value = TCI )

Tabel D.10. Data Trial Laju Bunga

Tahun ke-n	Net Cash Flow	DF	Present Value
1	Rp 72.120.041.653	0,880590	Rp 63.508.175.931
2	Rp 117.974.621.866	0,775438	Rp 91.482.059.819
3	Rp 122.395.423.853	0,682843	Rp 83.576.887.136
4	Rp 126.816.225.839	0,601305	Rp 76.255.207.180
5	Rp 131.237.027.825	0,529503	Rp 69.490.388.199
6	Rp 135.657.829.811	0,466275	Rp 63.253.838.747
7	Rp 140.078.631.798	0,410597	Rp 57.515.855.435
8	Rp 144.499.433.784	0,361567	Rp 52.246.296.162
9	Rp 148.920.235.770	0,318393	Rp 47.415.108.429
10	Rp 153.341.037.756	0,280373	Rp 42.992.737.724
<b>Total Present Value</b>			Rp 647.736.554.763
<b>TCI</b>			Rp 647.736.554.763

Dari perhitungan Tabel D.9, diperoleh nilai i = 13,56% per tahun.

Karena harga yang diperoleh lebih besar dari bunga pinjaman yaitu 9,75% per tahun, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.

#### D.8.9 Waktu Pengembalian Modal (*Payout Period, POP*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel D.11. Cumulative Cash Flow

Tahun ke-n	Net Cash Flow	Cumulative Cash Flow
1	Rp 72.120.041.653	Rp 72.120.041.653
2	Rp 117.974.621.866	Rp 190.094.663.520

3	Rp	122.395.423.853	Rp	312.490.087.372
4	Rp	126.816.225.839	Rp	439.306.313.211
5	Rp	131.237.027.825	Rp	570.543.341.036
6	Rp	135.657.829.811	Rp	706.201.170.848
7	Rp	140.078.631.798	Rp	846.279.802.645
8	Rp	144.499.433.784	Rp	990.779.236.429
9	Rp	148.920.235.770	Rp	1.139.699.472.199
10	Rp	153.341.037.756	Rp	1.293.040.509.956

Dimana nilai TCI = Rp 647.736.554.763

Dengan melakukan interpolasi nilai TCI pada Tabel D.10 antara tahun ke-5 & ke-6, maka diperoleh:

Waktu Pengembalian Modal = 5,57 tahun

#### D.8.10 Analisa Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

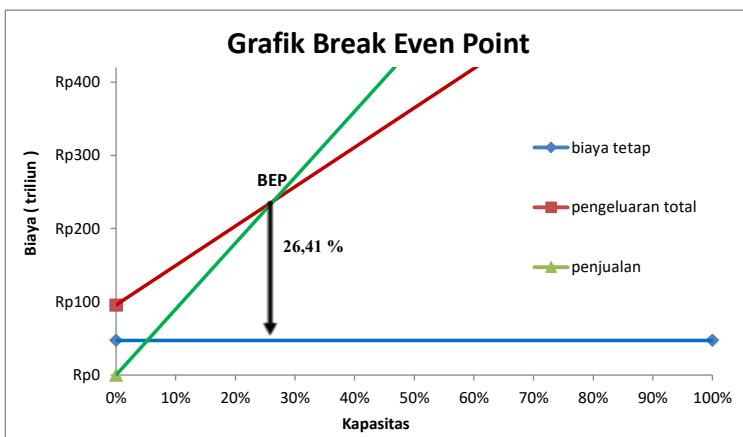
Tabel D.12. Biaya FC, VC, SVC dan S

No.	Keterangan	Jumlah	
1.	Biaya Tetap (FC)	Rp	47.431.809.089
2.	Biaya Variabel (VC)		
	- Bahan Baku	Rp	355.788.287.377
	- Utilitas	Rp	64.053.044.823
	- Pengemasan	Rp	6.000.000.000
	- Royalties	Rp	12.810.608.965
	Total Biaya Variabel (VC)	Rp	425.841.332.200
3.	Biaya Semivariabel (SVC)		
	- Tenaga Kerja	Rp	5.040.000.000
	- Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp	18.243.003.496
	- Operating Supplies	Rp	1.824.300.350
	- Laboratorium	Rp	504.000.000
	- Pengawasan Langsung	Rp	324.000.000
	- General Expenses	Rp	70.458.349.305
	- Plant Overhead Cost	Rp	64.053.044.823
	Total Biaya Semivariabel (SVC)	Rp	160.446.697.973
4.	Total Penjualan (S)	Rp	900.000.000.000

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + 0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 26,41\% \end{aligned}$$

Tabel D.13 Data Untuk Membuat Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya tetap	Rp 47.431.809.089,4	Rp 47.431.809.089,4
Pengeluaran total	Rp 95.565.818.481,4	Rp 633.719.839.262,8
Penjualan Total	Rp -	Rp 900.000.000.000,0



Tahun ke -	Kapasitas	INVESTASI					
		Modal Sendiri					
		Pengeluaran	Penyesuaian (Inflasi)	Jumlah	Akumulasi	Per	
		1	2	3	4	5	6
-2	0%	Rp. 86.755.532.899	Rp. 0	Rp. 86.755.532.899	Rp. 86.755.532.899	Rp. 203.513.978	Rp. 203.513.978
-1	0%	Rp. 86.755.532.899	Rp. 2.715.448.180	Rp. 89.470.981.079	Rp. 176.226.513.978	Rp. 203.513.978	Rp. 203.513.978
0	0%	Rp. 0	Rp. 5.515.889.888	Rp. 5.515.889.888	Rp. 181.742.403.866	Rp. 181.742.403.866	Rp. 181.742.403.866
1	80%						
2	100%						
3	100%						
4	100%						
5	100%						
6	100%						
7	100%						
8	100%						
9	100%						
10	100%						

Tabel D

Anggaran	Modal Pinjaman			Investasi Total		Peng Pi
	Bunga 7% pertahun	Jumlah	Akumulasi	(4) + (8)		
	5	6	7	8	9	
02.429.576.765	Rp. 0	Rp. 202.429.576.765	Rp. 202.429.576.765	Rp. 289.185.109.664	Rp.	
02.429.576.765	Rp. 19.736.883.735	Rp. 222.166.460.499	Rp. 424.596.037.264	Rp. 600.822.551.242	Rp.	
0	Rp. 41.398.113.633	Rp. 41.398.113.633	Rp. 465.994.150.897	Rp. 647.736.554.763	Rp.	
					Rp. 6 <sup>c</sup>	
					Rp. 6 <sup>c</sup>	
					Rp. 6 <sup>c</sup>	
					Rp. 6 <sup>c</sup>	
					Rp. 6 <sup>c</sup>	
					Rp. 6 <sup>c</sup>	
					Rp. 6 <sup>c</sup>	
					Rp. 6 <sup>c</sup>	
					Rp. 6 <sup>c</sup>	
					Rp. 6 <sup>c</sup>	

13 Discounted Cash Flow Sorbitol dari Tepung Jagung

Jumlah Pinjaman	Sisa Pinjaman	Hasil Penjualan	Biaya Operasi	Depresiasi	Bunga Pi
	(11) - (10)				
10	11	12	13	14	
0	Rp. 0	Rp. 0	Rp. 0	Rp. 0	Rp.
0	Rp. 0	Rp. 0	Rp. 0	Rp. 0	Rp.
0	Rp. 647.736.554.763	Rp. 0	Rp. 364.860.069.918	Rp. 0	Rp. 63
4.773.655.476	Rp. 582.962.899.286	Rp. 720.000.000.000	Rp. 483.235.552.988	Rp. 36.486.006.992	Rp. 56
4.773.655.476	Rp. 518.189.243.810	Rp. 900.000.000.000	Rp. 604.044.441.236	Rp. 36.486.006.992	Rp. 50
4.773.655.476	Rp. 453.415.588.334	Rp. 900.000.000.000	Rp. 604.044.441.236	Rp. 36.486.006.992	Rp. 44
4.773.655.476	Rp. 388.641.932.858	Rp. 900.000.000.000	Rp. 604.044.441.236	Rp. 36.486.006.992	Rp. 37
4.773.655.476	Rp. 323.868.277.381	Rp. 900.000.000.000	Rp. 604.044.441.236	Rp. 36.486.006.992	Rp. 31
4.773.655.476	Rp. 259.094.621.905	Rp. 900.000.000.000	Rp. 604.044.441.236	Rp. 36.486.006.992	Rp. 25
4.773.655.476	Rp. 194.320.966.429	Rp. 900.000.000.000	Rp. 604.044.441.236	Rp. 36.486.006.992	Rp. 18
4.773.655.476	Rp. 129.547.310.953	Rp. 900.000.000.000	Rp. 604.044.441.236	Rp. 36.486.006.992	Rp. 12
4.773.655.476	Rp. 64.773.655.476	Rp. 900.000.000.000	Rp. 604.044.441.236	Rp. 36.486.006.992	Rp. 6.
4.773.655.476	Rp. 0	Rp. 900.000.000.000	Rp. 604.044.441.236	Rp. 36.486.006.992	Rp.

a dari Sisa injaman	LABA				Actual Cash Flow	Net
	Sebelum Pajak		Pajak	Sesudah Pajak		
	(12) - (13) - (14) - (15)	(UU NO.36 / 2008 ps. 17)	(16) - (17)	(18) + (14)		
15	16	17	18	19		
0	Rp. 0	Rp. 0	Rp. 0	Rp. 0	Rp. 0	Rp.
0	Rp. 0	Rp. 0	Rp. 0	Rp. 0	Rp. 0	Rp.
1.154.314.089	Rp. -428.014.384.008	Rp. 0	Rp. -428.014.384.008	Rp. -428.014.384.008	Rp. -428.014.384.008	Rp. -4
1.838.882.680	Rp. 143.439.557.339	Rp. 43.031.867.202	Rp. 100.407.690.138	Rp. 136.893.697.129	Rp. 136.893.697.129	Rp. 7
1.523.451.271	Rp. 208.946.100.501	Rp. 62.683.830.150	Rp. 146.262.270.351	Rp. 182.748.277.343	Rp. 182.748.277.343	Rp. 1
1.208.019.863	Rp. 215.261.531.910	Rp. 64.578.459.573	Rp. 150.683.072.337	Rp. 187.169.079.329	Rp. 187.169.079.329	Rp. 1
1.892.588.454	Rp. 221.576.963.319	Rp. 66.473.088.996	Rp. 155.103.874.323	Rp. 191.589.881.315	Rp. 191.589.881.315	Rp. 1
1.577.157.045	Rp. 227.892.394.728	Rp. 68.367.718.418	Rp. 159.524.676.310	Rp. 196.010.683.301	Rp. 196.010.683.301	Rp. 1
1.261.725.636	Rp. 234.207.826.137	Rp. 70.262.347.841	Rp. 163.945.478.296	Rp. 200.431.485.288	Rp. 200.431.485.288	Rp. 1
1.946.294.227	Rp. 240.523.257.546	Rp. 72.156.977.264	Rp. 168.366.280.282	Rp. 204.852.287.274	Rp. 204.852.287.274	Rp. 1
1.630.862.818	Rp. 246.838.688.955	Rp. 74.051.606.686	Rp. 172.787.082.268	Rp. 209.273.089.260	Rp. 209.273.089.260	Rp. 1
1.315.431.409	Rp. 253.154.120.364	Rp. 75.946.236.109	Rp. 177.207.884.255	Rp. 213.693.891.246	Rp. 213.693.891.246	Rp. 1
0	Rp. 259.469.551.773	Rp. 77.840.865.532	Rp. 181.628.686.241	Rp. 218.114.693.233	Rp. 218.114.693.233	Rp. 1

Cash Flow	Cummulative	
(9) - (10)	Net Cash Flow	
20	21	
0	Rp.	0
0	Rp.	0
-28.014.384.008	Rp.	-428.014.384.008
-2.120.041.653	Rp.	-355.894.342.355
17.974.621.866	Rp.	-237.919.720.488
22.395.423.853	Rp.	-115.524.296.636
26.816.225.839	Rp.	11.291.929.203
31.237.027.825	Rp.	142.528.957.028
35.657.829.811	Rp.	278.186.786.840
40.078.631.798	Rp.	418.265.418.638
44.499.433.784	Rp.	562.764.852.422
48.920.235.770	Rp.	711.685.088.192
53.341.037.756	Rp.	865.026.125.948







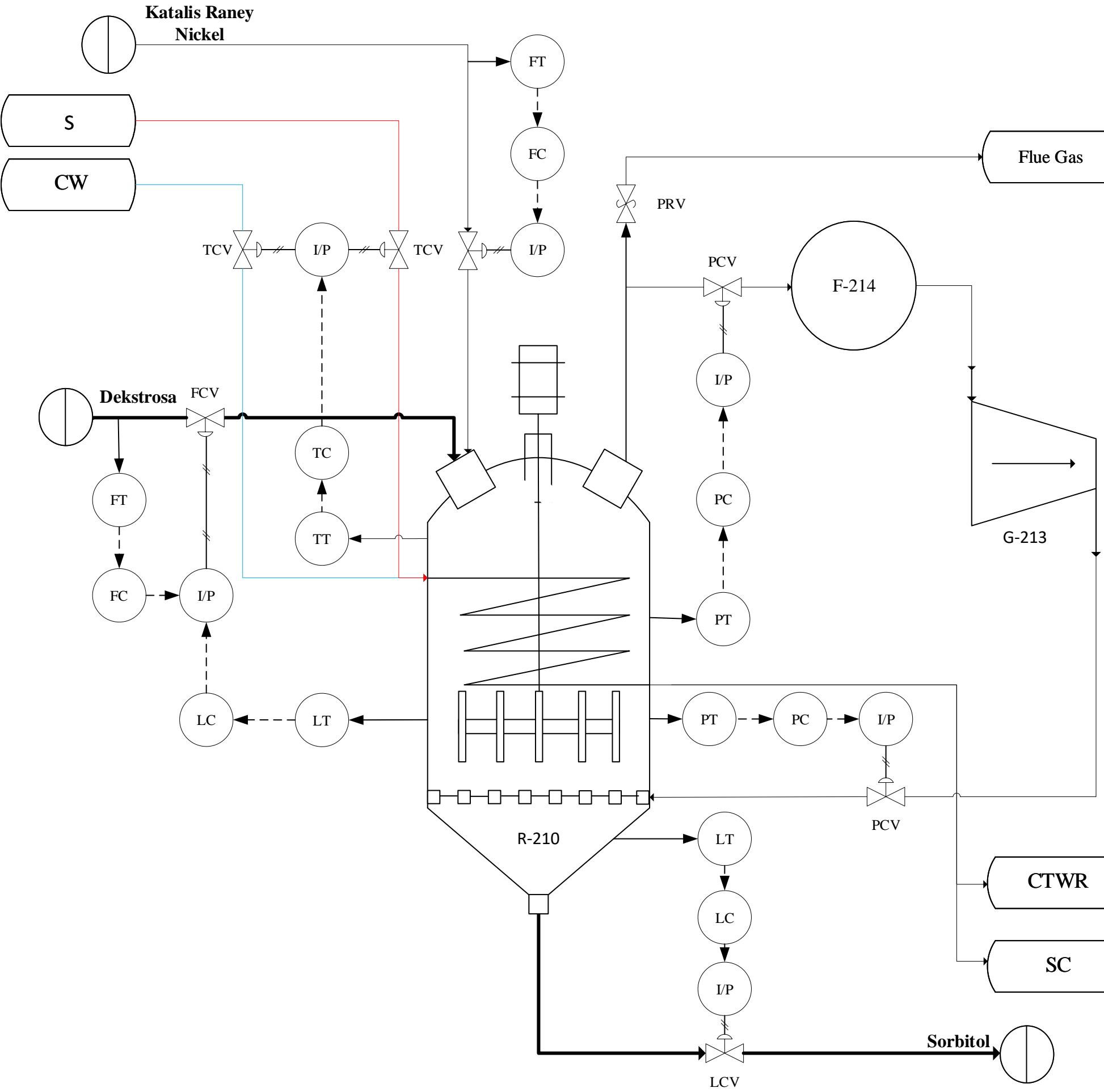




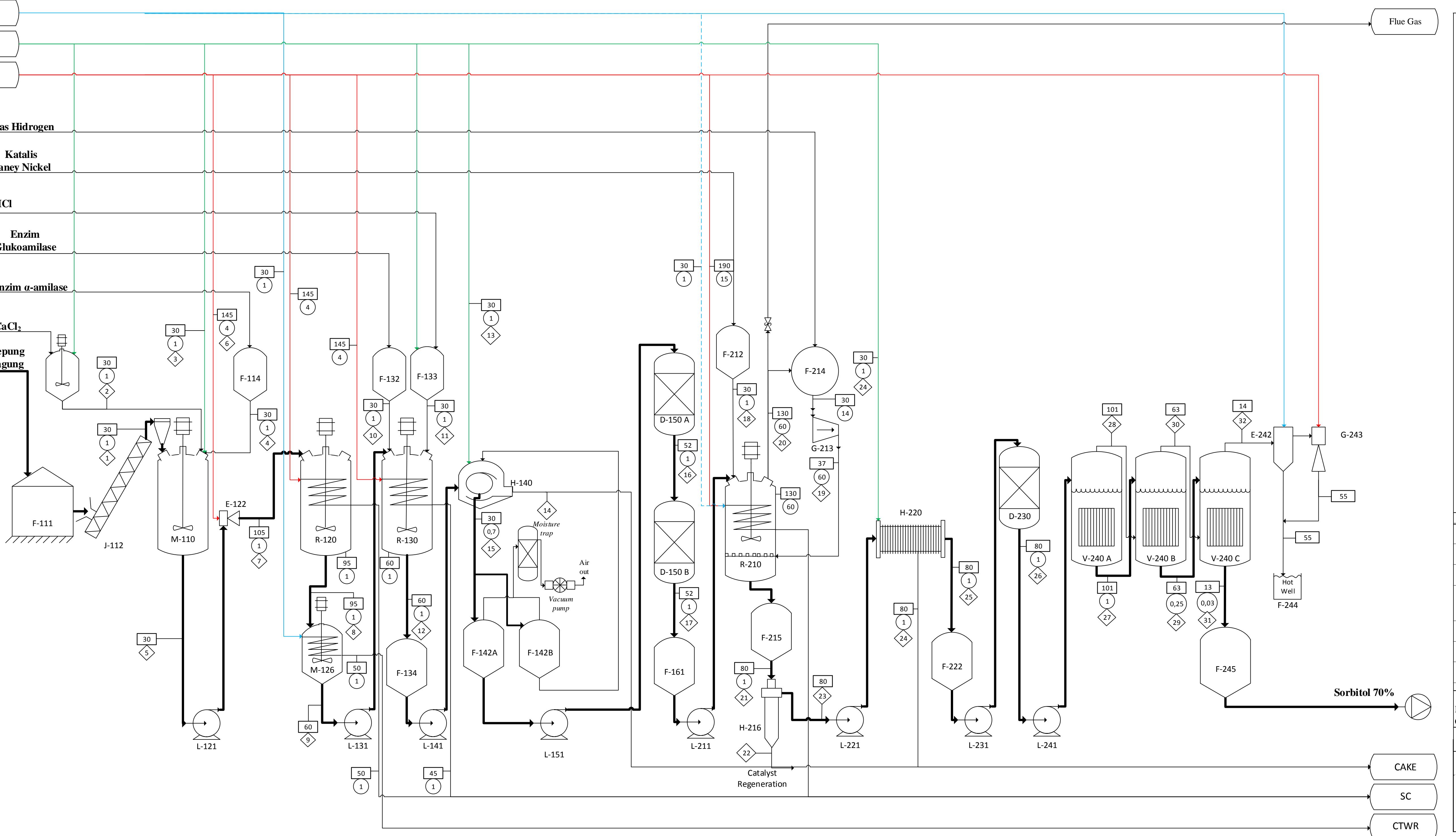








Konektivitas Utilitas	
1	Power Supply
2	Air pendingin
3	Steam
Pengertian Huruf Indikator	
Huruf Awal	Huruf Akhir
P	Pressure
F	Flow
L	Level
R	Ratio
T	Temperature
I/P	Transducer
Pengertian Garis Penghubung	
	Aliran Input
	Aliran Output
	Aliran Utama
	Elektrik
	Pneumatik
	Aliran Steam
	Aliran air pendingin
Oleh :	
Mohamad Amien Rais	0221164000040
Citra Sekar Maharani	0221164000058
PEMBIMBING :	
Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA.	
P&ID	
REAKTOR HIDROGENASI KATALITIK	
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA	
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM	
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER	
SURABAYA	
2020	



No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah
1	F-245	Tangki Penampung Sorbitol 70%	1
40	F-244	Hot Well	1
39	G-243	Steam Jet Ejector	1
38	E-242	Barometric Condensor	1
37	V-240 C	3rd Stage Evaporator	1
36	V-240 B	2nd Stage Evaporator	1
35	V-240 A	1st Stage Evaporator	1
34	L-241	Pompa Sentrifugal	1
33	D-230	Kation Exchanger	1
32	L-231	Pompa Sentrifugal	1
31	F-222	Tangki Penampung Filtrat	1
30	H-230	Filter Press	2
29	L-221	Pompa Sentrifugal	2
28	H-216	Settling Tank	1
27	F-215	Tangki Penampung Sorbitol	1
26	R-210	Reaktor Hidrogenasi	2
25	F-214	Tangki Penampung Gas Hidrogen	1
24	G-213	Kompresor	1
23	F-212	Tangki Penampung Katalis Raney Nickel	1
22	L-211	Pompa Sentrifugal	2
21	F-152	Tangki Penampung Lar Dekstrosa 25%	1
20	D-150 B	Anion Exchanger	1
19	D-150 A	Kation Exchanger	1
18	L-151	Pompa Sentrifugal	2
17	F-142A/B	Tangki Penampung Filtrat	1
16	H-140	Rotary Drum Vacuum Filter	1
15	L-141	Pompa Sentrifugal	2
14	F-134	Tangki Penampung Larutan Dekstrosa	1
13	R-130	Reaktor Sakarifikasi	1
12	F-133	Tangki Penampung HCl	1
11	F-132	Tangki Penampung Enzim Glukoamilase	1
10	L-131	Pompa Sentrifugal	2
9	M-123	Tangki Pendingin Larutan Dekstrin	1
8	R-120	Reaktor Likuifikasi	4
7	E-122	Jet Cooker	1
6	L-121	Pompa Sentrifugal	2
5	M-110	Tangki Mixing	1
4	F-114	Tangki Penampung Enzim $\alpha$ -amilase	1
3	M-113	Tangki Penampung Larutan CaCl <sub>2</sub>	1
2	J-112	Screw Conveyor	1
1	F-111	Gudang Penampung Tepung Jagung	1

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	
1	S	Steam	CTWR	Cooling Water Return
2	WP	Water Process	CAKE	Cake
3	CW	Cooling Water	SC	Steam Condensate
4		Nomor Aliran		Bahan Baku
5		Suhu (°C)		Produk
6		Tekanan (atm)		Aliran Cooling Water
7		Aliran Steam		Aliran Water Process

**SIMBOL KETERANGAN SIMBOL KETERANGAN**

Oleh : Mohamad Amien Rais 02211640000040  
Citra Sekar Maharani 02211640000058

PEMBIMBING : Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA.  
Flowsheet

PERENCANAAN PABRIK SORBITOL DARI TEPUng JAGUNG  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020

Komponen	Aliran Massa (kg/jam)																																
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	
Pati	1643.40																																
Serat	50,99																																
Protein	248,02																																
Lemak	125,17																																
Abu	27,81																																
Air	222,52	3,71	3608,37																														
CaCl <sub>2</sub>	0,42																																
$\alpha$ -amilase			1,38	1,38																													
Glukoamilase																																	
Dekstrin																																	
Maltoza																																	
Dekrosa																																	
HCl																																	
Nikel Alloy																																	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>																																	
H <sub>2</sub>																																	
Impurities H <sub>2</sub>																																	
Sorbitol																																	
Maltitol																																	
Total	2317,91	4,13	3608,37	1,38	5931,79	836,05	6767,84	6813,72	6813,72	1,17	2,40	6817,29	1093,05	7286,99	623,35	7286,84	7286,70	97,11	329,07	311,00	7401,87	29,52	7372,35	21,00	7351,35	7350,75	5922,76	1427,99	4287,31	1635,46	2525,25	1762,05	