

PROYEK AKHIR - VK194833

EFISIENSI DAN OPTIMASI PROSES PEMURNIAN PADA PABRIK SORBITOL DARI TEPUNG TAPIOKA

REGITA SYAHRA RAMADHAN

NRP 10411810000026

MOCHAMMAD ZAYYAN DIFA FADHILLAH

NRP 10411810000052

Dosen Pembimbing

WARLINDA EKA TRIASTUTI, S.Si., M.T.

NIP 19803030820 1012 2 007

Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2022



PROYEK AKHIR - VK194833

EFISIENSI DAN OPTIMASI PROSES PEMURNIAN PADA PABRIK SORBITOL DARI TEPUNG TAPIOKA

REGITA SYAHRA RAMADHAN

NRP 10411810000026

MOCHAMMAD ZAYYAN DIFA FADHILLAH

NRP 10411810000052

Dosen Pembimbing

WARLINDA EKA TRIASTUTI, S.Si., M.T.

NIP 19803030820 1012 2 007

Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Departemen Teknik Kimia Industri

Fakultas Vokasi

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

2022



FINAL PROJECT - VK194833

EFFICIENCY AND OPTIMATION PURIFICATION PROCESS OF SORBITOL INDUSTRY FROM TAPIOCA FLOUR

REGITA SYAHRA RAMADHAN

NRP 10411810000026

MOCHAMMAD ZAYYAN DIFA FADHILLAH

NRP 10411810000052

Advisor

WARLINDA EKA TRIASTUTI, S.Si., M.T.

NIP 19803030820 1012 2 007

Bachelor of Applied Science Study Program
Department of Industrial Chemical Engineering
Faculty of Vocational
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya
2022

LEMBAR PENGESAHAN

Tugas Besar Efisiensi dan Optimasi Proses dengan Judul:
**“Efisiensi dan Optimasi Proses Pemurnian pada Pabrik Sorbitol
dari Tepung Tapioka”**

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Sarjana Terapan Teknik (S.Tr.T)
Di Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Oleh:

Regita Syahra Ramadhan NRP: 10411810000026
Mochammad Zayyan Difa F. NRP: 10411810000052

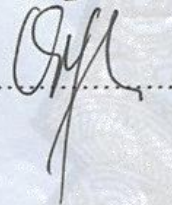
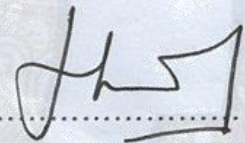
Disetujui Oleh:
Pembimbing:

1. Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007



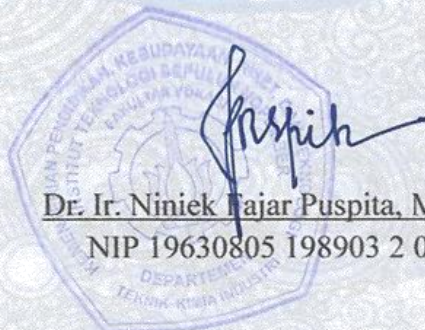
Penguji:

1. Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T.
NIP 195807031985022001
2. Dr. Lailatul Qomariyah, S.T.
NPP 1992202012056



Surabaya, 26-06-2022

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi



Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.
NIP 19630805 198903 2 002

APPROVAL SHEET

Final Project Process Efficiency and Optimization with Title:
“Efficiency and Optimation Purification Process of Sorbitol Industry from Tapioca Flour”

Submitted to fulfill one of the requirements for obtaining a degree
Bachelor of Applied Engineering (S.Tr.T)
at Department of Industrial Chemical Engineering
Faculty of Vocational Studies
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

By:

Regita Syahra Ramadhan NRP: 1041181000026
Mochammad Zayyan Difa F. NRP: 1041181000052

Approved by:

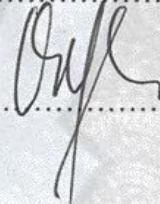
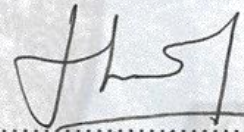
Advisor:

1. Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007



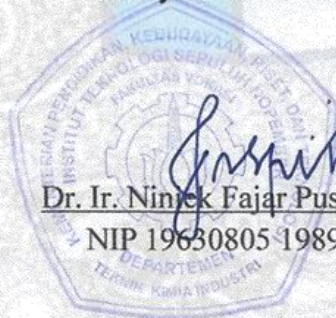
Examiner:

1. Dr. Ir. Lily Pudjiastuti, M.T.
NIP 195807031985022001
2. Dr. Lailatul Qomariyah, S.T.
NPP 1992202012056



Surabaya, 26-06-2022

Head of Industrial Chemical Engineering Department
Faculty of Vocational Studies



Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M.Eng.
NIP 19630805 198903 2 002

PERNYATAAN ORISINALITAS

Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama mahasiswa / NRP : Regita Syahra Ramadhan
NRP. 10411810000026
Mochammad Zayyan Difa Fadhillah
NRP. 10411810000052
Departemen : Teknik Kimia Industri
Dosen Pembimbing / NIP : Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007

Dengan ini menyatakan bawah Proyek Akhir dengan judul “Efisiensi dan Optimasi Proses Pemurnian pada Pabrik Sorbitol dari Tepung Tapioka” adalah hasil karya sendiri, bersifat orisinal, dan ditulis dengan mengikuti kaidah penulisan ilmiah.

Bilamana di kemudian hari ditemukan ketidaksesuaian dengan pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, 20 Juli 2022

Mengetahui,
Dosen Pembimbing



Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007

Mahasiswa I



Regita Syahra Ramadhan
NRP. 10411810000026

Mahasiswa II



Mochammad Zayyan D.F.
NRP. 10411810000052

STATEMENT OF ORIGINALITY

The undersigned below:

Name of student / NRP : Regita Syahra Ramadhan
NRP. 10411810000026
Mochammad Zayyan Difa Fadhillah
NRP. 10411810000052
Department : Industrial Chemical Engineering
Advisor / NIP : Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007

Hereby declare that the Final Project with the title of "*Efficiency and Optimization Purification Process of Sorbitol Industry from Tapioca Flour*" is the result of my own work, is original, and is written by following the rules of scientific writing.

If in the future there is a discrepancy with this statement, then I am willing to accept sanctions in accordance with the provisions that apply at Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, 20 July 2022

Acknowledged,
Advisor



Warlinda Eka Triastuti, S.Si., M.T.
NIP 198303082010122007

Student I



Regita Syahra Ramadhan
NRP. 10411810000026

Student II



Mochammad Zayyan D.F
NRP. 10411810000052

ABSTRAK

EFISIENSI DAN OPTIMASI PROSES PEMURNIAN PADA PABRIK SORBITOL DARI TEPUNG TAPIOKA

Nama Mahasiswa / NRP : 1. Regita Syahra Ramadhan / 10411810000026
2. Mochammad Zayyan Difa Fadhillah / 10411810000052
Departemen : Teknik Kimia Industri FV – ITS
Dosen Pembimbing : Warlinda Eka Triastuti, S.Si. M.T.

Abstrak

Sebagai negara berkembang, Indonesia sedang meningkatkan pembangunan di berbagai bidang, termasuk sektor industri. Hal ini dikarenakan semakin bertambahnya jumlah penduduk, maka semakin bertambah pula kebutuhan pangan di Indonesia, salah satunya yaitu gula. Bahan yang dapat dijadikan sebagai pengganti gula yaitu sorbitol. Sorbitol disebut gula alkohol karena berasal dari reduksi glukosa. Kapasitas produksi sorbitol yang akan didirikan yaitu 15.000 ton/tahun. Proses pembuatan sorbitol ini menggunakan bahan baku tepung tapioka dan proses hidrogenasi katalitik. Lokasi pendirian pabrik ini yaitu di Pati, Jawa Tengah. Proses pembuatan sorbitol ini terdiri dari 4 tahapan yaitu tahap liquifikasi terjadi proses pencampuran dan gelatinisasi, tahap utama (dekstrinasi yaitu terjadi penambahan enzim α -amilase, sakarifikasi yaitu terjadi penambahan enzim glukamilase, dan hidrogenasi yaitu terjadi penambahan gas hidrogen dan katalis *Raney Nickel*), tahap pemurnian (karbonasi yaitu proses penambahan karbon aktif untuk menjernihkan produk, filtrasi yaitu terjadi proses penyaringan antara filtrat dan cake, dan ion exchanger yaitu proses terjadinya penukaran ion positif dan negatif), serta tahap akhir (pemekatan larutan sorbitol 50% menjadi larutan sorbitol 70%). Pabrik ini akan dioperasikan secara kontinyu selama 330 hari/tahun dengan basis 24 jam/hari. Bahan baku tepung tapioka yang akan digunakan yaitu 33.282, 533 kg/hari. Hasil dari proses ini yaitu larutan sorbitol 70%. Pada proses pembuatan sorbitol ini, dilakukan efisiensi dan optimasi yaitu dengan mengubah produk sorbitol menjadi serbuk dengan tingkat kemurnian 98%. Untuk mengubah larutan sorbitol 70% menjadi serbuk sorbitol, digunakan alat berupa spray dryer. Hasil dari efisiensi dan optimasi yang telah dilakukan yaitu penjualan produk yang sebelumnya yaitu 46.000 menjadi 55.000. Kemurnian sorbitol yang sebelumnya yaitu 70% menjadi 99%. Untuk Break Even Point (BEP) yang didapatkan sebelum efisiensi yaitu 38,1% dan setelah efisiensi sebesar 29,3%.

Kata Kunci : Hidrogenasi Katalitik, Sorbitol, Tepung Tapioka

ABSTRACT

EFFICIENCY AND OPTIMATION PURIFICATION PROCESS OF SORBITOL INDUSTRY FROM TAPIOCA FLOUR

Student Name / NRP : 1. Regita Syahra Ramadhan / 10411810000026
2. Mochammad Zayyan Difa Fadhillah/ 10411810000052
Department : Industrial Chemical Engineering FV - ITS
Advisor : Warlinda Eka Triastuti, S.Si. M.T.

Abstract

As a developing country, Indonesia is increasing development in various fields, including the industrial sector. This is because the increasing number of people, the more food needs in Indonesia, one of which is sugar. The material that can be used as a substitute for sugar is sorbitol. Sorbitol is called a sugar alcohol because it is derived from the reduction of glucose. The production capacity of sorbitol to be established is 15,000 tons/year. The process of making sorbitol uses tapioca flour as raw material and a catalytic hydrogenation process. The location of the establishment of this factory is in Pati, Central Java. The process of making sorbitol consists of 4 stages, namely the liquification stage where mixing and gelatinization occur, the main stage (dextrination is the addition of -amylase enzymes, saccharification is the addition of glucoamylase, and hydrogenation is the addition of hydrogen gas and Raney Nickel catalyst), the purification stage (carbonation is the process of adding activated carbon to purify the product, filtration is the process between the filtrate and cake, and ion exchange is the process of exchanging positive and negative ions, and the final stage (concentration of 50% sorbitol solution to 70% sorbitol solution). This plant will be operated continuously for 330 days/year on a 24 hour/day basis. The raw material for tapioca flour to be used is 33,282, 533 kg/day. The result of this process is a 70% solution of sorbitol. In this process of making sorbitol, efficiency and optimization are carried out, namely by converting the sorbitol product into powder with a purity level of 98%. To convert 70% sorbitol into sorbitol powder, the tool used is a spray dryer. The results of the efficiency and optimization that have been carried out are product sales which were previously 46,000 to 55,000. The previous purity of sorbitol was 70% to 99%. The Break Even Point (BEP) obtained before efficiency is 38.1% and after efficiency is 29.3%.

Kata Kunci : Catalytic Hydrogenation, Sorbitol, Tapioca Starch

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa yang selalu melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan mata kuliah Efisiensi dan Optimasi Proses.

Terselesaikannya laporan ini tidak lepas dari peran berbagai pihak yang turut memberikan arahan, bimbingan dan motivasi sehingga penyusun dapat menyelesaikannya dengan baik dan tepat waktu. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan kami Rahmat, Hidayah-Nya serta memberikan kesabaran dan kekuatan yang tidak terkira kepada hamba-Nya.
2. Kedua orang tua dan keluarga kami. Doa untuk kesuksesan kami serta jasa-jasa lain yang sulit untuk diungkapkan,
3. Dr. Ir. Niniek Fajar Puspita, M. Eng selaku Kepala Departemen Teknik Kimia Industri Fakultas Vokasi Institut Teknologi Sepuluh Nopember,
4. Warlinda Eka Triastuti, S.Si. M.T. selaku Dosen Pembimbing yang telah membantu dan mengarahkan selama pengerjaan proposal proyek ini.
5. Daril Ridho Zuchrillah, S.T., M.T. selaku Dosen Pengampu mata kuliah Efisiensi dan Optimasi Proses Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya.
6. Bapak dan Ibu Dosen serta Karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya.
7. Seluruh teman-teman satu perjuangan serta orang-orang terdekat yang selalu memotivasi, menasehati, dan mendoakan agar tetap semangat dalam menjalani proyek ini.
8. Serta semua pihak yang membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Laporan ini diharapkan dapat memberikan manfaat bagi para pembaca. Namun masih terdapat kekurangan sehingga kritik dan saran dari pembaca sangat diperlukan. Terimakasih.

Surabaya, 26 Juni 2022

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN.....	Error! Bookmark not defined.
APPROVAL SHEET.....	Error! Bookmark not defined.
PERNYATAAN ORISINALITAS	Error! Bookmark not defined.
STATEMENT OF ORIGINALITY	Error! Bookmark not defined.
ABSTRAK.....	v
ABSTRACT	vi
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR NOTASI	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
I.1 Latar Belakang.....	1
I.2 Kapasitas Produksi	2
I.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	4
I.3.1 Bahan Baku Utama.....	4
I.3.2 Bahan Baku Pendukung	4
I.3.3 Produk Utama.....	6
I.3.4 Produk Samping	7
I.4 Lokasi Pabrik.....	7
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	9
II.1 Macam – Macam Proses Pembuatan Sorbitol	9
II.1.1 Proses Reduksi Elektrolitik	9
II.1.2 Proses Hidrogenasi Katalitik.....	9
II.2 Seleksi Proses	10
II.3 Uraian Proses Terpilih.....	10
II.3.1 <i>Liquification Process</i>	11
II.3.2 <i>Main Process</i>	11
II.3.3 <i>Purification Stage</i>	12
II.3.4 <i>Finishing</i>	13
BAB III NERACA MASSA	15
BAB IV NERACA ENERGI.....	26
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN	32
BAB VI EFISIENSI DAN OPTIMASI PROSES	42
VI.1 Pendahuluan	42
VI.1.1 Latar Belakang	42
VI.1.2 Rumusan Masalah	42
VI.1.3 Tujuan.....	43
VI.1.4 Manfaat.....	43
VI.2 Kondisi Existing	43
VI.3 Efisiensi dan Optimasi Proses	43
VI.3.1 Rencana Efisiensi dan Optimasi.....	43
VI.3.2 Hasil Efisiensi dan Optimasi	44
VI.4 Kesimpulan.....	52
BAB VII UTILITAS.....	53
VII.1 Air	53
VII.2 Bahan Bakar.....	55
VII.3 Listrik.....	55

VII.4	<i>Steam</i>	55
BAB VIII ANALISA EKONOMI		56
VIII.1	Penaksiran Harga Alat	56
VIII.2	Penentuan <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	56
VIII.3	Biaya Produksi Total (<i>Total Production Cost</i>)	59
VIII.4	Keuntungan Produksi.....	60
VIII.5	Analisa Kelayakan	60
BAB IX KESIMPULAN		63
DAFTAR PUSTAKA		64
BIODATA PENULIS		65
	Penulis I.....	65
	Penulis II.....	66

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Struktur Maltitol.....	7
Gambar 1.2 Lokasi Pendirian Pabrik Sorbitol	8
Gambar 2.1 Proses Reduksi Katalitik dalam Pembuatan Sorbitol.....	9
Gambar 2.2 Reaksi Hidrogenasi Katalitik	10
Gambar 3.1 Blok Diagram Tangki Mixing.....	15
Gambar 3.2 Blok Diagram Jet Cooker.....	16
Gambar 3.3 Blok Diagram Reaktor Liquifikasi.....	16
Gambar 3.4 Blok Diagram Reaktor Sakarifikasi	17
Gambar 3.5 Blok Diagram Rotary Vacuum Drum Filter.....	18
Gambar 3.6 Blok Diagram Evaporator	19
Gambar 3.7 Blok Diagram Reaktor Hidrogenasi.....	20
Gambar 3.8 Blok Diagram Tangki Karbonasi	21
Gambar 3.9 Blok Diagram Filter Press.....	22
Gambar 3.10 Blok Diagram Kation Exchanger.....	23
Gambar 3.11 Blok Diagram Anion Exchanger.....	23
Gambar 3.12 Blok Diagram Evaporator	24
Gambar 4.1 Blok Diagram Jet Cooker.....	26
Gambar 4.2 Blok Diagram Reaktor Liquifikasi.....	27
Gambar 4.3 Blok Diagram Tangki Pendingin	27
Gambar 4.4 Blok Diagram Reaktor Sakarifikasi	27
Gambar 4.5 Blok Diagram Evaporator	28
Gambar 4.6 Blok Diagram Barometric Condenser.....	28
Gambar 4.7 Blok Diagram Reaktor Hidrogenasi.....	29
Gambar 4.8 Blok Diagram Tangki Pendingin	29
Gambar 4.9 Blok Diagram Evaporator	30
Gambar 4.10 Blok Diagram Barometric Condensor.....	30

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Sorbitol di Indonesia.....	2
Tabel 1.2 Data Ekspor Sorbitol di Indonesia	2
Tabel 1.3 Data Produksi Sorbitol di Indonesia	3
Tabel 1.4 Data Konsumsi Sorbitol di Indonesia	3
Tabel 1.5 Pabrik Sorbitol di Indonesia	3
Tabel 1.6 Komposisi Tepung Tapioka.....	4
Tabel 1.7 Spesifikasi Tepung Tapioka	4
Tabel 1.8 Karakteristik Katalis Raney Nickel	5
Tabel 1.9 Produsen Karbon Aktif	5
Tabel 1.10 Karakteristik Karbon Aktif	6
Tabel 1.11 Karakteristik Sorbitol.....	7
Tabel 2.1 Seleksi Proses Produksi Sorbitol	10
Tabel 3.1 Komposisi Tepung Tapioka yang Digunakan	15
Tabel 3.2 Neraca Massa Tangki Mixing.....	15
Tabel 3.3 Neraca Massa Jet Cooker.....	16
Tabel 3.4 Neraca Massa Reaktor Liquefikasi.....	16
Tabel 3.5 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi	17
Tabel 3.6 Neraca Massa Rotary Vacuum Drum Filter	18
Tabel 3.7 Neraca Massa Evaporator	19
Tabel 3.8 Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi.....	20
Tabel 3.9 Neraca Massa Tangki Karbonasi	21
Tabel 3.10 Neraca Massa Filter Press	22
Tabel 3.11 Neraca Massa Kation Exchanger	23
Tabel 3.12 Neraca Massa Anion Exchanger	24
Tabel 3.13 Neraca Massa Evaporator	24
Tabel 4.1 Data Cp (kkal/kg°C)	26
Tabel 4.2 Neraca Energi Jet Cooker	26
Tabel 4.3 Neraca Energi Reaktor Liquefikasi	27
Tabel 4.4 Neraca Energi Tangki Pendingin.....	27
Tabel 4.5 Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi.....	28
Tabel 4.6 Neraca Energi Evaporator.....	28
Tabel 4.7 Neraca Energi Barometric Condenser	29
Tabel 4.8 Neraca Energi Reaktor Hidrogenasi	29
Tabel 4.9 Neraca Energi Tangki Pendingin.....	29
Tabel 4.10 Neraca Energi Evaporator.....	30
Tabel 4.11 Neraca Energi Barometric Condenser	31
Tabel 6.1 Harga Pengadaan Alat dan Utilitas	43
Tabel 6.2 Kondisi yang Ada di Pabrik Sorbitol.....	43
Tabel 6.3 Keuntungan dari Kondisi Existing.....	43
Tabel 6.4 Neraca Massa di Evaporator (Sebelum Efisiensi)	44
Tabel 6.5 Neraca Massa di Spray Dryer (Setelah Efisiensi).....	44
Tabel 6.6 Neraca Massa di Cyclone (Setelah Efisiensi).....	45
Tabel 6.7 Harga Alat dan Utilitas Setelah Efisiensi	46
Tabel 6.8 Harga Jual Produk Setelah Efisiensi.....	46

Tabel 6.9 Harga Pengadaan Alat Setelah Efisiensi.....	46
Tabel 6.10 Harga Bahan Baku	48
Tabel 6.11 Perhitungan Total Capital Investment (TCI) Setelah Efisiensi	48
Tabel 6.12 Direct Production Cost Setelah Efisiensi.....	49
Tabel 6.13 Fixed Charges Setelah Efisiensi	49
Tabel 6.14 Plant Overhead Cost Setelah Efisiensi.....	49
Tabel 6.15 General Expenses Setelah Efisiensi.....	49
Tabel 6.16 Harga Jual Produk Setelah Efisiensi.....	50
Tabel 6.17 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi Setelah Efisiensi.....	50
Tabel 6.18 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi Setelah Efisiensi	51
Tabel 6.19 IRR Setelah Efisiensi	51
Tabel 6.20 POT Setelah Efisiensi	51
Tabel 6.21 Perolehan BEP Setelah Efisiensi	52
Tabel 8. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index	56
Tabel 8.2 Harga Alat.....	57
Tabel 8.3 Harga Bahan Baku	58
Tabel 8.4 Perhitungan Total Capital Investment (TCI)	58
Tabel 8.5 Direct Production Cost.....	59
Tabel 8.6 Fixed Charges	59
Tabel 8.7 Plant Overhead Cost	60
Tabel 8.8 General Expenses.....	60
Tabel 8.9 Harga Jual Produk.....	60
Tabel 8.10 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi	61
Tabel 8.11 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi.....	61
Tabel 8.12 IRR.....	62
Tabel 8.13 Pay Out Time (POT).....	62

DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	i	Pertumbuhan	%
2	n	Selisih tahun	-
3	P	Tekanan	bar
4	T	Suhu	°c
5	Cp	<i>Heat Capacity</i>	kkal/kg°c
6	H	<i>Enthalpy</i>	kkal
7	m	Massa	kg
8	BM	Berat Molekul	kg/kmol
9	ΔH_f	<i>Enthalpy</i> Pembentukan	kkal/kmol
10	Q	Panas	kkal
11	ρ	Densitas	kg/m ³
12	μ	Viskositas	cp
13	D	Diameter	ft
14	H	Tinggi	ft
15	Ts	Tebal <i>Shell</i>	ft
16	C	Faktor Korosi	in
17	E	Efisiensi Las	-
18	A	Luas Permukaan	ft ²
19	V	Volume	m ³

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Sebagai negara berkembang, Indonesia sedang meningkatkan pembangunan di berbagai bidang, termasuk sektor industri. Tujuan pembangunan sektor industri adalah untuk meningkatkan produksi dalam negeri, menjaga keseimbangan struktur perekonomian Indonesia, meningkatkan transaksi devisa dan memperluas kesempatan kerja. Seiring bertambahnya jumlah penduduk, kebutuhan pangan Indonesia semakin meningkat, termasuk kebutuhan gula (sukrosa) yang merupakan salah satu kebutuhan utama masyarakat Indonesia. Menurut data yang dihimpun Bank Dunia, jumlah penduduk Indonesia akan mencapai 268 juta pada tahun 2019 dan diproyeksikan akan terus bertambah setiap tahunnya. Akibatnya, permintaan bahan makanan terus meningkat.

Peningkatan produksi gula (sukrosa) dapat dilakukan dengan menambah produsen gula. Namun untuk meningkatkan produksi, gula (sukrosa) memiliki jumlah kalori yang sangat tinggi yaitu 3,94 kkal/g, dan asupan gula (sukrosa) yang berlebihan menghasilkan kadar gula (sukrosa) yang tinggi. Sukrosa karena dapat terjadi. Gula dalam tubuh dapat menyebabkan berbagai penyakit degeneratif. Karena itu, perlu mengganti pemanis rendah kalori seperti sorbitol.

Sorbitol disebut gula alkohol karena berasal dari reduksi glukosa, yang mengubah gugus aldehida menjadi gugus hidroksil (Faith Keyes, 1975). Pengganti gula harus memenuhi persyaratan. Artinya, harus manis, tidak beracun, murah, tidak dapat difermentasi dengan bakteri plak, kalori dan dapat digunakan secara industri. Sorbitol memenuhi kriteria sebagai alternatif pengganti sukrosa. Manisnya sorbitol adalah 0,5 hingga 0,7 kali lipat dari sukrosa, dan nilai kalorinya adalah 2,6 kkal / g.

Jenis gula yang tidak menimbulkan efek toksik dan aman bagi penderita diabetes. Kebutuhan sorbitol adalah sorbitol merupakan salah satu bahan yang digunakan dalam industri makanan, kosmetik, deterjen, tekstil, farmasi dan industri lainnya. Sorbitol merupakan poliol alami yang banyak digunakan dalam industri makanan sebagai pemanis, pelembab dan tekstur (Marques, 2016).

Di beberapa industri sorbitol yang didirikan di seluruh dunia saat ini, seperti Kamranagar di Delhi, India, laporan kelayakan berdasarkan NIIR Project Consultant India, ROR yang cukup baik sebesar 56,56% dengan kapasitas pemrosesan 40 ton / hari. Saya memiliki BEP dari 44.17. Selain itu, di dalam negeri, Peraturan Menteri Perbendaharaan No. 42/PMK.011/2010 perlu menciptakan insentif perpajakan dengan format sebagai berikut untuk meningkatkan daya saing industri manufaktur sorbitol dalam negeri: Disebutkan. Sorbitol menanggung sebagian pajak pemerintah atas impor barang dan bahan untuk manufaktur. Ini bahkan lebih menarik bagi investor, mengingat dukungan pemerintah dalam industri sorbitol di balik nilai menarik dari studi kelayakan yang ada. Ada juga PPnya. Rencana Induk Pembangunan Industri Nasional (RIPIN) 20152035 edisi ke-14 tahun 2015 memasukkan industri gula, glukosa, farmasi, kosmetik, dan tekstil dalam rencana pengembangan industri jangka panjang (Kementrian Perindustrian, 2018).

Saat ini, terdapat produsen sorbitol di beberapa tempat di Indonesia. Misalnya, PT Cargill Indonesia, yang berbasis di Veggie, Pasuruan, Jawa Timur, menguasai 35% pangsa pasar sorbitol China dan merupakan produsen sorbitol terbesar di Indonesia, tetapi mengekspor. Berorientasi Produsen sorbitol kedua adalah PT Sama Satria Pasifik yang berbasis di Sidoarjo, Jawa Timur. Produsen sorbitol ketiga adalah PT Budi Kimia Raya yang berbasis di Lampung. Kemudian PT Sobat Tepung dan Pemanis. Namun, ternyata pemerintah masih melakukan impor setiap tahunnya untuk memenuhi kebutuhan sorbitol dalam negeri (Badan Pusat Statistik, 2015).

I.2 Kapasitas Produksi

Kebutuhan sorbitol di Indonesia semakin meningkat setiap tahunnya. Meskipun sudah ada pabrik sorbitol di Indonesia, akan tetapi kebutuhan sorbitol di Indonesia masih belum terpenuhi. Oleh karena itu, perlu dilakukan perhitungan mengenai kapasitas produksi sorbitol di tahun mendatang menggunakan persamaan :

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

Keterangan :

F = Jumlah produk pada tahun mendatang (ton)

P = Jumlah produk pada tahun pertama (ton)

i = Rata – rata pertumbuhan produk (%)

n = Selisih tahun mendatang dengan tahun pertama

Pabrik sorbitol direncanakan berdiri pada tahun 2024. Dalam penentuan kapasitas pabrik sorbitol diperlukan berbagai pertimbangan, seperti kebutuhan sorbitol di Indonesia dengan melihat data ekspor, impor, produksi, dan konsumsi pada tahun 2013 sampai dengan 2017 yang terlihat pada tabel di bawah ini, serta mempertimbangkan bahwa kapasitas rancang pabrik tidak terlalu tinggi maupun terlalu rendah karena dapat mempengaruhi biaya produksi dan juga mempengaruhi keuntungan penjualan produk.

Tabel 1.1 Data Impor Sorbitol di Indonesia

Tahun	Impor (kg)	i
2013	3.466.476	
2014	3.014.757	-0,1303
2015	1.410.911	-0,532
2016	3.287.554	1,33009
2017	4.265.773	0,29755
Rata - Rata		0,24133

Pada **Tabel 1.1** terlihat data impor sorbitol di Indonesia dari tahun 2013 sampai dengan 2017 memiliki rata – rata pertumbuhan sebesar 0,24133. Dari data tersebut, dapat dilakukan perhitungan jumlah impor di tahun 2024 dengan menggunakan persamaan :

$$m_1 = 3.466.476 (1 + 0,24133)^7$$

$$m_1 = 19.373.960 \text{ kg/tahun}$$

Tabel 1.2 Data Ekspor Sorbitol di Indonesia

Tahun	Ekspor (kg)	i
2013	72.574.985	
2014	83.548.977	0,15121
2015	69.612.110	-0,1668
2016	66.601.933	-0,0432
2017	65.177.685	-0,0214
Rata - Rata		-0,0201

Pada **Tabel 1.2** terlihat data ekspor sorbitol di Indonesia dari tahun 2013 sampai dengan 2017 memiliki rata – rata pertumbuhan sebesar -0,0201. Dari data tersebut, dapat dilakukan perhitungan jumlah impor di tahun 2024 dengan menggunakan persamaan :

$$m_4 = 72.574.985 (1 + (-0,0201))^7$$

$$m_4 = 56.559.343 \text{ kg/tahun}$$

Tabel 1.3 Data Produksi Sorbitol di Indonesia

Tahun	Produksi (kg)	i
2013	280.765.400	
2014	265.361.500	-0,0549
2015	170.670.400	-0,3568
2016	225.200.800	0,31951
2017	224.447.842	-0,0033
Rata - Rata		-0,0239

Pada **Tabel 1.3** terlihat data produksi sorbitol di Indonesia dari tahun 2013 sampai dengan 2017 memiliki rata – rata pertumbuhan sebesar -0,0239. Dari data tersebut, dapat dilakukan perhitungan jumlah impor di tahun 2024 dengan menggunakan persamaan :

$$m_2 = 72.574.985 (1 + (-0,0239))^7$$

$$m_2 = 189.506.237 \text{ kg/tahun}$$

Tabel 1.4 Data Konsumsi Sorbitol di Indonesia

Tahun	Konsumsi (kg)	i
2013	211.656.891	
2014	184.827.280	-0,1268
2015	102.469.201	-0,4456
2016	161.885.621	0,57985
2017	163.535.930	0,01019
Rata - Rata		0,00442

Pada **Tabel 1.4** terlihat data produksi sorbitol di Indonesia dari tahun 2013 sampai dengan 2017 memiliki rata – rata pertumbuhan sebesar -0,0239. Dari data tersebut, dapat dilakukan perhitungan jumlah impor di tahun 2024 dengan menggunakan persamaan :

$$m_5 = 211.656.891 (1 + (0,00442))^7$$

$$m_5 = 168.665.133 \text{ kg/tahun}$$

Dari perhitungan kebutuhan ekspor dan impor pada tahun 2024 tersebut didapatkan produksi dalam negeri mendatang dengan menggunakan persamaan :

$$m_3 = (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2)$$

$$m_3 = 225.224.477 - 208.880.197$$

$$m_3 = 16.344.280 \text{ kg/tahun}$$

Beberapa pabrik sorbitol yang sudah berdiri di Indonesia di antaranya sebagai berikut :

Tabel 1.5 Pabrik Sorbitol di Indonesia

Perusahaan	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)	Lokasi
PT. Sorini Agro Asia	120.000	Pandaan
PT. Sama Satria Pasifik	11.500	Sidoarjo
PT. Budi Kimia Raya	6.000	Lampung

Berdasarkan referensi penentuan kapasitas awal produksi pabrik sorbitol yaitu pabrik PT. Sama Satria Pasifik sebesar 11.500 ton/tahun maka diinginkan pabrik ini dapat mengisi 90% dari total impor.

$$\text{Kapasitas pabrik} = 90\% \times 16.344.280$$

$$= 14.709.852 \text{ kg/tahun}$$

$$\approx 15.000 \text{ ton/tahun}$$

I.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

I.3.1 Bahan Baku Utama

1. Tepung Tapioka

Proses pembuatan tepung tapioka relatif sederhana dan dapat dilakukan pada berbagai skala, termasuk produksi rumah tangga dan nasional. Dalam skala rumah tangga, ditemukan di beberapa desa di Jawa Tengah, tetapi diproduksi secara besar-besaran di Lampung. Ketersediaan tepung tapioka sendiri juga dipengaruhi oleh banyaknya bahan baku yang digunakan untuk memproduksi tepung tapioka yaitu singkong. Data produksi singkong nasional melimpah dan dapat memenuhi kebutuhan bahan baku tepung tapioka. Berdasarkan data BPS, produksi tepung tapioka rata-rata 23,34 juta ton per tahun dari 2009 hingga 2015. Ada dua jenis tepung tapioka yaitu tepung tapioka kasar dan tepung tapioka halus. Tepung tapioka kasar masih mengandung gumpalan dan butiran singkong kasar, tetapi tepung tapioka halus diproses terlebih dahulu, sehingga gumpalannya hilang. Komposisi dan spesifikasi dari tepung tapioka yaitu :

Tabel 1.6 Komposisi Tepung Tapioka

Komponen	%
Karbohidrat (pati)	87.87%
Air	7.80%
Protein	1.60%
Lemak	0.51%
Abu	2.22%
Total	100.00%

(Sumber : Direktorat Gizi, Departemen Kesehatan RI, 2003)

Tabel 1.7 Spesifikasi Tepung Tapioka

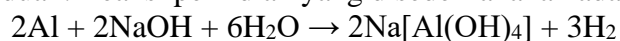
Item	Standar
Penampilan	Putih berbentuk powder
Kelembaban	Maksimal 13%
Pati (<i>Starch</i>)	Minimal 85%
pH	5.0 – 7.0
Pulp	Maksimal 0.15 mL
Abu	Maksimal 2.22%
Warna	Putih
Viskositas	Minimal 600 B.U

(Sumber : PT. Cassava Buana Wira)

I.3.2 Bahan Baku Pendukung

1. Katalis Raney Nickel

Katalis adalah zat yang mempercepat laju reaksi kimia pada suhu tertentu tanpa diubah atau dikonsumsi oleh reaksi itu sendiri. Katalis berperan dalam reaksi, tetapi bukan sebagai reaktan atau produk. Nikel Raney adalah jenis katalis padat yang terdiri dari partikel halus paduan nikel-aluminium yang digunakan dalam berbagai proses industri. Dikembangkan pada tahun 1926 oleh insinyur Amerika Murray Raney sebagai katalis alternatif untuk hidrogenasi minyak nabati dalam berbagai proses industri. Saat ini, jenis katalis ini umum digunakan dalam reaksi hidrogenasi sebagai katalis heterogen untuk berbagai sintesis organik. Proses aktivasi katalis nikel Raney menggunakan larutan natrium hidroksida pekat untuk melarutkan aluminium dari partikel paduan. Reaksi pelindian yang disederhanakan adalah sebagai berikut:



Katalis ini umumnya mengandung 96% berat nikel yang terikat pada dua atom nikel per atom aluminium. Aluminium membantu menjaga keseluruhan struktur pori katalis ini. Secara makroskopis, nikel Raney dianggap sebagai bubuk piroforik abu-abu halus dan harus dilindungi dari kontak langsung dengan udara. digunakan untuk katalis nikel Raney yang diimpor dari China. Berikut sifat – sifat katalis ini :

Tabel 1.8 Karakteristik Katalis Raney Nickel

Sifat	Keterangan
Nama Produk	Raney Nickel
Rumus Molekul	AlNi
Berat Molekul	85.67
Titik Lebur	1350°C
Bentuk	Bubur
Warna	Silver
Kelarutan	Tidak larut dalam air
Kepadatan	3.46

(Sumber : MSDS)

2. Air

Air merupakan salah satu bahan pendukung dalam produksi Sorbitol. Air yang digunakan yaitu *Demineralized water* dengan pH 7,5 – 9,5; *total hardness* 0 ppm; dan silika 0,2 ppm.

Air dapat berwujud padatan (es), cairan (air), dan gas (uap air). Air merupakan satu-satunya zat yang secara alami terdapat di permukaan bumi dalam ketiga wujudnya tersebut. Air bersifat tidak berwarna, tidak berasa, dan tidak berbau dalam kondisi standar.

Air memiliki kemampuan untuk melarutkan banyak zat kimia, seperti garam-garam, asam, beberapa jenis gas, dan banyak molekul organik sehingga air disebut pelarut universal. Air berada dalam kesetimbangan dinamis antara fase cair dan padat di bawah tekanan dan temperatur standar (Hanafiah, A.K., 2012:99)

Reaksi hidrasi Sorbitol sangat eksotermik. Sehingga saat penambahan yang ditambahkan adalah asam ke dalam air bukan air ke dalam asam. Sebab massa jenis air lebih rendah dibandingkan Sorbitol dan air cenderung mengapung di atasnya, akibatnya jika air ditambahkan ke dalam Sorbitol pekat, air akan dapat mendidih dan bereaksi keras dengan air. Reaksi yang terjadi antara air dengan Sorbitol yaitu terbentuknya ion hidronium.

3. Karbon Aktif

Karbon aktif adalah jenis karbon dengan luas permukaan yang sangat besar. Hal ini dapat dicapai dengan mengaktifkan batubara atau arang. Hanya 1 gram karbon aktif menghasilkan bahan dengan luas permukaan sekitar 500 m² (ditentukan dari pengukuran adsorpsi gas nitrogen). Dalam pembuatan sorbitol, karbon aktif berperan sebagai penyerap warna yang dihasilkan dari proses pertukaran anion dan kemudian dipisahkan dengan proses filtrasi. Menurut Kemenperin, terdapat beberapa produsen karbon aktif seperti pada **Tabel 1.9** berikut :

Tabel 1.9 Produsen Karbon Aktif

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

Karbon aktif yang digunakan memiliki sifat fisika dan kimia pada **Tabel 1.10** berikut :

Tabel 1.10 Karakteristik Karbon Aktif

Sifat Fisika	
<i>Melting point</i>	3500 °C
<i>Specific gravity</i>	3,51
Ukuran	125 <i>mesh</i>
Berat molekul	12,01 gram/mol
Berat jenis	0,2 – 0,6 gram/cc
Sifat Kimia	
✓ Larut dalam air, alkohol dan eter	
✓ Tidak korosif	
✓ Mudah terbakar dan menimbulkan ledakan	

4. Enzim

Enzim adalah kompleks protein dengan berat molekul berkisar antara 15.000 hingga jutaan peptida yang dapat secara efisien mengkatalisis reaksi biokimia yang membentuk metabolisme antara. Kata enzim berarti "intraseluler" dalam bahasa Yunani, dan kata fermentasi di sebelah kata enzim berarti ragi atau cairan. Adapun enzim yang digunakan yaitu enzim α –amilase dan enzim Glukoamilase.

α –amilase adalah endoenzim yang berfungsi baik dalam amilosa dan amilopektin dan secara acak memotong ikatan 1,4 dalam molekul. Di bawah pengaruh aktivitasnya, pati dipecah menjadi dekstrin dengan rantai 610 unit glukosa. -Amilase adalah salah satu enzim ekso yang memecah pati menjadi gugus maltosa melalui ujung yang tidak pereduksi. Berbeda dengan amilase-Amilase tidak dapat membelah untai di luar titik bifurkasi (α 1.6). Oleh karena itu, amilosa sepenuhnya dipecah menjadi maltosa, tetapi amilopektin tetap dalam keadaan aslinya. Baik amilase maupun amilase tidak dapat memotong 1,6 ikatan. Oleh karena itu, hasil hidrolisis selalu mencakup isomaltosa dan maltosa. α -Amilase relatif stabil secara termal, tetapi tidak stabil pada pH rendah. -Amilase, di sisi lain, sangat sensitif terhadap suhu tetapi agak tahan asam. Stabilitas enzim dalam larutan ditingkatkan dengan menambahkan senyawa tertentu seperti garam biasa, garam kalsium, pati, produk hidrolisis pati. Efek ini sangat penting pada suhu di atas 65°C. Pengaruh ion kalsium pada stabilitas enzim sangat jelas bahkan pada tingkat pengikatan yang sangat rendah.

Enzim yang termasuk dalam kelompok glukoamilase tersedia dari berbagai strain *Aspergillus* dan *Rhizopus*. Tergantung pada organisme asal, enzim ini memiliki kimia yang berbeda, tetapi dalam kondisi yang sesuai, semua enzim ini dapat sepenuhnya menghidrolisis pati menjadi glukosa. Enzim glukoamilase merupakan eksoamilase yang dapat membagi rantai pati menjadi molekul glukosa pada bagian molekul yang tidak pereduksi. Ia dapat memotong ikatan 1,4 dan 1,6, tetapi sekarang diketahui bahwa enzim yang memotong ikatan 1,6, purnase yang dihasilkan oleh *Aerobacter aerogenes*, berfungsi secara khusus. Penggunaan komersial masih terbatas karena tidak ekonomis.

I.3.3 Produk Utama

1. Sorbitol

Sorbitol merupakan produk utama yang dihasilkan dengan produk samping berupa maltitol. Sorbitol digunakan sebagai pemanis pengganti sukrosa. Sorbitol memiliki tingkat kemanisan yang lebih rendah dibandingkan dengan sukrosa. Tingkat kemanisan sorbitol

sebesar 0,5 – 0,7 kali lipat dari tingkat kemanisan sukrosa dan memiliki nilai kalori sebesar 2,6 kkal/g atau setara dengan 10,87 kJ/kg (Badan Standarisasi Nasional, 2000). Berikut karakteristik Sorbitol :

Tabel 1.11 Karakteristik Sorbitol

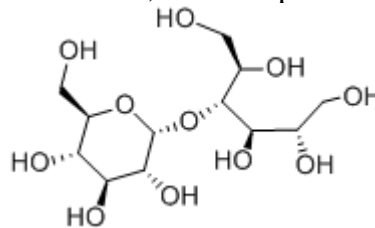
Sifat	Keterangan
Nama Produk	Sorbitol Liquid
Massa molekul	182 g/mol
Rumus Molekul	C ₆ H ₁₄ O ₆
<i>Relative Density</i> (70%)	1.2879 g/mol
Titik didih	296°C
Titik Leleh	93°C (<i>Metastable form</i>) 97.5°C (<i>Stable form</i>)
Sifat Fisika	Berbentuk cair pada suhu kamar Berwarna bening, tidak berbau

(Sumber : MSDS)

I.3.4 Produk Samping

1. Maltitol

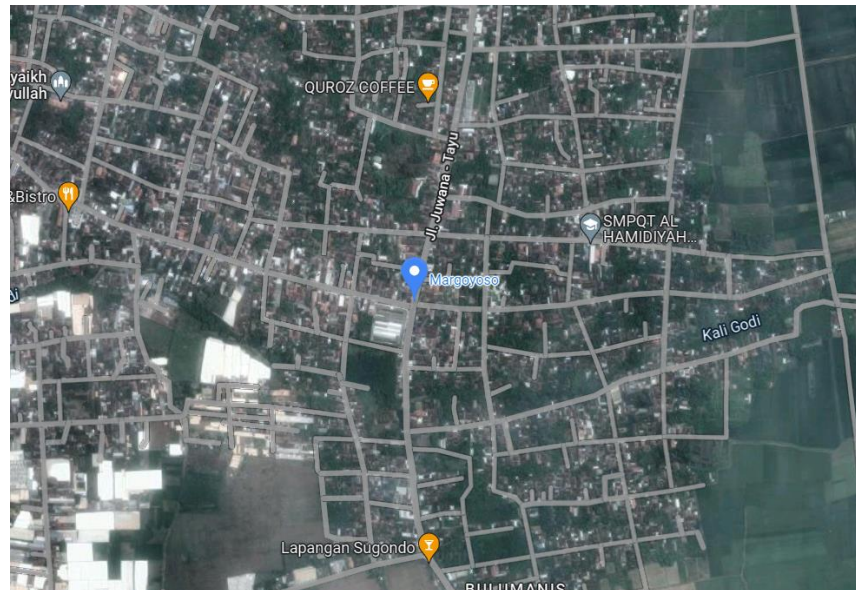
Maltitol merupakan gula alkohol yang digunakan sebagai pemanis dalam makanan. Pemanis ini lebih sering digunakan sebagai pemanis sintesis. Maltitol memiliki C₁₂H₂₄O₁₁. Titik lebur dari senyawa ini yaitu 149 – 152°C. Senyawa ini berbentuk bubuk kristal dan berwarna putih. Kelarutan dalam air yaitu larut dalam air, akan tetapi sedikit larut dalam etanol.



Gambar 1.1 Struktur Maltitol

I.4 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi suatu pabrik mempengaruhi terhadap lancarnya kegiatan industri. Untuk itu pemilihan lokasi pabrik perlu untuk dipertimbangkan agar nantinya dapat memberikan keuntungan yang besar pada perusahaan. Lokasi pendirian pabrik yang dipilih yaitu di Kecamatan Margoyoso, Kabupaten Pati, Jawa Tengah terlihat seperti pada **Gambar 1.1**.



Gambar 1.2 Lokasi Pendirian Pabrik Sorbitol

Faktor-faktor yang berpengaruh dalam pemilihan lokasi pabrik Sorbitol ini antara lain :

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu pabrik, sehingga pengadaan bahan baku merupakan suatu hal yang sangat penting. Lokasi yang dipilih adalah yang dekat dengan sumber bahan baku sehingga biaya transportasi dapat diminimalkan. Bahan baku didapatkan PT. Surya Kencana Pati, Kabupaten Pati, Jawa Tengah. yang dapat ditempuh melalui jalur darat.

2. Utilitas

Dalam pendirian suatu pabrik, air adalah faktor penunjang yang paling penting. Lokasi pabrik dekat dengan sungai kali Godi, sehingga kebutuhan air (air proses, air pendingin/penghasil steam, perumahan dan lain-lain) dapat diperoleh dengan mudah.

3. Sumber Daya Manusia (Tenaga Kerja)

Tenaga kerja dapat dengan mudah diperoleh di Kabupaten Pati, Jawa tengah karena dari tahun ke tahun tenaga kerja semakin meningkat dan Kabupaten Pati sendiri terkenal dengan hasil produksi tepung tapioka. Begitu juga dengan peraturan UMR setempat yang menengah.

4. Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat. Pendirian pabrik di Kabupaten Pati dilakukan dengan pertimbangan kemudahan sarana transportasi darat yang mudah dijangkau dan sumber bahan baku yang dekat sehingga dapat menjamin kelangsungan produksi pabrik.

5. Pemasaran

Pemasaran bisa dilakukan di berbagai kota besar seperti Kota Semarang Ibukota Provinsi Jawa Tengah, dimana bisa menjadi tempat perdagangan dan tempat marketing di sukung dengan Kabupaten Pati yang dekat dengan jalan Tol sehingga bisa melakukan pemasaran dengan mudah.

BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam – Macam Proses Pembuatan Sorbitol

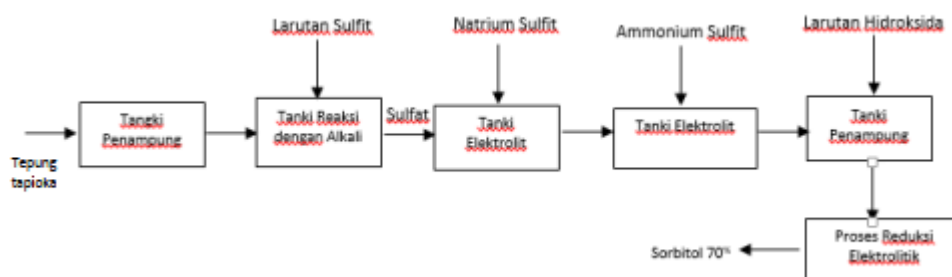
II.1.1 Proses Reduksi Elektrolitik

Bagian utama dari proses reduksi katalitik ini yaitu “elektrolitik cell”, di mana tempat terjadinya reduksi D-glukosa menjadi sorbitol. Pada bagian ini biasanya terdapat sumber arus yang tidak berfluktuasi. Elektroda yang dipakai di antaranya amalgam yang digunakan sebagai katoda dan timbal yang digunakan sebagai anoda. Larutan yang digunakan yaitu NaOH dan Na₂SO₄. Pada dasarnya, glukosa akan direduksi dengan H₂ sebagai hasil proses elektrolisis. Dari proses tersebut akan dihasilkan sorbitol (*Faith, 1975*).

Dalam proses ini, penggunaan katoda dan anoda yang berbeda menghasilkan produk sorbitol yang berbeda pula. Ada beberapa pembagian katoda dalam 3 tingkatan, tingkatan pertama yaitu logam dengan tekanan tinggi yaitu Pb, Hg, Zn-Hg, Pb-Cu, Sn-Hg, Sn, Di, Te, Ga, Bi dengan tingkat efisiensi sebesar 40 – 70%. Tingkatan kedua yaitu Cu, Ag, Ge, C, TI, Cu-Sn, dan Ce-Pb dengan tingkat efisiensi sebesar 15 – 35%. Tingkatan ketiga yaitu Pt, Ni, Al, dan Co dengan tingkat efisiensi sebesar 3 – 7% (*Kassim dan Rice, 1981*).

Uraian proses yang terjadi di proses reduksi elektrolitik adalah :

1. Proses pembuatan glukosa secara elektrolitik menjadi sorbitol, terdiri dari langkah-langkah membentuk larutan berair yang dapat mereduksi gula dan bahan anorganik berlebih yang larut dalam air sulfit.
2. Kemudian larutan akan bereaksi dengan alkali dengan menggunakan reduksi katodik pada sel elektrolitik sederhana tanpa diafragma, dimana sulfit diubah menjadi sulfat yang sesuai dan dari proses reduksi ini diperoleh oksidasi anodik.
3. Kemudian ditambahkan natrium sulfit ke elektrolit.
4. Kemudian ditambahkan ammonium sulfit ke elektrolit.
5. Kemudian dilanjutkan dengan langkah penambahan pada larutan hidrosida menanggapi sulfit yang digunakan untuk alkalisasi elektrolit.
6. Kemudian glukosa dimasukkan kedalam proses untuk mengalami proses reduksi.
7. Terjadi proses reduksi elektrolitik.
8. Katoda digunakan terdiri dari amalgamated timbal dan amalgamated seng



Gambar 2.1 Proses Reduksi Katalitik dalam Pembuatan Sorbitol

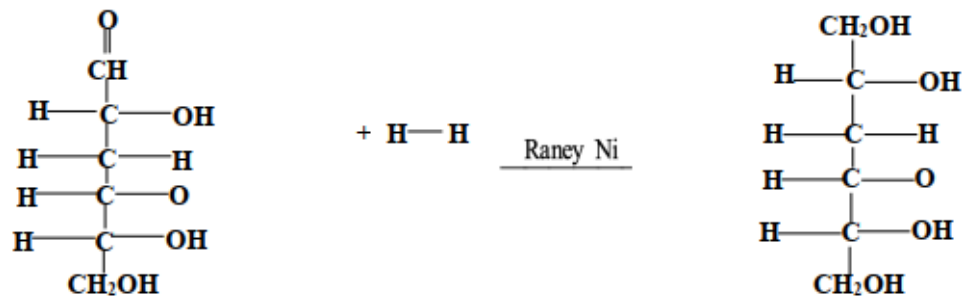
II.1.2 Proses Hidrogenasi Katalitik

Pembuatan sorbitol menggunakan proses ini dengan cara mereaksikan *dextrose* (glukosa) dengan hidrogen di dalam reaktor hidrogenasi dengan bantuan katalis *Raney Nickel* untuk mempercepat reaksi. Tekanan dalam proses hidrogenasi katalitik sebesar 500 – 2000 psig, suhu yang digunakan yaitu di antara 130 - 180°C, laju feed digunakan yaitu 0,5 – 3,5 Vf/Hr/Vc (volume feed per jam per volume katalis). Dari reaktor hidrogenasi sudah diperoleh sorbitol namun masih terdapat zat-zat pengotor air, maltose, dekstrin dan sisa hidrogen yang tidak bereaksi. Untuk itu, perlu dilakukan pemurnian dan pemekatan. Pemurnian dilakukan dengan

Separator Flash Drum. Setelah dipisahkan, sorbitol murni dipekatkan untuk mengurangi kandungan airnya dengan evaporator (*Chao et al, 1982*).

Pada tahun 1030, proses ini mulai berkembang dalam pembuatan sorbitol dengan mereaksikan larutan dekstrosa dan gas hidrogen dengan tambahan katalis Raney Nickel.

Pada proses hidrogenasi katalitik menghasilkan konversi *starch* sebesar 95 – 99%. Dari segi bahan baku, bahan penunjang lebih sedikit, hasil reaksi samping juga kecil dengan hasil kemurnian sorbitol yang lebih tinggi. Bahan baku yang digunakan pada proses ini juga mudah didapat, seperti gas hidrogen dan katalis nikel. Proses pembuatan sorbitol dipilih hidrogenasi katalitik dengan meninjau konversi reaksi lebih tinggi sehingga berdampak pada produksi yang lebih besar. Produk yang diperoleh memiliki kualitas tinggi dengan bahan-bahan impuritis kecil (*Sa'diah, 2018*).



Gambar 2.2 Reaksi Hidrogenasi Katalitik

II.2 Seleksi Proses

Dalam pemilihan proses untuk pembuatan sorbitol, ada beberapa hal yang harus diperhatikan di antaranya bahan baku, konversi reaksi, produk, dan kondisi operasi yang digunakan. Beberapa perbandingan proses pembuatan sorbitol dengan proses reduksi elektrolitik dan hidrogenasi katalitik seperti terlihat pada **Tabel 2.1** di bawah ini

Tabel 2.1 Seleksi Proses Produksi Sorbitol

No	Parameter	Proses	
		Reduksi Elektrolitik	Hidrogenasi Katalitik
1.	Bahan Baku	Tepung Tapioka	Tepung Tapioka
2.	Konversi Reaksi	Untuk mencapai produk yang diinginkan membutuhkan waktu yang lama	Untuk mencapai produk yang diinginkan membutuhkan waktu yang cepat
3.	Kondisi Operasi	125 atm dan 120-140°C	70-140 atm dan 120-150°C
4.	Segi Ekonomi	Harga Elektroda untuk proses ini cukup mahal	Bahan baku dan bahan penunjang yang digunakan cukup mudah didapat dan terjangkau

Melihat beberapa perbandingan pada kedua proses dari beberapa parameter, maka digunakan proses pembuatan sorbitol 70% menggunakan proses hidrogenasi katalitik untuk meningkatkan kualitas produk yang cukup tinggi. Dari segi ekonomi juga proses ini cukup rendah dengan bahan baku yang cukup mudah didapat dan terjangkau.

II.3 Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan sorbitol 70% yang dipilih yaitu proses hidrogenasi katalitik yang terdiri dari beberapa tahap di antaranya :

1. *Liquification Process*
2. *Main Process*
3. *Purification Process*
4. *Finishing Process*

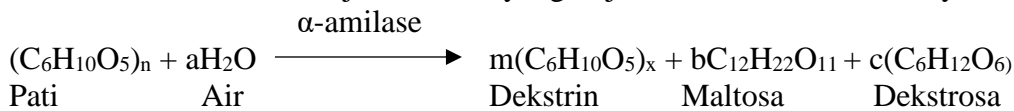
II.3.1 *Liquification Process*

Tepung tapioka dengan kadar air sebesar 9,7% masuk ke dalam tangki penampung menggunakan *bucket elevator* menuju tangki *mixing*. Dalam tangki ini tepung tapioka dicampur dengan CaCl_2 yang telah dilarutkan dengan air. Larutan CaCl_2 ini digunakan sebagai kofaktor bakteri termamyl, yaitu zat yang dapat membantu kerja enzim agar aktivitasnya yang lebih tinggi. Kondisi optimum dalam tangki ini yaitu pH 6. Tangki ini dilengkapi dengan pengaduk dan waktu tinggal sekitar 10 – 15 menit. Campuran yang terbentuk yaitu suspensi pati yang akan dimasukkan ke dalam *jet cooker*. Proses yang terjadi pada *jet cooker* ini bertujuan agar suspensi pati dapat terlarut sempurna dan pada proses sakarifikasi dapat berjalan lebih mudah. Pemurnian yang terjadi juga lebih ekonomis dan cepat tanpa kehilangan banyak produk. Dalam *jet cooker* ini diinjeksikan uap dan dipanaskan pada suhu 105°C .

II.3.2 *Main Process*

A. Dekstrinasi

Selanjutnya suspensi pati dimasukkan ke dalam tangki dekstrinasi untuk memecah rantai pati yang tergelatinisasi menjadi dekstrin dan karbohidrat dalam jumlah kecil. Ikatan α -1,4 dalam amilosa maupun amilopektin yang ada di dalam pati dihidrolisa secara acak oleh α -amilase sehingga dapat menurunkan viscositas dan meningkatkan harga DE (*Dekstrose Ekuivalen*). Dalam proses ini membentuk larutan dekstrin. Setelah proses gelatinisasi selesai, cairan masuk ke dalam tangki dekstrinasi melalui tangki pendingin untuk mendinginkan cairan hidrolisat hingga mencapai suhu 95°C . Dalam reaktor ini ditambahkan juga enzim α -amilase dan dilakukan selama 2-3 jam. Reaksi yang terjadi di reaktor dekstrinasi yaitu (*Shreve, 1987*) :

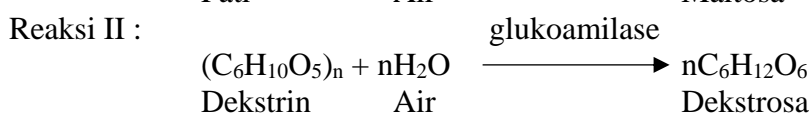
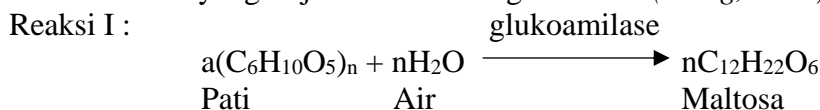


Reaktor dilengkapi dengan pengaduk dan jaket karena reaksi yang terjadi yaitu eksotermis dengan temperatur reaksi 95°C . Kemudian, larutan dekstrin dipompa menuju tangki pendingin untuk menurunkan suhu menjadi 60°C , karena suhu optimum yang digunakan pada proses selanjutnya yaitu proses sakarifikasi yaitu 60°C .

B. Sakarifikasi

Larutan dekstrin dimasukkan ke dalam reaktor sakarifikasi untuk memutus ikatan α -1,4 ataupun α -1,6 dalam sisa pati maupun yang terdapat dalam dekstrin. Pada proses ini digunakan katalisator yaitu enzim glukamilase sehingga molekul pati dapat dikonversikan menjadi glukosa kemudian ditambahkan juga HCl untuk mengubah pH menjadi 4,2. Reaktor dilengkapi dengan pengaduk dan jaket karena reaksi yang terjadi isotermis. Proses ini berlangsung selama 48 -72 jam dan DE yang dihasilkan yaitu 98%. Sedangkan kandungan dekstrosa (glukosa) dalam larutan yang dihasilkan tersebut yaitu 93 – 97% (*Uhlig, 1998*).

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

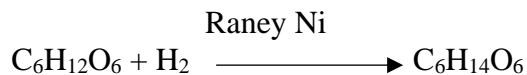


Dari reaktor sakarifikasi, larutan dengan kandungan dekstrosa (Sirup glukosa) dipompa menuju tangki penampung di mana akan dipersiapkan untuk dialirkan ke reaktor hidrogenasi.

Sebelum masuk ke reaktor hidrogenasi dilakukan perlakuan awal sirup glukosa berupa penyaringan untuk menghilangkan suspensi pati yang tidak terlarut dan pemekatan untuk mencapai konsentrasi sirup glukosa yaitu 46 – 50%. Perlakuan ini dilakukan menggunakan *rotary drum vacuum filter* dan evaporator. Sebelum masuk ke dalam reaktor hidrogenasi maka akan dipanaskan hingga mencapai suhu 130°C menggunakan *steam*.

C. Hidrogenasi

Di dalam tahap hidrogenasi ini terjadi reaksi antara sirup glukosa (dekstrosa) dengan gas H₂ untuk menghasilkan sorbitol dan maltitol. Reaksi ini yang dinamakan dengan hidrogenasi katalitik karena pada proses ini menggunakan gas hidrogen dan bantuan katalis Raney Nickel untuk mempercepat reaksi. Sirup glukosa dengan konsentrasi 50 yang dihasilkan dari evaporator dipompa ke *heater* untuk menaikkan temperatur dari 60°C menjadi 130°C dengan media pemanas berupa *steam* dengan suhu 148°C yang selanjutnya dialirkan ke reaktor hidrogenasi pada kondisi operasi 130°C dan tekanan 70 atm serta waktu kontak sirup glukosa dengan hidrogen dalam reaktor 1 jam dengan penambahan H₂ dengan tekanan 175 atm dan katalis Raney Nickel 2% dari sirup glukosa yang masuk, sisa gas hidrogen yang keluar kemudian ditampung ke dalam gas holder untuk dikembalikan ke dalam tangki penampung gas hidrogen dengan menggunakan compressor, sedangkan sorbitol dipompa ke tangki penampung sekaligus sebagai pendingin untuk menurunkan suhu dari larutan sorbitol dari 130°C menjadi 85°C, kemudian larutan sorbitol dialirkan menuju tangki karbonasi. Reaksi yang terjadi (Marie, 1991) :



II.3.3 Purification Stage

Tahapan yang terjadi di *purification stage* di antaranya :

A. Karbonasi

Sorbitol dari tangki penampung dipompa menuju tangki karbonasi dengan penambahan karbon aktif yang bertujuan untuk menghilangkan zat-zat warna pada larutan sorbitol. Karbon aktif yang digunakan berupa serbuk agar menghasilkan penyerapan yang lebih baik, di mana proses penyerapan warna akan menghasilkan larutan sorbitol yang lebih jernih. Proses karbonasi merupakan proses untuk mengkonversi bahan organik menjadi arang. Pada proses karbonasi ini melepaskan zat mudah terbakar seperti CO, CH₄, H₂, formaldehid, metana, formic, dan *acetic acid* serta zat yang tidak mudah terbakar seperti CO₂ dan H₂O. Gas-gas yang dilepaskan pada proses ini mempunyai nilai kalor yang tinggi dan dapat digunakan untuk memenuhi kebutuhan kalor pada proses karbonasi.

B. Filtrasi

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

C. Ion Exchanger

Ion exchanger berfungsi untuk memisahkan pengotor berupa Al₂O₃ yang merupakan bagian impuritis dari katalis Raney Nickel dan Cl⁻ yang merupakan B3. Dalam pabrik ini menggunakan kation – anion *exchanger*. Resin yang digunakan untuk mengikat ion ini adalah resin kation - anion dengan gugus sulfonil.

II.3.4 Finishing

Larutan sorbitol dari tangki penampung akan dialirkan menuju evaporator *double effect* yang bertujuan untuk memekatkan larutan sorbitol dari 50% menjadi 70%. Karena kapasitas yang cukup besar maka evaporator yang digunakan adalah *double effect evaporator*. Pemvacuman dalam evaporator dilakukan oleh *Barometric Condenser* dan *Jet Ejector*. Temperatur vapor pada efek pertama 148°C dan pada efek kedua 112 °C. Tekanan vacuum pada badan pertama dan pada badan kedua sebesar 0,8 atm. Temperatur larutan sorbitol 70% dari evaporator sebesar 57°C. Larutan tersebut ditampung dalam tangki penampung produk sorbitol.

Halaman ini sengaja dikosongkan

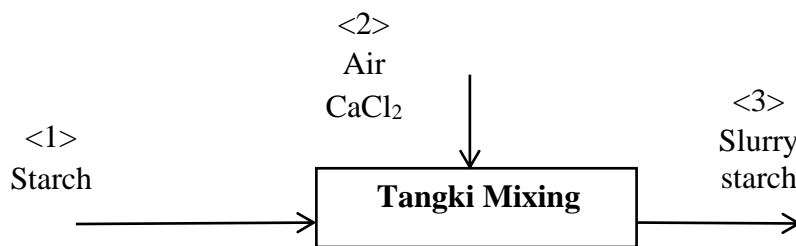
BAB III NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 15.000 ton/tahun
 = 1.893,939 kg/jam
 Operasi = 330 hari/tahun
 = 24 jam/hari
 Basis = 1 hari
 Bahan baku = 33.282,533 kg/hari tepung tapioka

Tabel 3.1 Komposisi Tepung Tapioka yang Digunakan

Komponen	%	Massa (kg)
Karbohidrat (pati)	87,87%	29.245,362
Air	7,80%	2.596,038
Protein	1,60%	532,521
Lemak	0,51%	169,741
Abu	2,22%	738,872
Total	100%	33.282,533

1. Tangki Mixing (M-110)

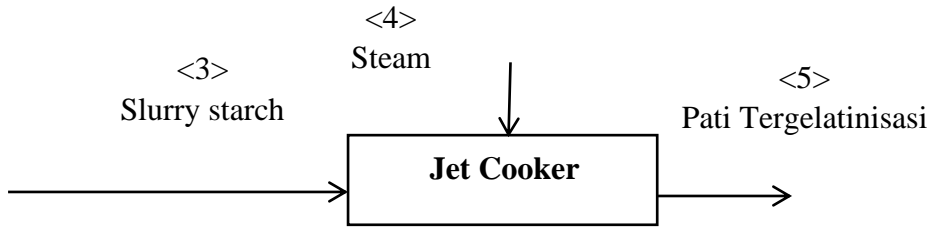


Gambar 3.1 Blok Diagram Tangki *Mixing*

Tabel 3.2 Neraca Massa Tangki *Mixing*

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 1		Aliran 3	
Karbohidrat (pati)	29.245,362	Karbohidrat (pati)	29.245,362
Air	2.596,038	Air	65.120,809
Protein	532,521	Protein	532,521
Lemak	169,741	Lemak	169,741
Abu	738,872	Abu	738,872
Total	33.282,533	CaCl ₂	12,077
Aliran 2			
CaCl ₂	12,077		
Air	62.524,772		
Total	62.536,848		
TOTAL	95.819,82	TOTAL	95.819,382

2. Jet Cooker (E-210)

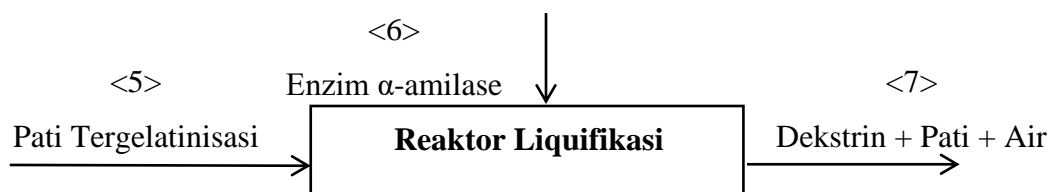


Gambar 3.2 Blok Diagram *Jet Cooker*

Tabel 3.3 Neraca Massa *Jet Cooker*

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 3		Aliran 5	
Karbohidrat (pati)	29.245,362	Karbohidrat (pati)	29.245,362
Air	65.120,809	Air	67.894,081
Protein	532,521	Protein	532,521
Lemak	169,741	Lemak	169,741
Abu	738,872	Abu	738,872
CaCl ₂	12,077	CaCl ₂	12,077
Total	95.819,382		
Aliran 4			
Steam	2.773,272		
Total	2.773,272		
TOTAL	98.592,654	TOTAL	98.592,654

3. Reaktor Liquifikasi (R-130)



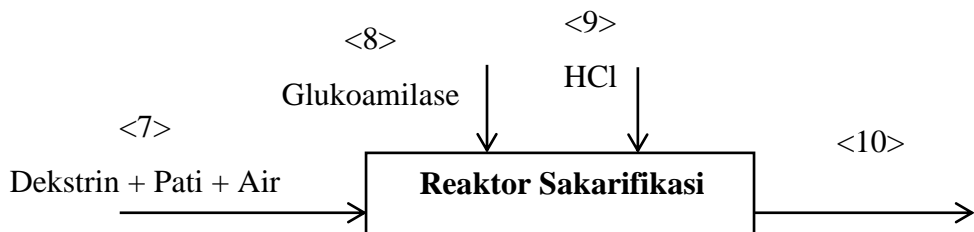
Gambar 3.3 Blok Diagram Reaktor Liquifikasi

Tabel 3.4 Neraca Massa Reaktor Liquifikasi

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 5		Aliran 7	
Karbohidrat (pati)	29.245,362	Karbohidrat (pati)	23.396,290
Air	67.894,081	Air	67.885,633
Protein	532,521	Protein	532,521
Lemak	169,741	Lemak	169,741

Abu	738,872	Abu	738,872
CaCl ₂	12,077	CaCl ₂	12,077
Total	98.592,654	α -amilase	25,590
Aliran 6		Dekstrin	5.714,508
α -amilase	25,590	Maltosa	123,480
Total	25,590	Glukosa	19,497
TOTAL	98.618	TOTAL	98.618

4. Reaktor Sakarifikasi (R-230)

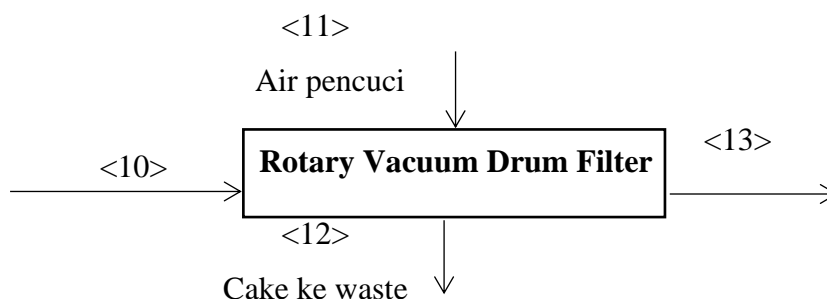


Gambar 3.4 Blok Diagram Reaktor Sakarifikasi

Tabel 3.5 Neraca Massa Reaktor Sakarifikasi

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 7		Aliran 10	
Karbohidrat (pati)	23.396,290	Karbohidrat (pati)	467,926
Air	67.885,633	Air	64.788,451
Protein	532,521	Protein	532,521
Lemak	169,741	Lemak	169,741
Abu	738,872	Abu	738,872
CaCl ₂	12,077	CaCl ₂	12,077
α -amilase	25,590	α -amilase	25,590
Dekstrin	5.714,508	Dekstrin	114,290
Maltosa	123,480	Maltosa	849,544
Glukosa	19,497	Glukosa	30.953,567
Total	98.618,208	HCl	0,099
Aliran 8		Glukoamilase	19,653
HCl	0,099		
Air	34,335		
Total	34,434		
Aliran 9			
Glukoamilase	19,653		
TOTAL	98.672	TOTAL	98.672

5. Rotary Vacuum Drum Filter (H-240)

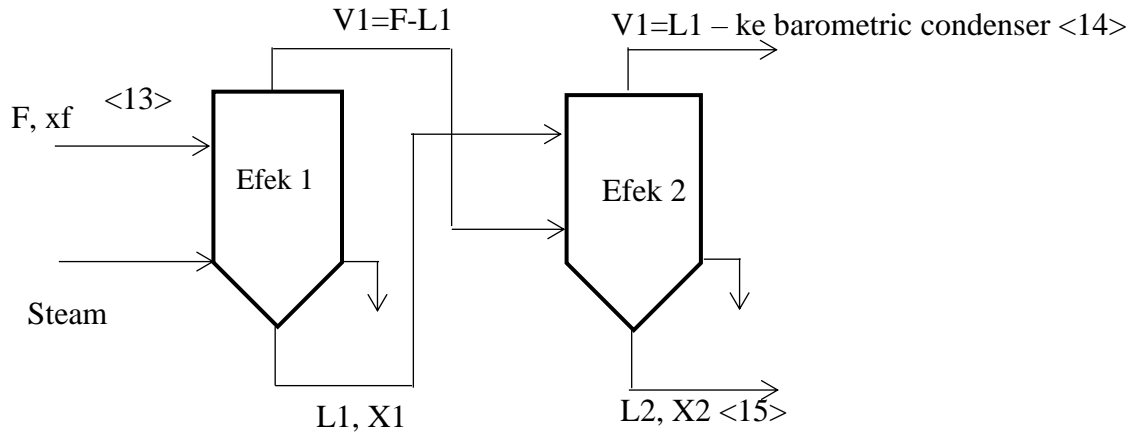


Gambar 3.5 Blok Diagram *Rotary Vacuum Drum Filter*

Tabel 3.6 Neraca Massa *Rotary Vacuum Drum Filter*

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 10		Aliran 12	
Karbohidrat (pati)	467,926	Karbohidrat (pati)	463,247
Air	64.788,451	Air	185,388
Protein	532,521	Protein	527,195
Lemak	169,741	Lemak	168,044
Abu	738,872	Abu	731,484
CaCl ₂	12,077	CaCl ₂	11,956
α-amilase	25,590	α-amilase	25,334
Dekstrin	114,290	Dekstrin	113,147
Maltosa	849,544	Maltosa	2,060
Glukosa	30.953,567	Glukosa	2,060
HCl	0,099	HCl	0,000
Glukoamilase	19,653	Glukoamilase	19,456
Total	98.555,847	Total	2.249,370
Aliran 11		Aliran 13	
Air	14.491,870	Karbohidrat (pati)	4,679
Total	14.491,870	Air	79.094,934
		Protein	5,325
		Lemak	1,697
		Abu	7,389
		CaCl ₂	0,121
		α-amilase	0,256
		Dekstrin	1,143
		Maltosa	847,484
		Glukosa	30.951,507
		HCl	0,099
		Glukoamilase	0,197
		Total	110.914,830
TOTAL	113.164,200	TOTAL	113.164,200

6. Evaporator (V-250 & V-260)

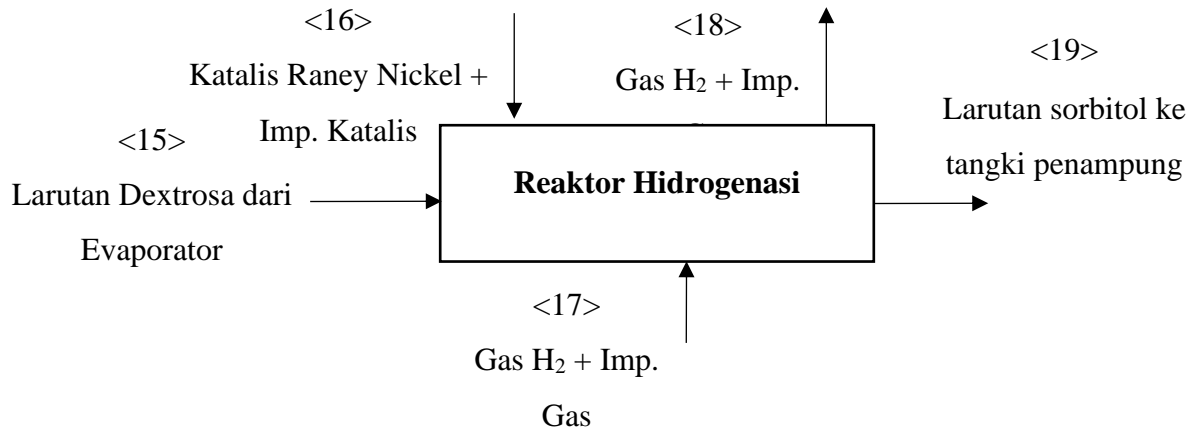


Gambar 3.6 Blok Diagram Evaporator

Tabel 3.7 Neraca Massa Evaporator

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 13		Aliran 14	
Karbohidrat (pati)	4,679	Air	47.275,037
Air	79.094,934	Total	47.275,037
Protein	5,325	Aliran 15	
Lemak	1,697	Karbohidrat (pati)	4,679
Abu	7,389	Air	31.819,896
CaCl ₂	0,121	Protein	5,325
α-amilase	0,256	Lemak	1,697
Dekstrin	1,143	Abu	7,389
Maltosa	847,484	CaCl ₂	0,121
Glukosa	30.951,507	α-amilase	0,256
HCl	0,099	Dekstrin	1,143
Glukoamilase	0,197	Maltosa	847,484
		Glukosa	30.951,507
		HCl	0,099
		Glukoamilase	0,197
		Total	63.639,793
TOTAL	110.914,380	TOTAL	110.914,380

7. Reaktor Hidrogenasi (R-310)

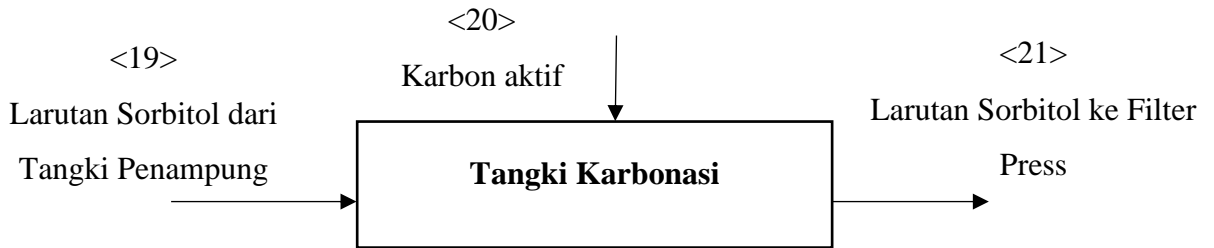


Gambar 3.7 Blok Diagram Reaktor Hidrogenasi

Tabel 3.8 Neraca Massa Reaktor Hidrogenasi

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 15		Aliran 18	
Karbohidrat (pati)	4,679	Gas H₂	
Air	31.819,896	H ₂	4.709,462
Protein	5,325	Impuritis H ₂	5,050
Lemak	1,697	Total	4.714,512
Abu	7,389	Aliran 19	
CaCl ₂	0,121	Karbohidrat (pati)	4,679
α-amilase	0,256	Air	31.819,896
Dekstrin	1,143	Protein	5,325
Maltosa	847,484	Lemak	1,697
Glukosa	30.951,507	Abu	7,389
HCl	0,099	CaCl ₂	0,121
Glukoamilase	0,197	α-amilase	0,256
Total	63.639,793	Dekstrin	1,143
Aliran 16		Maltosa	13,387
Raney Nickel		Glukosa	954,703
Nikel Alloy	928,545	HCl	0,099
Al ₂ O ₃	38,689	Glukoamilase	0,197
Total	967,235	Sorbitol	30.332,477
Aliran 17		Maltitol	839,009
Gas H₂		Nikel Alloy	928,545
H ₂	5.050,048	Al ₂ O ₃	38,689
Impuritis H ₂	5,050		
Total	5.055,098	Total	64.947,613
TOTAL	69.662,125	TOTAL	69.662,125

8. Tangki Karbonasi (M-310)

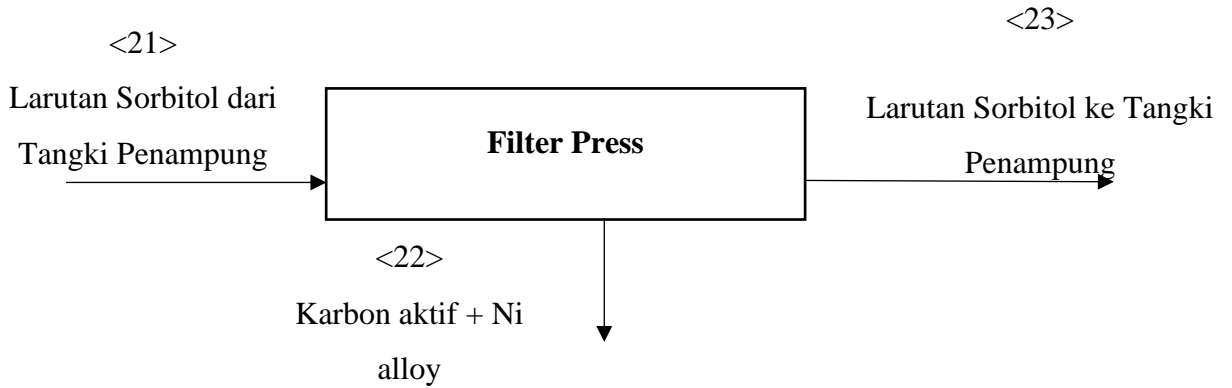


Gambar 3.8 Blok Diagram Tangki Karbonasi

Tabel 3.9 Neraca Massa Tangki Karbonasi

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 19		Aliran 21	
Karbohidrat (pati)	4,679	Karbohidrat (pati)	4,679
Air	31.819,896	Air	31.819,896
Protein	5,325	Protein	5,325
Lemak	1,697	Lemak	1,697
Abu	7,389	Abu	7,389
CaCl ₂	0,121	CaCl ₂	0,121
α -amilase	0,256	α -amilase	0,256
Dekstrin	1,143	Dekstrin	1,143
Maltosa	13,387	Maltosa	13,387
Glukosa	954,703	Glukosa	954,703
HCl	0,099	HCl	0,099
Glukoamilase	0,197	Glukoamilase	0,197
Sorbitol	30.332,477	Sorbitol	30.332,477
Maltitol	839,009	Maltitol	839,009
Nikel Alloy	928,545	Nikel Alloy	928,545
Al ₂ O ₃	38,689	Al ₂ O ₃	38,689
Total	64.947,613	Karbon aktif	60,665
Aliran 20			
Karbon aktif	60,665		
Total	60,665		
TOTAL	65.008,278	TOTAL	65.008,278

9. Filter Press (H-330)



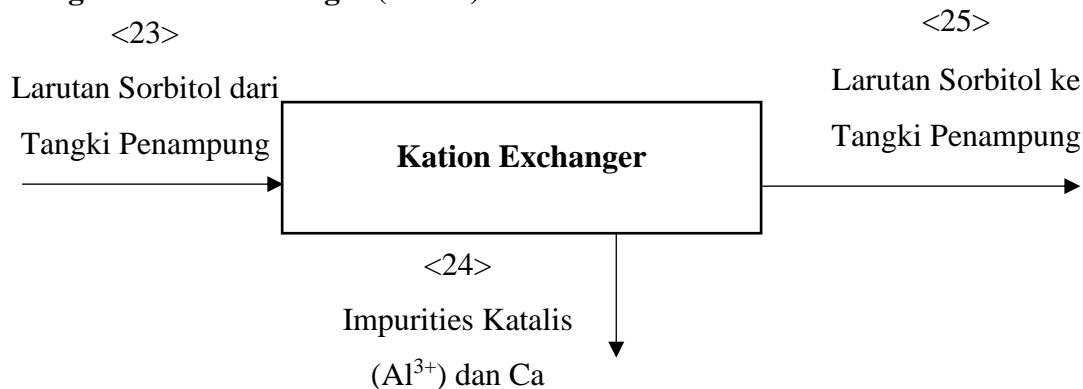
Gambar 3.9 Blok Diagram Filter Press

Tabel 3.10 Neraca Massa Filter Press

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 21		Aliran 23	
Karbohidrat (pati)	4,679	Air	31.707,672
Air	31.819,896	Maltosa	13,253
Protein	5,325	Glukosa	945,156
Lemak	1,697	CaCl ₂	0,120
Abu	7,389	HCl	0,098
CaCl ₂	0,121	Sorbitol	30.029,152
α-amilase	0,256	Maltitol	830,619
Dekstrin	1,143	Al ₂ O ₃	38,689
Maltosa	13,387	Total	63.564,760
Glukosa	954,703	Aliran 22	
HCl	0,099	Karbohidrat (pati)	4,679
Glukoamilase	0,197	Air	112,224
Sorbitol	30.332,477	Protein	5,325
Maltitol	839,009	Lemak	1,697
Nikel Alloy	928,545	Abu	7,389
Al ₂ O ₃	38,689	CaCl ₂	0,001
Karbon aktif	60,665	α-amilase	0,256
		Dekstrin	1,143
		Maltosa	0,134
		Glukosa	9,547
		HCl	0,001
		Glukoamilase	0,197
		Sorbitol	303,325
		Maltitol	8,390
		Nikel Alloy	928,545
		Karbon aktif	60,665
		Total	1.443,518

TOTAL	65.008,278	TOTAL	65.008,278
--------------	------------	--------------	------------

10. Tangki Kation Exchanger (H-340)

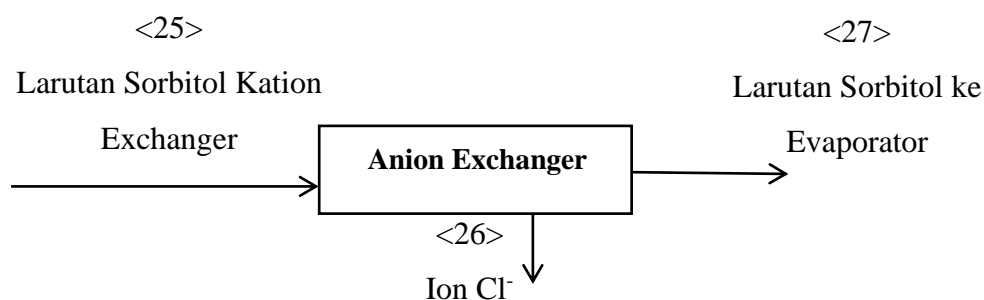


Gambar 3.10 Blok Diagram *Kation Exchanger*

Tabel 3.11 Neraca Massa *Kation Exchanger*

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 23		Aliran 24	
Air	31.707,672	Impuritis katalis	20,473
Maltosa	13,253	Ca ²⁺	0,043
Glukosa	945,156	Total	20,516
CaCl ₂	0,120	Aliran 25	
HCl	0,098	Glukosa	945,156
Sorbitol	30.029,152	Maltosa	13,253
Maltitol	830,619	HCl	0,177
Al ₂ O ₃	38,689	Sorbitol	30.029,152
Resin di fixbed		Maltitol	830,619
H ⁺ dalam resin	2,298	Air	31.728,184
		Total	63.546,542
TOTAL	63.567,057	TOTAL	63.567,057

11. Tangki Anion Exchanger (H-341)

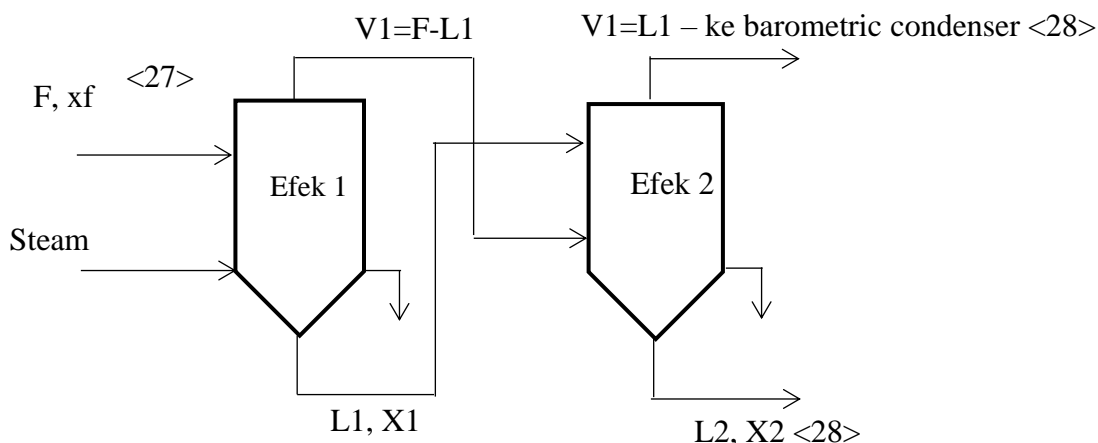


Gambar 3.11 Blok Diagram *Anion Exchanger*

Tabel 3.12 Neraca Massa *Anion Exchanger*

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 25		Aliran 27	
Glukosa	945,156	Glukosa	945,156
Maltosa	13,253	Maltosa	13,253
HCl	0,177	Air	31.728,272
Sorbitol	30.029,152	Sorbitol	30.029,152
Maltitol	830,619	Maltitol	830,619
Air	31.728,184	Total	63.546,452
OH ⁻ dari resin	0,082	Aliran 26	
		Cl ⁻	0,172
		Total	0,172
TOTAL	63.546,624	TOTAL	63.546,624

12. Evaporator (V-410 & V-420)



Gambar 3.12 Blok Diagram Evaporator

Tabel 3.13 Neraca Massa Evaporator

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 27		Aliran 28	
Glukosa	945,156	Glukosa	945,156
Maltosa	13,253	Maltosa	13,253
Air	31.728,272	Air	13.636,363
Sorbitol	30.029,152	Sorbitol	30.029,152
Maltitol	830,619	Maltitol	830,619
		Total	45.454,544
		Aliran 29	
		Air	18.091,909
		Total	18.091,909
TOTAL	63.546,452	TOTAL	63.546,452

Halaman ini sengaja dikosongkan

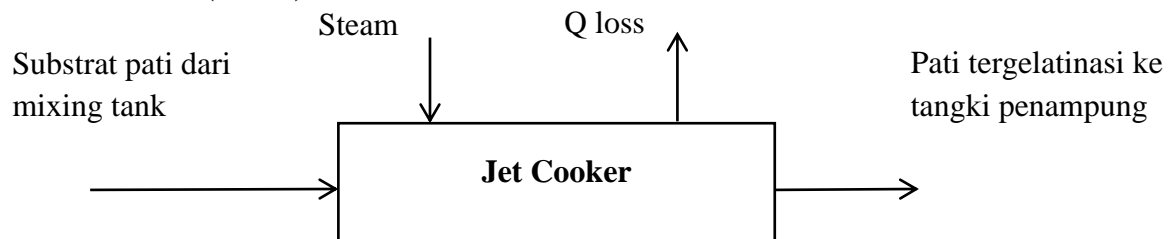
BAB IV NERACA ENERGI

Kapasitas Produksi = 15.000 ton/tahun
 = 1.893,939 kg/jam
 Operasi = 330 hari/tahun
 = 24 jam/hari
 Basis = 1 kkal/hari
 Suhu Reference = 25°C

Tabel 4.1 Data Cp (kkal/kg°C)

Komponen	Cp (kkal/kg°C)
Karbohidrat (Pati)	0,347
Protein	0,262
Lemak	0,9478
Abu	0,836
CaCl ₂	0,26
α-amilase	0,0044
HCl	0,184 + 0,00084T
Glukoamilase	0,006
Dekstrose	0,3
Dekstrin	0,291 + 0,00096T
Maltose	0,32

1. Jet Cooker (E-120)

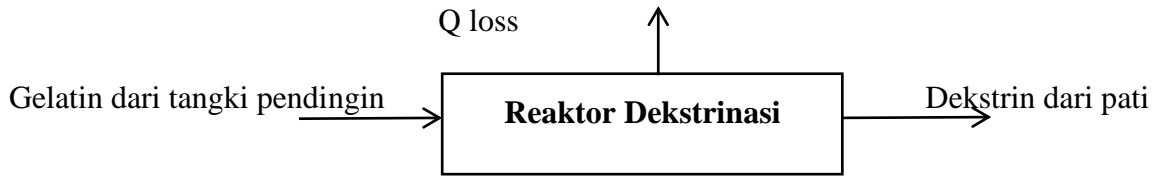


Gambar 4.1 Blok Diagram *Jet Cooker*

Tabel 4.2 Neraca Energi *Jet Cooker*

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	382.351,036	H keluar	6.340.432,363
Qs	6.142.351,883	Qloss	184.270,556
Total	6.524.702,919	Total	6.524.702,919

2. Reaktor Liquifikasi (R-130)

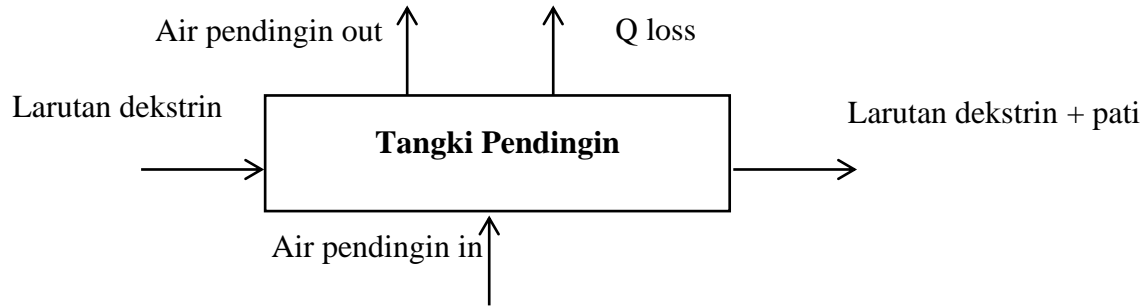


Gambar 4.2 Blok Diagram Reaktor Liquifikasi

Tabel 4.3 Neraca Energi Reaktor Liquifikasi

Neraca Energi Total			
H in (kcal)		H out (kcal)	
H masuk	5.547.886,199	H keluar	5.561.279,653
Qs	51.791,753	$\Delta H^{\circ}r$	36.844,547
		Qloss	1.553,753
Total	5.599.677,952	Total	5.599.677,952

3. Tangki Pendingin (F-132)

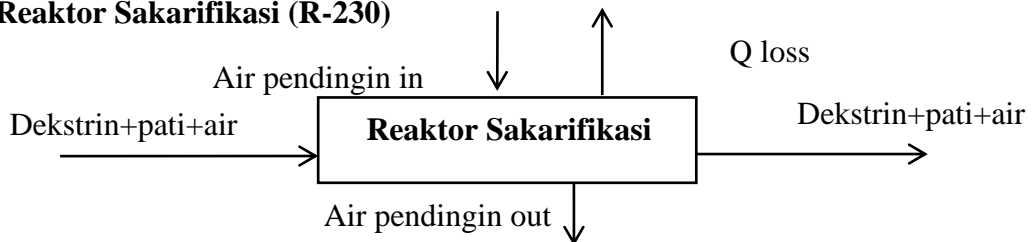


Gambar 4.3 Blok Diagram Tangki Pendingin

Tabel 4.4 Neraca Energi Tangki Pendingin

Neraca Energi Total			
H in (kcal)		H out (kcal)	
H masuk	5.561.279,653	H keluar	2.651.332,880
		Qloss	166.838,390
		Qap	2.743.108,383
Total	5.561.279,653	Total	5.561.279,653

4. Reaktor Sakarifikasi (R-230)

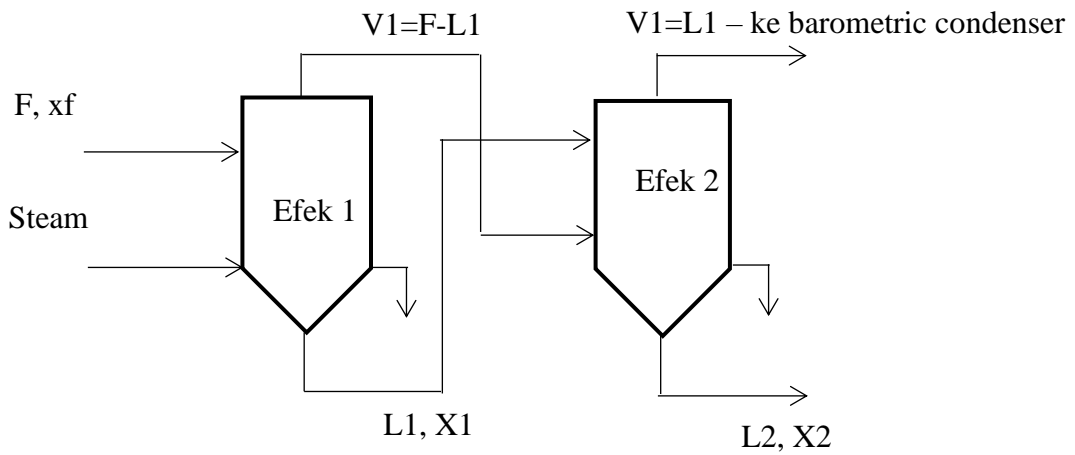


Gambar 4.4 Blok Diagram Reaktor Sakarifikasi

Tabel 4.5 Neraca Energi Reaktor Sakarifikasi

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	2.781.851,476	H keluar	2.651.337,650
		$\Delta H^{\circ}r$ total	-2.419.462,500
		Qloss	83.455,544
		Qap	2.466.520,783
Total	2.781.851,476	Total	2.781.851,476

5. Evaporator (V-250 & V-260)

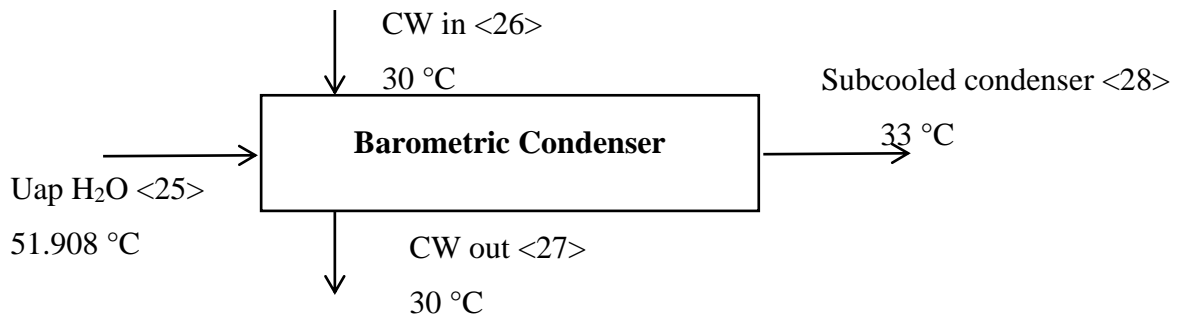


Gambar 4.5 Blok Diagram Evaporator

Tabel 4.6 Neraca Energi Evaporator

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	5.592.108,716	H L ₂	1.346.107,104
Q supplay	9.706.482,566	H V ₂	13.661.289,701
		Qloss	291.194,477
Total	15.298.591,282	Total	15.298.591,282

6. Barometric Condensor (E-262)

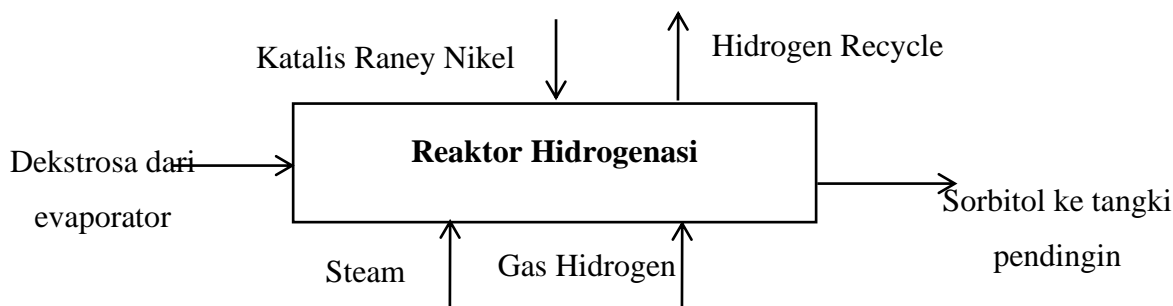


Gambar 4.6 Blok Diagram Barometric Condenser

Tabel 4.7 Neraca Energi *Barometric Condenser*

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
Uap H ₂ O <25>		Subcooled Condensate <28>	
H ₂ O	15.882.574,845	H ₂ O	2.339.930,160
CW in <26>		CW out <27>	
H ₂ O	22.571.074,475	H ₂ O	36.113.719,160
Total	38.453.649,319	Total	38.453.649,319

7. Reaktor Hidrogenasi (R-320)

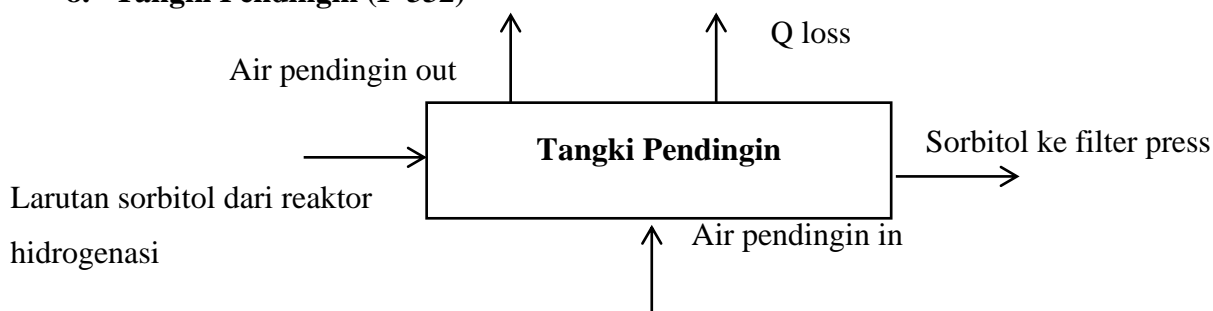


Gambar 4.7 Blok Diagram Reaktor Hidrogenasi

Tabel 4.8 Neraca Energi Reaktor Hidrogenasi

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	1.245.739,867	H keluar	6.647.709,208
H katalis	28.820,612	$\Delta H^{\circ}r$ total	894.920,912
H H ₂ masuk	1.855.991,737	Q loss	136.456,018
Q steam	4.548.533,923		
Total	7.679.086,138	Total	7.679.086,138

8. Tangki Pendingin (F-332)



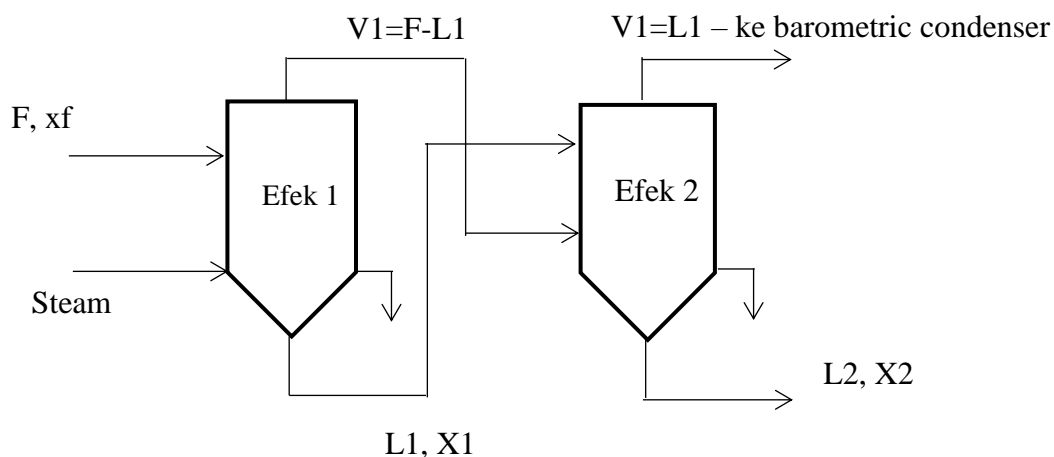
Gambar 4.8 Blok Diagram Tangki Pendingin

Tabel 4.9 Neraca Energi Tangki Pendingin

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	6.647.709,208	H keluar	3.798.690,976

		Qap	2.849.018,232
Total	6.647.709,208	Total	6.647.709,208

9. Evaporator (V-410 & V-420)

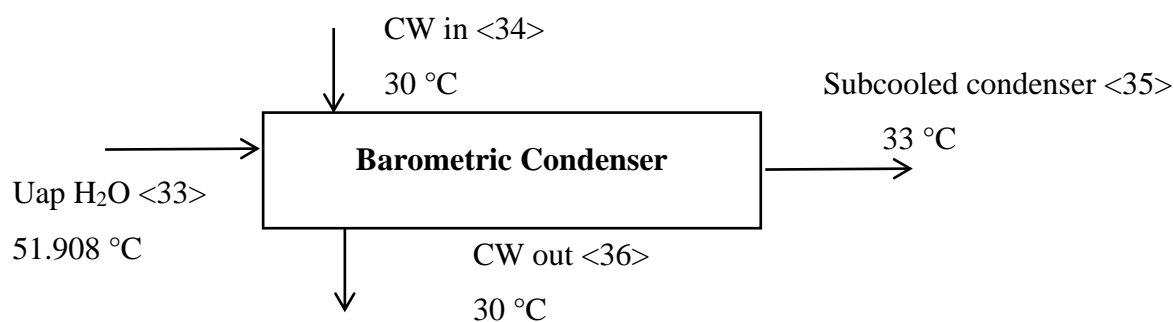


Gambar 4.9 Blok Diagram Evaporator

Tabel 4.10 Neraca Energi Evaporator

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	2.745.988,206	H L ₂	862.691,710
Q supplay	3.122.054,636	H V ₂	4.911.689,493
		Qloss	93.661,639
Total	5.868.042,842	Total	5.868.042,842

10. Barometric Condensor (E-262)



Gambar 4.10 Blok Diagram Barometric Condensor

Tabel 4.11 Neraca Energi *Barometric Condensor*

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
Uap H₂O <33>		Subcooled Condensate <35>	
H ₂ O	6.457.609,070	H ₂ O	516.057,181
CW in <34>		CW out <36>	
H ₂ O	9.902.586,482	H ₂ O	15.844.138,371
Total	16.360.195,552	Total	16.360.195,552

BAB V

SPESIFIKASI PERALATAN

1. Tangki Penampung Tepung Tapioka (F-111)

Kode Alat	: F-111
Fungsi	: Menampung dan mengatur rate tepung tapioka yang akan masuk ke dalam belt conveyer
Tipe	: Bin
Bentuk	: Silinder tegak dengan tutup flat dan bagian bawah konis
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA 283 Grade C
Jumlah	: 1 unit
Kondisi Operasi	: 1 atm dan 30°C
Kapasitas	: 33.282,533 kg/produksi
Diameter Luar	: 108 in
Diameter Dalam	: 107,625 in
Tinggi Silinder	: 5,486 m
Tinggi Tutup Bawah	: 0,847 m
Tinggi Total Tangki	: 6,333 m
Tebal Silinder	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in

2. Belt Conveyer (J-112)

Kode Alat	: J-112
Fungsi	: Memindahkan tepung tapioka dari tangki penampung ke bucket elevator
Tipe	: Troughed Antifriction Idlers (on 20° idlers)
Kapasitas	: 33.282,533 kg/produksi
Diameter	: 35 in
Panjang (L)	: 5 m
Lebar Belt	: 14 in
Kecepatan Normal	: 200 ft/min
Conveying	
Cross Section Area of Load	: 0.01 ft ²
Belt Plies	: 3 buah
Ukuran Lump Maksimum	: 2 in
Kecepatan	: 38,4 ton/jam
Power	: 0,871 hp
Jumlah	: 1 buah

3. Bucket Elevator (J-114)

Kode Alat	: J-114
Fungsi	: Memindahkan tepung dari belt conveyer ke tangki mixing
Tipe	: Troughed Antifriction Idlers (on 20° idlers)
Kapasitas	: 33.282,533 kg/produksi

Diameter	:	35 in
Panjang (L)	:	10 m
Lebar Belt	:	14 in
Kecepatan	Normal :	200 ft/min
Conveying		
Cross Section Area of Load	:	0.01 ft ²
Belt Plies	:	3 buah
Ukuran Lump Maksimum	:	2 in
Kecepatan	:	38,4 ton/jam
Power	:	0,736 hp
Jumlah	:	1 buah

4. Tangki Penampung α -Amilase (F-122)

Kode Alat	:	F-122
Fungsi	:	Menyimpan enzim α -amilase untuk proses pencampuran untuk 6 cycle
Bentuk	:	Silinder dengan tutup atas berbentuk standard dished dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°
Bahan Konstruksi	:	Stainless steel SA 304 grade 3
Kapasitas	:	4,265 kg/cycle
Diameter Luar	:	12 in
Diameter Dalam	:	11,625 in
Tinggi Silinder (Hs)	:	18 in
Tinggi Tutup Atas	:	2,028 in
Tinggi Tutup Bawah	:	18,748 in
Tinggi Total	:	40,776 in
Tebal Silinder	:	3/16 in
Tebal Tutup Atas	:	3/16 in
Tebal Tutup Bawah	:	3/16 in
Jumlah	:	1 buah

5. Tangki Penampung CaCl₂ (F-114)

Kode Alat	:	F-114
Fungsi	:	Menyimpan larutan CaCl ₂ untuk proses liquifikasi untuk 6 cycle
Bentuk	:	Silinder dengan tutup atas berbentuk standard dished dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°
Bahan Konstruksi	:	Stainless steel SA 304 grade 3
Kapasitas	:	19,588 kg/cycle
Diameter Luar	:	20 in
Diameter Dalam	:	19,625 in
Tinggi Silinder (Hs)	:	30 in
Tinggi Tutup Atas	:	3,38 in
Tinggi Tutup Bawah	:	31,246 in
Tinggi Total	:	66,626 in
Tebal Silinder	:	3/16 in

Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/16 in
Jumlah	: 1 buah

6. Tangki Mixing (M-110)

Kode Alat	: M-110
Fungsi	: Mencampur bahan baku untuk proses liquifikasi
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Bahan Konstruksi	: Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Diameter Luar	: 120 in
Diameter Dalam	: 19,625 in
Tinggi Silinder (Hs)	: 180 in
Tinggi Tutup Atas	: 20,28 in
Tinggi Tutup Bawah	: 20,28 in
Tinggi Total	: 222,560 in
Tebal Silinder	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/16 in
Jenis Pengaduk	: Flat six blade turbine with disk
Jumlah baffle	: 4 buah
Jumlah	: 1 buah

7. Pompa Sentrifugal (L-121)

Kode Alat	: L-121
Fungsi	: Memompa liquid (campuran starch) dari mixing tank menuju jet cooker
Tipe	: Centrifugal pump
Kapasitas	: 15.950,491 kg/cycle
Brake kW	: 0,3149 kW
Efisiensi	: 70%
Power	: 0,469 hp

8. Jet Cooker (E-120)

Kode Alat	: E-120
Fungsi	: Memanaskan substrat pati hingga tergelatinisasi
Kondisi Operasi	: 125,31 kPa dan 105°C
Kapasitas Steam	: 2773,272 kg/jam
Diameter Luar Pipa	: 4,5 in
Diameter Dalam Pipa	: 4,026 in
Panjang Jet Cooker	: 59,904 in

9. Reaktor Liquifikasi (R-130)

Kode Alat	: R-130
Fungsi	: Mengkonversi pati menjadi dekstrin dengan bantuan enzim α -amilase
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Bahan Konstruksi	: Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Kondisi Operasi	: 1 atm dan 90°C
Diameter Luar	: 102 in
Diameter Dalam	: 101,625 in
Tinggi Silinder (Hs)	: 153 in
Tinggi Tutup Atas	: 17,238 in
Tinggi Tutup Bawah	: 20,28 in
Tinggi Total	: 189,476 in
Tebal Silinder	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/16 in
Jenis Pengaduk	: Flat six blade turbine with disk
Jumlah baffle	: 4 buah
Power	: 0,039 hp
Jumlah	: 1 buah

10. Reaktor Sakarifikasi (R-230)

Kode Alat	: R-230
Fungsi	: Mengubah larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa dengan penambahan enzim glukoamilase
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Bahan Konstruksi	: Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
Kondisi Operasi	: 1 atm dan 60°C
Diameter Luar	: 102 in
Diameter Dalam	: 101,625 in
Tinggi Silinder (Hs)	: 153 in
Tinggi Tutup Atas	: 17,238 in
Tinggi Tutup Bawah	: 20,28 in
Tinggi Total	: 189,476 in
Tebal Silinder	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/16 in
Jenis Pengaduk	: Flat six blade turbine with disk
Jumlah baffle	: 4 buah
Power	: 0,611 hp
Jumlah	: 6 buah

11. Rotary Drum Vacuum Filter (H-240)

Kode Alat	: H-240
Fungsi	: Memisahkan serat-serat yang terikat dalam larutan dekstrosa
Tipe	: Rotary drum vacuum filter
Bahan Drum	: Stainless steel SA-167 tipe 304 Grade C
Bahan Filter	: Kanvas
Kondisi Operasi	: 1 atm dan 75°C
Kapasitas	: 4.106,494 kg/jam
Luas	: 4,7499 m ²

Jumlah Alat : 1 buah

12. Evaporator (V-250)

Kode Alat : V-250
Fungsi : Memekatkan kadar larutan dekstrosa keluar dari reaktor menjadi 50%
Tipe : Vertical short tube evaporator
Material : Carbon steel SA 283 Grade C
Kondisi Operasi : 80 kPa dan 95,87°C
Kapasitas Uap : 1.964,212 kg/jam
Diameter Luar : 89,35736 in
Diameter Dalam : 87,85736 in
Tinggi Silinder : 13,45265 in
Tebal Silinder : ¾ in
Tebal Tutup Atas : 1 in
Panjang Tube : 4 ft
OD, BWG, Pitch : 1,5 in, 16 BWG, 1 7/8 triangular
Tebal Tube : 0,065 in
Jumlah Tube : 84 buah
Jumlah Alat : 1 buah

13. Reaktor Hidrogenasi (R-310)

Kode Alat : R-310
Fungsi : Mereaksikan dekstrosa menjadi sorbitol dengan penambahan H₂ dan Raney Nickel
Tipe : Autoclave
Bahan Konstruksi : Stainless steel SA 304 grade 3
Kondisi Operasi : 70 atm dan 130°C
Kapasitas : 6.705,674 L/cycle
Diameter Luar : 80 in
Tinggi Silinder (Hs) : 120 in
Tinggi Tutup Atas : 13,52 in
Tinggi Tutup Bawah : 13,52 in
Tinggi Total : 189,476 in
Tebal Silinder : 2 15/16 in
Tebal Tutup Atas : 5,187 in
Tebal Tutup Bawah : 5,187 in
Jenis Pengaduk : Flat six blade turbine with disk
Jumlah baffle : 4 buah
Power : 0,243 hp
Jumlah : 1 buah

14. Tangki Karbonasi (M-320)

Kode Alat : M-320
Fungsi : Menyerap warna yang ditimbulkan selama proses hidrogenasi dan proses-proses sebelumnya dengan penambahan karbon aktif

Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Bahan Konstruksi	: Stainless steel SA 304 grade 3
Kondisi Operasi	: 1 atm dan 85°C
Kapasitas	: 2.238,595 L/jam
Diameter Luar	: 54 in
Tinggi Silinder (Hs)	: 81 in
Tinggi Tutup Atas	: 9,126 in
Tinggi Tutup Bawah	: 9,126 in
Tinggi Total	: 90,084 in
Tebal Silinder	: 2,015 in
Tebal Tutup Atas	: 3,542 in
Tebal Tutup Bawah	: 3,542 in
Jenis Pengaduk	: Flat six blade turbine with disk
Jumlah baffle	: 4 buah
Power	: 0,028 hp
Jumlah	: 1 buah

15. Filter Press (H-330)

Kode Alat	: H-330
Fungsi	: Memisahkan impuritis dari tangki karbonasi
Tipe	: Horisontal Plate and Frame Filter Press
Bahan Konstruksi	: Stainless steel SA 304 grade 3
Kondisi Operasi	: 1 atm dan 85°C
Luas Filter	: 5 m ²
Waktu Total per Siklus	: 1,661 jam
Ukuran Frame	: 36 × 36 in
Jumlah Frame	: 6 buah
Jumlah Plate	: 5 buah
Tebal Plate dan Frame	: 1,25 in
Jumlah	: 2 buah

16. Kation Exchanger (H-340)

Kode Alat	: H-340
Fungsi	: Menghilangkan kation-kation pengotor
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Bahan Konstruksi	: Stainless steel SA 167 grade 3
Kondisi Operasi	: 1 atm dan 85°C
Kapasitas	: 2.648,627 kg/jam
Resin yang Digunakan	: Sulfonated Phenolic Resin
Tinggi Bed	: 2 ft
Luas Bed	: 4,194 ft ²
Diameter Bed	: 2,310 ft
Diameter Luar	: 30 in
Tinggi Silinder	: 45 in
Tinggi Tutup Atas	: 5,07 in
Tinggi Tutup Bawah	: 5,07 in

Tebal Silinder	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/16 in
Tinggi Total	: 47,258 in
Jumlah	: 1 buah

17. Anion Exchanger (H-341)

Kode Alat	: H-341
Fungsi	: Menghilangkan anion-anion pengotor
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Bahan Konstruksi	: Stainless steel SA 167 grade 3
Kondisi Operasi	: 1 atm dan 85°C
Kapasitas	: 2.647,776 kg/jam
Resin yang Digunakan	: Anion basa kuat
Tinggi Bed	: 2 ft
Luas Bed	: 4,022 ft ²
Diameter Bed	: 2,263 ft
Diameter Luar	: 30 in
Tinggi Silinder	: 45 in
Tinggi Tutup Atas	: 5,07 in
Tinggi Tutup Bawah	: 5,07 in
Tebal Silinder	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/16 in
Tinggi Total	: 47,258 in
Jumlah	: 1 buah

18. Evaporator Efek I (V-410)

Kode Alat	: V-410
Fungsi	: Memekatkan larutan sorbitol 50% menjadi 70%
Tipe	: Standard Vertical Tube Evaporator
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 203 grade C
Kondisi Operasi	: 90 kPa dan 85°C
Panjang Tube	: 5 ft
Ukuran Tube	: 2 in IPS sch 40
OD Tube	: 2,375 in
ID Tube	: 2,067 in
Jumlah Tube	: 190 buah
Tebal Shell	: 1 in
Tebal Tutup	: 0,5 in
Diameter Evaporator	: 2 ft
Tinggi Evaporator	: 6,37 ft
Jumlah	: 1 buah

19. Evaporator Efek II (V-420)

Kode Alat	: V-420
Fungsi	: Memekatkan larutan sorbitol 50% menjadi 70%

Tipe	: Standard Vertical Tube Evaporator
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA 203 grade C
Kondisi Operasi	: 80 kPa dan 85°C
Panjang Tube	: 5 ft
Ukuran Tube	: 2 in IPS sch 40
OD Tube	: 2,375 in
ID Tube	: 2,067 in
Jumlah Tube	: 146 buah
Tebal Shell	: 1 in
Tebal Tutup	: 0,5 in
Diameter Evaporator	: 2 ft
Tinggi Evaporator	: 6,37 ft
Jumlah	: 1 buah

20. Tangki Pendingin (F-314)

Kode Alat	: F-314
Fungsi	: Mendinginkan larutan sorbitol sebelum masuk ke tangki karbonasi
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Bahan Konstruksi	: Stainless steel SA 304 grade 3
Kapasitas	: 2.235,225 L/cycle
Diameter Luar	: 54 in
Diameter Dalam	: 53,625 in
Tinggi Silinder	: 81 in
Tinggi Tutup Atas	: 9,126 in
Tinggi Tutup Bawah	: 9,126 in
Tebal Silinder	: 3/16 in
Tebal Tutup Atas	: 3/16 in
Tebal Tutup Bawah	: 3/16 in
Tinggi Total Tangki	: 101,252 in
Jenis Pengaduk	: Flat Six Blade Turbine with Disk
Jumlah Baffle	: 4 buah
Power	: 0,028 hp
Uc	: 78,171 Btu/hr.ft ² .F
Ud	: 56,204 Btu/hr.ft ² .F
Diameter Lilitan Koil	: 4,219 ft
Banyak Lilitan Koil	: 68,494 lilitan
Tinggi Koil	: 9,062 ft
Jumlah	: 1 buah

21. Spray Dryer

Kode Alat	: B-430
Fungsi	: Menguapkan kadar air pada larutan sorbitol 50% hingga berbentuk serbuk
Tipe	: <i>Spray Dryer Equipped Wheel Atomizer</i>
Kondisi Operasi	: 1 atm dan 130°C

Jumlah	:	1 buah
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-240 Grade C
Laju Alir Umpan	:	63.546,452 kg/hari
Laju Alir Udara	:	24.030,56 kg/hari
Diameter	:	2,5 ft
Tinggi	:	10 ft
Atomizer	:	Wheel Rotary Atomizer dengan Diameter Disc 200 mm

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VI

EFISIENSI DAN OPTIMASI PROSES

VI.1 Pendahuluan

Efisiensi merupakan suatu ukuran keberhasilan yang dinilai dari segi besarnya sumber/biaya untuk mencapai hasil dari kegiatan yang dijalankan. Yoto Paulus dan Nugent (1976) dalam Rica Amanda (2010) membedakan efisiensi menjadi tiga, yaitu efisiensi teknis, efisiensi harga dan efisiensi ekonomis. Efisiensi ekonomis merupakan produk dari efisiensi teknik dan efisiensi harga, sehingga efisiensi ekonomis dapat tercapai jika efisiensi efisiensi teknis dan efisiensi harga dapat tercapai (Farrel, 1975 dalam Rica Amanda, 2010).

Pengeringan adalah suatu peristiwa perpindahan massa dan energi yang terjadi dalam pemisahan cairan atau kelembaban dari suatu bahan sampai batas kandungan air yang ditentukan dengan menggunakan gas sebagai fluida sumber panas dan penerima uap cairan (Treybal, 1980).

Spray Dryer adalah alat industri yang paling banyak digunakan untuk pengeringan. Sangat cocok untuk produksi berkelanjutan dalam bentuk bubuk atau sebuk dari bahan baku cair. Umpan terhadap beberapa pengering mungkin berupa zat cair dimana zat padat itu melayang sebagai partikel, atau mungkin pula berbentuk larutan. Hasil pengeringan ada yang tahan terhadap penanganan kasar dan lingkungan yang sangat panas, tetapi ada pula yang memerlukan penanganan hati-hati pada suhu rendah atau sedang. Nonhebel (1964)

Pada pabrik sorbitol yang kami gunakan masih memproduksi sorbitol dalam bentuk cair dengan kandungan 70%. Adapun dengan penggantian evaporator dengan alat spray dryer dapat menghasilkan sorbitol bubuk dengan kandungan 98-99% dengan harga jual yang lebih tinggi.

VI.1.1 Latar Belakang

Setiap industri didirikan untuk memperoleh laba dengan adanya proses penjualan produk tersebut. Untuk memprediksi laba tersebut, industri perlu adanya analisa ekonomi yang harus dilakukan. Selain itu, dalam meningkatkan laba industri tersebut dapat melakukan perbaikan kualitas produk. Dalam perbaikan kualitas produk tersebut dapat dilakukan dengan meningkatkan efisiensi yang ada di industri tersebut (*Dewi, 2016*). Tujuan dari suatu kegiatan produksi yaitu memaksimalkan keuntungan produksi. Perolehan keuntungan yang maksimal sangat berhubungan dengan efektif dan efisiensi suatu industri dalam memproduksi produk tersebut. Suatu proses dapat dikatakan efisien jika output yang tercapai maksimum dengan sejumlah input atau berkaitan dengan biaya yang minimal. Dalam konsep minimisasi biaya perlu dilakukan perhitungan anggaran atau analisa ekonomi yang minimum (*Risandewi, 2013*).

Pada pabrik sorbitol, ada salah satu efisiensi yang dapat dilakukan yaitu dengan meningkatkan kemurnian produk dengan bentuk serbuk. Pada proses hidrogenasi katalitik, bahan baku yang digunakan mudah didapatkan dan konversi reaksi yang tinggi sekitar 98%. Untuk memperoleh produk sorbitol dengan kemurnian tersebut dilakukan pengeringan untuk mengurangi air sehingga diperoleh sorbitol serbuk dengan kemurnian 98%. Pada proses ini dapat digunakan alat *spray dryer* untuk tahap akhir sehingga menghasilkan produk berupa serbuk sorbitol (*Umam, 2019*). Metode pengeringan dengan *spray dryer* ini merupakan proses pengeringan yang menghasilkan serbuk. Di mana pada proses ini dilakukan dengan mengeringkan cairan tersebut dengan mengontakkannya dengan udara secara berlawanan atau searah (*Dwika, 2012*).

Oleh karena itu, pada proses pembentukan sorbitol ini dilakukan peningkatan efisiensi dengan mengganti alat menggunakan *spray dryer* sehingga kemuniannya dapat ditingkatkan dan harga jual produk juga lebih tinggi.

VI.1.2 Rumusan Masalah

Rumusan masalah pada efisiensi dan optimasi proses ini yaitu :

1. Bagaimana pengaruh efisiensi dan optimasi berupa penggantian alat *spray dryer* pada pabrik sorbitol?
2. Bagaimana pengaruh ekonomi terhadap optimasi dan efisiensi proses yang telah dilakukan?

VI.1.3 Tujuan

Tujuan dari efisiensi dan optimasi proses ini yaitu :

1. Untuk mengetahui pengaruh efisiensi dan optimasi berupa penggantian alat *spray dryer* pada pabrik sorbitol
2. Untuk mengetahui pengaruh ekonomi terhadap optimasi dan efisiensi proses yang telah dilakukan

VI.1.4 Manfaat

Manfaat dari efisiensi dan optimasi proses ini yaitu :

Peningkatan kualitas produk berupa harga jual dengan penggantian alat *spray dryer*

VI.2 Kondisi Existing

Dari pabrik sorbitol yang ada tersebut, diketahui harga perngadaan alat dan utilitas sebagai berikut :

Tabel 6.1 Harga Pengadaan Alat dan Utilitas

Uraian	Keterangan
Harga pengadaan alat	Rp71.811.125.634,408
Harga Utilitas (45% harga alat)	Rp 32.315.006.535,483

Dengan harga peralatan utilitas sebesar Rp 104.126.132.169,892. Didapatkan bahwa produk hasil akhir dari pabrik sorbitol yang ada adalah sebagai berikut **Tabel 6.2** :

Tabel 6.2 Kondisi yang Ada di Pabrik Sorbitol

Uraian	Keterangan
Produk sorbitol	Larutan 70%
Harga Produk	Rp46.000
Total Penjualan per tahun	Rp 463.087.248.322,148

Tabel 6.3 Keuntungan dari Kondisi *Existing*

No	Keterangan	Perhitungan	Batasan
1.	<i>Internal Rate of Return</i> (IRR)	27%	
2.	<i>Minimum Pay Out Time</i> (POT)	4,16 th	Maks. 12 Tahun (Resiko Tinggi)
3.	<i>Laba bersih</i>	Rp. 91.063.298.533	-
4.	<i>Break Event Point</i> (BEP)	38,1%	40-70%

VI.3 Efisiensi dan Optimasi Proses

VI.3.1 Rencana Efisiensi dan Optimasi

Efisiensi dan optimasi yang dapat dilakukan di pabrik sorbitol ini yaitu meningkatkan kualitas produk, Produk yang akan dihasilkan yaitu berupa serbuk dengan kemurnian 98%. Di mana harga jual produk ini diharapkan akan meningkat. Peningkatan kualitas produk ini yaitu dengan mengganti alat evaporator menjadi *spray dryer*. Larutan sorbitol 50% yang telah melewati *ion exchanger* akan dilewatkan ke *spray dryer*, di mana di alat tersebut akan dikontakkan dengan udara sehingga akan membentuk serbuk sorbitol dengan kemurnian 99%.

VI.3.2 Hasil Efisiensi dan Optimasi

Pengeringan menggunakan alat *spray dryer* akan menghasilkan output produk dengan kandungan atau kadar air kurang dari 5%. Pada kondisi laju pengeringan yang rendah (suhu pengeringan rendah dan kadar air tinggi) alat *spray dryer* masih bisa menghasilkan produk akhir dengan kadar air di bawah 5%. Bahan yang digunakan pada alat *spray dryer* yaitu larutan atau pasta (Alwan, 2021). Bahan masukan untuk *spray dryer* yang menghasilkan kadar air kecil yaitu pada konsentrasi *feed* sebesar 50% (Srihari, 2015) Tepung gula tebu dapat dihasilkan melalui teknologi pengawetan dengan alat pengering *spray drying*. Metode *spray drying* memiliki kelebihan yaitu dapat digunakan untuk kapasitas besar, cocok untuk bahan yang sensitif terhadap pemanasan, prosesnya berlangsung cepat sehingga kualitas produk dapat dipertahankan (cita rasa, nilai gizi dan warna) (Sentoso, 2020). Dari penggantian alat *evaporator* dengan *spray dryer* didapatkan neraca massa hasil sebelum dan sesudah efisiensi adalah seperti pada **Tabel 6.4** dan **Tabel 6.5** :

Tabel 6.4 Neraca Massa di Evaporator (Sebelum Efisiensi)

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 27		Aliran 28	
Glukosa	945,156	Glukosa	945,156
Maltosa	13,253	Maltosa	13,253
Air	31.728,272	Air	13.636,363
Sorbitol	30.029,152	Sorbitol	30.029,152
Maltitol	830,619	Maltitol	830,619
		Total	45.454,544
		Aliran 29	
		Air	18.091,909
		Total	18.091,909
TOTAL	63.546,452	TOTAL	63.546,452

Terlihat pada neraca massa evaporator tersebut yaitu sorbitol yang terkandung dalam larutan tersebut sebesar :

$$\% \text{ Sorbitol} = \frac{\text{Massa Kandungan Selain Air}}{\text{Massa Total Larutan}} \times 100\%$$

$$\% \text{ Sorbitol} = \frac{31.818,181}{45.454,544} \times 100\%$$

$$\% \text{ Sorbitol} = 70\%$$

Tabel 6.5 Neraca Massa di *Spray Dryer* (Setelah Efisiensi)

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 27		Ke Cyclone	
		Solid	
Glukosa	945,156	Glukosa	151,225
Maltosa	13,253	Maltosa	2,121
Air	31.728,272	Air	25,383
Sorbitol	30.029,152	Sorbitol	4.804,664
Maltitol	830,619	Maltitol	132,899
Total	63.546,452	Total	5.116,291

Aliran 28		Gas	
CO ₂	290,235	CO ₂	290,235
Air	1.199,735	Air	32.839,167
N ₂	37.149,845	N ₂	37.149,845
O ₂	9.466,402	O ₂	9.466,402
Total	48.106,216	Total	79.745,649
		Keluar Spray Dryer	
		Glukosa	793,931
		Maltosa	11,133
		Air	63,457
		Sorbitol	25.224,488
		Maltitol	697,720
		Total	26.790,728
TOTAL	111.652,67	TOTAL	111.652,67

Tabel 6.6 Neraca Massa di *Cyclone* (Setelah Efisiensi)

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Produk & Udara Masuk		Produk	
Solid			
Glukosa	151,225	Glukosa	151,225
Maltosa	2,121	Maltosa	2,121
Air	25,383	Air	25,383
Sorbitol	4.804,664	Sorbitol	4.804,664
Maltitol	132,899	Maltitol	132,899
Total	5.116,291	Total	5.116,291
Gas		Udara Terbuang	
CO ₂	290,235	CO ₂	290,235
Air	32.839,167	Air	32.839,167
N ₂	37.149,845	N ₂	37.149,845
O ₂	9.466,402	O ₂	9.466,402
Total	79.745,649	Total	79.745,649
TOTAL	84.861,94	TOTAL	84.861,94

Terlihat pada neraca massa *spray dryer* dan *cyclone* tersebut yaitu sorbitol yang terkandung dalam larutan tersebut sebesar :

$$\% \text{ Sorbitol} = \frac{\text{Massa Kandungan Selain Air}}{\text{Massa Total Larutan}} \times 100\%$$

$$\% \text{ Sorbitol} = \frac{31.818,181}{31.907,020} \times 100\%$$

$$\% \text{ Sorbitol} = 99\%$$

Dari data yang terlihat di atas, didapatkan bahwa pada penguapan air pada larutan sorbitol menggunakan evaporator mendapatkan hasil konsentrasi sorbitol sebesar 70%.

Sedangkan ketika alat evaporator diganti dengan *spray dryer* untuk menguapkan kandungan air pada larutan sorbitol hasil dari *ion exchanger* dan dihasilkan produk berupa serbuk, didapatkan hasil kemurnian atau konsentrasi sorbitol serbuk tersebut menjadi 99%.

Dengan pergantian alat evaporator ke alat *spray dryer* akan mempengaruhi Analisa ekonomi yang akan dilakukan seperti harga pengadaan alat, utilitas, penjualan produk dan tentunya akan mempengaruhi laba yang didapatkan dan BEP dari modal yang di tetapkan sebagaimana berikut :

Tabel 6.7 Harga Alat dan Utilitas Setelah Efisiensi

Uraian	Keterangan
Harga pengadaan alat	Rp106.852.684.857,48

Tabel 6.8 Harga Jual Produk Setelah Efisiensi

Produk	Harga Jual (Rp)	Total Produksi (kg/hari)	Total Harga (Rp)	Total Penjualan per Tahun
Sorbitol 99%	55000	31,818.181	1,749,999,928	Rp553,691,275,168

Setelah didapatkan harga peralatan utilitas dan total penjualan per tahun dilakukan perhitungan *total capital investment* (TCI)

Asumsi-asumsi dan ketentuan yang digunakan dalam perhitungan Analisa ekonomi :

1. Pengoperasian pabrik dimulai tahun 2024
2. Proses yang dijalankan adalah proses kontinyu
3. Kapasitas produksi adalah 15.000 ton/tahun
4. Jumlah hari kerja adalah 330 hari/tahun
5. Umur alat-alat pabrik diperkirakan 10 tahun
6. Situasi pasar, biaya dan lain-lain diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi
7. Harga pengadaan alat :

Tabel 6.9 Harga Pengadaan Alat Setelah Efisiensi

Kode alat	Peralatan	Jumlah	Harga 2014 (\$)	Total Harga 2014 (\$)	Harga Alat 2024 (\$)	Total Harga 2024 (\$)
F-111	Tangki Penampung Tepung	1	200000	200000	235153,62	235153,6192
J-113	Screw Conveyor	1	2400	2400	2821,8434	2821,84343
J-112	Bucket Elevator	1	17900	17900	21046,249	21046,24892
M-110	Mixing Tank	1	26100	26100	30687,547	30687,5473
F-114	Tangki Penampung CaCl ₂	1	18100	18100	21281,403	21281,40253
L-121	Pompa Sentrifugal	1	5900	5900	6937,0318	6937,031765
E-120	Jet Cooker	1	3200	3200	3762,4579	3762,457907
F-122	Tangki Penampung α -amilase	1	11000	11000	12933,449	12933,44905
R-130	Reaktor Liquifikasi	1	54000	54000	63491,477	63491,47717
F-132	Tangki Pendingin	1	47700	47700	56084,138	56084,13817
L131	Pompa Sentrifugal	2	5300	10600	6231,5709	12463,14182
R-230	Reaktor Sakarifikasi	4	183000	732000	215165,56	860662,2461
F-231	Tangki Penampung Glukoamilase	1	10000	10000	11757,681	11757,68096

F-232	Tangki Penampung HCL	1	20800	20800	24455,976	24455,97639
F-233	Tangki Penampung sakarifikasi	1	183000	183000	215165,56	215165,5615
L-241	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-240	Rotary Vacuum Drum Filter	1	319700	319700	375893,06	375893,0602
F-241	Tangki Penampung	1	19100	19100	22457,171	22457,17063
L-251	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
V-250	Evaporator Effect I	1	66700	66700	78423,732	78423,73199
V-260	Evaporator Effect II	1	62100	62100	73015,199	73015,19875
E-262	Barometric Condenser	1	1200	1200	1410,9217	1410,921715
G-263	Jet Ejector	1	1500	1500	1763,6521	1763,652144
F-264	Tangki Penampung Hasil Evaporasi	1	10200	10200	11992,835	11992,83458
L-311	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
R-310	Reaktor Hidrogenasi	1	234500	234500	275717,62	275717,6185
F-312	Tangki Penampung Raney Nickel	1	12700	12700	14932,255	14932,25482
F-313	Tangki Penampung H ₂	1	9300	9300	10934,643	10934,64329
F-314	Tangki Pendingin	1	56100	56100	65960,59	65960,59018
L-321	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
M-320	Tangki Karbonasi	1	6833	6833	8034,0234	8034,023399
F-323	Tangki Penampung Karbon Aktif	1	15400	15400	18106,829	18106,82868
L-331	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-330	Filter Press	2	11000	22000	12933,449	25866,89811
F-332	Tangki Penampung Filtrat	1	140300	140300	164960,26	164960,2638
L-341	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-340	Kation Exchanger	1	5926	5926	6967,6017	6967,601736
H-341	Anion Exchanger	1	5200	5200	6113,9941	6113,994098
L-411	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
F-413	Tangki Penampung	1	17100	17100	20105,634	20105,63444
G-421	Centrifugal Fan	2	7700	15400	9053,4143	18106,82868
Q-420	Air Heater	1	175000	175000	205759,42	205759,4168
B-430	Spray Dryer	1	254000	254000	298645,1	298645,0963
C-440	Cyclone	1	27000	27000	31745,739	31745,73859
J-441	Screw Conveyor	1	2400	2400	2821,8434	2821,84343
F-450	Tangki Penampung Sorbitol	1	51200	51200	60199,327	60199,32651
	Boiler	1	1463800	1463800	1721089,3	1721089,339
Total (\$)		2847959			5132649,839	
Total (Rp)		Rp40.889.286.547			Rp73.691.506.798	

8. Harga bahan baku :

Tabel 6.10 Harga Bahan Baku

Bahan Baku	Harga (\$/kg)	Kebutuhan (kg/hari)	Total Harga (\$)
Tepung Tapioka	0.35	33,282.53	11590.72441
CaCl ₂	0.24	12.08	2.944054552
Enzim α -amilase	1.04	25.59	26.73502004
Enzim Glukoamilase	0.93	19.65	18.36015738
HCl	0.12	34.49	4.083772395
Nikel Alloy	21.54	928.55	19997.73369
H ₂	2.93	5050.05	14773.00967
Karbon Aktif	1.04	60.66	63.38015918
			46476.97094
			Rp667,288,462.63

Tabel 6.11 Perhitungan *Total Capital Investment (TCI)* Setelah Efisiensi

1	Pengadaan Alat		Rp106.852.684.857	Rp106.852.684.857
2	Instrument dan control, 6-30% dari ad 1	30%	Rp106.852.684.857	Rp32.055.805.457
3	Isolasi, 8-9% dari ad 1	9%	Rp106.852.684.857	Rp9.616.741.637
4	Perpipaan ter-install, 10-80% dari ad 1	80%	Rp106.852.684.857	Rp85.482.147.886
5	Perlistrikan ter-install, 8-20% dari ad 1	20%	Rp106.852.684.857	Rp21.370.536.971
6	Bangunan pabrik, 10-70% dari ad 1	70%	Rp106.852.684.857	Rp74.796.879.400
7	<i>Service facilities & yard improvement</i> , 40-50% dari ad 1	45%	Rp106.852.684.857	Rp48.083.708.186
8	Tanah, 4-6% dari ad 1	6%	Rp106.852.684.857	Rp6.411.161.091
9	<i>Direct Cost</i>			Rp384.669.665.487
10	<i>Engineering & supervision</i> , 5-15% dari ad 16	10%	Rp384.669.665.487	Rp38.466.966.549
11	<i>Ongkos kontraktor</i> , 7-20% dari ad 16	15%	Rp384.669.665.487	Rp57.700.449.823
12	<i>Biaya tidak terduga</i> , 5-15% dari <i>Fci</i>	10%	Rp534.263.424.287	Rp53.426.342.428,7
13	<i>Indirect cost</i>			Rp149.593.758.800
14	<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> , jumlah, Ad. 9 dan 13			Rp534.263.424.287
15	<i>Working Capital Investment (WCI)</i> , <i>TCI</i>	15%		Rp94.281.780.757
16	<i>Total Capital Investment (TCI)</i> , jumlah, Ad. 14 dan 15			Rp628.545.205.044

Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Tabel 6.12 *Direct Production Cost* Setelah Efisiensi

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya		
1	Bahan baku dan penunjangnya		Rp220.205.192.668		
2	Buruh pabrik langsung		Rp6.920.344.920		
3	Pengawasan langsung dari perburuhan	15%	Rp1.038.051.738		
4	Utilitas		Rp33.161.178.059		
5	Pemeliharaan dan perbaikan dari FCI	7%	Rp37.398.439.700		
6	<i>Operating supplies</i> dari Ad. 5	15%	Rp5.609.765.955		
7	Laboratorium dari Ad. 5	15%	Rp5.609.765.955		
8	<i>Patent</i> dan <i>royalties</i> , dari TPC	1%	0,01	TPC	
Jumlah		Rp309.942.738.995	+	0,01	TPC

Tabel 6.13 *Fixed Charges* Setelah Efisiensi

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya		
1	Depresiasi	10%	Rp53.426.342.429		
2	Pajak Kekayaan	3%	Rp13.356.585.607		
3	Asuransi	1%	Rp5.342.634.243		
4	Biaya Sewa, pabrik dianggap tidak menyewa tanah		0		
Jumlah			Rp72.125.562.279		

Tabel 6.14 *Plant Overhead Cost* Setelah Efisiensi

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya		
1	Ongkos		Rp6.920.344.920		
2	<i>Supervise</i>		Rp1.038.051.738		
3	Pemeliharaan		Rp37.398.439.700		
4	<i>Production Cost</i> , Jumlah Ad. 1-3		Rp45.356.836.358		
5	pengeluaran <i>Plant Overhead cost</i>	70%	Rp31.749.785.451		

Tabel 6.15 *General Expenses* Setelah Efisiensi

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya		
1	Administrasi (<i>Total Production Cost</i>)	2%	TPC		
2	Distribusi dan penjualan	5%	TPC		
3	<i>Research and Development</i>	2%	TPC		
4	<i>Financing</i>				
Jumlah		9%	TPC		

Jumlah	Rp41.381.808.672,44
--------	---------------------

Total Production Cost (TPC) = MC + GE

Total Production Cost (TPC) = Rp459.797.874.138

Keuntungan Produksi

Tabel 6.16 Harga Jual Produk Setelah Efisiensi

Produk	Harga Jual (Rp)	Total Produksi (kg/hari)	Total Harga (Rp)	Total Penjualan per Tahun
Sorbitol 98%	55000	31,818.181	1,749,999,928	Rp553,691,275,168

Analisa Kelayakan

FCI = Rp534.263.424.287,40

60% Modal sendiri = Rp320.558.054.572,44

40% Modal pinjaman = Rp213.705.369.714,96

Pengeluaran Investasi :

2 tahun sebelum operasi sebesar 50% modal

1 tahun sebelum operasi sebesar 50% modal

Total Ongkos Produksi :

Depresiasi = Rp53.426.342.428,74

FC = Rp72.125.562.278,80

SVC = Rp129.707.962.391,28

VC = Rp253.366.370.726,76

Total Penjualan = Rp553.691.275.167,79

Masa konstruksi = 2 tahun

Pengembalian pinjaman = 10 tahun

Laju inflasi = 1,60% per tahun

Bunga bank = 8% (BNI)

Umur pabrik = 10 tahun

Kapasitas produksi = 15.000 ton/tahun

Tahun ke-1 = 60%

Tahun ke-2 = 80%

Tahun ke-3 hingga ke-10 = 100%

Analisis kelayakan perlu dilakukan guna menentukan apakah pabrik yang direncanakan dapat tercapai. Oleh karena itu, penilaian atau penilaian investasi perlu dilakukan dengan memperhatikan beberapa hal berikut ini.:

Tabel 6.17 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi Setelah Efisiensi

Tahun ke	Kapasitas	Modal Sendiri		
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah
-2	50%	Rp160.279.027.286,2	0	Rp160.279.027.286,22
-1	50%	Rp160.279.027.286,2	Rp2.564.464.436,58	Rp162.843.491.722,80
0	0%	Rp -	Rp5.169.960.304,14	Rp5.169.960.304,14
Total				Rp328.292.479.313,16

Tabel 6.18 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi Setelah Efisiensi

Tahun ke	Kapasitas	Modal Pinjaman		
		Pengeluaran	Bunga	Jumlah
-2	50%	Rp106.852.684.857,5	0	Rp106.852.684.857,48
-1	50%	Rp106.852.684.857,5	Rp8.548.214.788,60	Rp115.400.899.646,08
0	0%	Rp -	Rp17.780.286.760,28	Rp17.780.286.760,28
Total				Rp240.033.871.263,84

Total Investasi masa Akhir Konstruksi

Total Investasi = Modal Sendiri + Modal Pinjaman

Total Investasi = Rp328.292.479.313,16 + Rp240.033.871.263,84

Total investasi = Rp568.326.350.577,01

Internal Rate of Return (IRR)

Tabel 6.19 IRR Setelah Efisiensi

Tahun ke	Cashflow	Discounted Cash Flow
		0,396072925
-2		
-1		
0		
1	Rp88.700.366.694	Rp63.535.625.602
2	Rp175.417.300.219	Rp90.002.839.928
3	Rp262.134.233.744	Rp96.338.399.685
4	Rp264.054.504.715	Rp69.512.220.540
5	Rp265.974.775.685	Rp50.153.347.777
6	Rp267.895.046.655	Rp36.183.956.738
7	Rp269.815.317.625	Rp26.104.168.759
8	Rp271.735.588.595	Rp18.831.359.883
9	Rp273.655.859.565	Rp13.584.129.388
10	Rp275.576.130.535	Rp104.080.302.278
Total		Rp568.326.350.577

Tabel 6.20 POT Setelah Efisiensi

Tahun ke	Cashflow	Comulative Cash Flow
-2		
-1		
0		
1	Rp88.700.366.693,58	Rp88.700.366.693,58
2	Rp175.417.300.218,99	Rp264.117.666.912,56
3	Rp262.134.233.744,40	Rp526.251.900.656,96
4	Rp264.054.504.714,51	Rp790.306.405.371,48
5	Rp265.974.775.684,62	Rp1.056.281.181.056,10

6	Rp267.895.046.654,73	Rp1.324.176.227.710,83
7	Rp269.815.317.624,84	Rp1.593.991.545.335,67
8	Rp271.735.588.594,95	Rp1.865.727.133.930,63
9	Rp273.655.859.565,07	Rp2.139.382.993.495,69
10	Rp275.576.130.535,18	Rp2.414.959.124.030,87

Pada perhitungan di atas, diperoleh hasil *pay out time* pada tahun ke 3,15.

Dari data yang ada juga, diperoleh kapasitas BEP sebesar 29,3% dengan kapasitas produksi sebesar 4.390,51 ton.

Tabel 6.21 Perolehan BEP Setelah Efisiensi

No	Keterangan	Perhitungan	Batasan
1.	<i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	39%	
2.	<i>Minimum Pay Out Time (POT)</i>	3,15 tahun	Maks. 12 Tahun (Resiko Tinggi)
3.	<i>Break Event Point (BEP)</i>	30,66%	40-70%

VI.4 Kesimpulan

Dari hasil yang telah didapatkan, dapat disimpulkan bahwa :

1. Kemurnian sorbitol yang didapatkan setelah dilakukannya efisiensi dan optimasi dengan penggantian alat "*spray dryer*" sebesar 99%
2. *Break Even Point (BEP)* setelah dilakukan efisiensi yang didapatkan yaitu sebesar 29,3%

BAB VII UTILITAS

Dalam suatu pabrik, unit utilitas merupakan sarana penunjang dari proses utama dalam suatu produksi. Oleh karena itu, unit utilitas memegang peranan yang penting dalam pelaksanaan operasi dan proses suatu industri. Sarana utilitas dalam pabrik sorbitol dari tepung tapioka menggunakan proses hidrogenasi katalitik di antaranya :

1. Air
Pada pabrik sorbitol dari tepung tapioka menggunakan proses hidrogenasi katalitik ini, air digunakan untuk beberapa proses, di antaranya air proses, air pendingin, air sanitasi, dan air umpan *boiler*.
2. Bahan Bakar
Bahan bakar pada pabrik sorbitol ini digunakan sebagai bahan bakar *boiler*
3. Listrik
Listrik pada pabrik sorbitol ini digunakan untuk penggerak seluruh peralatan yang ada di proses pabrik ini. Selain itu, listrik juga dapat digunakan sebagai penerangan pada pabrik ini.
4. *Steam*
Steam pada pabrik ini digunakan untuk pemanas alat atau proses produksi.

VII.1 Air

1. Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan sebagai bahan baku dan bahan penunjang dalam proses pabrik sorbitol ini. pH yang digunakan untuk air proses ini yaitu berkisar antara 6,5 hingga 8,5. Selain itu, air proses ini juga tidak boleh mengandung Fe dan Mn. Hal lain yang harus diperhatikan dalam pemilihan air proses ini yaitu alkalinitas, kekruhan, kesadahan, dan warna. Proses yang menggunakan air proses di pabrik ini yaitu di proses pencampuran CaCl_2 dan proses penyaringan menggunakan *rotary drum filter*. Kebutuhan air proses yang digunakan yaitu sebesar :

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air proses} &= \text{Air di } \textit{mixing tank} + \text{Air di } \textit{rotary drum filter} \\ &= 59.706,848 + 14.474,398 \\ &= 74.181,246 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

2. Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan untuk mendinginkan suatu proses atau alat. Sebagian besar, air digunakan sebagai air pendingin karena air mudah didapat dalam jumlah besar, mudah diatur dan dijernihkan, dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume, tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperatur dingin, dan air juga tidak terdekomposisi. Kandungan yang tidak boleh terdapat dalam air pendingin yaitu *hardness* (membentuk kerak pada alat), besi (penyebab korosi alat), silika (dapat membentuk kerak), minyak (dapat memicu pertumbuhan mikroorganisme). Air pendingin ini diambil menggunakan *cooling water*. Air pendingin pada pabrik sorbitol digunakan di *barometric condenser* dan tangki pendingin. Kebutuhan air pendingin di pabrik ini di antaranya :

Tangki Pendingin I	= 77.929,552 kg/hari
Reaktor Sakarifikasi	= 204.333,798 kg/hari
<i>Barometric Condenser I</i>	= 4.508.442,843 kg/hari
Tangki Pendingin II	= 236.401,658 kg/hari
<i>Barometric Condenser II</i>	= 1.983.095,302 kg/hari
Total Kebutuhan	= 7.010.203,153 kg/hari

3. Air Sanitasi

Air sanitasi merupakan air yang digunakan untuk keperluan minum, cuci, mandi, dan sebagainya. Selain itu, air sanitasi juga digunakan dalam keperluan laboratorium. Beberapa syarat air sanitasi di antaranya :

a. Syarat Fisik

- Suhu di bawah suhu udara
- Warna jernih
- Tidak memiliki rasa
- Tidak memiliki bau
- Memiliki kelarutan sebesar 1 mg SiO₃/liter
- Memiliki kekeruhan maksimum 5 NTU untuk air minum dan 25 NTU untuk air bersih

b. Syarat Kimia

- Memiliki pH 6,5 hingga 8,5
- Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik maupun zat anorganik
- Tidak mengandung zat beracun
- Tidak mengandung logam berat (Pb, Ag, Cr, dan Hg)

c. Syarat Biologi

- Tidak mengandung bakteri, terutama bakteri pathogen
- Bakteri *E.Coli* < 1/100 mL
- Penambahan kaporit atau disinfektan maksimal 10/100 mL

Air sanitasi juga digunakan untuk karyawan, di mana kebutuhan air domestik untuk setiap orang adalah 40 – 100 liter/hari dan untuk keperluan sanitasi diperlukan 0,1 m³/hari untuk setiap karyawan. Sehingga untuk keperluan karyawan, diperkirakan membutuhkan 100 liter/hari untuk setiap karyawan, sehingga untuk 88 karyawan sebesar :

$$\begin{aligned}\text{Untuk 88 karyawan} &= 88 \times 100 \text{ liter/hari} \\ &= 8,8 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Asumsi untuk air sanitasi pada laboratorium dan taman sebesar 25% dari air sanitasi karyawan, sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Air laboratorium dan taman} &= 25\% \times 8,8 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 2,2 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan air sanitasi secara keseluruhan :

$$\begin{aligned}\text{Air sanitasi keseluruhan} &= 8,8 + 2,2 \\ &= 11 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

4. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler merupakan air yang akan menjadi fase uap di dalam boiler, di mana telah mengalami perlakuan khusus antara lain penjernihan dan pelunakan. Meskipun air terlihat bening ataupun jernih, namun pada umumnya masih terdapat larutan garam dan asam di dalamnya, di mana kandungan tersebut dapat merusak peralatan boiler. pH air umpan boiler ini yaitu antara 8,5 hingga 9,5. Sedangkan *hardness* sebesar 1 ppm sebagai CaCO₃. Kandungan kimia lainnya yaitu O₂ terlarut (0,02 ppm), CO₂ terlarut (25 ppm), Fe³⁺ (0,05 ppm), Ca²⁺ (0,01 ppm), SiO₂ (0,1 ppm), dan Cl₂ (4,2 ppm). Air ini harus melewati pengolahan untuk menghilangkan ion Mg²⁺ dan Ca²⁺ yang dapat menyebabkan kerak yang akan menghalangi proses perpindahan panas sehingga menyebabkan *overheating* yang memusat dan menyebabkan pecahnya pipa.

VII.2 Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik sorbitol dari tepung tapioka dengan menggunakan hidrogenasi katalitik ini yaitu untuk bahan bakar *boiler*. Bahan bakar yang digunakan yaitu batu bara.

VII.3 Listrik

Listrik pada pabrik sorbitol dari tepung tapioka ini yaitu berfungsi sebagai tenaga penggerak alat yang ada di pabrik ini dan juga untuk penerangan pabrik, seperti ruangan ataupun halaman pabrik. Tenaga listrik ini disupply dari PT. PLN Persero.

VII.4 Steam

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. *Steam* pada pabrik sorbitol ini digunakan untuk media pemanas, *steam* ini berasal dari *boiler*. *Steam* yang digunakan yaitu *saturated steam* dengan suhu 145°C. Kebutuhan *steam* pada pabrik ini yaitu :

<i>Jet cooker</i>	= 12.049,646 kg/hari
Reaktor Liquifikasi	= 101,751 kg/hari
Evaporator I	= 28.231,293 kg/hari
Reaktor Hidrogenasi	= 8.936,157 kg/hari
Evaporator II	= 10.971,714 kg/hari
Total Kebutuhan	= 60.290,561 kg/hari

BAB VIII ANALISA EKONOMI

VIII.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan berfluktuasi setiap tahun seiring dengan perubahan ekonomi. Apabila harga alat selama beberapa tahun terakhir diketahui, maka dalam menaksir harga tahun yang akan datang dapat menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Besaran harga alat tersebut dapat anda tentukan sebagai berikut :

Tabel 8. 1 *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Tahun	Annual Index
1995	381.10
1996	381.70
1997	386.50
1998	389.50
1999	390.60
2000	394.10
2001	394.30
2002	395.60
2003	402.00
2004	444.20
2005	468.20
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	603.1
2019	607.5

VIII.2 Penentuan *Total Capital Investment (TCI)*

Asumsi-asumsi dan ketentuan yang digunakan dalam perhitungan Analisa ekonomi :

1. Pengoperasian pabrik dimulai tahun 2024
2. Proses yang dijalankan adalah proses kontinyu
3. Kapasitas produksi adalah 15.000 ton/tahun
4. Jumlah hari kerja adalah 330 hari/tahun
5. Umur alat-alat pabrik diperkirakan 10 tahun
6. Situasi pasar, biaya dan lain-lain diperkirakan stabil selama pabrik beroperasi
7. Harga pengadaan alat :

Tabel 8.2 Harga Alat

Kode Alat	Peralatan	Jumlah	Harga 2014 (\$)	Total Harga 2014 (\$)	Harga Alat 2024 (\$)	Total Harga 2024 (\$)
F-111	Tangki Penampung Tepung	1	200000	200000	235153,62	235153,6192
J-113	Screw Conveyor	1	2400	2400	2821,8434	2821,84343
J-112	Bucket Elevator	1	17900	17900	21046,249	21046,24892
M-110	Mixing Tank	1	26100	26100	30687,547	30687,5473
F-114	Tangki Penampung CaCl ₂	1	18100	18100	21281,403	21281,40253
L-121	Pompa Sentrifugal	1	5900	5900	6937,0318	6937,031765
E-120	Jet Cooker	1	3200	3200	3762,4579	3762,457907
F-122	Tangki Penampung α -amilase	1	11000	11000	12933,449	12933,44905
R-130	Reaktor Liquifikasi	1	54000	54000	63491,477	63491,47717
F-132	Tangki Pendingin	1	47700	47700	56084,138	56084,13817
L131	Pompa Sentrifugal	2	5300	10600	6231,5709	12463,14182
R-230	Reaktor Sakarifikasi	4	183000	732000	215165,56	860662,2461
F-231	Tangki Penampung Glukoamilase	1	10000	10000	11757,681	11757,68096
F-232	Tangki Penampung HCL	1	20800	20800	24455,976	24455,97639
F-233	Tangki Penampung sakarifikasi	1	183000	183000	215165,56	215165,5615
L-241	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-240	Rotary Vacuum Drum Filter	1	319700	319700	375893,06	375893,0602
F-241	Tangki Penampung	1	19100	19100	22457,171	22457,17063
L-251	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
V-250	Evaporator Effect I	1	66700	66700	78423,732	78423,73199
V-260	Evaporator Effect II	1	62100	62100	73015,199	73015,19875
E-262	Barometric Condenser	1	1200	1200	1410,9217	1410,921715
G-263	Jet Ejector	1	1500	1500	1763,6521	1763,652144
F-264	Tangki Penampung Hasil Evaporasi	1	10200	10200	11992,835	11992,83458
L-311	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
R-310	Reaktor Hidrogenasi	1	234500	234500	275717,62	275717,6185
F-312	Tangki Penampung Raney Nickel	1	12700	12700	14932,255	14932,25482
F-313	Tangki Penampung H ₂	1	9300	9300	10934,643	10934,64329
F-314	Tangki Pendingin	1	56100	56100	65960,59	65960,59018
L-321	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
M-320	Tangki Karbonasi	1	6833	6833	8034,0234	8034,023399

F-323	Tangki Penampung Karbon Aktif	1	15400	15400	18106,829	18106,82868
L-331	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-330	Filter Press	2	11000	22000	12933,449	25866,89811
F-332	Tangki Penampung Filtrat	1	140300	140300	164960,26	164960,2638
L-341	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-340	Kation Exchanger	1	5926	5926	6967,6017	6967,601736
H-341	Anion Exchanger	1	5200	5200	6113,9941	6113,994098
L-411	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
F-413	Tangki Penampung	1	17100	17100	20105,634	20105,63444
L-412	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
V-410	Evaporator Effect I	1	150300	150300	176717,94	176717,9448
V-420	Evaporator Effect II	1	138100	138100	162373,57	162373,574
E-421	Barometric Condenser	1	1200	1200	1410,9217	1410,921715
G-422	Jet Ejector	1	1500	1500	1763,6521	1763,652144
F-423	Tangki Penampung Sorbitol	1	51200	51200	60199,327	60199,32651
	Boiler	1	1463800	1463800	1721089,3	1721089,339
Total (\$)		2670159			4922540,08	
Total (Rp)		Rp38.336.540.827			Rp70.674.876.948	

8. Harga bahan baku :

Tabel 8.3 Harga Bahan Baku

Bahan Baku	Harga (\$/kg)	Kebutuhan (kg/hari)	Total Harga (\$)
Tepung Tapioka	0.35	33,282.53	11590.72441
CaCl ₂	0.24	12.08	2.944054552
Enzim α -amilase	1.04	25.59	26.73502004
Enzim Glukoamilase	0.93	19.65	18.36015738
HCl	0.12	34.49	4.083772395
Nikel Alloy	21.54	928.55	19997.73369
H ₂	2.93	5050.05	14773.00967
Karbon Aktif	1.04	60.66	63.38015918
			46476.97094
			Rp667,288,462.63

Harga biaya bahan baku pertahun :

Biaya bahan baku per-hari x total hari produksi setahun

Rp. 667.288.462,63 x 330 hari = **Rp. 220.205.192.668**

Tabel 8.4 Perhitungan *Total Capital Investment (TCI)*

1	Pengadaan Alat	Rp102.478.571.575	Rp102.478.571.575
---	----------------	-------------------	-------------------

2	Instrument dan control, 6-30% dari ad 1	30%	Rp102.478.571.575	Rp30.743.571.473
3	Isolasi, 8-9% dari ad 1	9%	Rp102.478.571.575	Rp9.223.071.442
4	Perpipaan ter-install, 10-80% dari ad 1	80%	Rp102.478.571.575	Rp81.982.857.260
5	Perlistrikan ter-install, 8-20% dari ad 1	20%	Rp102.478.571.575	Rp20.495.714.315
6	Bangunan pabrik, 10-70% dari ad 1	70%	Rp102.478.571.575	Rp71.735.000.103
7	<i>Service facilities & yard improvement</i> , 40-50% dari ad 1	45%	Rp102.478.571.575	Rp46.115.357.209
8	Tanah, 4-6% dari ad 1	6%	Rp102.478.571.575	Rp6.148.714.295
9	<i>Direct Cost</i>			Rp368.922.857.671
10	<i>Engineering & supervision</i> , 5-15% dari ad 16	10%	Rp368.922.857.671	Rp36.892.285.767
11	<i>Ongkos kontraktor</i> , 7-20% dari ad 16	15%	Rp368.922.857.671	Rp55.338.428.651
12	<i>Biaya tidak terduga</i> , 5-15% dari Fci	10%	Rp512.392.857.876	Rp51.239.285.787,6
13	<i>Indirect cost</i>			Rp143.470.000.205
14	<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> , jumlah, Ad. 9 dan 13			Rp512.392.857.876
15	<i>Working Capital Investment (WCI)</i> , TCI	15%	Rp602.815.126.913	Rp90.422.269.037
16	<i>Total Capital Investment (TCI)</i> , jumlah, Ad. 14 dan 15			Rp602.815.126.913

VIII.3 Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

Tabel 8.5 *Direct Production Cost*

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya		
1	Bahan baku dan penunjangnya		Rp220.205.192.668		
2	Buruh pabrik langsung		Rp6.920.344.920		
3	Pengawasan langsung dari perburuhan	15%	Rp1.038.051.738		
4	Utilitas		Rp31.803.694.627		
5	Pemeliharaan dan perbaikan dari FCI	7%	Rp35.867.500.051		
6	<i>Operating supplies</i> dari Ad. 5	15%	Rp5.380.125.008		
7	Laboratorium dari Ad. 5	15%	Rp5.380.125.008		
8	<i>Patent dan royalties</i> , dari TPC	1%	0,01	TPC	
Jumlah			Rp306.595.034.019	+	0,01 TPC

Tabel 8.6 *Fixed Charges*

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Depresiasi	10%	Rp51.239.285.788
2	Pajak Kekayaan	3%	Rp12.809.821.447
3	Asuransi	1%	Rp5.123.928.579

4	Biaya Sewa, pabrik dianggap tidak menyewa tanah		0
Jumlah		Rp69.173.035.813	

Tabel 8.7 Planct Overhead Cost

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Ongkos		Rp6.920.344.920
2	<i>Supervise</i>		Rp1.038.051.738
3	Pemeliharaan		Rp35.867.500.051
4	<i>Production Cost, Jumlah Ad. 1-3</i>		Rp43.825.896.709
5	pengeluaran <i>Plant Overhead cost</i>	70%	Rp30.678.127.697

Tabel 8.8 General Expenses

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Administrasi (<i>Total Poduction Cost</i>)	2%	TPC
2	Distribusi dan penjualan	5%	TPC
3	<i>Research and Development</i>	2%	TPC
4	<i>Financing</i>		0
Jumlah		9%	TPC
Jumlah			Rp40.644.619.752,87

Total Production Cost (TPC) = MC + GE

Total Production Cost (TPC) = Rp451.606.886.143

VIII.4 Keuntungan Produksi

Tabel 8.9 Harga Jual Produk

Produk	Harga Jual (Rp)	Total Produksi (kg/hari)	Total Harga (Rp)	Total Penjualan per Tahun
Sorbitol 70%	46000	31.818,181	1.463.636.303	Rp463.087.248.322

*Densitas sorbitol = 1,49 Kg/L

Gross Earning (Laba Kotor)

Gross Earning = Total Penjualan – TPC

Gross Earning = Rp463,087,248,322 – Rp348,008,125,155.699

Gross Earning = Rp115,079,123,166.449

Net Earning (Laba Bersih)

Net Earning = Gross Earning – Pajak pendapatan

Net Earning = Rp91,063,298,533.1592

VIII.5 Analisa Kelayakan

FCI = Rp512.392.857.875,76

60% Modal sendiri = Rp307.435.714.725,45

40% Modal pinjaman	= Rp204.957.143.150,30
Pengeluaran Investasi	:
2 tahun sebelum operasi sebesar 50% modal	
1 tahun sebelum operasi sebesar 50% modal	
Total Ongkos Produksi	:
Depresiasi	= Rp51.239.285.787,58
FC	= Rp69.173.035.813,23
SVC	= Rp125.908.894.174,08
VC	= Rp252.008.887.294,31
Total Penjualan	= Rp463.087.248.222,15
Masa konstruksi	= 2 tahun
Pengembalian pinjaman	= 10 tahun
Laju inflasi	= 1,60% per tahun
Bunga bank	= 8% (BNI)
Umur pabrik	= 10 tahun
Kapasitas produksi	= 15.000 ton/tahun
Tahun ke-1	= 60%
Tahun ke-2	= 80%
Tahun ke-3 hingga ke-10	= 100%

Analisis kelayakan perlu dilakukan guna menentukan apakah pabrik yang direncanakan dapat tercapai. Oleh karena itu, penilaian atau penilaian investasi perlu dilakukan dengan memperhatikan beberapa hal berikut ini.:

Tabel 8.10 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Tahun ke	Kapasitas	Modal Sendiri		
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah
-2	50%	Rp153.717.857.362,7	0	Rp153.717.857.362,73
-1	50%	Rp153.717.857.362,7	Rp2.459.485.717,80	Rp156.177.343.080,53
0	0%	Rp -	Rp4.958.323.207,09	Rp4.958.323.207,09
Total				Rp314.853.523.650,35

Tabel 8.11 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Tahun ke	Kapasitas	Modal Pinjaman		
		Pengeluaran	Bunga	Jumlah
-2	50%	Rp102.478.571.575,2	0	Rp102.478.571.575,15
-1	50%	Rp102.478.571.575,2	Rp8.198.285.726,01	Rp110.676.857.301,16
0	0%	Rp -	Rp17.052.434.310,11	Rp17.052.434.310,11
Total				Rp230.207.863.186,42

Total Investasi masa Akhir Konstruksi

Total Investasi = Modal Sendiri + Modal Pinjaman

Total Investasi = Rp314.853.523.650,35 + Rp230.207.863.186,42

Total investasi = Rp545.061.386.836,77

Internal Rate of Return (IRR)

Tabel 8.12 IRR

Tahun ke	Cashflow	Discounted Cash Flow
		0,275342951
-2		
-1		
0		
1	Rp41.889.402.140	Rp32.845.598.213
2	Rp111.166.735.875	Rp68.347.224.326
3	Rp180.444.069.610	Rp86.988.462.610
4	Rp182.285.732.515	Rp68.904.047.554
5	Rp184.127.395.421	Rp54.573.710.162
6	Rp185.969.058.326	Rp43.219.404.254
7	Rp187.810.721.232	Rp34.224.056.067
8	Rp189.652.384.137	Rp27.098.323.238
9	Rp191.494.047.043	Rp21.454.203.905
10	Rp193.335.709.948	Rp107.406.356.508
Total		Rp545.061.386.837

Tabel 8.13 Pay Out Time (POT)

Tahun ke	Cashflow	Comulative Cash Flow
-2		
-1		
0		
1	Rp41.889.402.139,69	Rp41.889.402.139,69
2	Rp111.166.735.874,79	Rp153.056.138.014,48
3	Rp180.444.069.609,90	Rp333.500.207.624,37
4	Rp182.285.732.515,39	Rp515.785.940.139,76
5	Rp184.127.395.420,88	Rp699.913.335.560,64
6	Rp185.969.058.326,37	Rp885.882.393.887,01
7	Rp187.810.721.231,86	Rp1.073.693.115.118,87
8	Rp189.652.384.137,35	Rp1.263.345.499.256,22
9	Rp191.494.047.042,84	Rp1.454.839.546.299,06
10	Rp193.335.709.948,34	Rp1.648.175.256.247,40

Pada perhitungan di atas, diperoleh hasil *pay out time* pada tahun ke 4,16.

Dari data yang ada juga, diperoleh kapasitas BEP sebesar 38,1% dengan kapasitas produksi sebesar 5.707,51 ton.

BAB IX

KESIMPULAN

Berdasarkan perencanaan “Efisiensi dan Optimasi Proses Pemurnian pada Pabrik Sorbitol dari Tepung Tapioka” didapatkan kesimpulan sebagai berikut :

1. Pabrik ini berencana didirikan di Pati, Jawa Tengah dengan operasi secara kontinyu selama 330 hari/tahun dan asumsi 24 jam/hari
2. Proses produksi ini menggunakan proses hidrogenasi katalitik dengan kapasitas produksi 15.000 ton/tahun
3. Proses produksi sorbitol ini terdiri dari 4 tahap yaitu tahap liquifikasi terjadi proses pencampuran dan gelatinisasi, tahap utama (dekstrinasi yaitu terjadi penambahan enzim α -amilase, sakarifikasi yaitu terjadi penambahan enzim glukamilase, dan hidrogenasi yaitu terjadi penambahan gas hidrogen dan katalis *Raney Nickel*), tahap pemurnian (karbonasi yaitu proses penambahan karbon aktif untuk menjernihkan produk, filtrasi yaitu terjadi proses penyaringan antara filtrat dan *cake*, dan *ion exchanger* yaitu proses terjadinya penukaran ion positif dan negatif), serta tahap akhir (pemekatan larutan sorbitol 50% menjadi larutan sorbitol 70%).
4. Bahan baku tepung tapioka yang akan digunakan yaitu 33.282, 533 kg/hari dengan hasil dari proses ini yaitu larutan sorbitol 70%.
5. Utilitas yang digunakan untuk menunjang proses yaitu air, *steam*, listrik, dan bahan bakar.
6. Pada proses pembuatan sorbitol ini, dilakukan efisiensi dan optimasi yaitu dengan mengubah produk sorbitol menjadi serbuk dengan tingkat kemurnian 98%. Untuk mengubah larutan sorbitol 70% menjadi serbuk sorbitol, digunakan alat berupa *spray dryer*. Hasil dari efisiensi dan optimasi yang telah dilakukan yaitu penjualan produk yang sebelumnya yaitu 46.000 menjadi 55.000. Kemurnian sorbitol yang sebelumnya yaitu 70% menjadi 98%. Untuk *Break Even Point* (BEP) yang didapatkan sebelum efisiensi yaitu 38,1% dan setelah efisiensi sebesar 29,3%.

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, L.E. and Young, F.H, 1959, "*Process Equipment Design*", Willet Eastern Limited, New Delhi.
- Geankoplis, C. J, 2003, "*Transport Process and Unit Operations*", 4th edition, Pearson Education Inc.
- Perry, R. and Chilton, C. H, 1997 "*Chemical Engineers Hand Book*", 7th edition, McGrawHill International Book.
- Peter, M.S. and Timmerhous, K.D., 1991, "*Plant Design and Economic for Chemical Engineers*", 4th edition, McGraw-Hill Inc. New York.
- Ulrich, G. D, 1959, "*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*", John Wiley and sons Inc. New York.

**APPENDIKS A
NERACA MASSA**

Operasi	=	330	hari/tahun
	=	24	jam/hari
	=	15.000	ton per tahun
Kapasitas Produksi	=	45,455	ton per hari
	=	1,894	ton per jam
	=	1893,939	kg perjam
Tepung tapioka yang dibutuhkan	=	10983,236	ton/tahun
	=	33,283	ton/produksi
	=	33282,533	kg/produksi
Asumsi Batch Produksi	=	24	jam
Basis	=	33282,533	kg/batch

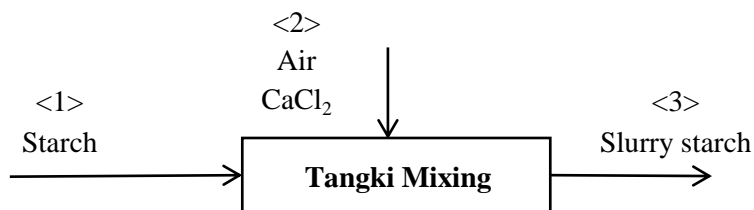
Komposisi tepung sorgum yang digunakan

Komponen	%	Massa (kg)
Karbohidrat (pati)	87,87%	29.245,362
Air	7,80%	2.596,038
Protein	1,60%	532,521
Lemak	0,51%	169,741
Abu	2,22%	738,872
Total	100,00%	33.282,533

(Sumber : Direktorat Gizi, Departemen Kesehatan RI. 2003)

1. Tangki Mixing (M-110)

Fungsi : Mencampur tepung shorgum dengan penambahan larutan pengencer (air), dan CaCl₂



Ketentuan

- Konsentrasi slurry pati (karbohidrat) : 30-35% padatan (Uhlig, 2001)
Kadar Ca²⁺ sebagai kofaktor bakteri termamyl
- 120-L dalam CaCl₂ adalah maksimum 100 ppm yang dilarutkan dalam air pengencer. (Uhlig, 2001)
- pH = 6

Pemilihan kondisi :

- | | | | |
|-------------------------------|---|-----|----------------------|
| 1. Konsentrasi slurry pati | = | 33% | solid |
| 2. Penambahan enzim α-amilase | = | 0,7 | liter/ton dry starch |
| 3. Kadar Ca ²⁺ | = | 70 | ppm |
| 4. pH | = | 6 | |

Dalam perencanaan ini dipilih konsentrasi pati sebesar 33 % sehingga

diperlukan penambahan air sebesar :

$$\frac{30686,496}{\text{massa solid} + \text{air}} = 0,33$$

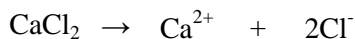
$$\frac{30686,496}{30686,496 + \text{air}} = 0,33$$

$$\begin{aligned} 30686,496 &= 0,33 \times (30686,496 + \text{air}) \\ 30686,496 &= 10126,544 + 0,330 \times \text{air} \\ 20559,952 &= 0,33 \times \text{air} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kadar air di mixing tank} &= 62302,885 \text{ kg} \\ \text{Air yang harus ditambahkan} &= 59706,848 \text{ kg} \end{aligned}$$

Penambahan Ca^{2+} dilakukan untuk menstabilkan kinerja enzim, sebanyak :

$$\text{Kebutuhan } \text{Ca}^{2+} = 70 \text{ ppm}$$



Dalam proses digunakan CaCl_2 1 M, maka kebutuhan CaCl_2 :

$$\text{ppm} = \frac{w}{w + w_o}$$

dimana w = berat solute (Ca^{2+}) dan w_o = berat solvent (air)

$$w = \frac{\text{ppm} \times w_o}{1 - \text{ppm}}$$

$$w = \frac{0,00007 \times 62302,885}{1,000 - 0,00007}$$

$$w = 4,362 \text{ kg}$$

$$\text{kgmol } \text{Ca}^{2+} = \frac{w}{\text{BM } \text{Ca}^{2+}} = \frac{4,362}{40,08} = 0,109 \text{ kgmol}$$

Banyaknya CaCl_2 (kg) dalam larutan yang ditambahkan :

$$\begin{aligned} \text{mol } \text{CaCl}_2 &= \text{mol ion } \text{Ca}^{2+} \\ &= 0,109 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } \text{CaCl}_2 \text{ yang ditambahkan} &= \text{mol } \text{CaCl}_2 \times \text{BM } \text{CaCl}_2 \\ &= 0,109 \times 110,98 \\ &= 12,077 \text{ kg} \end{aligned}$$

Volume CaCl_2 1 M (1 gmol/L) yang dibutuhkan :

$$V = \frac{\text{gmol}}{\text{Molaritas}} = \frac{108,82}{1} = 108,82 \text{ L}$$

Banyaknya larutan CaCl_2 yang ditambahkan :

$$\begin{aligned} \rho \text{ CaCl}_2 &= 2,15 \text{ kg/L} \quad (\text{Perry edisi 6, 1984}) \\ W &= V \text{ CaCl}_2 \times \rho \text{ CaCl}_2 \\ &= 108,82 \times 2,15 \\ &= 233,963 \text{ kg} \end{aligned}$$

Banyaknya air dalam larutan CaCl_2 yang ditambahkan :

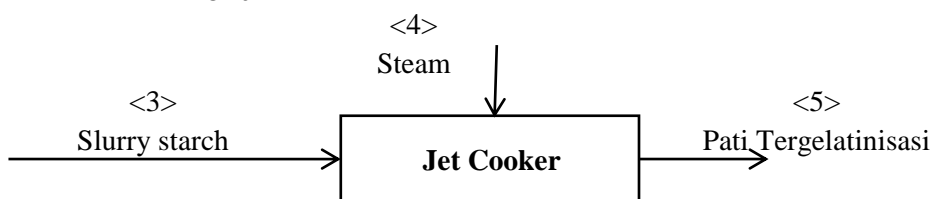
$$\begin{aligned} W_o &= \text{Massa total larutan} - \text{Massa } \text{CaCl}_2 \\ &= 233,963 - 12,077 \\ &= 221,886 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 1		Aliran 3	
Karbohidrat (pati)	29.245,362	Karbohidrat (pati)	29.245,362
Air	2.596,038	Air	65.120,809
Protein	532,521	Protein	532,521
Lemak	169,741	Lemak	169,741
Abu	738,872	Abu	738,872
Total	33.282,533	CaCl ₂	12,077
Aliran 2			
CaCl ₂	12,077		
Air	62.524,772		
Total	62.536,848		
TOTAL	95819,382	TOTAL	95819,382

2. Jet Cooker (E-210)

Memanaskan suspensi pati shorgum sampai hancur dan larut secara

Fungsi : sempurna sehingga kehilangan produk akan lebih kecil, dengan menginjeksikan steam.



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

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

Perencanaan ditetapkan T keluar = 105 °C

Waktu kontak = 8 menit

Asumsi : Suhu slurry starch masuk jet cooker

Pemanasan dilakukan dengan penambahan saturated steam dengan kondisi :

Tekanan = 300 kPa

Suhu = 145 °C

Ketika steam berkontak dengan bahan dan terjadi gelatinasi, dianggap berubah menjadi liquid. Dari perhitungan neraca massa energi didapatkan massa sistem steam yang dibutuhkan sebesar :

Massa steam = 2773,27224 kg

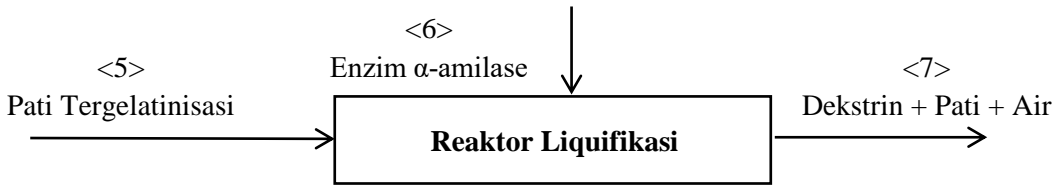
Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 3		Aliran 5	
Karbohidrat (pati)	29.245,362	Karbohidrat (pati)	29.245,362
Air	65.120,809	Air	67.894,081
Protein	532,521	Protein	532,521
Lemak	169,741	Lemak	169,741
Abu	738,872	Abu	738,872
CaCl ₂	12,077	CaCl ₂	12,077
Total	95.819,382		

Aliran 4			
Steam	2.773,272		
Total	2.773,272		
TOTAL	98.592,654	TOTAL	98.592,654

3. Reaktor Liquifikasi (R-130)

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

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
 Suhu = 90 - 95 °C
 pH = 6
 Waktu = 2 - 3 jam (Uhlig, 2001)



BM Pati = 162141 kg/kmol
 BM Dekstrin = 1621,4 kg/kmol
 BM H₂O = 18,015 kg/kmol
 BM Maltosa = 342,297 kg/kmol
 BM Dekstrosa = 180,156 kg/kmol

Dosis enzim α -amilase yang ditambahkan :

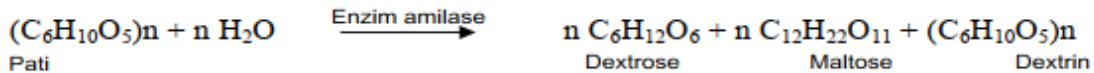
$$\alpha\text{-amilase} = \frac{0,7 \text{ L enzim}}{1000 \text{ kg pati}} \times \text{pati yang masuk ke mixer}$$

$$\alpha\text{-amilase} = \frac{0,7 \text{ L enzim}}{1000 \text{ kg pati}} \times 29245,362$$

$$\alpha\text{-amilase} = 20,472 \text{ L enzim} \quad \rho = 1,25 \text{ kg/L}$$

Massa α -amilase yang ditambahkan = 25,590 kg

Reaksi yang terjadi :



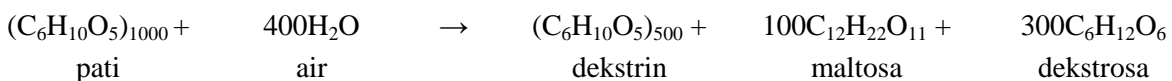
Kandungan amilosa dan amilopektin pada pati, yaitu :

1. Amilosa = 20%
2. Amilopektin = 80%

(Ullmann's, 2003)

Sehingga :

1. Amilosa = 20% × total pati
 = 20% × 29245,362
 = 5849,072 kg
2. Amilopektin = 80% × total pati
 = 80% × 29245,362
 = 23396,29 kg



Yield penguraian pati menjadi dextrin oleh α - amilase = 0,977

$$\begin{aligned} (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000} \text{ mula - mula} &= \frac{5849,072}{162141} \text{ kg} \\ &= 0,036 \text{ kmol} \\ \text{H}_2\text{O mula - mula} &= \frac{67894,081}{18,015} \text{ kg} \\ &= 3768,753 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Reaksi I :	Pati	→	Dekstrin
	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000}$	→	$100(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10}$
m	0,03535		
r	0,03524		3,524
s	0,00011		3,524

Reaksi II :	Pati	+	Air	→	Maltosa
	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000}$		$500\text{H}_2\text{O}$	→	$500\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$
m	0,036		3768,753		
r	0,00072		0,361		0,361
s	0,03535		3768,392		0,361

Reaksi III :	Pati	+	Air	→	Glukosa
	$(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000}$	+	$1000\text{H}_2\text{O}$	→	$1000\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$
m	0,00011		3768,392		
r	0,00011		0,108		0,108
s	0,00000		3768,284		0,108

Dari reaksi di atas, maka diketahui :

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O tersisa} &= \text{H}_2\text{O mula - mula} - \text{H}_2\text{O bereaksi} \\ &= 3768,753 - 0,469 \\ &= 3768,284 \text{ kmol} \\ &= 67885,633 \text{ kg} \\ \text{Dekstrin terbentuk} &= \text{Mol Dekstrin} \times \text{BM Dekstrin} \\ &= 3,524 \times 1621,4 \\ &= 5714,5 \text{ kg} \\ \text{Maltosa terbentuk} &= \text{Mol Maltosa} \times \text{BM Maltosa} \\ &= 0,361 \times 342,297 \\ &= 123,480 \text{ kg} \\ \text{Glukosa terbentuk} &= \text{Mol Glukosa} \times \text{BM Glukosa} \\ &= 0,108 \times 180,156 \\ &= 19,497 \text{ kg} \end{aligned}$$

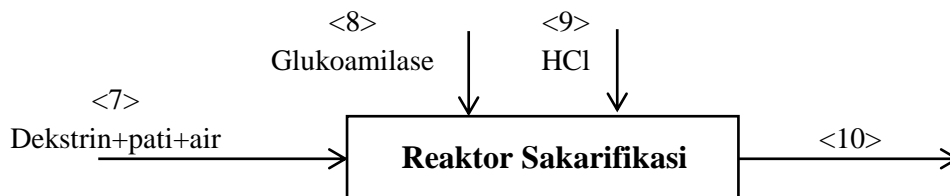
Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 5		Aliran 7	
Karbohidrat (pati)	29.245,362	Karbohidrat (pati)	23.396,290
Air	67.894,081	Air	67.885,633
Protein	532,521	Protein	532,521
Lemak	169,741	Lemak	169,741
Abu	738,872	Abu	738,872

CaCl ₂	12,077	CaCl ₂	12,077
Total	98.592,654	α-amilase	25,590
Aliran 6		Dekstrin	5.714,508
α-amilase	25,590	Maltosa	123,480
Total	25,590	Glukosa	19,497
TOTAL	98.618,244	TOTAL	98.618,208

4. Reaktor Sakarifikasi (R-230)

Fungsi : Mengubah larutan dekstrin menjadi larutan dekstroza dengan penambahan enzim glukoamilase

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm
 Suhu = 60 °C
 pH = 4 - 4.5
 Waktu = 48 - 72 jam (Uhlig, 2001)



Menentukan Volume Larutan

Komponen	Massa (kg)	S.G.	ρ (kg/L)	Volume (L)
Karbohidrat (pati)	23396,290	1,5	1,5	15597,526
Air	67885,633	1	1	67885,633
Protein	532,521	0,89	0,89	598,338
Lemak	169,741	0,8	0,8	212,176
Abu	738,872	1,4	1,4	527,766
CaCl ₂	12,077	2,15	2,15	5,617
α-amilase	25,590	1,25	1,25	20,472
Dekstrin	5714,508	1,54	1,54	3710,720
Maltosa	123,480	1,54	1,54	80,182
Glukosa	19,497	1,56	1,56	12,498
Total	98618,208			88650,928

Asumsi ρ air pada T referensi adalah mendekati 1 kg/liter

$$\text{Volume tiap komponen} = \frac{\text{Fraksi komponen} \times \text{massa total}}{\rho \text{ komponen}}$$

$$\text{Volume total} = \frac{88650,928}{1} \text{ liter}$$

$$\text{pH larutan pati dari reaktor dekstrinasi} = 6$$

$$\text{pH dalam reaktor sakarifikasi} = 4,5 \quad (\text{Novo Industri})$$

pH dinaikkan dengan penambahan HCl 0.1 M

Banyaknya HCl 0.1 M yang harus ditambahkan :

$$\text{pH} = -\log [\text{H}^+] = [\text{H}^+]^6 = 0,000001 \quad \text{mol/liter}$$

$$[\text{H}^+]^{4.5} = 0,000032 \quad \text{mol/liter}$$

$$[\text{H}^+] \text{ HCl } 0.1 \text{ M} = 0,1 \quad \text{mol/liter}$$

$$M_1V_1 + M_2V_2 = M \text{ campuran} \times V \text{ campuran}$$

$$([\text{H}^+]^6 \times V \text{ larutan}) + ([\text{H}^+] \text{ HCl } 0.1 \text{ M} \times V \text{ HCl } 0.1 \text{ M}) = ([\text{H}^+]^{4.5} \times (V \text{ larutan} + V \text{ HCl } 0.1 \text{ M}))$$

$$V \text{ HCl } 0.1 \text{ M} = \frac{V \text{ larutan } ([\text{H}^+]^6 - [\text{H}^+]^{4.5})}{([\text{H}^+]^{4.5} - [\text{H}^+]\text{HCl } 0.1 \text{ M}}$$

$$V \text{ HCl } 0.1 \text{ M} = 27,156 \text{ liter}$$

$$\text{Massa HCl} = M \times V \times \text{BM HCl} \times 1 \text{ kg} / 1000 \text{ g}$$

$$= 0,099 \text{ kg}$$

$$\rho \text{ HCl } 0.1 \text{ M} = 1,268 \text{ kg/liter (Perry,1997)}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa larutan HCl } 0.1 \text{ M masuk} &= 34,434 \text{ kg} \\ \text{Komposisi : HCl} &= 0,099 \text{ kg} \\ &\text{H}_2\text{O} = 34,335 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total air di sakarifikasi} &= \text{air pelarut HCl} + \text{air dari larutan pati} \\ &= 34,335 + 67885,633 \\ &= 67919,968 \text{ kg} \end{aligned}$$

Enzym Amiloglukosidae (AMG) yang ditambahkan sebanyak 0.7 liter tiap 1 ton pati

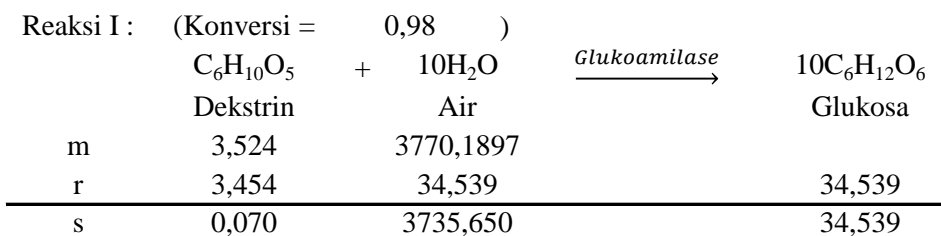
$$\begin{aligned} \text{Jika } \rho \text{ glukamilase} &= 1,2 \text{ kg/liter} \\ \text{Dosis enzim per kg pati} &= 0,00084 \text{ kg/liter} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Enzim glukamilase yang ditambahkan} &= \text{Dosis} \times \text{Massa pati} \\ &= 0,00084 \times 23396,290 \\ &= 19,653 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BM pati} &= 162141 \text{ kg/kmol} \\ \text{BM H}_2\text{O} &= 18,015 \text{ kg/kmol} \\ \text{BM dekstroza} &= 180,156 \text{ kg/kmol} \\ \text{BM maltosa} &= 342,297 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

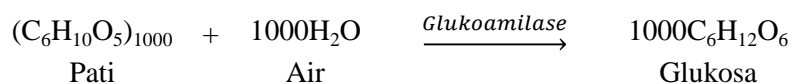
$$\begin{aligned} (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000} \text{ mula - mula} &= \frac{\text{Massa pati}}{\text{BM pati}} \\ &= \frac{23396,290}{162141} \\ &= 0,144 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Reaksi dalam reaktor sakarifikasi



$$\begin{aligned} \text{Konversi reaksi II} &= 0,97 \times \text{reaksi total} \\ &= 0,951 \\ \text{Konversi reaksi III} &= 0,03 \times \text{reaksi total} \\ &= 0,029 \end{aligned}$$

Reaksi II :



m	0,144	3735,650	
r	0,137	137,168	137,168
s	0,007	3598,483	137,168

Reaksi III :

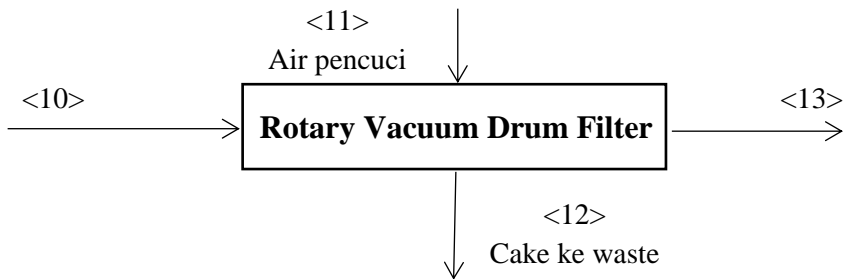
	$2(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	+ 500H ₂ O	$\xrightarrow{\text{Glukoamilase}}$	500C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁
	Pati	Air		Maltosa
m	0,144	3598,483		
r	0,004	2,121		2,121
s	0,140	3596,361		2,121

Jumlah pati sisa	= 0,00289	kmol
	= 467,926	kg
Jumlah air sisa	= 3596,361	kmol
	= 64788,451	kg
Dekstrin sisa	= 0,070	kmol
	= 114,290	kg
Glukosa terbentuk	= 171,707	kmol
	= 30934,070	kg
Maltosa terbentuk	= 2,121	kmol
	= 726,063	kg

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 7		Aliran 10	
Karbohidrat (pati)	23.396,290	Karbohidrat (pati)	467,926
Air	67.885,633	Air	64.788,451
Protein	532,521	Protein	532,521
Lemak	169,741	Lemak	169,741
Abu	738,872	Abu	738,872
CaCl ₂	12,077	CaCl ₂	12,077
α-amilase	25,590	α-amilase	25,590
Dekstrin	5.714,508	Dekstrin	114,290
Maltosa	123,480	Maltosa	849,544
Glukosa	19,497	Glukosa	30.953,567
Total	98.618,208	HCl	0,099
Aliran 8		Glukoamilase	19,653
HCl	0,099		
Air	34,335		
Total	34,434		
Aliran 9			
Glukoamilase	19,653		
TOTAL	98.672,295	TOTAL	98.672,330

5. Rotary Vacuum Drum Filter (H-240)

Fungsi : Memisahkan padatan yang berada dalam larutan



Asumsi inert :

Karbohidrat (pati)	=	467,926	kg
Protein	=	532,521	kg
Lemak	=	169,741	kg
Abu	=	738,872	kg
CaCl ₂	=	12,077	kg
α-amilase	=	25,590	kg
Dekstrin	=	114,290	kg
Glukoamilase	=	19,653	kg
Total	=	2080,669	kg

Diketahui :

- Air pencuci 15% berat filtrat
- Berat filtrat adalah berat larutan glukosa masuk dikurangi berat inert ikut cake
- Kandungan air dalam cake 9% dari inert yang ikut cake
(James, "Cane Sugar Hand Book", hal 191-192)
- Inert yang ikut larutan glukosa 1% dari total inert.
- Dextrose yang ikut cake 0,1% dari inert yang ikut cake.
- Maltosa yang ikut cake 0,1% dari inert yang ikut cake

(Hugot, 1972)

Inert yang lolos	=	1%	dari total inert
	=	1%	× 2080,669
	=	20,807	kg
Inert yang ikut cake	=	Total inert	- Inert lolos
	=	2080,669	- 20,807
	=	2059,862	kg
Berat filtrat	=	Glukosa masuk	- Inert ikut cake
	=	98672,3	- 2059,862
	=	96612,467	kg
Kebutuhan air pencuci	=	15%	dari berat filtrat
	=	15%	× 96612,467
	=	14491,870	kg
Dekstrosa ikut cake	=	0,10%	dari inert ikut cake
	=	0,10%	× 2059,862
	=	2,060	kg
Maltosa ikut cake	=	0,10%	dari inert ikut cake
	=	0,10%	× 2059,862
	=	2,060	kg
Air ikut cake	=	9,00%	dari inert ikut cake
	=	9,00%	× 2059,862
	=	185,388	kg

Jumlah cake :

Air	=	185,388	kg
Dekstrosa	=	2,060	kg
Maltosa	=	2,060	kg
Inert	=	2059,862	kg
Jumlah	=	2249,370	kg

Komposisi cake yang tertahan di vacuum filter :

Cake	=	99%	dari total inert
Karbohidrat (pati)	=	463,247	kg
Protein	=	527,195	kg
Lemak	=	168,044	kg
Serat Kasar	=	731,484	kg
CaCl ₂	=	11,956	kg
α-amilase	=	25,334	kg
Dekstrin	=	113,147	kg
Glukoamilase	=	19,456	kg
Total	=	2059,862	kg

Cake yang terikut filtrat :

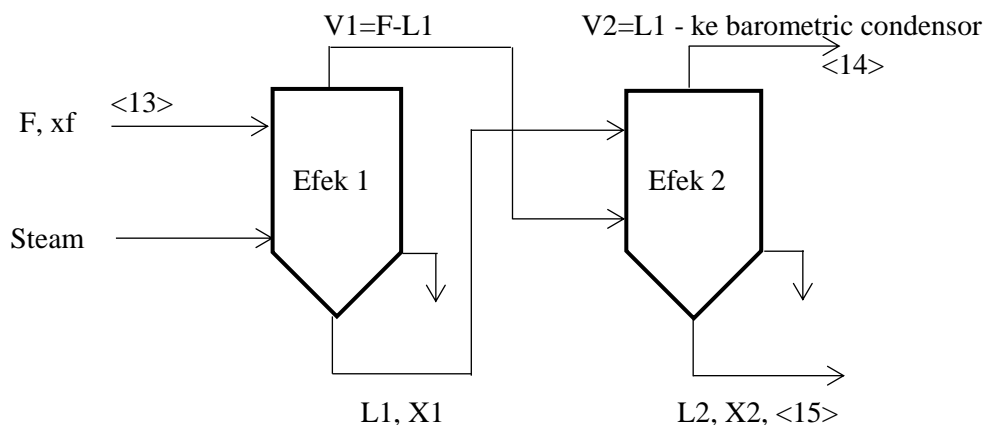
Cake yang lolos	=	1%	dari total inert
Karbohidrat (pati)	=	4,679	kg
Protein	=	5,325	kg
Lemak	=	1,697	kg
Serat Kasar	=	7,389	kg
CaCl ₂	=	0,121	kg
α-amilase	=	0,256	kg
Dekstrin	=	1,143	kg
Glukoamilase	=	0,197	kg
Total	=	20,807	kg

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 10		Aliran 12	
Karbohidrat (pati)	467,926	Karbohidrat (pati)	463,247
Air	64.788,451	Air	185,388
Protein	532,521	Protein	527,195
Lemak	169,741	Lemak	168,044
Abu	738,872	Abu	731,484
CaCl ₂	12,077	CaCl ₂	11,956
α-amilase	25,590	α-amilase	25,334
Dekstrin	114,290	Dekstrin	113,147
Maltosa	849,544	Maltosa	2,060
Glukosa	30.953,567	Glukosa	2,060
HCl	0,099	HCl	0,000
Glukoamilase	19,653	Glukoamilase	19,456
Total	98.672,330	Total	2.249,370
Aliran 11		Aliran 13	
Air	14.491,870	Karbohidrat (pati)	4,679
Total	14.491,870	Air	79.094,934

		Protein	5,325
		Lemak	1,697
		Abu	7,389
		CaCl ₂	0,121
		α-amilase	0,256
		Dekstrin	1,143
		Maltosa	847,484
		Glukosa	30.951,507
		HCl	0,099
		Glukoamilase	0,197
		Total	110.914,830
TOTAL	113.164,200	TOTAL	113.164,200

6. Evaporator (V-250 & V-260)

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan dextrosa menjadi 50%



Total massa bahan masuk evaporator (aliran 13)	=	110914,830	kg
Terdiri dari	:	Bahan kering	= 31819,896 kg
		Air	= 79094,934 kg
Massa fraksi bahan kering masuk (x _f)	:		
		x _f	= 0,287

Neraca massa di evaporator :

$$\begin{aligned}
 F \cdot x_f &= V \cdot x_v + L \cdot x_L \\
 31819,896 &= 0 + 0,5 \times L \\
 L &= 63639,793
 \end{aligned}$$

Jumlah air yang diuapkan :

$$\begin{aligned}
 V &= F - L \\
 &= 110914,830 - 63639,793 \\
 &= 47275,037
 \end{aligned}$$

∑ air tersisa dalam produk	=	∑ air masuk evaporator	-	∑ air teruapkan
	=	79094,934	-	47275,037
	=	31819,896	kg	

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)

Aliran 13		Aliran 14	
Karbohidrat (pati)	4,679	Air	47.275,037
Air	79.094,934	Total	47.275,037
Protein	5,325	Aliran 15	
Lemak	1,697	Karbohidrat (pati)	4,679
Abu	7,389	Air	31.819,896
CaCl ₂	0,121	Protein	5,325
α-amilase	0,256	Lemak	1,697
Dekstrin	1,143	Abu	7,389
Maltosa	847,484	CaCl ₂	0,121
Glukosa	30.951,507	α-amilase	0,256
HCl	0,099	Dekstrin	1,143
Glukoamilase	0,197	Maltosa	847,484
		Glukosa	30.951,507
		HCl	0,099
		Glukoamilase	0,197
		Total	63.639,793
TOTAL	110.914,830	TOTAL	110.914,830

7. Reaktor Hidrogenasi (R-310)

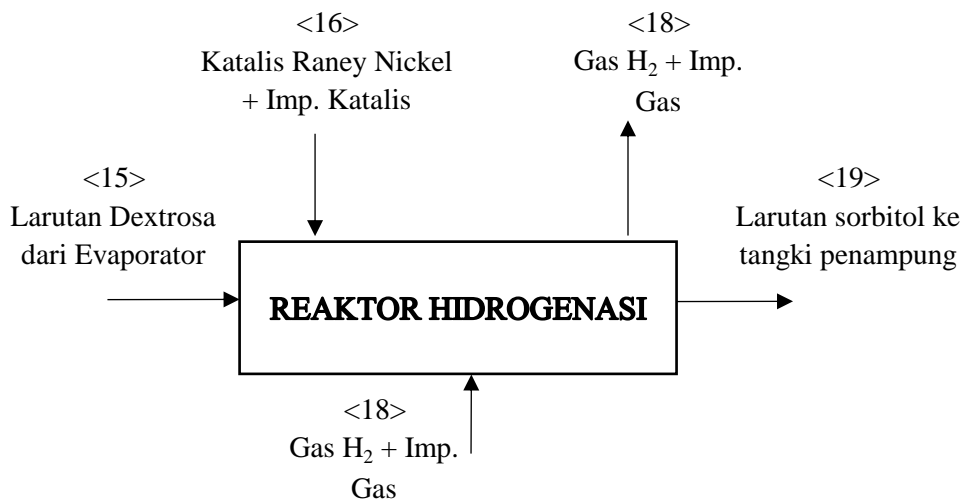
Fungsi : Untuk mereaksikan dekstrosa menjadi sorbitol dengan penambahan H₂ dan katalis Raney Nickel

Basis perhitungan : Kontnyu, tiap jam

*digunakan 1 buah reaktor, maka agar sistim tetap kontinyu ukuran reaktor dibuat :

$$= \text{Kapasitas kontinyu} \times \text{cycle time}$$

*dengan tangki penampung sebelum dan sesudah reaktor



Kondisi operasi = 135 - 205 °C
P feed masuk = 100 - 140 atm
P H₂ masuk = 175 atm
Waktu = 1 jam

(Faith, 1990)

Katalis yang digunakan adalah Raney Nickel (Sebuah aluminium Nickel alloy dengan komposisi Ni 96% berat) dan impuritisnya Al₂O₃ (Aluminium oksida) sebesar 4%

(Othmer, 1964)

(IEC, 1989)

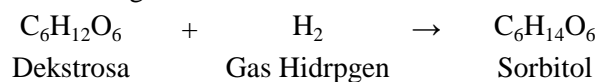
Berat kebutuhan Ni adalah 3% dari dekstrose, maka :

(Faith, 1990)

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan Ni murni} &= 3\% \times \text{massa dekstrosa} \\
 &= 3\% \times 30951,507 \\
 &= 928,545 \text{ kg} \\
 \text{Kebutuhan katalis} &= \frac{100}{96} \times \text{Kebutuhan Ni murni} \\
 &= \frac{100}{96} \times 928,545 \\
 &= 967,235 \text{ kg} \\
 \text{Impuritis katalis (Al}_2\text{O}_3) &= 4\% \times \text{Katalis} \\
 &= 4\% \times 967,235 \\
 &= 38,689 \text{ kg} \\
 \text{Kebutuhan gas hidrogen} &= 16,316 \text{ m}^3 / 1000 \text{ kg dekstrosa (STP)} \\
 &\quad \text{(Faith, 1990)} \\
 \text{Volume H}_2 &= 16,316 \text{ m}^3 / 1000 \text{ kg dekstrosa (STP)} \\
 \text{Densitas H}_2 &= 0,0649 \text{ kg/liter (Perry, 1997)} \\
 &= 64,9 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Massa H}_2 &= \text{Volume H}_2 \times \text{Densitas H}_2 \\
 &= 16,316 \times 64,9 \\
 &= 1058,908 \text{ kg} / 1000 \text{ kg dekstrosa} \\
 \text{Kebutuhan H}_2 &= \frac{\text{Volume H}_2}{100} \times \text{massa dekstrosa} \\
 &= \frac{16,316}{100} \times 30951,507 \\
 &= 5050,048 \text{ kg} \\
 \text{Kemurnian H}_2 \text{ 99.9\%, maka :} \\
 \text{Gas H}_2 \text{ masuk} &= \frac{100}{99,9} \times 5050,048 \\
 &= 5055,103 \text{ kg} \\
 \text{Impuritis H}_2 &= \frac{0,1}{100} \times 5050,048 \\
 &= 5,050 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Yield reaktan dekstrose menjadi sorbitol 98%

Reaksi hidrogenasi dekstrosa :



$$\text{BM H}_2 = 2,016 \text{ kg/mol}$$

$$\text{BM dekstrosa} = 180,156 \text{ kg/mol}$$

$$\text{BM sorbitol} = 182,172 \text{ kg/mol}$$

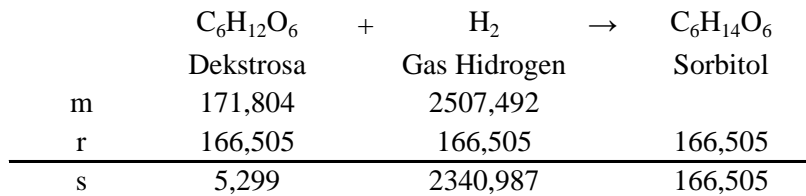
$$\text{Yield} = \frac{\text{Produk (sorbitol)}}{\text{Reaktan mula-mula (dekstrosa)}} \times 100\%$$

$$98\% = \frac{\text{Produk (sorbitol)}}{30951,507} \times 100\%$$

$$\text{Produk (sorbitol)} = \frac{30332,47658 \text{ kg}}{182,172 \text{ kg/kmol}}$$

$$\begin{aligned}
&= 166,505 \quad \text{kmol} \\
\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula -} &= \frac{30951,507}{180,156} \quad \text{kg} \\
\text{mula} &= \text{kg/kmol} \\
&= 171,804 \quad \text{kmol} \\
\text{H}_2 \text{ mula - mula} &= \frac{5055,103}{2,016} \quad \text{kg} \\
&= \text{kg/kmol} \\
&= 2507,492 \quad \text{kmol}
\end{aligned}$$

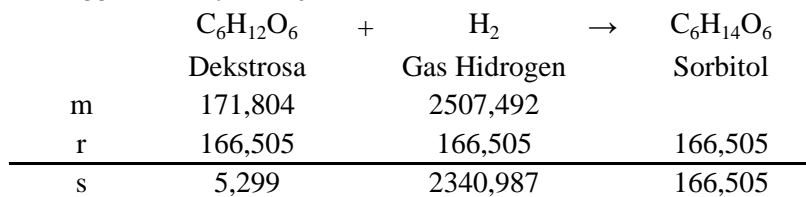
Reaksi I :



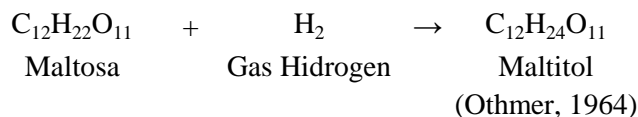
Dari reaksi di atas dapat diketahui :

$$\begin{aligned}
\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} &= \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_6 \text{ terbentuk} \\
&= 166,505 \quad \text{kmol} \\
\text{H}_2 \text{ bereaksi} &= 166,505 \quad \text{kmol} \\
\text{H}_2 \text{ tersisa} &= 2340,987 \quad \text{kmol} \\
\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} &= 166,505 \quad \text{kmol} \\
\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ tersisa} &= 171,804 - 166,505 \\
&= 5,299 \quad \text{kmol} \\
&= 954,703 \quad \text{kg} \\
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_6 \text{ terbentuk} &= 166,505 \times 182,172 \\
&= 30332,477 \quad \text{kg}
\end{aligned}$$

Sehingga reaksinya menjadi :



Reaksi II :

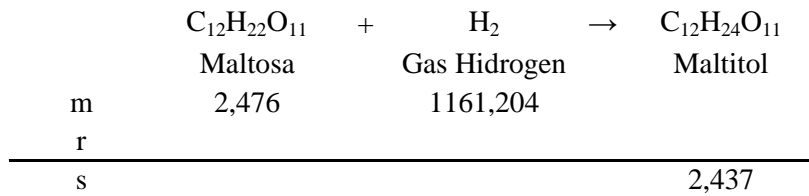


$$\begin{aligned}
\text{Diketahui : Yield produk} &= 99\% \\
\text{BM Maltosa} &= 342,297 \quad \text{kg/kmol} \\
\text{BM Maltitol} &= 344,313 \quad \text{kg/kmol}
\end{aligned}$$

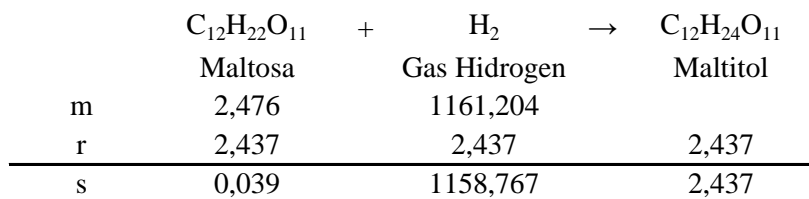
$$\begin{aligned}
\text{Yield} &= \frac{\text{Produk (maltitol)}}{\text{Reaktan mula-mula (maltosa)}} \times 100\% \\
99\% &= \frac{\text{Produk (maltitol)}}{847,484} \times 100\% \\
\text{Produk (maltitol)} &= \frac{839,009}{344,313} \quad \text{kg} \\
&= 2,437 \quad \text{kmol}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ mula -} &= \frac{847,484}{342,297} \text{ kg/kmol} \\
 \text{mula} &= 2,476 \text{ kmol} \\
 \text{H}_2 \text{ mula - mula} &= \frac{2340,987}{2,016} \text{ kg/kmol} \\
 &= 1161,204 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Reaksi reduksi maltosa :



$$\begin{aligned}
 \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi} &= \text{C}_{12}\text{H}_{24}\text{O}_{11} \text{ terbentuk} \\
 &= 2,437 \text{ kmol} \\
 \text{H}_2 \text{ bereaksi} &= 2,437 \text{ kmol} \\
 \text{H}_2 \text{ tersisa} &= 1161,204 - 2,437 \\
 &= 1158,767 \text{ kmol} \\
 \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi} &= 2,437 \text{ kmol} \\
 \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ tersisa} &= 2,476 - 2,437 \\
 &= 0,039 \text{ kmol} \\
 &= 13,387 \text{ kg}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Total H}_2 \text{ bereaksi} &= \text{H}_2 \text{ dekstroza} + \text{H}_2 \text{ maltosa} \\
 &= 166,505 + 2,437 \\
 &= 168,941 \text{ kmol} \\
 &= 340,586 \text{ kg} \\
 \text{H}_2 \text{ murni tidak bereaksi} &= \text{H}_2 \text{ total masuk} - \text{H}_2 \text{ bereaksi} \\
 &= 5050,048 - 340,586 \\
 &= 4709,462 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

H₂ murni dan impuritis gas yang tidak bereaksi ini terpisah naik dengan tekanan tinggi dari reaktor hidrogenasi kemudian dialirkan ke gas holder H₂

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 15		Aliran 18	
Karbohidrat (pati)	4,679	Gas H ₂	
Air	31.819,896	H ₂	4.709,462
Protein	5,325	Impuritis H ₂	5,050

Lemak	1,697	Total	4.714,512
Abu	7,389	Aliran 19	
CaCl ₂	0,121	Karbohidrat (pati)	4,679
α-amilase	0,256	Air	31.819,896
Dekstrin	1,143	Protein	5,325
Maltosa	847,484	Lemak	1,697
Glukosa	30.951,507	Abu	7,389
HCl	0,099	CaCl ₂	0,121
Glukoamilase	0,197	α-amilase	0,256
Total	63.639,793	Dekstrin	1,143
Aliran 16		Maltosa	13,387
Raney Nickel		Glukosa	954,703
Nikel Alloy	928,545	HCl	0,099
Al ₂ O ₃	38,689	Glukoamilase	0,197
Total	967,235	Sorbitol	30.332,477
Aliran 17		Maltitol	839,009
Gas H₂		Nikel Alloy	928,545
H ₂	5.050,048	Al ₂ O ₃	38,689
Impuritis H ₂	5,050		
Total	5.055,098	Total	64.947,613
TOTAL	69.662,125	TOTAL	69.662,125

8. Tangki Karbonasi (M-310)

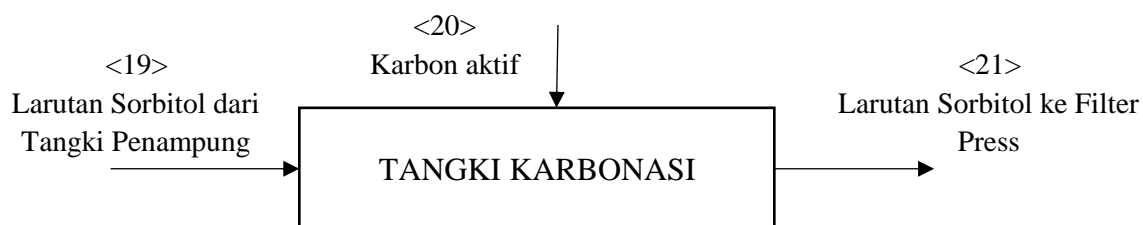
Fungsi : Menyerap warna yang ditimbulkan selama proses hidrogenasi dan proses sebelumnya dengan penambahan karbon aktif

Basis perhitungan : Kontnyu, tiap jam

Batch cycle time proses sebelumnya = 1 jam

*agar menjadi kontnyu, maka aliran dari tangki penampung menuju tangki karbonasi :

= Kapasitas batch/cycle time kg/jam



Penambahan karbon aktif untuk basis 1000 kg sorbitol

Karbon aktif ditambahkan = 9 - 14 kg / 1000 kg sorbitol
(Faith, 1990)

Ditentukan = 10 kg / 1000 kg sorbitol
Sorbitol dari reaktor hidrogenasi = 6066,495 kg

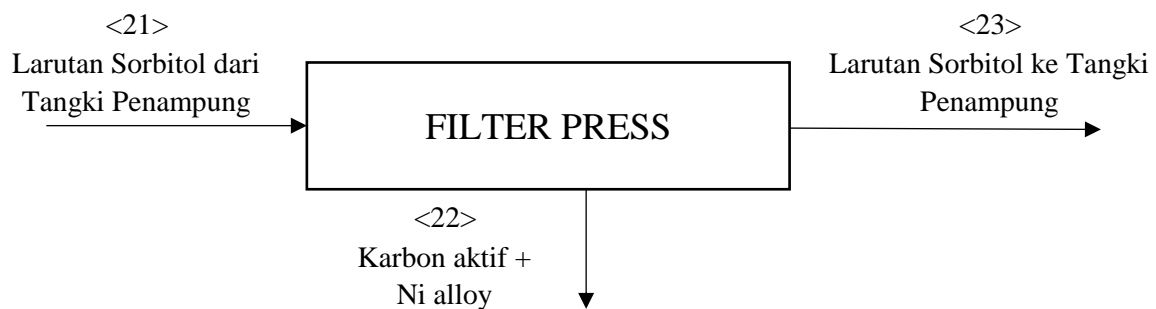
Karbon aktif yang ditambahkan = $\frac{10}{1000} \times 6066,495$
= 60,665 kg

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)

Aliran 19		Aliran 21	
Karbohidrat (pati)	4,679	Karbohidrat (pati)	4,679
Air	31.819,896	Air	31.819,896
Protein	5,325	Protein	5,325
Lemak	1,697	Lemak	1,697
Abu	7,389	Abu	7,389
CaCl ₂	0,121	CaCl ₂	0,121
α-amilase	0,256	α-amilase	0,256
Dekstrin	1,143	Dekstrin	1,143
Maltosa	13,387	Maltosa	13,387
Glukosa	954,703	Glukosa	954,703
HCl	0,099	HCl	0,099
Glukoamilase	0,197	Glukoamilase	0,197
Sorbitol	30.332,477	Sorbitol	30.332,477
Maltitol	839,009	Maltitol	839,009
Nikel Alloy	928,545	Nikel Alloy	928,545
Al ₂ O ₃	38,689	Al ₂ O ₃	38,689
Total	64.947,613	Karbon aktif	60,665
Aliran 20			
Karbon aktif	60,665		
Total	60,665		
TOTAL	65.008,278	TOTAL	65.008,278

9. Filter Press (H-330)

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



Karena Ni-Alloy & karbon aktif tak larut dalam air maka zat tersebut dapat dipisahkan dengan Filter Press

Ni-Alloy, inert filtrat, karbon aktif, dan impuritis katalis tertahan oleh filter press.

(Perry, 1997)

Cake kering :

Cake kering (Ni-Alloy)	=	928,545	kg
Cake kering inert filtrat	=	20,807	kg
Cake kering karbon aktif	=	60,665	kg
Total cake kering terbentuk	=	1010,017	kg

$$\begin{aligned}
 \text{Cake basah} &= \frac{100}{90} \times \text{Total cake kering} \\
 &= \frac{100}{90} \times 1010,017 \\
 &= 1122,2409 \\
 \text{Air terikut cake} &= \text{Cake basah} - \text{Cake kering} \\
 &= 1122,241 - 1010,017 \\
 &= 112,224 \text{ kg} \\
 \text{Air keluar sebagai filtrat} &= \text{Air mula-mula} - \text{Air dalam cake} \\
 &= 31819,896 - 112,224 \\
 &= 31707,672 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Bahan masuk hilang yang terikut cake 1% : (Hugot, 1972)

$$\begin{aligned}
 \text{Sorbitol hilang} &= 1\% \times 30332,477 \\
 &= 303,325 \text{ kg} \\
 \text{Maltitol hilang} &= 1\% \times 839,009 \\
 &= 8,390 \text{ kg} \\
 \text{Dekstrosa hilang} &= 1\% \times 954,703 \\
 &= 9,547 \text{ kg} \\
 \text{Maltosa hilang} &= 1\% \times 13,387 \\
 &= 0,134 \text{ kg} \\
 \text{HCl hilang} &= 1\% \times 0,099 \\
 &= 0,001 \text{ kg} \\
 \text{CaCl}_2 \text{ hilang} &= 1\% \times 0,121 \\
 &= 0,001 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Filtrat terbentuk :

$$\begin{aligned}
 \text{Sorbitol sisa} &= 30332,477 - 303,325 \\
 &= 30029,152 \text{ kg} \\
 \text{Maltitol sisa} &= 839,009 - 8,390 \\
 &= 830,619 \text{ kg} \\
 \text{Dekstrosa sisa} &= 954,703 - 9,547 \\
 &= 945,156 \text{ kg} \\
 \text{Maltosa sisa} &= 13,387 - 0,134 \\
 &= 13,253 \text{ kg} \\
 \text{HCl sisa} &= 0,099 - 0,001 \\
 &= 0,098 \text{ kg} \\
 \text{CaCl}_2 \text{ sisa} &= 0,121 - 0,001 \\
 &= 0,120 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Cake terbentuk :

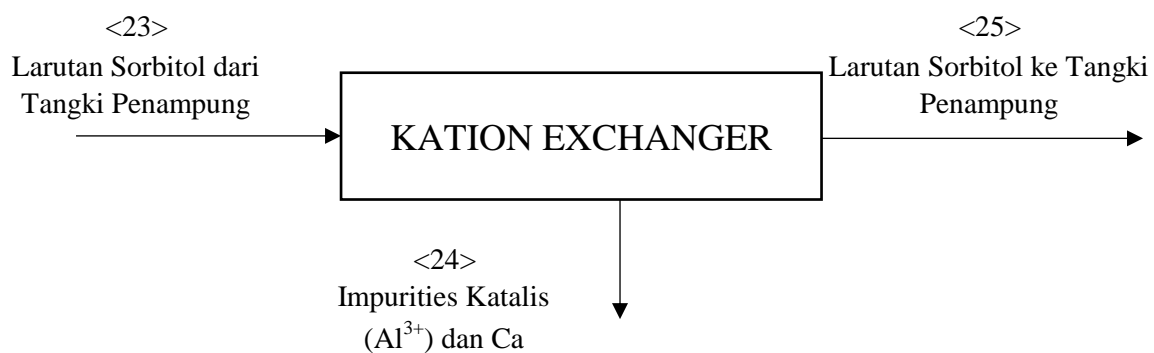
$$\begin{aligned}
 \text{Cake kering (Ni-Alloy)} &= 928,545 \text{ kg} \\
 \text{Cake kering inert filtrat} &= 20,807 \text{ kg} \\
 \text{Cake kering karbon aktif} &= 60,665 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 21		Aliran 23	
Karbohidrat (pati)	4,679	Air	31.707,672
Air	31.819,896	Maltosa	13,253

Protein	5,325	Glukosa	945,156
Lemak	1,697	CaCl ₂	0,120
Abu	7,389	HCl	0,098
CaCl ₂	0,121	Sorbitol	30.029,152
α-amilase	0,256	Maltitol	830,619
Dekstrin	1,143	Al ₂ O ₃	38,689
Maltosa	13,387	Total	63.564,760
Glukosa	954,703	Aliran 22	
HCl	0,099	Karbohidrat (pati)	4,679
Glukoamilase	0,197	Air	112,224
Sorbitol	30.332,477	Protein	5,325
Maltitol	839,009	Lemak	1,697
Nikel Alloy	928,545	Abu	7,389
Al ₂ O ₃	38,689	CaCl ₂	0,001
Karbon aktif	60,665	α-amilase	0,256
		Dekstrin	1,143
		Maltosa	0,134
		Glukosa	9,547
		HCl	0,001
		Glukoamilase	0,197
		Sorbitol	303,325
		Maltitol	8,390
		Nikel Alloy	928,545
		Karbon aktif	60,665
		Total	1.443,518
TOTAL	65.008,278	TOTAL	65.008,278

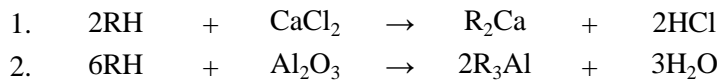
10. Tangki Kation Exchanger (H-340)

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion positif yang terkandung dalam larutan, yaitu memisahkan impuritis Raney Nickel berupa Al³⁺ dan Ca²⁺

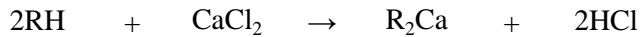


BM CaCl ₂	=	110,98	kg/kmol
BM HCl	=	36,5	kg/kmol
BM Ca ²⁺	=	40,08	kg/kmol
BM H ₂ O	=	18,015	kg/kmol
BM Al ³⁺	=	26,97	kg/kmol
BM Al ₂ O ₃	=	101,937	kg/kmol
BM H ⁺	=	1,008	kg/kmol

Reaksi kation terjadi :



Reaksi I :

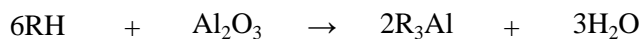


Digunakan resin penukar kation Polyestrin P

(Soebiyanto, 1993)

$$\begin{aligned}
 CaCl_2 \text{ bereaksi} &= \frac{\text{massa } CaCl_2 \text{ kg}}{BM \text{ } CaCl_2 \text{ kg/kgmol}} \\
 &= \frac{0,120 \text{ kg}}{110,98 \text{ kg/kgmol}} \\
 &= 0,00108 \text{ kmol} \\
 HCl \text{ terbentuk} &= 2 \times CaCl_2 \text{ bereaksi} \\
 &= 2 \times 0,00108 \\
 &= 0,0022 \text{ kmol} \\
 \text{Massa HCl terbentuk} &= HCl \text{ terbentuk} \times BM \text{ HCl} \\
 &= 0,0022 \times 36,5 \\
 &= 0,079 \text{ kg} \\
 HCl \text{ total terbentuk} &= HCl \text{ mula - mula} + HCl \text{ terbentuk} \\
 &= 0,098 + 0,0786 \\
 &= 0,177 \text{ kg} \\
 Ca^{2+} \text{ tertinggal dalam resin} &= CaCl_2 \text{ bereaksi} \times BM \text{ } Ca^{2+} \\
 &= 0,00108 \times 40,08 \\
 &= 0,043 \text{ kg} \\
 H^+ \text{ dari resin} &= 2 \times CaCl_2 \text{ bereaksi} \\
 &= 2 \times 0,00108 \\
 &= 0,0022 \text{ kmol} \\
 \text{Massa } H^+ \text{ dari resin} &= H^+ \text{ dari resin} \times BM \text{ } H^+ \\
 &= 0,00215 \times 1,008 \\
 &= 0,0022 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Reaksi II :



Digunakan resin penukar kation Polyestrin P

(Soebiyanto, 1993)

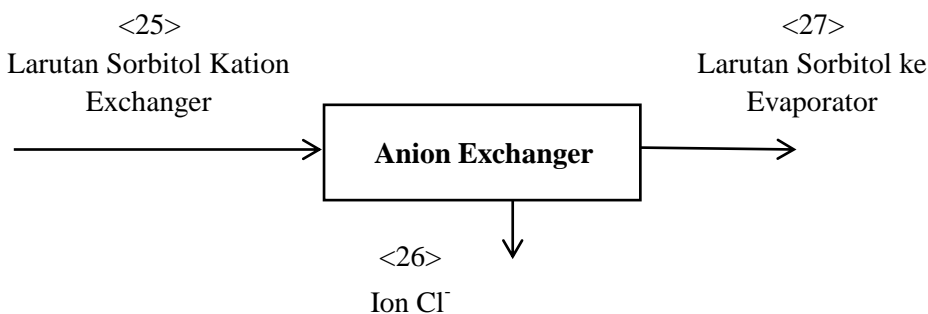
$$\begin{aligned}
 Al_2O_3 \text{ bereaksi} &= \frac{\text{massa } Al_2O_3 \text{ kg}}{BM \text{ } Al_2O_3 \text{ kg/kgmol}} \\
 &= \frac{38,689 \text{ kg}}{101,937 \text{ kg/kgmol}} \\
 &= 0,380 \text{ kmol} \\
 H_2O \text{ terbentuk} &= 3 \times Al_2O_3 \text{ bereaksi} \\
 &= 3 \times 0,380 \\
 &= 1,139 \text{ kmol} \\
 \text{Massa } H_2O \text{ terbentuk} &= H_2O \text{ terbentuk} \times BM \text{ } H_2O \\
 &= 1,139 \times 18,015 \\
 &= 20,512 \text{ kg} \\
 H_2O \text{ total terbentuk} &= H_2O \text{ mula - mula} + H_2O \text{ terbentuk} \\
 &= 31707,672 + 20,512
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 31728,185 \text{ kg} \\
\text{Al}^{3+} \text{ tertinggal dalam resin} &= \frac{2}{1} \times \text{Al}_2\text{O}_3 \text{ bereaksi} \\
(2\text{R}_3\text{Al}) &= 2 \times 0,380 \\
&= 0,759 \text{ kg} \\
\text{Al}^{3+} \text{ dari resin} &= 2 \times \text{Al}_2\text{O}_3 \text{ bereaksi} \\
&= 2 \times 0,37954 \\
&= 0,759 \text{ kmol} \\
\text{Massa Al}^{3+} \text{ dari resin} &= \text{Al}^{3+} \text{ dari resin} \times \text{BM Al}^{3+} \\
&= 0,759 \times 26,97 \\
&= 20,473 \text{ kg} \\
\text{H}^+ \text{ dari resin} &= 6 \times \text{Al}_2\text{O}_3 \text{ bereaksi} \\
&= 6 \times 0,37954 \\
&= 2,277 \text{ kmol} \\
\text{Massa H}^+ \text{ dari resin} &= \text{H}^+ \text{ dari resin} \times \text{BM H}^+ \\
&= 2,277 \times 1,008 \\
&= 2,295 \text{ kg}
\end{aligned}$$

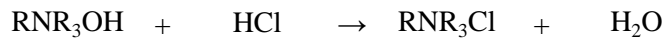
Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 23		Aliran 24	
Air	31.707,672	Impuritis katalis	20,473
Maltosa	13,253	Ca ²⁺	0,043
Glukosa	945,156	Total	20,516
CaCl ₂	0,120	Aliran 25	
HCl	0,098	Glukosa	945,156
Sorbitol	30.029,152	Maltosa	13,253
Maltitol	830,619	HCl	0,177
Al ₂ O ₃	38,689	Sorbitol	30.029,152
Resin di fixbed		Maltitol	830,619
H ⁺ dalam resin	2,298	Air	31.728,185
		Total	63.546,542
TOTAL	63.567,057	TOTAL	63.567,057

11. Tangki Anion Exchanger (H-341)

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



Reaksi kation terjadi :



Digunakan resin penukar anion berbasis Epoxy Plyamine

$$\text{BM OH}^- = 17 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM Cl}^- = 35,45 \text{ kg/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{HCl bereaksi} &= \frac{\text{massa HCl}}{\text{BM HCl}} \\ &= \frac{0,177 \text{ kg}}{36,5 \text{ kg/kgmol}} \\ &= 0,005 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O terbentuk} &= \text{HCl bereaksi} \\ &= 0,005 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O terbentuk} &= \text{H}_2\text{O terbentuk} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 0,005 \times 18,015 \\ &= 0,087 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OH}^- \text{ dari resin} &= \text{HCl bereaksi} \times \text{BM OH}^- \\ &= 0,005 \times 17 \\ &= 0,082 \text{ kg} \end{aligned}$$

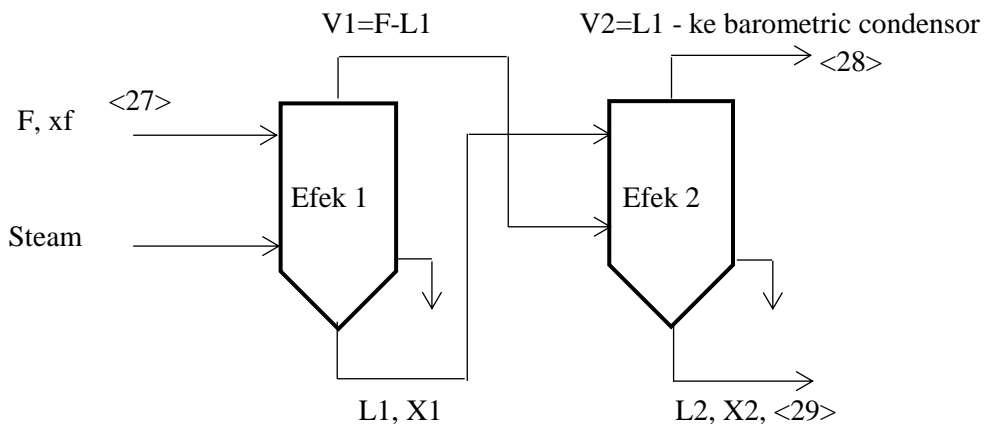
$$\begin{aligned} \text{Cl}^- \text{ tertinggal dalam resin} &= \text{HCl bereaksi} \times \text{BM Cl}^- \\ &= 0,005 \times 35,45 \\ &= 0,172 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O total terbentuk} &= \text{H}_2\text{O mula - mula} + \text{H}_2\text{O dari reaksi anion} \\ &= 31728,185 + 0,087 \\ &= 31728,272 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 25		Aliran 27	
Glukosa	945,156	Glukosa	945,156
Maltosa	13,253	Maltosa	13,253
HCl	0,177	Air	31.728,272
Sorbitol	30.029,152	Sorbitol	30.029,152
Maltitol	830,619	Maltitol	830,619
Air	31.728,185	Total	63.546,452
OH ⁻ dari resin	0,082	Aliran 26	
		Cl ⁻	0,172
		Total	0,172
TOTAL	63.546,624	TOTAL	63.546,624

12. Evaporator (V-410 & V-420)

Fungsi : Untuk memekatkan larutan sorbitol 50% menjadi 70%



$$\begin{aligned}
 \text{Air teruapkan} &= \frac{0,3}{0,7} \times \text{Massa selain air pada aliran masuk} \\
 &= \frac{0,3}{0,7} \times 31818,181 \\
 &= 13636,363 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 27		Aliran 28	
Glukosa	945,156	Glukosa	945,156
Maltosa	13,253	Maltosa	13,253
Air	31.728,272	Air	13.636,363
Sorbitol	30.029,152	Sorbitol	30.029,152
Maltitol	830,619	Maltitol	830,619
		Total	45.454,544
		Aliran 29	
		Air	18.091,909
		Total	18.091,909
TOTAL	63.546,452	TOTAL	63.546,452

Larutan Sorbitol	31818,181	kg
Fraksi Sorbitol	0,7	
Total dalam sehari	45,45454357	ton
Total setahun	15000	ton

**APPENDIKS B
NERACA ENERGI**

	=	45,455 ton sorbitol/hari
Kapasitas	=	45454,545 kg sorbitol/hari
	=	15.000 ton sorbitol/hari
Basis Perhitungan	=	1 kkal/hari
Suhu Reference	=	25 °C

Data - Data Cp :

Cp Pati	=	0,347 kkal/kg°C	<i>(Coulson, Hal 332)</i>
Cp Dekstrin	=	0,291 + 0,00096 T (°C)	<i>(Perry, 5th)</i>

Suhu (°C)	30	60	95	105
Cp (kkal/kg°C)	0,3198	0,3486	0,3822	0,3918

Cp Lemak	=	0,9478 kkal/kg°C	
Cp CaCl ₂	=	0,26 kkal/kg°C	<i>(Lange, Hal 1521)</i>
Cp HCl	=	6,78 + 0,00084 T (kal/mol K)	
	=	0,184 + 0,000023 T (kkal/kg°C)	

Suhu (°C)	30	60	95	105
Cp (kkal/kg°C)	0,185	0,185	0,186	0,186

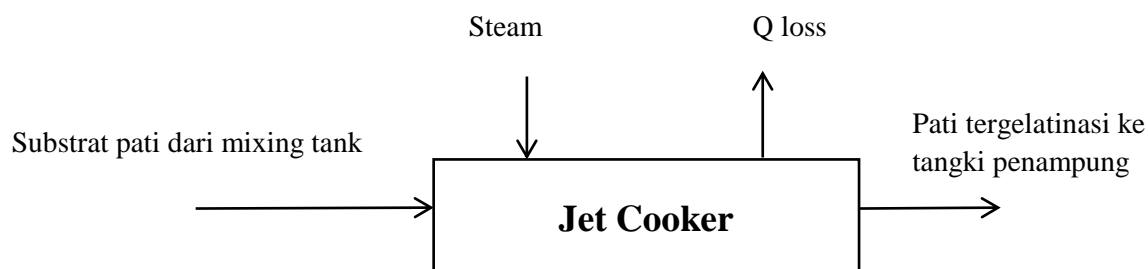
Komponen	Cp (kkal/kg°C)	Referensi
Protein	0,262	Coulson, 1999
Abu	0,836	Coulson, 1999
α-amilase	0,0044	Lange, Tabel 9-8
Glukoamilase	0,006	Coulson, 1999
Dekstrose	0,3	Pherry, 7th
Maltose	0,32	Pherry, 7th

	=	1 kkal/kg°C pada suhu 0-100°C
Cp H ₂ O	=	1,0043 kkal/kg°C pada suhu 100-105°C
	=	1,0301 kkal/kg°C pada suhu 105-170.41°C

1. Jet Cooker (E-120)

Fungsi : Memanaskan substrat pati hingga tergelatinasi

105 °C
Kondisi operasi : 1 atm
pH 5,5



a. Bahan masuk pada suhu 30 °C (kkal/hari) (H3)

$$\begin{aligned} &= T - T_{ref} \\ \Delta T &= 30 - 25 \\ &= 5 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCpΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	29245,362	0,347	5	50740,703
Air	65120,809	1,0043	5	327004,143
Protein	532,521	0,262	5	697,602
Lemak	169,741	0,9478	5	804,402
Abu	738,872	0,836	5	3088,486
CaCl ₂	12,077	0,26	5	15,700
Total	95819,382			382351,036

b. Bahan masuk pada suhu 105 °C (kkal/hari) (H2)

$$\begin{aligned} &= T - T_{ref} \\ \Delta T &= 105 - 25 \\ &= 80 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCpΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	29245,362	0,347	80	811851,250
Air	67894,081	1,0043	80	5454882,073
Protein	532,521	0,262	80	11161,630
Lemak	169,741	0,9478	80	12870,436
Abu	738,872	0,836	80	49415,775
CaCl ₂	12,077	0,26	80	251,198
Total	98592,654			6340432,363

Menghitung jumlah steam yang dibutuhkan

Suhu bahan yang masuk dinaikkan hingga suhu 105°C dengan menggunakan steam saturated 145°C (Geankoplis, Hal 857)

$$\begin{aligned} Q_s &= (H_v - H_l) \cdot m \\ &= (2740,3 - 610,63) \text{ m kJ/kg} \\ &= (2740,3 - 610,63) \text{ m} \times 1 \text{ kkal} / 4,184 \text{ kJ} \\ &= 509,003 \text{ m kkal/kg} \\ &= 3\% \times Q_s \quad \text{(Hugot)} \\ Q_{loss} &= 3\% \times 509,003 \text{ m kkal/kg} \\ &= 15,270 \text{ m kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ bahan masuk} + Q_s &= H \text{ bahan keluar} + Q_{loss} \\ 382351,036 + 509,003 \text{ m} &= 6340432,363 + 15,270 \text{ m} \\ 493,733 \text{ m} &= 5958081,327 \\ \text{m} &= 12067,410 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$Q_s = 6142351,883 \text{ kkal/hari}$$

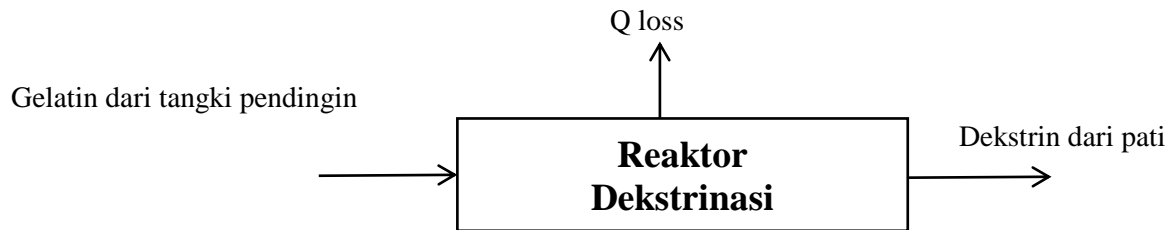
$$Q_{loss} = 184270,556 \text{ kkal/hari}$$

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	382.351,036	H keluar	6.340.432,363

Qs	6.142.351,883	Qloss	184.270,556
Total	6.524.702,919	Total	6.524.702,919

2. Reaktor Liquifikasi (R-130)

Fungsi : Tempat reaksi pembentukan dekstrin dari pati dengan enzim α -amilase

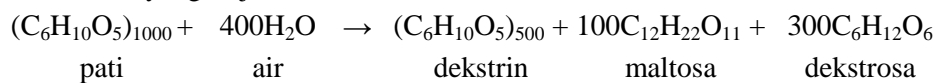


a. Menghitung entalpi bahan masuk (H1)

$$\begin{aligned}
 H1 &= m \times C_p \times \Delta T \\
 \Delta T &= T \text{ bahan masuk} - T \text{ bahan referensi} \\
 \Delta T &= 95 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 \Delta T &= 70 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg $^\circ$ C)	ΔT ($^\circ$ C)	H = mCp ΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	29245,362	0,347	70	710369,844
Air	67894,081	1,0043	70	4773021,814
Protein	532,521	0,262	70	9766,427
Lemak	169,741	0,9478	70	11261,631
Abu	738,872	0,836	70	43238,803
CaCl ₂	12,077	0,26	70	219,799
α -amilase	25,58969179	0,0044	70	7,882
Total	98618			5547886,199

b. Reaksi yang terjadi



Data panas pembakaran :

(Hougen, Tabel 30)

$\Delta H_c (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{1000}$	=	-4173 kkal/g
	=	-676,614 kkal/kmol
$\Delta H_c \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	=	-0,3026 kkal/kmol
$\Delta H_c \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	=	-0,5381 kkal/kmol
	=	-4108 kkal/g
$\Delta H_c 50(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10}$	=	-6660,711 kkal/kmol

Dari appendix A diperoleh :

Pati yang bereaksi	=	0,036 kmol
H ₂ O yang bereaksi	=	0,469 kmol
Dekstrosa yang terbentuk	=	0,108 kmol
Maltosa yang terbentuk	=	0,361 kmol
Dekstrin yang terbentuk	=	3,524 kmol

c. Menghitung entalpi bahan keluar (H2)

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \times C_p \times \Delta T \\
 \Delta T &= T \text{ bahan keluar} - T \text{ bahan referensi} \\
 \Delta T &= 95 \text{ }^\circ\text{C} - 25 \text{ }^\circ\text{C} \\
 \Delta T &= 70 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCpΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	23396,290	0,347	70	568295,875
Air	67885,633	1,0043	70	4772427,886
Protein	532,521	0,262	70	9766,427
Lemak	169,741	0,9478	70	11261,631
Abu	738,872	0,836	70	43238,803
CaCl ₂	12,077	0,26	70	219,799
α-amilase	25,590	0,0044	70	7,882
Dekstrin	5714,508	0,3822	70	152885,960
Maltosa	123,480	0,32	70	2765,956
Dekstroso	19,497	0,3	70	409,434
Total	98618			5561279,653

Panas reaksi :

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{25} &= \Delta H_c \text{ reaktan} - \Delta H_c \text{ produk} \\
 &= ((\text{mol} \times \Delta H_c \text{ pati}) + (\text{mol} \times \Delta H_c \text{ H}_2\text{O})) - ((\text{mol} \times \Delta H_c \text{ dekstroso}) + (\text{mol} \times \Delta H_c \text{ maltosa}) + (\text{mol} \times \Delta H_c \text{ dekstrin})) \\
 &= 23451,09282 \text{ kkal/hari} \\
 \Delta H \text{ produk} &= (m \text{ dekstroso} \times C_p \times \Delta T) + (m \text{ maltosa} \times C_p \times \Delta T) + (m \text{ dekstrin} \times C_p \times \Delta T) + m \text{ sisa reaktan} \\
 &= 5496785,111 \text{ kkal} \\
 \Delta H \text{ reaktan} &= (m \text{ pati} \times C_p \times \Delta T) + (m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \times \Delta T) \\
 &= 5483391,658 \text{ kkal} \\
 \Delta H^{\circ}r &= \Delta H_{25} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\
 &= 36844,547 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

ΔH reaksi positif menunjukkan bahwa reaksi tersebut membutuhkan panas (endoterm) sehingga diperlukan steam untuk menstabilkan suhu operasi

d. Menghitung massa steam

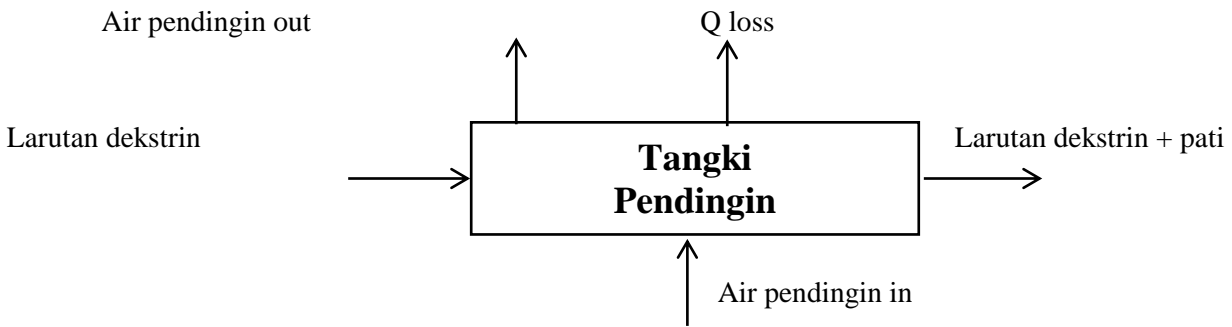
Neraca panas :

$$\begin{aligned}
 H \text{ masuk} + \text{panas steam} &= H \text{ keluar} + \Delta H^{\circ}r + Q \text{ loss} \\
 Q_s \text{ (panas steam)} &= 51791,75304 \text{ kkal} \\
 \text{Massa steam} &= \frac{Q_s}{\lambda} \\
 &= 101,7513017 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	5.547.886,199	H keluar	5.561.279,653
Qs	51.791,753	ΔH ^o r	36.844,547
		Qloss	1.553,753
Total	5.599.677,952	Total	5.599.677,952

3. Tangki Pendingin (F-132)

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



a. Menghitung entalpi bahan masuk (H1)

$$\begin{aligned}
 H1 &= m \times Cp \times \Delta T \\
 \Delta T &= T \text{ bahan masuk} - T \text{ bahan referensi} \\
 \Delta T &= 95 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 \Delta T &= 70 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCpΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	23396,290	0,347	70	568295,875
Air	67885,633	1,004	70	4772427,886
Protein	532,521	0,262	70	9766,427
Lemak	169,741	0,948	70	11261,631
Abu	738,872	0,836	70	43238,803
CaCl ₂	12,077	0,260	70	219,799
α-amilase	25,590	0,004	70	7,882
Dekstrin	5714,508	0,382	70	152885,960
Maltosa	123,480	0,320	70	2765,956
Dekstrosa	19,497	0,300	70	409,434
Total	98618			5561279,653

b. Menghitung entalpi bahan keluar (H2)

$$\begin{aligned}
 H2 &= m \times Cp \times \Delta T \\
 \Delta T &= T \text{ bahan keluar} - T \text{ bahan referensi} \\
 \Delta T &= 60 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 \Delta T &= 35 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCpΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	467,926	0,347	35	5682,959
Air	64788,451	1,004	35	2277346,453
Protein	532,521	0,262	35	4883,213
Lemak	169,741	0,948	35	5630,816
Abu	738,872	0,836	35	21619,402
CaCl ₂	12,077	0,260	35	109,899
α-amilase	25,590	0,004	35	3,941
Dekstrin	114,290	0,382	35	1528,860
Maltosa	849,544	0,320	35	9514,889
Dekstrosa	30953,567	0,300	35	325012,449
Total	98653			2651332,880

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 3\% \times H_1 \\
 &= 3\% \times 5561279,653 \\
 &= 166838,3896 \text{ kkal/hari}
 \end{aligned}$$

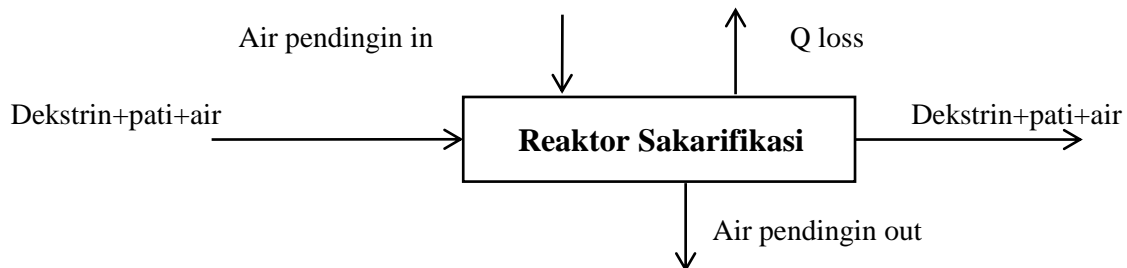
c. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$\begin{aligned}
 H_{\text{bahan masuk}} &= H_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{loss}} + Q_{\text{yang diserap air pendingin}} \\
 5561279,653 &= 2651332,880 + 166838,3896 + Q_{\text{air pendingin}} \\
 Q_{\text{air pendingin}} &= 2743108,383 \text{ kkal/hari} \\
 \text{Massa air pendingin} &= \frac{Q_{\text{air pendingin}}}{C_p \times \Delta T} \\
 \text{Massa air pendingin} &= \frac{2743108,383}{1,004 \times 35} \\
 &= 78038,958 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	5.561.279,653	H keluar	2.651.332,880
		Qloss	166.838,390
		Qap	2.743.108,383
Total	5.561.279,653	Total	5.561.279,653

4. Reaktor Sakarifikasi (R-230)

Fungsi : Mengubah larutan dekstrin menjadi larutan dekstrosa dengan penambahan enzim glukoamilase dengan kondisi 60°C dan 1 atm



a. Menghitung entalpi bahan masuk (H1)

$$\begin{aligned}
 H_1 &= m \times C_p \times \Delta T \\
 \Delta T &= T_{\text{bahan masuk}} - T_{\text{bahan referensi}} \\
 \Delta T &= 60 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 \Delta T &= 35 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCpΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	23396,290	0,347	35	284147,938
Air	67919,968	1,004	35	2387420,823
Protein	532,521	0,262	35	4883,213
Lemak	169,741	0,948	35	5630,816
Abu	738,872	0,836	35	21619,402
CaCl ₂	12,077	0,260	35	109,899
α-amilase	25,590	0,004	35	3,941
Dekstrin	5714,508	0,382	35	76442,980
Maltosa	123,480	0,320	35	1382,978
Dekstrosa	19,497	0,300	35	204,717

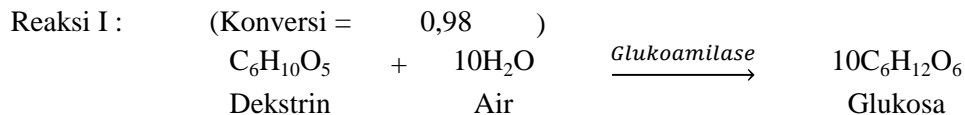
HCl	0,099	0,185	35	0,643
Glukoamilase	19,653	0,006	35	4,127
Total	98672			2781851,476

b. Menghitung entalpi bahan keluar (H2)

$$\begin{aligned}
 H2 &= m \times C_p \times \Delta T \\
 \Delta T &= T \text{ bahan keluar} - T \text{ bahan referensi} \\
 \Delta T &= 60 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 \Delta T &= 35 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCpΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	467,926	0,347	35	5682,959
Air	64788,451	1,004	35	2277346,453
Protein	532,521	0,262	35	4883,213
Lemak	169,741	0,948	35	5630,816
Abu	738,872	0,836	35	21619,402
CaCl ₂	12,077	0,260	35	109,899
α-amilase	25,590	0,004	35	3,941
Dekstrin	114,290	0,382	35	1528,860
Maltosa	849,544	0,320	35	9514,889
Dekstrosa	30953,567	0,300	35	325012,449
HCl	0,099	0,185	35	0,643
Glukoamilase	19,653	0,006	35	4,127
Total	98672			2651337,650

c. Reaksi yang terjadi dalam reaktor pada 60°C



Data panas pembakaran : (Hougen, Tabel 30)

$\Delta H_c (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{10} = -6660,711 \text{ kkal/kmol}$
 $\Delta H_c \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = -0,303 \text{ kkal/kmol}$

Dari appendiks A diperoleh :

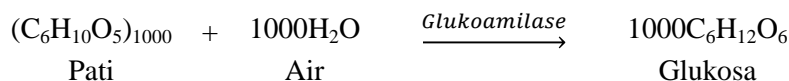
Dekstrin yang bereaksi = 3,454 kmol
 H₂O yang bereaksi = 34,539 kmol
 Dekstrosa yang terbentuk = 34,539 kmol

Panas reaksi :

$$\begin{aligned}
 &= \Delta H_c \text{ reaktan} - \Delta H_c \text{ produk} \\
 \Delta H_{25} &= ((\text{mol} \times \Delta H_c \text{ dekstrin}) + (\text{mol} \times \Delta H_c \text{ H}_2\text{O})) - (\text{mol} \times \Delta H_c \text{ dekstrosa}) \\
 &= -22995,245 \text{ kkal} \\
 \Delta H \text{ produk} &= m \text{ dekstrosa} \times C_p \times \Delta T \\
 &= 325012,449 \text{ kkal} \\
 \Delta H \text{ reaktan} &= (m \text{ dekstrin} \times C_p \times \Delta T) + (m \text{ H}_2\text{O} \times C_p \times \Delta T) \\
 &= 2278875,313 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H^{\circ}r &= \Delta H_{25} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= -1976858,109 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Reaksi II :



Data panas pembakaran : (Hougen, Tabel 30)

$$\Delta H_c (C_6H_{10}O_5)_{1000} = -676,614 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_c C_6H_{12}O_6 = -0,3026 \text{ kkal/kmol}$$

Dari appendiks A diperoleh :

$$\text{Dekstrin yang bereaksi} = 0,137 \text{ kmol}$$

$$H_2O \text{ yang bereaksi} = 137,168 \text{ kmol}$$

$$\text{Glukosa yang terbentuk} = 137,168 \text{ kmol}$$

Panas reaksi :

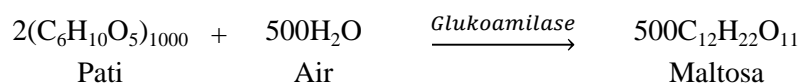
$$\begin{aligned}\Delta H_{25} &= \Delta H_c \text{ reaktan} - \Delta H_c \text{ produk} \\ &= ((\text{mol} \times \Delta H_c \text{ pati}) + (\text{mol} \times \Delta H_c H_2O)) - (\text{mol} \times \Delta H_c \\ &= -51,303 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ produk} &= (m \text{ glukosa} \times C_p \times \Delta T) + (m \text{ sisa reaktan} \times C_p \times \Delta T) \\ &= 2608041,861 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ reaktan} &= (m \text{ pati} \times C_p \times \Delta T) + (m H_2O \times C_p \times \Delta T) \\ &= 2671568,761 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H^{\circ}r &= \Delta H_{25} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= -63578,202 \text{ kkal}\end{aligned}$$

Reaksi III :



Data panas pembakaran : (Hougen, Tabel 30)

$$\Delta H_c (C_6H_{10}O_5)_{1000} = -676,614 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_c 1000C_{12}H_{22}O_{11} = -0,5381 \text{ kkal/kmol}$$

Dari appendiks A diperoleh :

$$\text{Dekstrin yang bereaksi} = 0,004 \text{ kmol}$$

$$H_2O \text{ yang bereaksi} = 2,121 \text{ kmol}$$

$$\text{Maltosa yang terbentuk} = 2,121 \text{ kmol}$$

Panas reaksi :

$$\begin{aligned}\Delta H_{25} &= \Delta H_c \text{ reaktan} - \Delta H_c \text{ produk} \\ &= ((\text{mol} \times \Delta H_c \text{ dekstrin}) + (\text{mol} \times \Delta H_c H_2O)) - (\text{mol} \times \Delta H_c \\ &= -1,729 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ produk} &= (m \text{ maltosa} \times C_p \times \Delta T) + (m \text{ sisa reaktan} \times C_p \times \Delta T) \\ &= 2292544,300 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ reaktan} &= (m \text{ pati} \times C_p \times \Delta T) + (m H_2O \times C_p \times \Delta T) \\ &= 2671568,761 \text{ kkal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}r &= \Delta H_{25} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= -379026,189 \text{ kkal} \\ \Delta H^{\circ}r \text{ total} &= \Delta H^{\circ}r \text{ I} + \Delta H^{\circ}r \text{ II} + \Delta H^{\circ}r \text{ III} \\ &= -1976858,109 + -63578,202 + -379026,189 \\ &= -2419462,500 \text{ kkal} \end{aligned}$$

ΔH reaksi negatif menunjukkan bahwa reaksi tersebut membutuhkan panas (eksoterm) sehingga diperlukan steam untuk menstabilkan suhu operasi

$$\begin{aligned} Q \text{ loss} &= 3\% \times H1 \\ &= 3\% \times 2781851,476 \\ &= 83455,54429 \text{ kkal/hari} \end{aligned}$$

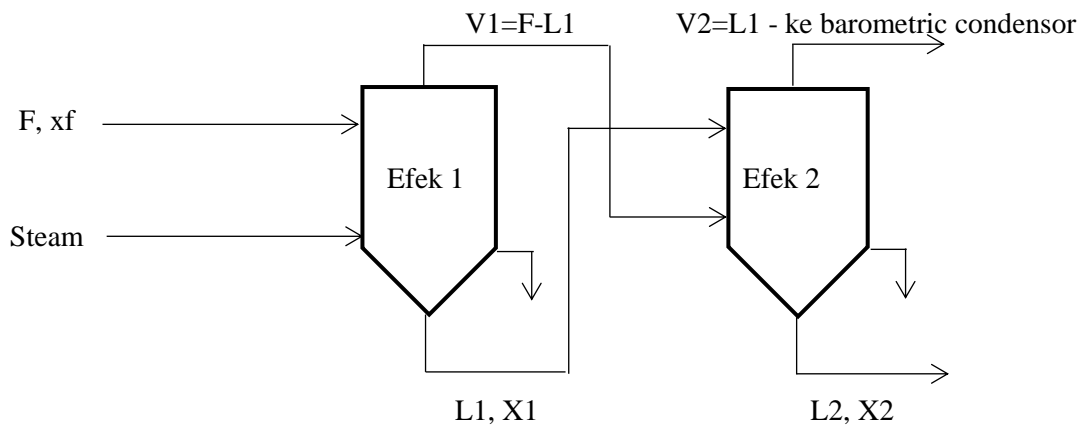
Menghitung massa air pendingin

$$\begin{aligned} H \text{ bahan masuk} &= H \text{ bahan keluar} + \Delta H^{\circ}r \text{ total} + Q \text{ loss} + Q \text{ yang diserap air pendingin} \\ 2781851,476 &= 2651337,650 + -2419462,500 + 83455,544 + Q_{ap} \\ Q \text{ air pendingin} &= 2466520,783 \text{ kkal/hari} \\ m \text{ air pendingin} &= \frac{Q \text{ air pendingin}}{C_p \times \Delta T} \\ m \text{ air pendingin} &= \frac{2466520,783}{1,004 \times 12} \\ &= 204663,346 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	2.781.851,476	H keluar	2.651.337,650
		$\Delta H^{\circ}r \text{ total}$	-2.419.462,500
		Qloss	83.455,544
		Qap	2.466.520,783
Total	2.781.851,476	Total	2.781.851,476

5. Evaporator (V-250 & V-260)

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan dekstrosa menjadi 50%



Steam yang digunakan bertekanan 450 kPa, dari steam table didapatkan :

$$\begin{aligned} T &= 145 \text{ }^\circ\text{C} \\ Hl &= 610,63 \text{ kJ/kg} \\ Hv &= 2740,3 \text{ kJ/kg} \\ \lambda &= 2129,67 \text{ kJ/kg} \rightarrow 509,003 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ effect 2} &= 13,65 \text{ kPa} & F &= 110914,8299 \text{ kg} \\ T_2 \text{ sat} &= 51,908 \text{ }^\circ\text{C} & x_f &= 0,287 \\ x_2 &= 0,500 & x_v &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BPR_2 &= 1,78 x + 6,22 x^2 \\ &= 1,78 (0,500) + 6,22 (0,25) \\ &= 2,445 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= T_2 \text{ sat} + BPR_2 \\ &= 51,908 + 2,445 \\ &= 54,353 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F &= L_2 + (V_1 + V_2) \\ F(x_f) &= L_2(x_2) + (V_1 + V_2)(x_v) \\ 110914,8299 (0,287) &= L_2 (0,500) + (V_1 + V_2) (0) \\ L_2 &= 63639,793 \text{ kg} \\ (V_1 + V_2) &= F - L_2 \\ &= 110914,8299 - 63639,793 \\ &= 47275,037 \text{ kg} \end{aligned}$$

Asumsi bahwa jumlah vapor tiap efek sama, sehingga :

$$V_1 = V_2 = 23637,519 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} F &= V_1 + L_1 \\ 110914,8299 &= 23637,519 + L_1 \\ L_1 &= 87277,311 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= V_2 + L_2 \\ 87277,311 &= 23637,519 + L_2 \\ L_2 &= 63639,793 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F(x_f) &= L_1(x_1) \\ 110914,8299 (0,287) &= 87277,311 (x_1) \\ x_1 &= 0,365 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1(x_1) &= L_2(x_2) \\ 87277,311 (0,365) &= 63639,793 (x_2) \\ x_2 &= 0,500 \text{ Balance} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BPR_1 &= 1,78 x + 6,22 x^2 \\ &= 1,78 (0,365) + 6,22 (0,13) \\ &= 1,476 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum \Delta T \text{ available} &= T_{\text{steam}} - T_{2 \text{ sat}} - (\text{BPR}_1 + \text{BPR}_2) \\ &= 145 - 51,908 - (1,476 + 2,445) \\ &= 89,171 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Harga U untuk short tube evaporator : (Geankoplis, Hal 496)

$$U_1 = 500 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 2839,15 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$U_2 = 300 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 1703,49 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$\frac{1}{U_1} = 0,000352 \quad \frac{1}{U_2} = 0,000587$$

$$\begin{aligned} \Delta T_1 &= \sum \Delta T \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2} \\ &= 89,171 \frac{0,000352}{0,000352 + 0,000587} \\ &= 33,439 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_2 &= \sum \Delta T \frac{1/U_2}{1/U_1 + 1/U_2} \\ &= 89,171 \frac{0,000587}{0,000352 + 0,000587} \\ &= 55,732 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Meningkatkan ΔT_1 dan menurunkan ΔT_2 :

$$\Delta T_1 = 36,75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 52,421 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_1 = T_{\text{steam}_1} - \Delta T_1 \quad T_{\text{steam}_1} = 145 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 145 - 36,75$$

$$= 108,25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = T_1 - \text{BPR}_1 - \Delta T_2 \quad T_{S2} = 106,774 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 108,25 - 1,476 - 52,421 \quad T_{S3} = 51,908 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 54,353 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung C_p larutan :

$$\begin{aligned} C_p \text{ Feed} &= 4,19 - 2,35 x_f \\ &= 4,19 - 2,35 (0,287) \\ &= 0,840 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p L_1 &= 4,19 - 2,35 x_1 \\ &= 4,19 - 2,35 (0,365) \\ &= 0,797 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p L_2 &= 4,19 - 2,35 x_2 \\ &= 4,19 - 2,35 (0,500) \\ &= 0,721 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Efek 1 :

$$\begin{aligned} T_1 &= 108,25 \text{ } ^\circ\text{C} \\ T_{S2} &= 106,774 \text{ } ^\circ\text{C} \\ BPR_1 &= 1,476 \text{ } ^\circ\text{C} \\ T_{\text{steam}_1} &= 145 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_1 &= H_{S2} + 1,884 \text{ (BPR}_1\text{)} \\ &= 642,09665 + 1,884 \text{ (1,476)} \\ &= 644,87692 \text{ kkal/kg} \\ h_{\text{steam}_1} &= 145,94407 \text{ kkal/kg} \quad H_{\text{steam}_1} = 654,94742 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{\text{steam}_1} &= H_{\text{steam}_1} - h_{\text{steam}_1} \\ &= 654,94742 - 145,94407 \\ &= 509,00335 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Efek 2 :

$$\begin{aligned} T_2 &= 54,353 \text{ } ^\circ\text{C} \\ T_{S3} &= 51,908 \text{ } ^\circ\text{C} \\ BPR_2 &= 2,445 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_2 &= H_{S3} + 1,884 \text{ (BPR}_2\text{)} \\ &= 620,32945 + 1,884 \text{ (2,445)} \\ &= 624,93583 \text{ kkal/kg} \\ h_{S2} &= 106,99215 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \lambda_{S2} &= H_1 - h_{S2} \\ &= 624,93583 - 106,99215 \\ &= 517,94368 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_1 &= 110914,8299 - L_1 \\ V_2 &= L_1 - L_2 \\ L_2 &= 63639,793 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} FCp(T_F - 25) + S\lambda_{\text{steam}_1} &= L_1Cp(T_1-25) + V_1H_1 \\ 110914,8299 \times 0,840 \text{ (85 - 25)} + S &\times 509,0033461 = \\ L_1 \times 0,797 \text{ (108,3 - 25)} + 110914,8299 - L_1 &\times 644,9 \\ 5592108,716 + S \times 509,00335 &= L_1 \times 66,322 + 71526414,306 - 644,9 L_1 \\ S \times 509,00335 &= -578,555 L_1 + 65934305,590 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1Cp(T_1 - 25) + V_2\lambda_{\text{steam}_2} &= L_2Cp(T_2-25) + V_2H_2 \\ L_1 \times 0,797 \text{ (108,25 - 25)} + 110914,8299 - L_1 &\times 517,9 = \\ 63639,793 \times 0,721 \text{ (54,353 - 25)} + L_1 - 63639,793 &\times 624,9 \\ 66,322 L_1 + 57447634,63 - 517,9 L_1 &= 1346107,104 + 624,9 L_1 - 39770786 \\ -1076,558 L_1 &= -95872313,89 \\ L_1 &= 89054,522 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Steam

$$\begin{aligned} S \times 509,00335 &= -578,555 L_1 + 65934305,590 \\ S \times 509,00335 &= -578,555 \times 89054,522 + 65934305,590 \\ S &= 28312,92419 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_1 &= 110914,8299 - 89054,522 = 21860,308 \text{ kg/h} \\ V_2 &= 89054,522 - 63639,793 = 25414,729 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q_1 &= S \times \lambda \text{ Steam}_1 \\ &= 28312,92419 \times 509,003 \\ &= 4003159,209 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q_2 &= V_1 \times \lambda \text{ Steam}_2 \\ &= 21860,308 \times 517,9 \\ &= 3145113,419 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_1 &= \frac{q_1}{U_1 \Delta T_1} & A_2 &= \frac{q_2}{U_2 \Delta T_2} & A_{\text{ave}} &= 36,794 \text{ m}^2 \\ &= \frac{4003159,209}{2839,15 \times 36,75} & &= \frac{3145113,419}{1703,49 \times 52,421} & & \\ &= 38,367 \text{ m}^2 & &= 35,220 \text{ m}^2 & & \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= 89054,522 \text{ kg/h} \\ L_2 &= 63639,793 \text{ kg/h} \\ V_1 &= 21860,308 \text{ kg/h} \\ V_2 &= 25414,729 \text{ kg/h} \\ S &= 28312,924 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas bahan masuk} &= F \times C_p \times \Delta T \\ &= 110914,8299 \times 0,840 (85 - 25) \\ &= 5592108,716 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Q supplay steam} &= S \times \lambda \text{ Steam}_1 \\ &= 28312,92419 \times 509,003 \\ &= 14411373,15 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas } L_1 &= L_1 \times C_p \times \Delta T \\ &= 89054,522 \times 0,797 (108,25 - 25) \\ &= 5906273,64 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas } L_2 &= L_2 \times C_p \times \Delta T \\ &= 63639,793 \times 0,721 (54,353 - 25) \\ &= 1346107,104 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas uap } V_1 &= V_1 \times H_1 - V_1 \times \lambda \text{ Steam}_2 \\ &= 21860,308 \times 644,877 - 21860,308 \times 517,9 \\ &= 2774799,920 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panas uap } V_2 &= V_2 \times H_2 \\
 &= 21860,308 \times 624,936 \\
 &= 13661289,701 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Q supplay

$$H \text{ masuk} + Q \text{ supplay} = H \text{ keluar} + Q \text{ loss}$$

$$\begin{aligned}
 5592108,716 + Q \text{ supplay} &= 15007396,805 + 3\% Q \text{ supplay} \\
 97\% Q \text{ supplay} &= 9415288,089 \\
 Q \text{ supplay} &= 9706482,566 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Total Evaporator

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	5.592.108,716	H L ₂	1.346.107,104
Q supplay	9.706.482,566	H V ₂	13.661.289,701
		Qloss	291.194,477
Total	15.298.591,282	Total	15.298.591,282

$$\begin{aligned}
 Q \text{ supplay} &= m \times \lambda \text{ Steam }_1 \\
 9706482,566 &= m \times 509,003 \\
 m &= 19069,58499 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Q supplay

$$H \text{ masuk} + Q \text{ supplay} = H \text{ keluar} + Q \text{ loss}$$

$$\begin{aligned}
 5592108,716 + Q \text{ supplay} &= 8681073,560 + 3\% Q \text{ supplay} \\
 97\% Q \text{ supplay} &= 3088964,844 \\
 Q \text{ supplay} &= 3184499,839 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Effect I

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	5592108,716	H L ₁	5906273,640
Q supplay	3184499,839	H V ₁	2774799,920
		Qloss	95534,995
Total	8776608,555	Total	8776608,555

$$\begin{aligned}
 Q \text{ supplay} &= m \times \lambda \text{ Steam }_2 \\
 3184499,839 &= m \times 517,944 \\
 m &= 6148,351631 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Q supplay

$$H \text{ masuk} + Q \text{ supplay} = H \text{ keluar} + Q \text{ loss}$$

$$\begin{aligned}
 5906273,64 + Q \text{ supplay} &= 15007396,805 + 3\% Q \text{ supplay} \\
 97\% Q \text{ supplay} &= 9101123,164 \\
 Q \text{ supplay} &= 9382601,200 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Effect II

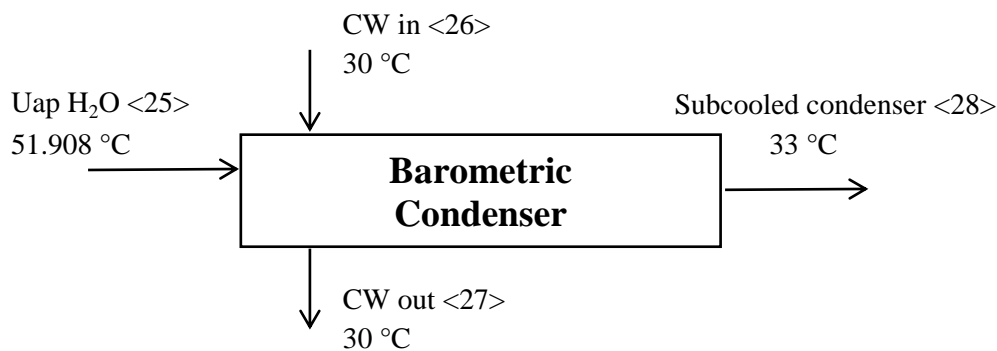
Neraca Energi Total

	H in (kkal)		H out (kkal)
H masuk	5906273,640	H L ₂	1346107,104
Q supplay	9382601,200	H V ₂	13661289,701
		Qloss	281478,036
Total	15288874,841	Total	15288874,841

$$\begin{aligned}
 Q \text{ supplay} &= m \times \lambda \text{ Steam}_2 \\
 9382601,200 &= m \times 517,944 \\
 m &= 18115,09948 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

6. Barometric Condenser (E-262)

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



Kondisi operasi :

Tekanan operasi	= 13,65 kPa	Mengikuti superheated vapor
Suhu operasi	= 33 °C	
Waktu proses	= 1 jam	
Superheated vapor (Uap H ₂ O) in	= 51,908 °C	
CW in	= 30 °C	
Subcooled Condensate keluar	= 33 °C	

Asumsi : Tidak ada Q loss

1. Entalpi bahan masuk

a. Entalpi uap H₂O (superheated vapor) in :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Uap H}_2\text{O} &= 25414,729 \text{ kg} \\
 \text{Entalpi Uap H}_2\text{O} &= V \times H_v \\
 &= 25414,729 \times 624,936 \\
 &= 15882574,84 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

2. Entalpi bahan keluar

a. Entalpi subcooled condensate keluar :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa subcooled cond} &= 25414,729 \text{ kg} \\
 \text{Entalpi subcooled cond} &= (V \times h_{vc}) + (V \times C_p \text{ cond} \times \Delta T) \\
 &= 25414,729 \times 91,95 + 25414,729 \times \\
 &= 0,9987 \times 0,12 \\
 &= 2339930,16 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

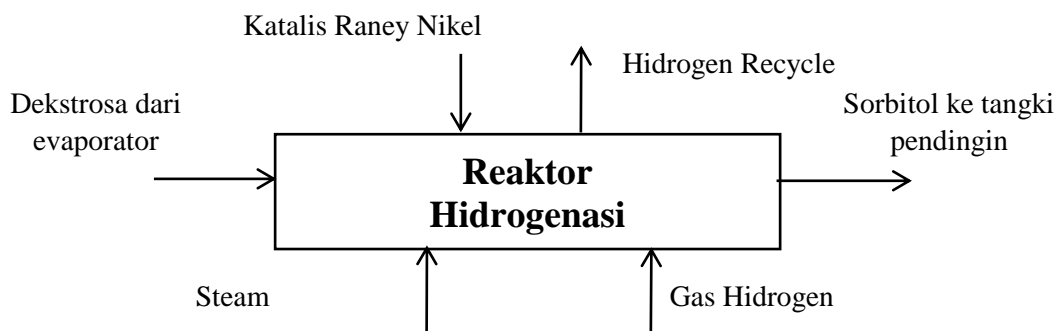
$$\text{Entalpi Total Bahan masuk} = \text{Entalpi Uap H}_2\text{O} + \text{Entalpi CW in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi Total Bahan masuk} &= \text{Entalpi Subcooled Cond} + \text{Entalpi CW out} \\
 \text{Entalpi CW in - out} &= \text{Entalpi Subcooled Cond} - \text{Entalpi Uap H}_2\text{O} \\
 &= 2339930,16 - 15882574,84 \\
 &= -13542644,68 \text{ kkal} \\
 \text{Entalpi CW in - out} &= m \times C_p \times (T_{in} - T_{out}) \\
 -13542644,68 &= m \times 0,9987 (30 - 33) \\
 m &= 4520091,013 \text{ kg} \\
 \\
 \text{Entalpi CW out} &= m \times C_p \times (T_{out} - T_{ref}) \\
 &= 4520091,013 \times 0,9987 (33 - 25) \\
 &= 36113719,16 \text{ kkal} \\
 \text{Entalpi CW in} &= m \times C_p \times (T_{in} - T_{ref}) \\
 &= 4520091,013 \times 0,9987 (30 - 25) \\
 &= 22571074,47 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
Uap H ₂ O <25>		Subcooled Condensate <28>	
H ₂ O	15.882.574,845	H ₂ O	2.339.930,160
CW in <26>		CW out <27>	
H ₂ O	22.571.074,475	H ₂ O	36.113.719,160
Total	38.453.649,319	Total	38.453.649,319

7. Reaktor Hidrogenasi (R-320)

Fungsi : Mereaksikan dekstrosa menjadi sorbitol dengan penambahan H₂ dan katalis Raney Nikel



a. Menghitung entalpi bahan masuk (H1)

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= T \text{ bahan masuk} - T \text{ bahan referensi} \\
 \Delta T &= 55 \text{ }^\circ\text{C} - 25 \text{ }^\circ\text{C} \\
 \Delta T &= 30 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	C _p (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mC _p ΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	4,679	0,347	30	48,711
Air	31819,896	1,004	30	958701,655
Protein	5,325	0,262	30	41,856
Lemak	1,697	0,948	30	48,264
Abu	7,389	0,836	30	185,309
CaCl ₂	0,121	0,260	30	0,942
α-amilase	0,256	0,004	30	0,034

Dekstrin	1,143	0,382	30	13,105
Maltosa	847,484	0,320	30	8135,844
Dekstroso	30951,507	0,300	30	278563,560
HCl	0,099	0,185	30	0,551
Glukoamilase	0,197	0,006	30	0,035
Total	63639,793			1245739,867

Panas bahan masuk = Panas bahan keluar heater = 1245739,867 kkal

Panas katalis

ΔT	=	T bahan masuk	-	T bahan referensi
ΔT	=	30 °C	-	25 °C
ΔT	=	5 °C		

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCp ΔT (kkal)
Ni	928,545	6,200	5	28784,437
Al ₂ O ₃	38,689	0,187	5	36,175
Total	967,235			28820,612

Panas H₂

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCp ΔT (kkal)
H ₂	5050,048	3,500	105	1855892,580
Impuritis H ₂	5,050	0,187	105	99,158
Total	5055,098			1855991,737

b. Menghitung entalpi bahan keluar (H₂)

ΔT	=	T bahan masuk	-	T bahan referensi
ΔT	=	55 °C	-	25 °C
ΔT	=	30 °C		

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCp ΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	4,679	0,347	105	170,489
Air	31819,896	1,004	105	3355455,793
Protein	5,325	0,262	105	146,496
Lemak	1,697	0,948	105	168,924
Abu	7,389	0,836	105	648,582
CaCl ₂	0,121	0,260	105	3,297
α -amilase	0,256	0,004	105	0,118
Dekstrin	1,143	0,382	105	45,866
Maltosa	13,387	0,320	105	449,815
Dekstroso	954,703	0,300	105	30073,158
HCl	0,099	0,185	105	1,929
Glukoamilase	0,197	0,006	105	0,124
Sorbitol	30332,477	0,282	105	898144,632
Maltitol	839,009	0,299	105	26340,685
Ni	928,545	6,200	105	604473,176
Al ₂ O ₃	38,689	0,187	105	759,666
H ₂	4709,462	3,500	105	1730727,301
Impuritis H ₂	5,050	0,187	105	99,158

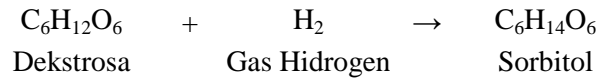
Total

69662,125

6647709,208

c. Menghitung panas reaksi

Reaksi I :



Data panas pembakaran :

$$\Delta\text{Hc C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 = -0,3026 \text{ kkal/kmol} \quad (\text{Hougen, Tabel 30})$$

$$\Delta\text{Hc H}_2 = -0,0683 \text{ kkal/kmol} \quad (\text{Hougen, Tabel 30})$$

$$\Delta\text{Hc C}_6\text{H}_{14}\text{O}_6 = -0,7231 \text{ kkal/kmol} \quad (\text{Othmer, 1960})$$

Dari appendix A diperoleh :

$$\text{Dekstrosa yang bereaksi} = 166,505 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2 \text{ yang bereaksi} = 166,505 \text{ kmol}$$

$$\text{Sorbitol yang terbentuk} = 166,505 \text{ kmol}$$

Panas reaksi :

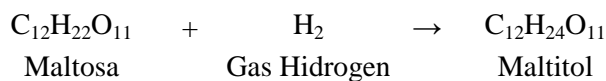
$$\begin{aligned} \Delta\text{H}_{25} &= \Delta\text{Hc reaktan} - \Delta\text{Hc produk} \\ &= ((\text{mol} \times \Delta\text{Hc dekstrosa}) + (\text{mol} \times \Delta\text{Hc H}_2)) - (\text{mol} \times \Delta\text{Hc} \\ &= 58,643 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta\text{H produk} &= (\text{m sorbitol} \times \text{Cp} \times \Delta\text{T}) + (\text{m sisa reaktan} \times \text{Cp} \times \Delta\text{T}) \\ &= 2658945,090 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta\text{H reaktan} &= (\text{m dekstrosa} \times \text{Cp} \times \Delta\text{T}) + (\text{m H}_2 \times \text{Cp} \times \Delta\text{T}) \\ &= 1760800,458 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta\text{H}^{\circ}\text{r} &= \Delta\text{H}_{25} + \Delta\text{H produk} - \Delta\text{H reaktan} \\ &= 898203,274 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Reaksi II :



Data panas pembakaran :

$$\Delta\text{Hc C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} = -0,5381 \text{ kkal/kmol} \quad (\text{Hougen, Tabel 30})$$

$$\Delta\text{Hc H}_2 = -0,0683 \text{ kkal/kmol} \quad (\text{Hougen, Tabel 30})$$

$$\Delta\text{Hc C}_{12}\text{H}_{24}\text{O}_{11} = -0,7276 \text{ kkal/kmol} \quad (\text{Othmer, 1960})$$

Dari appendix A diperoleh :

$$\text{Maltosa yang bereaksi} = 2,437 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2 \text{ yang bereaksi} = 2,437 \text{ kmol}$$

$$\text{Maltitol yang terbentuk} = 2,437 \text{ kmol}$$

Panas reaksi :

$$\begin{aligned} \Delta\text{H}_{25} &= \Delta\text{Hc reaktan} - \Delta\text{Hc produk} \\ &= ((\text{mol} \times \Delta\text{Hc maltosa}) + (\text{mol} \times \Delta\text{Hc H}_2)) - (\text{mol} \times \Delta\text{Hc} \\ &= 0,295 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ produk} &= (m \text{ maltitol} \times C_p \times \Delta T) + (m \text{ sisa reaktan} \times C_p \times \Delta T) \\ &= 1757517,801 \text{ kkal} \\ \Delta H \text{ reaktan} &= (m \text{ dekstrosa} \times C_p \times \Delta T) + (m \text{ H}_2 \times C_p \times \Delta T) \\ &= 1760800,458 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}r &= \Delta H_{25} + \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \\ &= -3282,362 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}r \text{ total} &= \Delta H^{\circ}r \text{ I} + \Delta H^{\circ}r \text{ II} \\ &= 898203,274 + -3282,362 \\ &= 894920,912 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ loss} &= 3\% \times Q \text{ steam} \\ &= 3\% \times 4548533,923 \\ &= 136456,018 \text{ kkal/hari} \end{aligned}$$

Menghitung massa steam

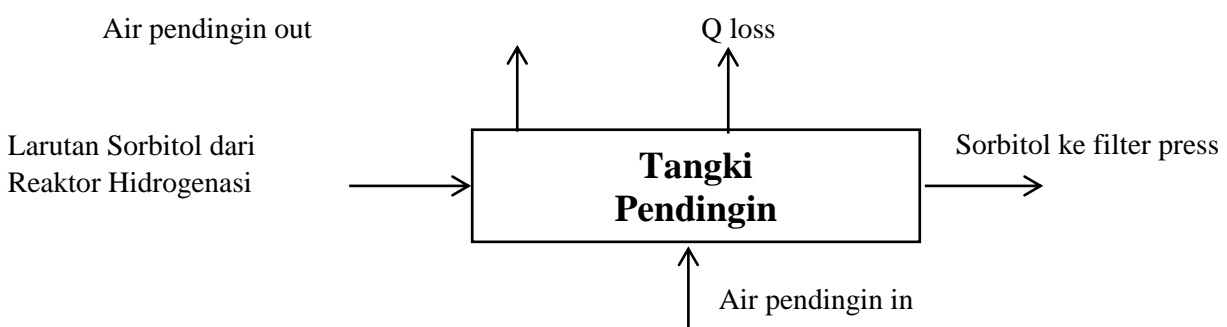
Panas bahan masuk + Panas katalis + Panas H₂ masuk + Panas steam = Panas bahan keluar + ΔH reaksi + Q loss

$$\begin{aligned} 1245739,867 + 28820,612 + 1855991,737 + Q \text{ steam} &= \\ 6647709,208 + 894920,912 + 3\% Q \text{ steam} &= \\ 97\% Q \text{ steam} &= 4412077,905 \\ Q \text{ steam} &= 4548533,923 \text{ kkal} \\ m \text{ steam} &= 8936,157 \text{ kg} \end{aligned}$$

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	1.245.739,867	H keluar	6.647.709,208
H katalis	28.820,612	ΔH ^o r total	894.920,912
H H ₂ masuk	1.855.991,737	Q loss	136.456,018
Q steam	4.548.533,923		
Total	7.679.086,138	Total	7.679.086,138

8. Tangki Pendingin (F-332)

Fungsi : Untuk menurunkan suhu larutan dari 130°C ke 85°C



a. Menghitung entalpi bahan masuk (H1)

$$\begin{aligned} H1 &= m \times C_p \times \Delta T \\ \Delta T &= T \text{ bahan masuk} - T \text{ bahan referensi} \\ \Delta T &= 130 \text{ }^{\circ}\text{C} - 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \Delta T &= 105 \text{ }^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCpΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	4,679	0,347	105	170,489
Air	31819,896	1,004	105	3355455,793
Protein	5,325	0,262	105	146,496
Lemak	1,697	0,948	105	168,924
Abu	7,389	0,836	105	648,582
CaCl ₂	0,121	0,260	105	3,297
α-amilase	0,256	0,004	105	0,118
Dekstrin	1,143	0,382	105	45,866
Maltosa	13,387	0,320	105	449,815
Dekstroza	954,703	0,300	105	30073,158
HCl	0,099	0,185	105	1,929
Glukoamilase	0,197	0,006	105	0,124
Sorbitol	30332,477	0,282	105	898144,632
Maltitol	839,009	0,299	105	26340,685
Ni	928,545	6,200	105	604473,176
Al ₂ O ₃	38,689	0,187	105	759,666
H ₂	4709,462	3,500	105	1730727,301
Impuritis H ₂	5,050	0,187	105	99,158
Total	69662,125			6647709,208

b. Menghitung entalpi bahan keluar (H2)

$$\begin{aligned}
 H_2 &= m \times C_p \times \Delta T \\
 \Delta T &= T \text{ bahan keluar} - T \text{ bahan referensi} \\
 \Delta T &= 85 \text{ } ^\circ\text{C} - 25 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 \Delta T &= 60 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	H = mCpΔT (kkal)
Karbohidrat (pati)	4,679	0,347	60	97,422
Air	31819,896	1,004	60	1917403,310
Protein	5,325	0,262	60	83,712
Lemak	1,697	0,948	60	96,528
Abu	7,389	0,836	60	370,618
CaCl ₂	0,121	0,260	60	1,884
α-amilase	0,256	0,004	60	0,068
Dekstrin	1,143	0,382	60	26,209
Maltosa	13,387	0,320	60	257,037
Dekstroza	954,703	0,300	60	17184,661
HCl	0,099	0,185	60	1,102
Glukoamilase	0,197	0,006	60	0,071
Sorbitol	30332,477	0,282	60	513225,504
Maltitol	839,009	0,299	60	15051,820
Ni	928,545	6,200	60	345413,244
Al ₂ O ₃	38,689	0,187	60	434,095
H ₂	4709,462	3,500	60	988987,029
Impuritis H ₂	5,050	0,187	60	56,662
Total	69662,125			3798690,976

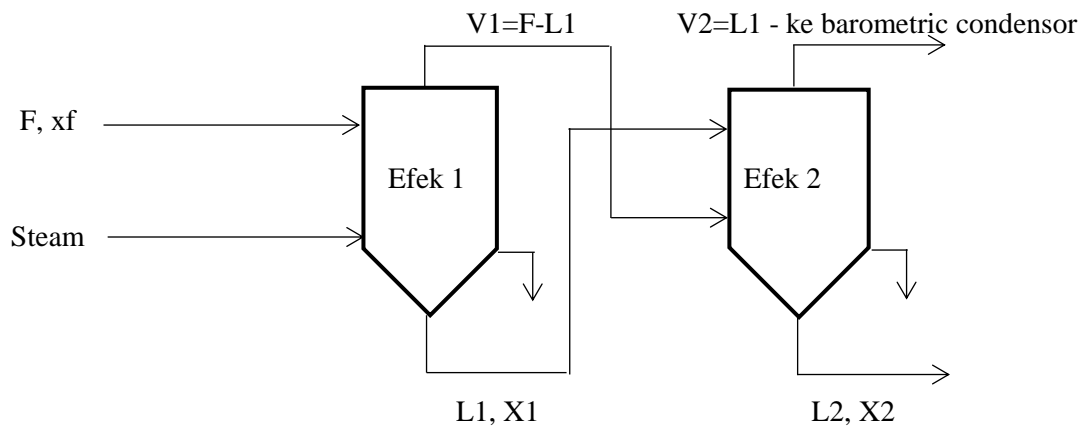
c. Menghitung kebutuhan air pendingin

$$\begin{aligned}
 H \text{ bahan masuk} &= H \text{ bahan keluar} + Q \text{ yang diserap air pendingin} \\
 6647709,208 &= 3798690,976 + Q \text{ air pendingin} \\
 Q \text{ air pendingin} &= 2849018,232 \text{ kkal/hari} \\
 \text{Massa air pendingin} &= \frac{Q \text{ air pendingin}}{C_p \times \Delta T} \\
 \text{Massa air pendingin} &= \frac{2849018,232}{1,004 \times 12} \\
 &= 236401,659 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	6.647.709,208	H keluar	3.798.690,976
		Qap	2.849.018,232
Total	6.647.709,208	Total	6.647.709,208

9. Evaporator (V-410 & V-420)

Fungsi : Menguapkan kadar air dalam larutan sorbitol menjadi 70%



Steam yang digunakan bertekanan 450 kPa, dari steam table didapatkan :

$$\begin{aligned}
 T &= 145 \text{ }^\circ\text{C} \\
 H_l &= 610,63 \text{ kJ/kg} \\
 H_v &= 2740,3 \text{ kJ/kg} \\
 \lambda &= 2129,67 \text{ kJ/kg} \rightarrow 509,003 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ effect 2} &= 13,65 \text{ kPa} & F &= 63546,452 \text{ kg} \\
 T_2 \text{ sat} &= 51,908 \text{ }^\circ\text{C} & x_f &= 0,501 \\
 x_2 &= 0,700 & x_v &= 0
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BPR_2 &= 1,78 x + 6,22 x^2 \\
 &= 1,78 (0,700) + 6,22 (0,49) \\
 &= 4,294 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_2 &= T_2 \text{ sat} + BPR_2 \\
 &= 51,908 + 4,294 \\
 &= 56,202 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$F = L_2 + (V_1 + V_2)$$

$$\begin{aligned}
F(x_f) &= L_2(x_2) + (V_1+V_2)(x_v) \\
63546,452 \quad (0,501) &= L_2 \quad (0,700) \quad + \quad (V_1+V_2) \quad (0) \\
L_2 &= 45454,544 \text{ kg} \\
(V_1+V_2) &= F - L_2 \\
&= 63546,452 - 45454,544 \\
&= 18091,909 \text{ kg}
\end{aligned}$$

Asumsi bahwa jumlah vapor tiap efek sama, sehingga :

$$V_1 = V_2 = 9045,954 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
F &= V_1 + L_1 \\
63546,45229 &= 9045,954 + L_1 \\
L_1 &= 54500,498 \text{ kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
L_1 &= V_2 + L_2 \\
54500,498 &= 9045,954 + L_2 \\
L_2 &= 45454,544 \text{ kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
F(x_f) &= L_1(x_1) \\
63546,45229 \quad (0,501) &= 54500,498 \quad (x_1) \\
x_1 &= 0,584
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
L_1(x_1) &= L_2(x_2) \\
54500,498 \quad (0,584) &= 45454,544 \quad (x_2) \\
x_2 &= 0,700 \text{ Balance}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
BPR_1 &= 1,78 x + 6,22 x^2 \\
&= 1,78 (0,584) + 6,22 (0,34) \\
&= 3,159 \text{ }^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\sum \Delta T \text{ available} &= T_{\text{steam}} - T_2 \text{ sat} - (BPR_1 + BPR_2) \\
&= 145 - 51,908 - (3,159 + 4,2938) \\
&= 85,639 \text{ }^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

Harga U untuk short tube evaporator : (Geankoplis, Hal 496)

$$\begin{aligned}
U_1 &= 500 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 2839,15 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \\
U_2 &= 300 \text{ Btu/h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} = 1703,49 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}
\end{aligned}$$

$$\frac{1}{U_1} = 0,000352 \quad \frac{1}{U_2} = 0,000587$$

$$\begin{aligned}
\Delta T_1 &= \sum \Delta T \frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2} \\
&= 85,639 \frac{0,000352}{0,000352 + 0,000587} \\
&= 32,115 \text{ }^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

$$\Delta T_2 = \sum \Delta T \frac{1/U_2}{1/U_1 + 1/U_2}$$

$$= 85,639 \frac{0,000587}{0,000352 + 0,000587}$$

$$= 53,524 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Meningkatkan ΔT_1 dan menurunkan ΔT_2 :

$$\Delta T_1 = 33,15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 52,489 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_1 = T_{\text{steam}_1} - \Delta T_1 \qquad T_{\text{steam}_1} = 145 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 145 - 33,15$$

$$= 111,85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = T_1 - BPR_1 - \Delta T_2 \qquad T_{S2} = 108,691 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 111,85 - 3,159 - 52,489 \qquad T_{S3} = 51,908 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 56,202 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Menghitung C_p larutan :

$$C_p \text{ Feed} = 4,19 - 2,35 x_f$$

$$= 4,19 - 2,35 (0,501)$$

$$= 0,720 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$C_p L_1 = 4,19 - 2,35 x_1$$

$$= 4,19 - 2,35 (0,584)$$

$$= 0,674 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

$$C_p L_2 = 4,19 - 2,35 x_2$$

$$= 4,19 - 2,35 (0,700)$$

$$= 0,608 \text{ kkal/kg}^\circ\text{C}$$

Efek 1 :

$$T_1 = 111,85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{S2} = 108,691 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$BPR_1 = 3,159 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{steam}_1} = 145 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$H_1 = H_{S2} + 1,884 (BPR_1)$$

$$= 642,80206 + 1,884 (3,159)$$

$$= 648,75401 \text{ kkal/kg}$$

$$h \text{ steam}_1 = 145,94407 \text{ kkal/kg} \qquad H \text{ steam}_1 = 654,94742 \text{ kkal/kg}$$

$$\lambda \text{ steam}_1 = H \text{ steam}_1 - h \text{ steam}_1$$

$$= 654,94742 - 145,94407$$

$$= 509,003 \text{ kkal/kg}$$

Efek 2 :

$$T_2 = 56,202 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{S3} = 51,908 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$BPR_2 = 4,294 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned}
H_2 &= H_{S3} + 1,884 \text{ (BPR}_2\text{)} \\
&= 620,32945 + 1,884 \text{ (4,294)} \\
&= 628,41897 \text{ kkal/kg} \\
h_{S2} &= 108,92974 \text{ kkal/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\lambda_{S2} &= H_1 - h_{S2} \\
&= 628,41897 - 108,92974 \\
&= 519,48922 \text{ kkal/kg}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
V_1 &= 63546,45229 - L_1 \\
V_2 &= L_1 - L_2 \\
L_2 &= 45454,544 \text{ kg/h}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
FCp(T_F - 25) + S\lambda \text{ steam}_1 &= L_1Cp(T_1-25) + V_1H_1 \\
63546,45229 \times 0,720 \text{ (85 - 25)} + S &\times 509,0033461 = \\
L_1 \times 0,674 \text{ (111,9 - 25)} + 63546,45229 - L_1 &\times 648,8 \\
2745988,206 + S \times 509,00335 = L_1 \times 58,496 + 41226015,871 - 648,8 L_1 \\
S \times 509,00335 = -590,258 L_1 + 38480027,664
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
L_1Cp(T_1 - 25) + V_2\lambda \text{ steam}_2 &= L_2Cp(T_2-25) + V_2H_2 \\
L_1 \times 0,674 \text{ (111,85 - 25)} + 63546,45229 - L_1 \times 519,5 = \\
45454,544 \times 0,608 \text{ (56,202 - 25)} + L_1 - 45454,544 \times 628,4 \\
58,496 L_1 + 33011697,19 - 519,5 L_1 = 862691,7103 + 628,4 L_1 - 28564497 \\
-1089,412 L_1 = -60713502,74 \\
L_1 = 55730,505 \text{ kg/h}
\end{aligned}$$

Steam

$$\begin{aligned}
S \times 509,00335 &= -590,258 L_1 + 38480027,664 \\
S \times 509,00335 &= -590,258 \times 55730,505 + 38480027,664 \\
S &= 10971,7144 \text{ kg/h}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
V_1 &= 63546,45229 - 55730,505 = 7815,947 \text{ kg/h} \\
V_2 &= 55730,505 - 45454,544 = 10275,961 \text{ kg/h}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
q_1 &= S \times \lambda \text{ Steam}_1 \\
&= 10971,7144 \times 509,003 \\
&= 1551288,705 \text{ W}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
q_2 &= V_1 \times \lambda \text{ Steam}_2 \\
&= 7815,947 \times 519,5 \\
&= 1127861,216 \text{ W}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
A_1 &= \frac{q_1}{U_1 \Delta T_1} & A_2 &= \frac{q_2}{U_2 \Delta T_2} & A \text{ ave} &= 14,548 \text{ m}^2 \\
&= \frac{1551288,705}{-} & &= \frac{1127861,216}{-} & &
\end{aligned}$$

$$= \frac{2839,15}{16,482} \times 33,15$$

$$= \frac{1703,49}{12,614} \times 52,489$$

$$L_1 = 55730,505 \text{ kg/h}$$

$$L_2 = 45454,544 \text{ kg/h}$$

$$V_1 = 7815,947 \text{ kg/h}$$

$$V_2 = 10275,961 \text{ kg/h}$$

$$S = 10971,714 \text{ kg/h}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas bahan masuk} &= F \times C_p \times \Delta T \\ &= 63546,45229 \times 0,720 (85 - 25) \\ &= 2745988,206 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Q supplay steam} &= S \times \lambda \text{ Steam}_1 \\ &= 10971,7144 \times 509,003 \\ &= 5584639,339 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas } L_1 &= L_1 \times C_p \times \Delta T \\ &= 55730,505 \times 0,674 (111,85 - 25) \\ &= 3260000,404 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas } L_2 &= L_2 \times C_p \times \Delta T \\ &= 45454,544 \times 0,608 (56,202 - 25) \\ &= 862691,7103 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas uap } V_1 &= V_1 \times H_1 - V_1 \times \lambda \text{ Steam}_2 \\ &= 7815,947 \times 648,754 - 7815,947 \times 519,5 \\ &= 1010326,765 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas uap } V_2 &= V_2 \times H_2 \\ &= 7815,947 \times 628,419 \\ &= 4911689,493 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Q supplay

$$H \text{ masuk} + Q \text{ supplay} = H \text{ keluar} + Q \text{ loss}$$

$$2745988,206 + Q \text{ supplay} = 5774381,203 + 3\% Q \text{ supplay}$$

$$97\% Q \text{ supplay} = 3028392,997$$

$$Q \text{ supplay} = 3122054,636 \text{ kkal}$$

Neraca Energi Total Evaporator

Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
H masuk	2.745.988,206	H L ₂	862.691,710
Q supplay	3.122.054,636	H V ₂	4.911.689,493
		Qloss	93.661,639
Total	5.868.042,842	Total	5.868.042,842

$$\begin{aligned} \text{Q supplay} &= m \times \lambda \text{ Steam}_1 \\ 3122054,636 &= m \times 509,003 \end{aligned}$$

$$m = 6133,662303 \text{ kg}$$

Q supplay

$$H \text{ masuk} + Q \text{ supplay} = H \text{ keluar} + Q \text{ loss}$$

$$\begin{aligned} 2745988,206 + Q \text{ supplay} &= 4270327,169 + 3\% Q \text{ supplay} \\ 97\% Q \text{ supplay} &= 1524338,962 \\ Q \text{ supplay} &= 1571483,466 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Neraca Energi Effect I

		Neraca Energi Total	
	H in (kkal)		H out (kkal)
H masuk	2745988,206	H L ₁	3260000,404
Q supplay	1571483,466	H V ₁	1010326,765
		Qloss	47144,504
Total	4317471,673	Total	4317471,673

$$\begin{aligned} Q \text{ supplay} &= m \times \lambda \text{ Steam}_2 \\ 1571483,466 &= m \times 519,489 \\ m &= 3025,054984 \text{ kg} \end{aligned}$$

Q supplay

$$H \text{ masuk} + Q \text{ supplay} = H \text{ keluar} + Q \text{ loss}$$

$$\begin{aligned} 3260000,404 + Q \text{ supplay} &= 5774381,203 + 3\% Q \text{ supplay} \\ 97\% Q \text{ supplay} &= 2514380,799 \\ Q \text{ supplay} &= 2592145,154 \text{ kkal} \end{aligned}$$

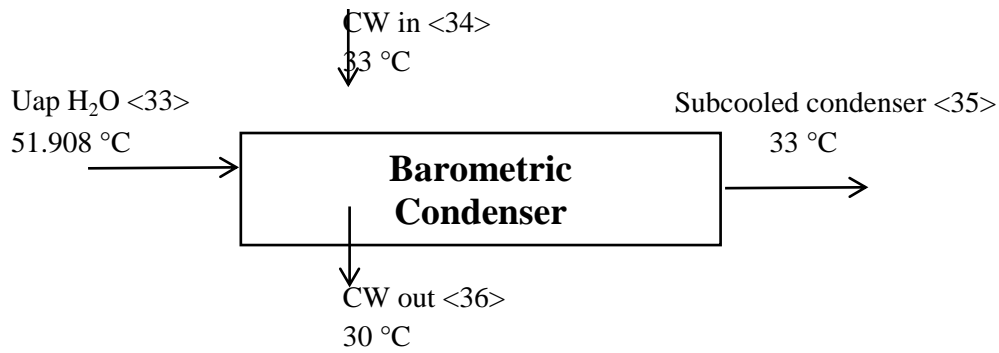
Neraca Energi Effect II

		Neraca Energi Total	
	H in (kkal)		H out (kkal)
H masuk	3260000,404	H L ₂	862691,710
Q supplay	2592145,154	H V ₂	4911689,493
		Qloss	77764,355
Total	5852145,558	Total	5852145,558

$$\begin{aligned} Q \text{ supplay} &= m \times \lambda \text{ Steam}_2 \\ 2592145,154 &= m \times 519,489 \\ m &= 4989,795811 \text{ kg} \end{aligned}$$

10. Barometric Condenser (E-421)

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



Kondisi operasi :

Tekanan operasi	=	13,65 kPa	Mengikuti superheated vapor
Suhu operasi	=	33 °C	
Waktu proses	=	1 jam	
Superheated vapor (Uap H ₂ O) in	=	51,908 °C	
CW in	=	30 °C	
Subcooled Condensate keluar	=	33 °C	

Asumsi : Tidak ada Q loss

1. Entalpi bahan masuk

a. Entalpi uap H₂O (superheated vapor) in :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Uap H}_2\text{O} &= 10275,961 \text{ kg} \\
 \text{Entalpi Uap H}_2\text{O} &= V \times H_v \\
 &= 10275,961 \times 628,419 \\
 &= 6457609,07 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

2. Entalpi bahan keluar

a. Entalpi subcooled condensate keluar :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa subcooled cond} &= 10275,961 \text{ kg} \\
 \text{Entalpi subcooled cond} &= (V \times h_{vc}) + (V \times C_p \text{ cond} \times \Delta T) \\
 &= 10275,961 \times 50,1 + 10275,961 \times \\
 &= 0,9987 \times 0,12 \\
 &= 516057,1813 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi Total Bahan masuk} &= \text{Entalpi Uap H}_2\text{O} + \text{Entalpi CW in} \\
 \text{Entalpi Total Bahan masuk} &= \text{Entalpi Subcooled Cond} + \text{Entalpi CW out} \\
 \text{Entalpi CW in - out} &= \text{Entalpi Subcooled Cond} - \text{Entalpi Uap H}_2\text{O} \\
 &= 516057,1813 - 6457609,07 \\
 &= -5941551,889 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi CW in - out} &= m \times C_p \times (T_{in} - T_{out}) \\
 -5941551,889 &= m \times 0,9987 \times (30 - 33) \\
 m &= 1983095,32 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi CW out} &= m \times C_p \times (T_{out} - T_{ref}) \\
 &= 1983095,32 \times 0,9987 \times (33 - 25) \\
 &= 15844138,37 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Entalpi CW in} &= m \times C_p \times (T_{in} - T_{ref}) \\
 &= 1983095,32 \times 0,9987 \times (30 - 25) \\
 &= 9902586,482 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

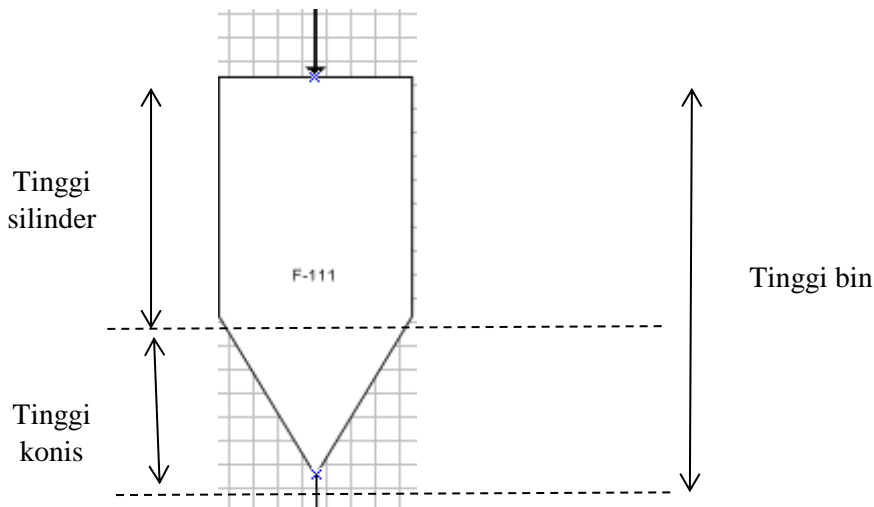
Neraca Energi Total			
H in (kkal)		H out (kkal)	
Uap H₂O <33>		Subcooled Condensate <35>	
H ₂ O	6.457.609,070	H ₂ O	516.057,181
CW in <34>		CW out <36>	
H ₂ O	9.902.586,482	H ₂ O	15.844.138,371
Total	16.360.195,552	Total	16.360.195,552

**APPENDIKS C
SPESIFIKASI ALAT**

1. Tangki Penampung Tepung Tapioka (F-111)

Fungsi	:	Menampung dan mengatur rate tepung tapioka yang akan masuk ke dalam belt conveyor
Tipe	:	Bin
Bentuk	:	Silinder tegak dengan tutup flat dan bagian bawah konis
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA 283 Grade C
Waktu Tinggal	:	1 hari
Jumlah	:	1 unit
Tekanan Operasi	:	1 atm
Temperatur Operasi	:	30 °C
Pengelasan	:	Double Welded Butt Joint
Faktor Korosi	:	1/8

	=	33282,533 kg/produksi
Massa tepung tapioka	=	33282,533 kg/jam
	=	73387,986 lb/jam
Densitas tepung tapioka	=	1471 kg/m ³
	=	91,831 lb/ft ³
Volume tepung tapioka	=	80% Volume total
Vol tepung tapioka dalam tangki (V1)	=	$\frac{33282,533}{1471}$
	=	22,626 m ³
Volume Tangki	=	$\frac{100\%}{80\%} \times 22,626$
	=	28,282 m ³



Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas flat dan bawah berbentuk conical

Dimensi H/D	=	2
	=	$0,25 \times \pi \times D^2 \times H$
Volume silinder	=	$0,25 \times \pi \times D^2 \times 2 D$
	=	$1,571 D^3$

$$\begin{aligned}
&= \frac{\pi \times D^3}{24 \tan (0,5 \alpha)} \\
\text{Volume Konis} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \tan (0,5 \times 90)} \\
&= 0,081 D^3 \\
\text{Volume Total} &= \text{Volume Silinder} + \text{Volume Konis} \\
28,282 &= 1,571 D^3 + 0,081 D^3 \\
28,282 &= 1,652 D^3 \\
\text{OD} &= 2,578 \text{ m} = 101,477 \text{ in} \\
\text{Standarisasi OD} &= 108 \text{ in} = 2,743 \text{ m} \\
&\quad (\text{Brownell \& Young, Hal 90}) \\
&= 2 \times \text{OD} \\
\text{Tinggi Silinder (Hs)} &= 2 \times 2,743 \\
&= 5,486 \text{ m} \\
&= \frac{0,5 \times \text{OD}}{\tan (0,5 \alpha)} \\
\text{Tinggi Tutup Konis} &= \frac{0,5 \times 2,743}{\tan (0,5 \times 90)} \\
&= 0,847 \text{ m} \\
&= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi konis} \\
\text{Tinggi total bin} &= 5,486 + 0,847 \\
&= 6,333 \text{ m} \\
&= \frac{\pi \times D^3}{24 \tan (0,5 \alpha)} \\
\text{Volume Konis} &= \frac{\pi \times 20,643}{24 \tan (0,5 \times 90)} \\
&= 1,668 \text{ m}^3 \\
\text{Vol Tepung di silinder} &= \text{Vol Tepung di tangki} + \text{Volume konis} \\
&= 22,626 + 1,668 \\
&= 24,294 \text{ m}^3 \\
\text{Tinggi tepung tapioka} &= \frac{\text{Vol Tepung di silinder}}{\pi / 4 \times D^2} \\
\text{dalam shell} &= \frac{24,294}{\pi / 4 \times 7,525} \\
&= 4,110 \text{ m} \\
&= \text{Tinggi konis} + \text{Tinggi dalam silinder} \\
\text{Tinggi tepung tapioka} &= 0,847 + 4,110 \\
\text{dalam bin} &= 4,957 \text{ m} \\
&= 16,264 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain (P_d)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
P \text{ bahan} &= \rho \times g \times H \text{ bin} \\
&= 1471 \times 9,8 \times 4,957 \\
&= 71463,014 \text{ N/m}^2 \\
&= 10,364 \text{ psi} \\
P_d &= 1,05 \times P \text{ bahan}
\end{aligned}$$

$$= 1,05 \times 10,364$$

$$= 10,883 \text{ psi}$$

Menentukan Ketebalan Silinder

$$f = 12650 \text{ (allowable stress) (Tabel 13.1 Brownell & Young)}$$

$$E = 0,8 \text{ (allowable stress) (Tabel 13.1 Brownell & Young)}$$

$$C = 1/8 = 0,125 \text{ (faktor korosi)}$$

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_i \times OD}{2 \times (fE + 0,4 P_i)} + C$$

$$= \frac{10,883 \times 2,743}{2 \times (12650 \times 0,8 + 0,4 \times 10,883)} + 0,125$$

$$= 0,126 \text{ in}$$

$$\text{Tebal plat standart} = 3/16$$

$$= 0,188 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 t_{\text{silinder}}$$

$$108,000 = ID + 2 (0,188)$$

$$ID = 107,625 \text{ in}$$

Ketebalan Konis

$$t = \frac{P_i \times OD}{2 \times (fE + 0,4 P_i) \cos (0,5 \alpha)} + C$$

$$= \frac{10,883 \times 2,743}{2 \times (12650 \times 0,8 + 0,4 \times 10,883) \cos (45)} + 0,125$$

$$= 0,128 \text{ in}$$

$$\text{Tebal konis standart} = 3/16$$

$$= 0,188 \text{ in}$$

Ketebalan Tutup Atas

$$\text{Tebal Tutup Atas} = 3/16 \text{ in}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet Nozzle

Diameter Inlet Nozzle Tangki Penampung Tepung Tapioka 12 in sch 80

$$OD = 12,75 \text{ in}$$

$$ID = 12 \text{ in}$$

$$A = 113,097 \text{ in}^2$$

$$= 0,785 \text{ ft}^2$$

Outlet Nozzle

Diameter Outlet Nozzle Tangki Penampung Tepung Tapioka 4 in sch 80

$$OD = 4,5 \text{ in (Geankoplis A.5)}$$

$$ID = 3,826 \text{ in}$$

$$A = 11,497 \text{ in}^2$$

$$= 0,080 \text{ ft}^2$$

2. Belt Conveyor (J-112)

Fungsi : Memindahkan tepung tapioka dari tangki penampung ke bucket elevator

Tipe : Troughed Antifriction Idlers (on 20° idlers)

Dasar Pemilihan	:	Memindah material dengan kapasitas besar pada jarak jauh dan ekonomis
Tepung yang dipindahkan (W)	=	33282,533 kg/jam
Diameter	=	35 in (www.matche.com)
Panjang (L)	=	5 m
	=	16,404 ft
Kemiringan Belt	=	20°

Data yang Diperoleh :

Lebar Belt	=	14 in (Perry's ed.7 Tabel 21-7 Hal 21-11)
	=	35,56 cm
Kecepatan normal conveying	=	200 ft/min
	=	3,333 ft/s
Kapasitas maksimum	=	32 ton/jam
Cross section area of load	=	0,01 ft ²
Belt Plies	=	3 buah
Power	=	0,44 hp / 30,48 m
Ukuran lump maksimur	=	2 in

Dengan lebar 14 in, dari tabel 5.5 hal 81 (Wallas), kecepatan yang diperlukan adalah :

Kecepatan	=	38,4 ton/jam
-----------	---	--------------

Dari rumus example 5.4 hal 83 dan grafik 5.5 (c) hal 82 didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya yang dibutuhkan} &= P \text{ horizontal} + P \text{ vertikal} + P \text{ kosong} \\
 &= \left(0,4 + \left(\frac{L}{300} \right) \right) \left(\frac{W}{100} \right) + 0,001 HW + \\
 &= \left(\left(\frac{W}{38,4} \right) \right) 100 \left(\frac{0,2}{100} \right) \\
 &= \left(0,4 + 0,055 \right) \left(\frac{0,333}{100} \right) + 0,001 (545,97) + \\
 &= \left(\frac{0,867}{100} \right) \left(\frac{0,2}{100} \right) \\
 &= 0,871 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Nama Alat	=	Belt Conveyor
Fungsi	=	Memindahkan tepung tapioka dari tangki penampung
Type	=	Troughed Antifriction Idlers (on 20° idlers)
Kapasitas	=	33282,533 kg/jam
Power motor	=	0,871 hp
Jumlah	=	1 buah

3. Bucket Elevator (J-114)

Fungsi	:	Memindahkan tepung dari belt onveyor ke tangki mixing
Type	:	Troughed Antifriction Idlers (on 20° idlers)
Dasar Pemilihan	:	Memindah material dengan kapasitas besar pada jarak jauh dan ekonomis
Tepung yang dipindahkan (W)	=	33282,533 kg/jam
	=	33,283 ton/jam
Diameter	=	35 in (www.matche.com)
Panjang (L)	=	10 m
	=	32,808 ft
Kemiringan Belt	=	20°

Data yang Diperoleh :

Lebar Belt	=	14 in	(Perry's ed.7 Tabel 21-7 Hal 21-11)
	=	35,56 cm	
Kecepatan normal conveying	=	200 ft/min	
	=	3,333 ft/s	
Kapasitas maksimum	=	32 ton/jam	
Cross section area of load	=	0,01 ft ²	
Belt Plies	=	3 buah	
Power	=	0,44 hp / 30,48 m	
Ukuran lump maksimum	=	2 in	

Dengan lebar 14 in, dari tabel 5.5 hal 81 (Wallas), kecepatan yang diperlukan adalah :

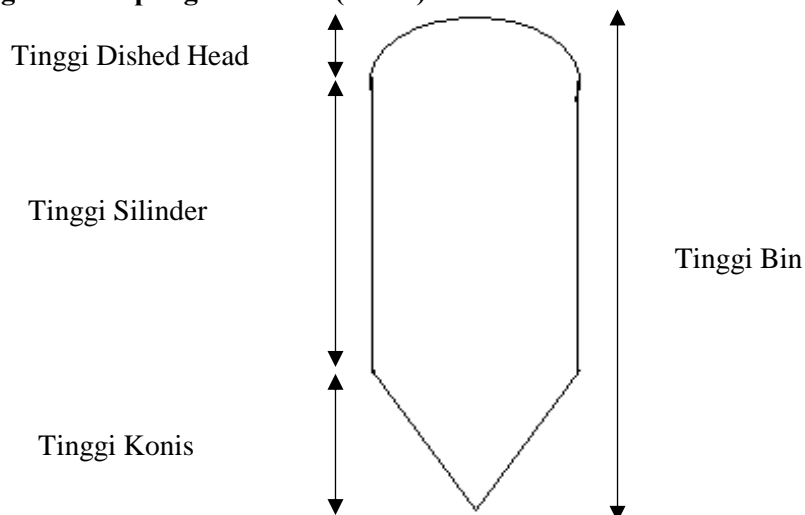
Kecepatan	=	38,4 ton/jam
-----------	---	--------------

Dari rumus example 5.4 hal 83 dan grafik 5.5 (c) hal 82 didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya yang dibutuhkan} &= P \text{ horizontal} + P \text{ vertikal} + P \text{ kosong} \\
 &= \left(0,4 + \left(\frac{L}{300} \right) \right) \left(\frac{W}{100} \right) + 0,001 HW + \\
 &= \left(\left(\frac{W}{38,4} \right) 100 \right) \left(\frac{0,2}{100} \right) \\
 &= \left(0,4 + 0,109 \right) \left(\frac{0,333}{100} \right) + 0,001 (393,10) + \\
 &= \left(\frac{0,867}{100} \right) \left(\frac{0,2}{100} \right) \\
 &= 0,736 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Nama Alat	=	Bucket elevator
Fungsi	=	Memindahkan tepung dari belt onveyor ke tangki mixing
Type	=	Troughed Antifriction Idlers (on 20° idlers)
Kapasitas	=	33282,533 kg/jam
Power motor	=	0,736 hp
Jumlah	=	1 buah

4. Tangki Penampung α -amilase (F-122)

Fungsi	:	Menyimpan enzim α -amilase untuk proses pencampuran untuk 6 cycle
Bentuk	:	Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°
Bahan Konstruksi	:	Stainless steel SA 304 grade 3

Jumlah	:	1 buah
Waktu transport	:	1 jam
Laju alir massa α -amilase	=	4,265 kg/cycle
	=	4,265 kg/jam
	=	9,403 lb/jam
Densitas (ρ) α -amilase	=	1003 kg/m ³
	=	62,621 lb/ft ³
Viskositas (μ) α -amilase	=	2 cp
	=	0,00134 lb/ft.s
Laju alir volumetrik larutan	=	$\frac{\text{Massa enzim } \alpha\text{-amilase}}{\text{Densitas enzim } \alpha\text{-amilase}}$
	=	$\frac{4,265}{1003,1}$
	=	0,00425 m ³ /jam
	=	0,00000118 m ³ /s
Volume larutan	=	0,00425 m ³ \times 6 cycle
	=	0,02551 m ³
Volume larutan	=	80% Volume total
Volume tangki	=	$\frac{100\%}{80\%} \times 0,02551$
	=	0,032 m ³

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dished head dan tutup dengan dimensi :

Dimensi Hs/Ds	=	1,5
Volume silinder (Vs)	=	$0,25 \times \pi \times Ds^2 \times H$
	=	$0,25 \times \pi \times Ds^2 \times 1,5 Ds$
	=	$1,178 Ds^3 \text{ m}^3$
Volume tutup atas	=	Volume dished head
	=	$0,0847 Ds^3$
Volume konis	=	$\frac{\pi \times Ds^3}{24 \text{ tg} (0,5 \times 120)}$
	=	$0,409 Ds^3 \text{ m}^3$
Volume total	=	Vs + Vdish + Vkonis
0,032	=	$1,178 Ds^3 + 0,0847 Ds^3 + 0,409 Ds^3$
Ds ³	=	0,019
Ds	=	0,267 m
	=	10,519 in
Diameter standart (OD)	=	12 in
	=	0,305 m <i>(Brownell & Young, Hal 89)</i>
Tinggi silinder (Hs)	=	18 in
	=	0,457 m
Tinggi dish head (Hd)	=	0,169 OD

$$\begin{aligned}
&= 0,052 \text{ m} \\
&= 2,028 \text{ in} \\
\text{Tinggi tutup bawah (Hk)} &= \frac{0,5 \times \text{OD}}{\text{tg} \left(\frac{0,5 \times \alpha}{0,5 \times 120} \right)} \\
&= \frac{0,5 \times 120}{\text{tg} \left(\frac{0,5 \times \alpha}{0,5 \times 120} \right)} \\
&= 18,748 \text{ in} \\
&= 0,476 \text{ m} \\
\text{Volume konis} &= 0,409 \text{ D}_s^3 \text{ m}^3 \\
&= 0,409 \times 0,028 \\
&= 0,012 \text{ m}^3 \\
\text{Volume dalam silinder} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume konis} \\
&= 0,032 - 0,012 \\
&= 0,020 \\
\text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{D}_s^2} \\
&= \frac{0,020}{0,785 \times 0,093} \\
&= 0,278 \text{ m} \\
&= \text{Tinggi larutan dalam silinder} + \text{Tinggi konis} \\
\text{Tinggi larutan dalam tangki (H1)} &= 0,278 + 0,476 \\
&= 0,754 \text{ m} \\
&= 2,475 \text{ ft} \\
\text{Tinggi total tangki} &= \text{H}_s + \text{H}_d + \text{H}_k \\
&= 0,457 + 0,052 + 0,476 \\
&= 0,985 \text{ m}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
\text{P hidrostatik} &= \rho \times g \times \text{H1} \\
&= 1003,1 \times 9,8 \times 0,754 \\
&= 7416,9 \text{ N/m}^2 \\
&= 1,076 \text{ psi} \\
\text{Tekanan perencanaan} &= 1,05 \times \text{P hidrostatik} \\
&= 1,05 \times 1,076 \\
&= 1,129 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

a. Tebal bagian silinder

Bahan konstruksi : Stainless Steel

Spesifikasi : SA 167 Tipe 304 Grade 3

Sambungan las : Double welded butt joint

f allowable = 18750 psi (Brownell & Young, App D Hal 342)

C = 0,125 in

E = 0,8

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_i \times \text{OD}}{2 \times (fE + 0,4 P_i)} + C$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{1,129 \times 12}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 1,129)} + 0,125 \\
&= 0,125 \text{ in} \\
\text{Tebal plat standart} &= 3/16 = 0,188 \text{ in} \\
\text{OD} &= \text{ID} + 2 t_{\text{silinder}} \\
12 &= \text{ID} + 2 (0,188) \\
\text{ID} &= 11,625 \text{ in}
\end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas

Bentuk tutup atas berupa standard dished head

Dianggap $r = \text{OD}$

$$\begin{aligned}
t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(fE + 0,1 P_i)} + C \\
&= \frac{0,885 \times 1,129 \times 12}{(18750 \times 0,8 + 0,1 \times 1,129)} + 0,125 \\
&= 0,126 \text{ in} \\
\text{Tebal plat standart} &= 3/16 = 0,188 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell, untuk tebal tutup 3/16 in adalah :

$$r = 21 \text{ in}$$

Sehingga :

$$\text{icr} = 1,375 \text{ in}$$

$$\text{sr} = 2 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Tebal tutup bawah berbentuk corong dengan sudut 120°

$$\begin{aligned}
t_{\text{hb}} &= \frac{P_i \times \text{OD}}{(fE + 0,4 P_i)} + C \\
&= \frac{1,129 \times 12}{(18750 \times 0,8 + 0,4 \times 1,129)} + 0,125 \\
&= 0,126 \text{ in} \\
\text{Tebal plat standart} &= 3/16 = 0,188 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup bawah} + \text{sr} \\
&= 2,028 + 18 + 18,748 + 2 \\
&= 40,776 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet Nozzle

Diameter Inlet Nozzle Enzim α -amilase 4 in sch 80

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis A.5})$$

$$\text{ID} = 3,826 \text{ in}$$

$$A = 11,497 \text{ in}^2$$

$$= 0,080 \text{ ft}^2$$

Outlet Nozzle

Menghitung diameter outlet nozzle :

Asumsi aliran laminar

$$\begin{aligned}
 Di, \text{ opt} &= 3 \times Qf^{0.36} \times \mu^{0.18} && (\text{Timmerhaus 4th, Hal 496}) \\
 &= 3 \times 0,027 \times 0,3042 \\
 &= 0,024 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal 1/8 in sch 80 didapat :

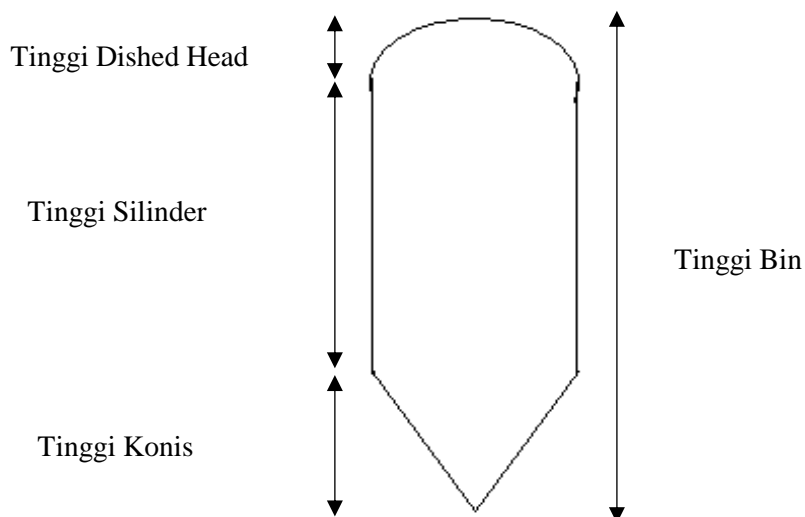
$$\begin{aligned}
 OD &= 0,405 \text{ in} \\
 ID &= 0,215 \text{ in} \\
 A &= 0,036 \text{ in}^2 \\
 &= 0,00025 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,0000417}{0,00025} \\
 &= 0,165 \text{ ft/s} \\
 \text{Nre} &= \frac{\rho Dv}{\mu} \\
 &= \frac{62,621 \times 0,018 \times 0,165}{0,00134} \\
 &= 138,107 \text{ (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal bahwa aliran laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/8 in sch 80

5. Tangki Penampung CaCl₂ (F-114)



Fungsi	: Menyimpan larutan CaCl ₂ untuk proses liquifikasi untuk 6 cycle
Bentuk	: Silinder dengan tutup atas berbentuk standart dished dan tutup bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°
Bahan Konstruksi	: Stainless steel SA 304 grade 3
Jumlah	: 1 buah
Waktu transport	: 1 jam

$$\begin{aligned}
\text{Laju alir massa larutan} &= 38,994 \text{ kg/cycle} \\
\text{CaCl}_2 &= 38,994 \text{ kg/jam} \\
&= 85,966 \text{ lb/jam} \\
\text{Densitas } (\rho) \text{ larutan} &= 1053,6 \text{ kg/m}^3 \\
\text{CaCl}_2 &= 65,773 \text{ lb/ft}^3 \\
\text{Viskositas } (\mu) \text{ larutan} &= 1,4 \text{ cp} \\
\text{CaCl}_2 &= 0,00094 \text{ lb/ft.s} \quad (\text{Perry, Hal 3-247}) \\
\text{Laju alir volumetrik} &= \frac{\text{Laju alir larutan CaCl}_2}{\text{Densitas larutan CaCl}_2} \\
\text{larutan CaCl}_2 &= \frac{38,994}{1053,6} \\
&= 0,0370 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 0,00001028 \text{ m}^3/\text{s} \\
\text{Volume larutan} &= 0,03701 \text{ m}^3 \times 6 \text{ cycle} \\
&= 0,22206 \text{ m}^3 \\
\text{Volume larutan} &= 80\% \text{ Volume total} \\
\text{Volume tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times 0,22206 \\
&= 0,278 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dished head dan tutup dengan dimensi :

$$\begin{aligned}
\text{Dimensi Hs/Ds} &= 1,5 \\
\text{Volume silinder (Vs)} &= 0,25 \times \pi \times \text{Ds}^2 \times \text{H} \\
&= 0,25 \times \pi \times \text{Ds}^2 \times 1,5 \text{ Ds} \\
&= 1,178 \text{ Ds}^3 \text{ m}^3 \\
\text{Volume tutup atas} &= \text{Volume dished head} \\
&= 0,0847 \text{ Ds}^3 \\
\text{Volume konis} &= \frac{\pi \times \text{Ds}^3}{24 \text{ tg} (0,5 \times 120)} \\
&= 0,409 \text{ Ds}^3 \text{ m}^3 \\
\text{Volume total} &= \text{Vs} + \text{Vdish} + \text{Vkonis} \\
0,278 &= 1,178 \text{ Ds}^3 + 0,0847 \text{ Ds}^3 + 0,409 \text{ Ds}^3 \\
\text{Ds}^3 &= 0,166 \\
\text{Ds} &= 0,550 \text{ m} \\
&= 21,639 \text{ in} \\
\text{Diameter standart (OD)} &= 20 \text{ in} \\
&= 0,508 \text{ m} \quad (\text{Brownell \& Young, Hal 89}) \\
\text{Tinggi silinder (Hs)} &= 30 \text{ in} \\
&= 0,762 \text{ m} \\
\text{Tinggi dish head (Hd)} &= 0,169 \text{ OD} \\
&= 0,086 \text{ m} \\
&= 3,38 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi tutup bawah (Hk)} &= \frac{0,5 \times \text{OD}}{\text{tg} \left(\frac{0,5 \times \alpha}{20} \right)} \\
&= \frac{0,5 \times 20}{\text{tg} \left(\frac{0,5 \times 120}{20} \right)} \\
&= 31,246 \text{ in} \\
&= 0,794 \text{ m} \\
\text{Volume konis} &= 0,409 \text{ Ds}^3 \text{ m}^3 \\
&= 0,409 \times 0,131 \\
&= 0,054 \text{ m}^3 \\
\text{Volume dalam silinder} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume konis} \\
&= 0,278 - 0,054 \\
&= 0,224 \\
\text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{Ds}^2} \\
&= \frac{0,224}{0,785 \times 0,258} \\
&= 1,105 \text{ m} \\
&= \text{Tinggi larutan dalam silinder} + \text{Tinggi konis} \\
\text{Tinggi larutan dalam tangki (H1)} &= 1,105 + 0,794 \\
&= 1,899 \text{ m} \\
&= 6,229 \text{ ft} \\
\text{Tinggi total tangki} &= \text{Hs} + \text{Hd} + \text{Hk} \\
&= 0,762 + 0,086 + 0,794 \\
&= 1,642 \text{ m}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
\text{P hidrostatik} &= \rho \times g \times \text{H1} \\
&= 1053,6 \times 9,8 \times 1,899 \\
&= 19603,6 \text{ N/m}^2 \\
&= 2,843 \text{ psi} \\
\text{Tekanan perencanaan} &= 1,05 \times \text{P hidrostatik} \\
&= 1,05 \times 2,843 \\
&= 2,985 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

a. Tebal bagian silinder

Bahan konstruksi : Stainless Steel
 Spesifikasi : SA 167 Tipe 304 Grade 3
 Sambungan las : Double welded butt joint
 f allowable = 18750 psi (Brownell & Young, App D Hal 342)
 C = 0,125 in
 E = 0,8

$$\begin{aligned}
t_{\text{silinder}} &= \frac{P_i \times \text{OD}}{2 \times (fE + 0,4 P_i)} + C \\
&= \frac{2,985 \times 20}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 2,985)} + 0,125
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0,127 \text{ in} \\
\text{Tebal plat} &= 3/16 \\
\text{standart} &= 0,188 \text{ in} \\
\text{OD} &= \text{ID} + 2 t_{\text{silinder}} \\
20 &= \text{ID} + 2 (0,188) \\
\text{ID} &= 19,625 \text{ in}
\end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas

Bentuk tutup atas berupa standard dished head

Dianggap $r = \text{OD}$

$$\begin{aligned}
t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(fE + 0,1 P_i)} + C \\
&= \frac{0,885 \times 2,985 \times 20}{(18750 \times 0,8 + 0,1 \times 2,985)} + 0,125 \\
&= 0,129 \text{ in} \\
\text{Tebal plat} &= 3/16 \\
\text{standart} &= 0,188 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell, untuk tebal tutup 3/16 in adalah :

$$r = 21 \text{ in}$$

Sehingga :

$$\text{icr} = 1,375 \text{ in}$$

$$\text{sr} = 2 \text{ in}$$

c. Tebal tutup bawah

Tebal tutup bawah berbentuk corong dengan sudut 120°

$$\begin{aligned}
t_{\text{hb}} &= \frac{P_i \times \text{OD}}{(fE + 0,4 P_i)} + C \\
&= \frac{2,985 \times 20}{(18750 \times 0,8 + 0,4 \times 2,985)} + 0,125 \\
&= 0,129 \text{ in} \\
\text{Tebal plat} &= 3/16 \\
\text{standart} &= 0,188 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup bawah} + \text{sr} \\
&= 3,38 + 30 + 31,246 + 2 \\
&= 66,626 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet Nozzle

Diameter Inlet Nozzle Enzim α -amilase 4 in sch 80

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= 4,5 \text{ in} && (\text{Geankoplis A.5}) \\
\text{ID} &= 3,826 \text{ in} \\
\text{A} &= 11,497 \text{ in}^2 \\
&= 0,080 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Outlet Nozzle

Menghitung diameter outlet nozzle :

Asumsi aliran laminar

$$\begin{aligned}
 Di, \text{ opt} &= 4,7 \times Qf^{0.36} \times \mu^{0.18} && (\text{Timmerhaus 4th, Hal 496}) \\
 &= 4,7 \times 0,058 \times 0,2853 \\
 &= 0,077 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal 1/8 in sch 40 didapat :

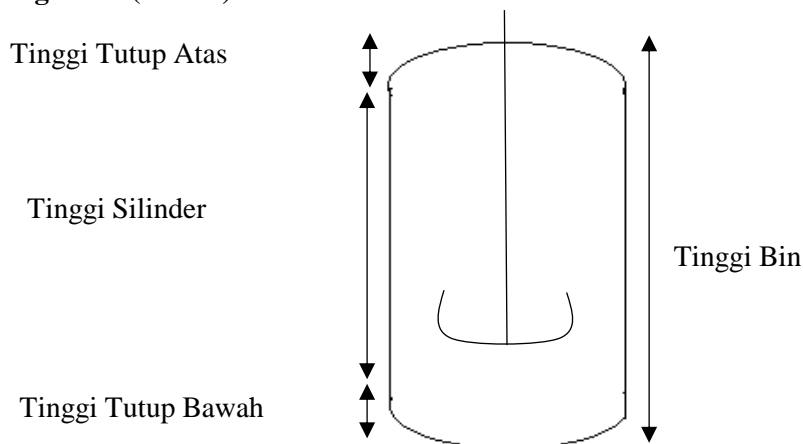
$$\begin{aligned}
 OD &= 0,405 \text{ in} \\
 ID &= 0,269 \text{ in} \\
 A &= 0,057 \text{ in}^2 \\
 &= 0,00039 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,0003631}{0,00039} \\
 &= 0,920 \text{ ft/s} \\
 \text{Nre} &= \frac{\rho Dv}{\mu} \\
 &= \frac{65,773 \times 0,022 \times 0,920}{0,00094} \\
 &= 1441,732 \text{ (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal bahwa aliran laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/8 in sch 40

6. Mixing Tank (M-110)



Fungsi	:	Mencampur bahan baku untuk proses liquifikasi
Bentuk	:	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head
Bahan Konstruksi	:	Stainless steel SA 240 Grade M Tipe 316
Sistem Operasi	:	Batch
Waktu Tinggal	:	3 jam
Waktu Pengisian dan Pengurasan	:	1 jam
Jumlah	:	1 buah

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas air (30°C)} &= 0,8007 \text{ cP} && (\text{Geankoplis A.2-4}) \\
 \text{Densitas air (30°C)} &= 0,99568 \text{ kg/L} && (\text{Geankoplis A.2-3})
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/L)	Volume (L)
Karbohidrat (pati)	29245,362	0,305213	1,500	19496,908
Air	65120,809	0,679620	0,996	65403,352
Protein	532,521	0,005558	0,800	665,651
Lemak	169,741	0,001771	0,919	184,702
Abu	738,872	0,007711	1,327	556,799
CaCl ₂	12,077	0,000126	1,080	11,182
Total	95819,382	1		86318,593

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 50 \text{ cp} \\ &= 0,0336 \text{ lb/ft.s} \\ \rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= \frac{95819,382}{86318,593} \\ &= 1,110 \text{ kg/L} \\ &= 1110,067 \text{ kg/m}^3 \\ &= 69,299 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 86318,593 \text{ L/batch produksi} \\ &= 14386,432 \text{ L/cycle waktu tinggal mixing tank} \\ &= 14,386 \text{ m}^3/\text{cycle} \\ \text{Banyak tangki} &= 1 \text{ buah} \\ \text{Volume larutan} &= 14,386 \text{ m}^3 \\ &= 28,773 \text{ m}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 80\% \text{ Volume total} \\ \text{Volume tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times 28,77286 \\ &= 35,966 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Digunakan dished head dan tutup dengan dimensi :

$$\begin{aligned} \text{Dimensi Hs/Ds} &= 1,5 \\ \text{Volume silinder (Vs)} &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H \\ &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times 1,5 D_s \\ &= 1,178 D_s^3 \text{ m}^3 \\ \text{Volume tutup} &= \text{Volume dished head} \\ &= 0,0847 D_s^3 \\ \text{Volume total} &= V_s + 2 V_{\text{dish}} \\ 35,966 &= 1,178 D_s^3 + 2 \times 0,085 D_s^3 \\ D_s^3 &= 26,691 \\ D_s &= 2,989 \text{ m} \\ &= 117,658 \text{ in} \\ \text{Diameter standart (OD)} &= 120 \text{ in} \\ &= 3,048 \text{ m} \end{aligned}$$

(Brownell & Young, Hal 89)

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi silinder (Hs)} &= 180 \text{ in} \\
&= 4,572 \text{ m} \\
\text{Tinggi dish head (Hd)} &= 0,169 \text{ OD} \\
&= 0,515 \text{ m} \\
&= 20,28 \text{ in} \\
\text{Volume larutan pada} &= 0,0847 \text{ Ds}^3 \\
\text{tutup bawah} &= 0,0847 \times 28,317 \\
&= 2,398 \text{ m}^3 \\
\text{Volume dalam silinder} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume tutup bawah} \\
&= 14,386 - 2,398 \\
&= 11,988 \text{ m}^3 \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= \frac{\text{Volume dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{Ds}^2} \\
\text{silinder} &= \frac{11,988}{0,785 \times 9,290} \\
&= 1,643 \text{ m} \\
&= \text{Tinggi larutan dalam silinder} + \text{Hd} \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= 1,643 + 0,515 \\
\text{tangki (H1)} &= 2,158 \text{ m} \\
&= 7,080 \text{ ft} \\
\text{Tinggi total tangki} &= \text{Hs} + 2 \text{ Hd} \\
&= 4,572 + 2 \times 0,515 \\
&= 5,602 \text{ m}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
\text{P hidrostatik} &= \rho \times g \times \text{H1} \\
&= 995,7 \times 9,8 \times 2,158 \\
&= 21057,7 \text{ N/m}^2 \\
&= 3,054 \text{ psi} \\
\text{Tekanan perencanaan} &= 1,05 \times \text{P hidrostatik} \\
&= 1,05 \times 3,054 \\
&= 3,207 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

a. Tebal bagian silinder

Bahan konstruksi	: Stainless Steel	
Spesifikasi	: SA 167 Tipe 304 Grade 3	
Sambungan las	: Double welded butt joint	
f allowable	= 18750 psi	(Brownell & Young, App D Hal 342)
C	= 0,125 in	
E	= 0,8	

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_i \times \text{OD}}{2 \times (fE + 0,4 P_i)} + C$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{3,207}{2 \times \left(\frac{18750 \times 0,8}{18750 \times 0,8 + 0,4 \times 3,207} \right)} \times \frac{120}{3,207} + 0,125 \\
&= 0,138 \text{ in} \\
\text{Tebal plat standart} &= 3/16 = 0,188 \text{ in} \\
\text{OD} &= \text{ID} + 2 t_{\text{silinder}} \\
120 &= \text{ID} + 2 (0,188) \\
\text{ID} &= 119,625 \text{ in} \\
&= 3,038 \text{ m}
\end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas berupa standard dished head

Dianggap $r = \text{OD}$

$$\begin{aligned}
t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r}{(fE + 0,1 \text{Pi})} + C \\
&= \frac{0,885 \times 3,207 \times 120}{\left(\frac{18750 \times 0,8}{18750 \times 0,8 + 0,1 \times 3,207} \right)} + 0,125 \\
&= 0,148 \text{ in} \\
\text{Tebal plat standart} &= 3/16 = 0,188 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell, untuk tebal tutup 3/16 in adalah :

$$r = 21 \text{ in}$$

Sehingga :

$$\text{icr} = 1,375 \text{ in}$$

$$\text{sr} = 2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup bawah} + \text{sr} \\
&= 20,28 + 180 + 20,280 + 2 \\
&= 222,560 \text{ in}
\end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Asumsi aliran laminar

$$\begin{aligned}
\text{Di, opt} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
&= 3,9 \times 0,114 \times 1,735 \\
&= 0,770 \text{ in} \\
&= 0,064 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal 1/8 in sch 40 didapat :

$$\text{OD} = 0,405 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis App A.5})$$

$$\text{ID} = 0,269 \text{ in}$$

$$A = 0,057 \text{ in}^2$$

$$= 0,00039 \text{ ft}^2$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\
&= \frac{0,008}{0,00039}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0,00039 \\
&= 20,251 \text{ ft/s} \\
\text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{69,299 \times 0,022 \times 20,251}{0,03360} \\
&= 936,326 \text{ (memenuhi)}
\end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal bahwa aliran laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/8 in sch 80

Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

Jumlah baffle 4 buah

(Geankoplis 4th ed, 158)

Da/Dt	=	0,3	Da	=	0,914 m
W/Da	=	0,2	W	=	0,183 m
L/Da	=	0,25	L	=	0,229 m
C/Dt	=	0,333	C	=	1,015 m
Dt/J	=	12	J	=	0,254 m
N	=	90 rpm			
	=	1,5 rps			

Dimana :

Da = Diameter agitator

Dt = Diameter tangki

W = Lebar pengaduk

L = Panjang daun pengaduk

C = Jarak pengaduk dari dasar tangki

J = Lebar baffle

N = Kecepatan putar

$$\begin{aligned}
\text{Nre} &= \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \\
&= \frac{0,836 \times 1,5 \times 1110,1}{0} \\
&= 27844,821
\end{aligned}$$

Dari Figure 3.4-5 Geankoplis didapatkan

$$N_p = 5$$

$$P = N_p \rho N^3 D a^5$$

$$= 5 \times 1110,1 \times 3,375 \times 0,639$$

$$= 11975,074 \text{ J/s}$$

$$= 11,975 \text{ kW}$$

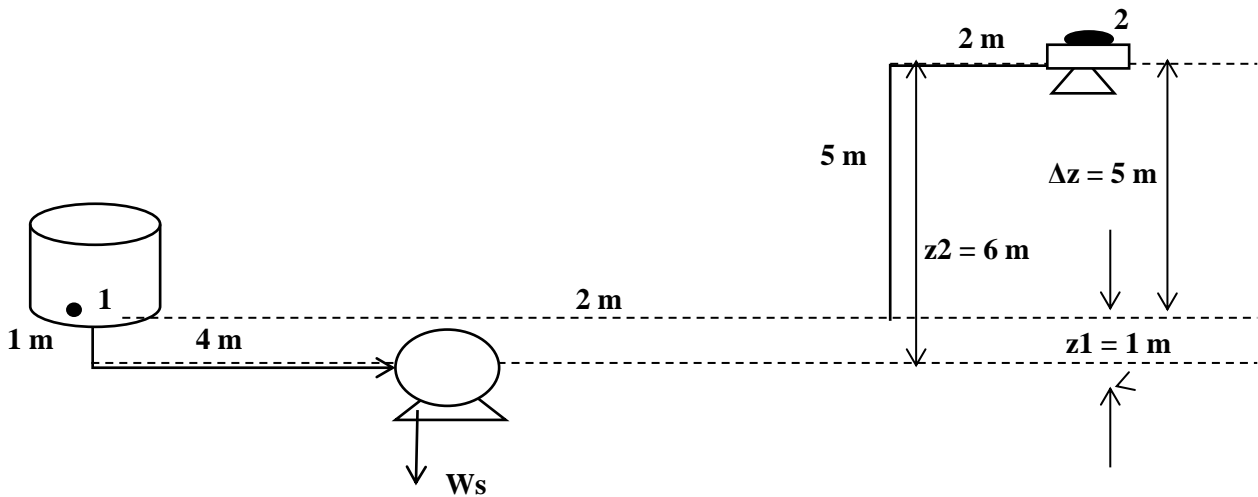
$$= 16,059 \text{ hp}$$

7. Pompa Centrifugal (L-121)

Fungsi : Memompa liquid (campuran starch) dari mixing tank menuju jet cooker

Tipe : Centrifugal pump

Dasar Pemilihan : Viskositas bahan di bawah 1 Pa.s



Titik referensi :

- Titik 1 : Mixing tank
- Titik 2 : Jet cooker

Dasar perencanaan :

T bahan masuk	=	30 °C	
Viskositas air (30°C)	=	0,8007 cP	(Geankoplis A.2-4)
	=	0,0008007 kg/m.s	
Densitas air (30°C)	=	0,99568 g/cm ³	(Geankoplis A.2-3)
	=	995,68 kg/m ³	
Waktu transport	=	1 jam	
Rate massa larutan masuk	=	95819,382 kg/cycle	
	=	15969,897 kg/jam	
Densitas larutan	=	1110,067 kg/m ³	
	=	69,299 lb/ft ³	
Viskositas larutan	=	0,050 kg/m.s	
Rate volumetrik	=	$\frac{\text{Rate massa larutan masuk}}{\text{Densitas larutan}}$	
	=	$\frac{15969,897}{1110,067}$	
	=	14,386 m ³ /jam	
	=	0,004 m ³ /s	
	=	0,141 ft ³ /s	

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

Panjang pipa lurus	=	10 m	
Ketinggian pipa	=	7 m	
K _f 4 elbow 90°	=	0,75	(Geankoplis Tabel 2.10-1)
K _f 1 globe valve	=	6	(Geankoplis Tabel 2.10-1)
P ₁	=	101,3 kPa	
P ₂	=	101,33 kPa	

Asumsi aliran turbulen

(Peter & Timmerhaus 3th, Hal 381)

$$\begin{aligned}
\text{Di opt} &= 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
&= 3,9 \times 0,414 \times 1,735 \\
&= 2,803 \text{ in} \\
&= 0,071 \text{ m}
\end{aligned}$$

Digunakan pipa 5 in sch 80 :

$$\begin{aligned}
\text{ID} &= 5,563 \text{ in} \\
&= 0,141 \text{ m} \\
\text{A} &= 0,1263 \text{ ft}^2 \\
&= 0,012 \text{ m}^2 \\
v &= \frac{Q}{A} \\
&= \frac{0,004}{0,012} \\
&= 0,341 \text{ m/s} \\
\text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{1110,067 \times 0,141 \times 0,341}{0,0500000} \\
&= 1068,389
\end{aligned}$$

Perhitungan Friksi

1. Friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$h_c = \frac{K_c v_2^2}{2\alpha}$$

Dimana :

$$K_c = 0.55(1-(A_2/A_1))^2$$

$$v_2 = v$$

Karena luas permukaan tangki sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka :

$A_1 \lllll A_2$ Sehingga :

$$K_c = 0,55$$

$$\begin{aligned}
h_c &= \frac{0,55 \times 0,116}{2 \times 1} \\
&= 0,032 \text{ J/kg}
\end{aligned}$$

2. Friksi karena pipa lurus

$$\text{Perkiraan panjang pipa lurus} = 14 \text{ m}$$

$$\text{Bahan pipa} = \textit{Commercial steel}$$

$$\varepsilon = 0,000046 \text{ m} \quad (\textit{Geankoplis, 2003})$$

Sehingga diperoleh :

$$\varepsilon/D = 0,0003255$$

$$\text{Nre} = 1068,389$$

$$L = 14 \text{ m}$$

Dari Geankoplis Figure 2.10-3 diperoleh :

$$f = 0,0045$$

$$\begin{aligned}
F_f &= \frac{4f v_2^2 L}{2D} && (\textit{Geankoplis 3th, Hal 92}) \\
&= \frac{4 \times 0,005 \times 0,116 \times 14}{2 \times 0,141}
\end{aligned}$$

$$= 2 \times 0,141$$

$$= 0,103 \text{ J/kg}$$

3. Friksi karena elbow dan valve

$$hf = 4 \times \frac{K_f v_2^2}{2\alpha} + \frac{K_f v_2^2}{2\alpha}$$

$$= 4 \times \frac{0,75 \times 0,116}{2 \times 1} + \frac{6 \times 0,116}{2 \times 1}$$

$$= 0,522 \text{ J/kg}$$

4. Friksi yang terjadi karena adanya *expansion* (fluida masuk ke jet cooker)

$$hex = \frac{K_{ex} v_2^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis 3th, Hal 98})$$

Dimana :

$$K_{ex} = 0,55(1-(A_2/A_1))^2$$

Karena luas permukaan tangki sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa, maka :

$$A_1 \lllll A_2 \text{ Sehingga :}$$

$$K_{ex} = 0,55$$

$$hex = \frac{0,55 \times 0,116}{2 \times 1}$$

$$= 0,032 \text{ J/kg}$$

Jadi friksi pada pipa :

$$\sum F_s = hc + F_f + hf + hex$$

$$= 0,032 + 0,103 + 0,522 + 0,032$$

$$= 0,689 \text{ J/kg}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

$$Z_2 = 6 \text{ m}$$

$$\Delta Z = 5 \text{ m}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 1110,067 \text{ kg/m}^3$$

$$v_1 = 0$$

$$v_2 = 0,341 \text{ m/s}$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

Perhitungan power pompa *Mechanical Energy Balance* :

$$Z_1 g + \frac{P_1}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2\alpha} - W_s - \sum F = Z_2 g + \frac{P_2}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis 3th, Hal 63})$$

$$9,8 + 0,091 + 0 - W_s - 0,689 = 58,8 + 0,091 + 0,058$$

$$- W_s = 49,747 \text{ J/kg}$$

$$\text{Efisiensi Pompa} = 70\%$$

$$W_p = - \frac{W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis 4th, Hal 144})$$

$$= \frac{49,747}{70\%}$$

$$= 71,067 \text{ J/kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Brake kW} &= \frac{W_p \times m}{1000} \\ &= \frac{71,067 \times 4,436}{1000} \\ &= 0,3153 \text{ kW} \end{aligned} \quad (\text{Geankoplis 3th, Hal 145})$$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi Motor } (\eta) &= 70\% && (\text{Peter \& Timmerhaus, 1976}) \\ \text{Power motor} &= \frac{0,3153}{0,9} \\ &= 0,350 \text{ kW} \\ &= 0,470 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Pompa :

Nama Alat	=	Pompa L-116
Fungsi	=	Memompa liquid (campuran starch) dari mixing tank menuju jet cooker
Type	=	Centrifugal pump
Bahan pipa	=	Commercial steel
Kapasitas	=	0,004 m ³ /s
Jumlah	=	1 buah
Ukuran pipa	=	5 in sch 80

8. Jet Cooker (E-120)

Fungsi	:	Memanaskan substrat pati hingga tergelatinasi
Kondisi Operasi	:	
	P	= 125,31 kPa
	T	= 105 °C

Waktu Tinggal = 10 menit

Campuran jet cooker :

Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/L)	Volume (L)
Karbohidrat (pati)	29245,362	0,305213	1,500	19496,908
Air	65120,809	0,679620	0,996	65403,352
Protein	532,521	0,005558	0,800	665,651
Lemak	169,741	0,001771	0,919	184,702
Abu	738,872	0,007711	1,327	556,799
CaCl ₂	12,077	0,000126	1,080	11,182
Total	95819,382	1		86318,593

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= \frac{95819,382}{86318,593} \\ &= 1,110 \text{ kg/L} \\ &= 1110,067 \text{ kg/m}^3 \\ &= 69,299 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung ukuran pipa steam masuk :

Massa steam	=	2773,272 kg/day
	=	462,212 kg/cycle batch mixing tank

$$\begin{aligned}
&= 2773,272 \text{ kg/jam} \\
&= 101,899 \text{ lb/menit} \\
&= 1,698 \text{ lb/s} \\
\text{Specific volume} &= 9,717 \text{ ft}^3/\text{lb} \\
&= 0,607 \text{ m}^3/\text{kg} \\
\rho \text{ steam} &= 0,103 \text{ lbm/ft}^3 \\
\text{Qf steam} &= \frac{0,094}{0,103} \\
&= 0,913 \text{ ft}^3/\text{s} \\
\text{Di opt} &= 3,9 \times \text{Qf}^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
&= 3,9 \times 0,960 \times 0,744 \\
&= 2,786 \text{ in} \\
&= 0,071 \text{ m}
\end{aligned}$$

Digunakan pipa 4 in sch 40 :

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= 4,5 \text{ in} && (\text{Geankoplis App A.5}) \\
\text{ID} &= 4,026 \text{ in} \\
\text{A} &= 12,730 \text{ in}^2 \\
&= 0,08840 \text{ ft}^2 \\
\text{Kecepatan aliran (v}_1\text{)} &= \frac{Q}{A} \\
&= \frac{0,025}{0,08840} \\
&= 0,277 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

Menentukan ukuran jet steam :

$$\begin{aligned}
\text{Keadaan inlet} &: P = 415,4 \text{ kPa} \\
&T_1 = 145 \text{ }^\circ\text{C} \\
&H_1 = 2739,35 \text{ kJ/kg} \\
&= 1177,7085 \text{ Btu/lbr} \\
&V_1 = 0,4463 \text{ m}^3/\text{kg} \\
&= 7,149 \text{ ft}^3/\text{lb} \\
\text{Keadaan outlet} &: P = 125,31 \text{ kPa} \\
&T_2 = 106 \text{ }^\circ\text{C} \\
&H_2 = 2685,34 \text{ kJ/kg} \\
&= 1154,4884 \text{ Btu/lbr} \\
&V_2 = 1,378 \text{ m}^3/\text{kg} \\
&= 22,073 \text{ ft}^3/\text{lb}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
v_2^2 &= v_1^2 - 2g_c (H_2 - H_1) \\
&= 0,077^2 - 2 \times 32,17 \text{ (-23,22)} \\
&= 1494,245 \\
v_2 &= 38,655 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

Menentukan ratio diameter inlet dan outlet nozzle dengan persamaan Kontinuitas :

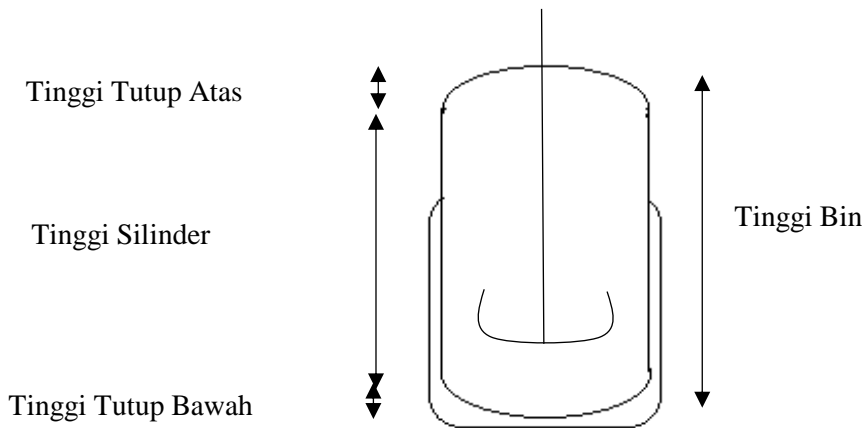
$$\frac{A_2}{A_1} = \frac{v_1 V_2}{v_2 V_1} \quad \frac{A_2}{A_1} = \frac{D^2 \text{ throat}}{D_1^2}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{6,119}{276,3} & D^2 \text{ throat} &= 0,0221 & D_1^2 \\
 &= 0,0221 & &= 0,0221 \times 16,209 \\
 & & &= 0,3589 \text{ in}^2 \\
 & & D \text{ throat} &= 0,5991 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan pipa 4 in sch 40

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang jet cooker} &= 100 D_{\text{nozzle}} \\
 &= 59,908 \text{ in}
 \end{aligned}$$

9. Reaktor Liquefikasi (R-130)



$$\text{Waktu Tinggal} = 3 \text{ jam}$$

$$\text{Waktu Pengisian dan Pengurasan} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Jumlah Alat} = 1 \text{ buah}$$

Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/L)	Volume (L)
Karbohidrat (pati)	29245,362	0,296551	1,500	19496,908
Air	67894,081	0,688454	0,996	68188,656
Protein	532,521	0,005400	0,800	665,651
Lemak	169,741	0,001721	0,919	184,702
Abu	738,872	0,007492	1,327	556,799
CaCl ₂	12,077	0,000122	1,080	11,182
α -amilase	25,590	0,000259	1,050	24,371
Total	98618,244	1		89128,269

$$\begin{aligned}
 \mu \text{ campuran} &= 50 \text{ cp} && \text{(diambil dari } \mu \text{ slurry starch 25\%, 90}^\circ\text{C)} \\
 &= 0,0336 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\
 &= \frac{98618,244}{89128,269}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,106 \text{ kg/L} \\
 &= 1106,475 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 69,075 \text{ lbm/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan} &= 89128,269 \text{ L/batch produksi} \\
 &= 14854,712 \text{ L/cycle waktu tinggal mixing tank} \\
 &= 14,855 \text{ m}^3/\text{cycle}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Banyak tangki} &= 1 \text{ buah} \\
\text{Volume larutan} &= 14,855 \text{ m}^3 \\
&= 29,709 \text{ m}^3 \\
\text{Volume larutan} &= 80\% \text{ Volume total} \\
\text{Volume tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times 14,85471 \\
&= 18,568 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Digunakan dished head dan tutup dengan dimensi :

$$\begin{aligned}
\text{Dimensi Hs/Ds} &= 1,5 \\
\text{Volume silinder (Vs)} &= 0,25 \times \pi \times \text{Ds}^2 \times \text{H} \\
&= 0,25 \times \pi \times \text{Ds}^2 \times 1,5 \text{ Ds} \\
&= 1,178 \text{ Ds}^3 \text{ m}^3 \\
\text{Volume tutup} &= \text{Volume dished head} \\
&= 0,0847 \text{ Ds}^3 \\
\text{Volume total} &= \text{Vs} + 2 \text{ Vdish} \\
18,568 &= 1,178 \text{ Ds}^3 + 2 \times 0,0847 \text{ Ds}^3 \\
\text{Ds}^3 &= 13,780 \\
\text{Ds} &= 2,397 \text{ m} \\
&= 94,387 \text{ in} \\
\text{Diameter standart (OD)} &= 102 \text{ in} \\
&= 2,591 \text{ m} \quad (\text{Brownell \& Young, Hal 89}) \\
\text{Tinggi silinder (Hs)} &= 153 \text{ in} \\
&= 3,886 \text{ m} \\
\text{Tinggi dish head (Hd)} &= 0,169 \text{ OD} \\
&= 0,438 \text{ m} \\
&= 17,238 \text{ in} \\
\text{Volume larutan pada} &= 0,0847 \text{ Ds}^3 \\
\text{tutup bawah} &= 0,0847 \times 17,390 \\
&= 1,473 \text{ m}^3 \\
\text{Volume dalam silinder} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume tutup bawah} \\
&= 14,855 - 1,473 \\
&= 13,382 \text{ m}^3 \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= \frac{\text{Volume dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{Ds}^2} \\
\text{silinder} &= \frac{13,382}{0,785 \times 6,712} \\
&= 2,538 \text{ m} \\
&= \text{Tinggi larutan dalam silinder} + \text{Hd} \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= 2,538 + 0,438 \\
\text{tangki (H1)} &= 2,976 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 9,764 \text{ ft} \\
\text{Tinggi total tangki} &= H_s + 2 H_d \\
&= 3,886 + 2 \times 0,438 \\
&= 4,762 \text{ m}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
P \text{ hidrostatik} &= \rho \times g \times H_1 \\
&= 1106,5 \times 9,8 \times 2,976 \\
&= 32272,4 \text{ N/m}^2 \\
&= 4,681 \text{ psi} \\
\text{Tekanan perencanaan} &= 1,05 \times P \text{ hidrostatik} \\
&= 1,05 \times 4,681 \\
&= 4,915 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

a. Tebal bagian silinder

Bahan konstruksi : Stainless Steel
 Spesifikasi : SA 167 Tipe 304 Grade 3
 Sambungan las : Double welded butt joint
 f allowable = 18750 psi (Brownell & Young, App D Hal 342)
 C = 0,125 in
 E = 0,8

$$\begin{aligned}
t_{\text{silinder}} &= \frac{P_i \times OD}{2 \times (fE + 0,4 P_i)} + C \\
&= \frac{4,915 \times 102}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 4,915)} + 0,125 \\
&= 0,142 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tebal plat standart} &= 3/16 \\
&= 0,188 \text{ in} \\
OD &= ID + 2 t_{\text{silinder}} \\
102 &= ID + 2 (0,188) \\
ID &= 101,625 \text{ in} \\
&= 2,581 \text{ m}
\end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas berupa standard dished head

Dianggap $r = OD$

$$\begin{aligned}
t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(fE + 0,1 P_i)} + C \\
&= \frac{0,885 \times 4,915 \times 102}{(18750 \times 0,8 + 0,1 \times 4,915)} + 0,125 \\
&= 0,155 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tebal plat standart} &= 3/16 \\
&= 0,188 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell, untuk tebal tutup 3/16 in adalah :

$$r = 21 \text{ in}$$

Sehingga :

$$icr = 1,375 \text{ in}$$

$$sr = 2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup bawah} + sr \\ &= 17,238 + 153,000 + 17,238 + 2 \\ &= 189,476 \text{ in} \\ &= 15,790 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Asumsi aliran laminar

$$\begin{aligned} Di, \text{ opt} &= 3,9 \times Qf^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,115 \times 4,400 \\ &= 1,982 \text{ in} \\ &= 0,165 \text{ ft} \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal 2 in sch 40 didapat :

$$\begin{aligned} OD &= 2,375 \text{ in} && (\text{Geankoplis App A.5}) \\ ID &= 2,067 \text{ in} \\ A &= 3,356 \text{ in}^2 \\ &= 0,02330 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,008}{0,02330} \\ &= 0,354 \text{ ft/s} \\ \text{Nre} &= \frac{\rho Dv}{\mu} \\ &= \frac{69,075 \times 0,172 \times 0,354}{0,03360} \\ &= 125,413 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal bahwa aliran laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 2 in sch 80

Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

Jumlah baffle 4 buah

(Geankoplis 4th ed, 158)

$$\begin{aligned} Da/Dt &= 0,3 & Da &= 0,777 \text{ m} \\ W/Da &= 0,2 & W &= 0,155 \text{ m} \\ L/Da &= 0,25 & L &= 0,194 \text{ m} \\ C/Dt &= 0,333 & C &= 0,863 \text{ m} \\ Dt/J &= 12 & J &= 0,216 \text{ m} \\ N &= 40 \text{ rpm} \end{aligned}$$

$$= 0,667 \text{ rps}$$

Dimana :

Da = Diameter agitator

Dt = Diameter tangki

W = Lebar pengaduk

L = Panjang daun pengaduk

C = Jarak pengaduk dari dasar tangki

J = Lebar baffle

N = Kecepatan putar

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\text{Da}^2 \text{N}\rho}{\mu} \\ &= \frac{0,604 \times 0,667 \times 69,1}{0,0000336} \\ &= 827981,857 \end{aligned}$$

Dari Figure 3.4-5 Geankoplis didapatkan

$$\text{Np} = 5$$

$$\begin{aligned} \text{P} &= \text{Np}\rho\text{N}^3\text{Da}^5 \\ &= 5 \times 69,1 \times 0,296 \times 0,284 \\ &= 29,027 \text{ J/s} \\ &= 0,029 \text{ kW} \\ &= 0,039 \text{ hp} \end{aligned}$$

Perhitungan Jaket Pemanas

$$\text{Panjang propeller} = 0,194 \text{ m}$$

$$= 0,637 \text{ ft}$$

$$\text{N} = 40 \text{ rpm}$$

$$= 2400 \text{ rph}$$

$$\rho = 69,075 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu = 120,955 \text{ lb/ft.h}$$

$$k = 0,380 \text{ Btu/hr.ft}^2.(F/ft)$$

$$c = 1 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\begin{aligned} \text{Ref} &= \frac{\text{L}^2 \text{N}\rho}{\mu} \\ &= \frac{0,406 \times 2400 \times 69,075}{120,955} \\ &= 557,00661 \end{aligned}$$

$$j = 150$$

$$\text{ID tangki} = 101,625 \text{ in}$$

$$= 8,469 \text{ ft}$$

$$[c\mu/k]^{1/3} = 6,828$$

$$\text{Asumsi } [\mu/\mu_w] = 1$$

$$\text{hc} = j \times (k/\text{ID}) \times [c\mu/k]^{1/3} \times [\mu/\mu_w]^{0.14}$$

$$= 150 \times 0,045 \times 6,828 \times 1,000$$

$$= 45,955 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

$$\text{Untuk steam hio} = 1500$$

$$\text{U} = \frac{\text{hio} \times \text{hc}}{\dots}$$

$$\begin{aligned}
U_c &= h_{io} + h_c \\
&= \frac{68932,876}{1545,955} \\
&= 44,589 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \\
\text{Ditetapkan Rd} &= 0,005 \\
h_d &= \frac{1}{0,005} \\
&= 200 \\
U_d &= \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d} \\
&= \frac{8917,8359}{244,589} \\
&= 36,460 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \\
Q &= 2157,9897 \text{ kkal/jam} \\
&= 8563,4512 \text{ Btu/jam} \\
A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta t} \\
&= \text{Luas permukaan vessel} \\
&= \pi \times D \times t + 2 \left(\frac{\pi}{4} \right) \times D^2 \\
&= 420,08981 + 112,65708 \\
&= 532,75 \text{ ft}^2 \\
\Delta t &= 0,441 \text{ F}
\end{aligned}$$

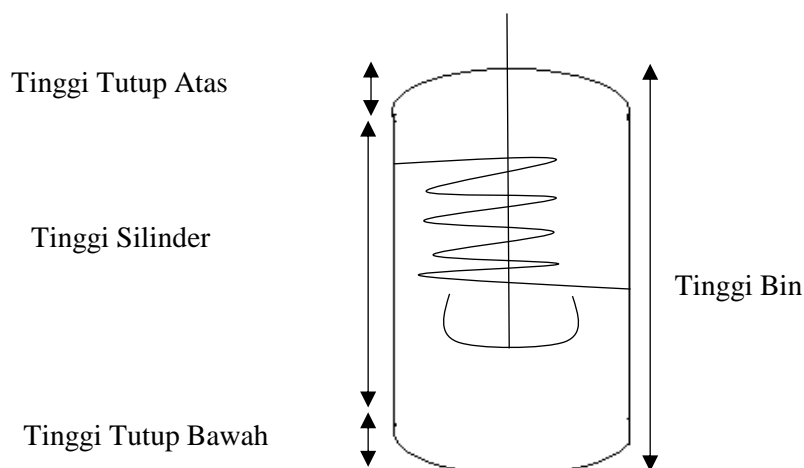
Karena reaksi berjalan pada suhu :

$$\begin{aligned}
t &= 95 \text{ }^\circ\text{C} \\
&= 203 \text{ }^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

Maka suhu steam :

$$\begin{aligned}
T_s &= 203,44 \text{ }^\circ\text{F} \\
&= 95,24 \text{ }^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

10. Reaktor Sakarifikasi (R-230)



$$\begin{aligned}
\text{Waktu Tinggal} &= 59 \text{ jam} \\
\text{Waktu Pengisian dan Pengurasan} &= 1 \text{ jam} \\
\text{Jumlah Alat} &= 6 \text{ buah} \\
\text{Viskositas air (60}^\circ\text{C)} &= 0,4688 \text{ cP} \quad (\text{Geankoplis A.2-4})
\end{aligned}$$

Densitas air (60°C)	=	0,98324 kg/L	(Geankoplis A.2-3)	
Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/L)	Volume (L)
Karbohidrat (pati)	23396,290	0,237111	1,500	15597,526
Air	67885,633	0,687991	0,996	68180,171
Protein	532,521	0,005397	0,800	665,651
Lemak	169,741	0,001720	0,919	184,702
Abu	738,872	0,007488	1,327	556,799
CaCl ₂	12,077	0,000122	1,080	11,182
α-amilase	25,590	0,000259	1,050	24,371
Dekstrin	5714,508	0,057914	1,021	5599,166
Maltosa	123,480	0,001251	1,540	80,182
Glukosa	19,497	0,000198	1,544	12,627
HCl	34,434	0,000349	1,126	30,581
Glukoamilase	19,653	0,000199	1,040	18,897
Total	98672,295	1		90961,855

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 10 \text{ cp} && (\mu \text{ larutan gula 25\%}) \\ &= 0,0067 \text{ lb/ft.s} \\ \rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= \frac{98672,295}{90961,855} \\ &= 1,085 \text{ kg/L} \\ &= 1084,766 \text{ kg/m}^3 \\ &= 67,720 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 90961,855 \text{ L/batch produksi} \\ &= 15160,309 \text{ L/cycle waktu tinggal mixing tank} \\ &= 15,160 \text{ m}^3/\text{cycle} \\ \text{Volume larutan} &= 15,160 \text{ m}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 80\% \text{ Volume total} \\ \text{Volume tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times 15,16031 \\ &= 18,950 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Digunakan dished head dan tutup dengan dimensi :

$$\begin{aligned} \text{Dimensi } H_s/D_s &= 1,5 \\ \text{Volume silinder (Vs)} &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H \\ &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times 1,5 D_s \\ &= 1,178 D_s^3 \text{ m}^3 \\ \text{Volume tutup} &= \text{Volume dished head} \\ &= 0,0847 D_s^3 \\ \text{Volume total} &= V_s + 2 V_{\text{dish}} \\ 18,950 &= 1,178 D_s^3 + 2 \times 0,0847 D_s^3 \\ D_s^3 &= 14,063 \\ D_s &= 2,414 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 95,030 \text{ in} \\
\text{Diameter standart (OD)} &= 102 \text{ in} \\
&= 2,591 \text{ m} \quad (\text{Brownell \& Young, Hal 89}) \\
\text{Tinggi silinder (Hs)} &= 153 \text{ in} \\
&= 3,886 \text{ m} \\
\text{Tinggi dish head (Hd)} &= 0,169 \text{ OD} \\
&= 0,438 \text{ m} \\
&= 17,238 \text{ in} \\
\text{Volume larutan pada} &= 0,0847 \text{ Ds}^3 \\
\text{tutup bawah} &= 0,0847 \times 17,390 \\
&= 1,473 \text{ m}^3 \\
\text{Volume dalam silinder} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume tutup bawah} \\
&= 15,160 - 1,473 \\
&= 13,687 \text{ m}^3 \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= \frac{\text{Volume dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{Ds}^2} \\
\text{silinder} &= \frac{13,687}{0,785 \times 6,712} \\
&= 2,596 \text{ m} \\
&= \text{Tinggi larutan dalam silinder} + \text{Hd} \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= 2,596 + 0,438 \\
\text{tangki (H1)} &= 3,034 \text{ m} \\
&= 9,955 \text{ ft} \\
\text{Tinggi total tangki} &= \text{Hs} + 2 \text{ Hd} \\
&= 3,886 + 2 \times 0,438 \\
&= 4,762 \text{ m}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
\text{P hidrostatik} &= \rho \times g \times H1 \\
&= 1084,8 \times 9,8 \times 3,034 \\
&= 32255,5 \text{ N/m}^2 \\
&= 4,678 \text{ psi} \\
\text{Tekanan perencanaan} &= 1,05 \times \text{P hidrostatik} \\
&= 1,05 \times 4,678 \\
&= 4,912 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

a. Tebal bagian silinder

Bahan konstruksi	: Stainless Steel	
Spesifikasi	: SA 167 Tipe 304 Grade 3	
Sambungan las	: Double welded butt joint	
f allowable	= 18750 psi	(Brownell & Young, App D Hal 342)
C	= 0,125 in	
E	= 0,8	

$$\begin{aligned}
t_{\text{silinder}} &= \frac{P_i \times OD}{2 \times (fE + 0,4 P_i)} + C \\
&= \frac{4,912 \times 102}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 4,912)} + 0,125 \\
&= 0,142 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tebal plat standart} &= 3/16 \\
&= 0,188 \text{ in} \\
OD &= ID + 2 t_{\text{silinder}} \\
102 &= ID + 2 (0,188) \\
ID &= 101,625 \text{ in} \\
&= 2,581 \text{ m}
\end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas berupa standard dished head

Dianggap $r = OD$

$$\begin{aligned}
t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(fE + 0,1 P_i)} + C \\
&= \frac{0,885 \times 4,912 \times 102}{(18750 \times 0,8 + 0,1 \times 4,912)} + 0,125 \\
&= 0,155 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tebal plat standart} &= 3/16 \\
&= 0,188 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell, untuk tebal tutup 3/16 in adalah :

$$r = 21 \text{ in}$$

Sehingga :

$$i_{cr} = 1,375 \text{ in}$$

$$s_r = 2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup bawah} + s_r \\
&= 17,238 + 153,000 + 17,238 + 2 \\
&= 189,476 \text{ in} \\
&= 15,790 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Asumsi aliran laminar

$$\begin{aligned}
D_i, \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
&= 3,9 \times 0,117 \times 1,730 \\
&= 0,786 \text{ in} \\
&= 0,066 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal 1 in sch 40 didapat :

$$\begin{aligned}
OD &= 1,315 \text{ in} && (\text{Geankoplis App A.5}) \\
ID &= 1,049 \text{ in} \\
A &= 0,864 \text{ in}^2 \\
&= 0,00600 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,008}{0,00600} \\
 &= 1,403 \text{ ft/s} \\
 \text{Nre} &= \frac{\rho Dv}{\mu} \\
 &= \frac{67,720 \times 0,087 \times 1,403}{0,00672} \\
 &= 1236,277 \text{ (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal bahwa aliran laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1 in sch 40

Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

Jumlah baffle 4 buah

(Geankoplis 4th ed, 158)

Da/Dt	=	0,3	Da	=	0,777 m
W/Da	=	0,2	W	=	0,155 m
L/Da	=	0,25	L	=	0,194 m
C/Dt	=	0,333	C	=	0,863 m
Dt/J	=	12	J	=	0,216 m
N	=	40 rpm			
	=	0,667 rps			

Dimana :

- Da = Diameter agitator
- Dt = Diameter tangki
- W = Lebar pengaduk
- L = Panjang daun pengaduk
- C = Jarak pengaduk dari dasar tangki
- J = Lebar baffle
- N = Kecepatan putar

$$\begin{aligned}
 \text{Nre} &= \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,604 \times 0,667 \times 1084,8}{0,0100000} \\
 &= 43687,449
 \end{aligned}$$

Dari Figure 3.4-5 Geankoplis didapatkan

$$\begin{aligned}
 N_p &= 5 \\
 P &= N_p \rho N^3 Da^5 \\
 &= 5 \times 1084,8 \times 0,296 \times 0,284 \\
 &= 455,840 \text{ J/s} \\
 &= 0,456 \text{ kW} \\
 &= 0,611 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Coil Pendingin

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 95 \text{ }^\circ\text{C} & t_1 &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 203 \text{ }^\circ\text{F} & &= 86 \text{ }^\circ\text{F} \\
 T_2 &= 60 \text{ }^\circ\text{C} & t_2 &= 45 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 140 \text{ }^\circ\text{F} & &= 113 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta t_1 &= 54 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \Delta t_2 &= 90 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

a. Neraca energi

$$\begin{aligned}
 \text{Qserap pendingin} &= 1233260,4 \text{ kkal/jam} \\
 &= 4893890,4 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

b. LMTD

$$\begin{aligned}
 \Delta t_{\text{LMTD}} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\
 &= \frac{-36}{-0,511} \\
 &= 70,474 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

c. Temperatur Kalorik

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} & t_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\
 &= \frac{203 + 140}{2} & &= \frac{86 + 113}{2} \\
 &= 171,5 \text{ }^\circ\text{F} & &= 99,5 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

d. Perhitungan Coil

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang propeller} &= 0,194 \text{ m} \\
 &= 0,637 \text{ ft} \\
 N &= 40 \text{ rpm} \\
 &= 2400 \text{ rph} \\
 \rho &= 67,720 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \mu &= 24,1909 \text{ lb/ft.h} \\
 k &= 0,4340 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (\text{F/ft}) \\
 c &= 1 \text{ Btu/lb.F} \\
 \text{Ref} &= \frac{L^2 N \rho}{\mu} \\
 &= \frac{0,406 \times 2400 \times 67,720}{24,191} \\
 &= 2730,3887 \\
 j &= 130 \\
 \text{ID tangki} &= 101,625 \text{ in} \\
 &= 8,469 \text{ ft} \\
 [c\mu/k]^{1/3} &= 3,820 \\
 \text{Asumsi } [\mu/\mu_w] &= 1 \\
 hc &= j \times (k/\text{ID}) \times [c\mu/k]^{1/3} \times [\mu/\mu_w]^{0,14} \\
 &= 130 \times 0,051 \times 3,820 \times 1,000
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 25,449 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \\
\text{Untuk steam hio} &= 1500 \\
U_c &= \frac{h_{io} \times h_c}{h_{io} + h_c} \\
&= \frac{38173,26}{1525,449} \\
&= 25,024 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \\
\text{Ditetapkan } R_d &= 0,005 \\
h_d &= \frac{1}{0,005} \\
&= 200 \\
U_d &= \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d} \\
&= \frac{5004,8561}{225,024} \\
&= 22,241 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \\
Q &= 102771,7 \text{ kkal/jam} \\
&= 407824,2 \text{ Btu/jam} \\
A &= \frac{Q}{U_d \times \Delta t} \\
&= \frac{407824,2035}{22,241 \times 70,474} \\
&= 260,184 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Ditetapkan ukuran coil

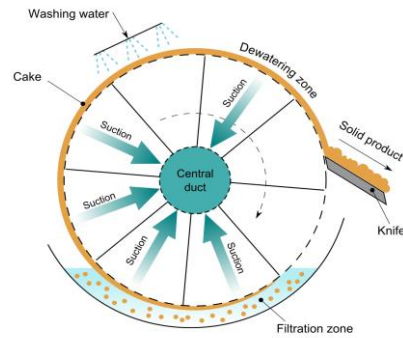
$$\begin{aligned}
\text{OD} &= 1,5 \text{ in} \\
&= 0,125 \text{ ft} \\
a'' &= 0,3925 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Diameter lilitan} &= ID_{\text{shell}} - 2 \times OD_{\text{kecil}} \\
&= 101,625 - 3 \\
&= 98,625 \text{ in} \\
&= 8,219 \text{ ft} \\
\text{per turn} &= \pi \times 0,8 \times a'' \\
&= 2,513 \times 0,393 \\
&= 0,986 \text{ ft}^2 \\
\text{Banyak lilitan} &= \frac{A}{\text{per turn}} \\
&= \frac{260,184}{0,986} \\
&= 263,755 \text{ lilitan}
\end{aligned}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned}
\text{Jarak dasar tangki - koil} &= 0,5 \text{ ft} \\
\text{Tinggi koil} &= \text{Banyak lilitan} \times D_{\text{koil}} + \text{Jarak dasar tangki - koil} \\
&= 263,755 \times 0,125 + 0,5 \\
&= 33,469431 \text{ ft}
\end{aligned}$$

11. Rotary Drum Vacuum Filter (H-240)



Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/L)	Volume (L)
Karbohidrat (pati)	467,926	0,004742	1,500	311,951
Air	64788,451	0,656602	0,996	65069,552
Protein	532,521	0,005397	0,800	665,651
Lemak	169,741	0,001720	0,919	184,702
Abu	738,872	0,007488	1,327	556,799
CaCl ₂	12,077	0,000122	1,080	11,182
α-amilase	25,590	0,000259	1,050	24,371
Dekstrin	114,290	0,001158	1,021	111,983
Maltosa	849,544	0,008610	1,540	551,652
Glukosa	30953,567	0,313701	1,544	20047,647
HCl	0,099	0,000001	1,126	0,088
Glukoamilase	19,653	0,000199	1,040	18,897
Total	98672,330	1		87554,474

- Fungsi : Memisahkan serat-serat yang terikut dalam larutan dextrosa
Tipe : Rotary drum vacuum filter
Dasar Pemilihan : Cukup akurat dalam pemisahan dekstroza dan inert
Bahan : Drum : Stainless steel SA-167 Type 304 Grade C
Filter : Kanvas
Jumlah Alat : 1 buah

$$\text{Flowrate} = \frac{V}{Atc}$$

$$= \left[\frac{2f(-\Delta P)}{tc \cdot \mu \cdot \alpha \cdot cs} \right]^{0,5}$$

- Dimana :
- V/tc : Laju volumetrik filtrat (m³/det)
 - A : Luas permukaan filter (m²)
 - tc : Waktu siklus (time cycle) (det)
 - Cx : Konsentrasi padatan dalam umpan masuk (kg padatan/m³ filtrat)
 - (-ΔP) : Perbedaan tekanan (Pa)
 - a : Tahanan cake (m/kg padatan)
 - f : Fraksi (bagian) filter terbenam
 - μ : Viskositas air (Pa.det)

$$\rho \text{ filtrat} = 1126,9822 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu \text{ filtrat} = 0,01 \text{ Pa.s}$$

Laju Filtrasi

$$C_x = 0,02066 \text{ kg solid/kg slurry}$$

Moisture content 40 wt/wt, solid content 30 wt/wt

Diambil :

$$m = -0,044 \text{ kg cake basah/kg cake kering}$$

$$C_s = \frac{\rho \times C_x}{1 - mC_x}$$

$$= \frac{23,283}{1,001}$$

$$= 23,262 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate larutan masuk} = 4111,3471 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,1420 \text{ kg/s}$$

$$V/t_c = \frac{\text{Rate} \times C_x}{C_s}$$

$$= \frac{0,023594564}{23,262}$$

$$= 0,0010 \text{ m}^3 \text{ filtrat/det}$$

Asumsi :

$$(-\Delta P) = 67000 \text{ Pa}$$

$$= 9,717 \text{ psia}$$

Cake specific resistant :

$$\alpha = (4.37 \cdot 10^9) \times (-\Delta P)^{0.3}$$

$$= 4,37E+09 \times 28,042869$$

$$= 1,225E+11$$

$$f = 0,33$$

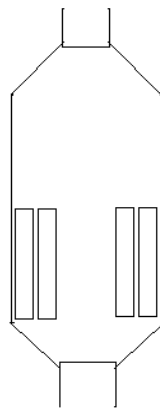
$$\frac{V}{A t_c} = \left[\frac{2f(-\Delta P)}{t_c \cdot \mu \cdot \alpha \cdot c_s} \right]^{0,5}$$

$$\frac{0,0010}{A} = \left[\frac{44220}{1909997716} \right]^{0,5}$$

$$\frac{0,00101}{A} = 0,004811638 \text{ m}^3$$

$$A = 4,7439 \text{ m}^2$$

12. Evaporator (V-250)



Fungsi : Memekatkan kadar larutan dekstrosa keluar dari reaktor menjadi 50%

Material : Carbon steel SA 283 Grade C

Jumlah : 1 buah
 Tipe : Vertical short tube evaporator
 Pengelasan : Single welded butt joint with backing strip, thermally stress, relieved, non radiographed

P_{op} = 80 kPa
 = 11,602611 psia
 T_{op} = 95,87 °C
 = 204,566 °F
 T_{steam} = 145 °C
 = 293 °F
 P_{steam} = 415,4 kPa
 = 60,246555 psia
 T_{feed} = 60 °C
 = 140 °F
 P_{feed} = 1 atm
 = 14,696 psia

Panas masuk /jam = 404436,7736 kkal
 = 1604907,832 Btu

Jumlah = 1 buah

U_D = 100-500 Btu/j.ft.°F (Kern, Hal 840)

Heat flux max = 30000 Btu/j.ft² (Kern, Hal 840)

Δt = t_{steam} - t_{op}
 = 293 - 204,566
 = 88,434 °F

Trial :

U_D = 200 Btu/j.ft.°F

Δt = 88,434 °F

T_v = 204,566 °F

% base coefficient = 75%

U'_D = 200 × 75%

= 150 Btu/j.ft.°F

A = $\frac{Q}{U_d \times \Delta t}$

= $\frac{1604907,832}{150 \times 88,434}$

= 120,987 ft²

Heat Flux = $\frac{Q}{A}$

= $\frac{1604907,8}{120,987}$

= 13265,1 (memenuhi)

Panjang tube = 4 -8 ft

= 4 ft

Diameter tube = 2-3 in

$$\begin{aligned} &= 2 \quad \text{in} \\ \text{Tebal tube} &= 0.06-0.08 \quad \text{in} \\ \text{Pitch} &= \text{Triangular pitch} \end{aligned}$$

Dari data di atas dapat ditentukan tube size sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Panjang tube} &= 4 \quad \text{ft} \\ \text{OD, BWG, pitch} &= 1.5 \text{ in, } 16 \text{ BWG, } 1 \frac{7}{8} \text{ triangula} \\ \text{Tebal tube} &= 0.065 \quad \text{in} \\ \text{a"t (surface/lin ft)} &= 0,3587 \text{ ft}^2 \\ \text{Luas tiap tube} &= 4 \times 0,3587 \\ &= 1,4348 \text{ ft}^2 \\ \text{Jumlah tube} &= \frac{A}{\text{Luas tube}} \\ &= \frac{120,987}{1,4348} \\ &= 84,323418 \text{ buah} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Evaporator

$$\begin{aligned} \text{Specific volume uap (293°F)} &= 70 \text{ ft}^3/\text{lb} \\ \text{Banyaknya uap} &= 1969,7932 \text{ kg/jam} \\ &= 4342,6061 \text{ lb/jam} \\ \text{Rate volumetrik uap} &= 4342,6061 \times 70 \\ &= 303982,43 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 84,439564 \text{ ft}^3/\text{s} \\ \text{Kecepatan Uap (U)} &= 1-3 \quad \text{ft/det} \\ &= 2 \text{ ft/det} \\ V &= 0,25 \pi \text{ ID}^2 U \\ 84,43956383 &= 0,25 \pi \times \text{ID}^2 \times 2 \\ &= 1,5707963 \text{ ID}^2 \\ \text{ID}^2 &= 53,755896 \\ \text{ID} &= 7,3318412 \text{ ft} \\ &= 87,982095 \text{ in} \\ &= 2,2347497 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

$$\begin{aligned} \text{P operasi} &= 26,302611 \text{ psi vakum} \\ \text{Asumsi tebal tutup} &= 1 \text{ in} \end{aligned}$$

Bentuk tutup atas dan bawah adalah torispherical dished head

$$\begin{aligned} \text{rc} = \text{ID} &= 87,982095 \text{ in} \\ \frac{\text{rc}}{100 t_h} &= \frac{87,98209483}{100 \times 1} \\ &= 0,8798209 \\ B &= 25000 \\ \text{Pa} &= \frac{B}{\text{rc/th}} \\ &= \frac{25000}{87,982095} \end{aligned}$$

$$= 284,14872 \text{ psi} > P \text{ operasi (memenuhi)}$$

Perhitungan Tinggi Tutup (OA)

$$t_t = 0,5$$

$$OD = 89,482095$$

$$\begin{aligned} icr &= 6\% OD \\ &= 5,3689257 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= 43,991047 - 5,3689257 \\ &= 38,622122 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 87,98 - 5,369 \\ &= 82,613169 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - ((BC)^2 - (AB)^2)^{0,5} \\ &= 87,98 - 73,02922311 \\ &= 14,952872 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= b + Sf + th \\ &= 14,952872 + 1,5 + 1 \\ &= 17,452872 \text{ in} \\ &= 1,454406 \text{ ft} \quad (\text{Tinggi dished head}) \end{aligned}$$

Perhitungan Tinggi Evaporator

$$\begin{aligned} \text{Tinggi di atas tube} &= 2 \times \text{tinggi tube} \\ &= 2 \times 4 \\ &= 8 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi evaporator} &= \text{Tinggi di atas tube} + OA + \text{tinggi tube} \\ &= 8 + 1,454406 + 4 \\ &= 13,454406 \text{ ft} \\ &= 161,45287 \text{ in} \\ &= 4,1009111 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Evaporator

$$P \text{ operasi} = 26,302611 \text{ psi}$$

$$\text{Asumsi tebal shell} = 0,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 \text{ ts} \\ &= 87,982095 + 1,5 \\ &= 89,482095 \text{ in} \\ &= 7,4568412 \text{ ft} \\ &= 2,2728728 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\frac{OD}{t} = \frac{89,482095}{0,75} = 119,30946$$

$$B = 34000$$

$$P \text{ allow} = \frac{B}{OD/t}$$

$$= \frac{34000}{119,30946}$$

$$= 284,97321 > P \text{ operasi (memenuhi)}$$

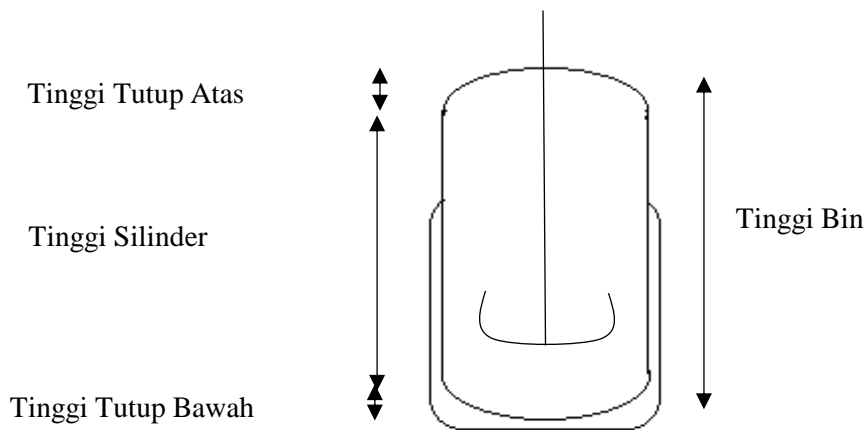
Spesifikasi :

Fungsi : Memekatkan kadar larutan dekstrosa keluar dari reaktor menjadi 50%
 Jumlah : 1 buah
 Tipe : Vartical short tube evaporator
 Diameter dalam = 87,982095 in
 = 2,2347497 m
 Diameter luar = 89,482095 in
 = 2,2728498 m
 Tinggi = 13,454406 ft
 = 4,1009528 m
 Tebal shell = 0,75 in
 Tebal tutup = 1 in

Ukuran Tube :

Panjang = 4 ft
 OD, BWG, pitch = 1.5 in, 16 BWG, 1 7/8 triangula
 Tebal = 0.065 in
 Jumlah = 84,323418 buah

13. Reaktor Hidrogenasi (R-310)



Waktu Tinggal = 30 menit
 Waktu Pengisian dan Pengurasan = 30 menit
 Viskositas air (60°C) = 0,4688 cP (Geankoplis A.2-4)
 Densitas air (60°C) = 0,98324 kg/L (Geankoplis A.2-3)

Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/L)	Volume (L)
Karbohidrat (pati)	4,679	0,000072	1,500	3,120
Air	31819,896	0,489932	0,996	31957,955
Protein	5,325	0,000082	0,800	6,657
Lemak	1,697	0,000026	0,919	1,847
Abu	7,389	0,000114	1,327	5,568
CaCl ₂	0,121	0,000002	1,080	0,112

α -amilase	0,256	0,000004	1,050	0,244
Dekstrin	1,143	0,000018	1,021	1,120
Maltosa	13,387	0,000206	1,540	8,693
Glukosa	954,703	0,014700	1,544	618,331
HCl	0,099	0,000002	1,126	0,088
Glukoamilase	0,197	0,000003	1,040	0,189
Sorbitol	30332,477	0,467030	1,489	20371,039
Maltitol	839,009	0,012918	1,620	517,907
Nickel Alloy	928,545	0,014297	6,500	142,853
Al_2O_3	38,689	0,000596	4,000	9,672
Total	64947,613	1		53645,393

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 70 \text{ cp} && (\mu \text{ larutan sorbitol } 50\%) \\ &= 0,0470 \text{ lb/ft.s} \\ \rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= \frac{64947,613}{53645,393} \\ &= 1,211 \text{ kg/L} \\ &= 1210,684 \text{ kg/m}^3 \\ &= 75,580 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 53645,393 \text{ L/batch produksi} \\ &= 6705,674 \text{ L/cycle} \\ &= 6,706 \text{ m}^3/\text{cycle} \\ \text{Banyak reaktor} &= 1 \text{ buah} \\ \text{Volume larutan/tangki} &= 6,706 \text{ m}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 80\% \text{ Volume total} \\ \text{Volume tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times 6,70567 \\ &= 8,382 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Digunakan dished head dan tutup dengan dimensi :

$$\text{Dimensi } H_s/D_s = 1,5$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder (Vs)} &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H \\ &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times 1,5 D_s \\ &= 1,178 D_s^3 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup} = \text{Volume dished head}$$

$$= 0,0847 D_s^3$$

$$\text{Volume total} = V_s + 2 V_{\text{dish}}$$

$$8,382 = 1,178 D_s^3 + 2 \times 0,0847 D_s^3$$

$$D_s^3 = 6,220$$

$$D_s = 1,839 \text{ m}$$

$$= 72,406 \text{ in}$$

$$\text{Diameter standart (OD)} = 80 \text{ in}$$

$$= 2,032 \text{ m}$$

(Brownell & Young, Hal 89)

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi silinder (Hs)} &= 120 \text{ in} \\
&= 3,048 \text{ m} \\
\text{Tinggi dish head (Hd)} &= 0,169 \text{ OD} \\
&= 0,343 \text{ m} \\
&= 13,52 \text{ in} \\
\text{Volume larutan pada} &= 0,0847 \text{ Ds}^3 \\
\text{tutup bawah} &= 0,0847 \times 8,390 \\
&= 0,711 \text{ m}^3 \\
\text{Volume dalam silinder} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume tutup bawah} \\
&= 6,706 - 0,711 \\
&= 5,995 \text{ m}^3 \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= \frac{\text{Volume dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{Ds}^2} \\
\text{silinder} &= \frac{5,995}{0,785 \times 4,129} \\
&= 1,849 \text{ m} \\
&= \text{Tinggi larutan dalam silinder} + \text{Hd} \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= 1,849 + 0,343 \\
\text{tangki (H1)} &= 2,192 \text{ m} \\
&= 7,192 \text{ ft} \\
\text{Tinggi total tangki} &= \text{Hs} + 2 \text{ Hd} \\
&= 3,048 + 2 \times 0,343 \\
&= 3,735 \text{ m}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
P &= 70 \text{ atm} \\
&= 1028,72 \text{ atm} \\
\text{Tekanan perencanaan} &= 1,05 \times P \text{ hidrostatik} \\
&= 1,05 \times 1028,720 \\
&= 1080,2 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

a. Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
\text{Bahan konstruksi} &: \text{Stainless Steel} \\
\text{Spesifikasi} &: \text{SA 167 Tipe 304 Grade 3} \\
\text{Sambungan las} &: \text{Double welded butt joint} \\
f \text{ allowable} &= 18750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, App D Hal 342}) \\
C &= 0,125 \text{ in} \\
E &= 0,8
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
t_{\text{silinder}} &= \frac{P_i \times \text{OD}}{2 \times (fE + 0,4 P_i)} + C \\
&= \frac{1080,156 \times 80}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 1080,156)} + 0,125
\end{aligned}$$

$$= 2,925 \text{ in}$$

b. Tebal tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas berupa standard dished head

Dianggap $r = OD$

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times \pi \times r}{(\pi E + 0,1 \pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 1080,156 \times 80}{(18750 \times 0,8 + 0,1 \times 1080,156)} + 0,125$$

$$= 5,187 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup bawah} + sr \\ &= 5,187 + 120,000 + 5,187 + 2 \\ &= 189,476 \text{ in} \\ &= 15,790 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

$$\begin{aligned} Di, \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,059 \times 1,755 \\ &= 0,404 \text{ in} \\ &= 0,034 \text{ ft} \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal 1 in sch 40 didapat :

$$\begin{aligned} OD &= 1,315 \text{ in} && (\text{Geankoplis App A.5}) \\ ID &= 1,049 \text{ in} \\ A &= 0,864 \text{ in}^2 \\ &= 0,00600 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,002}{0,00600} \\ &= 0,310 \text{ ft/s} \\ \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{75,580 \times 0,087 \times 0,310}{0,04704} \\ &= 43,593 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

$Nre < 2100$, maka asumsi awal bahwa aliran laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1 in sch 40

Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

Jumlah baffle 4 buah

$$Da/Dt = 0,3 \quad Da = 0,610 \text{ m} \quad (\text{Geankoplis 4th ed, 158})$$

W/Da	=	0,2	W	=	0,122 m
L/Da	=	0,25	L	=	0,152 m
C/Dt	=	0,333	C	=	0,677 m
Dt/J	=	12	J	=	0,169 m
N	=	40 rpm			
	=	0,667 rps			

Dimana :

Da = Diameter agitator
Dt = Diameter tangki
W = Lebar pengaduk
L = Panjang daun pengaduk
C = Jarak pengaduk dari dasar tangki
J = Lebar baffle
N = Kecepatan putar

$$\begin{aligned}
Nre &= \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \\
&= \frac{0,372 \times 0,667 \times 1210,7}{0,0700000} \\
&= 4284,825
\end{aligned}$$

Dari Figure 3.4-5 Geankoplis didapatkan

$$\begin{aligned}
Np &= 6 \\
P &= Np N^3 Da^5 \\
&= 6 \times 1210,7 \times 0,296 \times 0,084 \\
&= 181,191 \text{ J/s} \\
&= 0,181 \text{ kW} \\
&= 0,243 \text{ hp}
\end{aligned}$$

Perhitungan Jaket Pemanas

Panjang propeller	=	0,152 m
	=	0,500 ft
N	=	40 rpm
	=	2400 rph
ρ	=	75,580 lbm/ft ³
μ	=	169,336 lb/ft.h
k	=	0,380 Btu/hr.ft ² .(F/ft)
c	=	1 Btu/lb.F
Ref	=	$\frac{L^2 N \rho}{\mu}$
	=	$\frac{0,250 \times 2400 \times 75,580}{169,336}$
	=	267,79405
j	=	150
ID tangki	=	77,075 in
	=	6,423 ft
$[c\mu/k]^{1/3}$	=	7,638
Asumsi $[\mu/\mu_w]$	=	1

$$\begin{aligned}
hc &= j \times (k/ID) \times [c\mu/k]^{1/3} \times [\mu/\mu_w]^{0.14} \\
&= 150 \times 0,059 \times 7,638 \times 1,000 \\
&= 67,784 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \\
\text{Untuk steam hio} &= 1500 \\
Uc &= \frac{hio \times hc}{hio + hc} \\
&= \frac{101676,71}{1567,784} \\
&= 64,854 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \\
\text{Ditetapkan Rd} &= 0,005 \\
hd &= \frac{1}{0,005} \\
&= 200 \\
Ud &= \frac{Uc \times hd}{Uc + hd} \\
&= \frac{12970,751}{264,854} \\
&= 48,973 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{F} \\
Q &= 189522,25 \text{ kkal/jam} \\
&= 752072,41 \text{ Btu/jam} \\
A &= \frac{Q}{Ud \times \Delta t} \\
&= \text{Luas permukaan vessel} \\
&= \pi \times D \times t + 2 \left(\frac{\pi}{4} \right) \times D^2 \\
&= 318,60781 + 64,801795 \\
&= 383,41 \text{ ft}^2 \\
\Delta t &= 40,053 \text{ }^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

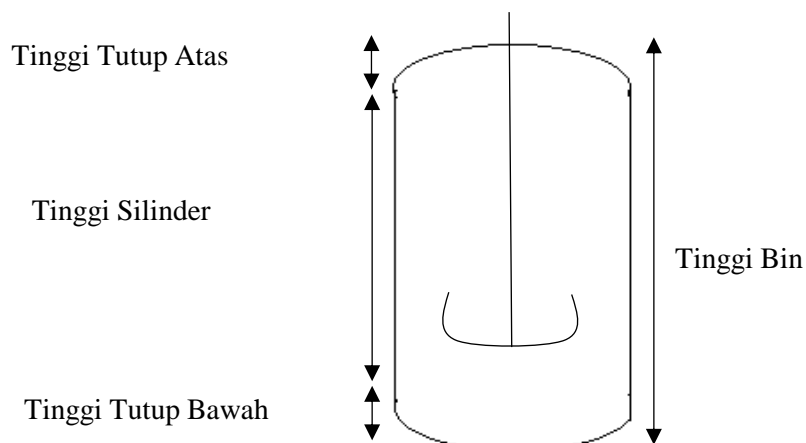
Karena reaksi berjalan pada suhu :

$$\begin{aligned}
t &= 130 \text{ }^\circ\text{C} \\
&= 266 \text{ }^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

Maka suhu steam :

$$\begin{aligned}
T_s &= 306,05 \text{ }^\circ\text{F} \\
&= 152,25 \text{ }^\circ\text{C}
\end{aligned}$$

14. Tangki Karbonasi (M-320)



Waktu Tinggal	= 1 jam			
Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/L)	Volume (L)
Karbohidrat (pati)	4,679	0,000072	1,500	3,120
Air	31819,896	0,489475	0,996	31957,955
Protein	5,325	0,000082	0,800	6,657
Lemak	1,697	0,000026	0,919	1,847
Abu	7,389	0,000114	1,327	5,568
CaCl ₂	0,121	0,000002	1,080	0,112
α -amilase	0,256	0,000004	1,050	0,244
Dekstrin	1,143	0,000018	1,021	1,120
Maltosa	13,387	0,000206	1,540	8,693
Glukosa	954,703	0,014686	1,544	618,331
HCl	0,099	0,000002	1,126	0,088
Glukoamilase	0,197	0,000003	1,040	0,189
Sorbitol	30332,477	0,466594	1,489	20371,039
Maltitol	839,009	0,012906	1,620	517,907
Nickel Alloy	928,545	0,014283	6,500	142,853
Al ₂ O ₃	38,689	0,000595	4,000	9,672
Karbon Aktif	60,665	0,000933	0,750	80,887
Total	65008,278	1		53726,280

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 70 \text{ cp} && (\mu \text{ larutan sorbitol } 50\%) \\ &= 0,0470 \text{ lb/ft.s} \\ \rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= \frac{65008,278}{53726,280} \\ &= 1,210 \text{ kg/L} \\ &= 1209,990 \text{ kg/m}^3 \\ &= 75,537 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 53726,280 \text{ L/batch produksi} \\ &= 2238,595 \text{ L/jam} \\ &= 2,239 \text{ m}^3/\text{cycle} \\ \text{Banyak reaktor} &= 1 \text{ buah} \\ \text{Volume larutan/tangki} &= 2,239 \text{ m}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 80\% \text{ Volume total} \\ \text{Volume tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times 2,23859 \\ &= 2,798 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Digunakan dished head dan tutup dengan dimensi :

$$\text{Dimensi } H_s/D_s = 1,5$$

$$\text{Volume silinder (Vs)} = 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H$$

$$= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times 1,5 D_s$$

$$\begin{aligned}
&= 1,178 D_s^3 \quad m^3 \\
\text{Volume tutup} &= \text{Volume dished head} \\
&= 0,0847 D_s^3 \\
\text{Volume total} &= V_s + 2 V_{dish} \\
2,798 D_s^3 &= 1,178 D_s^3 + 2 \times 0,0847 D_s^3 \\
D_s^3 &= 2,077 \\
D_s &= 1,276 \text{ m} \\
&= 50,229 \text{ in} \\
\text{Diameter standart (OD)} &= 54 \text{ in} \\
&= 1,372 \text{ m} \quad (\text{Brownell \& Young, Hal 89}) \\
\text{Tinggi silinder (Hs)} &= 81 \text{ in} \\
&= 2,057 \text{ m} \\
\text{Tinggi dish head (Hd)} &= 0,169 \text{ OD} \\
&= 0,232 \text{ m} \\
&= 9,126 \text{ in} \\
\text{Volume larutan pada} &= 0,0847 D_s^3 \\
\text{tutup bawah} &= 0,0847 \times 2,580 \\
&= 0,219 \text{ m}^3 \\
\text{Volume dalam silinder} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume tutup bawah} \\
&= 2,239 - 0,219 \\
&= 2,020 \text{ m}^3 \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= \frac{\text{Volume dalam silinder}}{\pi/4 \times D_s^2} \\
\text{silinder} &= \frac{2,020}{0,785 \times 1,881} \\
&= 1,367 \text{ m} \\
&= \text{Tinggi larutan dalam silinder} + \text{Hd} \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= 1,367 + 0,232 \\
\text{tangki (H1)} &= 1,599 \text{ m} \\
&= 5,246 \text{ ft} \\
\text{Tinggi total tangki} &= H_s + 2 H_d \\
&= 2,057 + 2 \times 0,232 \\
&= 2,521 \text{ m}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
P &= 70 \text{ atm} \\
&= 1028,72 \text{ atm} \\
\text{Tekanan perencanaan} &= 1,05 \times P \text{ hidrostatik} \\
&= 1,05 \times 1028,720 \\
&= 1080,2 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

a. Tebal bagian silinder

Bahan konstruksi : Stainless Steel
 Spesifikasi : SA 167 Tipe 304 Grade 3
 Sambungan las : Double welded butt joint
 f allowable = 18750 psi (Brownell & Young, App D Hal 342)
 C = 0,125 in
 E = 0,8

$$\begin{aligned}
 t_{\text{silinder}} &= \frac{P_i \times OD}{2 \times (fE + 0,4 P_i)} + C \\
 &= \frac{1080,156 \times 54}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 1080,156)} + 0,125 \\
 &= 2,015 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas berupa standard dished head

Dianggap $r = OD$

$$\begin{aligned}
 t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(fE + 0,1 P_i)} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 1080,156 \times 54}{(18750 \times 0,8 + 0,1 \times 1080,156)} + 0,125 \\
 &= 3,542 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup bawah} + \text{sr} \\
 &= 3,542 + 81,000 + 3,542 + 2 \\
 &= 90,084 \text{ in} \\
 &= 15,790 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{opt}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,036 \times 1,755 \\
 &= 0,247 \text{ in} \\
 &= 0,021 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal 1/2 in sch 40 didapat :

$$\begin{aligned}
 OD &= 0,84 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis App A.5}) \\
 ID &= 0,622 \text{ in} \\
 A &= 0,304 \text{ in}^2 \\
 &= 0,00211 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0,001}{0,00211} \\
 &= 0,295 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
 &= \frac{75,537 \times 0,052 \times 0,295}{\mu}
 \end{aligned}$$

$$= 0,04704$$

$$= 24,529 \text{ (memenuhi)}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal bahwa aliran laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1/2 in sch 40

Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

Jumlah baffle 4 buah

(Geankoplis 4th ed, 158)

Da/Dt	=	0,3	Da	=	0,411 m
W/Da	=	0,2	W	=	0,082 m
L/Da	=	0,25	L	=	0,103 m
C/Dt	=	0,333	C	=	0,457 m
Dt/J	=	12	J	=	0,114 m
N	=	40 rpm			
	=	0,667 rps			

Dimana :

Da = Diameter agitator

Dt = Diameter tangki

W = Lebar pengaduk

L = Panjang daun pengaduk

C = Jarak pengaduk dari dasar tangki

J = Lebar baffle

N = Kecepatan putar

$$\text{Nre} = \frac{\text{Da}^2 \text{N} \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,169 \times 0,667 \times 1210,0}{0,0700000}$$

$$= 1951,155$$

Dari Figure 3.4-5 Geankoplis didapatkan

$$\text{Np} = 5$$

$$\text{P} = \text{NppN}^3 \text{Da}^5$$

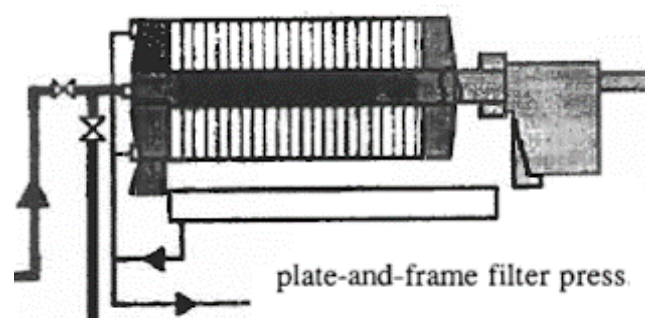
$$= 5 \times 1210,0 \times 0,296 \times 0,012$$

$$= 21,146 \text{ J/s}$$

$$= 0,021 \text{ kW}$$

$$= 0,028 \text{ hp}$$

15. Filter Press (H-330)



Fungsi : Memisahkan impuritis dari tangki karbonasi
 Tipe : Horizontal Plate and Frame Filter Press
 Jumlah : 2 buah
 Kondisi Operasi : T = 85 °C
 Dirancang untuk 1 jam operasi

Aliran Masuk :

Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/m ³)
Karbohidrat (pati)	4,679	0,000072	1500
Air	31819,896	0,489475	996
Protein	5,325	0,000082	800
Lemak	1,697	0,000026	919
Abu	7,389	0,000114	1327
CaCl ₂	0,121	0,000002	1080
α -amilase	0,256	0,000004	1050
Dekstrin	1,143	0,000018	1021
Maltosa	13,387	0,000206	1540
Glukosa	954,703	0,014686	1544
HCl	0,099	0,000002	1126
Glukoamilase	0,197	0,000003	1040
Sorbitol	30332,477	0,466594	1300
Maltitol	839,009	0,012906	1620
Nickel Alloy	928,545	0,014283	1880
Al ₂ O ₃	38,689	0,000595	2100
Karbon Aktif	60,665	0,000933	2250
Total	65008,278	1	

Aliran Cake :

Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/m ³)
Karbohidrat (pati)	4,679	0,001621	1500
Air	112,224	0,038872	996
Protein	5,325	0,001845	800
Lemak	1,697	0,000588	919
Abu	7,389	0,002559	1327
CaCl ₂	0,001	0,000000	1080
α -amilase	0,256	0,000089	1050
Dekstrin	1,143	0,000396	1021
Maltosa	0,134	0,000046	1540
Glukosa	9,547	0,003307	1544
HCl	0,001	0,000000	1126
Glukoamilase	0,197	0,000068	1040
Sorbitol	303,325	0,105064	1300
Maltitol	8,390	0,002906	1620
Nickel Alloy	928,545	0,321626	1880
Al ₂ O ₃	60,665	0,021013	2100
Karbon Aktif	1443,518	0,500000	2250
Total	2887,036	1	

Aliran Filtrat :

Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/m ³)	Volume (L)
Air	31707,672	0,498825	996	31,845
Maltosa	13,253	0,000209	1540	0,009
Glukosa	945,156	0,014869	1544	0,612
CaCl ₂	0,120	0,000002	1080	0,000
HCl	0,098	0,000002	1126	0,000
Sorbitol	30029,152	0,472418	1300	23,099
Maltitol	830,619	0,013067	1620	0,513
Al ₂ O ₃	38,689	0,000609	2100	0,018
Total	63564,760	1		56,097

Rate massa masuk = 65008,278 kg/batch produksi
= 2708,678 kg/cycle
= 2708,678 kg/jam

Rate filtrat keluar = 63564,760 kg/batch produksi
= 2648,532 kg/cycle
= 2648,532 kg/jam

ρ filtrat = 1156,544 kg/m³

Filtrat per siklus = Rate filtrat keluar \times Waktu operasi (1 batch)
= 63564,760 \times 1
= 63564,760 kg

Volume filtrat = $\frac{\text{Filtrat}}{\rho \text{ filtrat}}$
= $\frac{2648,532}{1156,544}$
= 2,290 m³

Trial harga A yang memberikan waktu yang sama dengan waktu filtrasi yang ditetapkan :

Luas filter (A) = 5 m²

Menentukan waktu operasi 1 siklus

Filter press beroperasi secara batch dan pada tekanan konstan

Waktu filtrasi (t_f) = $(Kp/2) V^2 + BC$ (Geankoplis, pers 14-2-18)

Mencari harga Kp :

$Kp = \frac{\mu \alpha C_s}{A^2 (-\Delta P)}$ (Geankoplis, pers 14-2-14)

Diambil :

$-\Delta P = 275790 \text{ N/m}^2$ (Hugot, 40 - 50 psi)

$\mu = 0,003638 \text{ kg/m.s}$

$K = \text{Permeabilitas (m}^2\text{)}$

$= \frac{g_c D_p^2 F_{Re}}{32 Fr}$

$r_s = \text{Densitas solid pada cake (kg/m}^3\text{)}$

$X = \text{Porositas cake}$

$= 0,4231$ (Brown Hal 214, 0.3781 - 0.468)

$r = \text{Densitas filtrat (kg/m}^3\text{)}$

$D_p = \text{Diameter partikel}$

$= 0,217 \text{ in}$ (Brown Hal 214)

$$\begin{aligned}
 &= 0,0180833 \text{ ft} \\
 y &= \text{Sphericity} \\
 &= 1 \qquad \qquad \qquad (\text{Brown Hal 214})
 \end{aligned}$$

F_{Re} = Reynold Number Factor
 Fr = Friction Factor

$$\begin{aligned}
 X &= 0,4231 & F_{Re} &= 42 & (\text{Brown Fig.219}) \\
 y &= 1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 X &= 0,4231 & Fr &= 1100 & (\text{Brown Fig.220}) \\
 y &= 1
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 K &= \frac{0,4418871}{35200} \\
 &= 1,255E-05 \text{ m}^2 \\
 \rho_s &= 1296,2 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Diperoleh :

$$\begin{aligned}
 \alpha &= \frac{1}{K \times \rho_s \times (1 - X)} \\
 &= \frac{1}{0,0093873} \\
 &= 106,52678 \text{ m/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_s &= \frac{\rho \quad C_x}{1 - m \quad C_x} \\
 &= \frac{379,7866}{0,706707} \\
 &= 537,4032 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 K_p &= \frac{208,26761}{6894750} \\
 &= 3,021E-05 \text{ s/m}^6
 \end{aligned}$$

Mencari harga B :

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{\mu \quad R_m}{A \quad (-\Delta P)} \\
 &= \frac{36380000}{1378950} \\
 &= 26,382392 \text{ s/m}^3
 \end{aligned}$$

Mencari waktu filtrasi :

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu filtrasi } (t_f) &= 1479,966 \text{ detik} \\
 &= 24,666 \text{ menit} \\
 &= 0,411 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu pengisian dan pengosongan } (t_p) &= 0,75 \text{ jam} \\
 \text{Waktu pencucian } (t_w) &= 0,5 \text{ jam} \\
 \text{Waktu total per siklus} &= t_p + t_w + t_f \\
 &= 0,75 + 0,5 + 0,411
 \end{aligned}$$

$$= 1,661 \text{ jam}$$

Waktu total filtrasi hasil perhitungan telah memenuhi, trial luas filter A sudah benar

$$\text{Luas filter (A)} = 5 \text{ m}^2$$

Dari Hugot Hal 469 diambil :

$$\text{Ukuran frame} = 36 \times 36 \text{ in}$$

$$\text{Luas frame} = 1296 \text{ in}^2$$

$$= 0,8361307 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah frame} = \frac{\text{Luas filter}}{\text{Luas frame}}$$

$$= \frac{5}{0,8361307}$$

$$= 5,9799263$$

$$= 6$$

$$\text{Jumlah plate} = 5 \text{ buah}$$

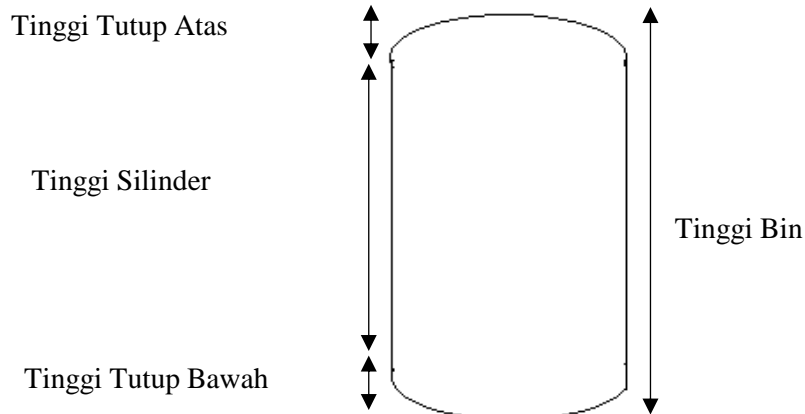
$$\text{Jumlah cake per siklus} = 1738,0251 \text{ kg}$$

$$\rho \text{ cake} = 1296,2 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume cake per siklus} = 1,3408618 \text{ m}^3$$

$$\text{Tebal plate dan frame} = 1,25 \text{ in}$$

16. Kation Exchanger (H-340)



Fungsi : Menghilangkan kation-kation pengotor

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head

Bahan : 304 Grade 3 (SA 167)

Kapasitas = 2648,6274 kg/jam

= 5839,1639 lb/jam

Densitas larutan sorbito = 72,627 lb/ft³

Rate volumetrik = 80,399355 lb/ft³

Digunakan resin penukar kation Sulfonated phenolic resin

Spesifikasi resin :

Bulk density = 0.74 - 0.85 kg/L

Suhu operasi optimal = 50 - 90 °C

Kapasitas exchange = 0,7 eq/L wet resin

Jumlah kation per jam	=	0,0957351 kg/jam	BE H ⁺	=	1
Waktu regenerasi	=	30 hari			
Jumlah kation	=	68,929275 kg			
	=	68,929275 eq			
Volume resin dibutuhkan	=	$\frac{\text{Jumlah kation}}{\text{Kapasitas exchange}}$			
	=	$\frac{68,92927546}{0,7}$			
	=	98,470394 L			
	=	3,4774303 ft ³			
Space velocity	=	10 per jam			
Tinggi bed minimal	=	24 in			
	=	2 ft			
Volume bed	=	$\frac{\text{Rate volumetrik}}{\text{Space velocity}}$			
	=	$\frac{83,87678518}{10}$			
	=	8,3876785 ft ³			
Luas bed	=	$\frac{\text{Volume bed}}{\text{Tinggi bed}}$			
	=	$\frac{8,387678518}{2}$			
	=	4,1938393 ft ²			
Luas penampang bed	=	$\pi/4 \times D^2$			
	4,193839259	=	$0,785 \times D^2$		
		D ²	=	5,339762	
		D	=	2,3107925 ft	

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dished head dan tutup dengan dimensi :

Dimensi Hs/Ds	=	1,5	
Volume silinder (Vs)	=	$0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H$	
	=	$0,25 \times \pi \times D_s^2 \times 1,5 D_s$	
	=	$1,178 D_s^3 \text{ m}^3$	
Volume tutup	=	Volume dished head	
	=	$0,0847 D_s^3$	
Diameter	=	2,3107925 ft	
	=	27,72951 in	
Diameter standart (OD)	=	30 in	
	=	0,762 m	(Brownell & Young, Hal 89)
Tinggi silinder (Hs)	=	45 in	
	=	1,143 m	
Tinggi dish head (Hd)	=	0,169 OD	
	=	0,129 m	

$$= 5,07 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= H_s + 2 H_d \\ &= 1,143 + 2 \times 0,129 \\ &= 1,401 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned} P &= 0,15 \text{ atm} \\ &= 2,2044 \text{ atm} \\ \text{Tekanan perencanaan} &= 1,05 \times P \text{ hidrostatik} \\ &= 1,05 \times 2,204 \\ &= 2,3 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

a. Tebal bagian silinder

Bahan konstruksi : Stainless Steel
 Spesifikasi : SA 167 Tipe 304 Grade 3
 Sambungan las : Double welded butt joint
 f allowable = 18750 psi (Brownell & Young, App D Hal 342)
 C = 0,125 in
 E = 0,8

$$\begin{aligned} t_{\text{silinder}} &= \frac{P_i \times OD}{2 \times (fE + 0,4 P_i)} + C \\ &= \frac{2,315 \times 30}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 2,315)} + 0,125 \\ &= 0,127 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas berupa standard dished head
 Dianggap $r = OD$

$$\begin{aligned} t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(fE + 0,1 P_i)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 2,315 \times 30}{(18750 \times 0,8 + 0,1 \times 2,315)} + 0,125 \\ &= 0,129 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup bawah} + sr \\ &= 0,129 + 45,000 + 0,129 + 2 \\ &= 47,258 \text{ in} \\ &= 3,938 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Asumsi aliran laminar

$$\begin{aligned} D_{i, \text{opt}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,181 \times 1,746 \\ &= 1,230 \text{ in} \\ &= 0,103 \text{ ft} \end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal 1 in sch 40 didapat :

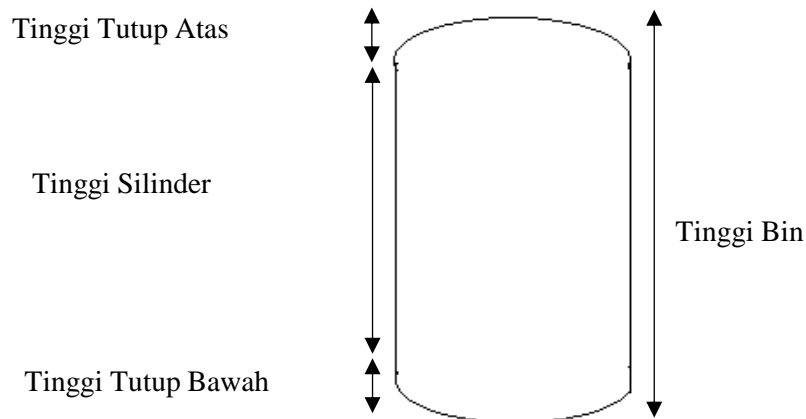
$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1,315 \text{ in} && (\text{Geankoplis App A.5}) \\ \text{ID} &= 1,049 \text{ in} \\ \text{A} &= 0,864 \text{ in}^2 \\ &= 0,00600 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,022}{0,00600} \\ &= 3,721 \text{ ft/s} \\ \text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\ &= \frac{72,627 \times 0,087 \times 3,721}{0,04704} \\ &= 502,246 \text{ (memenuhi)} \end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal bahwa aliran laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1 in sch 40

17. Anion Exchanger (H-341)



- Fungsi : Menghilangkan anion-anion pengotor
- Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head
- Bahan : 304 Grade 3 (SA 167)
- Kapasitas = 2647,776 kg/jam
- = 5837,287 lb/jam
- Densitas larutan sorbito = 72,627 lb/ft³
- Rate volumetrik = 80,373511 lb/ft³

Digunakan resin penukar anion basa kuat

Spesifikasi resin :

- Bulk density = 0.74 - 0.85 kg/L
- Suhu operasi optimal = 60 - 80 °C
- Kapasitas exchange = 1,3 eq/L wet resin

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah anion per jam} &= 0,0034305 \text{ kg/jam} & \text{BE H}^+ &= 1 \\
\text{Waktu regenerasi} &= 30 \text{ hari} \\
\text{Jumlah anion} &= 2,4699694 \text{ kg} \\
&= 2,4699694 \text{ eq} \\
\text{Volume resin dibutuhkan} &= \frac{\text{Jumlah kation}}{\text{Kapasitas exchange}} \\
&= \frac{2,469969355}{1,3} \\
&= 1,8999764 \text{ L} \\
&= 0,0670967 \text{ ft}^3 \\
\\
\text{Space velocity} &= 10 \text{ per jam} \\
\text{Tinggi bed minimal} &= 24 \text{ in} \\
&= 2 \text{ ft} \\
\text{Volume bed} &= \frac{\text{Rate volumetrik}}{\text{Space velocity}} \\
&= \frac{80,44060766}{10} \\
&= 8,0440608 \text{ ft}^3 \\
\text{Luas bed} &= \frac{\text{Volume bed}}{\text{Tinggi bed}} \\
&= \frac{8,044060766}{2} \\
&= 4,0220304 \text{ ft}^2 \\
\text{Luas penampang bed} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \\
4,022030383 &= 0,785 \times D^2 \\
D^2 &= 5,1210081 \\
D &= 2,2629645 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart bawah berbentuk konikal dengan sudut 120°

Digunakan dished head dan tutup dengan dimensi :

$$\begin{aligned}
\text{Dimensi Hs/Ds} &= 1,5 \\
\text{Volume silinder (Vs)} &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H \\
&= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times 1,5 D_s \\
&= 1,178 D_s^3 \text{ m}^3 \\
\text{Volume tutup} &= \text{Volume dished head} \\
&= 0,0847 D_s^3 \\
\text{Diameter} &= 2,2629645 \text{ ft} \\
&= 27,155573 \text{ in} \\
\text{Diameter standart (OD)} &= 30 \text{ in} \\
&= 0,762 \text{ m} & (\text{Brownell \& Young, Hal 89}) \\
\text{Tinggi silinder (Hs)} &= 45 \text{ in} \\
&= 1,143 \text{ m} \\
\text{Tinggi dish head (Hd)} &= 0,169 \text{ OD}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0,129 \text{ m} \\
&= 5,07 \text{ in} \\
\text{Tinggi total tangki} &= H_s + 2 H_d \\
&= 1,143 + 2 \times 0,129 \\
&= 1,401 \text{ m}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
P &= 0,15 \text{ atm} \\
&= 2,2044 \text{ atm} \\
\text{Tekanan perencanaan} &= 1,05 \times P \text{ hidrostatik} \\
&= 1,05 \times 2,204 \\
&= 2,3 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

a. Tebal bagian silinder

Bahan konstruksi : Stainless Steel
 Spesifikasi : SA 167 Tipe 304 Grade 3
 Sambungan las : Double welded butt joint
 f allowable = 18750 psi *(Brownell & Young, App D Hal 342)*
 C = 0,125 in
 E = 0,8

$$\begin{aligned}
t_{\text{silinder}} &= \frac{P_i \times OD}{2 \times (fE + 0,4 P_i)} + C \\
&= \frac{2,315 \times 30}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 2,315)} + 0,125 \\
&= 0,127 \text{ in}
\end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas berupa standard dished head

Dianggap $r = OD$

$$\begin{aligned}
t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times P_i \times r}{(fE + 0,1 P_i)} + C \\
&= \frac{0,885 \times 2,315 \times 30}{(18750 \times 0,8 + 0,1 \times 2,315)} + 0,125 \\
&= 0,129 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total tangki} &= \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi tutup bawah} + sr \\
&= 0,129 + 45,000 + 0,129 + 2 \\
&= 47,258 \text{ in} \\
&= 3,938 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Asumsi aliran laminar

$$\begin{aligned}
D_{i, \text{opt}} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
&= 3,9 \times 0,181 \times 1,746 \\
&= 1,230 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$= 0,103 \text{ ft}$$

Ditetapkan diameter nominal 1 in sch 40 didapat :

$$\text{OD} = 1,315 \text{ in} \quad (\text{Geankoplis App A.5})$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$A = 0,864 \text{ in}^2$$

$$= 0,00600 \text{ ft}^2$$

Cek jenis aliran :

$$\text{Kecepatan aliran (v)} = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,022}{0,00600}$$

$$= 3,720 \text{ ft/s}$$

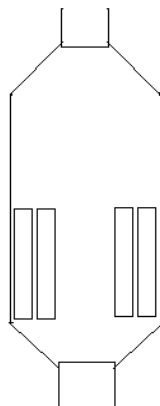
$$\text{Nre} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

$$= \frac{72,627 \times 0,087 \times 3,720}{0,33300}$$

$$= 70,922 \text{ (memenuhi)}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal bahwa aliran laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 1 in sch 40

18. Evaporator Efek I (V-410)



Fungsi : Memekatkan larutan sorbitol sehingga mencapai kondisi jenuh
 Type (Calandria) : Standard Vertical Tube Evaporator

Dari appendix didapatkan :

$$Q = 65478,47777 \text{ kkal/jam}$$

$$= 259687,6428 \text{ BTU/jam}$$

$$\text{Suhu Masuk} = 85,63880516 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 186,1498493 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu Keluar} = 111,85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 233,33 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 33,15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 91,67 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$UD = 550 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Digunakan 1 buah evaporator, sehingga luas perpindahan panas evaporator :

$$\begin{aligned} A &= 2,060301471 \text{ m}^2 \\ &= 22,17636113 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kondisi tube calandria :

$$\begin{aligned} \text{Ukuran tube} &= 2 \text{ in} \\ \text{Panjang tube} &= 5 \text{ ft} \quad (\text{Badger, 176}) \end{aligned}$$

Dipilih standart tube 2 in IPS sch 40 :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 2,375 \text{ in} \\ \text{ID} &= 2,067 \text{ in} \\ a'_t &= 3,356 \text{ in}^2 \\ &= 0,023 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube} &= \frac{A'}{a'_t \times L'} \\ &= \frac{22,176361}{0,1165141} \\ &= 190,33206 \\ &= 190 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dimensi Evaporator

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang (A)} &= N_t \times a'_t \\ &= 190 \times 0,023 \\ &= 4,4275344 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang (A)} &= \pi/4 \times D_{\text{evap}}^2 \\ 4,427534393 &= 0,785 \times D_{\text{evap}}^2 \\ D_{\text{evap}}^2 &= 5,6373119 \text{ ft}^2 \\ D_{\text{evap}} &= 2,3743024 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= 2 \text{ ft} \\ &= 0,6096074 \text{ m} \\ &= 24,000244 \text{ in} \\ \text{ID} &= 23,625244 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi evaporator berdasarkan dimensi ratio :

$$\begin{aligned} \text{H/D} &= 3 \\ \text{H evap} &= 6 \text{ ft} \quad (\text{Ulrich, Tabel 4-7}) \end{aligned}$$

Penentuan tebal shell (vakuum)

Silinder :

$$\begin{aligned} \text{Trial t} &= 1 \text{ in} \\ &= 0,75 \text{ in} \\ \text{l/D} &= 1,5 \\ \text{D/ts} &= 32 \\ \text{T} &= \text{up to } 300 \text{ F} \end{aligned}$$

Untuk bahan high alloy steel SA-167 grade 3 tipe 304

$$\text{Yield strength} = 3000 \text{ psi}$$

Dari figure 8.9 diperoleh :

$$\varepsilon = 0,00029$$

$$B = 4300$$

$$\begin{aligned} P \text{ allowable} &= \frac{B}{D/ts} \\ &= \frac{4300}{32,000325} \\ &= 134,37363 \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Tebal dan tinggi tutup bawah dan atas

$$a/b = 2$$

$$\text{Tebal} = 0,5$$

$$rc/D = 0,9$$

$$rc = 21,6 \text{ in}$$

$$\frac{rc}{th} = 43,200439$$

Dari figure 8.9 diperoleh :

$$\varepsilon = 0,0006$$

$$B = 5200$$

$$\begin{aligned} P \text{ allowable} &= \frac{B}{r/th} \\ &= \frac{5200}{43,200439} \\ &= 120,36915 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup} &= \frac{OD}{6} && (\text{Kusnarjo, 28}) \\ &= \frac{24,000244}{6} \\ &= 4,0000406 \text{ in} \\ &= 0,3333367 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Bagian Shell :

$$\text{Diameter Evaporator} = 2 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Evaporator} = 6,3333367 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal Shell} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Tebal Tutup Bawah} = 0,5 \text{ in}$$

Tube Calandria :

$$\text{Ukuran} = 2 \text{ in sch 40, standart IPS}$$

$$\text{OD} = 2,375 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

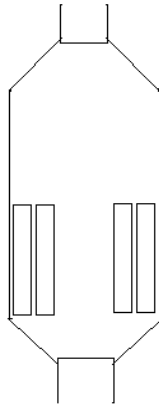
$$\text{Panjang tube} = 5 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah tube} = 190 \text{ buah}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \text{Carbon Steel SA 203 Grade C (21/2 Ni)}$$

Jumlah evaporator = 1 buah

19. Evaporator Efek II (V-420)



Fungsi : Memekatkan larutan sorbitol sehingga mencapai kondisi jenuh
 Type (Calandria) : Standard Vertical Tube Evaporator

Dari appendix didapatkan :

Q = 108006,0481 kkal/jam
 = 428351,9867 BTU/jam
 Suhu Masuk = 111,85 °C
 = 233,33 °F
 Suhu Keluar = 56,20198422 °C
 = 133,1635716 °F
 ΔT = 52,48880516 °C
 = 126,4798493 °F
 UD = 550 Btu/j.ft².°F

Digunakan 1 buah evaporator, sehingga luas perpindahan panas evaporator :

A = 1,576737514 m²
 = 16,97144859 ft²

Kondisi tube calandria :

Ukuran tube = 2 in
 Panjang tube = 5 ft (Badger, 176)

Dipilih standart tube 2 in IPS sch 40 :

OD = 2,375 in
 ID = 2,067 in
 a'_t = 3,356 in²
 = 0,023 ft²

Jumlah tube = $\frac{A'}{a'_t \times L'}$
 = $\frac{16,971449}{0,1165141}$
 = 145,66009
 = 146 buah

Dimensi Evaporator

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang (A)} &= N_t \times a'_t \\ &= 146 \times 0,023 \\ &= 3,4022106 \text{ ft}^2 \\ \text{Luas penampang (A)} &= \frac{\pi}{4} \times D_{\text{evap}}^2 \\ 3,402210639 &= 0,785 \times D_{\text{evap}}^2 \\ D_{\text{evap}}^2 &= 4,3318291 \text{ ft}^2 \\ D_{\text{evap}} &= 2,0813047 \text{ ft} \\ &= 2 \text{ ft} \\ &= 0,6096074 \text{ m} \\ &= 24,000244 \text{ in} \\ \text{ID} &= 23,625244 \text{ in}\end{aligned}$$

Tinggi evaporator berdasarkan dimensi ratio :

$$\begin{aligned}H/D &= 3 && (\text{Ulrich, Tabel 4-7}) \\ H \text{ evap} &= 6 \text{ ft}\end{aligned}$$

Penentuan tebal shell (vakuum)

Silinder :

$$\begin{aligned}\text{Trial } t &= 1 \text{ in} \\ &= 0,75 \text{ in} \\ l/D &= 1,5 \\ D/t_s &= 32 \\ T &= \text{up to } 300 \text{ F}\end{aligned}$$

Untuk bahan high alloy steel SA-167 grade 3 tipe 304

$$\text{Yield strength} = 3000 \text{ psi}$$

Dari figure 8.9 diperoleh :

$$\begin{aligned}\varepsilon &= 0,00029 \\ B &= 4300\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P \text{ allowable} &= \frac{B}{D/t_s} \\ &= \frac{4300}{32,000325} \\ &= 134,37363 \quad (\text{memenuhi})\end{aligned}$$

Tebal dan tinggi tutup bawah dan atas

$$\begin{aligned}a/b &= 2 \\ \text{Trial tebal} &= 0,5 \\ rc/D &= 0,9 \\ rc &= 21,6 \text{ in} \\ \frac{rc}{th} &= 43,200439\end{aligned}$$

Dari figure 8.9 diperoleh :

$$\begin{aligned}\varepsilon &= 0,0006 \\ B &= 5200\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ allowable} &= \frac{B}{r/th} \\
 &= \frac{5200}{43,200439} \\
 &= 120,36915
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup} &= \frac{OD}{6} && (\text{Kusnarjo, 28}) \\
 &= \frac{24,000244}{6} \\
 &= 4,0000406 \text{ in} \\
 &= 0,3333367 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi :

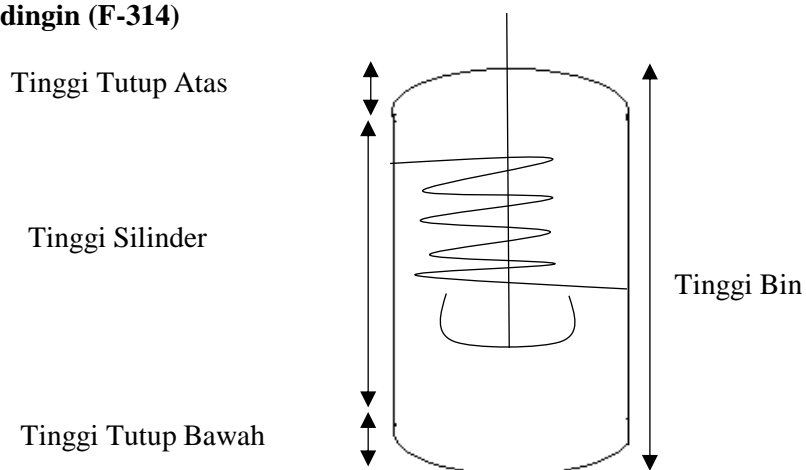
Bagian Shell :

- Diameter Evaporator = 2 ft
- Tinggi Evaporator = 6,3333367 ft
- Tebal Shell = 1 in
- Tebal Tutup Bawah = 0,5 in

Tube Calandria :

- Ukuran = 2 in sch 40, standart IPS
- OD = 2,375 in
- ID = 2,067 in
- Panjang tube = 5 in
- Jumlah tube = 146 buah
- Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 203 Grade C (21/2 Ni)
- Jumlah evaporator = 1 buah

20. Tangki Pendingin (F-314)



Waktu Tinggal	= 1 jam			
Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/L)	Volume (L)
Karbohidrat (pati)	4,679	0,000072	1,500	3,120
Air	31819,896	0,489932	0,996	31957,955
Protein	5,325	0,000082	0,800	6,657
Lemak	1,697	0,000026	0,919	1,847
Abu	7,389	0,000114	1,327	5,568
CaCl ₂	0,121	0,000002	1,080	0,112

α -amilase	0,256	0,000004	1,050	0,244
Dekstrin	1,143	0,000018	1,021	1,120
Maltosa	13,387	0,000206	1,540	8,693
Glukosa	954,703	0,014700	1,544	618,331
HCl	0,099	0,000002	1,126	0,088
Glukoamilase	0,197	0,000003	1,040	0,189
Sorbitol	30332,477	0,467030	1,489	20371,039
Maltitol	839,009	0,012918	1,620	517,907
Nickel Alloy	928,545	0,014297	6,500	142,853
Al_2O_3	38,689	0,000596	4,000	9,672
Total	64947,613	1		53645,393

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 50 \text{ cp} && (\mu \text{ larutan sorbitol } 50\%) \\ &= 0,0336 \text{ lb/ft.s} \\ \rho \text{ campuran} &= \frac{\text{massa total}}{\text{volume total}} \\ &= \frac{64947,613}{53645,393} \\ &= 1,211 \text{ kg/L} \\ &= 1210,684 \text{ kg/m}^3 \\ &= 75,580 \text{ lbm/ft}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 53645,393 \text{ L/batch produksi} \\ &= 2235,225 \text{ L/cycle} \\ &= 2,235 \text{ m}^3/\text{cycle} \\ \text{Banyak reaktor} &= 1 \text{ buah} \\ \text{Volume larutan/tangki} &= 2,235 \text{ m}^3 \\ \text{Volume larutan} &= 80\% \text{ Volume total} \\ \text{Volume tangki} &= \frac{100\%}{80\%} \times 2,23522 \\ &= 2,794 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki

Direncanakan tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Digunakan dished head dan tutup dengan dimensi :

$$\text{Dimensi } H_s/D_s = 1,5$$

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder (Vs)} &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times H \\ &= 0,25 \times \pi \times D_s^2 \times 1,5 D_s \\ &= 1,178 D_s^3 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup} = \text{Volume dished head}$$

$$= 0,0847 D_s^3$$

$$\text{Volume total} = V_s + 2 V_{\text{dish}}$$

$$2,794 = 1,178 D_s^3 + 2 \times 0,0847 D_s^3$$

$$D_s^3 = 2,073$$

$$D_s = 1,275 \text{ m}$$

$$= 50,203 \text{ in}$$

$$\text{Diameter standart (OD)} = 54 \text{ in}$$

$$= 1,372 \text{ m}$$

(Brownell & Young, Hal 89)

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi silinder (Hs)} &= 81 \text{ in} \\
&= 2,057 \text{ m} \\
\text{Tinggi dish head (Hd)} &= 0,169 \text{ OD} \\
&= 0,232 \text{ m} \\
&= 9,126 \text{ in} \\
\text{Volume larutan pada} &= 0,0847 \text{ Ds}^3 \\
\text{tutup bawah} &= 0,0847 \times 2,580 \\
&= 0,219 \text{ m}^3 \\
\text{Volume dalam silinder} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume tutup bawah} \\
&= 2,235 - 0,219 \\
&= 2,017 \text{ m}^3 \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= \frac{\text{Volume dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{Ds}^2} \\
\text{silinder} &= \frac{2,017}{0,785 \times 1,881} \\
&= 1,365 \text{ m} \\
&= \text{Tinggi larutan dalam silinder} + \text{Hd} \\
\text{Tinggi larutan dalam} &= 1,365 + 0,232 \\
\text{tangki (H1)} &= 1,597 \text{ m} \\
&= 5,238 \text{ ft} \\
\text{Tinggi total tangki} &= \text{Hs} + 2 \text{ Hd} \\
&= 2,057 + 2 \times 0,232 \\
&= 2,521 \text{ m}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan hidrostatiknya

$$\begin{aligned}
\text{P bahan} &= \rho \times g \times \text{H1} \\
&= 1210,684 \times 9,8 \times 1,597 \\
&= 18943,878 \text{ N/m}^2 \\
&= 2,747 \text{ psi} \\
\text{Tekanan perencanaan} &= 1,05 \times \text{P hidrostatik} \\
&= 1,05 \times 2,747 \\
&= 2,9 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

a. Tebal bagian silinder

Bahan konstruksi	: Stainless Steel	
Spesifikasi	: SA 167 Tipe 304 Grade 3	
Sambungan las	: Double welded butt joint	
f allowable	= 18750 psi	(Brownell & Young, App D Hal 342)
C	= 0,125 in	
E	= 0,8	

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_i \times \text{OD}}{2 \times (fE + 0,4 P_i)} + C$$

$$= \frac{2,885}{2 \times (18750 \times 0,8 + 0,4 \times 2,885)} \times \frac{54}{2,885} + 0,125$$

$$= 0,130 \text{ in}$$

Tebal plat standart = 3/16 = 0,188 in

OD = ID + 2 t_{silinder}

54 = ID + 2 (0,188)

ID = 53,625 in = 1,362 m

b. Tebal tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas berupa standard dished head

Dianggap r = OD

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times \text{Pi} \times r}{(fE + 0,1 \text{Pi})} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 2,885}{(18750 \times 0,8 + 0,1 \times 2,885)} \times \frac{54}{2,885} + 0,125$$

$$= 0,134 \text{ in}$$

Tebal plat standart = 3/16 = 0,188 in

Dari tabel 5.7 Brownell, untuk tebal tutup 3/16 in adalah :

r = 21 in

Sehingga :

icr = 1,375 in

sr = 2 in

Tinggi total tangki = Tinggi tutup atas + Tinggi silinder + Tinggi tutup bawah + sr

= 9,126 + 81 + 9,126 + 2

= 101,252 in

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet

Asumsi aliran laminar

Di, opt = 3,9 × Qf^{0.45} × ρ^{0.13}

= 3,9 × 0,179 × 1,755

= 1,226 in

= 0,102 ft

Ditetapkan diameter nominal 3 1/2 in sch 40 didapat :

OD = 4 in (Geankoplis App A.5)

ID = 3,548 in

A = 9,887 in²

= 0,06866 ft²

Cek jenis aliran :

Kecepatan - Q

$$\begin{aligned}
\text{aliran (v)} &= \frac{A}{0,06866} \\
&= \frac{0,022}{0,06866} \\
&= 0,319 \text{ ft/s} \\
\text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{75,580 \times 0,296 \times 0,319}{0,03360} \\
&= 212,320 \text{ (memenuhi)}
\end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal bahwa aliran laminer benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 3/4 in sch 40

Outlet

Asumsi aliran laminer

$$\begin{aligned}
D_i, \text{ opt} &= 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
&= 3,9 \times 0,179 \times 1,755 \\
&= 1,226 \text{ in} \\
&= 0,102 \text{ ft}
\end{aligned}$$

Ditetapkan diameter nominal 2 1/2 in sch 40 didapat :

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= 2,875 \text{ in} && (\text{Geankoplis App A.5}) \\
\text{ID} &= 2,469 \text{ in} \\
\text{A} &= 4,788 \text{ in}^2 \\
&= 0,03325 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} \\
&= \frac{0,022}{0,03325} \\
&= 0,659 \text{ ft/s} \\
\text{Nre} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
&= \frac{75,580 \times 0,206 \times 0,659}{0,03360} \\
&= 305,107 \text{ (memenuhi)}
\end{aligned}$$

Nre < 2100, maka asumsi awal bahwa aliran laminer benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 2 1/2 in sch 40

Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

Jumlah baffle 4 buah

(Geankoplis 4th ed, 158)

$$\begin{array}{llll}
D_a/D_t &= & 0,3 & D_a &= & 0,411 \text{ m} \\
W/D_a &= & 0,2 & W &= & 0,082 \text{ m} \\
L/D_a &= & 0,25 & L &= & 0,103 \text{ m} \\
C/D_t &= & 0,333 & C &= & 0,457 \text{ m}
\end{array}$$

$$\begin{aligned} Dt/J &= 12 & J &= 0,114 \text{ m} \\ N &= 40 \text{ rpm} \\ &= 0,667 \text{ rps} \end{aligned}$$

Dimana :

Da = Diameter agitator
Dt = Diameter tangki
W = Lebar pengaduk
L = Panjang daun pengaduk
C = Jarak pengaduk dari dasar tangki
J = Lebar baffle
N = Kecepatan putar

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,169 \times 0,667 \times 1210,7}{0,0500000} \\ &= 2733,183 \end{aligned}$$

Dari Figure 3.4-5 Geankoplis didapatkan

$$\begin{aligned} Np &= 5 \\ P &= Np N^3 Da^5 \\ &= 5 \times 1210,7 \times 0,296 \times 0,012 \\ &= 21,158 \text{ J/s} \\ &= 0,021 \text{ kW} \\ &= 0,028 \text{ hp} \end{aligned}$$

Perhitungan Coil Pendingin

$$\begin{aligned} T_1 &= 130 \text{ }^\circ\text{C} & t_1 &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 266 \text{ }^\circ\text{F} & &= 86 \text{ }^\circ\text{F} \\ T_2 &= 85 \text{ }^\circ\text{C} & t_2 &= 45 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 185 \text{ }^\circ\text{F} & &= 113 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\Delta t_1 = 99 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 = 153 \text{ }^\circ\text{F}$$

a. Neraca energi

$$\begin{aligned} Q_{\text{serap pendingin}} &= 118709,09 \text{ kkal/jam} \\ &= 471067,83 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

b. LMTD

$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{LMTD}} &= \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln(\Delta t_1/\Delta t_2)} \\ &= \frac{-54}{-0,435} \\ &= 124,047 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Temperatur Kalorik

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= \frac{266 + 185}{2} = \frac{86 + 113}{2}$$

$$= 225,5 \text{ } ^\circ\text{F} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

d. Perhitungan Coil

Panjang propeller

$$= 0,103 \text{ m}$$

$$= 0,337 \text{ ft}$$

N

$$= 40 \text{ rpm}$$

$$= 2400 \text{ rph}$$

ρ

$$= 75,580 \text{ lbm/ft}^3$$

μ

$$= 120,9546 \text{ lb/ft.h}$$

k

$$= 0,4340 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (\text{F/ft})$$

c

$$= 1 \text{ Btu/lb.F}$$

Ref

$$= \frac{L^2 N \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,114 \times 2400 \times 75,580}{120,955}$$

$$= 170,81913$$

j

$$= 130$$

ID tangki

$$= 53,625 \text{ in}$$

$$= 4,469 \text{ ft}$$

$[c\mu/k]^{1/3}$

$$= 6,532$$

Asumsi $[\mu/\mu_w]$

$$= 1$$

hc

$$= j \times (k/\text{ID}) \times [c\mu/k]^{1/3} \times [\mu/\mu_w]^{0,14}$$

$$= 130 \times 0,097 \times 6,532 \times 1,000$$

$$= 82,469 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Untuk steam hio

$$= 1500$$

Uc

$$= \frac{\text{hio} \times \text{hc}}{\text{hio} + \text{hc}}$$

$$= \frac{123703,65}{1582,469}$$

$$= 78,171 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Ditetapkan Rd

$$= 0,005$$

hd

$$= \frac{1}{0,005}$$

$$= 200$$

Ud

$$= \frac{Uc \times \text{hd}}{Uc + \text{hd}}$$

$$= \frac{15634,257}{278,171}$$

$$= 56,204 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Q

$$= 118709,09 \text{ kkal/jam}$$

$$= 471067,83 \text{ Btu/jam}$$

A

$$= \frac{Q}{Ud \times \Delta t}$$

$$= \frac{471067,8294}{56,204 \times 124,05}$$

$$= 67,567 \text{ ft}^2$$

Ditetapkan ukuran coil

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 1,5 \text{ in} \\ &= 0,125 \text{ ft} \\ a'' &= 0,3925 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter lilitan} &= \text{ID}_{\text{shell}} - 2 \times \text{OD}_{\text{kecil}} \\ &= 53,625 - 3 \\ &= 50,625 \text{ in} \\ &= 4,219 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{per turn} &= \pi \times 0,8 \times a'' \\ &= 2,513 \times 0,393 \\ &= 0,986 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Banyak lilitan} &= \frac{A}{\text{per turn}} \\ &= \frac{67,567}{0,986} \\ &= 68,494 \text{ lilitan} \end{aligned}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned} \text{Jarak dasar tangki - koil} &= 0,5 \text{ ft} \\ \text{Tinggi koil} &= \text{Banyak lilitan} \times \text{Dkoil} + \text{Jarak dasar tangki - koil} \\ &= 68,494 \times 0,125 + 0,5 \\ &= 9,0617376 \text{ ft} \end{aligned}$$

APENDIKS D
ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	=	15.000,00 ton/tahun
	=	45.454,55 kg/hari
Lama Operasi	=	330 Hari
Nilai Tukar Rupiah	= Rp	14.357,40 (Update 26 Maret 2022)
Pengadaan alat	=	2024
Mulai Konstruksi, tahun	=	2023
Lama Konstruksi	=	2 Tahun
Mulai Beroperasi, tahun	=	2025

C.1 HARGA TANAH

Luas tanah dan bangunan	=	80.562 m ²
Harga tanah per m ²	= Rp	150.000 (99.co.id)
Harga tanah total	= Rp	150.000 x 80.562 m ²
	=	Rp 12.084.300.000

C.2 HARGA PERALATAN

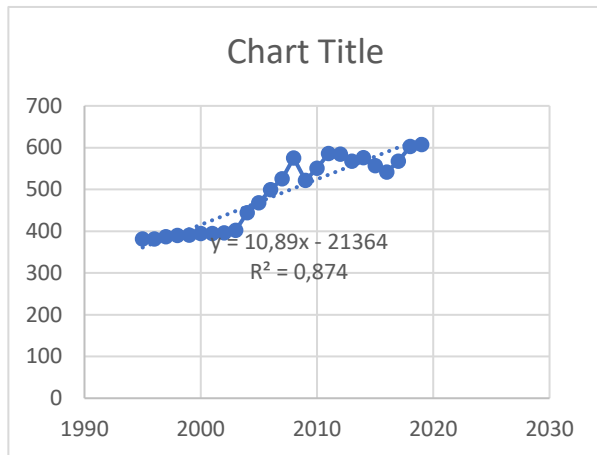
Harga peralatan setiap tahun akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index. Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut

$$\text{Harga Sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{index harga tahun y}} \times \text{harga tahun y}$$

Tabel 1. Chemical Engineering Plant Cost Index
Untuk All industry

Tahun	Annual Index
1995	381,10
1996	381,70
1997	386,50
1998	389,50
1999	390,60
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60
2003	402,00
2004	444,20
2005	468,20
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6

2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5



Tahun 2024
 m 10,89
 c 21364
 Indeks 2024 677,36

C.2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014

Contoh perhitungan

Jumlah = 1 unit

Harga 2014 = \$ 26.100

$$\begin{aligned} \text{Harga 2021} &= \frac{\text{Index tahun 2024}}{\text{Index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014} \\ &= \frac{677,360}{576,100} \times \$ 26.100 \\ &= \$ 30.687,5 \end{aligned}$$

Kode alat	Peralatan	Jumlah	Harga 2014 (\$)	Total Harga 2014 (\$)	Harga Alat 2024 (\$)	Total Harga 2024 (\$)
F-111	Tangki Penampung Tepung	1	200000	200000	235153,62	235153,6192
J-113	Screw Conveyor	1	2400	2400	2821,8434	2821,84343
J-112	Bucket Elevator	1	17900	17900	21046,249	21046,24892
M-110	Mixing Tank	1	26100	26100	30687,547	30687,5473
F-114	Tangki Penampung CaCl ₂	1	18100	18100	21281,403	21281,40253
L-121	Pompa Sentrifugal	1	5900	5900	6937,0318	6937,031765
E-120	Jet Cooker	1	3200	3200	3762,4579	3762,457907
F-122	Tangki Penampung α-amilase	1	11000	11000	12933,449	12933,44905
R-130	Reaktor Liquifikasi	1	54000	54000	63491,477	63491,47717
F-132	Tangki Pendingin	1	47700	47700	56084,138	56084,13817

L131	Pompa Sentrifugal	2	5300	10600	6231,5709	12463,14182
R-230	Reaktor Sakarifikasi	4	183000	732000	215165,56	860662,2461
F-231	Tangki Penampung Glukoamil	1	10000	10000	11757,681	11757,68096
F-232	Tangki Penampung HCL	1	20800	20800	24455,976	24455,97639
F-233	Tangki Penampung sakarifikas	1	183000	183000	215165,56	215165,5615
L-241	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-240	Rotary Vacuum Drum Filter	1	319700	319700	375893,06	375893,0602
F-241	Tangki Penampung	1	19100	19100	22457,171	22457,17063
L-251	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
V-250	Evaporator Effect I	1	66700	66700	78423,732	78423,73199
V-260	Evaporator Effect II	1	62100	62100	73015,199	73015,19875
E-262	Barometric Condenser	1	1200	1200	1410,9217	1410,921715
G-263	Jet Ejector	1	1500	1500	1763,6521	1763,652144
F-264	Tangki Penampung Hasil Evap	1	10200	10200	11992,835	11992,83458
L-311	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
R-310	Reaktor Hidrogenasi	1	234500	234500	275717,62	275717,6185
F-312	Tangki Penampung Raney Nic	1	12700	12700	14932,255	14932,25482
F-313	Tangki Penampung H ₂	1	9300	9300	10934,643	10934,64329
F-314	Tangki Pendingin	1	56100	56100	65960,59	65960,59018
L-321	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
M-320	Tangki Karbonasi	1	6833	6833	8034,0234	8034,023399
F-323	Tangki Penampung Karbon Ak	1	15400	15400	18106,829	18106,82868
L-331	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-330	Filter Press	2	11000	22000	12933,449	25866,89811
F-332	Tangki Penampung Filtrat	1	140300	140300	164960,26	164960,2638
L-341	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-340	Kation Exchanger	1	5926	5926	6967,6017	6967,601736
H-341	Anion Exchanger	1	5200	5200	6113,9941	6113,994098
L-411	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
F-413	Tangki Penampung	1	17100	17100	20105,634	20105,63444
L-412	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
V-410	Evaporator Effect I	1	150300	150300	176717,94	176717,9448
V-420	Evaporator Effect II	1	138100	138100	162373,57	162373,574
E-421	Barometric Condenser	1	1200	1200	1410,9217	1410,921715
G-422	Jet Ejector	1	1500	1500	1763,6521	1763,652144
F-423	Tangki Penampung Sorbitol	1	51200	51200	60199,327	60199,32651
	Boiler	1	1463800	1463800	1721089,3	1721089,339
Total (\$)				2670159	4922540,08	
Total (Rp)				Rp38.336.540.827	Rp70.674.876.948	

Kurs Dollar Amerika = Rp14.357
 Harga Peralatan Proses 2024 = Rp70.674.876.948,38

C.2.2 Harga Peralatan Utilitas

Peralatan Utilitas meliputi :

1. Steam dan Udara
2. Listrik
3. Bahan Bakar

Harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari Harga peralatan

(Tabel 6.1 Coulson & Richadson)

$$\begin{aligned} \text{Harga peralatan utilitas} &= 0,45 \times \text{Rp}70.674.876.948,38 \\ &= \text{Rp } \mathbf{31.803.694.626,77} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total harga alat} &= \text{Harga peralatan} + \text{Harga peralatan utilitas} \\ &= \text{Rp}70.674.876.948,38 + \text{Rp } 31.803.694.626,77 \\ &= \text{Rp } \mathbf{102.478.571.575,15} \end{aligned}$$

C.3 Harga Bahan dan Penjualan Produk

C.3.1 Perhitungan biaya bahan baku

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 15.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 45,455 \text{ ton/hari} \\ \text{Kebutuhan bahan baku} &= 10.983,24 \text{ ton/tahun} \\ &= 33,283 \text{ ton/produksi} \\ &= 33.282,53 \text{ kg/produksi} \end{aligned}$$

Tabel 3. Biaya Bahan Baku

Bahan Baku	Harga (\$/kg)	Kebutuhan (kg/hari)	Total Harga (\$)
Tepung Tapioka	0,35	33.282,53	11590,72441
CaCl ₂	0,24	12,08	2,944054552
Enzim α-amilase	1,04	25,59	26,73502004
Enzim Glukoam	0,93	19,65	18,36015738
HCl	0,12	34,49	4,083772395
Nikel Alloy	21,54	928,55	19997,73369
H ₂	2,93	5050,05	14773,00967
Karbon Aktif	1,04	60,66	63,38015918
			46476,97094
			Rp667.288.462,63

$$\begin{aligned} \text{Total biaya bahan baku per 1} &= \text{Rp}667.288.462,63 \times 330 \\ &= \text{Rp } \mathbf{220.205.192.668} \end{aligned}$$

C.3.2 Perhitungan hasil penjual

Produk	Harga Jual (Rp)	Total Produksi (kg/hari)	Total Harga (Rp)	Total Penjualan per Tahun
Sorbitol 70%	46000	31.818,181	1.463.636.303	Rp463.087.248.322

$$15000000 \text{ Kg/l} = 10067114,09 \quad \text{densitas : } 1,49 \text{ kg/l}$$

C.4 GAJI KARYAWAN

Penentuan Jumlah Karyawan Operasional

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 15000 \text{ ton/tahun} \\ \text{Jumlah hari efektif dalam 1 tahun} &= 330 \text{ hari} \\ \text{Kondisi rata-rata produksi per har} &= 45,45454545 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

Berdasarkan kapasitas produksi di atas, didapatkan data dari *Timmerhaus Ed. 4th fig. 6-9* adalah sebagai berikut : _____

$$\text{Jumlah pekerja} = 22 \text{ (orang) (jam)/(hari)(tahap proses)}$$

Pada pabrik ini terdapat 4 tahapan proses yaitu *Pre-treatment*, *Pembiakan*, *Fermentasi*, dan *Pemurnian*. Maka didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} \\ \text{pekerja} &= 22 \text{ (orang) (jam)/(hari)(tahapan proses)} \times 4 \text{ tahapan} \\ \text{operasi/hari} &= 88 \text{ (orang)(jam)/hari} \end{aligned}$$

Jika dalam 1 hari terdapat 3 *shift* kerja dengan 1 *shift* kerja adalah 8 jam/hari, maka :

$$\begin{aligned} 3 \text{ shift} \\ 24 \text{ jam/hari} \\ \text{Jumlah} \\ \text{pekerja} &= 88 \text{ (orang)(jam)/hari} \times \frac{3 \text{ shift}}{24 \text{ jam/hari}} \\ \text{operasi/shift} &= 11 \text{ orang} \end{aligned}$$

Jika dalam 1 *shift* terdapat 4 *group*, maka :

$$\begin{aligned} 1 \text{ shift} \\ 4 \text{ group} \\ \text{Jumlah} \\ \text{pekerja} &= 11 \text{ orang} \times \frac{1 \text{ shift}}{4 \text{ group}} \\ \text{operasi/group} &= 3 \text{ orang} \end{aligned}$$

Contoh perhitungan gaji pekerja dewan komisaris per tahun :

$$\begin{aligned} \text{Jabatan} &= \text{Dewan Komisaris} \\ \text{Gaji/bulan} &= \text{Rp } 50.000.000 \\ \text{Jumlah pekerja} &= 3 \text{ orang} \\ \text{Gaji/tahun} &= \text{Gaji/bulan} \times \frac{12 \text{ bulan}}{1 \text{ tahun}} \times 3 \text{ orang} \\ &= \text{Rp } 1.800.000.000 \end{aligned}$$

Perhitungan untuk gaji pekerja per tahun lainnya juga dilakukan seperti cara diatas, sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut.

Tabel E.3 Daftar Jabatan dan Gaji Karyawan Pabrik Asam Sitrat

No	Jabatan	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah	Jumlah/Bulan (Rp)
1	Dewan Komisaris	25.000.000	2	50.000.000
2	Direktur Utama	20.000.000	1	20.000.000
3	Direktur Produksi	16.000.000	1	16.000.000
4	Direktur Pemasaran	16.000.000	1	16.000.000
5	Direktur Keuangan	16.000.000	1	16.000.000
6	Direktur SDM	16.000.000	1	16.000.000
7	Sekretaris	6.000.000	1	6.000.000
8	Kepala Bagian			
	a. Proses	10.000.000	4	40.000.000
	b. Quality Control	10.000.000	1	10.000.000
	c. Promosi	10.000.000	1	10.000.000
	d. Penjualan	10.000.000	1	10.000.000
	e. Pembukuan	10.000.000	1	10.000.000
	f. Pengelolaan Dana	10.000.000	1	10.000.000
	g. Kepegawaian	10.000.000	1	10.000.000

9	Dokter	14.000.000	1	14.000.000
10	Perawat	3.500.000	1	3.500.000
11	Karyawan			
	a. Proses	6.000.000	20	120.000.000
	b. Quality Control	6.000.000	4	24.000.000
	c. Promosi	6.000.000	4	24.000.000
	d. Penjualan	6.000.000	4	24.000.000
	e. Pembukuan	6.000.000	4	24.000.000
	f. Pengelolaan Dana	6.000.000	4	24.000.000
	g. Kepegawaian	6.000.000	4	24.000.000
12	Sopir	2.500.000	3	7.500.000
13	Cleaning Service	2.271.210	8	18.169.680
14	Karyawan tidak tetap	2.271.210	13	29.525.730
Total Gaji				576.695.410

Biaya Gaji Karyawan 1 Bulan = Rp576.695.410

Biaya Gaji Karyawan 1 Tahun = Rp6.920.344.920

C.5 ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini :

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- 2 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
- 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

C5.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

D5.1.1 Modal Tetap

A. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

1	Pengadaan Alat		Rp102.478.571.575	Rp102.478.571.575
2	Instrument dan control, 6-30% dari ad 1	30%	Rp102.478.571.575	Rp30.743.571.473
3	Isolasi, 8-9% dari ad 1	9%	Rp102.478.571.575	Rp9.223.071.442
4	Perpipaan ter-install, 10-80% dari ad 1	80%	Rp102.478.571.575	Rp81.982.857.260
5	Perlistrikan ter-install, 8-20% dari ad 1	20%	Rp102.478.571.575	Rp20.495.714.315
6	Bangunan pabrik, 10-70% dari ad 1	70%	Rp102.478.571.575	Rp71.735.000.103

7	Service facilities & yard improvement, 40-50% dari ad 1	45%	Rp102.478.571.575	Rp46.115.357.209
8	Tanah, 4-6% dari ad 1	6%	Rp102.478.571.575	Rp6.148.714.295
9	Direct Cost			Rp368.922.857.671

B. Biaya tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*)

10	Engineering & supervision, 5-15% dari ad 16	10%	Rp368.922.857.671	Rp36.892.285.767
11	Ongkos kontraktor, 7-20% dari ad 16	15%	Rp368.922.857.671	Rp55.338.428.651
12	Biaya tidak terduga, 5-15% dari Fci	10%	Rp512.392.857.876	Rp51.239.285.787,6
13	Indirect cost			Rp143.470.000.205
14	Fixed Capital Investment (FCI), jumlah, Ad. 9 dan 13			Rp512.392.857.876
15	Working Capital Investment (WCI), TCI	15%	Rp602.815.126.913	Rp90.422.269.037
16	Total Capital Investment (TCI), jumlah, Ad. 14 dan 15			Rp602.815.126.913

C. Fixed Capital Investment (FCI)

FCI = Direct cost + Indirect cost

$$= \text{Rp}512.392.857.876 = \text{Rp} \quad 512.392.857.875,76$$

D. Modal Kerja (*Working Capit*

$$\text{WCI} = 15\% \times \text{TCI}$$

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp} \quad 512.392.857.875,76 + \text{WCI}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp} \quad 512.392.857.875,76 + \text{WCI}$$

$$85\% \text{TCI} = \text{Rp} \quad 512.392.857.875,76$$

$$\text{TCI} = \text{Rp} \quad 602.815.126.912,65$$

(*Timmerhaus, table 17 Solid Fluid Processing Plant*)

Jadi:

$$\text{Modal Tetap (FCI)} = \text{Rp}512.392.857.876$$

$$\text{Modal Kerja (WCI)} = \text{Rp}90.422.269.037 +$$

$$\text{Total Investasi (TCI)} = \text{Rp} \quad 602.815.126.912,65$$

Modal investasi terbagi atas :

$$1 \text{ Modal sendiri} \quad 60\% \text{TCI} = \text{Rp} \quad 361.689.076.147,59$$

$$2 \text{ Modal pinjam bank} \quad 40\% \text{TCI} = \text{Rp} \quad 241.126.050.765,06$$

C5.2 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production cost, TPC*)

A. Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost, DPC*)

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Bahan baku dan penunjangnya		Rp220.205.192.668
2	Buruh pabrik langsung		Rp6.920.344.920
3	Pengawasan langsung dari perburuhan	15%	Rp1.038.051.738

4	Utilitas			Rp31.803.694.627
5	Pemeliharaan dan perbaikan dari FCI	7%		Rp35.867.500.051
6	<i>Operating supplies</i> dari Ad. 5	15%		Rp5.380.125.008
7	Laboratorium dari Ad. 5	15%		Rp5.380.125.008
8	<i>Patent</i> dan <i>royalties</i> , dari TPC	1%	0,01	TPC
Jumlah			Rp306.595.034.019	+ 0,01 TPC
			Rp4.516.068.861	

B. Biaya Tetap (Fixed Cost, FC)

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Depresiasi	10%	Rp51.239.285.788
2	Pajak Kekayaan	3%	Rp12.809.821.447
3	Asuransi	1%	Rp5.123.928.579
4	Biaya Sewa, pabrik dianggap tidak menyewa tanah		0
Jumlah			Rp69.173.035.813

C. Biaya Plant Overhead (*Plant Overhead Cost, POC*)

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Ongkos		Rp6.920.344.920
2	<i>Supervise</i>		Rp1.038.051.738
3	Pemeliharaan		Rp35.867.500.051
4	<i>Production Cost</i> , Jumlah Ad. 1-3		Rp43.825.896.709
5	pengeluaran <i>Plant Overhead cost</i>	70%	Rp30.678.127.697

D. Biaya Pengeluaran umum (*General Expenses*)

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Administrasi (<i>Total Production Cost</i>)	2%	TPC
2	Distribusi dan penjualan	5%	TPC
3	<i>Research and Development</i>	2%	TPC
4	<i>Financing</i>		0
Jumlah		9%	TPC
Jumlah			Rp40.644.619.752,87

$$\begin{aligned}
 \text{Manufacturing Cost (MC)} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC} \\
 \text{DPC} &= \text{Rp306.595.034.019} + 0,01 \text{ TPC} \\
 \text{FC} &= \text{Rp69.173.035.813} \\
 \text{POC} &= \text{Rp30.678.127.697} \\
 \text{Manufacturing Cost (MC)} &= \text{Rp406.446.197.529} + 0,01 \text{ TPC}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{MC} + \text{GE} \\
 \text{MC} &= \text{Rp406.446.197.529} + 0,01 \text{ TPC} \\
 \text{GE} &= 9\% \text{ TPC} \\
 \text{TPC} &= \text{Rp406.446.197.529} + 0,1 \text{ TPC} \\
 \text{TPC} &= \text{Rp451.606.886.143}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Manufacturing Cost (MC)} &= \text{Rp410.962.266.390} \\
 \text{GE} &= \text{Rp40.644.619.752,87}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Gross Earning (laba kotor)} &= \text{Total Penjualar} - \text{TPC} \\
 &= \text{Rp}463.087.248.322 - \text{Rp} 451.606.886.143 \\
 &= \text{Rp} 11.480.362.179 \\
 \text{Laba bersih} &= \text{laba kotor} - \text{pajak pendapatan} \\
 &= \text{Rp} 11.480.362.179,1 - 30\% \times \text{Rp}10.000.000.000 - 20\% \times \text{Rp}1.480.362.179 \\
 &= \text{Rp} 8.184.289.743
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ROR Sebelum Pajak} &= \frac{\text{Laba kotor pertahun}}{\text{Modal (FCI)}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp}11.480.362.179,10}{\text{Rp}512.392.857.876} \times 100\% \\
 \text{Rate of Return Sebelum Paja} &= 2,24\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate of Return Sesudah Paja} &= \frac{\text{Laba bersih pertahun}}{\text{Modal (FCI)}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp}8.184.289.743,28}{\text{Rp}512.392.857.876} \times 100\% \\
 &= 2\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pay Out Time Sebelum Pajak} &= \frac{\text{Modal (FCI)}}{\text{Laba kotor} + \text{depresiasi}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp}512.392.857.875,76}{\text{Rp}11.480.362.179 + \text{Rp}51.239.285.787,58} \times 100\% \\
 \text{Pay Out Time Sebelum Pajak} &= 8,169574838 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pay Out Time Sesudah Pajak} &= \frac{\text{Modal (FCI)}}{\text{Laba bersih} + \text{depresiasi}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp}512.392.857.875,76}{\text{Rp}8.184.289.743 + \text{Rp}51.239.285.787,58} \times 100\% \\
 \text{Pay Out Time Sesudah Pajak} &= 8,622720079 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

Tabel VII.11 Break Event Point

Biaya Tetap (FC)

Depresiasi	Rp 51.239.285.787,58
Pajak Kekayaan	Rp 12.809.821.446,89
Asuransi	Rp 5.123.928.578,76
Ongkos ongkos Sewa	Rp -
Jumlah	Rp 69.173.035.813,23

Biaya Semi Variabel (SVC)

Buruh Pabrik Langsung	Rp 6.920.344.920,00
Plant Over Head Cost	Rp 30.678.127.696,51
Pengawasan Pabrik	Rp 1.038.051.738,00
General Expenses	Rp 40.644.619.752,87
Laboratorium dan Kontrol	Rp 5.380.125.007,70
Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp 35.867.500.051,30
Plant Supplies	Rp 5.380.125.007,70
Jumlah	Rp 125.908.894.174,08

Biaya Variabel (VC)

Bahan Baku	Rp	220.205.192.667,54
Utilitas	Rp	31.803.694.626,77
Pengemasan	Rp	-
Patent Royalties	Rp	-
Jumlah	Rp	252.008.887.294,31
Hasil Penjualan Produk (S)	Rp	463.087.248.322,15

$$BEP = \frac{FC + 0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7 \text{ SVC} - CV} \times 100\%$$

$$BEP = \frac{Rp \quad 69.173.035.813,23 + 0,3 \quad Rp \quad 125.908.894.174,1}{Rp \quad 463.087.248.322 - Rp \quad 0,7 \quad Rp \quad 125.908.894.174,1 - Rp \quad 252.008.887.294} \times 100\%$$

$$BEP = \frac{Rp \quad 106.945.704.065,45}{Rp \quad 122.942.135.105,98}$$

$$BEP = \mathbf{0,869886504} = \mathbf{86,99\%}$$

VII.4.3 Analisa Ekonomi

Fixed Capital Investment = Rp 512.392.857.875,76

60% Modal Sendiri = 60% x FCI = Rp 307.435.714.725,45

40% Modal Pinjaman = 40% x FCI = Rp 204.957.143.150,30

Pengeluaran Investasi Sebagai Berikut =

2 Tahun sebelum pabrik siap beroperasi sebesar 50% dari modal pinjaman

1 Tahun sebelum pabrik siap beroperasi sebesar 50% dari modal pinjaman

Total Ongkos Produksi =

Depresiasi = Rp 51.239.285.787,58

Fixed Charges = Rp 69.173.035.813,23

Semi Variable Cost = Rp 125.908.894.174,08

Variable Cost = Rp 252.008.887.294,31

Total Penjualan = Rp 463.087.248.322,15

Masa kontruksi = 2 tahun

Pengembalian pinjaman dalam waktu = 10 tahun

Laju inflasi = 1,60% per tahun (Bank Indonesia)

Bunga bank = 8% BNI

Umur pabrik = 10 tahun

Kapasitas produksi = 15000 ton/tahun

Tahun 1 = 60%

Tahun 2 = 80%

Tahun 3-10 = 100%

Tabel VII.12 Modal Sendiri Selama Masa Kontruksi

Tahun ke	Kapasitas	Modal Sendiri		
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah
-2	50%	Rp 153.717.857.362,7	0	Rp 153.717.857.362,73
-1	50%	Rp 153.717.857.362,7	Rp 2.459.485.717,80	Rp 156.177.343.080,53
0	0%	Rp -	Rp 4.958.323.207,09	Rp 4.958.323.207,09
Total				Rp 314.853.523.650,35

Tabel VII.13 Modal Pinjaman Selama Masa Kontruksi

Tahun ke	Kapasitas	Modal Pinjaman		
		Pengeluaran	Bunga	Jumlah
-2	50%	Rp 102.478.571.575,2	0	Rp 102.478.571.575,15
-1	50%	Rp 102.478.571.575,2	Rp 8.198.285.726,01	Rp 110.676.857.301,16
0	0%	Rp -	Rp 17.052.434.310,11	Rp 17.052.434.310,11
Total				Rp 230.207.863.186,42

Total investasi pada akhir masa konstruksi:

$$\begin{aligned}
 &= \text{modal sendiri} + \text{modal pinjaman} \\
 &= \text{Rp } 314.853.523.650,35 + \text{Rp } 230.207.863.186,42 \\
 &= \text{Rp } 545.061.386.836,77
 \end{aligned}$$

Tabel VII.14 Total Penjualan

Tahun ke	Kapasitas	Sisa Pinjaman	Pengembalian Pinjaman	Total Penjualan
-2	50%			
-1	50%			
0	0%	Rp230.207.863.186	Rp0	Rp0
1	60%	Rp207.187.076.868	Rp23.020.786.319	Rp277.852.348.993
2	80%	Rp184.166.290.549	Rp23.020.786.319	Rp370.469.798.658
3	100%	Rp161.145.504.230	Rp23.020.786.319	Rp463.087.248.322
4	100%	Rp138.124.717.912	Rp23.020.786.319	Rp463.087.248.322
5	100%	Rp115.103.931.593	Rp23.020.786.319	Rp463.087.248.322
6	100%	Rp92.083.145.275	Rp23.020.786.319	Rp463.087.248.322
7	100%	Rp69.062.358.956	Rp23.020.786.319	Rp463.087.248.322
8	100%	Rp46.041.572.637	Rp23.020.786.319	Rp463.087.248.322
9	100%	Rp23.020.786.319	Rp23.020.786.319	Rp463.087.248.322
10	100%	Rp0	Rp23.020.786.319	Rp463.087.248.322

Tabel VII.14 Total Production Cost

Tahun ke	Kapasitas	Total Production Cost		
		Depresiasi	Bunga	Fixed Cost
-2	50%			
-1	50%			
0	0%	Rp 51.239.285.787,58	Rp 18.416.629.054,91	Rp 69.173.035.813,23
1	60%	Rp 51.239.285.787,58	Rp 16.574.966.149,42	Rp 69.173.035.813,23
2	80%	Rp 51.239.285.787,58	Rp 14.733.303.243,93	Rp 69.173.035.813,23
3	100%	Rp 51.239.285.787,58	Rp 12.891.640.338,44	Rp 69.173.035.813,23
4	100%	Rp 51.239.285.787,58	Rp 11.049.977.432,95	Rp 69.173.035.813,23
5	100%	Rp 51.239.285.787,58	Rp 9.208.314.527,46	Rp 69.173.035.813,23
6	100%	Rp 51.239.285.787,58	Rp 7.366.651.621,97	Rp 69.173.035.813,23
7	100%	Rp 51.239.285.787,58	Rp 5.524.988.716,47	Rp 69.173.035.813,23
8	100%	Rp 51.239.285.787,58	Rp 3.683.325.810,98	Rp 69.173.035.813,23
9	100%	Rp 51.239.285.787,58	Rp 1.841.662.905,49	Rp 69.173.035.813,23
10	100%	Rp 51.239.285.787,58	Rp 0,00	Rp 69.173.035.813,23

Tabel VII.15 Total Production Cost

Tahun ke	Kapasitas	Total Production Cost		
		Variable Cost	Semi Variable Cost	Total
-2	50%			
-1	50%			

0	0%	Rp -	Rp 37.772.668.252,2	Rp 125.362.333.120,37
1	60%	Rp 125.908.894.174,1	Rp 75.545.336.504,4	Rp 287.202.232.641,18
2	80%	Rp 125.908.894.174,1	Rp 100.727.115.339,3	Rp 310.542.348.570,50
3	100%	Rp 125.908.894.174,1	Rp 125.908.894.174,1	Rp 333.882.464.499,83
4	100%	Rp 125.908.894.174,1	Rp 125.908.894.174,1	Rp 332.040.801.594,34
5	100%	Rp 125.908.894.174,1	Rp 125.908.894.174,1	Rp 330.199.138.688,85
6	100%	Rp 125.908.894.174,1	Rp 125.908.894.174,1	Rp 328.357.475.783,35
7	100%	Rp 125.908.894.174,1	Rp 125.908.894.174,1	Rp 326.515.812.877,86
8	100%	Rp 125.908.894.174,1	Rp 125.908.894.174,1	Rp 324.674.149.972,37
9	100%	Rp 125.908.894.174,1	Rp 125.908.894.174,1	Rp 322.832.487.066,88
10	100%	Rp 125.908.894.174,1	Rp 125.908.894.174,1	Rp 320.990.824.161,39

Tabel VII.16 Laba

Tahun ke	Kapasitas	Total Production Cost		
		Kotor	Pajak	Bersih
-2	50%			
-1	50%			
0	0%			
1	60%	-Rp 9.349.883.647,89	-Rp 869.976.729,58	-Rp 8.479.906.918,31
2	80%	Rp 59.927.450.087,22	Rp 12.985.490.017,44	Rp 46.941.960.069,77
3	100%	Rp 129.204.783.822,32	Rp 26.840.956.764,46	Rp 102.363.827.057,86
4	100%	Rp 131.046.446.727,81	Rp 27.209.289.345,56	Rp 103.837.157.382,25
5	100%	Rp 132.888.109.633,30	Rp 27.577.621.926,66	Rp 105.310.487.706,64
6	100%	Rp 134.729.772.538,79	Rp 27.945.954.507,76	Rp 106.783.818.031,04
7	100%	Rp 136.571.435.444,29	Rp 28.314.287.088,86	Rp 108.257.148.355,43
8	100%	Rp 138.413.098.349,78	Rp 28.682.619.669,96	Rp 109.730.478.679,82
9	100%	Rp 140.254.761.255,27	Rp 29.050.952.251,05	Rp 111.203.809.004,21
10	100%	Rp 142.096.424.160,76	Rp 29.419.284.832,15	Rp 112.677.139.328,61

Tabel VII.17 Cashflow

Tahun ke	Kapasitas	Total Production Cost	
		Gross	Net
-2	50%		
-1	50%		
0	0%		
1	60%	Rp 41.889.402.139,69	Rp 42.759.378.869,26
2	80%	Rp 111.166.735.874,79	Rp 98.181.245.857,35
3	100%	Rp 180.444.069.609,90	Rp 153.603.112.845,43
4	100%	Rp 182.285.732.515,39	Rp 155.076.443.169,83
5	100%	Rp 184.127.395.420,88	Rp 156.549.773.494,22
6	100%	Rp 185.969.058.326,37	Rp 158.023.103.818,61
7	100%	Rp 187.810.721.231,86	Rp 159.496.434.143,00
8	100%	Rp 189.652.384.137,35	Rp 160.969.764.467,40
9	100%	Rp 191.494.047.042,84	Rp 162.443.094.791,79
10	100%	Rp 193.335.709.948,34	Rp 163.916.425.116,18

Tabel VII.18 IRR

Tahun ke	Cashflow	Discounted Cash Flow
		0,275342951
-2		

-1		
0		
1	Rp41.889.402.140	Rp32.845.598.213
2	Rp111.166.735.875	Rp68.347.224.326
3	Rp180.444.069.610	Rp86.988.462.610
4	Rp182.285.732.515	Rp68.904.047.554
5	Rp184.127.395.421	Rp54.573.710.162
6	Rp185.969.058.326	Rp43.219.404.254
7	Rp187.810.721.232	Rp34.224.056.067
8	Rp189.652.384.137	Rp27.098.323.238
9	Rp191.494.047.043	Rp21.454.203.905
10	Rp193.335.709.948	Rp107.406.356.508
Total		Rp545.061.386.837

Tabel VII.19 POT

Tahun ke	Cashflow	Comulative Cash Flow
-2		
-1		
0		
1	Rp 41.889.402.139,69	Rp 41.889.402.139,69
2	Rp 111.166.735.874,79	Rp 153.056.138.014,48
3	Rp 180.444.069.609,90	Rp 333.500.207.624,37
4	Rp 182.285.732.515,39	Rp 515.785.940.139,76
5	Rp 184.127.395.420,88	Rp 699.913.335.560,64
6	Rp 185.969.058.326,37	Rp 885.882.393.887,01
7	Rp 187.810.721.231,86	Rp 1.073.693.115.118,87
8	Rp 189.652.384.137,35	Rp 1.263.345.499.256,22
9	Rp 191.494.047.042,84	Rp 1.454.839.546.299,06
10	Rp 193.335.709.948,34	Rp 1.648.175.256.247,40

POT tahun ke- 4,158995605

Tabel VII.19 BEP

Kapasitas (%)	Penjualan (Rp)	Depresiasi (Rp per tahun)	Bunga (Rp per tahun)
0%	Rp -	Rp 51.239.285.787,58	Rp -
60%	Rp 277.852.348.993,29	Rp 51.239.285.787,58	Rp 18.416.629.054,91

FC (Rp per tahun)	SVC (Rp per tahun)	VC (Rp per tahun)	TPC (Rp per tahun)
Rp 69.173.035.813,23	Rp 37.772.668.252,22	Rp -	Rp125.362.333.120
Rp 69.173.035.813,23	Rp 75.545.336.504,45	Rp125.908.894.174	Rp287.202.232.641

Laba Kotor (Rp per tahun)	Pajak (Rp per tahun)	Laba Bersih (Rp per tahun)	Cash Flow (Rp)
-Rp 125.362.333.120,37	Rp -	-Rp125.362.333.120	-Rp 74.123.047.332,79
-Rp 9.349.883.647,89	-Rp 869.976.729,58	-Rp8.479.906.918	Rp 42.759.378.869,26

Kapasitas BEP = 38,1%
5707,508371 ton

APPENDIX E
EFISIENSI DAN OPTIMASI PROSES

13 Spray Dryer

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Aliran 27		Ke Cyclone	
		Solid	
Glukosa	945,156	Glukosa	151,225
Maltosa	13,253	Maltosa	2,121
Air	31.728,272	Air	25,383
Sorbitol	30.029,152	Sorbitol	4.804,664
Maltitol	830,619	Maltitol	132,899
Total	63.546,452	Total	5.116,291
Aliran 28		Gas	
CO2	290,235	CO2	290,235
Air	1.199,735	Air	32.839,167
N2	37.149,845	N2	37.149,845
O2	9.466,402	O2	9.466,402
Total	48.106,216	Total	79.745,649
		Keluar Spray Dryer	
		Glukosa	793,931
		Maltosa	11,133
		Air	63,457
		Sorbitol	25.224,488
		Maltitol	697,720
		Total	26.790,728
TOTAL	111.652,67	TOTAL	111.652,67

14 Air Heater

Neraca Massa							
Aliran Masuk			Reaksi		Aliran Keluar		
Komponen	fr (wb)	kg/h	Komp.	Balance	Komponen	fr (wb)	kg/h
CxHy	97,82%	103,90098	CxHy	-103,90	CxHy	0,0%	0,00
N2	1,10%	1,1731003	O2	-408,56	CO2	1,0%	290,23
CO2	1,08%	1,1421449	CO2	289,09	N2	77,1%	1,173100286
total	100%	106,21623	H2O	223,37	O2	19,1%	-408,56
17	fr (wb)	kg/h	Total	0,00	H2O	2,8%	223,37
N2	77%	0			Total	100,0%	0,00
O2	21%	0					
H2O	2%	0					
total	100%	48000					
Total Masuk		48106,216	Total	0,00	Total Keluar		0,00

15 Cyclone

Neraca Massa			
Masuk	Massa (kg)	Keluar	Massa (kg)
Produk & Udara Masuk		Produk	
Solid			
Glukosa	151,225	Glukosa	151,225
Maltosa	2,121	Maltosa	2,121
Air	25,383	Air	25,383
Sorbitol	4.804,664	Sorbitol	4.804,664
Maltitol	132,899	Maltitol	132,899
Total	5.116,291	Total	5.116,291
Gas		Udara Terbuang	
CO2	290,235	CO2	290,235
Air	32.839,167	Air	32.839,167
N2	37.149,845	N2	37.149,845
O2	9.466,402	O2	9.466,402
Total	79.745,649	Total	79.745,649
TOTAL	84.861,94	TOTAL	84.861,94

$$\begin{aligned}
 \text{Massa air dalam larutan} &= \frac{\text{Massa selain air}}{98\%} - \text{Massa selain air} \\
 &= \frac{5.090,909}{98\%} - 5.090,909 \\
 &= 103,896 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \% \text{ Sorbitol} &= \frac{\text{Massa selain air}}{\text{Massa Total Larutan}} \\
 &= \frac{5.090,909}{5.116,291} \\
 &= 100\%
 \end{aligned}$$

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI SETELAH EFISIENSI

Kapasitas Produksi	=	15.000,00 ton/tahun
	=	45.454,55 kg/hari
Lama Operasi	=	330 Hari
Nilai Tukar Rupiah	= Rp	14.357,40 (Update 26 Maret 2022)
Pengadaan alat	=	2024
Mulai Konstruksi, tahun	=	2023
Lama Konstruksi	=	2 Tahun
Mulai Beroperasi, tahun	=	2025

C.1 HARGA TANA

Luas tanah dan bangunan	=	80.562 m ²
Harga tanah per m ²	= Rp	150.000 (99.co.id)
Harga tanah total	= Rp	150.000 x 80.562 m ²
	=	Rp 12.084.300.000

C.2 HARGA PERALATAN

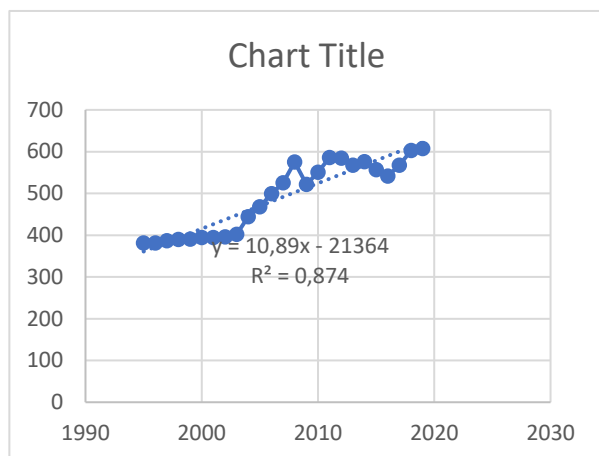
Harga peralatan setiap tahun akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index. Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut

$$\text{Harga Sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{index harga tahun y}} \times \text{harga tahun y}$$

**Tabel 1. Chemical Engineering Plant Cost Index
Untuk All industry**

Tahun	Annual Index
1995	381,10
1996	381,70
1997	386,50
1998	389,50
1999	390,60
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60
2003	402,00
2004	444,20
2005	468,20
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6

2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5



Tahun 2024
 m 10,89
 c 21364
 Indeks 2024 677,36

C.2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://www.matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014

Contoh perhitungan

Jumlah = 1 unit

Harga 2014 = \$ 26.100

$$\begin{aligned} \text{Harga 2021} &= \frac{\text{Index tahun 2024}}{\text{Index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014} \\ &= \frac{677,360}{576,100} \times \$ 26.100 \\ &= \$ 30.687,5 \end{aligned}$$

Kode alat	Peralatan	Jumlah	Harga 2014 (\$)	Total Harga 2014 (\$)	Harga Alat 2024 (\$)	Total Harga 2024 (\$)
F-111	Tangki Penampung Tepung	1	200000	200000	235153,62	235153,6192
J-113	Screw Conveyor	1	2400	2400	2821,8434	2821,84343
J-112	Bucket Elevator	1	17900	17900	21046,249	21046,24892
M-110	Mixing Tank	1	26100	26100	30687,547	30687,5473
F-114	Tangki Penampung CaCl ₂	1	18100	18100	21281,403	21281,40253
L-121	Pompa Sentrifugal	1	5900	5900	6937,0318	6937,031765
E-120	Jet Cooker	1	3200	3200	3762,4579	3762,457907
F-122	Tangki Penampung α-amilase	1	11000	11000	12933,449	12933,44905
R-130	Reaktor Liquifikasi	1	54000	54000	63491,477	63491,47717
F-132	Tangki Pendingin	1	47700	47700	56084,138	56084,13817

L131	Pompa Sentrifugal	2	5300	10600	6231,5709	12463,14182
R-230	Reaktor Sakarifikasi	4	183000	732000	215165,56	860662,2461
F-231	Tangki Penampung Glukoamil	1	10000	10000	11757,681	11757,68096
F-232	Tangki Penampung HCL	1	20800	20800	24455,976	24455,97639
F-233	Tangki Penampung sakarifikas	1	183000	183000	215165,56	215165,5615
L-241	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-240	Rotary Vacuum Drum Filter	1	319700	319700	375893,06	375893,0602
F-241	Tangki Penampung	1	19100	19100	22457,171	22457,17063
L-251	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
V-250	Evaporator Effect I	1	66700	66700	78423,732	78423,73199
V-260	Evaporator Effect II	1	62100	62100	73015,199	73015,19875
E-262	Barometric Condenser	1	1200	1200	1410,9217	1410,921715
G-263	Jet Ejector	1	1500	1500	1763,6521	1763,652144
F-264	Tangki Penampung Hasil Evap	1	10200	10200	11992,835	11992,83458
L-311	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
R-310	Reaktor Hidrogenasi	1	234500	234500	275717,62	275717,6185
F-312	Tangki Penampung Raney Nic	1	12700	12700	14932,255	14932,25482
F-313	Tangki Penampung H ₂	1	9300	9300	10934,643	10934,64329
F-314	Tangki Pendingin	1	56100	56100	65960,59	65960,59018
L-321	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
M-320	Tangki Karbonasi	1	6833	6833	8034,0234	8034,023399
F-323	Tangki Penampung Karbon Ak	1	15400	15400	18106,829	18106,82868
L-331	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-330	Filter Press	2	11000	22000	12933,449	25866,89811
F-332	Tangki Penampung Filtrat	1	140300	140300	164960,26	164960,2638
L-341	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
H-340	Kation Exchanger	1	5926	5926	6967,6017	6967,601736
H-341	Anion Exchanger	1	5200	5200	6113,9941	6113,994098
L-411	Pompa Sentrifugal	1	4000	4000	4703,0724	4703,072383
F-413	Tangki Penampung	1	17100	17100	20105,634	20105,63444
G-421	Centrifugal Fan	2	7700	15400	9053,4143	18106,82868
Q-420	Air Heater	1	175000	175000	205759,42	205759,4168
B-430	Spray Dryer	1	254000	254000	298645,1	298645,0963
C-440	Cyclone	1	27000	27000	31745,739	31745,73859
J-441	Screw Conveyor	1	2400	2400	2821,8434	2821,84343
F-450	Tangki Penampung Sorbitol	1	51200	51200	60199,327	60199,32651
	Boiler	1	1463800	1463800	1721089,3	1721089,339
Total (\$)				2847959	5132649,839	
Total (Rp)				Rp40.889.286.547	Rp73.691.506.798	

Kurs Dollar Amerika = Rp14.357

Harga Peralatan Proses 2024 = Rp73.691.506.798,26

C.2.2 Harga Peralatan Utilitas

Peralatan Utilitas meliputi :

1. Steam dan Udara
2. Listrik
3. Bahan Bakar

Harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari Harga peralatan

(Tabel 6.1 Coulson & Richadson)

$$\begin{aligned} \text{Harga peralatan utilitas} &= 0,45 \times \text{Rp}73.691.506.798,26 \\ &= \text{Rp } 33.161.178.059,22 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total harga alat} &= \text{Harga peralatan} + \text{Harga peralatan utilitas} \\ &= \text{Rp}73.691.506.798,26 + \text{Rp } 33.161.178.059,22 \\ &= \text{Rp } 106.852.684.857,48 \end{aligned}$$

C.3 Harga Bahan dan Penjualan Produk

C.3.1 Perhitungan biaya bahan baku

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 15.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 45,455 \text{ ton/hari} \\ \text{Kebutuhan bahan baku} &= 10.983,24 \text{ ton/tahun} \\ &= 33,283 \text{ ton/produksi} \\ &= 33.282,53 \text{ kg/produksi} \end{aligned}$$

Tabel 3. Biaya Bahan Baku

Bahan Baku	Harga (\$/kg)	Kebutuhan (kg/hari)	Total Harga (\$)
Tepung Tapioka	0,35	33.282,53	11590,72441
CaCl ₂	0,24	12,08	2,944054552
Enzim α -amilase	1,04	25,59	26,73502004
Enzim Glukoam	0,93	19,65	18,36015738
HCl	0,12	34,49	4,083772395
Nikel Alloy	21,54	928,55	19997,73369
H ₂	2,93	5050,05	14773,00967
Karbon Aktif	1,04	60,66	63,38015918
Total (\$)			46476,97094
Total (Rp)			Rp667.288.462,63

$$\begin{aligned} \text{Total biaya bahan baku per 1} &= \text{Rp}667.288.462,63 \times 330 \\ &= \text{Rp } 220.205.192.668 \end{aligned}$$

C.3.2 Perhitungan hasil penjual

Produk	Harga Jual (Rp)	Total Produksi (kg/hari)	Total Harga (Rp)	Total Penjualan per Tahun
Sorbitol 98%	55000	31.818,181	1.749.999.928	Rp553.691.275.168

$$15000000 \text{ Kg/l} = 10067114,09 \quad \text{densitas : } 1,49 \text{ kg/l}$$

C.4 GAJI KARYAWAN

Penentuan Jumlah Karyawan Operasional

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produksi} &= 15000 \text{ ton/tahun} \\ \text{Jumlah hari efektif dalam 1 tahun} &= 330 \text{ hari} \\ \text{Kondisi rata-rata produksi per har} &= 45,45454545 \text{ ton/hari} \end{aligned}$$

Berdasarkan kapasitas produksi di atas, didapatkan data dari *Timmerhaus Ed. 4th fig. 6-9* adalah sebagai berikut : _____

$$\text{Jumlah pekerja} = 22 \text{ (orang) (jam)/(hari)(tahap proses)}$$

Pada pabrik ini terdapat 4 tahapan proses yaitu *Pre-treatment*, *Pembiakan*, *Fermentasi*, dan *Pemurnian*. Maka didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah} \\ \text{pekerja} &= 22 \text{ (orang) (jam)/(hari)(tahapan proses)} \times 4 \text{ tahapan} \\ \text{operasi/hari} &= 88 \text{ (orang)(jam)/hari} \end{aligned} \text{ proses}$$

Jika dalam 1 hari terdapat 3 *shift* kerja dengan 1 *shift* kerja adalah 8 jam/hari, maka :

$$\begin{aligned} 3 \text{ shift} \\ 24 \text{ jam/hari} \\ \text{Jumlah} \\ \text{pekerja} &= 88 \text{ (orang)(jam)/hari} \times \frac{3 \text{ shift}}{24 \text{ jam/hari}} \\ \text{operasi/shift} &= 11 \text{ orang} \end{aligned}$$

Jika dalam 1 *shift* terdapat 4 *group*, maka :

$$\begin{aligned} 1 \text{ shift} \\ 4 \text{ group} \\ \text{Jumlah} \\ \text{pekerja} &= 11 \text{ orang} \times \frac{1 \text{ shift}}{4 \text{ group}} \\ \text{operasi/group} &= 3 \text{ orang} \end{aligned}$$

Contoh perhitungan gaji pekerja dewan komisaris per tahun :

$$\begin{aligned} \text{Jabatan} &= \text{Dewan Komisaris} \\ \text{Gaji/bulan} &= \text{Rp } 50.000.000 \\ \text{Jumlah pekerja} &= 3 \text{ orang} \\ \text{Gaji/tahun} &= \text{Gaji/bulan} \times \frac{12 \text{ bulan}}{1 \text{ tahun}} \times 3 \text{ orang} \\ &= \text{Rp } 1.800.000.000 \end{aligned}$$

Perhitungan untuk gaji pekerja per tahun lainnya juga dilakukan seperti cara diatas, sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut.

Tabel E.3 Daftar Jabatan dan Gaji Karyawan Pabrik Asam Sitrat

No	Jabatan	Gaji/Bulan (Rp)	Jumlah	Jumlah/Bulan (Rp)
1	Dewan Komisaris	25.000.000	2	50.000.000
2	Direktur Utama	20.000.000	1	20.000.000
3	Direktur Produksi	16.000.000	1	16.000.000
4	Direktur Pemasaran	16.000.000	1	16.000.000
5	Direktur Keuangan	16.000.000	1	16.000.000
6	Direktur SDM	16.000.000	1	16.000.000
7	Sekretaris	6.000.000	1	6.000.000
8	Kepala Bagian			
	a. Proses	10.000.000	4	40.000.000
	b. Quality Control	10.000.000	1	10.000.000
	c. Promosi	10.000.000	1	10.000.000
	d. Penjualan	10.000.000	1	10.000.000
	e. Pembukuan	10.000.000	1	10.000.000
	f. Pengelolaan Dana	10.000.000	1	10.000.000
	g. Kepegawaian	10.000.000	1	10.000.000

9	Dokter	14.000.000	1	14.000.000
10	Perawat	3.500.000	1	3.500.000
11	Karyawan			
	a. Proses	6.000.000	20	120.000.000
	b. Quality Control	6.000.000	4	24.000.000
	c. Promosi	6.000.000	4	24.000.000
	d. Penjualan	6.000.000	4	24.000.000
	e. Pembukuan	6.000.000	4	24.000.000
	f. Pengelolaan Dana	6.000.000	4	24.000.000
	g. Kepegawaian	6.000.000	4	24.000.000
12	Sopir	2.500.000	3	7.500.000
13	Cleaning Service	2.271.210	8	18.169.680
14	Karyawan tidak tetap	2.271.210	13	29.525.730
	Total Gaji			576.695.410

Biaya Gaji Karyawan 1 Bulan = Rp576.695.410

Biaya Gaji Karyawan 1 Tahun = Rp6.920.344.920

C.5 ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini :

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- 2 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
- 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

C5.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

D5.1.1 Modal Tetap

A. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

1	Pengadaan Alat		Rp106.852.684.857	Rp106.852.684.857
2	Instrument dan control, 6-30% dari ad 1	30%	Rp106.852.684.857	Rp32.055.805.457
3	Isolasi, 8-9% dari ad 1	9%	Rp106.852.684.857	Rp9.616.741.637
4	Perpipaan ter-install, 10-80% dari ad 1	80%	Rp106.852.684.857	Rp85.482.147.886
5	Perlistrikan ter-install, 8-20% dari ad 1	20%	Rp106.852.684.857	Rp21.370.536.971
6	Bangunan pabrik, 10-70% dari ad 1	70%	Rp106.852.684.857	Rp74.796.879.400

7	Service facilities & yard improvement, 40-50% dari ad 1	45%	Rp106.852.684.857	Rp48.083.708.186
8	Tanah, 4-6% dari ad 1	6%	Rp106.852.684.857	Rp6.411.161.091
9	Direct Cost			Rp384.669.665.487

B. Biaya tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*)

10	Engineering & supervision, 5-15% dari ad 16	10%	Rp384.669.665.487	Rp38.466.966.549
11	Ongkos kontraktor, 7-20% dari ad 16	15%	Rp384.669.665.487	Rp57.700.449.823
12	Biaya tidak terduga, 5-15% dari Fci	10%	Rp534.263.424.287	Rp53.426.342.428,7
13	Indirect cost			Rp149.593.758.800
14	Fixed Capital Investment (FCI), jumlah, Ad. 9 dan 13			Rp534.263.424.287
15	Working Capital Investment (WCI), TCI	15%		Rp94.281.780.757
16	Total Capital Investment (TCI), jumlah, Ad. 14 dan 15			Rp628.545.205.044

C. Fixed Capital Investment (FCI)

FCI = Direct cost + Indirect cost

$$= \text{Rp}534.263.424.287 = \text{Rp } 534.263.424.287,40$$

D. Modal Kerja (*Working Capit*

$$\text{WCI} = 15\% \times \text{TCI}$$

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 534.263.424.287,40 + \text{WCI}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 534.263.424.287,40 + \text{WCI}$$

$$85\% \text{ TCI} = \text{Rp } 534.263.424.287,40$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 628.545.205.044,00$$

(*Timmerhaus, table 17 Solid Fluid Processing Plant*)

Jadi:

$$\text{Modal Tetap (FCI)} = \text{Rp}534.263.424.287$$

$$\text{Modal Kerja (WCI)} = \text{Rp}94.281.780.757 +$$

$$\text{Total Investasi (TCI)} = \text{Rp } 628.545.205.044,00$$

Modal investasi terbagi atas :

$$1 \text{ Modal sendiri } 60\% \text{ TCI} = \text{Rp } 377.127.123.026,40$$

$$2 \text{ Modal pinjam bank } 40\% \text{ TCI} = \text{Rp } 251.418.082.017,60$$

C5.2 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production cost, TPC*)

A. Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost, DPC*)

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Bahan baku dan penunjangnya		Rp220.205.192.668
2	Buruh pabrik langsung		Rp6.920.344.920
3	Pengawasan langsung dari perburuhan	15%	Rp1.038.051.738

4	Utilitas			Rp33.161.178.059
5	Pemeliharaan dan perbaikan dari FCI	7%		Rp37.398.439.700
6	<i>Operating supplies</i> dari Ad. 5	15%		Rp5.609.765.955
7	Laboratorium dari Ad. 5	15%		Rp5.609.765.955
8	<i>Patent</i> dan <i>royalties</i> , dari TPC	1%	0,01	TPC
Jumlah			Rp309.942.738.995	+ 0,01 TPC
			Rp4.597.978.741	

B. Biaya Tetap (Fixed Cost, FC)

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Depresiasi	10%	Rp53.426.342.429
2	Pajak Kekayaan	3%	Rp13.356.585.607
3	Asuransi	1%	Rp5.342.634.243
4	Biaya Sewa, pabrik dianggap tidak menyewa tanah		0
Jumlah			Rp72.125.562.279

C. Biaya Plant Overhead (*Plant Overhead Cost, POC*)

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Ongkos		Rp6.920.344.920
2	<i>Supervise</i>		Rp1.038.051.738
3	Pemeliharaan		Rp37.398.439.700
4	<i>Production Cost</i> , Jumlah Ad. 1-3		Rp45.356.836.358
5	pengeluaran <i>Plant Overhead cost</i>	70%	Rp31.749.785.451

D. Biaya Pengeluaran umum (*General Expenses*)

No	Jenis Pengeluaran	%	Biaya
1	Administrasi (<i>Total Production Cost</i>)	2%	TPC
2	Distribusi dan penjualan	5%	TPC
3	<i>Research and Development</i>	2%	TPC
4	<i>Financing</i>		
Jumlah		9%	TPC
Jumlah			Rp41.381.808.672,44

$$\begin{aligned}
 \text{Manufacturing Cost (MC)} &= \text{DPC} + \text{FC} + \text{POC} \\
 \text{DPC} &= \text{Rp309.942.738.995} + 0,01 \text{ TPC} \\
 \text{FC} &= \text{Rp72.125.562.279} \\
 \text{POC} &= \text{Rp31.749.785.451} \\
 \text{Manufacturing Cost (MC)} &= \text{Rp413.818.086.724} + 0,01 \text{ TPC}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{MC} + \text{GE} \\
 \text{MC} &= \text{Rp413.818.086.724} + 0,01 \text{ TPC} \\
 \text{GE} &= 9\% \text{ TPC} \\
 \text{TPC} &= \text{Rp413.818.086.724} + 0,1 \text{ TPC} \\
 \text{TPC} &= \text{Rp459.797.874.138}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Manufacturing Cost (MC)} &= \text{Rp418.416.065.466} \\
 \text{GE} &= \text{Rp41.381.808.672,44}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \text{Total Penjualan} - \text{TPC} \\
 \text{Gross Earning (laba kotor)} &= \text{Rp}553.691.275.168 - \text{Rp} 459.797.874.138 \\
 &= \text{Rp} 93.893.401.030 \\
 \text{Laba bersih} &= \text{laba kotor} - \text{pajak pendapatan} \\
 &= \text{Rp} 93.893.401.029,6 - 30\% \times \text{Rp}10.000.000.000 - 20\% \times \text{Rp}83.893.401.030 \\
 &= \text{Rp} 74.114.720.824
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ROR Sebelum Pajak} &= \frac{\text{Laba kotor pertahun}}{\text{Modal (FCI)}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp}93.893.401.029,57}{\text{Rp}534.263.424.287} \times 100\% \\
 \text{Rate of Return Sebelum Paja} &= 17,57\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{Laba bersih pertahun}}{\text{Modal (FCI)}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp}74.114.720.823,65}{\text{Rp}534.263.424.287} \times 100\%
 \end{aligned}$$

Rate of Return Sesudah Paja 14%

$$\begin{aligned}
 \text{Pay Out Time Sebelum Pajak} &= \frac{\text{Modal (FCI)}}{\text{Laba kotor} + \text{depresiasi}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp}534.263.424.287,40}{\text{Rp}93.893.401.030 + \text{Rp}53.426.342.428,74} \times 100\% \\
 \text{Pay Out Time Sebelum Pajak} &= 3,626556847 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Pay Out Time Sesudah Pajak} &= \frac{\text{Modal (FCI)}}{\text{Laba bersih} + \text{depresiasi}} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{Rp}534.263.424.287,40}{\text{Rp}74.114.720.824 + \text{Rp}53.426.342.428,74} \times 100\% \\
 \text{Pay Out Time Sesudah Pajak} &= 4,188952253 \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

Tabel VII.11 Break Event Point

Biaya Tetap (FC)

Depresiasi	Rp 53.426.342.428,74
Pajak Kekayaan	Rp 13.356.585.607,18
Asuransi	Rp 5.342.634.242,87
Ongkos ongkos Sewa	Rp -
Jumlah	Rp 72.125.562.278,80

Biaya Semi Variabel (SVC)

Buruh Pabrik Langsung	Rp 6.920.344.920,00
Plant Over Head Cost	Rp 31.749.785.450,68
Pengawasan Pabrik	Rp 1.038.051.738,00
General Expenses	Rp 41.381.808.672,44
Laboratorium dan Kontrol	Rp 5.609.765.955,02
Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp 37.398.439.700,12
Plant Supplies	Rp 5.609.765.955,02
Jumlah	Rp 129.707.962.391,28

Biaya Variabel (VC)

Bahan Baku	Rp	220.205.192.667,54
Utilitas	Rp	33.161.178.059,22
Pengemasan	Rp	-
Patent Royalties	Rp	-
Jumlah	Rp	253.366.370.726,76
Hasil Penjualan Produk (S)	Rp	553.691.275.167,79

$$BEP = \frac{FC + 0,3 \text{ SVC}}{S - 0,7 \text{ SVC} - CV} \times 100\%$$

$$BEP = \frac{Rp \quad 72.125.562.278,80 + 0,3 \quad Rp \quad 129.707.962.391,3}{Rp \quad 553.691.275.168 - Rp \quad 0,7 \quad Rp \quad 129.707.962.391,3 - Rp \quad 253.366.370.727} \times 100\%$$

$$BEP = \frac{Rp \quad 111.037.950.996,18}{Rp \quad 209.529.330.767,13}$$

$$BEP = 0,529939892 = 52,99\%$$

VII.4.3 Analisa Ekonomi

Fixed Capital Investment = Rp 534.263.424.287,40

60% Modal Sendiri = 60% x FCI = Rp 320.558.054.572,44

40% Modal Pinjaman = 40% x FCI = Rp 213.705.369.714,96

Pengeluaran Investasi Sebagai Berikut =

2 Tahun sebelum pabrik siap beroperasi sebesar 50% dari modal pinjaman

1 Tahun sebelum pabrik siap beroperasi sebesar 50% dari modal pinjaman

Total Ongkos Produksi =

Depresiasi = Rp 53.426.342.428,74

Fixed Charges = Rp 72.125.562.278,80

Semi Variable Cost = Rp 129.707.962.391,28

Variable Cost = Rp 253.366.370.726,76

Total Penjualan = Rp 553.691.275.167,79

Masa kontruksi = 2 tahun

Pengembalian pinjaman dalam waktu = 10 tahun

Laju inflasi = 1,60% per tahun (Bank Indonesia)

Bunga bank = 8% BNI

Umur pabrik = 10 tahun

Kapasitas produksi = 15000 ton/tahun

Tahun 1 = 60%

Tahun 2 = 80%

Tahun 3-10 = 100%

Tabel VII.12 Modal Sendiri Selama Masa Kontruksi

Tahun ke	Kapasitas	Modal Sendiri		
		Pengeluaran	Inflasi	Jumlah
-2	50%	Rp 160.279.027.286,2	0	Rp 160.279.027.286,22
-1	50%	Rp 160.279.027.286,2	Rp 2.564.464.436,58	Rp 162.843.491.722,80
0	0%	Rp -	Rp 5.169.960.304,14	Rp 5.169.960.304,14
Total				Rp 328.292.479.313,16

Tabel VII.13 Modal Pinjaman Selama Masa Kontruksi

Tahun ke	Kapasitas	Modal Pinjaman		
		Pengeluaran	Bunga	Jumlah
-2	50%	Rp 106.852.684.857,5	0	Rp 106.852.684.857,48
-1	50%	Rp 106.852.684.857,5	Rp 8.548.214.788,60	Rp 115.400.899.646,08
0	0%	Rp -	Rp 17.780.286.760,28	Rp 17.780.286.760,28
Total				Rp 240.033.871.263,84

Total investasi pada akhir masa konstruksi:

$$\begin{aligned}
 &= \text{modal sendiri} + \text{modal pinjaman} \\
 &= \text{Rp } 328.292.479.313,16 + \text{Rp } 240.033.871.263,84 \\
 &= \text{Rp } 568.326.350.577,01
 \end{aligned}$$

Tabel VII.14 Total Penjualan

Tahun ke	Kapasitas	Sisa Pinjaman	Pengembalian Pinjaman	Total Penjualan
-2	0%			
-1	0%			
0	0%	Rp240.033.871.264	Rp0	Rp0
1	60%	Rp216.030.484.137	Rp24.003.387.126	Rp332.214.765.101
2	80%	Rp192.027.097.011	Rp24.003.387.126	Rp442.953.020.134
3	100%	Rp168.023.709.885	Rp24.003.387.126	Rp553.691.275.168
4	100%	Rp144.020.322.758	Rp24.003.387.126	Rp553.691.275.168
5	100%	Rp120.016.935.632	Rp24.003.387.126	Rp553.691.275.168
6	100%	Rp96.013.548.506	Rp24.003.387.126	Rp553.691.275.168
7	100%	Rp72.010.161.379	Rp24.003.387.126	Rp553.691.275.168
8	100%	Rp48.006.774.253	Rp24.003.387.126	Rp553.691.275.168
9	100%	Rp24.003.387.126	Rp24.003.387.126	Rp553.691.275.168
10	100%	Rp0	Rp24.003.387.126	Rp553.691.275.168

Tabel VII.14 Total Production Cost

Tahun ke	Kapasitas	Total Production Cost		
		Depresiasi	Bunga	Fixed Cost
-2	0%			
-1	0%			
0	0%	Rp 53.426.342.428,74	Rp 19.202.709.701,11	Rp 72.125.562.278,80
1	60%	Rp 53.426.342.428,74	Rp 17.282.438.731,00	Rp 72.125.562.278,80
2	80%	Rp 53.426.342.428,74	Rp 15.362.167.760,89	Rp 72.125.562.278,80
3	100%	Rp 53.426.342.428,74	Rp 13.441.896.790,78	Rp 72.125.562.278,80
4	100%	Rp 53.426.342.428,74	Rp 11.521.625.820,66	Rp 72.125.562.278,80
5	100%	Rp 53.426.342.428,74	Rp 9.601.354.850,55	Rp 72.125.562.278,80
6	100%	Rp 53.426.342.428,74	Rp 7.681.083.880,44	Rp 72.125.562.278,80
7	100%	Rp 53.426.342.428,74	Rp 5.760.812.910,33	Rp 72.125.562.278,80
8	100%	Rp 53.426.342.428,74	Rp 3.840.541.940,22	Rp 72.125.562.278,80
9	100%	Rp 53.426.342.428,74	Rp 1.920.270.970,11	Rp 72.125.562.278,80
10	100%	Rp 53.426.342.428,74	-Rp 0,00	Rp 72.125.562.278,80

Tabel VII.15 Total Production Cost

Tahun ke	Kapasitas	Total Production Cost		
		Variable Cost	Semi Variable Cost	Total
-2	0%			
-1	0%			

0	0%	Rp -	Rp 38.912.388.717,4	Rp 130.240.660.697,29
1	60%	Rp 129.707.962.391,3	Rp 77.824.777.434,8	Rp 296.940.740.835,84
2	80%	Rp 129.707.962.391,3	Rp 103.766.369.913,0	Rp 320.962.062.343,98
3	100%	Rp 129.707.962.391,3	Rp 129.707.962.391,3	Rp 344.983.383.852,12
4	100%	Rp 129.707.962.391,3	Rp 129.707.962.391,3	Rp 343.063.112.882,01
5	100%	Rp 129.707.962.391,3	Rp 129.707.962.391,3	Rp 341.142.841.911,90
6	100%	Rp 129.707.962.391,3	Rp 129.707.962.391,3	Rp 339.222.570.941,79
7	100%	Rp 129.707.962.391,3	Rp 129.707.962.391,3	Rp 337.302.299.971,68
8	100%	Rp 129.707.962.391,3	Rp 129.707.962.391,3	Rp 335.382.029.001,57
9	100%	Rp 129.707.962.391,3	Rp 129.707.962.391,3	Rp 333.461.758.031,46
10	100%	Rp 129.707.962.391,3	Rp 129.707.962.391,3	Rp 331.541.487.061,35

Tabel VII.16 Laba

Tahun ke	Kapasitas	Total Production Cost		
		Kotor	Pajak	Bersih
-2	0%			
-1	0%			
0	0%			
1	60%	Rp 35.274.024.264,84	Rp 8.054.804.852,97	Rp 27.219.219.411,87
2	80%	Rp 121.990.957.790,25	Rp 25.398.191.558,05	Rp 96.592.766.232,20
3	100%	Rp 208.707.891.315,66	Rp 42.741.578.263,13	Rp 165.966.313.052,53
4	100%	Rp 210.628.162.285,77	Rp 43.125.632.457,15	Rp 167.502.529.828,62
5	100%	Rp 212.548.433.255,88	Rp 43.509.686.651,18	Rp 169.038.746.604,71
6	100%	Rp 214.468.704.225,99	Rp 43.893.740.845,20	Rp 170.574.963.380,80
7	100%	Rp 216.388.975.196,10	Rp 44.277.795.039,22	Rp 172.111.180.156,88
8	100%	Rp 218.309.246.166,22	Rp 44.661.849.233,24	Rp 173.647.396.932,97
9	100%	Rp 220.229.517.136,33	Rp 45.045.903.427,27	Rp 175.183.613.709,06
10	100%	Rp 222.149.788.106,44	Rp 45.429.957.621,29	Rp 176.719.830.485,15

Tabel VII.17 Cashflow

Tahun ke	Kapasitas	Total Production Cost	
		Gross	Net
-2	0%		
-1	0%		
0	0%		
1	60%	Rp 88.700.366.693,58	Rp 80.645.561.840,61
2	80%	Rp 175.417.300.218,99	Rp 150.019.108.660,94
3	100%	Rp 262.134.233.744,40	Rp 219.392.655.481,27
4	100%	Rp 264.054.504.714,51	Rp 220.928.872.257,36
5	100%	Rp 265.974.775.684,62	Rp 222.465.089.033,45
6	100%	Rp 267.895.046.654,73	Rp 224.001.305.809,53
7	100%	Rp 269.815.317.624,84	Rp 225.537.522.585,62
8	100%	Rp 271.735.588.594,95	Rp 227.073.739.361,71
9	100%	Rp 273.655.859.565,07	Rp 228.609.956.137,80
10	100%	Rp 275.576.130.535,18	Rp 230.146.172.913,89

Tabel VII.18 IRR

Tahun ke	Cashflow	Discounted Cash Flow
		0,396072925
-2		

-1		
0		
1	Rp88.700.366.694	Rp63.535.625.602
2	Rp175.417.300.219	Rp90.002.839.928
3	Rp262.134.233.744	Rp96.338.399.685
4	Rp264.054.504.715	Rp69.512.220.540
5	Rp265.974.775.685	Rp50.153.347.777
6	Rp267.895.046.655	Rp36.183.956.738
7	Rp269.815.317.625	Rp26.104.168.759
8	Rp271.735.588.595	Rp18.831.359.883
9	Rp273.655.859.565	Rp13.584.129.388
10	Rp275.576.130.535	Rp104.080.302.278
Total		Rp568.326.350.577

Rp568.326.350.577,01

Tabel VII.19 POT

Tahun ke	Cashflow	Comulative Cash Flow
-2		
-1		
0		
1	Rp 88.700.366.693,58	Rp 88.700.366.693,58
2	Rp 175.417.300.218,99	Rp 264.117.666.912,56
3	Rp 262.134.233.744,40	Rp 526.251.900.656,96
4	Rp 264.054.504.714,51	Rp 790.306.405.371,48
5	Rp 265.974.775.684,62	Rp 1.056.281.181.056,10
6	Rp 267.895.046.654,73	Rp 1.324.176.227.710,83
7	Rp 269.815.317.624,84	Rp 1.593.991.545.335,67
8	Rp 271.735.588.594,95	Rp 1.865.727.133.930,63
9	Rp 273.655.859.565,07	Rp 2.139.382.993.495,69
10	Rp 275.576.130.535,18	Rp 2.414.959.124.030,87

POT tahun ke-

3,159340019

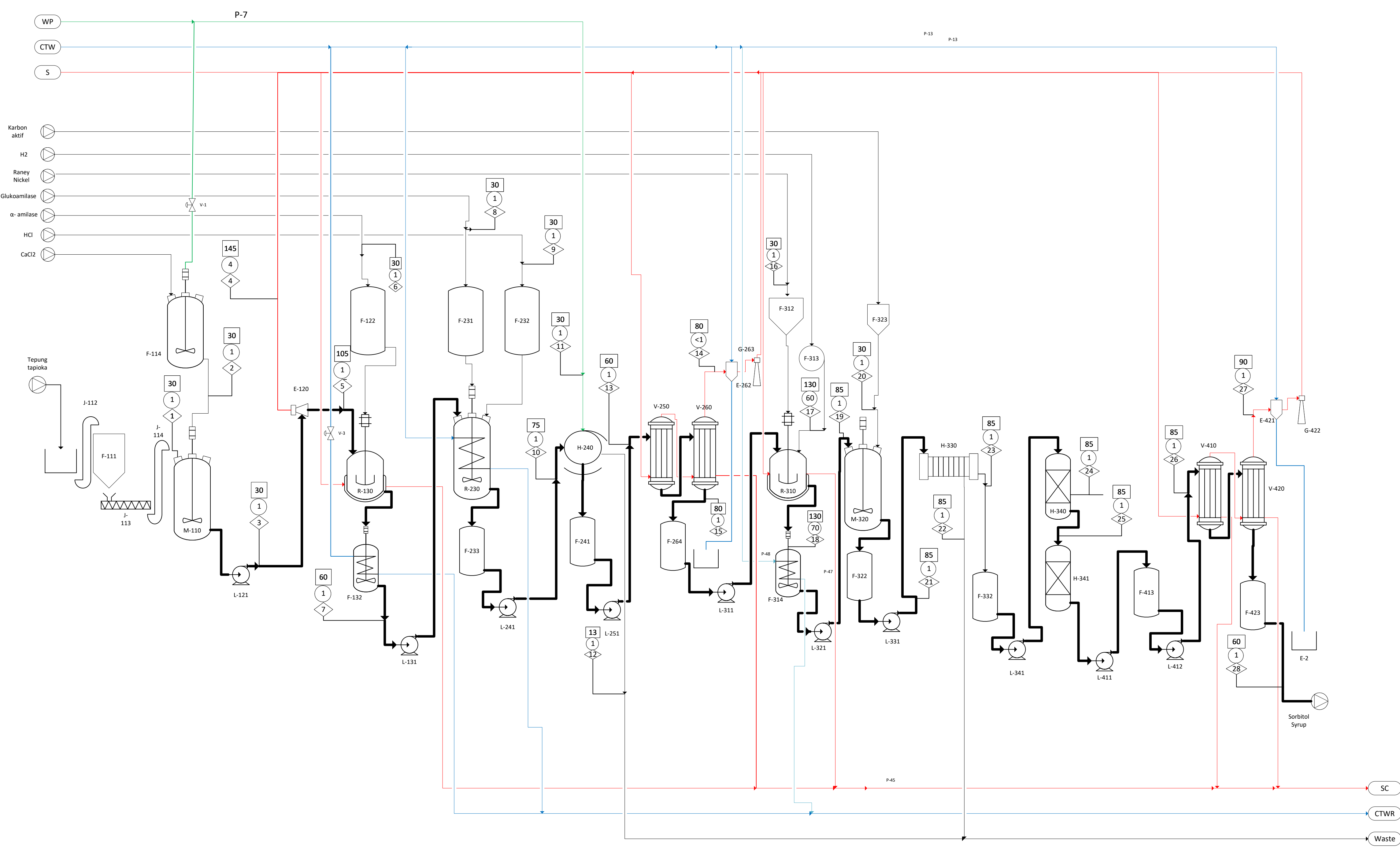
Tabel VII.19 BEP

Kapasitas (%)	Penjualan (Rp)	Depresiasi (Rp per tahun)	Bunga (Rp per tahun)
0%	Rp -	Rp 53.426.342.428,74	Rp -
60%	Rp 332.214.765.100,67	Rp 53.426.342.428,74	Rp 19.202.709.701,11

FC (Rp per tahun)	SVC (Rp per tahun)	VC (Rp per tahun)	TPC (Rp per tahun)
Rp 72.125.562.278,80	Rp 38.912.388.717,38	Rp -	Rp130.240.660.697
Rp 72.125.562.278,80	Rp 77.824.777.434,77	Rp129.707.962.391	Rp296.940.740.836

Laba Kotor (Rp per tahun)	Pajak (Rp per tahun)	Laba Bersih (Rp per tahun)	Cash Flow (Rp)
-Rp 130.240.660.697,29	Rp -	-Rp130.240.660.697	-Rp 76.814.318.268,55
Rp 35.274.024.264,84	Rp8.054.804.853,0	Rp27.219.219.412	Rp 80.645.561.840,61

Kapasitas BEP = 29,3%
4390,51 ton



KETERANGAN			
◇	Nomor Aliran		
□	Suhu (°C)		
○	Tekanan (atm)		
48	F-423	TANGKI PENAMPUNG SORBITOL	1
47	G-422	VACUUM EJECTOR	1
46	E-421	BAROMETRIC CONDENSER	1
45	V-420	EVAPORATOR EFFECT II	1
44	V-410	EVAPORATOR EFFECT I	1
43	L-412	POMPA SENTRIFUGAL	1
42	F-413	TANGKI PENAMPUNG	1
41	L-411	POMPA SENTRIFUGAL	1
40	H-341	ANION EXCHANGER	1
39	H-340	KATION EXCHANGER	1
38	L-341	POMPA SENTRIFUGAL	1
37	F-332	TANGKI PENAMPUNG	1
36	H-330	FILTER PRESS	2
35	F-323	TANGKI PENAMPUNG KARBON AKTIF	1
34	L-331	POMPA SENTRIFUGAL	1
33	F-322	TANGKI PENAMPUNG	1
32	M-320	TANGKI KARBONASI	1
31	L-321	POMPA SENTRIFUGAL	1
30	F-314	TANGKI PENDINGIN	1
29	F-313	TANGKI PENAMPUNG H ₂	1
28	F-312	TANGKI PENAMPUNG RANEY NICKEL	1
27	R-310	REAKTOR HIDROGENASI	1
26	L-311	POMPA SENTRIFUGAL	1
25	F-264	TANGKI PENAMPUNG	1
24	G-263	VACUUM EJECTOR	1
23	E-262	BAROMETRIC CONDENSER	1
22	V-260	EVAPORATOR EFFECT II	1
21	V-250	EVAPORATOR EFFECT I	1
20	L-251	POMPA SENTRIFUGAL	1
19	F-241	TANGKI PENAMPUNG	1
18	H-240	ROTARY VACUUM DRUM FILTER	1
17	L-241	POMPA SENTRIFUGAL	1
16	F-233	TANGKI PENAMPUNG	1
15	F-232	TANGKI PENAMPUNG HCl	1
14	F-231	TANGKI PENAMPUNG GLUKOAMILASE	1
13	R-230	REAKTOR SAKARIFIKASI	4
12	L-131	POMPA SENTRIFUGAL	2
11	F-132	TANGKI PENDINGIN	1
10	R-130	REAKTOR LIQUIFIKASI	1
9	F-122	TANGKI PENAMPUNG α-AMILASE	1
8	E-120	JET COOKER	1
7	L-121	POMPA SENTRIFUGAL	1
6	F-114	TANGKI PENAMPUNG CaCl ₂	1
5	M-110	MIXING TANK	1
4	J-114	BUCKET ELEVATOR	1
3	J-113	SCREW CONVEYOR	1
2	J-112	BUCKET ELEVATOR	1
1	F-111	TANGKI PENAMPUNG TEPUNG TAPIOKA	1
NO	KODE ALAT	NAMA ALAT	JUMLAH
DIGAMBAR OLEH :			
1. REGITA SYAHRA RAMADHAN		(1041181000026)	
2. MOCHAMMAD ZAYYAN DIFA FADHILLAH		(1041181000052)	
DOSEN PEMBIMBING :			
WARLINDA EKA TRIASTUTI, S.SI., MT.			
FLOWSHEET			
EFISIENSI DAN OPTIMASI PADA PABRIK SORBITOL DARI TEPUNG TAPIOKA			
		DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI FAKULTAS VOKASI INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER SURABAYA 2022	

No	Komponen	Aliran (kg/hari)																																	
		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					
1	Karbohidrat (pati)	29245.36		29245.36		29245.36		23396.29		467.9258		463.2465	4.679258		4.679258					4.679258		4.679258	4.679258												
2	Air	2596.038	62408.33	65004.37		68037.89		68029.44	34.39034	64932.32	14513.45	185.3876	79260.38	47440.48	31819.9					31819.9		31819.9	112.2241	31707.67		31728.18			31728.27	13636.36	18091.91				
3	Protein	532.5205		532.5205		532.5205		532.5205		532.5205		527.1953	5.325205		5.325205					5.325205		5.325205	5.325205												
4	Lemak	169.7409		169.7409		169.7409		169.7409		169.7409		168.0435	1.697409		1.697409					1.697409		1.697409	1.697409												
5	Abu	738.8722		738.8722		738.8722		738.8722		738.8722		731.4835	7.388722		7.388722					7.388722		7.388722	7.388722												
6	CaCl ₂		12.07685	12.07685		12.07685		12.07685		12.07685		11.95608	0.120768		0.120768					0.120768		0.120768	0.001208	0.119561											
7	Steam				3033.52																														
8	α-amilase						25.58969	25.58969				25.58969	25.33379	0.255897	0.255897					0.255897		0.255897	0.255897												
9	Dekstrin											114.2902	1.142902		1.142902					1.142902		1.142902	1.142902												
10	Maltosa											849.5436	8.474838		8.474838					8.474838		8.474838	8.474838				13.25348		13.25348	13.25348					
11	Glukosa											30953.57	2.059862	30951.51	30951.51					30951.51		30951.51	30951.51				945.1564		945.1564	945.1564					
12	HCl						0.09928													0.09928		0.09928	0.000993				0.176932								
13	Glukoamilase									19.65288		19.65288	19.45635	0.196529	0.196529					0.196529		0.196529	0.196529												
14	Nikel Alloy																																		
15	Al ₂ O ₃																																		
16	H ₂																		5050.048	4709.462															
17	Impuritis H ₂																		5.050048	5.050048															
18	Sorbitol																																		
19	Maltilol																																		
20	Karbon Aktif																																		
21	H ⁺ dalam resin																																		
22	OH ⁻ dalam resin																																		
23	Impuritis katalis																																		
24	Ca ²⁺																																		
25	Cl ⁻																																		
	Total	33282.53	62420.41	95702.94	3033.52	98736.46	25.58969	98762.0	34.48962	19.65288	98816.2	14513.45	2249.37	111080.3	47440.48	63639.79	967.2346	5055.098	4714.512	64947.61	60.66495	65008.28	1443.518	63567.06	20.51568	63546.54	0.171842	63546.45	45454.54	18091.91					

BIODATA PENULIS

Penulis I



Regita Syahra Ramadhan, lahir pada tanggal 28 November 2001 di Sidoarjo, Jawa Timur. Setelah menamatkan Sekolah Menengah Atas di SMAN 3 Sidoarjo pada tahun 2018, penulis melanjutkan studi di D-III Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS Surabaya) pada tahun 2018. Kemudian, diekivalensi menjadi D-IV pada tahun 2019 dan terdaftar dengan NRP 10411810000026. Selama kuliah, penulis pernah aktif berorganisasi sebagai staff di Himpunan Mahasiswa D3 Teknik Kimia dalam Departemen Kewirausahaan, periode kepengurusan 2019/2020, dan sebagai sekertaris departemen di Himpunan Mahasiswa D3 Teknik Kimia dalam Departemen Kewirausahaan periode kepengurusan 2020/2021. Penulis juga aktif dalam kepanitiaan beberapa kegiatan di departemen maupun institut, seperti Ichevo 2019 dan Gerigi ITS 2019. Selain itu, penulis juga berkesempatan untuk melaksanakan kegiatan magang di PDAM Delta Tirta Sidoarjo dan kegiatan Praktik Kerja Lapangan di PPSDM Migas Cepu.

Alamat e-mail penulis :

regitasyahra28@gmail.com

Penulis II



Mochammad Zayyan Difa Fadhillah, lahir pada tanggal 07 Juni 2000 di Malang, Jawa Timur. Setelah menamatkan Sekolah Menengah Atas di SMAN 1 Surabaya pada tahun 2018, penulis melanjutkan studi di D-III Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS Surabaya) pada tahun 2018. Kemudian, diekivalensi menjadi D-IV pada tahun 2019 dan terdaftar dengan NRP 10411810000052. Selama kuliah, penulis pernah aktif berorganisasi sebagai staff di Himpunan Mahasiswa D3 Teknik Kimia dalam biro event, periode kepengurusan 2019/2020. Penulis juga aktif dalam kepanitiaan beberapa kegiatan di departemen maupun institut, seperti Ichevo 2019 dan Gerigi ITS 2019. Penulis juga pernah mengikuti beberapa pelatihan LKMM hingga LKMM TD, pelatihan LKMW TD, dan pelatihan lainnya.

Alamat e-mail penulis :

aninezayyan@gmail.com