

SKRIPSI
PRA RANCANGAN PABRIK
GLUKOSA DARI PATI JAGUNG DENGAN PROSES
HIDROLISA ASAM DENGAN KAPASITAS PRODUKSI
650.000 TON/TAHUN



Oleh :

Rospita Uli
(1910017411017)

*Diajukan Untuk Memenuhi Tugas dan Memenuhi Syarat Guna
Mencapai Gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Bung Hatta*

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS BUNG HATTA
PADANG
2021

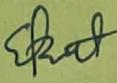


JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI – UNIVERSITAS BUNGHATTA
Kampus III – Jl. Gajah Mada, Gunung Pangilun, telp. (0751) 54257 Padang

LEMBAR PENGESAHAN
SKRIPSI

PRA RANCANGAN PABRIK GLUKOSA DARI PATI JAGUNG DENGAN
PROSES HIDROLISA ASAM DENGAN KAPASITAS
PRODUKSI 650.000 TON/TAHUN

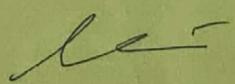
OLEH :


Rospita Uli

(1910017411017)

Disetujui oleh :

Pembimbing



Dr. Maria Ulfah, S.T, M.T

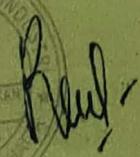
Diketahui oleh :

Fakultas Teknologi Industri

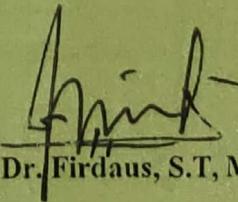
Jurusan Teknik Kimia

Dekan




Prof. Dr. Eng. Reni Desmiarti, S.T, M.T

Ketua


Dr. Firdaus, S.T, M.T



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI – UNIVERSITAS BUNGHATTA
Kampus III – Jl. Gajah Mada, Gunung Pangilun, telp. (0751) 54257 Padang

PENGESAHAN REVISI LAPORAN SKRIPSI/PRA RANCANGAN PABRIK

Nama : Rospita Uli
NPM : 1910017411017
Tanggal Sidang : 11 Agustus 2021

Tim Penguji

Jabatan	Nama/NIK/NIP	Tanda tangan
Ketua	Dr. Maria Ulfah, S.T, M.T	
Anggota	Dr. Pasymi, S.T, M.T	
	Ellyta Sari, S.T, M.T	

Diketahui oleh

Penimbang,

Dr. Maria Ulfah, S.T, M.T



Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
UNIVERSITAS BUNG HATTA

Kampus III Jl. Gajah Mada No.19 Padang, Telp (0751) 7054257 Pes. 131

BERITA ACARA SIDANG TUGAS AKHIR

No : 122.d/SK-AK.10/FTI-TK/VIII-2021

Pada hari *Rabu* tanggal *Sebelas* Bulan *Agustus* Tahun *Dua Ribu Dua Puluh Satu*, telah dilangsungkan Sidang Tugas Akhir (Perancangan Pabrik) Program Strata Satu (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta, terhadap :

1.	Nama/NPM	:	Rospita Uli / 1910017411017
2.	Jurusan	:	Teknik Kimia
3.	Program Studi	:	Teknik Kimia Strata Satu
4.	Judul Tugas Akhir	:	Pra Rancangan Pabrik Glukosa dari Pati Jagung dengan Proses Hidrolisa Asam dengan Kapasitas 650.000 Ton/Tahun
5.	Pembimbing I	:	Dr. Maria Ulfah, ST. MT.
6.	Pembimbing II	:	-
7.	Tanggal / Waktu Ujian	:	11 Agustus 2021 / 15.00 – 16.30 WIB
8.	Ruang Ujian	:	Ruang Sidang Prodi Teknik Kimia I
9.	Nilai Sidang Tugas Akhir	:	Angka <u>79</u> ; Huruf A / A ⁻ <u>B+</u> / B ⁻ / C ⁻ / C / D
10.	Prediket Lulus	:

TEAM PENGUJI :

No.	Nama	Jabatan	Tanda Tangan
1.	Dr. Maria Ulfah, ST. MT.	Ketua	
2.	Dr. Pasymi, ST. MT.	Anggota	
3.	Ellyta Sari, ST. MT.	Anggota	

Demikianlah Berita Acara ini dikeluarkan agar dipergunakan seperlunya.



Mengetahui
Dekan Fakultas Teknologi Industri

Prof. Dr. Eng. Reni Desmiarti, ST. MT.

Dikeluarkan : Di Padang
Tanggal : 11 Agustus 2021
Jurusan Teknik Kimia
Ketua,

Dr. Firdaus, ST., MT.

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis ucapkan kepada Tuhan YME, atas rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **“Pra Rancangan Glukosa Dari Pati Jagung dengan Kapasitas Produksi 650.000 ton/ tahun.”**

Penulisan Tugas Akhir ini bertujuan untuk memenuhi salah satu syarat akademis dalam menyelesaikan pendidikan S1 di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta.

Penulisan Laporan Tugas Akhir ini tidak lepas dari dukungan, doa serta partisipasi dari berbagai pihak yang telah membantu selama penyusunan Tugas Akhir ini. Dalam kesempatan ini, penulis mengucapkan terima kasih sebesar-besarnya kepada :

1. Ibu Prof. Dr. Eng. Reni Desmiarti, S.T, M.T., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta Padang.
2. Bapak Dr. Firdaus S.T.,M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Bung Hatta Padang.
3. Ibu Almh. Ir. Elmi Sundari., S.T., M.T dan ibu Dr. Maria Ulfah, S.T, M.T., selaku Pembimbing yang telah memberikan arahan dan membagi pengetahuannya hingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
4. Seluruh dosen Teknik Kimia Universitas Bung Hatta yang telah memberikan ilmu pengetahuannya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
5. Keluarga besar yang selalu memberikan semangat, dukungan, serta doa.

6. Vionica Selyn selaku partner Tugas Akhir saya yang selalu membantu dan bekerjasama dengan baik dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini.
7. Teman-teman seperjuangan Teknik Kimia Universitas Bung Hatta, terima kasih atas dukungan morilnya.
8. Semua pihak yang telah membantu dalam penyusunan Laporan Tugas Akhir.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih terdapat kekurangan. Oleh karena itu, penulis berharap kritik dan saran yang bersifat membangun untuk perbaikan di masa mendatang. Atas perhatiannya penulis ucapkan terima kasih. Semoga Tugas Akhir ini bermanfaat untuk kita semua.

Padang,
Agustus 2021

Penulis

INTISARI

Pabrik Glukosa dari Pati Jagung dirancang dengan kapasitas produksi 650.000 Ton/Tahun. Pendiriran pabrik Glukosa ini akan didirikan di Kecamatan Juwana, Kabupaten Pati, Jawa Tengah. Dasar dari pemilihan lokasi ini adalah dari analisa *Strength, Weakness Opportunities, and Threat* (SWOT) dari berbagai aspek, yaitu ketersediaan bahan baku, pemasaran, transportasi, tenaga kerja, utilitas, dan iklim. Pabrik ini beroperasi selama 330 hari per tahun. Proses pembuatan Glukosa dari Pati Jagung dilakukan dengan reaksi hidrolisis. Reaksi hidrolisis yaitu proses terjadinya pemutusan komponen polimer menjadi monomer-monomer gula dengan kondisi operasi 90°C dengan tekanan 1 atm. Pabrik ini merupakan perusahaan yang berbentuk Perusahaan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi “*line and staff*”, dan mampu menyerap tenaga kerja sebanyak 126 orang. Hasil analisa ekonomi menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan jumlah investasi sebesar US\$ 331.794.227 atau Rp. 4.808.793.271.170 yang diperoleh dari pinjaman bank 50% dan modal sendiri 50%. Laju Pengembalian Modal (ROR) sebesar 70%, waktu pengembalian modal (POT) adalah 1 tahun 4 bulan dan Titik Impas (BEP) sebesar 31,08%.

DAFTAR ISI

INTISARI.....	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR.....	xiv
BAB I PENDAHULUAN	
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Kapasitas Rancangan	3
1.2.1. Ketersediaan Bahan Baku	3
1.2.2. Kapasitas Pabrik Yang Sudah Ada.....	4
1.2.3. Kebutuhan Glukosa Di Indonesia.....	4
1.3. Lokasi Pabrik.....	6
1.3.1. Alternatif Lokasi I (Kabupaten Tulang Bawang, Lampung).....	6
1.3.2. Alternatif Lokasi II (Kab. Lebak Banten, Jawa Barat).....	10
1.3.3. Alternatif Lokasi III (Kab. Pati, Jawa Tengah)	14
1.4. Pemilihan Lokasi Pabrik Glukosa.....	17
BAB II. TINJAUAN PUSTAKA	
2.1. Tinjauan Umum.....	19
2.1.1. Jagung.....	19
2.1.2. Gula-Gula Karbohidrat.....	21
2.1.3. Glukosa.....	25
2.1.4. Hidrolisis Pati.....	26
2.2. Tinjauan Proses.....	29
2.2.1. Pembuatan Glukosa Melalui Hidrolisis Pati Dengan Enzim.....	29
2.2.2. Pembuatan Glukosa Melalui Hidrolisis Pati Dengan Asam.....	30
2.2.3. Pembuatan Glukosa Melalui Hidrolisis Pati Dengan Asam Dan	

Enzim.....	31
2.3. Sifat Fisik dan Kimia	32
2.3.1. Bahan Baku.....	33
2.3.2. Bahan Penunjang	33
2.3.3. Produk.....	35
2.4. Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Penunjang dan Produk	35
2.4.1. Spesifikasi Bahan Baku.....	35
2.4.2. Spesifikasi Bahan Penunjang.....	36
2.4.3. Spesifikasi Produk.....	37
BAB III. DESKRIPSI PROSES	
3.1. Tahapan Proses dan Blok Diagram.....	38
3.1.1. Tahapan Proses	38
3.1.2. Blok Diagram	38
3.2. Deskripsi Proses dan <i>BFlowsheet</i>	40
3.2.1. Deskripsi Proses	40
3.2.2. <i>Flowsheet</i>	41
BAB IV. NERACA MASSA DAN ENERGI	
4.1. Neraca Massa.....	43
4.1.1. <i>Corn heller</i> (CS1031).....	44
4.1.2. Pulvulizer (PV1051)	45
4.1.3. Ekstraktor (EK1071)	46
4.1.4. <i>Rotary Vacuum Filter</i> (RV-1101).....	47
4.1.5. Reaktor Hidrolisis (RH-2011).....	48
4.1.6. <i>Rotary Vacuum Filter</i> (RV-3022).....	49
4.1.7. Evaporator (EV3041)	50
4.1.8. <i>Rotary Dryer</i> (RD-3051).....	51
4.2. Neraca Energi.....	52
4.2.1. Heater (HE1081)	52

4.2.2.	Heater (HE2042)	53
4.2.3.	Reaktor Hidrolisis (RH2011)	54
4.2.4.	Evaporator (EV3041)	55
4.2.5.	<i>Rotary Dryer</i> (RD3051)	56
4.2.6.	Heater(HE3083)	57

BAB V. UTILITAS

5.1.	Unit Penyediaan Listrik.....	59
5.2.	Unit Penyediaan Air.....	61
5.2.1.	Air Sanitasi	61
5.2.2.	Air Proses dan Air Umpam Boiler.....	66
5.3.	Unit Penyediaan Steam	72
5.3.1.	Deaerator	72
5.3.2.	Boiler	73

BAB VI. SPESIFIKASI PERALATAN

6.1.	Spesifikasi Peralatan Utama	75
6.1.1.	Gudang Penyimpanan (WH-1011).....	75
6.1.2.	<i>Continous Flow Conveyor</i> (CFC-1021).....	76
6.1.3.	<i>Corn Sheller</i> (SR-1031)	76
6.1.4.	Pulvulizer (PV-1051)	77
6.1.5.	<i>Screw Conveyor</i> (SC-1061)	77
6.1.6.	Heat Exchanger (HE-1081)	78
6.1.7.	Ekstraktor (EK-1071)	79
6.1.8.	Pompa (P-1091)	79
6.1.9.	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RV-1101)	80
6.1.10.	Reaktor Hidrolisis(RH-2011)	81
6.1.11.	Penyimpan H_2SO_4 (ST-2021).....	82
6.1.12.	Heat Exchanger(HE-2041)	82
6.1.13.	<i>Disk Bowl Centrifuge</i> (DC-3021)	83
6.1.14.	<i>Evaporator</i> (EV-3041)	84

6.1.15. <i>Continous Flow Conveyor (CFC-1021)</i>	85
6.2. Spesifikasi Peralatan Utilitas	86
6.2.1. Pompa Air Sungai (P-1001).....	86
6.2.2. Pompa Peralatan Utilitas.....	87
6.2.3. <i>Screening (BS-1011)</i>	87
6.2.4. Bak Pengendapan Awal (ST-1021).....	88
6.2.5. Tangki Pelarutan PAC (ST-1041).....	88
6.2.6. Tangki Pelarutan Kaporit (ST-1052).....	89
6.2.7. Clarifier (CL-1061)	90
6.2.8. <i>Sand Filter (SF-1101)</i>	90
6.2.9. Bak Penampung Air Bersih (RS-1131).....	91
6.2.10. <i>Mix Bed Ion Exchange (IE-2022)</i>	91
6.2.11. Boiler(BL-2061)	92

BAB VII. TATA LETAK PABRIK DAN K3LH (KESEHATAN, KESELAMATAN KERJA DAN LINGKUNGAN HIDUP)

7.1. Tata Letak Pabrik.....	94
7.2. Kesehatan, Keselamatan Kerja Dan Lingkungan Hidup.....	96
7.2.1. Keselamatan Kerja	96
7.2.2. Sebab-sebab Terjadinya Kecelakaan.....	97
7.2.3. Peningkatan Usaha Keselamatan Kerja.....	98
7.2.4. Jenis-jenis dan Tindakan untuk Menghindari atau Mengurangi Kecelakaan Kerja	98
7.2.5. Daftar Peraturan Pemerintah tentang Keselamatan dan Kesehatan Kerja	99
7.2.6. Alat Pelindung Diri (APD).....	100
7.2.7. Macam – Macam Alat Pelindung Diri.....	101

BAB VIII. ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1. Bentuk Perusahaan	105
8.2. Struktur Organisasi	106

8.3. Tugas dan Wewenang	106
8.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	111
8.5. Sistem Kerja	112
8.5.1. Waktu Kerja Karyawan <i>Non Shift</i>	112
8.5.2. Waktu Kerja Karyawan <i>Shift</i>	112
8.6. Jumlah Karyawan	113
8.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan	113

BAB IX. ANALISA EKONOMI

9.1. <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	115
9.2. Biaya Produksi (<i>Total Production Cost</i>)	116
9.3. Harga Jual (<i>Total Sales</i>)	116
9.4. Tinjauan Kelayakan Pabrik	117
9.4.1. Laba Kotor Dan Laba Bersih	117
9.4.2. Laju Pengembalian Modal (<i>Rate Of Return</i>)	117
9.4.3. Waktu Pengembalian Modal (<i>Pay Out Time</i>)	117
9.4.4. Titik Impas (<i>Break Event Point</i>)	117

BAB X. TUGAS KHUSUS

10.1. Pendahuluan	119
10.2. Ruang Lingkup Rancangan	119
10.3. Rancangan	120

BAB XI. KESIMPULAN DAN SARAN

11.1. Kesimpulan	146
11.2. Saran	147

DAFTAR PUSTAKA	148
-----------------------------	------------

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Daftar Pabrik Penghasil Asam Sulfat di Indonesia.....	3
Tabel 1.2 Panen Jagung Menurut Provinsi Tahun 2014-2018	3
Tabel 1.3 Daftar Pabrik Penghasil Glukosa di Indonesia.....	4
Tabel 1.4 Daftar Pabrik Penghasil Glukosa di Dunia	4
Tabel 1.5 Kebutuhan Glukosa Di Indonesia.....	4
Tabel 1.6 Data Impor Glukosa Di Indonesia.....	5
Tabel 1.7 Analisa SWOT (Kabupaten Tulang Bawang, Lampung).....	8
Tabel 1.8 Analisa SWOT (Kab. Lebak Banten, Jawa Barat)	12
Tabel 1.9 Analisa SWOT (Kab. Pati, Jawa Tengah)	16
Tabel 1.10 Analisis Lokasi Pabrik Glukosa.....	17
Tabel 2.1 Syarat Mutu Glukosa	25
Tabel 2.2 Perbandingan Proses Pembuatan Glukosa Dengan Hidrolisa Pati.....	32
Tabel 2.3 Spesifikasi bahan baku	35
Tabel 2.4 Spesifikasi H ₂ O	36
Tabel 2.5 Spesifikasi H ₂ SO ₄	36
Tabel 2.6 Spesifikasi Glukosa	37
Tabel 4.1 Neraca Massa <i>Corn Sheller</i> (CS-1031).....	44
Tabel 4.2 Neraca Massa Pulvulizer (PV-1051).....	45
Tabel 4.3 Neraca Massa Ekstraktor (EK-1071).....	46
Tabel 4.4 Neraca Massa <i>Rotary Vacuuum Filter</i> (RV-1101).....	47

Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor Hidrolisis (RH-2011)	49
Tabel 4.6 Neraca Massa <i>Rotary Vacuum Filter</i> (RV-3022).....	50
Tabel 4.7 Neraca Massa Evaporator (EV-3041).....	51
Tabel 4.8 Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-3051).....	52
Tabel 4.9 Neraca Energi Heater (HE-1081).....	53
Tabel 4.10 Neraca Energi Heater (HE-2042).....	54
Tabel 4.11 Neraca Energi Reaktor Hidrolisis (RH-2011)	55
Tabel 4.12 Neraca Energi Evaporator (EV-3041).....	56
Tabel 4.13 Neraca Energi <i>Rotary Dryer</i> (RD-3051).....	57
Tabel 4.14 Neraca Energi Heater (HE-3083).....	58
Tabel 5.1 Kebutuhan Listrik	60
Tabel 5.2 Kualitas Sungai Silugonggo/Juwana.....	61
Tabel 5.3 Parameter Fisik dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi	62
Tabel 5.4 Parameter Biologi dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi.....	62
Tabel 5.5 Parameter Kimia dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi	
	63
Tabel 5.6 Kebutuhan Air Sanitasi.....	66
Tabel 5.7 Kebutuhan Air Proses.....	66
Tabel 5.8 Kebutuhan Steam	67
Tabel 5.9 Standar Kualitas Air Boiler.....	67
Tabel 5.10 Kehilangan Efisiensi Termal Akibat Lapisan Kerak pada Boiler.....	69

Tabel 5.11 Resin yang Digunakan.....	70
Tabel 5.12 Kebutuhan Steam	73
Tabel 6.1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Bahan Baku (WH-1011).....	75
Tabel 6.2 Spesifikasi CFC (CFC-1021).....	76
Tabel 6.3 Spesifikasi <i>Corn Sheller</i> (SR-1031).....	76
Tabel 6.4 Spesifikasi Pulvulizer (PV-1051).....	77
Tabel 6.5 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i> (SC-1061).....	77
Tabel 6.6 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-1081).....	78
Tabel 6.7 Spesifikasi Ekstraktor (EK-1071).....	79
Tabel 6.8 Spesifikasi Pompa (P-1091).....	79
Tabel 6.9 Spesifikasi <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RV-1101).....	80
Tabel 6.10 Reaktor Hidrolisis (RH-2011).....	81
Tabel 6.11 Spesifikasi Penyimpan H_2SO_4 (ST-2021).....	82
Tabel 6.12 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-2041).....	82
Tabel 6.13 Spesifikasi <i>Disk Bowl Cnetrifuge</i> (DC-3021)	83
Tabel 6.14 Spesifikasi Evaporator (EV-3041).....	84
Tabel 6.15 Spesifikasi CFC (CFC-1021).....	85
Tabel 6.16 Spesifikasi Pompa Air Sungai (P-1001).....	86
Tabel 6.17 Daya Pompa pada Peralatan Utilitas.....	87
Tabel 6.18 Spesifikasi <i>Screening</i> (BS-1011).....	87
Tabel 6.19 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal (BP-1021).....	88
Tabel 6.20 Spesifikasi Tangki Pelarutan PAC (TP-1041).....	88

Tabel 6.21 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kaporit (TP-1052).....	89
Tabel 6.22 Spesifikasi Clarifer (CL-1061).....	90
Tabel 6.23 Spesifikasi Sand Filter (SF-1101).....	90
Tabel 6.24 Spesifikasi Bak Penampung Air Bersih (RS-1131).....	91
Tabel 6.25 Spesifikasi <i>Mix Bed Ion Exchange</i> (IE-2022)	91
Tabel 6.26 Spesifikasi Boiler (BL-2061).....	100
Tabel 8.1 Waktu Kerja Karyawan <i>Non Shift</i>	112
Tabel 8.2 Karyawan <i>Non Shift</i>	113
Tabel 8.3 Karyawan <i>Shift</i>	113

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Lambang Kabupaten Tulang Bawang.....	7
Gambar 1.2 Alternatif Lokasi I (Kabupaten Tulang Bawang, Lampung).....	7
Gambar 1.3 Lambang Kabupaten Lebak Banten.....	10
Gambar 1.4 Alternatif Lokasi II (Kab. Lebak Banten, Jawa Barat)	11
Gambar 1.5 Logo Kabupaten Pati, Jawa Tengah.....	14
Gambar 1.6 Alternatif Lokasi III (Kab. Pati, Jawa Tengah).....	15
Gambar 2.1 Struktur dari glukosa dan fruktosa.....	22
Gambar 2.2 Struktur dari sukrosa	22
Gambar 2.3 Struktur Amilosa.....	24
Gambar 2.4 Struktur Amilopektin.....	24
Gambar 2.5 Struktur Glikogen.....	25
Gambar 2.6 Reaksi hidrolisis	27
Gambar 2.7 <i>Skema Pembuatan Glukosa Melalui Hidrolisa Pati Dengan Enzim</i>	29
Gambar 2.8 Skema pembuatan glukosa melalui hidrolisa pati dengan asam.....	31
Gambar 2.9 Skema pembuatan glukosa melalui hidrolisa pati dengan asam dan enzim.....	31
Gambar 3.1 Diagram Alir Pembuatan Glukosa Dari Pati Jagung Dengan Proses Hidrolisa Asam.....	39

Gambar 3.2 Flowsheet Pembuatan Glukosa Dari Pati Jagung Dengan Proses HidrolisaAsam	42
Gamabr 4.1 Blok Diagram Neraca Massa <i>Corn Sheller</i>	44
Gambar 4.2 Blok Diagram Neraca Massa Pulvulizer	45
Gambar 4.3 Blok Diagram Neraca Massa Ekstraktor	46
Gambar 4.4 Blok Diagram Neraca Massa <i>Rotary Vacuum Filter</i>.....	47
Gambar 4.5 Blok Diagram Neraca Massa Reaktor Hidrolisis	48
Gambar 4.6 Blok Diagram Neraca Massa <i>Rotary Vacuum Filter</i>.....	49
Gambar 4.7 Blok Diagram Neraca Massa Evaporator	50
Gambar 4.8 Blok Diagram Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i>.....	51
Gambar 4.9 Blok Diagram Neraca Energi Heater.....	52
Gambar 4.10 Blok Diagram Neraca Energi Heater.....	53
Gambar 4.11 Blok Diagram Neraca Energi Reaktor Hidrolisis.....	54
Gambar 4.12 Blok Diagram Neraca Energi Evaporator	55
Gambar 4.13 Blok Diagram Neraca Energi <i>Rotary Dryer</i>.....	56
Gambar 4.14 Blok Diagram Neraca Energi Heater.....	57
Gambar 5.1 Blok Diagram proses pengolahan Air sanitasi.....	64
Gambar 5.2 Lapisan Kerak pada Pipa.....	68
Gambar 5.3 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Proses	69
Gambar 5.4 Proses Deaerasi Di Deaerator.....	72
Gambar 5.5 Flowsheet Utilitas.....	74
Gambar 7.1 Tata Letak Lingkungan Pabrik.....	96

Gambar 7.2 Safety Helmet	101
Gambar 7.3 Safety Belt	102
Gambar 7.4 Boot	102
Gambar 7.5 Safety Shoes	102
Gambar 7.6 Safety Gloves	103
Gambar 7.7 Ear Plug	103
Gambar 7.8 Safety Glasses	103
Gambar 7.9 Respirator	104
Gambar 7.10 Face Shield	104
Gambar 7.11 Rain Coat	104
Gambar 8.1 Struktur Organisasi	107
Gambar 9.1 Grafik Break Event Point (BEP)	118
Gambar 10.1 Pompa Sentrifugal	120
Gambar 10.2 Rotary Drum Vacuum Filter	127
Gambar 10.3 Sheel and Tube Heat Exchanger	131
Gambar 10.4 Reaktor Hidrolisis	137
Gambar 10.5 Desain Pengaduk Reaktor Hidrolisis	141

DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A NERACA MASSA.....	LA-1
LAMPIRAN B NERACA ENERGI.....	LB-1
LAMPIRAN C SPESIFIKASI PERALATAN	LC-1
LAMPIRAN D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI	LD-1

BAB I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia sebagai negara yang sedang berkembang merupakan usaha jangka panjang untuk merombak struktur perekonomian nasional. Menuju era globalisasi yang lebih menitikberatkan pada sub agroindustri sesuai dengan kekayaan alam yang dimiliki. Pembangunan agroindustri ditingkatkan agar mampu menjamin pemanfaatan hasil pertanian secara optimal dengan memberikan nilai tambah yang tinggi melalui pengembangan dan penguasaan teknologi pengolahan, melalui keterkaitan yang menguntungkan antara petani, produsen dengan pihak industri. Salah satu upaya peningkatan nilai tambah pada sub sektor agroindustri adalah pemanfaatan pati dari jagung sebagai bahan baku pembuatan glukosa. Glukosa adalah sejenis gula termasuk monosakarida dengan rumus molekul $C_6H_{12}O_6$. Glukosa digunakan sebagai bahan baku industri makanan dan industri farmasi. Di antara kegunaannya adalah sebagai campuran industri makanan dan minuman. Di Indonesia sampai saat ini sudah banyak yang memproduksi glukosa. Hal disebabkan karena melimpahnya bahan baku yaitu jagung.

Jagung (*Zea mays L.*) merupakan salah satu tanaman pangan dunia yang terpenting selain gandum dan padi. Beberapa penduduk di daerah indonesia (misalnya di Madura dan di Nusa Tenggara) juga menggunakan jagung sebagai panganan pokok. Selain sebagai sumber karbohidrat, jagung juga ditanam sebagai pakan ternak, diolah menjadi tepung (dikenal dengan istilah tepung maizena) dan sebagai bahan baku industri.

Secara historis, perkembangan produksi jagung di Indonesia cenderung mengalami peningkatan rata-rata sekitar 5,26% per tahun pada 10 tahun terakhir ini. Hal ini berbanding lurus dengan peningkatan produktivitas rata-rata sekitar 4,30% per tahun. Luas areal pada periode yang sama juga mengalami peningkatan rata-rata sebesar 0,83% per tahun. Hal ini menyebabkan surplus jagung meningkat rata-rata sebesar 111% atau sekitar 1,2 juta ton per tahun. Kenaikan ini dapat

diindikasikan karena 18 juta penduduk di Indonesia menjadikan jagung sebagai makanan pokok (Subandi et al. 1988).

Namun demikian seiring berjalannya waktu, perkembangan industri makanan dan farmasi begitu pesat. Kebutuhan akan glukosa juga semakin meningkat. Hingga saat ini untuk menutupi kebutuhan dalam negeri Indonesia masih mengimpor dari beberapa negara tetangga seperti, Jepang, Singapura, Zimbabwe, Amerika Serikat, Belanda, Perancis, Jerman dan lain-lain. Sehubungan dengan hal tersebut sangat sangat tepat jika pemerintah mengambil kebijaksanaan yang pada hakekatnya bertujuan untuk mengurangi ketergantungan terhadap negara lain dalam memenuhi kebutuhan masyarakat yaitu dengan membangun industri-industri yang dapat mengganti peranan bahan import. Disamping itu dengan didirikannya pabrik ini akan membuat kesempatan terciptanya lapangan kerja baru dan juga dengan adanya pabrik ini akan mendorong berdirinya pabrik-pabrik lain yang menggunakan bahan dasar glukosa di Indonesia.

Pendirian pabrik glukosa ini dianggap perlu dengan alasan-alasan sebagai berikut :

1. Memenuhi kebutuhan glukosa dalam negeri
2. Dengan adanya pabrik ini diharapkan dapat mendorong perkembangan industri Indonesia secara umum.
3. Dari segi sosial dan ekonomi, dapat membuka lapangan pekerjaan baru sehingga mampu mengurangi angka pengangguran.
4. Dengan adanya pabrik ini diharapkan dapat mendorong berdirinya industri kimia lain, yang menggunakan glukosa sebagai bahan baku utama atau bahan baku penunjang.
5. Dalam sasaran jangka panjang, dengan bertambahnya permintaan glukosa di pasaran dunia, diharapkan Indonesia menjadi salah satu produsen yang memproduksi glukosa.
6. Meningkatkan nilai tambah industri perkebunan, terutama perkebunan jagung.

1.2 Kapasitas Rancangan

Pabrik glukosa direncanakan berdiri pada tahun 2025. Kapasitas perancangan pabrik ini direncanakan dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama pembuatan glukosa dari pati jagung adalah jagung, air (H_2O) dan Asam Sulfat (H_2SO_4). Berikut adalah data produsen dan kapasitas produksi asam sulfat yang disajikan pada Tabel 1.1 berikut.

Tabel 1.1. Daftar Pabrik Penghasil Asam Sulfat di Indonesia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	PT. Liku Telaga	Gresik, Jawa Timur	325.000
2	PT. Indonesian Acid Industri	Cakung, Jakarta Timur	82.500
3	PT. Petrokimia Gresik	Jawa Timur	678.000
4	PT. Aktif Indo Indah	Rungkut, Surabaya	15.000
5	PT. Budi Acid Jaya	Lampung Utara	60.000

Untuk data panen jagung di Indonesia disajikan pada Tabel 1.2 berikut.

Tabel 1.2. Panen Jagung Menurut Provinsi Tahun 2014-2018

No.	Provinsi	Tahun					Pertumbuhan 2018 thdp 2017 (%)	(Ha)
		2014	2015	2016	2017	2018 ¹⁾		
1 Aceh		47,357	47,967	70,024	81,552	64,157	-21.33	
2 Sumatera Utara		200,603	243,770	252,729	281,423	292,388	3.90	
3 Sumatera Barat		93,097	87,825	101,611	142,334	154,365	8.45	
4 Riau		12,057	12,425	13,205	12,231	9,352	-23.55	
5 Jambi		7,937	8,486	13,209	15,508	20,768	33.92	
6 Sumatera Selatan		31,939	46,315	87,316	138,232	136,210	-1.46	
7 Bengkulu		15,643	10,137	22,424	25,510	19,676	-22.87	
8 Lampung		338,885	293,521	340,200	482,607	486,313	0.77	
9 Kepulauan Bangka Belitung		214	181	239	823	1,128	37.05	
10 Kepulauan Riau		301	203	61	47	43	-7.89	
11 DKI Jakarta		-	-	-	-	-	-	
12 Jawa Barat		142,964	126,828	199,587	177,296	203,268	14.65	
13 Jawa Tengah		538,102	542,804	598,272	588,812	605,518	2.84	
14 DI Yogyakarta		67,657	65,485	65,632	62,521	63,163	1.03	
15 Jawa Timur		1,202,300	1,213,654	1,238,616	1,257,111	1,276,792	1.57	
16 Banten		3,152	3,518	4,913	16,018	34,553	115.71	
17 Bali		16,685	15,346	16,802	15,628	13,917	-10.94	
18 Nusa Tenggara Barat		126,577	143,117	206,885	310,990	306,899	-1.32	
19 Nusa Tenggara Timur		257,025	273,194	265,318	313,150	341,264	8.98	
20 Kalimantan Barat		36,823	31,851	31,036	38,056	44,281	16.36	
21 Kalimantan Tengah		2,594	2,507	4,415	9,237	30,497	230.17	
22 Kalimantan Selatan		20,862	21,926	33,788	54,972	70,051	27.43	
23 Kalimantan Timur		2,873	2,307	4,948	11,140	16,234	45.73	
24 Kalimantan Utara*		581	474	1,244	2,295	1,830	-20.29	
25 Sulawesi Utara		127,475	80,885	154,320	445,587	411,694	-7.61	
26 Sulawesi Tengah		41,647	32,503	62,175	78,993	81,405	3.05	
27 Sulawesi Selatan		289,736	295,115	366,771	411,993	420,984	2.18	
28 Sulawesi Tenggara		24,022	23,945	30,836	45,917	51,855	12.93	
29 Gorontalo		148,816	129,131	195,606	336,001	322,022	-4.16	
30 Sulawesi Barat		24,341	20,752	51,346	154,174	145,121	-5.87	
31 Maluku		3,795	3,260	4,167	5,152	21,724	321.68	
32 Maluku Utara		6,462	3,892	3,308	12,655	81,026	540.27	
33 Papua Barat		1,421	1,307	1,093	1,202	1,375	14.42	
34 Papua		3,076	2,736	2,274	4,006	4,457	11.26	
Indonesia		3,837,019	3,787,367	4,444,368.9	5,533,169	5,734,326	3.64	

1.2.2 Kapasitas Pabrik Yang Sudah Ada

Berikut adalah data produsen beserta kapasitas produksi pabrik glukosa yang sudah berdiri di indonesia yang disajikan pada Tabel 1.3 berikut.

Tabel 1.3. Daftar Pabrik Penghasil Glukosa di Indonesia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	PT. Suba Indah	Cilegon	82.500
2	PT. BAJ	Jawa Timur	18.000
3	PT. Associated British	Jawa Barat	72.500
Total			173.000

Berikut adalah data produsen beserta kapasitas produksi pabrik glukosa yang ada di dunia yang disajikan pada Tabel 1.4 berikut.

Tabel 1.4. Daftar Pabrik Penghasil Glukosa di Dunia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1	Global Sweetener Ltd	Cina	147.000
2	RM Food Additive	India	6.000
3	Thai Food PIC Ltd	Thailand	24.000
4	Akbar Ali & Co.	Pakistan	660.000
5	AJV Grupe	Lituania	1.120.000
Total			1.849.000

1.2.3 Kebutuhan Glukosa Di Indonesia

Berdasarkan data konsumsi glukosa di Indonesia dapat dilihat bahwa kebutuhan untuk glukosa di indonesia masih cukup besar. Hal ini dapat dilihat pada Tabel 1.5 berikut.

Tabel 1.5 Kebutuhan Glukosa Di Indonesia

Tahun	Kebutuhan Glukosa (Ton/Tahun)
2016	1.253.494
2017	1.295.971
2018	1.337.810
2019	1.379.937
2020	1.417.962

Sumber : BPS (2019)

Semakin besarnya kebutuhan glukosa di indonesia, membuat pabrik glukosa yang ada di indonesia tidak mampu memenuhi kebutuhan glukosa yang cukup besar di indonesia. Sehingga indonesia pun mengimpor glukosa dari berbagai negara di dunia sebagai salah satu alternatif untuk memenuhi akan kebutuhan glukosa yang cukup besar. Berikut data impor glukosa dapat dilihat pada Tabel 1.6 berikut.

Tabel 1.6 Data Impor Glukosa Di Indonesia

Negara Asal	2015	2016	2017	2018	2019
Thailand	1.794.338	2.267.029	2.440.824	4.037.529	3.539.251
Australia	1.020.214	896.430,5	646.850	922.897	542.205
Korea Selatan	4.320,8	6.605,6	7.084,8	7.190,8	7.200
Malaysia	3.086,3	4517,1	815,4	760,1	811,7
Singapura	1.180	542,8	946	465	0
Brazil	458.167,7	1.311.233	1.079.177	60000	0
India	0	23	0	0	540
Lainnya	93.703,6	275.504,9	308.402,6	12,5	45,2
Jumlah	3.375.010	4.761.885	4.484.099	5.028.854	4.090.053

Sumber : Badan Pusat Statistik (2019)

Berdasarkan data kebutuhan glukosa di indonesia pada Tabel 1.5, dapat dilihat bahwa kebutuhan glukosa yang cukup banyak serta perusahaan glukosa di indonesia yang masih relatif sedikit membuat indonesia harus mengekspor glukosa dari berbagai negara untuk menutupi kekurangan glukosa dalam negeri. Padahal bahan baku jagung cukup melimpah di negara ini. Berdasarkan pertimbangan tersebut, maka akan didirikan pabrik glukosa berdasarkan kebutuhan glukosa di indonesia.

Dari data kebutuhan glukosa dapat dilihat bahwa setiap tahun selalu mengalami kenaikan, yang mana kenaikan tersebut diperkirakan sekitar 3% per tahun nya. Hal ini dapat menjadi penentu dalam menentukan kapasitas pabrik glukosa yang akan didirikan. Berdasarkan kebutuhan glukosa yang naik sebanyak 3% per tahun nya, maka pada tahun 2025 diperkirakan kebutuhan glukosa di indonesia yaitu sebanyak 1.643.806 Ton/tahun. Produksi glukosa pada tahun 2025 di rencanakan dapat mencukupi kebutuhan glukosa sebanyak 40% dari kebutuhan

glukosa pada tahun 2025. Jadi, kapasitas rancangan pabrik glukosa dari pati yaitu sekitar 650.000 ton/tahun.

1.3. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik. Karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Perencanaan penentuan lokasi pabrik yang tepat akan menekan biaya produksi dan distribusi. Jadi, bisa disimpulkan bahwa orientasi dalam menentukan lokasi pabrik adalah untuk mendapatkan keuntungan seoptimal mungkin. Dalam menentukan lokasi pabrik perlu diperhatikan dari segala aspek yang tersedia. Adapun aspek yang digunakan dapat dilihat dari analisa SWOT (*Strength, Weakness, Opportunities and Threat*). Pabrik glukosa dari pati jagung dengan kapasitas 650.000 ton/tahun, direncanakan akan berdiri di tiga lokasi alternatif yaitu (Dente Teladas, Kab. Tulang Bawang, Lampung), (Banjarsari, Kab. Lebak Banten, Jawa Barat) dan (Kec. Juwana, Kab. Pati, Jawa Tengah). Dalam menentukan rencana lokasi berdirinya pabrik glukosa bergantung pada faktor-faktor yang dipertimbangkan sesuai dengan uraian masing-masing lokasi alternative, sebagai berikut :

1.3.1. Alternatif Lokasi 1 (Dente Teladas, Kab. Tulang Bawang, Lampung)

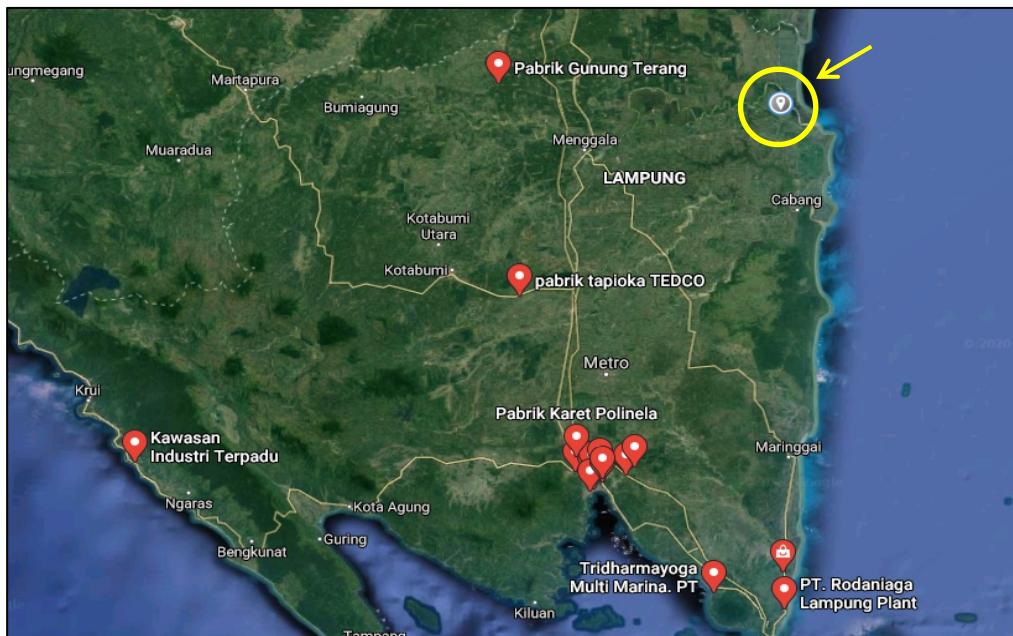
Kabupaten Tulang Bawang beribu kota di Menggala, terletak sekitar 120 kilometer sebelah utara kota Bandar Lampung Ibukota Provinsi Lampung. Pada awalnya Kabupaten Tulang Bawang merupakan wilayah kecamatan dari Kabupaten Lampung Utara. Berdasarkan aspirasi masyarakat sejak tahun 1997 terbentuklah Kabupaten Tulang Bawang yang otonom, sesuai Undang-Undang Nomor 2 Tahun 1997. Letak geografis Kabupaten Tulang Bawang antara 30°50' – 40°40' LS dan 104°05' – 105°52' BT. Pada umumnya, fisiografi daerah Tulang Bawang merupakan wilayah dataran tinggi, terletak antara ketinggian 0-39 meter diatas permukaan laut, yang terletak di bagian hilir dari dua aliran sungai besar yaitu, Way Mesuji dan Way Tulang Bawang, yang bermuara ke Laut Jawa.



Gambar 1.2. Lambang Kabupaten Tulang Bawang

Berdasarkan Undang-undang No 49 dan No.50 tahun 2008, luas wilayah Kabupaten Tulang Bawang \pm 4.385,84 km², yang tersebar dalam 15 wilayah pemerintah Kecamatan, 4 kelurahan dan 148 kampung, dengan batas-batas wilayah sebagai berikut :

1. Sebelah Utara, berbatasan dengan Kabupaten Mesuji
2. Sebelah Selatan berbatasan dengan Kabupaten Lampung Tengah
3. Sebelah Barat berbatasan dengan Kabupaten Tulang Bawang Barat
4. Sebelah Timur berbatasan dengan Laut Jawa.



Gambar 1.3. Alternatif 1 (Dente Teladas, Kab. Tulang Bawang, Lampung)

Tabel 1.7. Analisa SWOT daerah Dente Teladas, Kab. Tulang Bawang, Lampung.'

Variabel	Internal		Eksternal	
	Strength (Kekuatan)	Weakness (Kelemahan)	Opportunities (Peluang)	Threat (Tantangan)
Bahan baku	<ul style="list-style-type: none"> a. Dekat dengan penyedia bahan baku • Penyedia bahan baku jagung di dapat dari lahan dan perkebunan di provinsi lampung dan sekitarnya • Asam sulfat diperoleh dari PT. Budi Acid Jaya 	<ul style="list-style-type: none"> • Produsen asam sulfat tidak berada di Kawasan Tulang bawang, namun berada di daerah Lampung Utara yang berjarak 135 km. Sehingga perlu biaya transportasi 	<ul style="list-style-type: none"> • Tersedia sumber bahan baku 	<ul style="list-style-type: none"> • Adanya potensi pengolahan limbah jagung menjadi produk samping
Pemasaran	<ul style="list-style-type: none"> • Transportasi pemasaran melalui darat, udara, dan laut. • Transportasi laut bisa melalui Pelabuhan atau dermaga dengan jarak 18 km 	Tidak Ada	<ul style="list-style-type: none"> • Banyaknya konsumen yang membutuhkan glukosa di industri makanan, minuman dan farmasi. 	<ul style="list-style-type: none"> • Persaingan kualitas dengan produk lain yang sudah eksis
Utilitas	<ul style="list-style-type: none"> • Tersedianya 	<ul style="list-style-type: none"> • Air sungai yang 	<ul style="list-style-type: none"> • Kebutuhan air 	<ul style="list-style-type: none"> • Meminimalisir

Variabel	Internal		Eksternal	
	Strength (Kekuatan)	Weakness (Kelemahan)	Opportunities (Peluang)	Threat (Tantangan)
	sumber air dan listrik yang berasal dari sungai tulang bawang dan PLN Lampung	digunakan harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan	dapat terpenuhi dari sungai tulang bawang	pencemaran pada air sungai. • Berpotensi kekurangan air ketika terjadinya kemarau
Tenaga Kerja	<ul style="list-style-type: none"> Dapat diperoleh dari penduduk sekitar dan dari provinsi sekitar. Dapat diperoleh dari universitas yang ada di kota Lampung dan sekitarnya. 	<ul style="list-style-type: none"> Kualitas masyarakat sekitar sebagai tenaga kerja dengan <i>grade</i> mumpuni masih minim. 	<ul style="list-style-type: none"> Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga yang terdidik. 	<ul style="list-style-type: none"> Menarik perhatian calon pegawai yang cenderung mendaftar ke perusahaan BUMN daerah di sekitar Lampung.
Kondisi Daerah	<ul style="list-style-type: none"> Cuaca di daerah ini relatif stabil Tempat bangun pabrik tersedia luas. 	<ul style="list-style-type: none"> Tidak Ada 	<ul style="list-style-type: none"> Jauh dari keramaian kota sehingga pencemaran udara ke masyarakat dapat di minimalisir 	<ul style="list-style-type: none"> Rawan pasang air laut

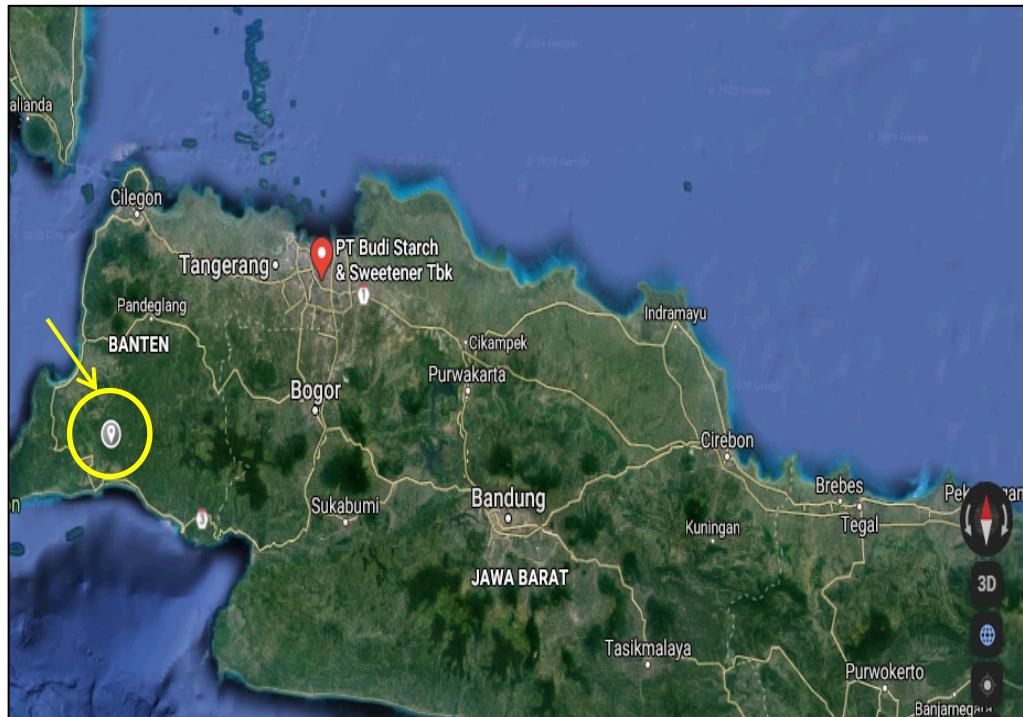
1.3.2. Alternatif Lokasi 2 (Banjarsari, Kab. Lebak Banten, Jawa Barat)

Kabupaten Lebak adalah sebuah kabupaten di Provinsi Banten, Indonesia. Ibukotanya adalah Rangkasbitung, yang berada di bagian utara wilayah kabupaten. Kota ini dilintasi jalur kereta api Jakarta-Merak. Kabupaten Lebak terdiri atas 28 kecamatan, yang dibagi lagi atas 340 desa dan 5 kelurahan. Baduy merupakan salah satu objek wisata yang dimiliki Kabupaten Lebak dan sering dikunjungi wisatawan mancanegara karena memiliki keunikan tersendiri.



Gambar 1.4. Lambang Kabupaten Lebak Banten

Secara geografis wilayah Kabupaten Lebak berada pada 105°25' - 106°30' BT dan 6°18' - 7°00' LS. Kabupaten Lebak memiliki topografi berupa pantai, dataran rendah hingga pegunungan dengan ketinggian wilayah antara 0-1929 meter diatas permukaan air laut. Bagian utara dan barat kabupaten ini berupa dataran rendah hingga perbukitan bergelombang dan di bagian selatan merupakan dataran rendah yang sempit dari pesisir Samudera Hindia. Sedangkan wilayah bertopografi perbukitan hingga pegunungan terletak di wilayah timur hingga tenggara yang perbatasan dengan Provinsi Jawa Barat yang merupakan bagian Taman Nasional Gunung Halimun Salak. Gunung yang ada di Kabupaten Lebak antara lain Gunung Halimun-Sanggarbuan (1.929 m), Gunung Kendeng (1.764 m) dan Gunung Endut (1.297 m).



Gambar 1.5. Alternatif 2 (Banjarsari, Kab. Lebak Banten, Jawa Barat)

Iklim di Kabupaten Lebak dipengaruhi oleh angin monsoon dan La Nina. Cuaca didominasi oleh angin baratan dari Samudera Hindia dan benua Asia pada musim hujan dan angin timuran pada musim kemarau. Curah hujan rata-rat per tahun mencapai 2.000-4.000 mm dengan suhu udara antara 24°-30 °C. Sungai Ciujung yang mengalir ke arah utara menuju Laut Jawa melintasi Kabupaten Lebak merupakan sungai terpanjang di Provinsi Banten. Sedangkan sungai yang bermuara ke Samudera Hindia diantaranya Sungai Cibareo, Sungai Cisawarna, Sungai Cimadur, Sungai Cisih, Sungai Cimancak, Sungai Cihara, Sungai Cipageran dan Sungai Cilangkahan.

Batas wilayah Kabupaten Lebak adalah sebagai berikut :

1. Sebelah Utara, Kabupaten Serang dan Kabupaten Tangerang
2. Sebelah Timur, Provinsi Jawa Barat
3. Sebelah Selatan, Samudera Hindia
4. Sebelah Barat, Kabupaten Pandeglang

Tabel 1.8. Analisa SWOT daerah Banjarsari, Kab. Lebak Banten, Jawa Barat

Variabel	Internal		Eksternal	
	Strength (Kekuatan)	Weakness (Kelemahan)	Opportunities (Peluang)	Threat (Tantangan)
Bahan Baku	<ul style="list-style-type: none"> Pati didapat lahan dan perkebunan di provinsi jawa barat dan sekitarnya. 	<ul style="list-style-type: none"> Tergantung dengan pemasok 	<ul style="list-style-type: none"> Tersedia sumber bahan baku 	<ul style="list-style-type: none"> Adanya potensi pengolahan limbah jagung menjadi produk samping
Pemasaran	<ul style="list-style-type: none"> Transportasi pemasaran melalui darat, udara dan laut sangat mudah karena dekat dengan Samudera Hindia 	<ul style="list-style-type: none"> Tidak Ada 	<ul style="list-style-type: none"> Banyaknya konsumen yang membutuhkan glukosa di industri makanan 	<ul style="list-style-type: none"> Persaingan kualitas dengan produk lain yang sudah eksis
Utilitas	<ul style="list-style-type: none"> Tersedianya sumber air dan listrik yang berasal dari sungai ciberang. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PT.PLN Persero 	<ul style="list-style-type: none"> Perlu pengolahan air lebih lanjut 	<ul style="list-style-type: none"> Kebutuhan air mencukupi karena dekat dengan sungai ciberang dan samudera hindia 	<ul style="list-style-type: none"> Berpotensi kekurangan air yang di sebabkan karna terjadinya kemarau
Tenaga Kerja	<ul style="list-style-type: none"> Dapat diperoleh dari penduduk sekitar dan universitas serta sekolah kejuruan yang 	<ul style="list-style-type: none"> Sedikitnya pekerja yang berpengalaman 	<ul style="list-style-type: none"> Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga terdidik 	<ul style="list-style-type: none"> Perusahaan yang lebih mapan dapat menawarkan gaji lebih tinggi

	di jawa barat dan sekitar nya			
Kondisi Geografis	<ul style="list-style-type: none">• Tersedianya tempat bangun pabrik• Cuaca daerah ini relativ stabil	<ul style="list-style-type: none">• Tidak ada	<ul style="list-style-type: none">• Banyak lahan kosong	<ul style="list-style-type: none">• Rawan pasang air laut

1.3.3. Alternatif Lokasi 3 (Kec. Juwana, Kab. Pati, Jawa Tengah)

Juwana adalah sebuah kecamatan di kabupaten pati, Provinsi Jawa Tengah, Indonesia. Kota Juwana merupakan kota di pesisir utara pulau Jawa yang terletak di jalur pantura yang menghubungkan kota Pati dan kota Rembang. Kota Juwana merupakan kota terbesar kedua di Kabupaten Pati setelah Pati. Cuaca di daerah ini relative stabil dengan suhu rata-rata 26-28°C. Di kota ini terkenal dengan industri kerajinan kuningan dan pembudidayaan bandeng. Jumlah penduduk kecamatan Juwana sebanyak 87.484 jiwa (2006) yang terdiri atas 43.565 jiwa laki-laki dan 43.919 jiwa penduduk perempuan. Mayoritas penduduk kecamatan Juwana bermata pencarian sebagai petani, nelayan dan buruh. Kecamatan ini mempunyai banyak lapangan kerja. Hal yang menjadi ciri khas kecamatan Juwana adalah usaha kerajinan logam kuningan yang sebagian besar terdapat di desa Growonglor dan sekitarnya, serta usaha tambak perikanan di desa Bajomulyo, Agungmulyo dan desa-desa sekitarnya. Dua perusahaan kuningan terbesar dari kota Juwana adalah Krisna & Sampurna.



Gambar 1.6. Logo Kabupaten Pati, Jawa Tengah

Kota Juwana juga merupakan kota industri. Pabrik Rokok Djarum mempunyai cabang produksi di Kota Juwana, dan juga Pabrik Rokok Tapel Kuda, yang merupakan salah satu pabrik rokok tertua di Indonesia, basis produksinya berada di kota Juwana. Selain Pabrik Rokok, kota Juwana juga memiliki pabrik minyak kacang. Pelabuhan Juwana menjadi salah satu tulang punggung kekuatan

perekonomian kecamatan Juwana. Pelabuhan ini menjadi salah satu pintu masuk kapal-kapal pengangkut kayu dari Kalimantan. Hasil tambak maupun tangkapan nelayan yang didapat antara lain: bandeng, udang, tongkol, kakap merah, kepiting, ikan pe, cumi, dan kerapu. Baru-baru ini dibuka sebuah wahana wisata air dan darat baru di Juwana, tepatnya di Jl. Juwana - Rembang Km.8 Ds. Bumimulyo (Mujil) Kec. Batangan Kab. Pati. Nama wahana wisata ini adalah Juwana Water Fantasy, terdiri dari 37 wahana yang diharapkan oleh pemiliknya yang merupakan warga juwana asli menjadi salah satu objek wisata kebanggan Juwana yang dikenal diseluruh Indonesia.



gambar 1.7. Alternatif 3 (Kec. Juwana, Kab. Pati, Jawa Tengah)

Juwana merupakan daerah pesisir dan dataran rendah dengan tanah berjenis aluvial dan *red yellow mediteran*. Kota ini juga dilalui oleh sungai Juwana (disebut juga sungai Silugonggo) yang menjadi daerah aliran sungai waduk Kedungombo. Sungai terbesar di Kabupaten Pati ini tiap tahun mengakibatkan banjir termasuk di kota Juwana. Luas wilayah kecamatan Juwana adalah 5.593 ha (55,93 km²).

Batas wilayah Kabupaten Juwana adalah sebagai berikut :

1. Sebelah Utara, Laut Jawa
2. Sebelah Timur, Kecamatan Batangan
3. Sebelah Selatan, Kecamatan Jakenan dan Pati
4. Sebelah Barat, Kecamatan Wedarijaksa

Tabel 1.9. Analisa SWOT daerah Kec. Juwana, Kab. Pati, Jawa Tengah

Variabel	Internal		Eksternal	
	Strength (Kekuatan)	Weakness (Kelemahan)	Opportunities (Peluang)	Threat (Tantangan)
Bahan Baku	<ul style="list-style-type: none"> Pati didapat dari lahan dan perkebunan provinsi jawa tengah dan sekitarnya. 	<ul style="list-style-type: none"> Tergantung dengan pemasok 	<ul style="list-style-type: none"> Tersedia sumber bahan baku 	<ul style="list-style-type: none"> Adanya potensi pengolahan limbah jagung menjadi produk samping
Pemasaran	<ul style="list-style-type: none"> Transportasi pemasaran melalui darat, udara dan laut sangat mudah karena dekat laut Jawa 	<ul style="list-style-type: none"> Tidak Ada 	<ul style="list-style-type: none"> Kebutuhan di industri makanan yang tinggi 	<ul style="list-style-type: none"> Peningkatan pemasaran untuk ekspor maupun dalam negeri
Utilitas	<ul style="list-style-type: none"> Tersedianya sumber air yang berasal dari sungai juwana Kebutuhan listrik dipenuhi dari PT.PLN 	<ul style="list-style-type: none"> Debit air laut yang fluktuatif 	<ul style="list-style-type: none"> Kebutuhan air mencukupi karena dekat dengan sungai 	<ul style="list-style-type: none"> Berpotensi kekurangan air yang di sebabkan karna terjadinya kemarau
Tenaga Kerja	<ul style="list-style-type: none"> Dapat diperoleh dari penduduk sekitar dan universitas serta sekolah kejuruan yang di jawa tengah 	<ul style="list-style-type: none"> Sedikitnya pekerja yang berpengalaman 	<ul style="list-style-type: none"> Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga terdidik 	<ul style="list-style-type: none"> Perusahaan yang lebih mapan dapat menawarkan gaji lebih tinggi
Kondisi Geografis	<ul style="list-style-type: none"> Tersedianya tempat bangun pabrik Cuaca daerah ini relatif stabil 	<ul style="list-style-type: none"> Tidak Ada 	<ul style="list-style-type: none"> Banyak lahan kosong 	<ul style="list-style-type: none"> Rawan debit air sungai naik

1.4. Pemilihan Lokasi Pabrik Glukosa

Berdasarkan analisa SWOT terhadap bahan baku, pemasaran, tenaga kerja, utilitas dan kondisi daerah. Maka untuk pemilihan lokasi pabrik, digunakan skala likert yang disajikan pada Tabel 1.10

Tabel 1.10 Kesimpulan Analisis Lokasi Pabrik Glukosa

Lokasi / Variabel	Tulang Bawang, Lampung	Banten, Jawa Barat	Pati, Jawa Tengah
Bahan Baku	5	4	4
Pemasaran	4	5	5
Tenaga Kerja	4	5	5
Utilitas	5	5	5
Kondisi Geografis	5	5	5
Total	23	24	25

Pada Tabel 1.10 penilaian dilakukan dengan cakupan range 1-5, dimana :

- 1 = Sangat Tidak Baik
- 2 = Tidak Baik
- 3 = Cukup
- 4 = Baik
- 5 = Sangat Baik

Berdasarkan pengamatan terhadap analisis lokasi pabrik glukosa, Kec. Juwana, Kab. Pati, Jawa Tengah sangat memenuhi kriteria untuk didirikan Pabrik Glukosa Dari Pati Jagung. Adapun faktor-faktor yang dipertimbangkan adalah sebagai berikut :

1. Bahar Baku

Letak serta lokasi sumber bahan baku pembuatan glukosa sangat berpengaruh dalam kelangsungan suatu pabrik. Bahan baku pembuatan glukosa adalah jagung yang diperoleh dari perkebunan jagung di kab. Pati. Sedangkan HCl diperoleh dari PT. Asahimas di Jawa Barat serta H₂O diperoleh dari sistem utilitas pabrik yang bersumber dari sungai juwana. Dengan lokasi bahan baku yang dekat akan menekan biaya dalam transportasi dan pengakutan bahan baku menuju ke tempat pengolahan.

2. Pemasaran

Lokasi pemasaran produk dapat mempengaruhi harga produk. Pendirian lokasi pabrik yang berdekatan dengan pelabuhan Juwana yang bertujuan untuk mempermudah pemasaran produk agar segera sampai ke konsumen. Fasilitas transportasi yang memadai seperti jalan raya sebagai transportasi darat dan pelabuhan sebagai sarana transportasi laut dapat mempermudah dalam transportasi bahan baku dan pemasaran produk.

3. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan faktor yang mempengaruhi dalam pemilihan lokasi pabrik. Perekutan tenaga kerja memprioritaskan lulusan dengan pendidikan yang cukup maju, sehingga bisa memperoleh tenaga kerja di sekitar lokasi pabrik dan dapat menjamin terlaksananya pendirian pabrik produksi glukosa dari pati jagung di Indonesia.

4. Utilitas

Fasilitas utilitas sendiri meliputi penyediaan air dan listrik. Di Kec. Juwan, Kab. Pati Jawa Barat ini terletak dekat sungai dan laut, sehingga penyediaan air didapatkan dari air laut dan sungai Juwan. Kebutuhan listrik dapat memanfaatkan listrik PLN maupun swasta yang sudah masuk ke wilayah ini.

5. Kondisi Geografis

Kondisi geografis di Kec. Juwana, Kab. Pati, Jawa Barat masih asri, dan masih banyak tersedia lahan kosong, selain itu kondisi cuaca di desa ini relative stabil dengan suhu rata-rata 26-28°C.

BAB II. TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Tinjauan Umum

2.1.1 Jagung

Jagung (*Zea mays L.*) merupakan salah satu tanaman pangan dunia yang terpenting, selain gandum dan padi. Sebagai sumber karbohidrat utama di Amerika Tengah dan Selatan, jagung juga menjadi alternatif sumber pangan di Amerika Serikat. Penduduk beberapa daerah di Indonesia (misalnya di Madura dan Nusa Tenggara) juga menggunakan jagung sebagai pangan pokok. Selain sebagai sumber karbohidrat, jagung juga ditanam sebagai pakan ternak (hijauan maupun tongkolnya), diambil minyaknya (dari biji), dibuat tepung (dari biji, dikenal dengan istilah tepung jagung atau maizena), dan bahan baku industri (dari tepung biji dan tepung tongkolnya). Tongkol jagung kaya akan pentosa, yang dipakai sebagai bahan baku pembuatan furfural. Jagung yang telah direkayasa genetika juga sekarang ditanam sebagai penghasil bahan farmasi. Berdasarkan bukti genetik, antropologi, dan arkeologi diketahui bahwa daerah asal jagung adalah Amerika Tengah (Meksiko bagian selatan). Budidaya jagung telah dilakukan di daerah ini 10.000 tahun yang lalu, lalu teknologi ini dibawa ke Amerika Selatan (Ekuador) sekitar 7000 tahun yang lalu, dan mencapai daerah pegunungan di selatan Peru pada 4000 tahun yang lalu. Kajian filogenetik menunjukkan bahwa jagung (*Zea mays ssp. mays*) merupakan keturunan langsung dari teosinte (*Zea mays ssp. parviglumis*). Dalam proses domestikasinya, yang berlangsung paling tidak 7000 tahun oleh penduduk asli setempat, masuk gen-gen dari subspesies lain, terutama *Zea mays ssp. mexicana*. Istilah teosinte sebenarnya digunakan untuk menggambarkan semua spesies dalam genus *Zea*, kecuali *Zea mays ssp. mays*. Proses domestikasi menjadikan jagung merupakan satu-satunya spesies tumbuhan yang tidak dapat hidup secara liar di alam. Hingga kini dikenal 50.000 varietas jagung, baik ras lokal maupun kultivar.

Jagung merupakan tanaman semusim (annual). Satu siklus hidupnya diselesaikan dalam 80-150 hari. Paruh pertama dari siklus merupakan tahap pertumbuhan vegetatif dan paruh kedua untuk tahap pertumbuhan generatif.

Tinggi tanaman jagung sangat bervariasi. Meskipun tanaman jagung umumnya berketinggian antara 1m sampai 3m, ada varietas yang dapat mencapai tinggi 6m. Tinggi tanaman biasa diukur dari permukaan tanah hingga ruas teratas sebelum bunga jantan. Meskipun beberapa varietas dapat menghasilkan anakan (seperti padi), pada umumnya jagung tidak memiliki kemampuan ini.

Akar jagung tergolong akar serabut yang dapat mencapai kedalaman 8 m meskipun sebagian besar berada pada kisaran 2 m. Pada tanaman yang sudah cukup dewasa muncul akar adventif dari buku-buku batang bagian bawah yang membantu menyangga tegaknya tanaman.

Batang jagung tegak dan mudah terlihat, sebagaimana sorgum dan tebu, namun tidak seperti padi atau gandum. Terdapat mutan yang batangnya tidak tumbuh pesat sehingga tanaman berbentuk roset. Batang beruas-ruas. Ruas terbungkus pelepas daun yang muncul dari buku. Batang jagung cukup kokoh namun tidak banyak mengandung lignin.

Daun jagung adalah daun sempurna. Bentuknya memanjang. Antara pelepas dan helai daun terdapat ligula. Tulang daun sejajar dengan ibu tulang daun. Permukaan daun ada yang licin dan ada yang berambut. Stoma pada daun jagung berbentuk halter, yang khas dimiliki familia Poaceae. Setiap stoma dikelilingi sel-sel epidermis berbentuk kipas. Struktur ini berperan penting dalam respon tanaman menanggapi defisit air pada sel-sel daun.

Jagung memiliki bunga jantan dan bunga betina yang terpisah (diklin) dalam satu tanaman (monoecious). Tiap kuntum bunga memiliki struktur khas bunga dari suku Poaceae, yang disebut floret. Pada jagung, dua floret dibatasi oleh sepasang glumae (tunggal: gluma). Bunga jantan tumbuh di bagian puncak tanaman, berupa karangan bunga (inflorescence). Serbuk sari berwarna kuning dan beraroma khas. Bunga betina tersusun dalam tongkol. Tongkol tumbuh dari buku, di antara batang dan pelepas daun. Pada umumnya, satu tanaman hanya dapat menghasilkan satu tongkol produktif meskipun memiliki sejumlah bunga betina. Beberapa varietas unggul dapat menghasilkan lebih dari satu tongkol produktif, dan disebut sebagai varietas prolifik. Bunga jantan jagung cenderung siap untuk penyerbukan 2-5 hari lebih dini daripada bunga betinanya (protandri).

Biji jagung kaya akan karbohidrat. Sebagian besar berada pada endospermium. Kandungan karbohidrat dapat mencapai 80% dari seluruh bahan kering biji. Karbohidrat dalam bentuk pati umumnya berupa campuran amilosa dan amilopektin. Pada jagung ketan, sebagian besar atau seluruh patinya merupakan amilopektin. Perbedaan ini tidak banyak berpengaruh pada kandungan gizi, tetapi lebih berarti dalam pengolahan sebagai bahan pangan. Jagung manis tidak mampu memproduksi pati sehingga bijinya terasa lebih manis ketika masih muda. (Tjitrosoepomo, 2005)

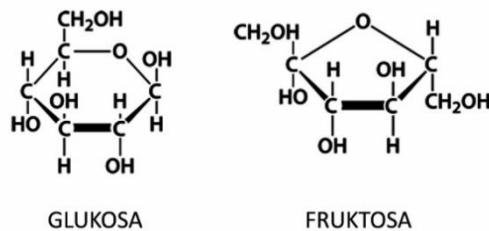
2.1.2 Gula-Gula Karbohidrat

Karbohidrat merupakan senyawa karbon, hidrogen dan oksigen yang banyak terdapat di alam yang mempunyai rumus empiris CH_2O . Karbohidrat merupakan sumber energi yang paling utama dalam tubuh makhluk hidup. Di samping sebagai sumber energi bagi makhluk hidup. Karbohidrat memiliki kegunaan yang luas dalam bidang industri, misalnya kertas, industri fermentasi, industri makanan dan minuman dan sebagainya. Pada umumnya gula karbohidrat terbagi dalam tiga kelompok : a. Monosakarida b. Disakarida c. Polisakarida

A. Monosakarida

Monosakarida adalah gula tunggal seperti glukosa, fruktosa dan dekstrosa yang mempunyai rumus yang sama $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$. Glukosa disebut juga gula anggur atau dekstrosa karena mempunyai sifat memutar bidang polarisasi ke kanan (+). Fruktosa mempunyai sifat kebalikannya yaitu dapat memutar bidang polarisasi ke kiri (-). Gula tunggal (monosakarida) ini tidak dapat dipecah lagi sehingga mempunyai rumus yang lebih sederhana lagi. Glukosa dan fruktosa dalam prakteknya disebut juga gula reduksi. Dalam susunan komposisi jagung, gula reduksi menempati urutan kedua dari komponen terbanyak. Gula reduksi ini adalah golongan monosakarida yaitu terdiri gabungan glukosa dengan fruktosa.

Struktur dari glukosa dan fruktosa disajikan pada gambar 2.1 berikut ini :



Gambar 2.1 Struktur dari glukosa dan fruktosa

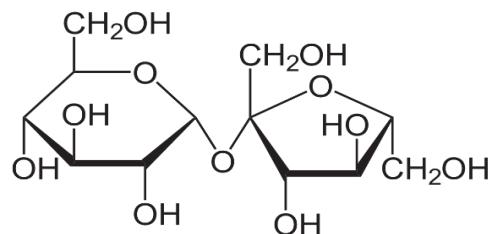
(www.wikipedia)

Sakarosa dapat dipecahkan menjadi glukosa dan fruktosa, tetapi glukosa dan fruktosa ini sudah tidak dapat dipecahkan lagi walaupun oleh larutan asam yang amat encer. Yang terpenting adalah pengaruh dari larutan basa ini ternyata dapat merubah glukosa dan fruktosa yang termasuk dalam gula reduksi menjadi macam-macam asam organik yang dengan basa dapat membentuk suatu garam.

Pada suhu dibawah 55°C pemecahan ini tidak begitu berarti karena hasil pemecahan pada suhu rendah hanya menghasilkan zat-zat dengan warna tua sehingga akan dapat mempengaruhi gula. Dengan demikian, pemecahan gula reduknya hanya akan merugikan pabrik saja sehingga peristiwa pemecahan tersebut harus dicegah.

B. Disakarida

Disakarida tersusun dari gabungan 2 buah gula tunggal. Yang terpenting didalamnya adalah sakarosa atau sukrosa yang lazim disebut gula tebu. Secara kimiawi, sukrosa juga termasuk gula bit. Disakarida sebetulnya termasuk polisakarida yaitu bentuk polisakarida yang paling sederhana dengan rumus C₁₂H₂₂O₁₁.



Gambar 2.2 Struktur dari sukrosa

(www.wikipedia)

Bagian sebelah kiri molekul berasal dari glukosa (terbentuk cincin piranosa), bagian sebalah kanan berasal dari fruktosa (terbentuk dari cincin furanosa).

C. Polisakarida

Polisakarida tersusun dari banyak molekul gula tunggal, yang terpenting selain disakarida adalah sellulosa yang mempunyai rumus ($C_{12}H_{22}O_{11}$) dan pati ($C_6H_{10}O_5$)₈. Sellulosa merupakan bagian dari dinding sel yang merupakan bagian pokok dari pisang. Molekul selulosa tersusun lebih dari 1000 molekul glukosa yang satu sama lainnya dihubungkan dengan oksigen.

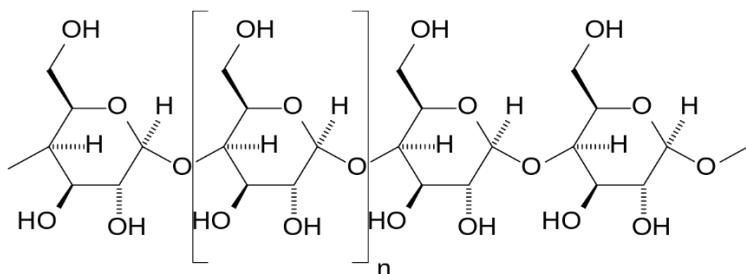
Pati atau amilum adalah karbohidrat kompleks yang tidak larut dalam air, berwujud bubuk putih, tawar dan tidak berbau. Pati merupakan bahan utama yang dihasilkan oleh tumbuhan untuk menyimpan kelebihan glukosa (sebagai produk fotosintesis) dalam jangka panjang. Hewan dan manusia juga menjadikan pati sebagai sumber energi yang penting. Pati tersusun dari dua macam karbohidrat, amilosa dan amilopektin, dalam komposisi yang berbeda-beda. Amilosa memberikan sifat keras (pera) sedangkan amilopektin menyebabkan sifat lengket. Amilosa memberikan warna ungu pekat pada tes iodin sedangkan amilopektin tidak bereaksi. Penjelasan untuk gejala ini belum pernah bisa tuntas dijelaskan.

C.1 Amilosa

Hidrolisis lengkap amilosa menghasilkan hanya D-glukosa, hidrolisis parsial menghasilkan maltosa sebagai satu-satunya disakarida. Disimpulkan bahwa amilosa adalah polimer linear dari α -D-Glukosa. Beda antara amilosa dan selulosa ialah ikatan glikosidanya : β dalam selulosa dan α dalam amilosa. Perbedaan ini menyebabkan perbedaan sifat antara kedua polisakarida ini. Terdapat 250 satuan glukosa atau lebih per molekul amilosa. Banyaknya satuan bergantung spesies hewan atau tumbuhan itu.

Molekul amilosa membentuk spiral di sekitar molekul I_2 , timbul warna biru tua dari interaksi antara keduanya. Warna ini merupakan dasar uji iod untuk

pati, dalam mana suatu larutan iod ditambahkan ke suatu contoh yang tidak diketahui, untuk menguji hadirnya pati.



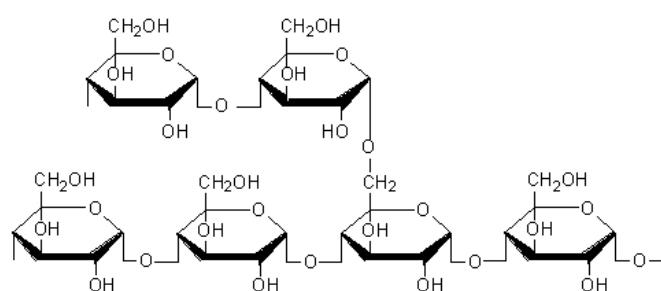
Gambar 2.4 Struktur Amilosa

(www.wikipedia)

C.2 Amilopektin

Suatu polisakarida yang jauh lebih besar dari pada amilosa, mengandung 1000 satuan glukosa atau lebih per molekul. Seperti rantai dalam amilosa, rantai utama dari amilopektin mengandung 1,4- α -D-Glukosa. Tidak seperti amilosa, amilopektin bercabang sehingga terdapat satu glukosa ujung untuk kira-kira tiap 25 satuan glukosa. Ikatan pada titik percabangan ialah ikatan 1,6-g-Glukosa.

Hidrolisis lengkap amilopektin hanya menghasilkan D-glukosa. Namun hidrolisis tak lengkap menghasilkan suatu campuran disakarida maltosa dan iso maltosa, yang kedua ini berasal dari percabangan 1,6 campuran oligosakarida yang diperoleh dari hidrolisis parsial amilopektin, yang biasa dirujuk sebagai dekstrin, digunakan untuk membuat lem, pasta dan kanji tekstil.

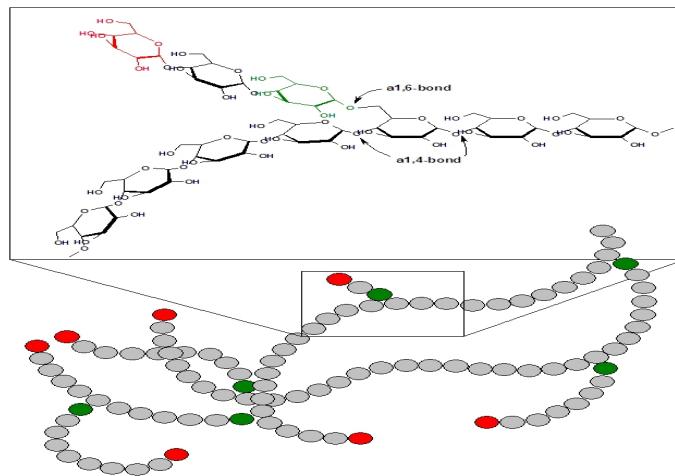


Gambar 2.5 Struktur Amilopektin

(www.wikipedia)

C.3 Glikogen

Glikogen adalah polisakarida yang digunakan sebagai tempat penyimpanan glukosa dalam sistem hewan (terutama dalam hati dan otot). Dari segi struktur, glikogen mirip amilopektin. Glikogen mengandung rantai glukosa yang terikat 1,4-g dengan percabangan-percabangan (1,6-g). Beda antara glikogen dan amilopektin ialah bahwa glikogen lebih bercabang dari pada amilopektin.



Gambar 2.6 Struktur Glikogen

(www.wikipedia)

2.1.3 Glukosa

Glukosa dipergunakan dalam industri makanan dan minuman, terutama dalam industri permen, selai dan pembuatan buah kaleng.

Tabel 2.1 Syarat mutu Glukosa

KOMPONEN	SPESIFIKASI
Gula reduksi dihitung sebagai d-Glukosa	Maksimum 30%
Pati	Tidak nyata
Sulfur	Untuk kembang gula maksimum 400 ppm dan yang lainnya 40 ppm
Pemanis buatan	Negatif

Sumber : SNI 0418-81, 2001

Kemajuan dalam konversi enzim dapat menghasilkan glukosa dengan kadar dekstrosa 95%, kadar dekstrosa lebih tinggi dapat diperoleh dengan menggunakan konsentrasi substrat yang lebih rendah, tetapi ada batas ekonomisnya.

Kadar dekstrosa juga bisa berkurang oleh adanya trans-glukosa karena enzim yang digunakan tidak murni. Dosis enzim yang tinggi dan waktu konversi yang terlalu panjang mengakibatkan polimerisasi membentuk maltosa yang dapat juga terbentuk karena konversi non ideal.

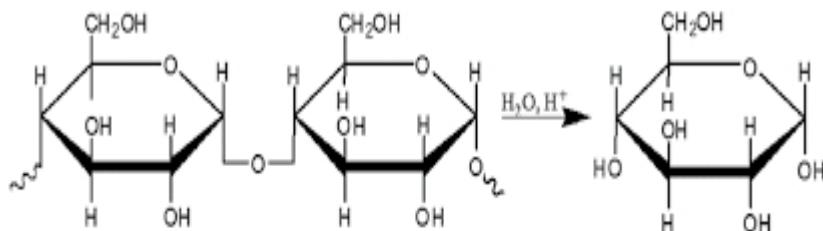
Pada suhu 60°C kelarutan dekstrosa sama dengan sukrosa. Pada suhu dibawah 60°C kelarutan sukrosa lebih tinggi dibanding dekstrosa, sebaliknya pada suhu di atas 60°C kelarutan dekstrosa lebih tinggi. Suhu transisi dekstrosa adalah pada suhu 50°C, pada suhu di bawah ini monohidrat glukosa membentuk fasa padat. Dekstrosa tidak mudah mengkristal seperti sukrosa. Inti kristal tidak terbentuk sampai larutan dekstrosa mencapai kejemuhan 75%. Tetapi pada suhu tinggi sirup glukosa dapat mengkristal.

2.1.4 Hidrolisis Pati

Hidrolisis adalah reaksi kimia antara air dengan suatu zat lain yang menghasilkan satu zat baru atau lebih dan juga dekomposisi suatu larutan dengan menggunakan air. Proses ini melibatkan pengionan molekul air ataupun penguraian senyawa lain. Hidrolisis diterapkan pada reaksi kimia yang berupa organik atau anorganik dimana air mempengaruhi dekomposisi ganda dengan campuran yang lain, hidrogen akan membentuk satu komponen dan hidroksil ke komponen yang lain (Wahyudi, dkk, 2011: 1-2).

Reaksi hidrolisis merupakan reaksi yang melibatkan air atau asam sebagai reaktan agar suatu persenyawaan dapat terpecah atau terurai. Reaksi hidrolisis merupakan reaksi yang berlangsung lambat karenanya untuk mempercepat laju sering ditambahkan katalis. Katalis yang dapat dipakai pada reaksi hidrolisis pati adalah katalis asam seperti asam HCl atau H₂SO₄ (Salsabila, Mardiana dan Indahyanti, 2013 : 332).

Menurut Wahyudi, dkk (2011) menyatakan bahwa zat-zat penghidrolisis pati yaitu air, asam, basa, enzim. Reaksi hidrolisis pati berlangsung menurut persamaan reaksi sebagai berikut :



Gambar 2.7 Reaksi hidrolisis

(www.wikipedia)

Hidrolisis adalah suatu proses antara reaktan dengan air agar suatu senyawa pecah dan terurai. Reaksi ini merupakan reaksi orde satu karena air yang digunakan berlebih, sehingga perubahan air dapat diabaikan. Reaksi hidrolisis menjadi etanol dapat dilihat pada reaksi sebelumnya di atas. Dimana sejumlah karbohidrat akan diuraikan oleh air melalui reaksi hidrolisis mrnghasilkan sejumlah glukosa. Proses hidrolisis dipengaruhi oleh beberapa faktor yaitu pH, suhu dan konsentrasi katalis (Azura, Sutra dan Iriany, 2015 : 2)

Menurut Artita, Novia dan Widhie (2010) menyatakan bahwa faktor-faktor yang mempengaruhi proses hidrolisis yaitu

(a) suhu, semakin tinggi suhu reaksi dalam kinetika reaksi maka semakin cepat pula jalannya reaksi tetapi kalau proses berlangsung pada suhu yang tinggi, konversi akan menurun. Hal ini disebabkan adanya glukosa yang pecah menjadi arang.

(b) Waktu, semakin lama waktu hidrolisis, konversi yang dicapai semakin besar dan pada batas waktu tertentu akan diperoleh konversi yang relatif baik dan apabila waktu tersebut diperpanjang maka pertambahan konversi kecil sekali.

(c) Pencampuran Pereaksi, Pati tidak larut dalam air maka pengadukan perlu diadakan agar persentuhan butir-butir air dan pati dapat berlangsung dengan baik.

(d) Konsentrasi katalisator, Penambahan katalisator bertujuan memperbesar kecepatan reaksi. Semakin banyak jumlah katalisator yang dipakai maka semakin cepat reaksi hidrolisis terjadi.

(e) Kadar suspense pati, Perbandingan antara air dan pati yang tepat akan membuat reaksi hidrolisis berjalan lebih cepat.

Hidrolisis meliputi proses pemecahan polisakarida menjadi monomer gula penyusunnya. Hidrolisis sempurna menghasilkan monomer gula sedangkan hidrolisis parsial menghasilkan disakarida ataupun polisakarida yang lebih sederhana.

Teknologi Biokimia dapat dikelompokkan lagi menjadi tiga sub kelompok berdasarkan metode hidrolisis yang digunakan, yaitu: 1) hidrolisis asam encer (*dilute acid hydrolysis*), 2) hidrolisis asam pekat (*concentrated acid hydrolysis*), dan 3) hidrolisis enzymatic (*enzymatic hydrolysis*)

a. Secara umum hidrolisis asam encer terdiri dari dua tahap. Tahap pertama dilakukan dalam kondisi yang rendah daripada tahap kedua. Tahap ini sebagian besar hemiselulosa akan terhidrolisis. Tahap kedua dioptimasi untuk menghidrolisis selulosa.

b. Perbedaan hidrolisis asam pekat dengan hidrolisis asam encer dapat dilihat dalam gambar di bawah ini. Hidrolisis asam pekat meliputi proses dekristalisasi selulosa dengan asam pekat dan dilanjutkan dengan hidrolisis selulosa dengan asam encer. Tantangan utama dari teknologi ini adalah pemisahan gula dengan asam, recovery asam, dan rekonsentrasi asam.

c. Proses hidrolisis enzimatik mirip dengan proses-proses di atas yaitu dengan menganti asam dengan enzim. Teknik ini dikenal dengan teknik Hidrolisis dan Fermentasi Terpisah (*Separated Hydrolysis and Fermentation*). Hidrolisis dengan enzim tidak membuat atau menghasilkan kondisi lingkungan yang kurang mendukung proses biologi/fermentasi seperti pada hidrolisis dengan asam, kondisi ini memungkinkan untuk dilakukan tahapan hidrolisis dan fermentasi secara bersamaan yang dikenal dengan Simulaneous Saccharification and Fermentation (SSF).

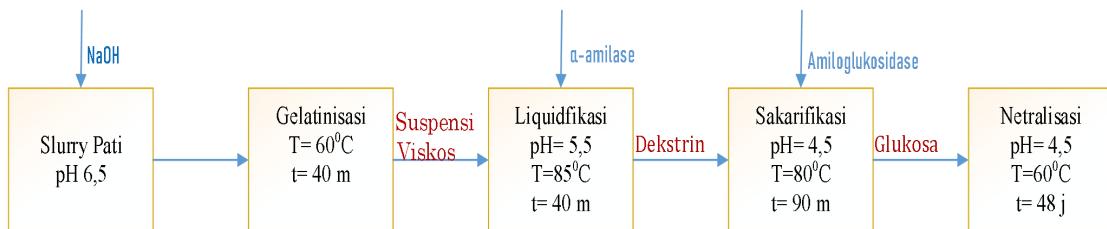
2.2 Tinjauan Proses

Ada beberapa macam proses pembuatan sirup glukosa melalui proses hidrolisis pati, yaitu :

2.2.1 Pembuatan Glukosa Melalui Hidrolisis Pati dengan Enzim

Menurut Purba (2009) proses hidrolisis enzimatik dipengaruhi oleh beberapa faktor, yaitu: Enzim, ukuran partikel, Suhu, pH, waktu hidrolisis, perbandingan cairan terhadap bahan baku (volume substrat), dan pengadukan. Enzim yang dapat digunakan adalah α -amilase, β -amilase, amiloglukosidase, glukosa isomerase, pullulanase, dan isoamilase.

Tahapan pembuatan glukosa melalui hidrolisa pati dengan enzim adalah :



Gambar 2.8 Skema pembuatan glukosa melalui hidrolisa pati dengan enzim

1. Gelatinisasi

Gelatinisasi, yaitu memecah pati yang berbentuk granular menjadi suspensi yang viscous. Gelatinisasi, yaitu memecah pati yang berbentuk granular menjadi suspensi yang viscous. Granular pati dibuat membengkak akibat peningkatan volume oleh air dan tidak dapat kembali lagi ke kondisi semula. Perubahan inilah yang disebut gelatinisasi. Suhu pada saat granular pecah disebut suhu gelatiniasi yang dapat dilakukan dengan adanya panas.

2. Liquifikasi

Tahap liquifikasi secara enzimatik merupakan proses hidrolisa pati menjadi dekstrin oleh enzim pada suhu diatas suhu gelatinisasi dan pH optimum aktivitas enzim, selama waktu yang telah ditentukan untuk setiap jenis enzim.

Proses liquifikasi selesai ditandai dengan parameter dimana larutan menjadi lebih encer seperti sup.

3. Sakarifikasi

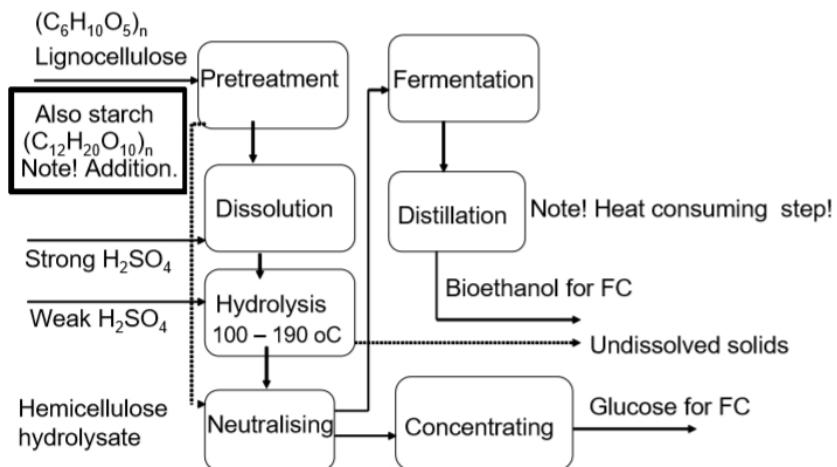
Tahap sakarifikasi adalah tahap pemecahan gula kompleks menjadi gula sederhana dengan penambahan enzim glukoamilase. Pada tahap ini dekstrin diubah menjadi glukosa. Untuk memurnikan sirup glukosa yang dihasilkan dapat dengan proses absorpsi oleh arang aktif.

Kelebihan dari hidrolisis pati dengan enzim adalah bahan bakunya mudah didapat, serta proses lebih sederhana dibanding dengan menggunakan asam, peralatan yang digunakan tidak rumit sehingga operasi tidak membutuhkan tenaga kerja banyak, dan akan didapatkan hasil sirup glukosa yang lebih jernih dan bersih. Sedangkan kelemahan dari hidrolisis pati dengan enzim adalah penggunaan enzim yang banyak dan enzim yang digunakan masih impor sehingga harganya relatif mahal.

2.2.2 Pembuatan Glukosa Melalui Hidrolisis Pati dengan Asam

Pembuatan glukosa secara hidrolisis asam terdiri atas dua tahap yaitu tahap gelatinisasi dan hidrolisis. Yang dilakukan dengan melarutkan pati dalam air, selanjutnya didalam larutan ditambahkan zat asam untuk mengatur pHnya sambil diaduk sehingga didapatkan larutan yang homogen. Kemudian larutan dipanaskan pada suhu 100-190°C sampai proses hidrolisis pati selesai.

Setelah proses hidrolisis selesai maka dilakukan proses netralisasi dengan menambahkan larutan basa sampai pH larutan 4,5-5. Basa yang digunakan tergantung pada jenis asam yang digunakan. Setelah larutan netral kemudian dilakukan penjernihan dengan menambahkan larutan bleaching agent yaitu karbon aktif, koalin, dan lain-lain. Kemudian dilanjutkan dengan penyaringan untuk memisahkan kotoran. Untuk memperoleh glukosa dengan kepekatan yang diinginkan dapat dilakukan cara pemekatan pada evaporator (Schenck, 1992).

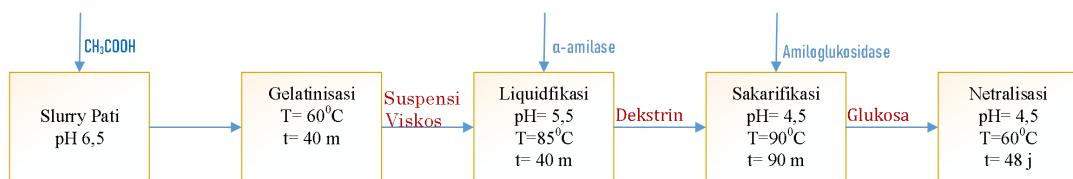


Gambar 2.9 Skema pembuatan glukosa melalui hidrolisa pati dengan asam

Kelebihan dari hidrolisis pati dengan asam adalah bahan baku yang mudah didapat, peralatan tidak rumit sehingga untuk pengopersian alat tidak butuh banyak tenaga dan cocok untuk kondisi kritis saat ini karena seluruh bahan tersedia di dalam negeri. Sedangkan kekurangan dari hidrolisis pati dengan asam adalah pemakaian asam dapat menyebabkan korosi pada peralatan yang digunakan.

2.2.3 Pembuatan Glukosa Melalui Hidrolisis Pati dengan Asam dan Enzim

Proses pembuatan sirup glukosa melalui hidrolisis pati dengan asam dan enzim pada hakikatnya sama dengan hidrolisis pati dengan enzim, akan tetapi dalam membuat larutan pati dibuat dalam larutan asam encer dan kemudian ditambahkan dengan enzim.



Gambar 2.9 Skema pembuatan glukosa melalui hidrolisa pati dengan asam dan enzim

Kelebihan dari hidrolisis pati dengan asam dan enzim adalah mudahnya mendapatkan bahan baku utama, proses yang lebih sederhana dibanding dengan menggunakan asam, dalam penggunaan enzim lebih sedikit, peralatan tidak rumit sehingga tidak membutuhkan tenaga kerja banyak, didapatkan hasil glukosa yang lebih jernih dan bersih. Sedangkan kelemahan dari hidrolisis pati dengan asam dan enzim adalah enzim yang digunakan masih impor sehingga harganya relatif mahal dan dalam pemakaian katalis asam dapat menyebabkan korosi pada alat walaupun penggunaan katalis asam sudah dikurangi.

Tabel 2.2 Perbandingan proses pembuatan glukosa dengan hidrolisa pati

Kriteria	Pembuatan glukosa dengan proses hidrolisa pati		
	Hidrolisa enzim	Hidrlisa asam	Hidrolisa asam-enzim
Bahan baku	Pati jagung	Pati jagung	Pati tapioka
Temperatur	80°C	100°C	90°C
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
Waktu reaksi	90 menit	90 menit	90 menit
Katalis	Alfaamilase, Amiloglukosidase	H ₂ SO ₄	CH ₃ COOH, Amiloglukosidase
pH	6,5	4,5-5	4,5
Konversi	90%	97%	95%

2.3 Sifat Fisik dan Kimia

Zat kimia memiliki karakteristik masing-masing yang membedakan suatu zat dengan zat lain, akan tetapi tidak sedikit pula zat yang mempunyai persamaan sifat dengan zat lain sehingga dapat dimasukkan dalam satu golongan. Karakteristik zat ini akan menentukan bagaimana zat tersebut dapat dimanfaatkan. Dalam hal ini sifat-sifat suatu zat dapat dibagi menjadi sifat-sifat fisika dan kimia.

2.3.1 Bahan Baku

1. Jagung

Sifat-sifat umum :

- a. Kandungan air sebesar 10,5 %
- b. Kandungan protein sebesar 10,3%
- c. Kandungan minyak/lemak sebesar 5,5%
- d. Kandungan abu : 1, 7 %
- e. Kandungan karbohidrat :
 - Zat tepung/pati : 70,3 %
 - Serat kasar : 2,2 %
- f. Kandungan zat lain sebesar 0,4%
- g. Densitas : 2,7 – 3,8 g/cm³
- h. Bentuk fisik (60°F): Padat
- i. pH : 7,3
- j. Specific gravity : 0,8-1,2
- k. Warna jagung : kuning

(www.jurnalpangan.com)

2.3.2 Bahan Penunjang

1. Air

A. Sifat fisika :

- ◆ Rumus kimia : H₂O
- ◆ Berat molekul : 18,016 gr/mol
- ◆ Titik didih : 100°C (1 atm)
- ◆ Titik beku : 0°C
- ◆ Densitas : 1 gr/cm³
- ◆ Viskositas : 0,01002 poise
- ◆ ΔH₂₅ °C : -57,7979 kcal/mol dalam wujud gas
- ◆ ΔH₂₅ °C : -68,3174 kcal/mol dalam wujud cair
- ◆ Tidak beracun dan bewarna
- ◆ Tidak berbau dan berasa

B. Sifat Kimia :

- ◆ Bentuk molekul padatnya hexagonal
 - ◆ Bersifat polar
 - ◆ Pelarut yang baik bagi senyawa organik
 - ◆ Merupakan elektrolit lemah
 - ◆ Memiliki ikatan hidrogen
- (www.wikipedia.com)

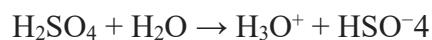
2. Asam Sulfat

A. Sifat Fisika

- ◆ Rumus kimia : H₂SO₄
- ◆ Penampilan : Cairan higroskopis, berminyak
- ◆ Bau : Tidak berbau
- ◆ Warna : tidak berwarna
- ◆ Massa molar : 98,08 g/mol
- ◆ Tekanan uap : <10 Pa pada 20 °C (diabaikan)
- ◆ Titik didih : 337 °C (610 K)
- ◆ Titik lebur : 10 °C (283 K)
- ◆ Densitas : 1,84 g/cm³
- ◆ Viskositas : 26,7 cP (20 °C)
- ◆ Keasaman (pK_a) ; 1,98 pada 25 °C

B. Sifat Kimia

- ◆ Merupakan asam kuat
- ◆ Bersifat korosif
- ◆ Mudah larut dalam air



(www.wikipedia.com)

2.3.3 Produk

1. Glukosa

A. Sifat Fisika

- ◆ Rumus kimia : C₆H₁₂O₆
- ◆ Penampilan : bubuk putih
- ◆ Massa molar = 180.16 gram/mol
- ◆ Densitas = 1.54 gram per cm³
- ◆ Kelarutan dalam air : 909 g/1 L (25 °C (77 °F))
- ◆ Titik leleh dari padatan glukosa bergantung dari jenis konformasinya
 - ◆ alfa (α -D-glukosa) memiliki titik leleh 146°C
 - ◆ beta (β -D-glukosa) memiliki titik leleh 150°C

B. Sifat Kimia

- ◆ Senyawa ini pada umumnya mudah larut dalam air
- ◆ Kepolaran tinggi
- ◆ Adanya gugus hidroksil (OH) sebagai cabang
- ◆ Prinsip “*like dissolve like*”.

2.4 Spesifikasi Bahan Baku, Bahan Penunjang, dan Produk

Spesifikasi bahan baku, bahan penunjang, dan produk dapat dilihat pada tabel berikut :

2.4.1 Spesifikasi Bahan Baku

Adapun spesifikasi bahan baku yaitu jagung dalam pembuatan glukosa diantaranya :

Spesifikasi	Nilai
Wujud	Padat
Specific gravity	0,8-1,2
Syarat fisik :	
◆ Warna	Kuning
◆ pH	7,3

Kandungan protein	10,3%
Kandungan karbohidrat	70,3%
Kandungan lemak	5,5%
Densitas	2,7-8,3 g/cm ³

2.4.2 Spesifikasi Bahan Penunjang

1. H₂O

Spesifikasi	Nilai
Wujud	Cair
Rumus Molekul	H ₂ O
Berat Molekul	18,016 gr/mol
Syarat fisik :	
◆ Warna	Bening
◆ pH	7
Syarat kimia :	
(Racun, warna, bau dan rasa)	Tidak boleh ada
Kandungan logam berat (Pb, As dan Hg)	

2. H₂SO₄

Spesifikasi	Nilai
Wujud	Cair
Rumus Molekul	H ₂ SO ₄
Syarat fisik :	
◆ Warna	Tidak berwarna
◆ Bau	Tidak berbau
Syarat kimia :	
Kemurnian	99,8%
Kelarutan	larut (tercampur dengan air)

Sumber : PT. Indo Acidatama

2.4.3 Spesifikasi Produk

Spesifikasi Glukosa dapat dilihat pada Tabel 2.6

Spesifikasi	Nilai
Wujud	Padat
Rumus Molekul	C ₆ H ₁₂ O ₆
Massa Molar	180,16 gr/mol
Syarat fisik :	
◆ Warna	Putih
◆ pH	8,12-9,72
Syarat kimia :	
◆ Gula reduksi dihitung sebagai d-Glukosa	Maksimum 30%
◆ Pati	Tidak nyata
◆ Sulfur	Untuk kembang gula maksimum 400 ppm dan yang lainnya 40 ppm
◆ Pemanis buatan	Negatif

BAB III. TAHAPAN DAN DESKRIPSI PROSES

3.1. Tahapan Proses dan Blog Diagram

3.1.1. Tahapan Proses

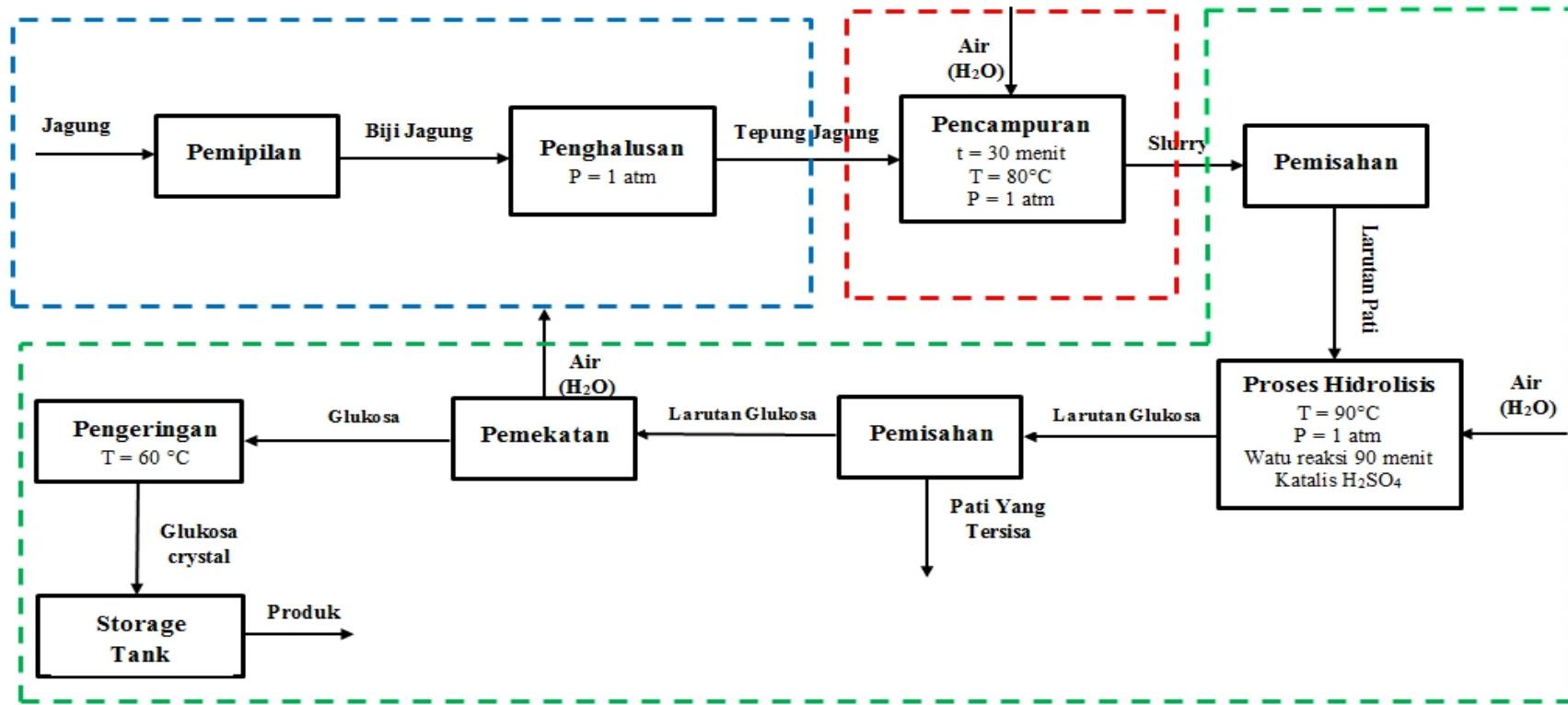
Proses produksi glukosa menggunakan proses hidrolisa asam dengan reaksi hidrolisis asam menggunakan bahan baku pati jagung serta katalis asam kuat yaitu asam sulfat (H_2SO_4). Reaksi ini berlangsung pada suhu $100^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm secara berkesinambungan (*continue*). Secara garis besar, proses pembuatan glukosa terdiri dari 3 tahapan proses, yaitu :

1. Tahap Persiapan Bahan Baku
2. Tahap Reaksi
3. Tahap Pemurnian Produk

3.1.2. Blog Diagram

Diagram alir proses pembuatan glukosa dari pati jagung dengan menggunakan proses hidrolisa asam dapat dilihat pada Gambar 3.1.

BLOK DIAGRAM PEMBUATAN GLUKOSA DARI PATI JAGUNG DENGAN PROSES HIDROLISA ASAM



Gambar 3.1 Diagram Alir Pembuatan Glukosa Dari Pati Jagung Dengan Proses Hidrolisa Asam

3.2. Deskripsi Proses dan Flowsheet

3.2.1. Deskripsi Proses

1. Persiapan Bahan Baku

Tahap pertama proses, yaitu bahan baku jagung yang dipasok dari perkebunan jagung yang berada di kabupaten pati yang masih berbentuk bonggol di masukkan kedalam gudang penyimpanan. Lalu diumpulkan ke *corn sheller* (CS-1031) dengan menggunakan *continuous flow conveyor* (CFC-1042) untuk dilakukan proses pemipilan antara biji jagung dengan tongkol jagung. Kemudian biji jagung dibawa dengan menggunakan *screw conveyor* (SC-1051) menuju pulvulizer (PV-1051) untuk mengecilkan ukuran biji jagung sehingga menjadi tepung jagung. Tepung jagung di angkut oleh *screw conveyor* (SC-1061) kemudian diumpulkan ke ekstraktor (EK-1071) beserta air proses dari utilitas. Pencampuran di dalam ekstraktor (EK-1071) berlangsung selama 30 menit pada suhu 80°C dan tekanan 1 atm. Hasil dari ekstraktor (EK-1081) dialirkan *rotary drumb vacuum filter* (RV-1101) untuk memisahkan antara *cake* dengan larutan pati. sedangkan larutan pati di alirkan menuju reaktor hidrolisis (RH-2011).

2. Tahapan Reaksi

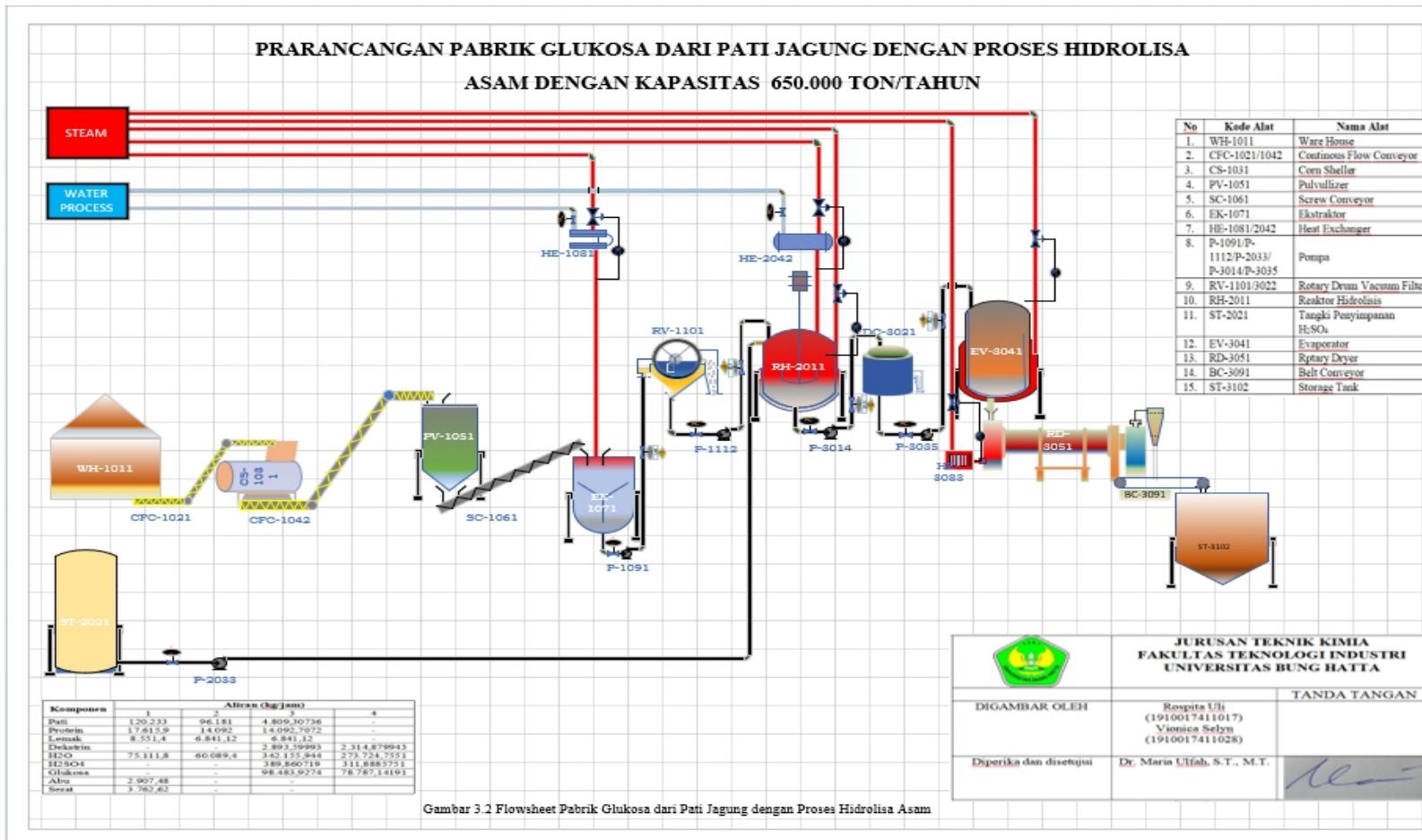
Larutan pati yang telah melalui *rotary drumb vacuum filter* (RV-1101), kemudian di umpankan menuju reaktor hidrolisis (RH-2011) dengan menggunakan pompa sentrifugal (P-1112) beserta bahan lain nya yaitu asam sulfat (H_2SO_4) yang berasal dari tangki penyimpanan (ST-2021) yang berfungsi sebagai katalisator dan air. Pada reaktor hidrolisis (RH-2011) berlangsung pada temperature 100°C dengan tekanan 1 atm. Di reaktor hidrolisis, amilum yang terkandung dalam jagung diubah menjadi glukosa. Reaktor hidrolisis (RH-2011) beroperasi secara kontinyu dengan waktu tinggal selama 90 menit dengan konversi 97%.

3. Tahapan Pemurnian Produk

Hasil dari proses hidrolisis yang berupa larutan glukosa kemudian di alirkan ke *rotary vacuum filter* (RV-3022) dengan tujuan untuk menghilangkan pati yang masih terkandung di dalam larutan glukosa. sedangkan larutan glukosa

di alirkan ke evaporator (EV-3041). Di dalam evaporator (EV-3041), air di uapkan, sehingga larutan glukosa yang di hasilkan konsentrasinya lebih pekat dan murni. Kemudian glukosa kristal yang telah melalui tahap evaporasi di umpankan ke *rotary dryer* (RD-3051) yang beroperasi pada temperature 80°C dengan tujuan agar larutan glukosa berubah menjadi kristal. Glukosa kristal hasil dari *Rotary dryer* (RD-3081) di bawa dengan menggunakan *belt conveyor* (BC-3091) menuju ke storage tank (ST-3102), setelah itu akan dilakukan proses pengemasan.

3.2.2. Flowsheet



Gambar 3.2. Flowsheet Pembuatan Glukosa Dari Pati Jagung Dengan Proses Hidrolisa Asam

BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI

Neraca massa dan neraca energi merupakan keterangan yang dapat menunjukkan banyaknya massa dan panas yang masuk, keluar dan terakumulasi pada setiap peralatan proses. Neraca massa dan energi ini berguna untuk menentukan spesifikasi dan ukuran dari peralatan yang digunakan.

4.1 Neraca Massa

Berdasarkan perhitungan neraca massa pada lampiran A, diperoleh neraca massa untuk masing-masing peralatan yang digunakan.

$$\text{Kapasitas produksi} = 650.000 \text{ ton/tahun}$$

$$= 650.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$$

$$= 82.070,7070 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Basis perhitungan} = 100.000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Produk basis yang dihasilkan} = 47.698,78777 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Faktor pengali} = \frac{\text{Kapasitas Produksi}}{\text{Kapasitas Produksi Basis}}$$

$$\text{Faktor pengali} = \frac{82.070,7070 \text{ kg/jam}}{47.698,78777 \text{ kg/jam}}$$

$$= 1,720604$$

Maka, untuk memproduksi glukosa dari pati jagung dengan kapasitas 650.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku sebesar :

$$\text{Bahan Baku Glukosa} = \text{Basis perhitungan} \times \text{faktor pengali}$$

$$= 100.000 \text{ kg/jam} \times 1,720604 \text{ kg/jam}$$

$$= 172.060,4 \text{ kg/jam}$$

1. *Corn Sheller (CS-1031)*

Fungsi : untuk memisahkan antara biji jagung dengan tongkol jagung.

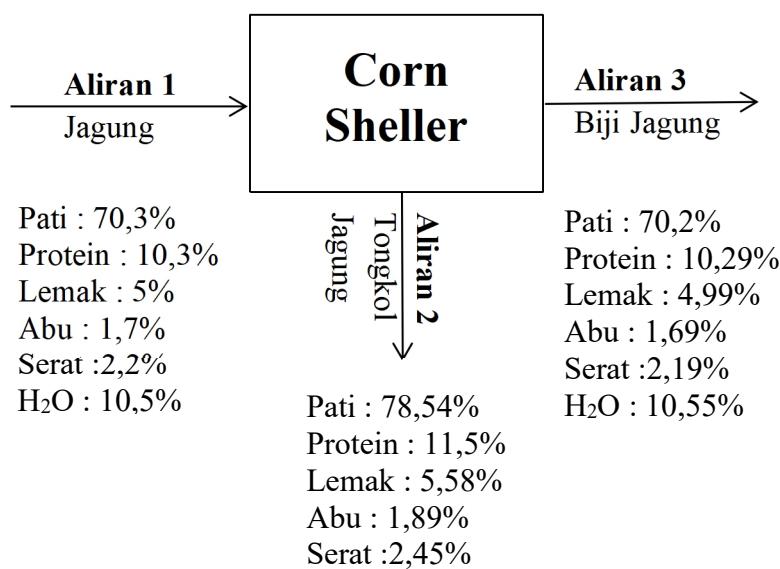
Kondisi Operasi :

Temperature : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Efisiensi : 99,4 %

Berikut ini blok diagram neraca massa *Corn Sheller* yang dapat dilihat pada Gambar 4.1 berikut.



Gambar 4.1 Blok Diagram Neraca Massa *Corn Sheller*

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel 4.1 berikut.

Tabel 4.1 Neraca Massa *Corn Sheller* (CS-1031)

Komponen	INPUT		OUTPUT			
	Aliran 1		Aliran 2		Aliran 3	
	Fraksi	Kg/Jam	Fraksi	Kg/Jam	Fraksi	Kg/Jam
Pati	0,703	120958,4346	0,78547486	725,750608	0,70255472	120232,684
Protein	0,103	17722,21731	0,115083799	106,333304	0,10293476	17615,884
Lemak	0,05	8603,018109	0,055865922	51,6181087	0,04996833	8551,400001
Abu	0,017	2925,026157	0,018994413	17,5501569	0,01698923	2907,476
Serat	0,022	3785,327968	0,024581006	22,7119678	0,02198607	3762,616
H ₂ O	0,105	18066,33803	0	0	0,10556689	18066,33803
Sub Total	1	172060,3622	1	923,964145	1	171136,398
Total	172060,3622		172060,3622			

2. Pulvulizer (PV-1051)

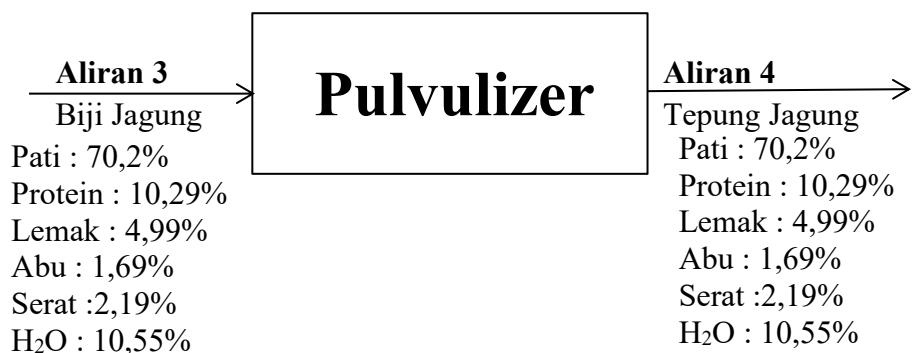
Fungsi : untuk mengubah biji jagung menjadi tepung jagung

Kondisi Operasi :

Temperature : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca massa *Pulvulizer* yang dapat dilihat pada Gambar 4.2 berikut.



Gambar 4.2 Blok Diagram Neraca Massa *Pulvulizer*

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel 4.2 berikut.

Tabel 4.2 Neraca Massa *Pulvulizer* (PV-1051)

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	Aliran 3		Aliran 4	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
pati	0,702554719	120232,684	0,702554719	120232,684
protein	0,10293476	17615,884	0,10293476	17615,884
lemak	0,04996833	8551,400001	0,04996833	8551,400001
Abu	0,016989232	2907,476	0,016989232	2907,476
Serat	0,021986065	3762,616	0,021986065	3762,616
H ₂ O	0,105566894	18066,33803	0,105566894	18066,33803
Sub Total	1	171136,398	1	171136,398
Total	171136,398		171136,398	

3. Ekstraktor (EK-1071)

Fungsi :

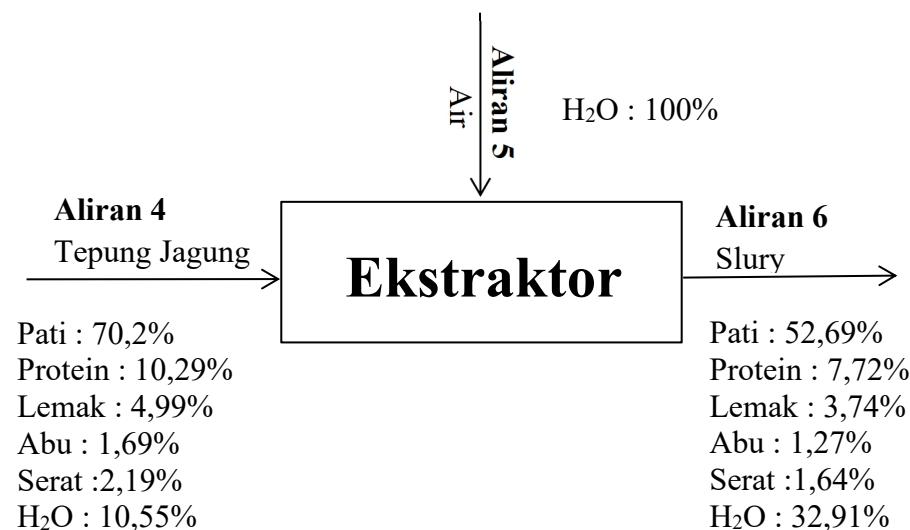
Kondisi Operasi :

Temperature : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Rasio Air : Tepung Jagung = 1 : 3

Berikut ini blok diagram neraca massa Ekstraktor yang dapat dilihat pada Gambar 4.3 berikut.



Gambar 4.3 Blok Diagram Neraca Massa Ekstraktor

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel 4.3 berikut.

Tabel 4.3 Neraca Massa Ekstraktor (EK-1071)

Komponen	INPUT				Output	
	Aliran 4		Aliran 5		Aliran 6	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
pati	0,702555	120232,684	0	0	0,526916	120232,7
protein	0,102935	17615,884	0	0	0,077201	17615,88
lemak	0,049968	8551,400001	0	0	0,037476	8551,4
Abu	0,016989	2907,476	0	0	0,012742	2907,476
Serat	0,021986	3762,616	0	0	0,01649	3762,616
H ₂ O	0,105567	18066,33803	1	57045,47	0,329175	75111,8
Sub Total	1	171136,398	1	57045,47	1	228181,9
Total	228181,8641				228181,8641	

4. *Rotary Vacuum Filter (RV-1101)*

Fungsi : Untuk memisahkan cake dengan larutan pati

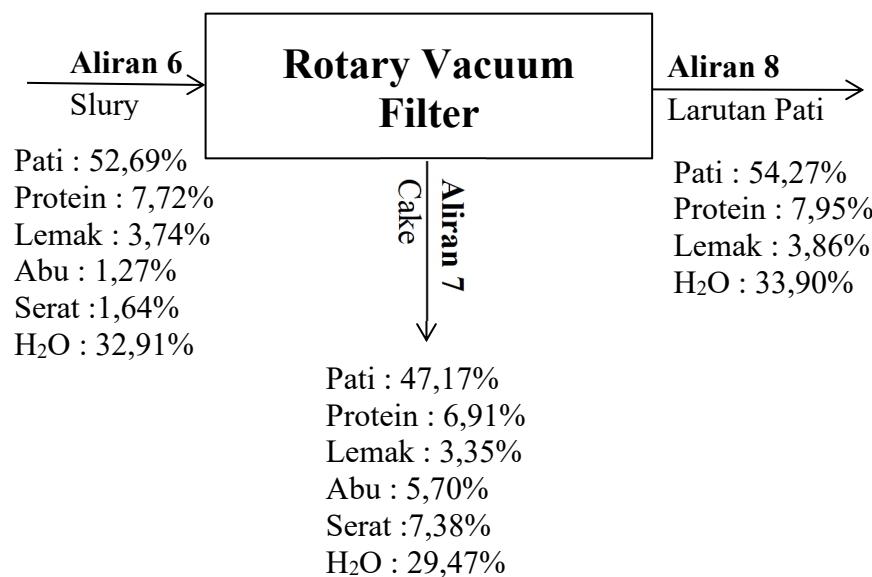
Kondisi Operasi :

Temperature : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Efisiensi : 80 %

Berikut ini blok diagram neraca massa *Rotary Vacuum Filter* yang dapat dilihat pada Gambar 4.4 berikut.



Gambar 4.4 Blok Diagram Neraca Massa *Rotary Vacuum Filter*

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel 4.4 berikut.

Tabel 4.4 Neraca Massa *Rotary Vacuum Filter* (RV-1101)

Komponen	INPUT		OUTPUT			
	Aliran 6		Aliran 7		Aliran 8	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
pati	0,526916	120232,7	0,471756	24046,54	0,542782	96186,15
protein	0,077201	17615,88	0,069119	3523,177	0,079526	14092,71
lemak	0,037476	8551,4	0,033553	1710,28	0,038605	6841,12
Abu	0,012742	2907,476	0,05704	2907,476	0	0
Serat	0,01649	3762,616	0,073817	3762,616	0	0
H ₂ O	0,329175	75111,8	0,294715	15022,36	0,339087	60089,44
Sub Total	1	228181,9	1	50972,45	1	177209,4
Total	228181,8641		228181,8641			

5. Reaktor Hidrolisis (RH-2011)

Fungsi : untuk mengubah larutan pati menjadi larutan glukosa.

Kondisi Operasi :

Temperature : 90 °C

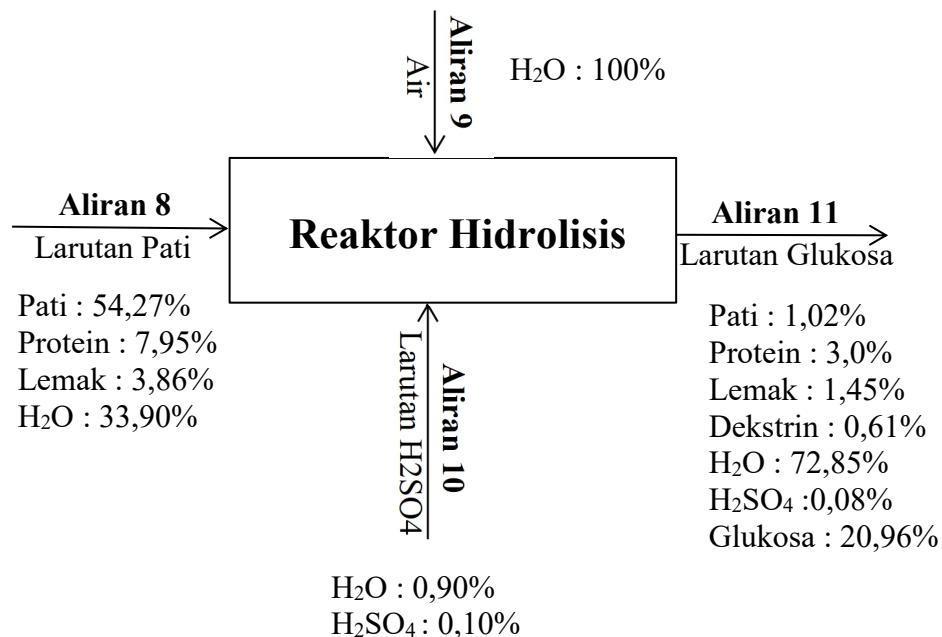
Tekanan : 1 atm

Konversi : 97 %

Perbandingan Pati : Air = 25% : 75%

Jumlah H_2SO_4 = 2,20% dari jumlah massa aliran 8

Berikut ini blok diagram neraca massa Reaktor Hidrolisis yang dapat dilihat pada Gambar 4.5 berikut.



Gambar 4.5 Blok Diagram Neraca Massa Reaktor Hidrolisis

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel 4.5 berikut.

Tabel 4.5 Neraca Massa Reaktor Hidrolisis (RH-2011)

Komponen	INPUT						OUTPUT	
	Aliran 8		Aliran 9		Aliran 10		Aliran 11	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
pati	0,54278	96186,1	0	0	0	0	0,01024	4809,3
protein	0,07953	14092,7	0	0	0	0	0,03001	14093
lemak	0,0386	6841,12	0	0	0	0	0,01457	6841,1
dekstrin	0	0	0	0	0	0	0,00616	2893,6
H ₂ O	0,33909	60089,4	1	288558	0,9	3509	0,72851	342156
H ₂ SO ₄	0	0	0	0	0,1	389,9	0,00083	389,86
Glukosa	0	0	0	0	0	0	0,20969	98484
Sub Total	1	177209	1	288558	1	3899	1	469666
Total	469666,4665						469666,4665	

6. *Rotary Vacuum Filter (RV-3022)*

Fungsi : Untuk memisahkan pati yang masih terdapat pada glukosa

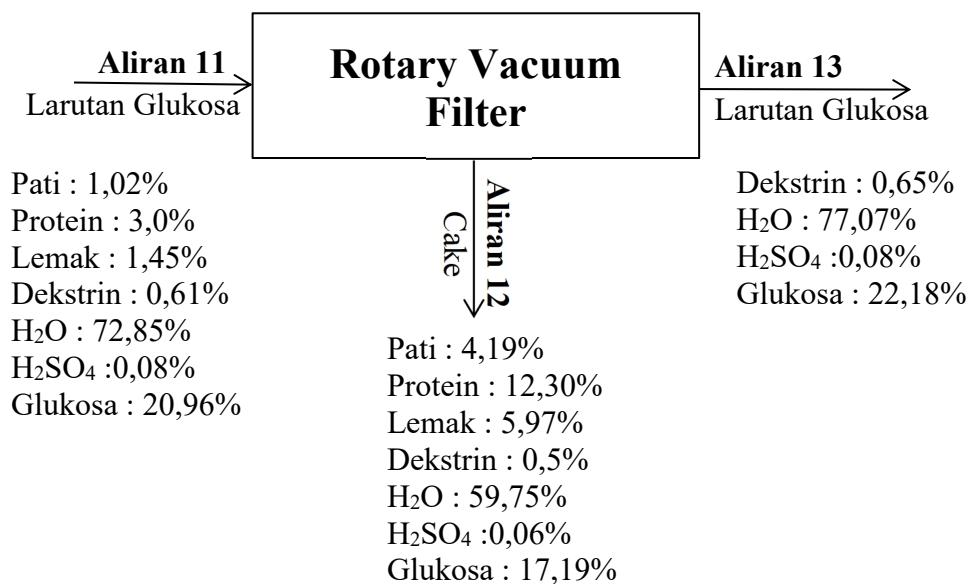
Kondisi Operasi :

Temperature : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Efisiensi : 80 %

Berikut ini blok diagram neraca massa *Rotary Vacuum Filter* yang dapat dilihat pada Gambar 4.6 berikut.

**Gambar 4.6** Blok Diagram Neraca Massa *Rotary Vacuum Filter*

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel 4.6 berikut.

Tabel 4.6 Neraca Massa *Rotary Vacuum Filter* (RV-3022)

Komponen	INPUT		OUTPUT			
	Aliran 11		Aliran 12		Aliran 13	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
pati	0,01024	4809,31	0,04199	4809,31	0	0
protein	0,03001	14092,7	0,12305	14092,7	0	0
lemak	0,01457	6841,12	0,05973	6841,12	0	0
dekstrin	0,00616	2893,6	0,00505	578,72	0,00652	2314,88
H ₂ O	0,72851	342156	0,59751	68431,2	0,77075	273725
H ₂ SO ₄	0,00083	389,861	0,00068	77,9721	0,00088	311,889
Glukosa	0,20969	98483,9	0,17198	19696,8	0,22185	78787,1
Sub Total	1	469666	1	114528	1	355139
Total	469666,4665		469666,4665			

7. Evaporator (EV-3041)

Fungsi : untuk memekatkan larutan glukosa dengan cara menghilangkan air yang terdapat didalam larutan glukosa.

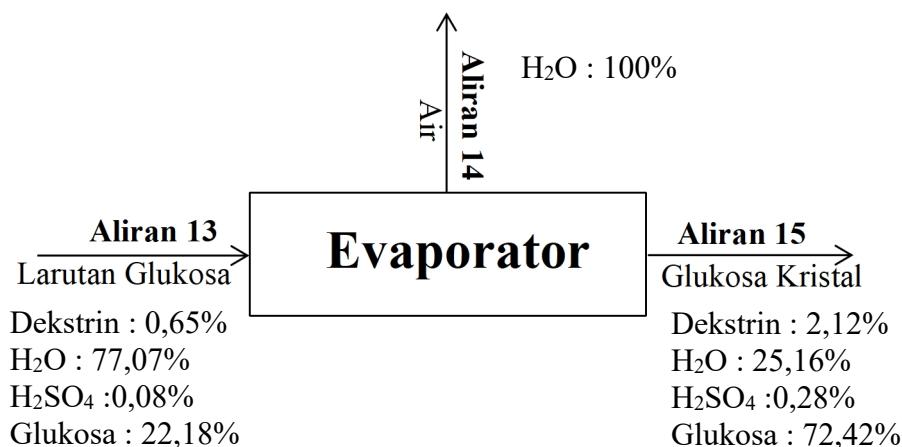
Kondisi Operasi :

Temperature : 104 °C

Tekanan : 1 atm

Efisiensi : 90 %

Berikut ini blok diagram neraca massa Evaporator yang dapat dilihat pada Gambar 4.7 berikut.



Gambar 4.7 Blok Diagram Neraca Massa Evaporator

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel 4.7 berikut.

Tabel 4.7 Neraca Massa Evaporator (EV-3041)

Komponen	INPUT		OUTPUT			
	Aliran 13		Aliran 14		Aliran 15	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
H ₂ O	0,770755	273724,7551	1	246352,3	0,251617	27372,48
H ₂ SO ₄	0,000878	311,8885751			0,002867	311,8886
Glukosa	0,221849	78787,14191	0	0	0,724237	78787,14
Dektrin	0,006518	2314,879943	0	0	0,021279	2314,88
Sub Total	1	355138,6655	1	246352,3	1	108786,4
Total	355138,6655		355138,6655			

8. *Rotary Dryer (RD-3051)*

Fungsi : untuk menghilangkan air yang masih terkandung di dalam glukosa

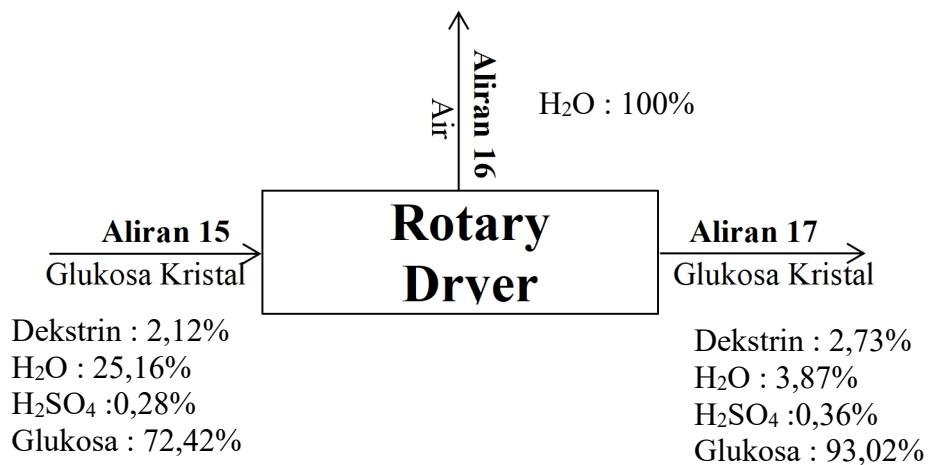
Kondisi Operasi :

Temperature : 110 °C

Tekanan : 1 atm

Efisiensi : 88 %

Berikut ini blok diagram neraca massa *Rotary Dryer* yang dapat dilihat pada Gambar 4.8 berikut.



Gambar 4.8 Blok Diagram Neraca Massa *Rotary Dryer*

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel 4.8 berikut.

Tabel 4.8 Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-3051)

Komponen	INPUT		OUTPUT			
	Aliran 15		Aliran 16		Aliran 17	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
H ₂ O	0,25161 7	27372,4755 1	1	24087,7 8	0,038781 3	3284,697
H ₂ SO ₄	0,00286 7	311,888575 1	0	0	0,003682 3	311,8886
Glukosa	0,72423 7	78787,1419 1	0	0	0,930205 9	78787,14
Dekstrin	0,02127 9	2314,87994 3	0	0	0,027330 8	2314,88
Sub Total	1	108786,385 9	1	24087,7 8	1	84698,61
Total	108786,3859		108786,3859			

4.2 Neraca Energi

Berdasarkan pada perhitungan pada lampiran B, diperoleh neraca energi masing-masing alat sebagai berikut :

1. Heater (HE-1081)

Fungsi : untuk memanaskan air yang dibutuhkan di ekstraktor

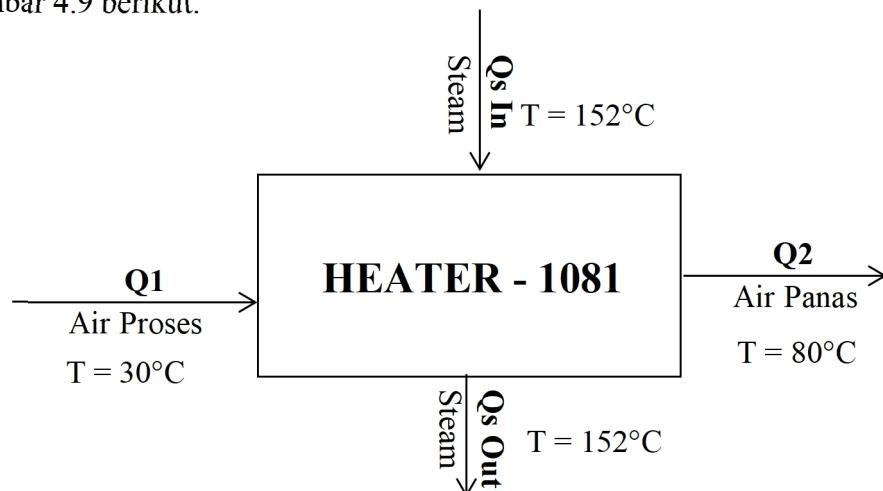
Kondisi Operasi :

T In : 30 °C

T Out : 80 °C

Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca energi *Heater* yang dapat dilihat pada Gambar 4.9 berikut.



Gambar 4.9 Blok Diagram Neraca Energi *Heater*

Berikut ini tabel neraca energi *heater* yang dapat dilihat pada Tabel 4.9 berikut.

Tabel 4.9 Neraca Energi *Heater* (HE-1081)

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	378200,7203	
Q2		4160207,923
Q3	4932280,218	
Q4		1150273,015
Total	5310480,939	5310480,939

2. *Heater* (HE-2042)

Fungsi : untuk memanaskan air yang dibutuhkan di reaktor.

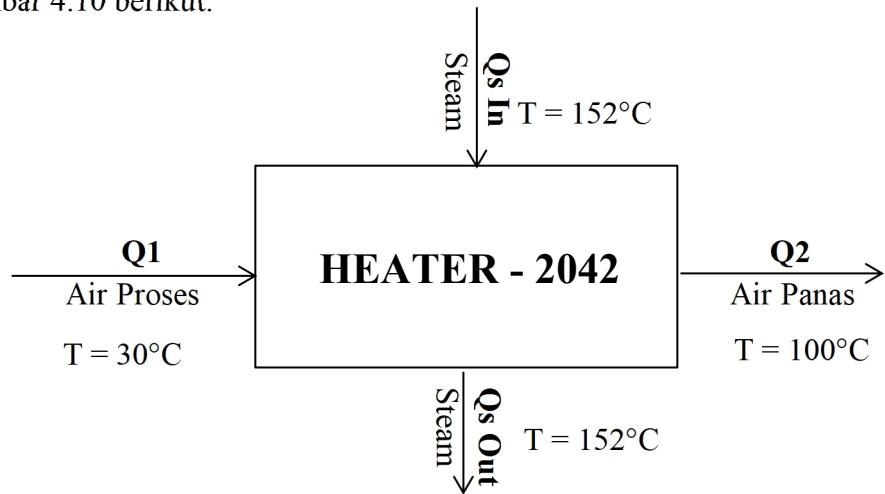
Kondisi Operasi :

T In : 30 °C

T Out : 100 °C

Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca energi *Heater* yang dapat dilihat pada Gambar 4.10 berikut.

**Gambar 4.10** Blok Diagram Neraca Energi *Heater*

Berikut ini tabel neraca energi *heater* yang dapat dilihat pada Tabel 4.10 berikut.

Tabel 4.10 Neraca Energi Heater (HE-2042)

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	1257912,4	
Q2		18868686,07
Q3	22966976,51	
Q4		5356202,841
Total	24224888,91	24224888,91

3. Reaktor Hidrolisis (RH-2011)

Fungsi : untuk mengubah larutan pati menjadi larutan glukosa.

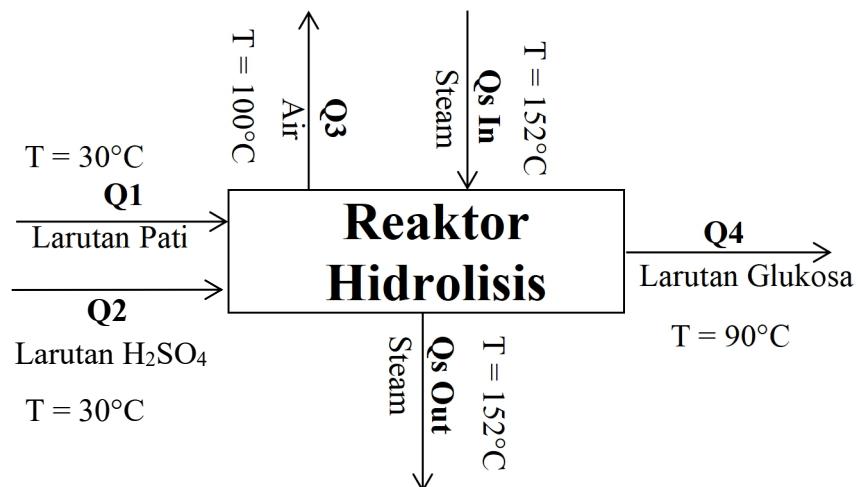
Kondisi Operasi :

T In : 30 °C

T Out : 90 °C

Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca energi Reaktor Hidrolisis yang dapat dilihat pada Gambar 4.11 berikut.

**Gambar 4.11** Blok Diagram Neraca Energi Reaktor Hidrolisis

Berikut ini tabel neraca energi Reaktor Hidrolisis yang dapat dilihat pada Tabel 4.11 berikut.

Tabel 4.11 Neraca Energi Reaktor Hidrolisis (RH-2011)

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	524286,9343	
Q2	18225,5014	
Q3	21641348,83	
Q4		24953141,25
QR		5.570.726,2332
Qs in	10866455,47	
Qs Out		2526449,246
Total	33050316,73	33050316,73

4. Evaporator (EV-3041)

Fungsi : untuk memekatkan larutan glukosa dengan cara menghilangkan air yang terdapat didalam larutan glukosa.

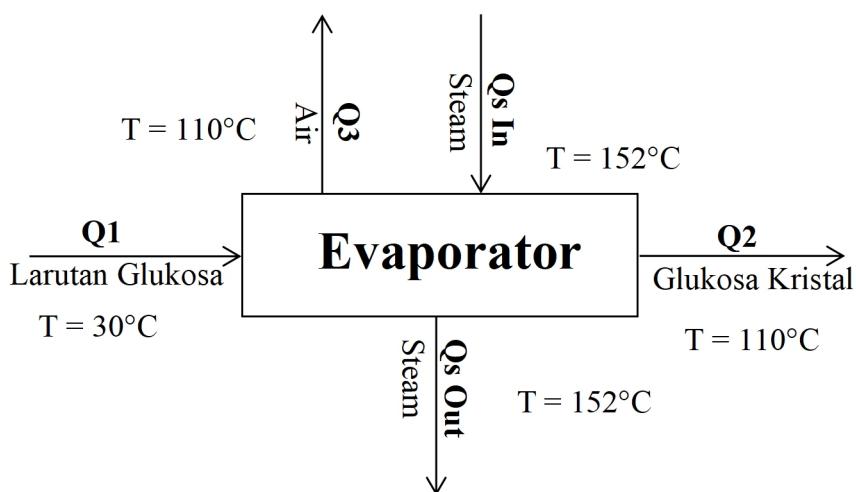
Kondisi Operasi :

T In : 30 °C

T Out : 110 °C

Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca energi Evaporator yang dapat dilihat pada Gambar 4.12 berikut.

**Gambar 4.12** Blok Diagram Neraca Energi Evaporator

Berikut ini tabel neraca energi Evaporator yang dapat dilihat pada Tabel 4.12 berikut.

Tabel 4.12 Neraca Energi Evaporator (EV-3041)

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	1491733,232	
Q2		4420038,148
Q3		210110878,8
Qs In	277575428,7	
Qs Out		64536245
Total	279067161,9	279067161,9

5. *Rotary Dryer (RD-3051)*

Fungsi : untuk menghilangkan air yang masih terkandung di dalam glukosa.

Kondisi Operasi :

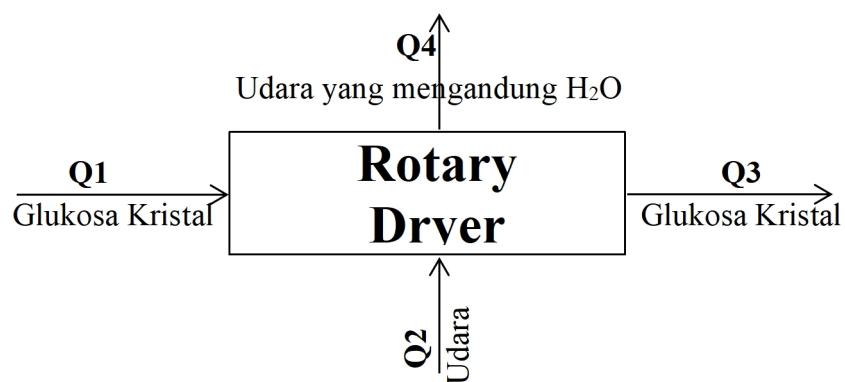
T In : 30 °C

T Out : 110 °C

Tekanan : 1 atm

Efisiensi : 88 %

Berikut ini blok diagram neraca massa *Rotary Dryer* yang dapat dilihat pada Gambar 4.13 berikut.



Gambar 4.13 Blok Diagram Neraca Energi *Rotary Dryer*

Berikut ini tabel neraca energi *Rotary Dryer* yang dapat dilihat pada Tabel 4.13 berikut.

Tabel 4.13 Neraca Energi *Rotary Dryer* (RD-3051)

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	260002,244	
Q2	238557358,8	
Q3		1529826,24
Q4		238207849,8
TOTAL	238817361	238817361

6. *Heater (HE-3083)*

Fungsi : untuk memanaskan udara

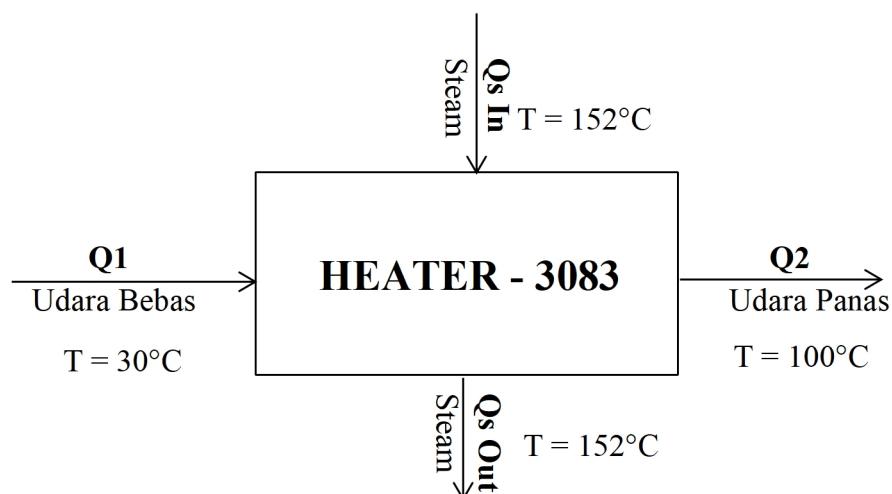
Kondisi Operasi :

T In : 30 °C

T Out : 100 °C

Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca massa *Heater* yang dapat dilihat pada Gambar 4.14 berikut.



Gambar 4.14 Blok Diagram Neraca Energi *Heater*

Berikut ini tabel neraca energi *Heater* yang dapat dilihat pada Tabel 4.14 berikut.

Tabel 4.14 Neraca Energi *Heater* (HE-3083)

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	14032785,81	
Q2		210491787,2
Qs In	255972589,5	
Qs Out		59513588,18
TOTAL	270005375,3	270005375,3

BAB V. UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit penunjang bagi unit-unit yang lain dalam suatu pabrik atau sarana penunjang untuk menjalankan suatu pabrik dari tahap awal sampai produk akhir.

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik yaitu penyediaan utilitas. Penyediaan utilitas ini meliputi :

1. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
2. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
3. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Utilitas yang diperlukan pada prarancangan pabrik Glukosa dari Pati Jagung dengan Proses Hirodrolisa Asam dengan kapasitas 650.000 ton/tahun ini meliputi:

1. Listrik digunakan untuk alat pompa dan penunjang lainnya.
2. Air proses, digunakan untuk kebutuhan air di ekstraktor, di reaktor dan untuk mengencerkan H_2SO_4 .

Air sanitasi, digunakan untuk para karyawan lingkungan pabrik (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/ musholla, kantin, mess dan lain-lain).

3. *Steam* digunakan untuk alat *heater*, reaktor Hidrolisis dan *evaporator*.

5.1. Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik Glukosa dari Pati Jagung direncanakan untuk non proses (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/musholla, kantin dan lain-lain) dan keperluan proses seperti menggerakkan pompa, penerangan dan peralatan instrumentasi. Sumber pengadaan listrik untuk kebutuhan-kebutuhan tersebut diperoleh dari sungai Silugonggo/Juwana sebagai cadangan penyediaan air. Berikut merupakan kebutuhan listrik yang dapat dilihat pada Tabel 5.1 berikut.

Tabel 5.1 Kebutuhan Listrik

Keterangan	Kode Alat	Daya (HP)
Peralatan Proses		
Corn Sheller	CS-1031	6,5
Ekstraktor	EK-1071	0,15
Reaktor	RH-2011	0,75
Belt Conveyor		12

<i>Continous Flow Conveyor</i>	CFC-1042	10
<i>Screw Conveyor</i>	SC-1061	3,94
<i>Belt Conveyor</i>	BC-3091	6
Pompa Centrifugal	P-2033	0,417
Pompa Centrifugal	P-1112	4,06
Pompa Centrifugal	P-3014	3,93
Pompa Centrifugal	P-3045	11,11
Pompa Centrifugal	P-1101	2,68
<i>Rotary Vacuum Filter</i>	RV-1111	3,86
<i>Rotary Vacuum Filter</i>	RV-3022	3,98
Total		69,377 (51,755242 kWh)
Peralatan Utilitas		
Tangki Pelarutan PAC	TP-1041	1
Tangki Pelarutan Ca(OCl)2	TC-1052	0,5
Clarifier	CL-1081	1,5
<i>Cooling Tower</i>	CT-3021	3
Pompa Centrifugal	P-1062	0,008
Pompa Centrifugal	P-1073	0,0011
Pompa Centrifugal	P-1021	98,3
Pompa Centrifugal	P-1094	110,8
Pompa Centrifugal	P-1125	52,68
Pompa Centrifugal	P-1146	71,95
Pompa Centrifugal	P-2031	18,78
Pompa Centrifugal	P-3022	34,46
Pompa Centrifugal	P-3011	42,54
Total Kebutuhan Alat Utilitas		435,5191 (324,8972486 kWh)
Instrumentasi	-	50 kWh
Bengkel	-	100 kWh
Penerangan		
- Area Perumahan	-	57 kWh
- Area Pabrik	-	215 kWh
Kantor dan Komunikasi	-	32,25 kWh
Total Kebutuhan Listrik		830,9024906 kWh

5.2. Unit Penyediaan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik glukosa dari pati jagung digunakan sumber air yang berasal dari Sungai Silugonggo/Juwana yang ditampung di dalam bak penampung sementara, sebelum digunakan sebagai air sanitasi, dan air proses. Kualitas air sungai dapat dilihat pada Tabel 5.1.

Tabel 5.2. Kualitas Sungai Silugonggo/Juwana

Fisika			
1	Residu terlaut	mg/L	90
2	Residu Tersuspensi/ TSS	mg/L	4,02
Kimia Anorganik			
1	pH	mg/L	7,56
2	NH ₃ N Bebas	mg/L	0,004
3	Besi (Fe)	mg/L	0,795
4	Mangan (Mn)	mg/L	0,034
5	Seng (Zn)	mg/L	0,038
6	Khlorida (Cl)	mg/L	5,43
7	Sulfat (SO)	mg/L	10,9
8	Nitrit (NO-N)	mg/L	0,049
9	Kadmium (Cd)	mg/L	Tt
10	Timbal (Pb)	mg/L	<0,022
Kimia Organik			
1	BOD	mg/L	<2,0
2	COD/KOK	mg/L	10,1

5.2.1 Air sanitasi

Air sanitasi adalah air yang mengandung mineral dan tidak mengandung kotoran atau bakteri. Air sanitasi digunakan untuk para karyawan lingkungan pabrik (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/musholla, kantin dan lain-lain). Berikut standar kualitas air sanitasi (Permenkes, 2017) meliputi sebagai berikut :

1. Parameter Fisika

Adapun syarat fisik air sanitasi disajikan pada Tabel 5.3 berikut.

Tabel 5.3. Parameter Fisik dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi

No.	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu (kadar maksimum)
1.	Kekeruhan	NTU	25
2.	Warna	TCU	50
3.	Zat padat terlarut <i>(Total Dissolved Solid)</i>	mg/l	1000
4.	Suhu	°C	suhu udara ± 3
5.	Rasa		tidak berasa
6.	Bau		tidak berbau

2. Parameter Biologi

Adapun syarat biologi air sanitasi disajikan pada Tabel 5.4 berikut.

Tabel 5.4. Parameter Biologi dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi

No.	Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu (kadar maksimum)
1.	Total coliform	CFU/100ml	50
2.	E. coli	CFU/100ml	0

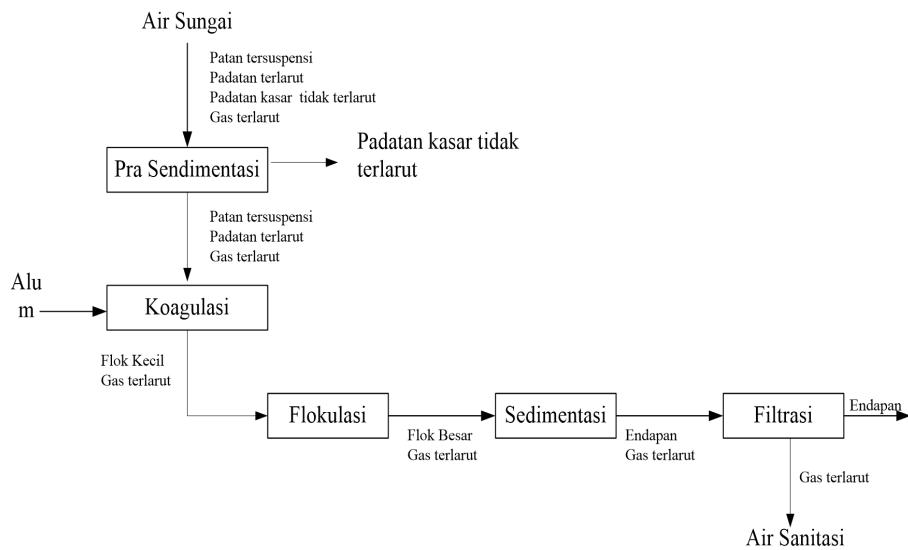
3. Parameter Kimia

Adapun syarat kimia air sanitasi disajikan pada Tabel 5.3 berikut.

Tabel 5.5. Parameter Kimia dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan untuk Media Air untuk Keperluan Higiene Sanitasi

No.	Parameter	Unit	Standar Baku Mutu (kadar maksimum)
Wajib			
1.	pH	mg/1	6,5 - 8,5
2.	Besi	mg/1	1
3.	Fluorida	mg/1	1,5
4.	Kesadahan (CaCO ₃)	mg/1	500
5.	Mangan	mg/1	0,5
6.	Nitrat, sebagai N	mg/1	10
7.	Nitrit, sebagai N	mg/1	1
8.	Sianida	mg/1	0,1
9.	Deterjen	mg/1	0,05
10.	Pestisida total	mg/1	0,1
Tambahan			
1.	Air raksa	mg/1	0,001
2.	Arsen	mg/1	0,05
3.	Kadmium	mg/1	0,005
4.	Kromium (valensi 6)	mg/1	0,05
5.	Selenium	mg/1	0,01
6.	Seng	mg/1	15
7.	Sulfat	mg/1	400
8.	Timbal	mg/1	0,05

Pengolahan air sanitasi dapat dilihat pada Gambar 5.1. berikut.



Gambar 5.1 Blok Diagram proses pengolahan Air sanitasi

Proses pengolahan air sanitasi dijelaskan sebagai berikut :

a. Proses Presedimentasi

Air sungai sebelum dikirim ke unit utilitas, dipisahkan terlebih dahulu dari kotoran yang berupa zat padat kasar yang terapung dengan cara memasang saringan (*screening*). Air dari proses screening dialirkan ke bak pengendapan awal untuk menghilangkan padatan seperti pasir, lumpur dan yang lain nya yang hanya di pisahkan dengan perbedaan massa jenis.

b. Proses Pengolahan *Raw Water*

Air dari bak pengendapan dialirkan ke unit clarifier yang terdiri dari tiga proses, yaitu proses pembentukan koagulan, proses pembentukan flok-flok (*Flocculation*), proses sedimentasi (*Sedimentation*). Unit clarifier ini berfungsi untuk menghilangkan padatan terlarut dengan cara menambahkan bahan kimia sehingga terbentuk gumpalan dari kotoran-kotoran yang tersuspensi dalam air.

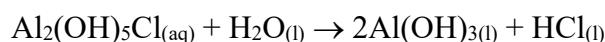
Pengolahan *raw water* terbagi menjadi tiga tahap:

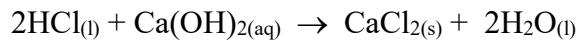
1) Proses koagulasi

Pada proses ini diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

a. Larutan PAC ($\text{Al}_2(\text{OH})_5\text{Cl}$)

Bahan kimia ini untuk menggabungkan beberapa molekul melalui penetralan muatan. Reaksi yang terjadi adalah :





b. Larutan *Calcium Hypochlorite* (Ca(OCl)_2)

Penambahan Ca(OCl)_2 berfungsi sebagai:

- Desinfektan berfungsi membunuh bakteri yang terdapat dalam air.
- Menghilangkan senyawa nitrogen dalam air, terutama amoniak.
- Mengontrol rasa, bau dan warna.
- Meminimalkan H_2S .
- Meminimalkan Mn dan Fe.
- Mengontrol alga dan lumut.
- Sebagai bahan pendukung koagulasi

2) Proses Flokulasi

Proses flokulasi, yaitu penggabungan flok-flok kecil menjadi flok yang berukuran besar. Faktor utama yang mempengaruhi keefektifan koagulasi dan flokulasi air adalah tingkat kekeruhan air, padatan tersuspensi, pH, durasi dan tingkat agitasi selama koagulasi dan flokulasi, serta dosis koagulan.

Pengolahan dengan metode koagulasi-flokulasi dapat menghilangkan padatan tersuspensi sebesar 60-90%, BOD sebesar 40-70%, COD sebesar 30-60%, fosfor sebesar 70-90%, dan bakteri patogen yang menempel pada padatan tersuspensi sebesar 80-90%. Koagulan-koagulan yang terbentuk dialirkan bersama air ke bak pembentukan flok. Pada bak ini dilengkapi dengan pengaduk yang berputar dengan lambat sehingga koagulan-koagulan saling bergabung membentuk flok-flok.

3) Proses Sedimentasi

Flok-flok yang terbentuk dialirkan bersama air ke bak sedimentasi. Flok-flok ini akan mengendap dengan proses sedimentasi, dimana flok akan terbentuk pada bagian dasar tangki dan air bersih dialirkan pada bagian atas (limpahan).

c. **Filtrasi**

Filtrasi adalah suatu proses pemisahan zat padat dari fluida (cair maupun gas) yang membawanya menggunakan suatu medium berpori atau bahan berpori

lain untuk menghilangkan sebanyak mungkin zat padat halus yang tersuspensi dan koloid. Pada pengolahan air, filtrasi digunakan untuk menyaring air hasil dari proses koagulasi-flokulasi-sedimentasi sehingga dihasilkan air yang bersih. Air bersih dari bak pengolahan *raw water* diteruskan ke *sand filter* guna memisahkan kotoran-kotoran halus yang masih terdapat dalam air dan menghilangkan bau, rasa dan warna yang masih terdapat pada air tersebut. Penyaring yang digunakan pada *sand filter* adalah pasir silika, karbon aktif, dan kerikil. Agar pasir tidak terikut didalam air, maka pada bagian bawah *Sand Filter* diberi penyaring. Air yang keluar dari *sand filter* ditampung pada tangki penampungan air bersih. Air bersih ini sebagian digunakan untuk air sanitasi dan sebagian lagi dilakukan demineralisasi untuk mendapatkan air proses. Kebutuhan air sanitasi dapat dilihat pada Tabel 5.6 berikut.

Tabel 5.6 Kebutuhan Air Sanitasi

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Perumahan	937,50
Perkantoran	512,50
Laboratorium	15,00
Poliklinik	15,00
Pemadam kebakaran	70,00
Masjid dan kantin	61,67
Total	1.611,67

5.2.2 Air Proses dan Air Umpang Boiler

Kebutuhan air proses dapat dilihat pada Tabel 5.7 berikut.

Tabel 5.7 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	Kebutuhan (Kg/Jam)
Ekstraktor	57045,47
Reaktor	288558,442
Total	345603,912

Air umpan *boiler* adalah air yang digunakan untuk menghasilkan *steam*. Kebutuhan *steam* dapat dilihat pada Tabel 5.8 berikut.

Tabel 5.8 Kebutuhan Steam

Nama Alat	Kebutuhan (Kg/Jam)
HE-1081	1795,057764
HE- 2042	8358,618665
Jaket Reaktor	16507,34561
Evaporator	416791,8012
HE-3083	388850,6252
Total	832303,4484

Air baku ini yang berasal dari sungai Silugonggo/Juwana sebagian digunakan untuk air sanitasi dan sebagian lagi dilakukan demineralisasi untuk mendapatkan air proses dan air umpan boiler yang diharapkan memiliki spesifikasi sesuai dengan syarat air yang digunakan untuk umpan boiler dan air proses. Air umpan boiler harus memenuhi standar kualitas, yang dapat dilihat pada Tabel 5.9 berikut.

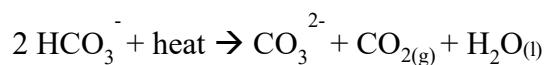
Tabel 5.9. Standar Kualitas Air Boiler

Parameter	Satuan	Pengendalian Batas
Ph	Unit	10.5-11.5
Konduktivitas	$\mu\text{mhos}/\text{cm}$	5000, max
TDS	Ppm	3500, max
P-Alkalinity	Ppm	-
M-Alkalinity	Ppm	800, max
O-Alkalinity	Ppm	2.5 x SiO_2 , min
Total Hardness	Ppm	-
Silika	Ppm	150,max
Besi	Ppm	2,max
Residu pospat	Ppm	20-50

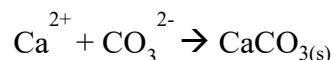
Residu sulfat	Ppm	20-50
pH kondensat	Unit	8.0-9.0

Selain itu air yang digunakan untuk umpan boiler harus bebas dari mineral-mineral atau unsur yang menyebabkan kesadahan air menjadi tinggi. Ion-ion seperti Ca^{2+} dan Mg^{2+} akan menyebabkan tingginya kesadahan air disamping juga Mn^{2+} dan $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$. Ion-ion penyebab kesadahan ini harus dieliminasi sekecil mungkin sehingga konsentrasinya maksimum 0,05 ppm.

Air umpan boiler dengan tingkat kesadahan yang tinggi dapat menyebabkan pembentukan kerak pada pipa maupun boiler itu sendiri. Kerak ini akan terbentuk ketika ion-ion seperti Ca^{2+} bereaksi dengan anion yang secara alami terdapat di dalam air, seperti ion bikarbonat (HCO_3^-) yang merupakan hasil reaksi antara CO_2 dengan air pada tekanan atmosfer. Ketika larutan yang mengandung Ca^{2+} dan HCO_3^- dipanaskan, endapan kalsium karbonat akan terbentuk sebagai hasil dari reaksi ion seperti di bawah ini.



Ion karbonat yang dihasilkan kemudian bereaksi dengan ion kalsium menurut persamaan reaksi :



Endapan kalsium karbonat inilah yang akan menempel pada permukaan peralatan sehingga mengurangi efisiensi alat. Pipa yang sudah ditumbuhi kerak ini akan memberikan hambatan gesekan sehingga mengurangi laju alir air. Fenomena terbentuknya kerak ini dapat dilihat pada Gambar 5.2.



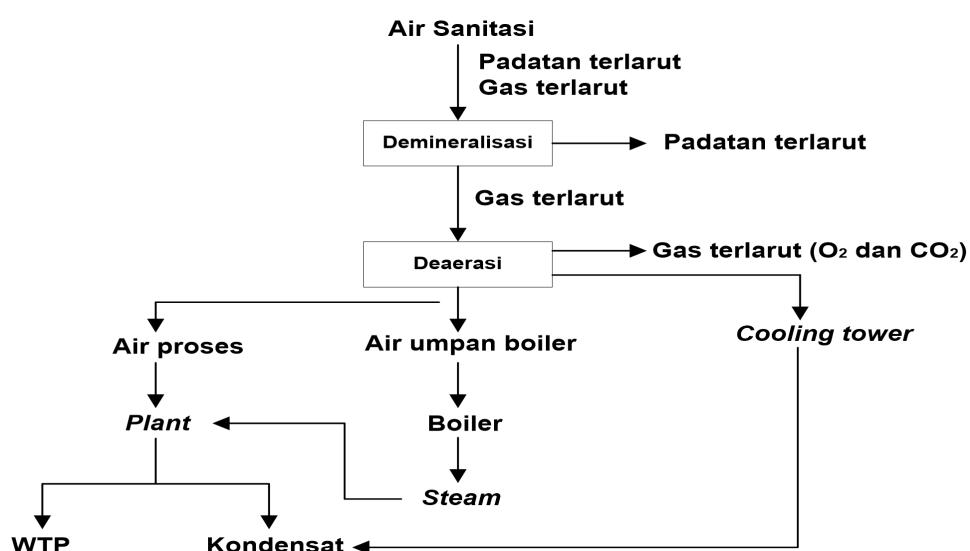
Gambar 5.2 Lapisan Kerak pada Pipa

Selain itu, boiler dengan permukaan yang dilapisi oleh kerak juga akan mengalami penurunan efisiensi panas seperti yang ditunjukkan oleh Tabel 5.10 berikut.

Tabel 5.10 Kehilangan Efisiensi Termal Akibat Lapisan Kerak pada Boiler

Ketebalan Lapisan Kerak (in)	Kehilangan Efisiensi Termal (%)
1/16	15
1/8	25
1/4	39
3/8	55
1/2	70

Proses pengolahan air proses dan air umpan boiler dapat dilihat pada Gambar 5.3.



Gambar 5.3 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Proses

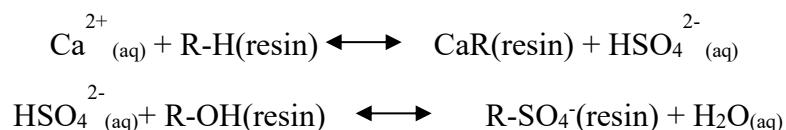
- **Demineralisasi (*Water Softener*)**

Untuk menanggulangi hal diatas maka diperlukan *pretreatment* atau pengolahan awal terhadap air umpan boiler berupa pelunakan air (*water softening*). Alat yang digunakan untuk menghilangkan kesadahan ini disebut dengan *water softener*. *Water softener* menggunakan prinsip kerja pertukaran ion. Pada proses ini, air dialirkan melalui unggan resin yang telah dijenuhkan terlebih dahulu dengan mengalirkan larutan *brine* (mengandung ion natrium) melewati unggan. Resin yang digunakan pada pertukaran air bebas mineral dapat dilihat pada Tabel 5.11 berikut.

Tabel 5.11 Resin yang Digunakan

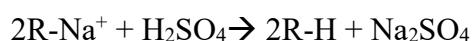
	Kation	Anion
Jenis resin	Lewatit MonoPlus S 100	Lewatit MP 600 WS
Bentuk	<i>Gel type beads</i>	<i>Macroporous</i>
Volume	250 L	550 L
<i>Ionic form as shipped</i>	Na	Cl
<i>Functional group</i>	Asam sulfonat	Quarternary amine
Densitas	1.28 g/ml	1.1 g/ml
Ph	0-14	0-14
Suhu	120°C	30°C
Regeneran	H ₂ SO ₄ , HCl, NaCl	NaOH
Konsentrasi regeneran	4-6%	2-4%

Proses pertukaran ion terjadi ketika ion penyebab kesadahan seperti Ca²⁺ dan Mg²⁺ terikat pada resin dan melepaskan ion Na⁺ ke dalam air menurut persamaan reaksi di bawah ini.



Kation lainnya, seperti ion Cu²⁺, Zn²⁺, Mn²⁺ dan Fe^{2+/Fe³⁺, juga akan dihilangkan dari dalam air melalui proses ini. Air yang keluar selanjutnya ditampung pada *demin water storage tank* dan dapat digunakan untuk air proses, air umpan boiler serta air pendingin.}

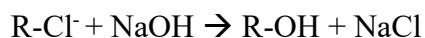
Suatu resin penukar ion yang hanya dapat berlangsung jika bahan penukar dapat menyediakan hidrogen atau hidroksida untuk menggantikan kation dan anion dari air mentah. Jika suatu kation dan anion tidak mampu lagi menukar, kation dan anion tersebut harus dikembalikan kepada keadaan awal melalui regenerasi. Regenerasi kation dilakukan dengan cara mengganti kembali ion H⁺ yang telah jenuh dengan mereaksikannya dengan H₂SO₄.



Ada beberapa tahapan yang dilakukan pada proses regenerasi kation yaitu:

- *Backwash*, *backwash* adalah suatu proses yang bertujuan untuk membuang/menghilangkan deposit kotoran yang menempel di resin.
- Pemberian *acid* step 1 yaitu dengan menginjeksikan H₂SO₄ 1,75%
- Pemberian *acid* step 2 yaitu dengan menginjeksikan H₂SO₄ 3,5%
- Pemberian *acid* step 3 yaitu dengan menginjeksikan H₂SO₄ 5,25%
- *Slow rinse* dimaksudkan untuk pembilasan dan pengangkatan kotoran yang telah di proses.
- *Fast rince* sama dengan *slow rinse* hanya saja melakukannya dengan debit air yang besar.

Regenerasi resin penukar anion sama dengan regenerasi kation, jika sudah jenuh maka dapat dikembalikan ke keadaan dengan menggunakan alkali. Soda kaustik dipakai sebagai penukar anion dari basa kuat.



Sama dengan regenerasi pada kation, pada anion juga terdapat beberapa tahapan. Tahap-tahap yang dilakukan pada proses regenerasi anion, yaitu :

- *Backwash*, *backwash* adalah suatu proses yang bertujuan untuk membuang/menghilangkan deposit kotoran yang menempel di resin.

- *Preheat bed.*
- *Caustic injection* yaitu penambahan kaustik dengan cara menginjeksian NaOH 4%.
- *Slow rinse* dimaksudkan untuk pembilasan dan pengangkatan kotoran yang telah di proses.
- *Fast rince* sama dengan *slow rinse* hanya saja melakukannya dengan debit air yang besar.

Selama proses regenerasi, limbah air yang dihasilkan ditampung pada bak penampung regenerasi (neutral basin) untuk dinetralkan sebelum akhirnya dibuang ke sungai.

5.3 Unit Penyediaan Steam

Unit ini berfungsi memenuhi kebutuhan *steam* pada pabrik, *steam* dihasilkan oleh boiler dan digunakan untuk keperluan proses.

5.3.1 Deaerator

Selain bebas dari ion-ion penyebab kesadahan, air umpan boiler juga harus bebas dari kandungan gas terlarut seperti oksigen dan karbon dioksida. Keberadaan oksigen dan karbon dioksida terlarut di dalam air umpan boiler akan memicu terjadinya korosi pada perpipaan, boiler dan peralatan lainnya. Pemisahan gas terlarut dari air umpan boiler ini dilakukan pada alat deaerator. Penghilangan oksigen terlarut di dalam air dilakukan dengan penambahan hidrazin (N_2H_4). Hidrazin akan bereaksi dengan oksigen membentuk air dan gas nitrogen sehingga kandungan oksigen terlarut dalam air berkurang. Reaksi hidrazin dengan oksigen adalah sebagai berikut.

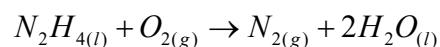
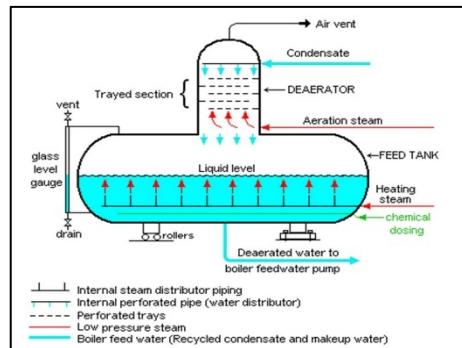


Diagram proses deaerasi di deaerator dapat dilihat pada Gambar 5.4 berikut.



Gambar 5.4 Proses Deaerasi Di Daeaerator

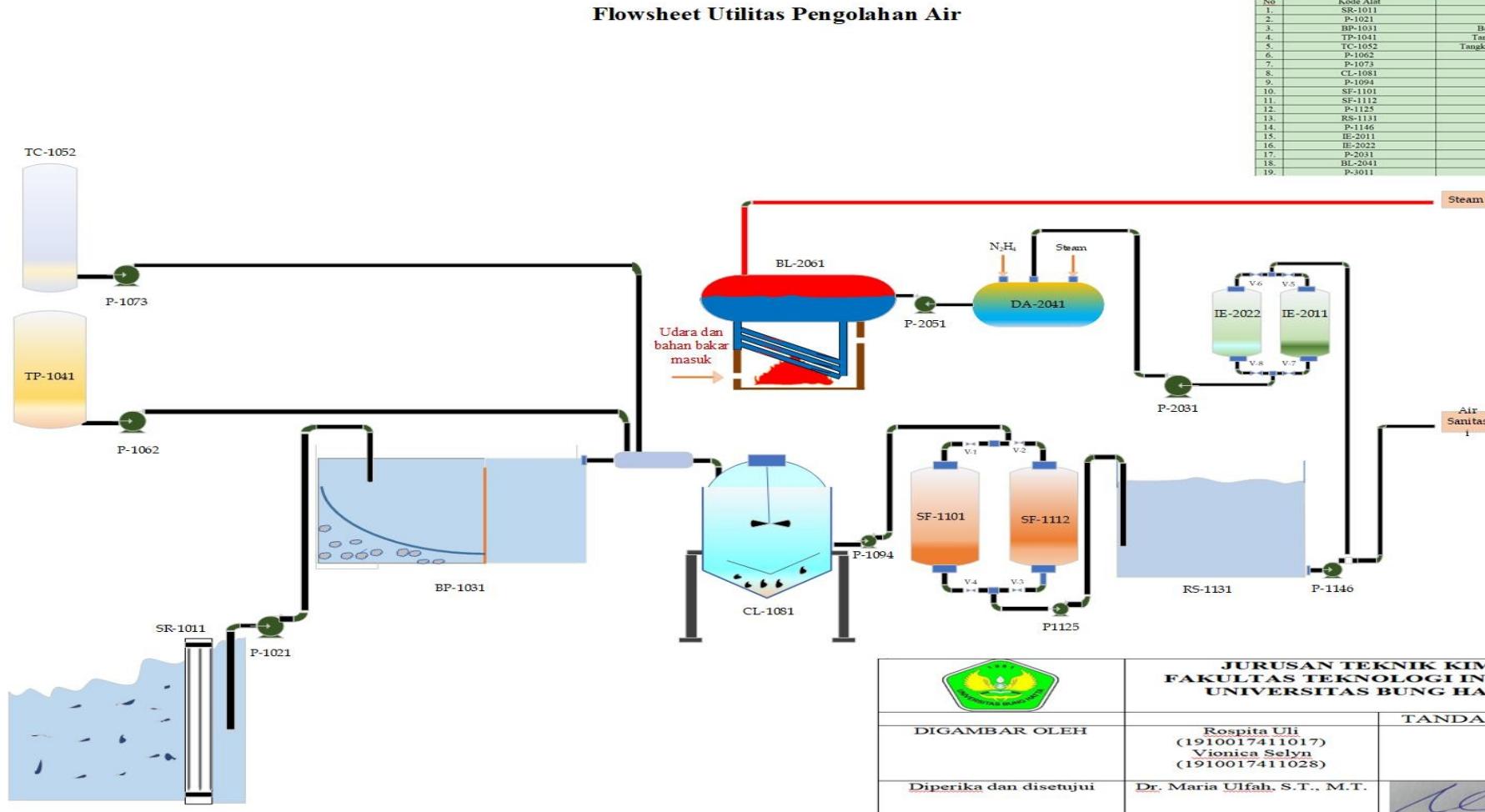
Air umpan boiler disemprotkan melalui nozzle dari bagian atas kolom yang terdiri atas tray-tray. Dari bagian bawah dialirkan steam dengan arah yang berlawanan dengan arah air umpan (*counter flow*). Kontak antara steam dengan air umpan pada tray-tray ini akan menaikkan temperatur air sehingga gas terlarut akan terpisah dan keluar melalui gas vent. Sementara itu, air yang bebas dari kandungan gas terlarut akan turun dan masuk ke dalam storage tank yang terletak di bagian bawah deaerator untuk kemudian dialirkan ke dalam boiler. Temperatur air keluar dari alat ini berkisar antara 102-104°C. Air keluaran deaerator dialirkan ke boiler (BL-2061) untuk menghasilkan uap atau steam yang dibutuhkan pada proses pabrik.

5.3.2. Boiler

Air umpan boiler yang telah bebas dari kesadahan dan gas terlarut kemudian dialirkan ke dalam *steam boiler*. Jenis boiler yang digunakan adalah *water tube boiler*. Gas yang telah dipanaskan akan melewati *tube-tube* dan memanaskan air yang ada di sekitar *tube*. Energi panas yang dilepaskan gas diserap oleh air sehingga air mengalami perubahan dari fasa cair menjadi fasa uap (*saturated* atau *superheated steam*). *Steam* yang dihasilkan ini kemudian dikirim ke *plant* untuk digunakan pada alat proses yang membutuhkan steam. Kebutuhan steam dapat dilihat pada Tabel 5.12 berikut.

Tabel 5.12 Kebutuhan *Steam*

Nama Alat	Kebutuhan (Kg/Jam)
HE-1081	1795,057764
HE- 2042	8358,618665
Jaket Reaktor	16507,34561
Evaporator	416791,8012
HE-3083	388850,6252
Total	832303,4484



Gambar 5.4 Flowsheet Utilitas

BAB VI. SPESIFIKASI PERALATAN

Berdasarkan perhitungan pada Lampiran C diperoleh spesifikasi peralatan utama dan peralatan utilitas pada prarancangan pabrik glukosa dari pati jagung seperti diuraikan di bawah ini.

6.1 Spesifikasi Peralatan Utama

6.1.1 Gudang Penyimpanan (WH-1011)

Tabel 6.1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Bahan Baku (WH-1011)

SPESIFIKASI	
Nama	Gudang Penyimpanan Bahan Baku
Kode	WH-111
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat penyimpanan bahan baku plastik
Lama Penyimpanan	7 hari
Sifat bahan	Tidak korosif, tidak volatile
Fasa bahan yang disimpan	Padat
Data Design	
Tipe	<i>Warehouse</i>
Bahan konstruksi	Semen
Temperatur	30°C
Kapasitas	445,18 m ³
Panjang, P	12,6 m
Lebar, L	8,4 m
Tinggi, T	4,2 m

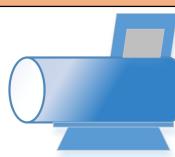
6.1.2 Continous Flow Conveyor (CFC-1021)

Tabel 6.2 Spesifikasi CFC (CFC-1021)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Continous Flow Conveyor</i>
Kode	CFC-1021
Jumlah	1 unit
Fungsi	Membawa bahan baku jagung menuju <i>Corn Sheller</i> (CS-1031)
Sifat bahan	Tidak korosif, tidak volatile dan tidak reaktif
Fasa bahan	Padat
Data Design	
	
Tipe	<i>Z-type conveyor-elevator</i>
Temperatur	30°C
Bahan konstruksi	Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)
Kecepatan	350 ft/min
Panjang, P	15 m
Lebar, L	0,508 m
Daya	12 Hp

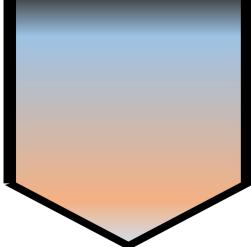
6.1.3 Corn Sheller (SR-1031)

Tabel 6.3 Spesifikasi Corn Sheller (SR-1031)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Corn Sheller</i>
Kode	(CS-1031)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memipil bahan baku
Sifat bahan	Tidak korosif, tidak volatile
Fasa bahan	Padat
Data Design	
	
Tipe	<i>TK PJK-2T</i>
Kapasitas	2,355,2 Kg/jam
Tingkat Kebersihan	98,5%
Diameter	176 mm
Panjang	721 mm
Diameter Pulley	177,8 mm
Konsumsi Bahan Bakar	0,3 Liter/Jam

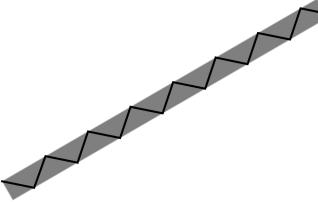
6.1.4 Pulvulizer (PV-1051)

Tabel 6.4 Spesifikasi Pulvulizer (PV-1051)

SPESIFIKASI	
Nama	Pulvulizer
Kode	(PV-1051)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat penepungan biji jagung
Sifat bahan	Tidak korosif, tidak volatile dan tidak reaktif
Fasa bahan	Padat
Data Design	
	
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup datar dan alas konikal
Kapasitas	$14,08463359 \text{ m}^3$
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)</i>
Temperatur	30 °C
Diameter silinder (Ds)	2,399 m
Tinggi silinder (Hs)	3,599 m
Tinggi reactor (Ht)	4,798 m
Tinggi konikal (Hc)	1,199 m
Tebal dinding silinder (td)	2,307 mm
Tebal dinding konikal (tc)	3,053 mm

6.1.5 Screw Conveyor

Tabel 6.5 Spesifikasi Screw Conveyor (SC-1061)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Screw Conveyor</i>
Kode	SC-1061
Jumlah	1 unit
Fungsi	Membawa tepung jagung menuju Ekstraktor(EK-1071)
Sifat bahan	Tidak korosif, tidak volatile dan tidak reaktif
Fasa bahan	Padat
Data Design	
	
Tipe	<i>Screw Conveyor</i>
Temperatur	30°C

Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel A 316</i>
Panjang, P	15 m
Daya	3,94 Hp
Kecepatan Putar	60 rpm

6.1.6 Heat Exchanger

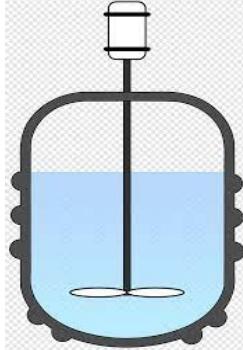
Tabel 6.6 Spesifikasi Heat Exchanger (HE-1081)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Heater</i>
Kode	HE-1081
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk memanaskan air sebelum masuk ke Ekstraktor
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Double Pipe</i>
Bahan Konstruksi	<i>Duplex Stainless steel Tipe-2205</i>
Jumlah hairpin	2
Panjang hairpin	20 ft
Panjang total pipa	80 ft
Outer Pipe	
IPS	3 in
Sch	40
OD	3,5 in
ID	3,068 in
a''	0,917 ft ² /ft
Inner Pipe	
IPS	2 in
Sch	40
OD	2,375 in
ID	2,067 in
a''	0,622 ft ² /ft

6.1.7 Ekstraktor (EK-1071)

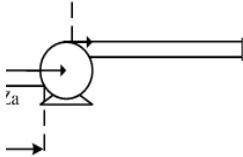
Tabel 6.7 Spesifikasi Ekstraktor (EK-1071)

SPESIFIKASI	
Nama	Ekstraktor
Kode	(EK-1071)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengekstrak Pati dari Tepung Jagung
Temperatur	80 °C
Tekanan	1 atm

Sifat bahan Fasa bahan yang disimpan	Tidak korosif, tidak volatile dan tidak reaktif <i>Slurry</i>
Data Design	
Tipe	
Bahan konstruksi	Silinder vertical dengan tutup datar dan alas <i>ellipsoidal</i> <i>Stainless Steel (SA-240 Grade 240, Grade 316)</i>
Kapasitas	15,50065 m ³
Diameter tangki (Dt)	2,477 m
Tinggi silinder (Hs)	3,715 m
Tinggi <i>ellipsoidal</i>	0,619 m
Tinggi total (Ht)	4,334 m
Tinggi cairan	4,18471553 m
Tebal tutup tangki (tf)	50,32 mm
Tebal dinding tangki (td)	2,465839289 mm
Tebal dinding <i>ellipsoidal</i> (te)	2,466148881 mm
Diameter pengaduk, (d)	0,826 m
Panjang pengaduk (L)	0,206 m
Kecepatan pengaduk (N)	1,6 rps
Daya pengaduk (P)	0,1046 Hp

6.1.8 Pump (P-1091)

Tabel 6.8 Spesifikasi Pump (P-1091)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Pump</i>
Kode	(P-1091)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mengalirkan hasil Ekstraktor (EK-1071) menuju <i>Rotary drum vacuum filter</i> (RV-1101)
Fasa bahan	<i>Slurry</i>
Data Design	
Tipe	
Bahan konstruksi	<i>Centrifugal pump</i> <i>Stainless Steel</i>
Laju alir volumetrik	1,97846253 ft ³ /s
Diameter Optimum (Dopt)	9,347871073 in
Kecepatan aliran (V)	0,208609022 ft.lbf/lb
Ukuran pipa	10 in sch 40
	2,130913148 Hp

Daya Pompa	
------------	--

6.1.9 Rotary Drum Vacuum Filter (RV-1101)

Tabel 6.9 Spesifikasi Rotary Drum Vacuum Filter (RV-1101)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
Kode	(RV-1101)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan cake
Sifat bahan	Tidak volatil, tidak higroskopis, korosif pada baja ringan
Fasa bahan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Continious Drum Vacuum Filter</i>
Temperatur	30 °C
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)</i>
Luas Penampang Filter (A)	867,0301334 ft ²
Diameter drumb (D)	3,6575 m
Panjang drumb (P)	7,0103 m
Volume Drumb (Vd)	73,61646005 m ³
Laju Alir Udara Volumetrik (G)	171021,8644 ft ³ /jam
Laju Alir Massa Udara (Wb)	5546,55621 kg/jam
Daya Motor (HP)	3,981344731 HP

6.1.10 Reaktor Hidrolisis

Tabel 6.10 Reaktor Hidrolisis (RH-2011)

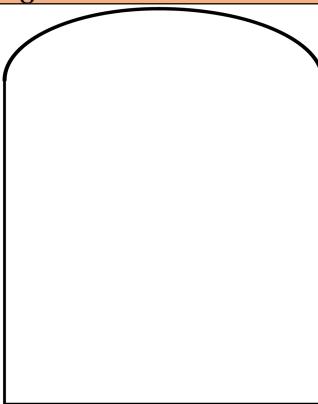
SPESIFIKASI	
Nama	Reaktor Hidrolisis
Kode	(RH-2011)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat menghidrolisis pati menjadi glukosa
Fasa bahan	<i>Slurry</i>

DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup <i>elipsoidal</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 306)</i>
Temperatur	100 °C
Kapasitas	12,68332959 m³
Diameter tangki (D _t)	3,606799 m
Tinggi silinder (H _s)	5,4101978 m
Tinggi <i>ellipsoidal</i> (H _e)	0,90169964 m
Tinggi total (H _t)	7,213597086 m
Tinggi cairan (H _c)	6,302509253 m
Tebal dinding silinder (t _d)	7,936485146 mm
Tebal dinding <i>ellipsoidal</i> (t _e)	8,351989839 mm
Diameter pengaduk (d)	1,202266 m
Panjang daun pengaduk (L)	0,3005665 m
Lebar daun pengaduk (W)	0,2404532 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (E)	1,202266 m
Lebar <i>baffle</i> (J)	0,3005665 m
Kecepatan putar pengaduk	0,807453 rps
Daya Pengadukan	0,5275788 HP
Daya Motor	0,7 HP
Tinggi <i>jacket</i>	6,45 m
Diameter <i>jacket</i>	3,62 m
Diameter luar <i>jacket</i>	3,88 m
Tebal dinding <i>jacket</i>	8,367143266 mm

6.1.11 Penyimpan H₂SO₄ (ST-2021)

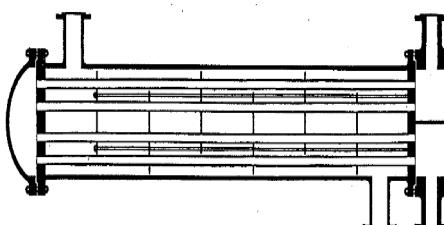
Tabel 6.11 Spesifikasi Penyimpan H₂SO₄ (ST-2021)

SPESIFIKASI	
Nama	Penyimpan H ₂ SO ₄
Kode	(ST-2021)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat penyimpanan produk H ₂ SO ₄
Temperatur	30 °C
Tekanan	1 atm
Sifat bahan	Mudah terbakar, volatile
Fasa bahan yang disimpan	Cairan
Waktu penyimpanan	1 hari

Data Design	
	
Tipe	Silinder vertical dengan tutup <i>ellipsoidal</i> dan alas datar
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel</i> (SA-240 Grade 240, Grade 316)
Kapasitas	20,40144 m ³
Diameter tangki (Dt)	2,749877 m
Tinggi silinder (Hs)	4,124816135 m
Tinggi <i>ellipsoidal</i>	0,687469356 m
Tinggi total (Ht)	4,81228549 m
Tebal dinding tangki (td)	2,579772124 mm
Tebal dinding <i>ellipsoidal</i> (te)	2,578212412 mm
Tinggi cairan (Hc)	4,4676624 m

6.1.12 Heat Exchanger

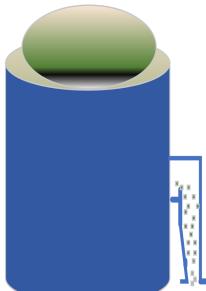
Tabel 6.12 Spesifikasi Heat Exchanger (HE-2041)

SPESIFIKASI	
Nama	Heater
Kode	(HE-2041)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memanaskan air yang akan di gunakan di reaktor (RH-2011)
Fasa bahan yang didinginkan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Shell and Tube</i>
Jenis Bahan Konstruksi	<i>Duplex Stainless steel</i> Tipe-2205
Temperatur	147°C
Luas area (A)	376,5709 ft ²
Clean overall coefficient U _C	0,3458 btu/hr ft ² F
Overall design coefficient U _D	300 btu/hr ft ² F
Dirty factor R _D	0,001

Shell	
ID Shell	17 1/4 in
Flow area shell	0,2618 ft ²
Mass Velocity shell	1.282.160,1421 lb/hr ft ²
Bilangan reynold shell	43.744,1511
Pressure drop shell	2,5029 psi
Tube	
OD tube	1 in
ID tube	0,87
Jumlah tube	96 buah
Flow area tube	0,0990 ft ²
Mass velocity tube	186.135,4617 lb/hr ft ²
Bilangan Reynold tube	392.832
Pressure drop tube	0,73066 psi

6.1.13 Disk Bowl Centrifuge (DC-3021)

Tabel 6.13 Spesifikasi Disk Bowl Cneterfuge (DC-3021)

SPESIFIKASI	
Nama	Cneterfuge
Kode	(DC-3021)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk memisahkan pati yang tidak terkonversi
Fasa bahan yang dipisahkan	<i>slurry</i>
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Disk Bowl Centrifuge</i>
Kapasitas	57,7323 gal/min
DiameterBowl (Db)	24 in
Kecepatan Putar (n)	4000 rpm
Daya Motor	14,00 HP

6.1.14 Evaporator (EV-3041)

Tabel 6.14 Spesifikasi Evaporator (EV-3041)

SPESIFIKASI	
Nama	Evaporator
Kode	(EV-3041)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk mengentalkan larutan glukosa

Fasa bahan yang dipisahkan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Long Tube Evaporators</i> alas konikal
Kapasitas	11,844993 m ³
Diameter tangki (D _t)	2,294 m
Tinggi silinder (H _s)	3,441m
Tinggi konikal(H _c)	1,147 m
Tinggi total (H _t)	4,588 m
Tebal dinding silinder (t _d)	2,3825576 mm
Tebal dinding konikal(t _c)	31586642 mm
Luas Silinder	7,203 m
Diameter Tube	0,316109886 in
Jumlah Tube	37 Tube
Tinggi <i>jacket</i>	4,39 m
Diameter <i>jacket</i>	2,30 m
Diameter luar <i>jacket</i>	2,55 m
Tebal dinding <i>jacket</i>	6,996264139 mm

6.1.15 Belt Conveyor (BC-3091)

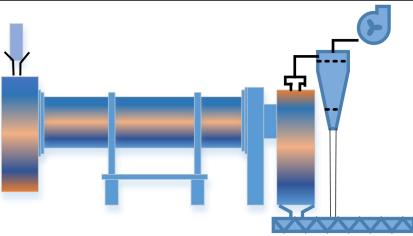
Tabel 6.15 Spesifikasi belt conveyor (BC-3091)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Belt Conveyor</i>
Kode	BC-3091
Jumlah	1 unit
Fungsi	Membawa produk menuju storage (ST-3102)
Sifat bahan	Tidak korosif, tidak volatile dan tidak reaktif
Fasa bahan	Padat
Data Design	
	
Tipe	<i>Belt conveyor</i>
Temperatur	30°C

Bahan konstruksi	Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)
Kecepatan	300 ft/min
Panjang, P	15 m
Lebar, L	14 in
Daya	6 Hp

6.1.16 Rotary Dryer (RD-3051)

Tabel 6.16 Rotary Dryer (RD-3051)

SPESIFIKASI	
Nama	Rotary Dryer
Kode	(RD-3051)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk mengeringkan produk (Glukosa)
Temperatur	30 °C
Tekanan	1 atm
Sifat bahan	Tidak mudah terbakar, tidak volatile
Fasa bahan yang disimpan	Cairan
Data Design	
	
Bahan konstruksi	Stainless Steel (SA-240 Grade 240, Grade 304)
Diameter dryer	3,4908 m
Tebal shell	2,4141658 mm
Panjang (L)	4,65442485 m
Putaran (N)	2,73693398 rpm
Waktu tinggal	5,7 menit
Daya motor	14,6504 HP
Jumlah flight	11 buah

6.2 Spesifikasi Peralatan Utilitas

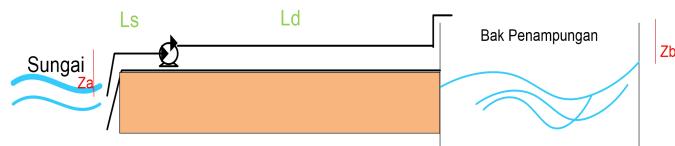
6.2.1 Pompa Air Sungai (P-1001)

Tabel 6.17 Spesifikasi Pompa Air Sungai (P-1001)

SPESIFIKASI	
Nama	Pompa Air Sungai
Kode	P-1001
Jumlah	2 unit
Fungsi	Mengalirkan air sungai ke bak penampung

DATA DESIGN

Gambar



Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	12.74 m ³ /jam
Diameter Optimum	1.91 in
Ukuran pipa	3,5 in sch 40
Diameter luar, OD	2 in
Diameter dalam, ID	2.06 in
Daya	1.41 HP

6.2.2 Pompa Peralatan Utilitas

Tabel 6.18 Daya Pompa pada Peralatan Utilitas

Pompa	Jumlah	Kode Alat	Daya (hP)	kW
Sungai ke Bak Penampungan	2	P-1001	1.5	0.0000
Bak Penampungan ke Unit Raw	1	P-1002	0.3160	0.2358
Bak Pelarut Kaporit	1	P-1003	0.5000	0.3730
Bak Pelarut Kapur tohor	1	P-1004	0.5000	0.3730
Bak Pelarut alum	1	P-1005	0.5000	0.3730
Unit Raw ke Sand Filter	1	P-1006	0.1613	0.1204
Sand Filter ke Bak Penampungan	1	P-1007	0.5459	0.4072
Bak Penampungan ke Softener Tank	1	P-1008	0.1519	0.1133
Softener Tank ke Tangki Demin	1	P-1009	0.8883	0.6627
Tangki Demin ke Plant	1	P-1010 A	1.2773	0.9529
Tangki Demin ke Daeerator	1	P-1010 B	92.116301	68.7188
Plant ke Cooling Tower	1	P-1011	1.7807	1.3284
Cooling tower ke Plant	1	P-1012	1.9251	1.4362
Chiller ke Plant	1	P-1013	13.1378	9.8008
Plant ke Daeerator	1	P-1014	150.4844	112.2613
Daeerator ke Boiler	1	P-1015	782.9867	584.1081
Total			781.2648	

6.2.3 Screening

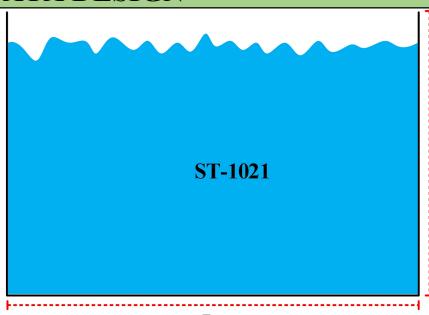
Tabel 6.19 Spesifikasi Screening

SPESIFIKASI	
Nama Kode Jumlah Fungsi	Screening BS-1011 1 unit Menyaring partikel-partikel padat yang berukuran besar dari air sungai
DATA DESIGN	

Gambar	
Tipe	<i>Bar screen</i>
Bahan konstruksi	Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)
Laju alir volumetrik	1163,0117 m ³ /jam
Lebar <i>bar</i>	5 mm
Tebal <i>bar</i>	20 mm
<i>Bar clear space</i>	20 mm
<i>Slope</i>	28°
Panjang <i>screen</i>	2 m
Lebar <i>screen</i>	2 m
Jumlah <i>bar</i>	79 buah

6.2.4 Bak Pengendapan Awal

Tabel 6.20 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal

SPESIFIKASI	
Nama	Bak pengendapan awal
Kode	ST-1021
Jumlah	2 unit
Fungsi	Menampung air sungai dan diendapkan sebelum diolah ke proses selanjutnya
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Bahan konstruksi	Beton bertulang
Kapasitas	1163,0117 m ³ /jam
Panjang	42,7046 m
Lebar	28,4697 m
Tinggi	14,2349 m

6.2.5 Tangki Pelarutan PAC

Tabel 6.21 Spesifikasi Tangki Pelarutan PAC

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki pelarutan PAC
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)</i>
Kapasitas	17,8543 m ³
Diameter tangki, D _t	2,5718 m
Tinggi silinder, H _s	3,8577 m
Tinggi <i>ellipsoidal</i> , H _e	0,6430 m
Tinggi tangki total, H _t	4,5007 m
Tebal dinding silinder, t _d	0,3097 m
Tebal dinding <i>ellipsoidal</i> , t _e	0,3096 m
Tebal alas tangki, t _f	0,0655 m
Diameter pengaduk, d	0,8573 m
Panjang daun pengaduk, L	0,2143 m
Lebar daun pengaduk, W	0,1715 m
Tinggi pengaduk, E	0,8573 m
Lebar <i>baffle</i> , J	0,2143 m
Kecepatan putar pengaduk, N	0,9475 rps
Daya pengadukan, P	0,5376HP
Daya motor, MHP	1 HP

6.2.6 Tangki Pelarutan Kaporit

Tabel 6.22 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kaporit

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki pelarutan kaporit (Ca(OCl) ₂)
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)</i>
Kapasitas	2,3654 m ³
Diameter tangki, D _t	1,3120 m
Tinggi silinder, H _s	1,9679 m

Tinggi <i>ellipsoidal</i> , H_e	0,3280 m
Tinggi tangki total, H_t	2,2959 m
Tebal dinding silinder, t_d	0,0063 m
Tebal dinding <i>ellipsoidal</i> , t_e	0,0063 m
Tebal alas tangki, t_f	0,0337 m
Diameter pengaduk, d	0,4373 m
Panjang daun pengaduk, L	0,1093 m
Lebar daun pengaduk, W	0,0875 m
Tinggi pengaduk, E	0,1458 m
Lebar <i>baffle</i> , J	0,1093 m
Kecepatan putar pengaduk, N	1,8557 rps
Daya pengadukan, P	0,1404HP
Daya motor, MHP	0,5 HP

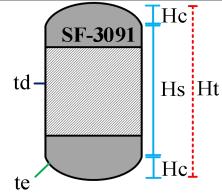
6.2.7 Clarifier

Tabel 6.23 Spesifikasi *Clarifer*

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki <i>Clarifier</i>
Kode	ST-2054
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat pembentukan makro flok dengan penambahan PAC dan (Ca(OCl)2)
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)</i>
Kapasitas	33,0692 m ³
Diameter tangki, D_t	3,1577 m
Tinggi silinder, H_s	4,7366 m
Tinggi <i>ellipsoidal</i> , H_e	0,7894 m
Tinggi tangki total, H_t	5,5260 m
Tebal dinding silinder, t_d	0,3435 m
Tebal dinding <i>ellipsoidal</i> , t_e	0,0070 m
Tebal alas tangki, t_f	0,0070 m
Diameter pengaduk, d	1,0526 m
Panjang daun pengaduk, L	0,2631 m
Lebar daun pengaduk, W	0,2105 m
Tinggi pengaduk, E	0,3509 m
Lebar <i>baffle</i> , J	0,2631 m
Kecepatan putar pengaduk, N	0,7717 rps
Daya pengadukan, P	0,8105HP
Daya motor, MHP	1,5 HP

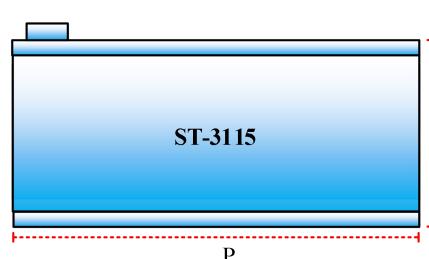
6.2.8 Sand Filter

Tabel 6.24 Spesifikasi Sand Filter

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Sand filter</i>
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)</i>
Kapasitas	145,3765 m ³
Diameter tangki, D _t	6,4908 m
Tinggi silinder, H _s	9,7361 m
Tinggi <i>ellipsoidal</i> , H _e	1,6227 m
Tinggi tangki total, H _t	12,9815 m
Tebal dinding silinder, t _d	0,0101 m
Tinggi dinding <i>ellipsoidal</i> , t _e	0,0101 m

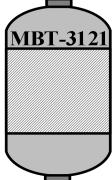
6.2.9 Bak Penampung Air Bersih

Tabel 6.25 Spesifikasi Bak Penampung Air Bersih

SPESIFIKASI	
Nama	Menampung air bersih hasil penyaringan dari Sand Filter
Kode	ST-3115
Jumlah	2 unit
Fungsi	Menampung air bersih (Air sanitasi)
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Bahan konstruksi	Beton bertulang
Kapasitas	1163,0117 m ³ /jam
Panjang	42,7046 m
Lebar	28,4697 m
Tinggi	14,2349 m

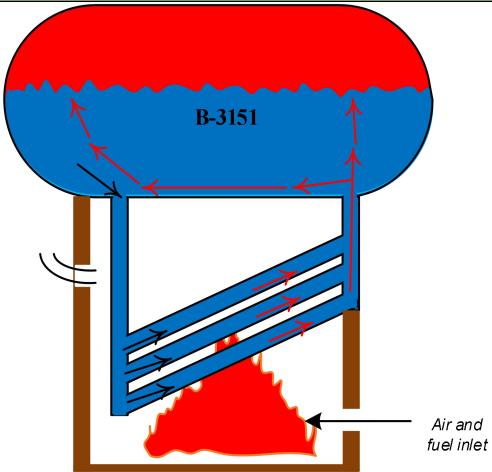
6.2.10 Mix Bed Ion Exchange

Tabel 6.26 Spesifikasi Mix Bed Ion Exchange

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Mix bed ion exchange</i>
Kode	MBT-3121
Jumlah	2 unit
Fungsi	Tempat pertukaran kation dan anion dalam air
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Bahan konstruksi	Carbon steel 70 C-Si (SA-515 Grade 70)
Kapasitas	645,2222 m³/jam
Ukuran pipa <i>in</i>	8 in
Ukuran pipa <i>out</i>	3 in
Volume resin	140 ft³
Diameter tangki	84 in
Tinggi tangki	72 in

6.2.11 Boiler

Tabel 6.27 Spesifikasi Boiler

SPESIFIKASI							
Nama	<i>Boiler</i>						
Kode	B-3151						
Jumlah	1 unit						
Fungsi	Tempat memproduksi steam						
DATA DESIGN							
Gambar							
Tipe	<i>Water tube boiler (TP-SZL25-2.45-All Water Tube Boiler)</i>						
<i>Furnace</i>	<table border="1"> <tr> <td><i>Rated evaporation capacity (t/h)</i></td><td>10</td></tr> <tr> <td><i>Rated pressure (MPa)</i></td><td>1,25/1,6/ 2,45</td></tr> <tr> <td><i>Rated steam temperature</i></td><td>194/204/225</td></tr> </table>	<i>Rated evaporation capacity (t/h)</i>	10	<i>Rated pressure (MPa)</i>	1,25/1,6/ 2,45	<i>Rated steam temperature</i>	194/204/225
<i>Rated evaporation capacity (t/h)</i>	10						
<i>Rated pressure (MPa)</i>	1,25/1,6/ 2,45						
<i>Rated steam temperature</i>	194/204/225						

	(°C)		
	<i>Water supply temperature (°C)</i>		20
<i>Heating surface</i>	<i>Body (m²)</i>		29,5 (<i>Radiation</i>) 204,1 (<i>Convection</i>)
	<i>Economizer (m²)</i>		174,4
	<i>Air preheater</i>		-
	<i>Grate effective surface (m²)</i>		2812
<i>Suitable fuel</i>	<i>Designed coal type</i>		All
	<i>Low heating value (Kcal/kg)</i>		5019
	<i>Fuel consumtion</i>		1443
	<i>Thermal efficiency (%)</i>		82
	<i>Maximum shipping weight (t)</i>		28
	<i>Maximum shipping dimensions (m)</i>		7,89 x 3,26 x 3,53
	<i>Boiler assembled dimensions (Length x width x height) (m)</i>		9,380 x 4,0 x 6,2
<i>Auxiliar y machine</i>	<i>ID Fan</i>	<i>Air volume (m³/h)</i>	30000
			4030-4120
		<i>Air pressure (Pa)</i>	
		<i>Rotational speed (r/min)</i>	1750
		<i>Motor efficiency kW</i>	55
<i>FD Fan</i>	<i>FD Fan</i>	<i>Air volume (m³/h)</i>	15012,2
		<i>Air pressure (Pa)</i>	2241,6
		<i>Rotational speed (r/min)</i>	3500
		<i>Motor efficiency kW</i>	15
<i>Feed water pump</i>	<i>Feed water pump</i>	<i>Rotational speed (r/min)</i>	2900/3500
		<i>Lift (m)</i>	175
		<i>Motor efficiency kW</i>	15
<i>Speed govern or</i>	<i>Model</i>		GL-16P
	<i>Motor</i>	<i>Model</i>	YCT1632-4A
		<i>Power</i>	2,2
		<i>Rotational speed</i>	125 – 1250
<i>Cinder Convey or</i>	<i>Motor</i>	<i>Power</i>	21,5
		<i>Rotational speed</i>	960
<i>Dust collector model</i>			XTD – 10

BAB VII. TATA LETAK PABRIK DAN K3LH (KESEHATAN, KESELAMATAN KERJA DAN LINGKUNGAN HIDUP)

Susunan peralatan dan fasilitas dalam suatu rancangan alir proses merupakan syarat penting dalam memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik atau desain secara terperinci pada masa mendatang, meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, tata letak peralatan dan kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberi informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat, sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pabrik didirikan.

7.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik (*plant layout*) adalah pengaturan fasilitas fisik perusahaan yang terdiri dari susunan departemen, pusat kerja dan peralatan untuk meningkatkan efisiensi penggunaan peralatan, bahan dan energi. Tata letak pabrik berperan penting dalam menentukan kontruksi peralatan dan biaya operasional pabrik, sehingga harus dirancang sedemikian rupa dengan memperhatikan masalah yang akan timbul di kemudian hari.

Suatu rancangan pabrik yang rasional mencakup penyusunan area proses, persediaan (*storage*) dan area pemindahan atau area alternatif (area *handling*) pada posisi yang efisien dan dengan melihat faktor-faktor sebagai berikut (Timmerhaus, 2004):

- a. Urutan proses produksi dan kemudahan aksesibilitas operasi, jika suatu produk perlu diolah lebih lanjut maka pada unit berikutnya disusun berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa lebih sederhana
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang telah ada sebelumnya
- c. Bangunan menyangkut luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat
- d. Distribusi ekonomis dari fasilitas logistik (bahan baku dan bahan pelengkap), fasilitas utilitas (pengadaan air, steam, tenaga listrik dan bahan bakar), bengkel untuk pemeliharaan/perbaikan alat serta peralatan pendukung lainnya.

- e. Pertimbangan kesehatan, keamanan dan keselamatan seperti kemungkinan kebakaran/ peledakan
- f. Masalah pembuangan limbah
- g. Alat-alat yang dibersihkan/dilepas pada saat *Shut Down* harus disediakan ruang yang cukup sehingga tidak mengganggu peralatan lainnya
- h. Pemeliharaan dan perbaikan
- i. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik harus dipertimbangkan dengan kemungkinan dari perubahan proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi
- j. *Service area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

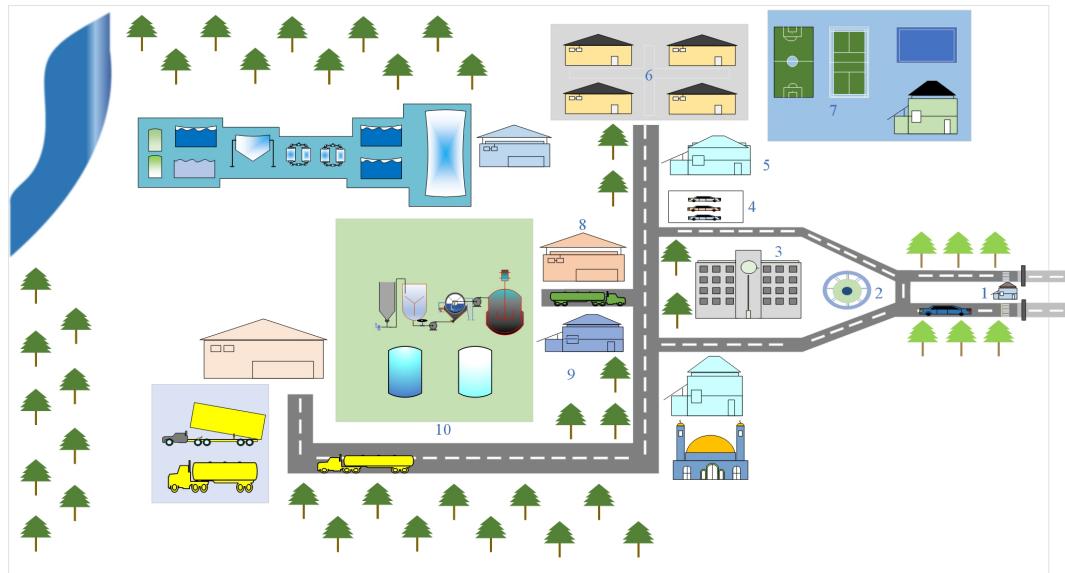
Penyusunan tata letak peralatan proses, tata letak bangunan dan lain-lain akan berpengaruh secara langsung pada investasi modal, biaya produksi, efisiensi kerja dan keselamatan kerja. Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan, seperti:

1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produk sehingga memudahkan proses material *handling*
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak
3. Menurunkan ongkos produksi
4. Meningkatkan keselamatan kerja
5. Mengefisiensikan kerja semaksimal mungkin
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Pabrik glukosa dari pati jagung ini direncanakan berdiri di Kawasan Industri , Kabupaten Pati, Provinsi Jawa Tengah dengan luas area 14 Ha, dengan perincian sebagai berikut:

- Area Pabrik : 1,5 Ha
- Area Perkantoran : 1 Ha
- Area Perluasan : 2 Ha
- Area Penghijauan: 1,5 Ha
- Area Perumahan 0,5 Ha

Tata letak lingkungan pabrik dan tata letak peralatan pabrik dapat dilihat pada Gambar 7.1



Gambar 7.1 Tata Letak Lingkungan Pabrik

7.2 Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan Hidup

7.2.1 Keselamatan Kerja

Suatu usaha perencanaan dalam pengaturan peralatan pabrik sehingga seluruh karyawan, masyarakat sekitar dan lingkungan terhindar dari bahaya yang ditimbulkan oleh pabrik. Dalam melaksanakan pekerjaan setiap karyawan perlu disiplin untuk menghindari bahaya yang mungkin terjadi. Dengan adanya keselamatan kerja suatu pabrik, berarti ada usaha untuk menciptakan lingkungan kerja yang aman, bebas dari kecelakaan, kehancuran dan kebocoran. Selain bahaya yang bersumber dari dalam pabrik, bahaya juga dapat berasal dari luar pabrik, seperti angin, gempa dan petir.

Usaha-usaha yang perlu diperhatikan untuk menanggulangi bahaya-bahaya yang mungkin terjadi adalah sebagai berikut:

1. Tangki dipilih yang tahan tekan, tahan korosi dan dilengkapi dengan *manhole* dan *handhole* untuk pemeriksaan dan pemeliharaan
2. Memakai jaket untuk mencegah kebocoran pada suatu sistem pemipaan
3. Pipa-pipa yang dialiri fluida panas dan beracun diberi warna kontras dan dipasang jauh dari tempat karyawan lewat
4. Pencahayaan penerangan pada pabrik harus dipasang memadai

5. Instalasi listrik pada daerah suatu proses diberi isolasi khusus yang tahan terhadap panas
6. Bangunan-bangunan yang tinggi harus diberi penangkal petir
7. Ventilasi udara untuk laboratorium dan ruang penyimpanan bahan kimia harus cukup, agar sirkulasi udara baik
8. Sistem pemadaman kebakaran disesuaikan dengan jenis proses
9. Pengontrolan harus diadakan secara berkala untuk semua peralatan dan instalasi pabrik
10. Memberi pemberitahuan atau peringatan untuk setiap alat, lokasi dan kondisi yang berbahaya.

7.2.2 Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan

Secara umum sebab terjadinya kecelakaan sebagai berikut:

1. Lingkungan fisik

Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi, lingkungan kerja, penerangan dan lain-lain.

Kecelakaan terjadi akibat:

- Kesalahan perencanaan.
- Rusaknya peralatan.
- Kesalahan waktu pembelian.
- Terjadi ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol.
- Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat.

2. Manusia (karyawan)

Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan) antara lain:

- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan
- Ketidakcocokan karyawan dengan peralatan proses atau lingkungan kerja
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja
- Ketidak mampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.

3. Sistem manajemen

Adapun kecelakaan yang disebabkan oleh sistem manajemen adalah:

- Kurangnya perhatian terhadap keselamatan kerja
- Kurangnya penerapan prosedur kerja dengan baik

- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan pabrik dan modifikasi pabrik
- Tidak mengadakan inspeksi peralatan
- Kurang perhatian pada sistem penganggulangan bahaya.

7.2.3 Peningkatan Usaha Keselamatan Kerja

Untuk meningkatkan keselamatan kerja yang harus diperhatikan dahulu adalah perkiraan-perkiraan di daerah mana yang paling rawan dengan kecelakaan. Kemudian mengetahui jenis kecelakaan apa saja yang dapat terjadi.

Di lokasi pabrik BBM dari sampah plastik ini jenis kecelakaan yang mungkin terjadi adalah:

1. Kecelakaan karena ledakan dan kebakaran dapat terjadi terutama di area proses dan utilitas. Hal-hal yang perlu diperhatikan:
 - Cara pemasangan peralatan proses pabrik.
 - Kondisi operasi yang terjadi pada masing-masing alat.
 - Pemeriksaan terhadap peralatan hendaknya dilakukan secara rutin.
 - Menyediakan alat pemadam kebakaran serta alat keselamatan yang lain
2. Kecelakaan secara fisik

Kecelakaan ini terjadi karena:

❖ Benturan

Pencegahan dapat dilakukan dengan:

- Memberi pagar pembatas pada peralatan yang bergerak
- Mewajibkan setiap karyawan memakai helm dan sepatu pengaman apabila masuk ke lokasi pabrik.

7.2.4 Jenis-Jenis dan Tindakan Untuk Menghindari atau Mengurangi Kecelakaan Kerja

Untuk mencegah gangguan daya kerja, ada beberapa usaha yang dapat dilakukan agar para buruh tetap produktif dan mendapatkan jaminan perlindungan keselamatan kerja, yaitu:

1. Pemeriksaan kesehatan sebelum bekerja (calon pekerja) untuk mengetahui apakah calon pekerja tersebut serasi dengan pekerjaan barunya, baik secara fisik maupun mental
2. Pemeriksaan kesehatan berkala/ulangan, yaitu untuk mengevaluasi apakah faktor-faktor penyebab itu telah menimbulkan gangguan pada pekerja.
3. Pendidikan tentang kesehatan dan keselamatan kerja diberikan kepada para buruh secara kontinu agar mereka tetap waspada dalam menjalankan pekerjaannya
4. Pemberian informasi tentang peraturan-peraturan yang berlaku di tempat kerja sebelum mereka memulai tugasnya, tujuannya agar mereka mentaatinya
5. Penggunaan pakaian pelindung
6. Isolasi terhadap operasi atau proses yang membahayakan, misalnya proses pencampuran bahan kimia berbahaya, dan pengoperasian mesin yang sangat bising
7. Pengaturan ventilasi setempat/lokal, agar bahan-bahan/gas sisa dapat dihisap dan dialirkan keluar
8. Substitusi bahan yang lebih berbahaya dengan bahan yang kurang berbahaya atau tidak berbahaya sama sekali
9. Pengadaan ventilasi umum untuk mengalirkan udara ke dalam ruang kerja sesuai dengan Peraturan-Peraturan Pemerintah Terkait dengan K3

7.2.5 Daftar Peraturan Pemerintah tentang Keselamatan dan Kesehatan Kerja:

1. Peraturan Pemerintah No. 7 Tahun 1973: Tentang Pengawasan atas Peredaran, Penyimpanan dan Penggunaan Pestisida
2. Peraturan Pemerintah No. 19 Tahun 1973: Tentang Pengaturan dan Pengawasan Keselamatan Kerja di Bidang Pertambangan
3. Peraturan Pemerintah No. 11 Tahun 1979: Tentang Keselamatan Kerja pada Pemurnian dan Pengolahan Minyak dan Gas Bumi
4. Peraturan Pemerintah No. 14 Tahun 1993: Tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja

5. Peraturan Pemerintah No. 22 Tahun 2004: Tentang Pengelolaan Dan Investasi Dana Program Jamsostek
6. Peraturan Pemerintah No. 01 Tahun 2005: Tentang Penangguhan Mulai Berlakunya Undang-Undang Nomor 2 Tahun 2004 tentang Penyelesaian Perselisihan Hubungan Industrial
7. Peraturan Pemerintah No. 64 Tahun 2005: Tentang Perubahan Keempat Atas Peraturan Pemerintah Nomor 14 Tahun 1993 Tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja
8. Peraturan Pemerintah No. 15 Tahun. 2007: Tentang Tata Cara Memperoleh Informasi Ketenagakerjaan Dan Penyusunan Serta Pelaksanaan Perencanaan Tenaga Kerja
9. Peraturan Pemerintah No.76 Tahun 2007: Tentang Perubahan Kelima Atas Peraturan Pemerintah Nomor 14 Tahun 1993 Tentang Penyelenggaraan Peraturan Pemerintah No. 84 Tahun 2010 tentang Perubahan Ketujuh atas Peraturan Pemerintah No. 14 Tahun 1993 tentang Penyelenggaraan Program Jaminan Sosial Tenaga Kerja
10. Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No. 50 Tahun 2012 Tentang Penerapan Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja

7.2.6 Alat Pelindung Diri (APD)

Alat Pelindung Diri (APD) merupakan kelengkapan yang wajib digunakan saat bekerja sesuai bahaya dan risiko kerja untuk menjaga keselamatan pekerja itu sendiri dan orang di sekelilingnya. Kewajiban itu sudah disepakati oleh pemerintah melalui Departemen Tenaga Kerja Republik Indonesia.

Semua jenis APD harus digunakan sebagaimana mestinya, gunakan pedoman yang benar-benar sesuai dengan standar keselamatan kerja (K3L 'Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan').

Hukum yang mendasari adalah:

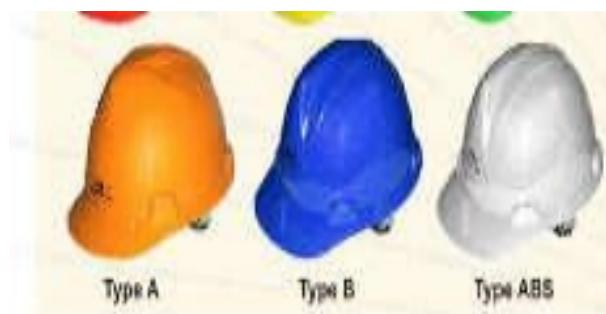
1. Undang-undang No.1 tahun 1970.
 - a). Pasal 3 ayat (1) butir f: Dengan peraturan perundangan ditetapkan syarat-syarat untuk memberikan APD.

- b). Pasal 9 ayat (1) butir c: Pengurus diwajibkan menunjukkan dan menjelaskan pada tiap tenaga kerja baru tentang APD.
 - c). Pasal 12 butir b: Dengan peraturan perundangan diatur kewajiban dan atau hak tenaga kerja untuk memakai APD.
2. Permenakertrans No.Per.01/MEN/1981
- Pasal 4 ayat (3) menyebutkan kewajiban pengurus menyediakan alat pelindung diri dan wajib bagi tenaga kerja untuk menggunakannya untuk pencegahan penyakit akibat kerja.
3. Permenakertrans No.Per.03/MEN/1982
- Pasal 2 butir I menyebutkan memberikan nasehat mengenai perencanaan dan pembuatan tempat kerja, pemilihan alat pelindung diri yang diperlukan dan gizi serta penyelenggaraan makanan ditempat kerja
4. Permenakertrans No.Per.03/Men/1986
- Pasal 2 ayat (2) menyebutkan tenaga kerja yang mengelola Pestisida harus memakai alat-alat pelindung diri yg berupa pakaian kerja, sepatu lars tinggi, sarung tangan, kacamata pelindung atau pelindung muka dan pelindung pernafasan.

7.2.6.1 Macam-Macam Alat Pelindung Diri

1. Safety Helmet

Safety helmet merupakan alat pelindung kepala yang melindungi kepala dari benda-benda yang bisa mengenai kepala secara langsung.



Gambar 7.3 Safety Helmet

2. Tali Keselamatan (*safety belt*)

Berfungsi sebagai alat pengaman ketika menggunakan alat transportasi ataupun peralatan lain yang serupa (mobil,pesawat, alat berat, dan lain-lain). Sehingga saat kita terjatuh, ada tali pengaman yang menyangga tubuh kita.



Gambar 7.4 Safety Belt

3. Sepatu Karet (*Boot*)

Berfungsi sebagai alat pengaman saat bekerja di tempat yang becek ataupun berlumpur. Kebanyakan dilapisi dengan metal untuk melindungi kaki dari benda tajam atau berat, benda panas, cairan kimia, dsb.



Gambar 7.5 Boot

4. Sepatu Keselamatan (*Safety Shoes*)

Seperti sepatu biasa, tapi dari bahan kulit dilapisi metal dengan sol dari karet tebal dan kuat. Berfungsi untuk mencegah kecelakaan fatal yang menimpa kaki karena tertimpa benda tajam atau berat, benda panas, cairan kimia, dsb.



Gambar 7.6 Safety Shoes

5. Sarung Tangan (*Gloves*)

Berfungsi sebagai alat pelindung tangan pada saat bekerja di tempat atau situasi yang dapat mengakibatkan cedera tangan. Bahan dan bentuk sarung tangan disesuaikan dengan fungsi masing-masing pekerjaan.



Gambar 7.7 Safety Gloves

6. Penutup Telinga (*Ear Plug / Ear Muff*)

Berfungsi sebagai pelindung telinga pada saat bekerja di tempat yang bising. Sumbat Telinga Sumbat telinga yang baik adalah menahan frekuensi tertentu saja, sedangkan frekuensi untuk bicara biasanya (komunikasi) tak terganggu.



Gambar 7.8 Ear Plug

7. Kaca Mata Pelindung (*Safety Glasses*)

Berfungsi sebagai pelindung mata ketika bekerja (misalnya mengelas) agar tidak terkena benda-benda.



Gambar 7.9 Safety Glasses

8. Masker (*Respirator*)

Berfungsi sebagai penyaring udara yang dihirup saat bekerja di tempat dengan kualitas udara buruk (misal berdebu, beracun, dsb).



Gambar 7.10 Respirator

9. Pelindung wajah (*Face Shield*)

Berfungsi sebagai pelindung wajah dari percikan benda asing saat bekerja (misal pekerjaan menggerinda).



Gambar 7.11 Face Shield

10. Jas Hujan (*Rain Coat*)

Berfungsi melindungi dari percikan air saat bekerja (misal bekerja pada waktu hujan atau sedang mencuci alat).



Gambar 7.12 Rain Coat

BAB VIII. ORGANISASI PERUSAHAAN

Organisasi perusahaan adalah suatu proses yang menjadi tempat orang-orang berinteraksi untuk mencapai tujuan perusahaan. Keberhasilan suatu perusahaan dalam meningkatkan pendapatannya sangat tergantung pada struktur, bentuk dan manajemen dari perusahaan tersebut. Pengelolaan suatu perusahaan yang baik memerlukan suatu struktur organisasi yang sesuai, hal ini dimaksudkan untuk meningkatkan efisiensi dan produktifitas sumber daya manusia yang pada akhirnya akan meningkatkan pendapatan perusahaan.

8.1 Bentuk Perusahaan

Pada Pra Rancangan Pabrik Glukosa dari pati jagung ini, bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan ini didasarkan atas pertimbangan sebagai berikut:

- a. Perseroan Terbatas adalah suatu badan hukum, artinya pemegang saham adalah pemilik dari perusahaan dan kekuasaan tertinggi pada rapat pemegang saham.
- b. Tanggung jawab dan wewenang pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan perusahaan, sehingga pembagian hak dan wewenang antara pemegang saham dengan pelaksanaan perusahaan terlihat dengan jelas.
- c. Direktur perusahaan adalah orang yang dipandang mampu mengendalikan perusahaan sehingga diharapkan mampu mendapatkan keuntungan yang maksimal.
- d. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- e. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya salah satu pemegang saham, direksi beserta stafnya serta karyawan perusahaan.
- f. Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

8.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi akan menentukan kelancaran aktivitas perusahaan dalam pencapaian keuntungan yang maksimal dan perkembangan perusahaan yang baik. Dalam pengelolaan perusahaan direncanakan memakai sistem *Line and staff organization*. Pemilihan sistem ini didasarkan atas beberapa azaz yang akan dijadikan pedoman, antara lain :

1. Pembagian tugas dan wewenang yang jelas.
2. Sistem *control* atas kerja yang telah dilaksanakan.
3. Kesatuan perintah dan tanggung jawab.

Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis, dimana :

- a. Pimpinan yang terpusat pada satu tangan tidak akan menyebabkan timbulnya kesimpangsiuran dalam menjalankan tugas (adanya kesatuan komando).
- b. Kepala bagian merupakan orang yang ahli di bidangnya.
- c. Keputusan dapat dijalankan dengan cepat.

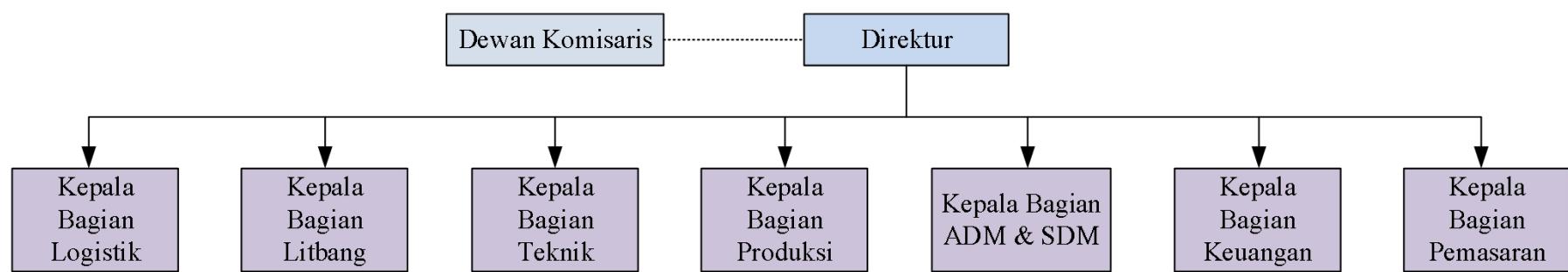
Ada dua kelompok penting yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line and staff*, yaitu :

1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok operasional produksi.
2. Sebagai *staff* yaitu orang-orang yang membantu tugas dari para Dewan Direksi dan Kepala Bagian.

Perusahaan dipimpin oleh seorang direktur utama yang dibantu oleh direksi. Dalam kegiatan operasionalnya direksi dibantu oleh *staff* dan kepala departemen. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris yang merupakan wakil dari pemegang saham mayoritas sebagai badan tertinggi yang berkewajiban menentukan kebijaksanaan umum dan mengawasi jalan perusahaan.

8.3 Tugas dan Wewenang

Pembagian tugas dan wewenang merupakan hal yang sangat penting dalam suatu kegiatan guna kelancaran operasi perusahaan. Adapun tugas dan wewenang tiap jabatan adalah sebagai berikut:



Gambar 8.1 Struktur Organisasi

1. Dewan Komisaris

Dewan komisaris selaku pimpinan tertinggi yang diangkat oleh rapat pemegang saham untuk masa jabatan tertentu mempunyai tugas dan wewenang :

- a. Menetapkan kebijaksanaan perusahaan sesuai dengan kebijaksanaan pemerintah.
- b. Menilai dan menyetujui rencana direktur, target laba perusahaan, lokasi sumber – sumber dana dan penyerahan pemasaran.
- c. Mengawasi tugas – tugas direktur dan membantunya dalam hal yang penting.
- d. Sebagai wakil pemilik saham, dewan ini bertanggung jawab langsung kepada pemilik saham.

2. Direktur Utama

Direktur utama membawahi kepala bagian.Tugas dan wewenang direktur utama, yaitu:

- a. Menyusun target laba perusahaan, lokasi sumber – sumber dana dan penyerahan pemasaran.
- b. Membuat keputusan serta membuat perjanjian kerjasama dan kontrak kerja dengan pihak luar organisasi.
- c. Menetapkan kebijakan umum dalam perencanaan dan pelaksanaan program perusahaan.

3. Kepala Bagian

Tugas dan wewenang kepala bagian adalah sebagai berikut :

- a. Bertanggungjawab kepada direktur atas tugas yang diberikan untuk mencapai target yang telah direncanakan.
- b. Mengawasi kualitas dan kuantitas barang-barang dan peralatan yang menjadi tanggungjawabnya.
- c. Menciptakan kerjasama yang baik dan menjamin keselamatan parakaryawan dan memberikan saran-saran serta membuat laporan secara berkala kepada atasan.

Kepala bagian ini terdiri atas :

A. Bagian Keuangan dan Pemasaran

Bagian ini terbagi atas 2 bagian, yaitu :

1. Bagian anggaran dan akuntansi,

Mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut :

- a. Mengelola anggaran pendapatan dan belanja perusahaan.
- b. Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan.
- c. Mengatur dan merencanakan pembelian barang investasi.
- d. Mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran dan pembelian bahan baku dan penjualan produk.
- e. Membuat dan membukukan pemasukan dan pengeluaran perusahaan.

2. Bagian pemasaran

Mempunyai wewenang untuk melaksanakan pemasaran produksi. Bagian pemasaran mempunyai wewenang sebagai berikut :

- a. Menentukan daerah – daerah pemasaran hasil produksi.
- b. Meningkatkan hubungan kerjasama yang baik dengan perusahaan luar.

B. Bagian Pengendalian Mutu

Bagian logistik mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut :

1. Mengatur penerimaan, pergudangan dan suplai bahan baku serta alat – alat yang merupakan kebutuhan produksi.
2. Bertanggung jawab terhadap tersedianya bahan baku dan alat – alat yang cukup untuk kelangsungan proses produksi.

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi menjadi, yaitu :

- a. Perlengkapan

Tugasnya membeli barang yang dibutuhkan perusahaan dalam bidang proses produksi, kebutuhan pegawai dan lain – lain.

- b. Gudang

Tugasnya menyimpan dan mendistribusikan barang – barang jadi, suku cadang, bahan – bahan kimia dan lain – lain.

- c. Mutu

Tugasnya memastikan bahan baku dan produk memenuhi kualitas.

C. Bagian Administrasi dan Umum

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi empat, yaitu :

1. Bagian personalia

Tugas dan wewenang bagian ini adalah :

- a. Menerima dan memberhentikan tenaga kerja yang sesuai dengan kemampuan dan keahlian masing – masing.
- b. Memberikan penilaian terhadap prestasi karyawan.
- c. Memberikan latihan dan peningkatan bagi peningkatan mutu dan prestasi karyawan.

2. Bagian administrasi dan tata usaha

Bagian ini bertugas membuat dan mengatur kelancaran administrasi dalam perusahaan.

3. Bagian hubungan masyarakat

Bagian ini mempunyai tanggung jawab dalam mengelola hubungan dengan masyarakat dan izin – izin yang menyangkut perusahaan.

4. Bagian umum

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang :

- a. Memberikan pelayanan bagi semua unsur dalam organisasi di bidang kesejahteraan dan fasilitas – fasilitas kesehatan.
- b. Bertanggung jawab terhadap keamanan dan keselamatan yang meliputi satuan pengamanan (satpam) dan pemadam kebakaran.

D. Bagian Proses dan Produksi

Bagian produksi bertanggung jawab terhadap proses produksi, yaitu mengoperasikan peralatan atau mengendalikan proses terutama penyediaan utilitas, pengemasan, pengepakan produk dan perencanaan produksi yang akan datang. Bagian produksi dibagi dua bagian, kedua bagian ini mempunyai tanggung jawab sendiri – sendiri, diantaranya :

1. Bagian Produksi

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang :

- a. Melaksanakan dan mengawasi operasi selama proses berlangsung.
- b. Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpanan hasil produksi.

2. Bagian Utilitas

Bagian ini bertanggung jawab terhadap penyediaan air, listrik dan lain – lainnya yang berkaitan dengan kelancaran fungsional utilitas.

3. Bagian Teknik

Bagian ini bertanggung jawab memelihara semua peralatan fisik pabrik. Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi atas dua bagian, yaitu :

A. Bagian teknik pemeliharaan mesin dan peralatan (*maintenance*),

mempunyai wewenang :

- Mengawasi dan menyelenggarakan pemeliharaan peralatan.
- Melakukan perbaikan untuk kelancaran operasi.

B. Bagian teknik umum

Bagian ini bertanggung jawab atas pemeliharaan dan perbaikan – perbaikan fasilitas – fasilitas penunjang lainnya.

4. Bagian Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi atas :

A. Bagian pengendalian mutu

Mempunyai tugas :

- Membuat program dan melaksanakan suatu penelitian guna meningkatkan mutu produksi dan efisiensi proses produksi.
- Mengawasi pelaksanaan penelitian dan analisa hasil produksi.

B. Bagian laboratorium

Mempunyai tugas dan wewenang :

- Melakukan analisa terhadap bahan baku yang terlibat dalam proses produksi.
- Melakukan analisa semua bahan yang terlibat untuk mengontrol proses produksi.

8.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik Glukosa dari pati jagung ini sistem gaji karyawan ditentukan berdasarkan tanggung jawab serta keahlian karyawan tersebut. Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan, yaitu :

1. Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan suatu keputusan direktur dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direktur tanpa surat keputusan direktur dan mendapat upah harian yang dibayar setengah bulan sekali sesuai dengan hari kerja.

3. Karyawan tidak tetap (kontrak)

Karyawan tidak tetap adalah karyawan yang digunakan oleh pabrik saat diperlukan sesuai perjanjian yang disepakati dan diberhentikan sesuai masa kontrak kerja. Keselamatan seluruh karyawan selama jam kerja dijamin dengan asuransi tenaga kerja.

8.5 Sistem Kerja

Pabrik Glukosa dari pati jagung beroperasi selama 330 hari setahun secara kontinu dengan waktu kerja 24 jam sehari. Untuk menjaga kelancaran produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, masa waktu kerja dibagi dengan *shift* dan *non shift*.

8.5.1 Waktu Kerja Karyawan *Non Shift*

Tabel 8.1 Waktu Kerja Karyawan *Non Shift*

HARI	JAM KERJA	JAM ISTIRAHAT
Senin s/d Kamis	08.00 – 17.00	12.00 – 13.00
Jumat	08.00 – 17.00	11.30 – 13.00

8.5.2 Waktu Kerja Karyawan *Shift*

Pembagian jam kerja terdiri dari 3 *shift* dan 4 group, dimana 3 group melakukan *shift* sedangkan satu *shift* libur. Setiap group dikepalai seorang *foreman shift*. Pengaturan jam kerja *shift* ini adalah :

- *Shift Pagi* : jam 07.00 – 15.00
- *Shift Sore* : jam 15.00 – 22.00
- *Shift Malam* : jam 22.00 – 07.00

8.6 Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada prarancangan pabrik Glukosa dari pati jagung ini dapat dilihat pada Tabel 8.2 dan Tabel 8.3.

Tabel 8.2 Karyawan Non Shift

No	Jabatan	Jumlah
1.	Dewan Komisaris	1
2.	Direktur	1
3.	Kepala Bagian	6
4.	Karyawan Akuntasi dan Anggaran	2
5.	Karyawan Pemasaran	2
6.	Karyawan Administrasi dan SDM	2
7.	Karyawan Logistik	2
8.	Karyawan Litbang	3
9.	Sekretaris	1
10.	Kepala satpam	1
11.	Sopir	2
12.	Dokter	2
13.	Perawat	4
Jumlah		29

Tabel 8.3 Karyawan Shift

No	Jabatan	Operator
1.	Karyawan Produksi	16
2.	Karyawan Utilitas	24
3.	Karyawan Mesin (teknisi)	12
4.	Karyawan Laboratorium dan Pengendali Mutu	16
5.	Karyawan Instrumentasi dan Elektrikal	8
6.	Satpam	8
7.	Supervisor	4
8.	Office boy	9
Jumlah		97

8.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Jaminan sosial diberikan kepada karyawan, antara lain :

1. Tunjangan
 - a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan.
 - b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
 - c. Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja setahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
- c. Cuti mendadak diberikan kepada karyawan apabila terjadi hal – hal diluar dugaan.

3. Perlengkapan kerja karyawan produksi

Perlengkapan kerja diberikan kepada karyawan berupa *safety shoes*, *safety earring*, helm, pakaian, masker dan kacamata.

4. Pengobatan

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang – undang yang berlaku.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi tenaga kerja (ASTEK)

Sesuai dengan yang telah diatur pada pasal 15 ayat 2 Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan transmigrasi Republik Indonesia No. PER.07/MEN/V/2010, premi Asuransi ditetapkan sebesar Rp. 400.000,- yang terdiridari;

- a. Premi Asuransi TKI Pra Penempatan sebesar Rp. 50.000,-
- b. Premi Asuransi TKI Masa Penempatan sebesar Rp. 300.000,-
- c. Premi Asuransi TKI Purna Penempatan sebesar Rp. 50.000,-

BAB IX. ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi diperlukan untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik serta tinjauan kelayakan suatu pabrik. Faktor – faktor yang perlu ditinjau dalam analisa ekonomi adalah :

1. Investasi yang dibutuhkan untuk pendirian suatu pabrik sampai beroperasi yang dikenal dengan istilah *Total Capital Investment*.
2. Biaya produksi (*Total Production Cost*).
3. Harga jual produk yang dihasilkan.
4. Tinjauan kelayakan dari investasi yang disebut *Profitability Measure of Investment*. Tinjauan kelayakan ini terdiri atas perhitungan laba kotor dan laba bersih, laju pengembalian modal (*Rate of Return*), waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*) serta titik impas (*Break Event Point*).

9.1 *Total Capital Investment (TCI)*

Total Capital Investment (TCI) adalah sejumlah modal yang ditanamkan/diresikokan untuk mendirikan pabrik sampai pabrik siap beroperasi. *Total Capital Investment* terbagi 2, yaitu :

a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed Capital Investment atau investasi biaya tetap adalah modal yang dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan peralatan pabrik serta alat penunjang lainnya sehingga pabrik dapat beroperasi. Berdasarkan perhitungan Lampiran D didapatkan *Fixed Capital Investment* sebesar US\$ 265.435.382 atau Rp 3.847.034.616.936.

b. *Working Capital Investment (WCI)*

Working Capital Investment atau investasi biaya kerja adalah modal atau biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sampai menghasilkan produk perdana. Biaya ini dimaksudkan untuk membiayai *start up*, gaji karyawan, pembelian bahan baku, pajak dan kebutuhan lainnya. Berdasarkan

perhitungan Lampiran D didapatkan *Working Capital Investment* sebesar US\$ 66.358.845,41 atau Rp 961.758.654.234

Dengan demikian, *Total Capital Investment* adalah US\$ 331.794.227 atau Rp 4.808.793.271.170.

9.2 Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

Total Production Cost adalah biaya yang diperkirakan untuk menjalankan pabrik. Biaya produksi terbagi 2, yaitu:

a. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang berhubungan dengan produksi yang terdiri dari *Direct Production Cost*, biaya tetap dan biaya *overhead*. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, didapatkan harga *manufacturing cost* seperti berikut.

- <i>Direct Production Cost</i>	= US\$ 188.311.300
	= Rp 2.729.252.161.652
- <i>Fixed Charge</i>	= US\$ 108.828.506
	= Rp 1.577.284.192.944
- <i>Plant Overhead Cost</i>	= US\$ 131.478.934
	= Rp 1.905.563.634.526

b. *General Expenses (GE)*

General expenses adalah biaya yang diperlukan untuk keperluan administrasi, distribusi, penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, *general expenses* yang didapatkan adalah US\$ 220.382.059 atau Rp 3.194.063.297.074.

9.3 Harga Jual (*Total Sales*)

Produk yang dihasilkan pada pabrik ini berupa Glukosa. Pabrik menjual glukosa dengan harga sebesar US\$ 3,794/kg. Total penjualan glukosa dengan kapasitas 650.000 Ton/tahun adalah sebesar US\$ 2368017596 atau Rp 34.319.679.017.181.

9.4 Tinjauan Kelayakan Pabrik

Tinjauan kelayakan pabrik Glukosa dari Pati Jagung dengan kapasitas produksi 650.000 Ton/tahun ini dapat dilihat dari 4 bagian berikut ini.

9.4.1 Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total biaya produksi. Laba kotor adalah laba sebelum dikeluarkan pajak, sedangkan laba bersih adalah laba yang diperoleh setelah dikeluarkan pajak. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, diperoleh laba sebagai berikut.

- Laba kotor yang diperoleh adalah = US\$ 1.866.305.993
= Rp 26.947.592.237.300
- Laba bersih yang diperoleh adalah = US\$ 233.288.249
= Rp 3.368.449.029.663

9.4.2 Laju Pengembalian Modal (*Rate of Return*)

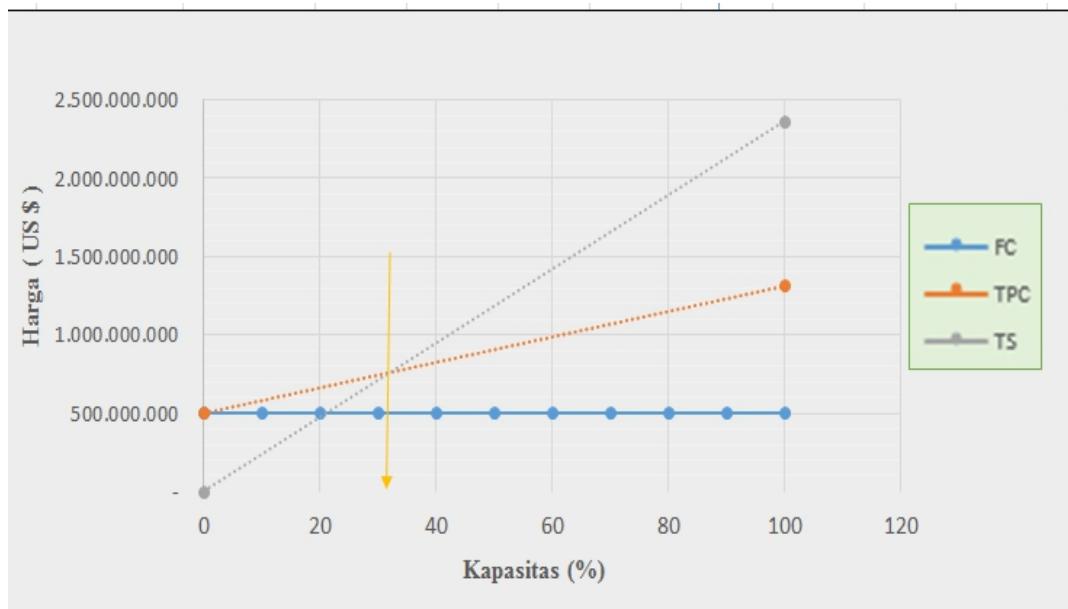
Rate of Return (ROR) merupakan perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. Berdasarkan perhitungan Lampiran D didapatkan nilai ROR sebesar 70%. Hal ini menandakan bahwa pabrik glukosa dengan kapasitas produksi 650.000 Ton/tahun layak didirikan.

9.4.3 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Pay Out Time (POT) merupakan lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjam. Berdasarkan perhitungan Lampiran D, POT yang didapatkan adalah 8 bulan.

9.4.4 Titik Impas (*Break Event Point*)

Break Event Point (BEP) atau yang lebih dikenal dengan sebutan titik impas merupakan suatu kondisi dimana hasil penjualan produk sama dengan biaya produksi. Berdasarkan perhitungan Lampiran D didapatkan BEP sebesar 31,08%. Hal ini menunjukkan bahwa pada 17% dari kapasitas produksi yang terjual di pasaran pabrik sudah bisa menutupi biaya produksi atau pabrik dinyatakan baru balik modal. Kurva BEP ini dapat dilihat pada Gambar 9.1.



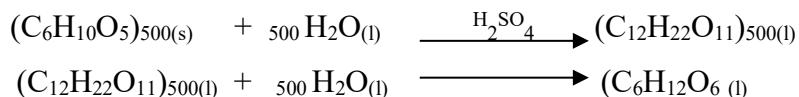
Gambar 9.1 Grafik *Break Event Point* (BEP)

BAB X. TUGAS KHUSUS

10.1 Pendahuluan

Industri kimia merupakan industri yang mengolah bahan baku menjadi produk dengan memanfaatkan proses-proses kimia. Glukosa merupakan salah satu produk yang dihasilkan dari proses kimia. Glukosa dapat dibuat dengan dua proses yaitu dengan proses hidrolisis.

Proses dalam pembuatan glukosa menggunakan proses hidrolisis, dengan bahan baku jagung yang akan diambil kandungan patinya untuk dijadikan glukosa dengan bantuan katalis asam (H_2SO_4) dengan konsentrasi 10%. Reaksi yang terjadi sebagai berikut



Perancangan pabrik glukosa harus mempertimbangkan ketersediaan lahan, bahan baku, dan kebutuhan glukosa di Indonesia. Pemilihan proses dan peralatan yang digunakan serta pemasaran hasil produksi. Tahapan proses produksi glukosa meliputi perlakuan awal, tahap penepungan, tahap hidrolisis pati, tahap pemurnian glukosa, dan pengemasan produk. Sebelum proses produksi berjalan, langkah awal yang terlebih dahulu dilakukan yaitu membuat rancangan peralatan proses yang digunakan.

10.2 Ruang Lingkup Rancangan

Perancangan peralatan proses yang digunakan dalam produksi glukosa terdiri atas rancangan alat transportasi padat, reaktor, perancangan alat perpindahan panas dan rancangan peralatan pemisah. Alat transportasi berupa *conveyor* digunakan sebagai alat untuk mengangkut bahan baku ke setiap proses sampai menjadi produk dan mengangku produk ke tangki penyimpanan. Reaktor hidrolisis merupakan tempat terjadinya reaksi kimia dalam proses produksi glukosa, alat perpindahan panas meliputi rancangan *double pipe heat exchanger*, serta rancangan evaporator sebagai alat pemisah. Rancangan lengkap peralatan proses dapat dilihat pada sub bab rancangan.

10.3 Rancangan

Adapun rancangan khusus dalam pembuatan tugas akhir pra rancangan pabrik glukosa dari pati jagung adalah *screw conveyor*, *heater*, reaktor hidrolisis dan evaporator.

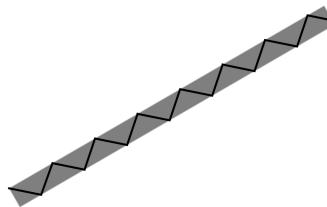
1. Screw Conveyor

Fungsi : Membawa bahan baku jagung menuju *Corn Sheller* (CS-1031)

Tipe : *Apron conveyor with skirt*

Bahan konstruksi : Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)

Jumlah : 1 unit



Gambar LC.5 Screw Conveyor

Laju Alir :

Komponen	massa (kg/jam)	volume (m ³ /jam)	Densitas (kg/m ³)
pati	120232,684	80,1551	1500
protein	17615,884	14,4392	1220
lemak	8551,400001	0,9502	9000
Abu	2907,476	4,4730	650
Serat	3762,616	66,0108	57
H₂O	18066,33803	166,0284	1000
Total	171136,398	332,0567489	13370

1) Kapasitas *Screw Conveyor*, V

$$= 332,0567489 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$= 11.726,2520 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$= 18,06633803 \text{ ton/hr}$$

2) Dimensi *Screw Conveyor*

Panjang conveyor = 15 m

Diambil panjang max 60 ft = (15 m x 3,28) = 49,2 ft = 60

Daya motor = 3,94 HP

Kecepatan putar = 60 rpm

2. Heater (HE-1081)

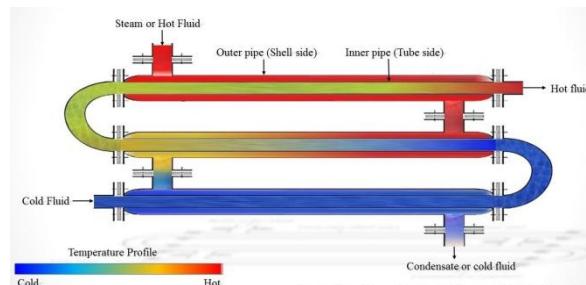
Fungsi : Untuk memanaskan air yang akan digunakan di ekstraktor

Tipe : *Double Pipe*

Bahan konstruksi : *Duplex Stainless steel* Tipe-2205

Jumlah : 1 unit

Fasa : Cair



Gambar LC-8. Double pipe heat exchanger

Data:

- Laju alir *hot fluid (Steam)* : 1795,057764 kg/jam = 3957,3843 lb/jam
- Laju alir *cold fluid* (Water) : 1.034,2089 kg/jam = 2.280,0169 lb/jam
- Q : 3782007,203 kj/jam = 3.584.650,7211 btu/jam
- Tekanan : 1 atm
- T_1 : 152 °C = 305,6 °F
- T_2 : 152 °C = 305,6 °F
- t_1 : 30 °C = 86 °F
- t_2 : 80 °C = 176 °F

1. Menentukan Jenis *Heater*

a. Menghitung LMTD

<i>Hot fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>	
305,6	<i>High Temperatur</i>	176	129,6	Δt_2
305,6	<i>Low Temperatur</i>	86	219,6	Δt_1
			90	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)}$$

DQ Kern, Pers 6.17 hal 117

$$\text{LMTD} = \frac{(305,6 \text{ }^{\circ}\text{F} - 176 \text{ }^{\circ}\text{F}) - (305,6 \text{ }^{\circ}\text{F} - 86 \text{ }^{\circ}\text{F})}{\ln\left(\frac{305,6 \text{ }^{\circ}\text{F} - 176 \text{ }^{\circ}\text{F}}{305,6 \text{ }^{\circ}\text{F} - 86 \text{ }^{\circ}\text{F}}\right)}$$

$$= 170,6630 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

b. Luas Area Perpindahan Panas

Berdasarkan *Table 8 - DQ Kern Page 840*, diperoleh :

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_d
Steam	Water	200–700 \$
Steam	Methanol	200–700 \$
Steam	Ammonia	200–700 \$
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200–700
Steam	More than 2.0 cp	100–500 \$
Steam	Light organics	100–200
Steam	Medium organics	50–100
Steam	Heavy organics	6–60
Steam	Gases	5–50 ¶

dipilih $U_d = 500 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$

Maka,

$$A = \frac{Q}{U_d \times \text{LMTD}}$$

DQ. Kern Pers 7.42 Hal 144

$$A = \frac{3.584.650,7211 \text{ btu/jam}}{500 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F} \times 170,6630 \text{ }^{\circ}\text{F}}$$

$$A = 42,0085 \text{ ft}^2$$

Karena nilai $A < 200 \text{ ft}^2$ maka tipe *heat exchanger* yang digunakan adalah *double pipe* (*DQ Kern Page 103*)

2. Pemilihan Ukuran *Double Pipe*

Berdasarkan *Table 6.2 DQ. Kern Page 110* maka dipilih ukuran *double pipe* berikut ini.

	<i>Outer pipe</i>	<i>Inner Pipe</i>	Satuan
IPS	3	2	In
Sch	40	40	
OD	3,5	2,38	In
ID	3,068	2,067	In
a"	0,917	0,622	ft ² /ft

3. Menentukan *caloric temperature*

$$T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad \text{DQ.Kern Hal 113}$$

113

$$T_{av} = \frac{305,6 \text{ } ^\circ\text{F} + 305,6 \text{ } ^\circ\text{F}}{2}$$

$$= 305,6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad \text{DQ.Kern Hal}$$

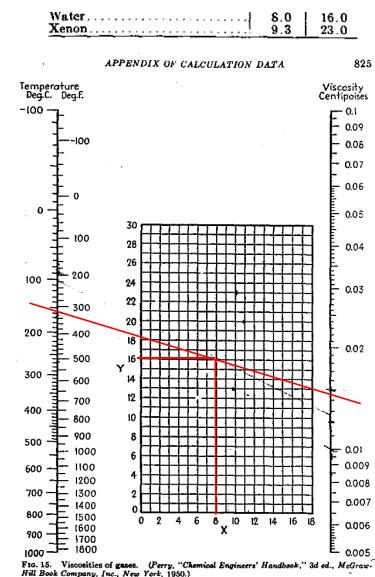
$$t_{av} = \frac{176 \text{ } ^\circ\text{F} + 86 \text{ } ^\circ\text{F}}{2}$$

$$= 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

<i>Annulus (Steam)</i>	<i>Inner Pipe (Water)</i>
<p>4. Flow area</p> $a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} \quad \text{DQ. Kern Pers 6.3}$ $a_a = \frac{3,14 ((0,2557 \text{ ft})^2 - (0,1979 \text{ ft})^2)}{4}$ $= 0,0206 \text{ ft}^2$ <p>Equivalent diameter</p> $D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \quad \text{DQ. Kern Hal 111}$ $D_e = \frac{(0,2557 \text{ ft})^2 - (0,1983 \text{ ft})^2}{0,1983 \text{ ft}}$ $= 0,1324 \text{ ft}$	<p>4. Flow area</p> $a_p = \frac{\pi(D^2)}{4} \quad \text{DQ. Kern Hal 111}$ $a_p = \frac{3,14 ((0,1723 \text{ ft})^2)}{4}$ $= 0,0233 \text{ ft}^2$ <p>Equivalent diameter</p> $D_e = 0,1723 \text{ ft}^2$
<p>5. Laju alir massa</p> $G_a = \frac{W}{a_a} \quad \text{DQ. Kern Hal 114}$ $G_a = \frac{3957,3843 \text{ lb/jam}}{0,0206 \text{ ft}^2}$ $= 192.455 \text{ lb/jam ft}^2$	<p>5. Laju alir massa</p> $G_p = \frac{W}{a_p} \quad \text{DQ. Kern Hal 114}$ $G_p = \frac{2.280,0169 \text{ lb/jam}}{0,0233 \text{ ft}^2}$ $= 1.710.061,8446 \text{ lb/jam ft}^2$
<p>6. Bilangan Reynold</p> $T_{av} = 305,6 \text{ } ^\circ\text{F}$ $\mu \text{ steam} = 0,0148 \text{ cP}$	<p>6. Bilangan Reynold</p> $T_{av} = 131 \text{ } ^\circ\text{F}$ $\mu \text{ Water} = 1 \text{ cP}$ $= 2,4192 \text{ lb/ft jam}$

$$= 0,0358 \text{ lb/ft jam}$$

DQ. Kern Hal 825



$$R_{ea} = \frac{(0,1314 \text{ ft} \times 192.455 \text{ lb/jam ft}^2)}{0,0358 \text{ lb/ft jam}}$$

$$= 711.414,5082$$

7. h_o

Steam yang mengalami perubahan fasa tanpa perubahan suhu maka $h_i = h_o = h_{io}$
(DQ. Kern Hal 163-164)

$$\text{Maka, } h_o = 1500 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R_{ep} = \left(\frac{D \times G_p}{\mu} \right) \text{ DQ. Kern Hal 114}$$

$$R_{ep} = \left(\frac{0,0233 \text{ ft} \times 1.710.061,8446 \text{ lb/jam ft}^2}{2,4192 \text{ lb/ft jam}} \right)$$

$$= 121.758,4957$$

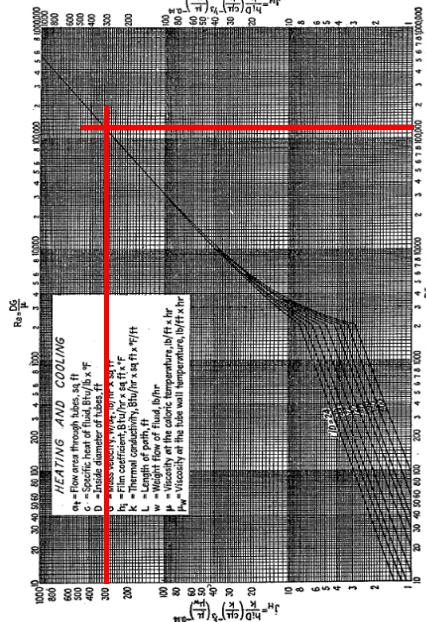
7. jH

Asumption = If only 1 hairpin in series are required

$$L/D = \text{Banyak pipa} \times \text{Panjang pipa} / D$$

$$= 2 \times 20 / 0,1723$$

$$= 232,2206$$



8. Konduktivitas dan kapasitas panas

$$\text{Pada } t_{av} = 131 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$c = 0,94 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,3768 \text{ btu/(hr)(ft}^2(\text{ }^\circ\text{F})$$

$$\text{DQ. Kern Hal 800}$$

$$\left(\frac{c \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,94 \frac{\text{btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} \times 2,4192 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}}{0,3768 \frac{\text{Btu}}{(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,8026 \text{ ft}$$

9. h_i

$$h_i = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \text{ pers 6.15a DQ Kern}$$

$$h_i = (304) \frac{0,3768 \frac{\text{btu}}{(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})}}{0,1723 \text{ ft}} (1,8026 \text{ ft})(1)$$

$$= 1.210,8224 \text{ btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

10. Koreksi h_i

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} \quad \text{pers 6.15 DQ Kern}$$

$$h_{io} = 1.210,8224 \frac{\text{btu}}{(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})} \frac{0,1723 \text{ ft}}{0,1979 \text{ ft}}$$

$$= 1.053,7978 \text{ btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

Temperatur Dinding

$$t_w = t_{avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} \times (T_{avg} - t_{avg})$$

$$t_w = 131^\circ\text{F} + \frac{1500 \text{ btu}/\text{hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}}{(1.053,7978 + 1500) \text{ btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})} \times (305,6 - 131)^\circ\text{F}$$

$$= 233,5531^\circ\text{F} \quad 0,023$$

Pada $t_w = 4233,5531^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,023 \text{ lb}/\text{ft jam}$$

Maka, 1,9190

$$\phi_p = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$\phi_p = \left(\frac{0,023 \text{ lb}/\text{ft jam}}{2,4192 \text{ lb}/\text{ft jam}}\right)^{0,14}$$

$$= 1,9190$$

$$h_{io} \text{ sebenarnya} = 1.053,7978 \text{ btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}) \times 1,9190$$

$$= 2022,2249 \text{ btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$$

11. *Clean overall coefficient*

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad \text{Pers 6.7 DQ Kern}$$

$$U_c = \frac{1.053,7978 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2 \text{F}} \times 1500 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2 \text{F}}}{1.053,7978 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2 \text{F}} + 1500 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2 \text{F}}} = 861,1992 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2 \text{F}}$$

12. *Design overall coefficient*

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad \text{Pers 6.10 DQ Kern}$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{861,1992 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2 \text{F}}} + 0,001 \text{ ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F/btu}$$

$$U_d = 462,7120 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2 \text{F}}$$

13. *Surface area required*

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD} \quad \text{DQ. Kern Pers 7.42 Hal 144}$$

$$A = \frac{3.584.650,7211 \text{ btu/jam}}{462,7120 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ F} \times 170,6630 \text{ F}}$$

$$A = 45,3938 \text{ ft}^2$$

14. Menghitung jumlah *hairpin*

$$\text{Required length} = \frac{A}{a''}$$

$$\text{Required length} = \frac{45,3938 \text{ ft}^2}{0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$\text{Required length} = 72,9804 \text{ ft}$$

Digunakan Panjang pipa untuk *double pipe heat exchanger* : 20 ft

1 *hairpin* terdiri dari 2 pipa, maka jumlah *hairpin* yang diperlukan adalah :

$$\text{Hairpin} = \frac{L}{2 \times L_H}$$

$$\text{Hairpin} = \frac{72,9804 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}}$$

$$\text{Hairpin} = 1,8245$$

≈ 2

Koreksi Panjang pipa

$$L \text{ koreksi} = 2 \times L \text{ Hairpin} \times \text{Banyak Hairpin}$$

$$L \text{ koreksi} = 2 \times 20 \times 2$$

$$L \text{ koreksi} = 80 \text{ ft}$$

15. Actual design overall coefficient

$$\text{actual surface} = \text{required length} \times a''$$

$$\text{actual surface} = 80 \text{ ft} \times 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft} = 49,76 \text{ ft}^2$$

$$U_d \text{ actual} = \frac{Q}{A \times \text{LMTD}}$$

$$U_d \text{ actual} = \frac{3.584.650,7211 \text{ btu/jam}}{45,3938 \text{ ft}^2 \times 170,6630 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$U_d \text{ actual} = 422,1113 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Asumsi benar karena $U_d \text{ aktual} < U_d \text{ desain}$

R_d sebenarnya

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$R_d = \frac{861,1992 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} - 422,1113 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}}{861,1992 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \times 422,1113 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$R_d = 0,0012 \text{ ft}^2 \text{ jam }^\circ\text{F/btu}$$

$$R_d \text{ yang diperlukan} = 0,001 \text{ ft}^2 \text{ jam }^\circ\text{F/btu}$$

R_d sebenarnya $>$ R_d yang diperlukan (memenuhi)

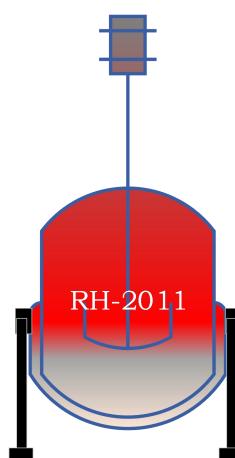
16. Pressure drop

<i>Annulus (Steam)</i>	<i>Inner Pipe (KOH)</i>
<p>1. $D_e = D_2 - D_1$ Pers 6.4 DQ Kern $D_e = 0,2557 \text{ ft} - 0,1979 \text{ ft}$ $D_e = 0,0578 \text{ ft}$ $Re_a = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$ $Re_a = \frac{0,0578 \text{ ft} \times 192,455 \text{ lb/hr ft}^2}{0,0358 \text{ lb/ft hr}}$ $Re_a = 310.418,7869$ (Turbulen) <i>Fanning factor</i> untuk turbulen : $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$ Pers 3.47b DQ Kern $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(310.418,7869)^{0,42}}$ $f = 0,0048$</p> <p>2. $\Delta F_a = \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e}$ Pers 6.14 DQ Kern $g = 4,18 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2$ $\rho = 57,1316 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F_a = \frac{4 \times 0,0048 \times (192,455 \text{ lb/hr ft})^2 \times 80 \text{ ft}}{2 \times 4,18 \times 10^8 \text{ ft/hr} \times (57,1316 \text{ lb/ft}^3)^2 \times 0,0578 \text{ ft}}$ $\Delta F_a = 0,3613 \text{ ft}$</p> <p>3. $V = \frac{G}{3600\rho}$ $V = \frac{192,455 \text{ lb/hr ft}^2}{3600 \times 57,1316 \text{ lb/ft}^3}$ $V = 0,9357 \text{ ft/s}$ $\Delta F_1 = \frac{V^2}{2g}$ $\Delta F_1 = \frac{(0,9357 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,2 \text{ ft/s}^2}$ $\Delta F_1 = 0,01360 \text{ ft}$</p> <p>4. $\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1)\rho}{144}$ Pers 3.45 DQ Kern</p>	<p>1. $Re_p = 121.758,4957$ (Turbulen) <i>Fanning factor</i> untuk turbulen : $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$ Pers 3.47b DQ Kern $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(121.758,4957)^{0,42}}$ $f = 0,0054$</p> <p>2. $\Delta F_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e}$ Pers 6.14 DQ Kern $g = 4,18 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2$ $\rho = 62,4300 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F_p = \frac{4 \times 0,0054 \times (1.710.061,8446 \text{ lb/hr ft})^2 \times 80 \text{ ft}}{2 \times 4,18 \times 10^8 \text{ ft/hr} \times (62,4300 \text{ lb/ft}^3)^2 \times 0,1723 \text{ ft}}$ $\Delta F_p = 9,0546 \text{ ft}$</p> <p>3. $\Delta P_p = \frac{(\Delta F_p)\rho}{144}$ Pers 3.45 DQ Kern $\Delta P_p = \frac{(9,0546 \text{ ft}) 62,4300 \text{ lb/ft}^3}{144}$ $\Delta P_p = 3,9256 \text{ psi}$ ΔP_p yang diizinkan=10 psi $3,9256 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ (Memenuhi)</p>

$\Delta P_a = \frac{(0,3613 \text{ ft} + 0,01360 \text{ ft}) 57,1316 \text{ lb/ft}^3}{144}$ $\Delta P_a = 0,1487 \text{ psi}$ <p>ΔP_a yang diizinkan=10 psi $0,1487 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ (Memenuhi)</p>	
--	--

3. Reaktor Hidrolisis (RH-2011)

Fungsi	: Tempat menghidrolisis pati menjadi glukosa
Tipe	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup <i>elipsoidal</i>
Jenis Reaktor	: <i>Continuous stirred tank reactor</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 306)</i>
Jumlah	: 1 unit
Sifat bahan	: Korosif dan tidak volatil
Fasa	: Cair



Gambar LC-13. Reaktor Hidrolisis

Data:

- Laju alir umpan : 469.666,4 kg/jam
- Densitas campuran : 342,6635938 kg/m³ = 21,392488 lb/ft³
- Tekanan : 1 atm
- Laju alir volumetrik : 1370,6343 m³ = 11,0815 lb/ft.s
- *Space time* : 90 menit = 1,5 jam

1. Kapasitas Reaktor (volume bahan)

$$\frac{V}{FAo} = \frac{\tau}{CAo} \quad \text{Levenspiel hal 94}$$

$$VR = \frac{FAo \times \tau}{CAo}$$

$$\text{atau } \tau = \frac{V}{Vo} \quad \text{maka } VR = \tau \times Vo$$

$$VR = 12,68332959 \text{ m}^3$$

2. Dimensi Tangki

a. Diameter Tangki

$$D = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times Vs}{\pi}}$$

$$\begin{aligned} & \sqrt[3]{\frac{2,66 \times 12,68332959}{3,14}} \\ &= 3,606799 \text{ m} \\ &= 141,9996586 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Volume *Ellipsoidal*

$$\begin{aligned} V_e &= \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e \quad \text{Dengan } H_e = 1/4 D_t \quad (\text{Table 18.4, Chemical} \\ &\quad \text{Process Equipment, S. Walas, Page 658}) \\ &= (3,14/24) \times (3,606799)^3 \\ &= 6,1388082 \end{aligned}$$

c. Tinggi Silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 3,606799 \text{ m}$$

$$H_s = 5,4101978 \text{ m}$$

$H_s = 212,999488$ in

d. Tinggi *Ellipsoidal*

$$H_e = 1/4 D_t$$

$$H_e = 1/4 \times 3,606799 \text{ m}$$

$$H_e = 0,90169964 \text{ m}$$

$$= 35,4999147 \text{ in}$$

e. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + (2 H_e)$$

$$H_t = 5,4101978 \text{ m} + (2 \times 0,90169964 \text{ m})$$

$$H_t = 7,213597086 \text{ m}$$

$$H_t = 283,9993173 \text{ in}$$

f. Tinggi Cairan

$$H_c = \frac{V_b \times (H_s + (2 H_e))}{V_s}$$

$$H_c = \frac{11,08140656 \text{ m}^3 \times (5,4101978 \text{ m} + (2 \times 0,90169964 \text{ m}))}{12,68332959 \text{ m}^3}$$

$$H_c = 6,302509253 \text{ m}$$

$$H_c = 248,1297893 \text{ in}$$

g. Tekanan Hidrostatik

$$P_c = \rho \times g \times H_c$$

$$P_c = 342,6635938 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 6,302509253 \text{ m}$$

$$P_c = 21186,07302 \text{ kg.m/s}^2$$

$$= 0,205504908 \text{ atm}$$

$$= 3,020079581 \text{ psi}$$

h. Tekanan Desain

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$P_d = 1 \text{ atm} + 0,205504908 \text{ atm}$$

$$P_d = 1,0205504908 \text{ atm}$$

$$= 17,71597958 \text{ psi}$$

$$P_d = 17,71597958 \text{ psi}$$

$$R = 70,99982931 \text{ in}$$

$S = 11500 \text{ psi}$ (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering*,

Tabel 4)

$E = 0,85$ (*Walas - Chemical Process Equipment*, Table 18.5, Page 659)

$C = 0,02 \text{ in/tahun}$ (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering*,

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

i. Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$t_d = 0,312461 \text{ in}$

$$t_d = 7,936485146 \text{ mm}$$

j. Tebal Dinding *Ellipsoidal*

$$t_e = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

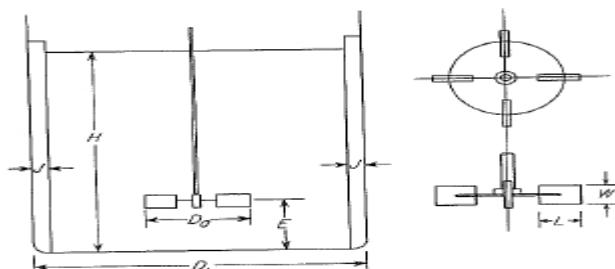
$t_e = 141,9996586 \text{ psi} \times 141,9996586$

$$t_e = \frac{2 \times 11500 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 17,71597958 \text{ psi}}{2 \times 11500 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 17,71597958 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$\begin{aligned} t_e &= 0,328818498 \text{ in} \\ &= 8,351989839 \text{ mm} \end{aligned}$$

3. Desain Pengaduk

Viskositas umpan < 4000 cP, maka dipilih *propeller* berdaun tiga (Kecepatan 1800 rpm) (*Walas - Selection Design & Chemical Process Equipment ed 1st, Page 288*).



Gambar LC-14. Desain Pengaduk Reaktor Hidrolisis

a. Diameter Pengaduk

$$d = \frac{D_t}{3}$$

$$d = \frac{3,606799 \text{ m}}{3}$$

$$\begin{aligned} d &= 1,202266181 \text{ m} \\ &= 3,943433073 \text{ ft} \end{aligned}$$

b. Panjang Daun Pengaduk

$$L = \frac{d}{4}$$

$$L = \frac{1,202266181 \text{ m}}{4}$$

$$\begin{aligned} L &= 0,300566545 \text{ m} \\ &= 0,985858268 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Lebar Daun Pengaduk

$$W = \frac{d}{5}$$

$$W = \frac{1,202266181 \text{ m}}{5}$$

$$\begin{aligned} W &= 0,240453236 \text{ m} \\ &= 0,788686615 \text{ ft} \end{aligned}$$

d. Tinggi Pengaduk Dari Dasar Tangki

$$E = \frac{D_t}{3}$$

$$E = \frac{3,606799 \text{ m}}{3}$$

$$E = 1,202266181 \text{ m}$$

$$= 3,943433073 \text{ ft}$$

e. Lebar *Baffle*

$$J = \frac{D_t}{12}$$

$$J = \frac{3,606799 \text{ m}}{12}$$

$$J = 0,300566545 \text{ m}$$

$$= 0,985858268 \text{ ft}$$

f. Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan persamaan 6-18 *Robert Treyball-Mass Transfer Operation*, kecepatan putar pengaduk dapat dihitung dengan persamaan berikut.

Dengan $g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$

$$\sigma = 72,75 \text{ dyn/cm} (\text{Mc.cabe - Unit Operation Of Chemical Engineering } 5^{\text{th}} \text{ Page 274}).$$

$$= 0,0537 \text{ lb/ft}$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{d}\right)$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{0,0537 \text{ lb/ft} \times 32,2 \text{ ft/s}^2}{21,392488 \text{ lb/ft}^3}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{11,83029922 \text{ ft}}{3,943433073 \text{ ft}}\right)$$

$$N_d = 0,807453762 \text{ rps}$$

g. Daya Pengadukan

Berdasarkan persamaan 9-17 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5^t*, bilangan *reynold* dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$N_{Re} = \frac{\rho N d^2}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{21,392488 \text{ lb/ft}^3 \times 0,807453762 \text{ rps} \times (3,943433073 \text{ ft})^2}{0,000265883 \text{ lb/ft.s}}$$

$$N_{Re} = 1.010.270$$

Karena $N_{Re} > 10.000$, maka berdasarkan persamaan 9.24 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5^t*, daya pengadukan menggunakan dapat dihitung dengan persamaan berikut.

Dengan $K_T = 0,87$ (*Mc. Cabe & Smith - Unit Operations Of Chemical Engineering 5th, Page 254*)

$$P = \frac{K_T N^3 D_a^5 \rho}{g_c}$$

$$P = \frac{0,87 \times (0,807453762 \text{ rps})^3 \times (3,943433073 \text{ ft})^5 \times 21,392488 \text{ lb/ft}^3}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$P = 290,1683505 \text{ ft.lbf/s}$$

$$P = 0,52757819 \text{ HP}$$

h. Daya Motor

Efisiensi Motor = 80%

$$\text{Daya Motor} = \frac{0,52757819 \text{ HP}}{80\%}$$

$$\text{Daya Motor} = 0,659473524 \text{ HP}$$

4. Desain jaket pemanas

Data:

- Temperatur Umpam : 100 °C, = 212 °F
- Temperatur Steam : 152 °C, = 305,6 °F
- Densitas Pemanas : 1000 kg/m³ = 62,43 lb/ft³ (*engineering toolbox.com*)
- Jumlah gas panas yang dibutuhkan : 16.507,35 kg/jam
- Q : 8.340.006,22 kkal/jam : 33.093.144,70 btu/jam
- ΔT : 93,6 °F

Karena massa steam lebih kecil dari massa umpan, maka digunakan *jacket*.

a. Luas Permukaan Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

Dengan $= 300 \text{ Btu/ft}^2 \text{ F hr}$

$$A = \frac{33.093.144,70 \text{ btu/hr}}{300\text{Btu/ft}^2 \text{ F hr} \times 93,6 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$= 1178,5308 \text{ ft}^2$$

b. Diameter tangki (D1)

$$D1 = D_t + 2 t_d$$

$$= 141,9996586 \text{ in} + (2 \times 0,312460045 \text{ in})$$

$$= 142,62 \text{ in} = 3,62 \text{ m}$$

c. Tinggi jaket (Hj)

Di asumsikan jarak jaket 5 in

$$Hj = Hc + 2te + \text{jarak jaket}$$

$$Hj = 248,1297893 \text{ in} + (2 \times 0,328818498 \text{ in}) + 5 \text{ in}$$

$$Hj = 253,79 \text{ in}$$

$$Hj = 6,45 \text{ m}$$

d. Diameter luar jaket (D2)

$$D2 = D1 + 2 \text{ jarak jaket}$$

$$D2 = 152,62 \text{ in}$$

$$D2 = 3,88 \text{ m}$$

e. Tekanan hidrostatik pada jaket (PH)

$$PH = \rho \cdot g \cdot h$$

$$PH = 342,6635938 \times 9,81 \times 1,612089412 \text{ m}$$

$$PH = 5419,086687162 \text{ kg/m}^2 \text{s}$$

$$PH = 0,206 \text{ atm}$$

$$PH = 3,020922151 \text{ psi}$$

f. Tekanan desain (Pj)

$$Pj = Pop + PH$$

$$Pj = 1 \text{ atm} + 0,206 \text{ atm}$$

$$Pj = 1,21 \text{ atm}$$

$$Pj = 17,72 \text{ psi}$$

$$Pj = 1,22 \text{ bar}$$

g. Tebal dinding jaket (t_j)

$$t_j = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

$$R = 71,31 \text{ in}$$

$$E = 0,85 \quad (\text{Peter, Tabel 4 hal 538})$$

$$S = 11.500 \text{ psi} \quad (\text{Wallas, Tabel 18.4})$$

$$C = 0,02 \text{ in/tahun}$$

Digunakan 10 tahun

$$\text{Maka, } t_j = 15,47 \text{ psi} \times 71,31 \text{ in} / (11.500 \times 0,85) - (0,6 - 15,47) + (0,02 \times 10)$$

$$t_j = 0,329415089 \text{ in}$$

$$t_j = 8,367143266 \text{ mm}$$

4. Evaporator

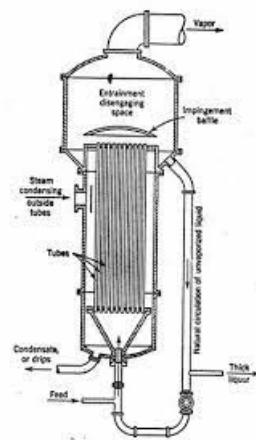
Fungsi : Tempat memekatkan larutan glukosa

Tipe : *Long tube* evaporator dengan alas konikal

Bahan konstruksi : Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 306)

Jumlah : 1 unit

Sifat bahan : Tidak volatil, tidak korosif dan tidak higroskopis



Gambar LC.16 Evaporator

Data :

- Laju alir massa, m : 355.138,6655 kg/jam
- Densitas, ρ : 212,1141783 kg/m³
- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 1 atm

1) Kapasitas Tangki (volume bahan)

$$V_b = \frac{m}{\rho}$$

$$V_b = \frac{355.138,6655 \text{ kg/jam}}{212,1141783 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_b = 11,84499305 \text{ m}^3$$

Dengan Mempertimbangkan faktor keamanan 20 % (*Plant Design And Economics For Chemical Engineers Ed 4th, Peters, Page 37*), Maka :

$$V_b = 0,8 V_s$$

$$V_s = \frac{V_b}{0,8}$$

$$V_s = \frac{11,84499305}{0,8}$$

$$V_s = 12,75868293 \text{ m}^3$$

2) Dimensi Tangki

a. Diameter silinder

$$D = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times V_s}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times 12,75868293}{3,14}}$$

$$D_t = 2,294059189 \text{ m}$$

$$= 90,31711028 \text{ in}$$

b. Volume konikal

$V_c = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e$ Dengan $H_e = 1/2 D_t \tan 45^\circ$ (*Table 18.4, Chemical Process Equipment, S. Walas, Page 658*)

$$V_c = 3,159091892$$

c. Tinggi silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 2,294059189 \text{ m}$$

$$H_s = 3,441088784 \text{ m}$$

$$H_s = 135,4756654 \text{ in}$$

d. Tinggi konikal

$$H_e = 1/2 D_t$$

$$H_e = 1/2 \times 2,294059189 \text{ m}$$

$$H_e = 1,147029595 \text{ m}$$

$$H_e = 45,15855514 \text{ in}$$

e. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + H_e$$

$$H_t = 3,441088784 \text{ m} + 1,147029595 \text{ m}$$

$$H_t = 4,588118378 \text{ m}$$

$$H_t = 180,6342206 \text{ in}$$

f. Tinggi Cairan

$$H_c = \frac{V_b \times (H_s + H_e)}{V_s}$$

$$H_c = \frac{11,84499305 \text{ m}^3 \times (3,441088784 \text{ m} + (1,147029595 \text{ m}))}{12,75868293 \text{ m}^3}$$

$$H_c = 4,259548625 \text{ m}$$

$$H_c = 167,6984294 \text{ in}$$

g. Tekanan Hidrostatik

$$P_c = \rho \times g \times H_c$$

$$P_c = 212,1141783 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 4,259548625 \text{ m}$$

$$P_c = 8863,43954 \text{ kg/m.s}^2$$

$$P_c = 0,085975364 \text{ atm}$$

$$P_c = 1,263485345 \text{ psi}$$

h. Tekanan Desain

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$P_d = 1 \text{ atm} + 0,085975364 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned} P_d &= 1,0085975364 \text{ atm} \\ &= 15,95938535 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$P_d = 15,95938535 \text{ psi}$$

$$R = 45,15855514 \text{ in}$$

$S = 11500 \text{ psi}$ (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering*,

Tabel 4)

$E = 0,85$ (*Walas - Chemical Process Equipment*, Table 18.5, Page 659)

$C = 0,002 \text{ in/tahun}$ (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering*,

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

i. Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_d = \frac{15,95938535 \text{ psi} \times 45,15855514 \text{ in}}{11500 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 15,95938535 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = 0,093801481 \text{ in}$$

$$t_d = 2,382557623 \text{ mm}$$

j. Tebal Dinding Konikal

$$t_e = \frac{PD}{2(SE - 0,6P) \cos 45^\circ} + C \quad (Walas - Chemical Process Equipment, Table$$

18.4, Page 658)

$$t_e = \frac{15,95938535 \text{ psi} \times 90,31711028 \text{ in}}{(2 \times 11500 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 15,95938535 \text{ psi}) \times 0,707} + 0,002 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_e = 0,124356859 \text{ in}$$

$$t_e = 3,158664214 \text{ mm}$$

3) Menetukan jumlah tube

$$\Leftrightarrow \text{Luas Silinder } \pi r^2$$

$$= (3,14 \times (1,147029595^2))$$

$$= 7,202245854 \text{ m}$$

$$\Leftrightarrow \text{Diameter tube}$$

$$= 0,0035 \times 2,294059189 \text{ m}$$

$$= 0,008029207 \text{ m}$$

$$= 0,316109886 \text{ in}$$

Maka dari tabel 10 D.Q Kern Hal 843 di peroleh nilai

BWG = 14

OD = 1/2

$$\Leftrightarrow \text{Luas Tube } \pi r^2$$

$$= (3,14 \times (0,25^2))$$

$$= 0,19625 \text{ m}$$

$$\Leftrightarrow \text{Maka untuk jumlah tube}$$

= luas silinder/luas tube

$$= 7,203345854 / 0,19625$$

$$= 36,704947027$$

\approx 37 Tube

4) Desain jaket pemanas

Data:

- Temperatur Umpam : 104 °C, = 219,2 °F
- Temperatur Steam : 152 °C, = 305,6 °F
- Densitas : 212,1141783 kg/m³ = 13,24 lb/ft³
- Jumlah gas panas yang dibutuhkan : 16.507,35 kg/jam
- Q : 212.727.180,98 kkal/jam : 844.101.454,15 btu/jam
- ΔT : 86,4 °F

Karena massa steam lebih kecil dari massa umpan, maka digunakan *jacket*.

a. Luas Permukaan Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

Dengan = 300 Btu/ft² F hr

$$A = \frac{844.101.454,15 \text{ btu/hr}}{300 \text{ Btu/ft}^2 \text{ F hr} \times 86,4 \text{ }^{\circ}\text{F}}$$

$$= 1178,5308 \text{ ft}^2$$

b. Diameter tangki (D1)

$$\begin{aligned} D_1 &= D_t + 2 t_d \\ &= 90,31711028 \text{ in} + (2 \times 0,095263636 \text{ in}) \\ &= 90,51 \text{ in} = 2,30 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Tinggi jaket (Hj)

Di asumsikan jarak jaket 5 in

$$\begin{aligned} H_j &= H_c + t_c + \text{jarak jaket} \\ H_j &= 167,6984294 \text{ in} + (0,093801481 \text{ in}) + 5 \text{ in} \\ H_j &= 172,95 \text{ in} \\ H_j &= 4,39 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Diameter luar jaket (D2)

$$D_2 = D_1 + 2 \text{ jarak jaket}$$

$$D_2 = 90,51 \text{ in} (2 \times 5 \text{ in})$$

$$D_2 = 100,51 \text{ in}$$

$$D_2 = 2,55 \text{ m}$$

e. Tekanan hidrostatik pada jaket (PH)

$$PH = \rho \cdot g \cdot h$$

$$PH = 212,1141783 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \times 1,612089412 \text{ m}$$

$$PH = 11.079,29943 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$PH = 0,107469204 \text{ atm}$$

$$PH = 1,580 \text{ psi}$$

f. Tekanan desain (Pj)

$$Pj = Pop + PH$$

$$Pj = 1 \text{ atm} + 0,107469204 \text{ atm}$$

$$Pj = 1,107469204 \text{ atm}$$

$$Pj = 16,28 \text{ psi}$$

$$Pj = 1,12 \text{ bar}$$

g. Tebal dinding jaket (tj)

$$t_j = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

$$R = 45,25 \text{ in}$$

$$E = 0,85 \quad (\text{Peter, Tabel 4 hal 538})$$

$$S = 11.500 \text{ psi} \quad (\text{Wallas, Tabel 18.4})$$

$$C = 0,02 \text{ in/tahun}$$

Digunakan 10 tahun

$$\text{Maka, } tj = 16,28 \text{ psi} \times 45,25 \text{ in} / (11.500 \times 0,85) - (0,6 - 16,28) + (0,02 \times 10)$$

$$tj = 0,27544347 \text{ in}$$

$$tj = 6,996264139 \text{ mm}$$

10.4. Kesimpulan Hasil Rancangan

Hasil rancangan peralatan proses pabrik glukosa, terhadap *screw conveyor*, *heater*, reaktor hidrolisis dan evaporator didapat dimensi sebagai berikut.

1) Screw Conveyor

Tabel 10.1 Spesifikasi Screw Conveyor (SC-1061)

SPESIFIKASI	
Nama	Screw Conveyor
Kode	SC-1061
Jumlah	1 unit
Fungsi	Membawa tepung jagung menuju Ekstraktor(EK-1071)
Sifat bahan	Tidak korosif, tidak volatile dan tidak reaktif
Fasa bahan	Padat
Data Design	
Tipe	Screw Conveyor
Temperatur	30°C
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel A 316</i>
Panjang, P	15 m
Kapasitas	20 Ton/jam
Daya	3,94 Hp
Kecepatan Putar	60 rpm

2) Heat Exchanger

Tabel 10.2 Spesifikasi Heat Exchanger (HE-1081)

SPESIFIKASI	
Nama	Heater
Kode	HE-1081
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk memanaskan air sebelum masuk ke Ekstraktor
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Double Pipe
Bahan Konstruksi	Duplex Stainless steel Tipe-2205
Jumlah hairpin	2
Panjang hairpin	20 ft
Panjang total pipa	80 ft
Outer Pipe	

IPS	3 in
Sch	40
OD	3,5 in
ID	3,068 in
a''	0,917 ft ² /ft
<i>Inner Pipe</i>	
IPS	2 in
Sch	40
OD	2,375 in
ID	2,067 in
a''	0,622 ft ² /ft

3) Reaktor Hidrolisis

Tabel 10.3 Reaktor Hidrolisis (RH-2011)

SPESIFIKASI	
Nama	Reaktor Hidrolisis
Kode	(RH-2011)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat menghidrolisis pati menjadi glukosa
Fasa bahan	<i>Slurry</i>
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 306)</i>
Temperatur	100 °C
Kapasitas	12,68332959 m ³
Diameter tangki (D _t)	3,606799 m
Tinggi silinder (H _s)	5,4101978 m
Tinggi <i>ellipsoidal</i> (H _e)	0,90169964 m
Tinggi total (H _t)	7,213597086 m
Tinggi cairan (H _c)	6,302509253 m
Tebal dinding silinder (t _d)	7,936485146 mm
Tebal dinding <i>ellipsoidal</i> (t _e)	8,351989839 mm
Diameter pengaduk (d)	1,202266 m
Panjang daun pengaduk (L)	0,3005665 m
Lebar daun pengaduk (W)	0,2404532 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (E)	

Lebar <i>baffle</i> (J)	1,202266 m
Kecepatan putar pengaduk	0,3005665 m
Daya Pengadukan	0,807453 rps
Daya Motor	0,5275788 HP
Tinggi <i>jacket</i>	0,7 HP
Diameter <i>jacket</i>	6,45 m
Diameter luar <i>jacket</i>	3,62 m
Tebal dinding <i>jacket</i>	3,88 m
	8,367143266 mm

4) Evaporator (EV-3041)

Tabel 10.4 Spesifikasi Evaporator (EV-3041)

SPESIFIKASI	
Nama	Evaporator
Kode	(EV-3041)
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk mengentalkan larutan glukosa
Fasa bahan yang dipisahkan	Cair
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	<i>Long Tube Evaporators</i> alas konikal
Kapasitas	11,844993 m ³
Diameter tangki (D _t)	2,294 m
Tinggi silinder (H _s)	3,441 m
Tinggi konikal(H _c)	1,147 m
Tinggi total (H _t)	4,588 m
Tebal dinding silinder (t _d)	2,3825576 mm
Tebal dinding konikal(t _c)	31586642 mm
Luas Silinder	7,203 m ²
Diameter Tube	0,316109886 in
Jumlah Tube	37 Tube
Tinggi <i>jacket</i>	4,39 m
Diameter <i>jacket</i>	2,30 m
Diameter luar <i>jacket</i>	2,55 m
Tebal dinding <i>jacket</i>	6,996264139 mm

BAB XI. KESIMPULAN DAN SARAN

11.1 Kesimpulan

Berdasarkan uraian dan hasil perhitungan dari bab – bab sebelumnya pada prarancangan pabrik glukosa dari pati jagung dengan proses hidrolisa asam dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Pra Rancangan Pabrik Glukosa dari Pati Jagung dengan Proses Hidrolisa Asam dengan Kapasitas Produksi 650.000 ton/tahun direncanakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.
2. Dari analisa teknis dan ekonomi yang dilakukan, maka Pabrik Glukosa dari Pati Jagung dengan Proses Hidrolisa Asam dengan Kapasitas Produksi 650.000 ton/tahun layak didirikan di Kabupaten Pati, Provinsi Jawa Tengah.
3. Pra Rancangan Pabrik Glukosa dari Pati Jagung dengan Proses Hidrolisa Asam dengan Kapasitas Produksi 650.000 ton/tahun merupakan perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff* dengan jumlah tenaga kerja 126 orang yang terdiri dari 97 karyawan *shift* dan 29 orang karyawan *non shift*.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi, maka Pabrik Glukosa dari Pati Jagung dengan Proses Hidrolisa Asam dengan Kapasitas Produksi 650.000 ton/tahun ini layak didirikan dengan :
 - *Fixed Capital Investment (FCI)* = US\$ 265.435.382
= Rp 3.847.034.616.936
 - *Working Capital Investment (WCI)* = US\$ 66.358.845
= Rp 961.758.654.234
 - *Total Capital Investment (TCI)* = US\$ 331.794.227
= Rp 4.808.793.271.170
 - *Total Sales (TS)* = US\$ 2.368.017.596
= Rp 34.191.806.067.003
 - *Rate of Return (ROR)* = 70%.
 - *Pay off Time (POT)* = 8 bulan 5 hari
 - *Break Event Point (BEP)* = 31,08%

11.2 Saran

Berdasarkan pertimbangan dari analisa ekonomi yang telah dilakukan Pabrik Glukosa dari Pati Jagung dengan Proses Hidrolisa Asam dengan Kapasitas Produksi 650.000 ton/tahun ini layak untuk dilanjutkan ke tahap rancangan. Untuk itu disarankan kepada pengurus dan pemilik modal untuk dapat mempertimbangkan dan mengkaji ulang tentang pendirian Pabrik Glukosa dari Pati Jagung dengan Proses Hidrolisa Asam.

DAFTAR PUSTAKA

- [BSN]. Badan Standarisasi Nasional. 2001. Standar Nasional Indonesia Tepung Tapioka. SNI 0418-81, 2001
- Badan Standarisasi Nasional Indonesia. (2010). Standar Nasional Indonesia Glukosa. 01-3545-2004. Jakarta.
- Badan Pusat Statistik Jakarta Pusat , 2019. Statistik Indonesia Tahun 2019. Jakarta Pusat : Badan Pusat Statistik.
- Kementan. 2018. Statistik Pertanian 2018. Kementerian Pertanian. Jakarta.
- Olasimbo, A., Ayoola, A., Adeeyo, O. and Efeovbokhan, V., 2013. Optimum Hydrolysis Conditions of Cassava Starch for Glucose Production. *International Journal of Advanced Research in IT and Engineering*, 2(1), pp.93–101.
- Subandi, 1988. Perbaikan Varietas Jagung. Dalam Subandi et al (eds) Jagung. Puslitbangtan. Bogor.
- Tjitosoepomo, G. 2005. Morfologi Tumbuhan. Gajah Mada. University Press. Yogyakarta.

LAMPIRAN A

NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 650.000 ton/tahun

$$= 650.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$$

$$= 82.070,7070 \text{ kg/jam}$$

Basis perhitungan = 100.000 kg/jam

Produk basis yang dihasilkan = 47.698,78777 kg/jam

$$\text{Faktor pengali} = \frac{\text{Kapasitas Produksi}}{\text{Kapasitas Produksi Basis}}$$

$$\text{Faktor pengali} = \frac{82.070,7070 \text{ kg/jam}}{47.698,78777 \text{ kg/jam}}$$

$$= 1,720604$$

Maka, untuk memproduksi glukosa dari pati jagung dengan kapasitas 650.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku sebesar :

$$\begin{aligned}\text{Bahan Baku Glukosa} &= \text{Basis perhitungan} \times \text{faktor pengali} \\ &= 100.000 \text{ kg/jam} \times 1,720604 \text{ kg/jam} \\ &= 172.060,4 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

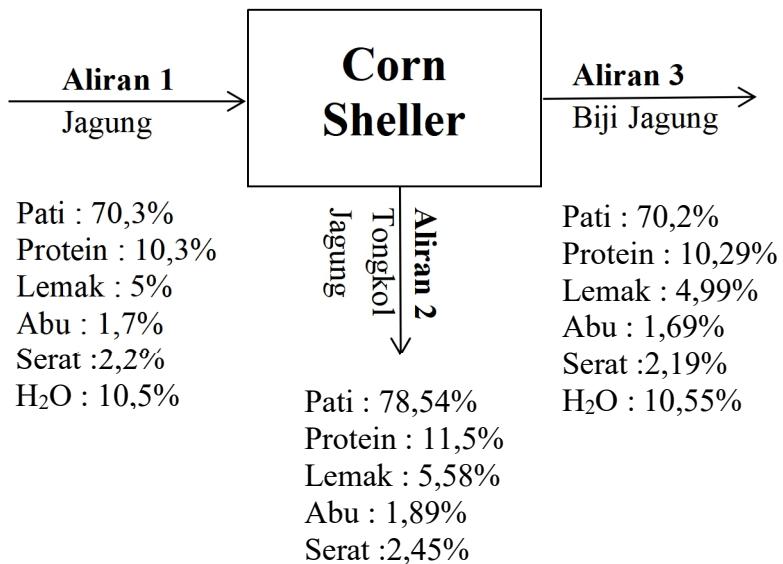
1. *Corn Sheller (CS-1031)*

Fungsi : untuk memisahkan antara biji jagung dengan tongkol jagung.

Kondisi Operasi :

- Temperature : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Efisiensi : 99,4 %

Berikut ini blok diagram neraca massa *corn sheller* yang dapat dilihat pada Gamabar A.1 berikut



Gambar A.1 Blok Diagram Neraca Massa *Corn Sheller*

Neraca Massa Total :

$$\text{Aliran 1} = \text{Aliran 2} + \text{Aliran 3}$$

$$172060,3622 \text{ kg/jam} = \text{Aliran 2} + \text{Aliran 3}$$

Neraca Massa Komponen :

➤ Input

• Aliran 1

Komposisi umpan *corn sheller* :

- Pati = 70,3 % × 172060,3622 kg/jam = 120958,4346 kg/jam
- Protein = 10,3 % × 172060,3622 kg/jam = 17722,21731 kg/jam
- Lemak = 5 % × 172060,3622 kg/jam = 8603,018109 kg/jam
- Abu = 1,7 % × 172060,3622 kg/jam = 2925,026157 kg/jam
- Serat = 2,2 % × 172060,3622 kg/jam = 3785,327968 kg/jam
- H₂O = 10,5 % × 172060,3622 kg/jam = 18066,33803 kg/jam

Jumlah massa di aliran 1 = 172060,3622 kg/jam

➤ **Output**

• **Aliran 2**

- Pati = $6\% \times 120958,4346 \text{ kg/jam} = 725,7506077 \text{ kg/jam}$
- Protein = $6\% \times 17722,21731 \text{ kg/jam} = 106,3333038 \text{ kg/jam}$
- Lemak = $6\% \times 8603,018109 \text{ kg/jam} = 51,61810866 \text{ kg/jam}$
- Abu = $6\% \times 2925,026157 \text{ kg/jam} = 17,55015694 \text{ kg/jam}$
- Serat = $6\% \times 3785,327968 \text{ kg/jam} = 22,71196781 \text{ kg/jam}$

Jumlah massa di aliran 2 = 923,9641449 kg/jam

• **Aliran 3**

$$\text{Aliran 1} = \text{Aliran 2} + \text{Aliran 3}$$

$$\text{Aliran 1} - \text{Aliran 2} = \text{Aliran 3}$$

$$172060,3622 \text{ kg/jam} - 923,9641449 \text{ kg/jam} = \text{Aliran 3}$$

$$171136,398 \text{ kg/jam} = \text{Aliran 3}$$

- Pati = $120958,4346 \text{ kg/jam} - 725,7506077 \text{ kg/jam} = 120232,684 \text{ kg/jam}$
- Protein = $17722,21731 \text{ kg/jam} - 106,3333038 \text{ kg/jam} = 17615,884 \text{ kg/jam}$
- Lemak = $8603,018109 \text{ kg/jam} - 51,61810866 \text{ kg/jam} = 8551,40000 \text{ kg/jam}$
- Abu = $2925,026157 \text{ kg/jam} - 17,55015694 \text{ kg/jam} = 2907,476 \text{ kg/jam}$
- Serat = $3785,327968 \text{ kg/jam} - 22,71196781 \text{ kg/jam} = 3762,616 \text{ kg/jam}$
- H₂O = $18066,33803 \text{ kg/jam}$

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel A.1 berikut.

Tabel A.1 Neraca Massa *Corn Sheller*

Komponen	INPUT		OUTPUT			
	Aliran 1		Aliran 2		Aliran 3	
	Fraksi	Kg/Jam	Fraksi	Kg/Jam	Fraksi	Kg/Jam
Pati	0,703	120958,4346	0,78547486	725,750608	0,70255472	120232,684
Protein	0,103	17722,21731	0,115083799	106,333304	0,10293476	17615,884
Lemak	0,05	8603,018109	0,055865922	51,6181087	0,04996833	8551,400001
Abu	0,017	2925,026157	0,018994413	17,5501569	0,01698923	2907,476
Serat	0,022	3785,327968	0,024581006	22,7119678	0,02198607	3762,616
H ₂ O	0,105	18066,33803	0	0	0,10556689	18066,33803
Sub Total	1	172060,3622	1	923,964145	1	171136,398
Total	172060,3622		172060,3622			

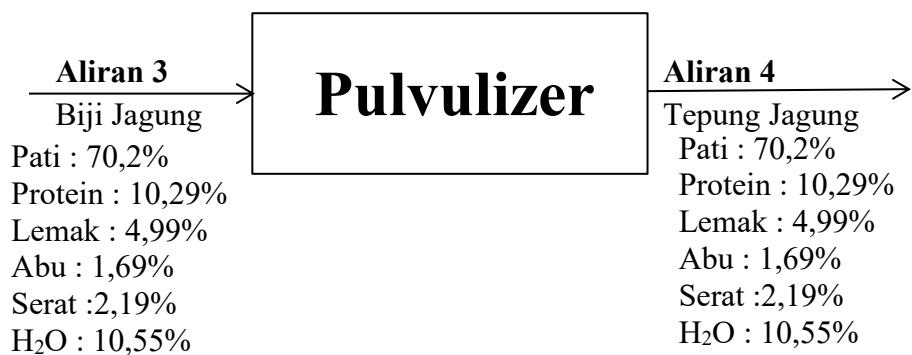
2. Pulvulizer (PV-1051)

Fungsi : untuk mengubah biji jagung menjadi tepung jagung

Kondisi Operasi :

- Temperature : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca massa *Pulvulizer* yang dapat dilihat pada Gambar A.2 berikut.



Gambar A.2 Blok Diagram Neraca Massa *Pulvulizer*

Neraca Massa Total :

$$\text{Aliran 3} = \text{Aliran 4}$$

$$171136,398 \text{ kg/jam} = 171136,398 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa Komponen :

➤ Input

• Aliran 3

- Pati = 70,2 % × 120958,4346 kg/jam = 120232,684 kg/jam
- Protein = 10,29 % × 17722,21731 kg/jam = 17615,884 kg/jam
- Lemak = 4,99 % × 8603,018109 kg/jam = 8551,400001 kg/jam
- Abu = 1,69 % × 2925,026157 kg/jam = 2907,476 kg/jam
- Serat = 2,19 % × 3785,327968 kg/jam = 3762,616 kg/jam
- H₂O = 10,55% × 18066,33803 kg/jam = 18066,33803 kg/jam

➤ **Output**

- **Aliran 4**

- Pati = $70,2\% \times 120958,4346 \text{ kg/jam} = 120232,684 \text{ kg/jam}$
- Protein = $10,29\% \times 17722,21731 \text{ kg/jam} = 17615,884 \text{ kg/jam}$
- Lemak = $4,99\% \times 8603,018109 \text{ kg/jam} = 8551,400001 \text{ kg/jam}$
- Abu = $1,69\% \times 2925,026157 \text{ kg/jam} = 2907,476 \text{ kg/jam}$
- Serat = $2,19\% \times 3785,327968 \text{ kg/jam} = 3762,616 \text{ kg/jam}$
- H₂O = $10,55\% \times 18066,33803 \text{ kg/jam} = 18066,33803 \text{ kg/jam}$

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel A.2 berikut.

Tabel A.2 Neraca Massa *Pulvulizer* (PV-1051)

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	Aliran 3		Aliran 4	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
Pati	0,702554719	120232,684	0,702554719	120232,684
Protein	0,10293476	17615,884	0,10293476	17615,884
Lemak	0,04996833	8551,400001	0,04996833	8551,400001
Abu	0,016989232	2907,476	0,016989232	2907,476
Serat	0,021986065	3762,616	0,021986065	3762,616
H ₂ O	0,105566894	18066,33803	0,105566894	18066,33803
Sub Total	1	171136,398	1	171136,398
Total	171136,398		171136,398	

3. Ekstraktor (EK-1071)

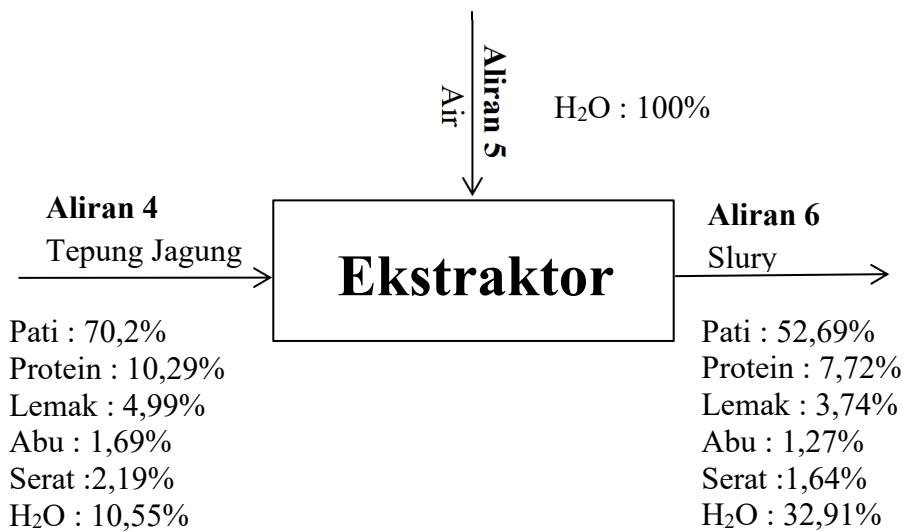
Fungsi :

Kondisi Operasi :

- Temperature : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

Rasio Air : Tepung Jagung = 1 : 3

Berikut ini blok diagram neraca massa Ekstraktor yang dapat dilihat pada Gambar A.3 berikut.



Gambar A.3 Blok Diagram Neraca Massa Ekstraktor

Neraca Massa Total :

$$\begin{aligned} \text{Aliran 4} & + \text{Aliran 5} = \text{Aliran 6} \\ 171136,398 \text{ kg/jam} + \text{Aliran 5} & = \text{Aliran 6} \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen :

➤ Input

- **Aliran 4**

$$\begin{aligned} \bullet \quad \text{Pati} &= 70,2 \% \times 120958,4346 \text{ kg/jam} = 120232,684 \text{ kg/jam} \\ - \quad \text{Protein} &= 10,29 \% \times 17722,21731 \text{ kg/jam} = 17615,884 \text{ kg/jam} \\ - \quad \text{Lemak} &= 4,99 \% \times 8603,018109 \text{ kg/jam} = 8551,400001 \text{ kg/jam} \\ - \quad \text{Abu} &= 1,69 \% \times 2925,026157 \text{ kg/jam} = 2907,476 \text{ kg/jam} \\ - \quad \text{Serat} &= 2,19 \% \times 3785,327968 \text{ kg/jam} = 3762,616 \text{ kg/jam} \\ \bullet \quad \text{H}_2\text{O} &= 10,55 \% \times 18066,33803 \text{ kg/jam} = 18066,33803 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- **Aliran 5**

$$\begin{aligned} \bullet \quad \text{H}_2\text{O} &= 1/3 \times \text{Aliran 4} \\ &= 1/3 \times 171136,398 \text{ kg/jam} = 57045,46601 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

➤ Output

- **Aliran 6**

$$\begin{aligned} \bullet \quad \text{Pati} &= 70,2 \% \times 120958,4346 \text{ kg/jam} = 120232,684 \text{ kg/jam} \\ - \quad \text{Protein} &= 10,29 \% \times 17722,21731 \text{ kg/jam} = 17615,884 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Lemak = $4,99\% \times 8603,018109 \text{ kg/jam} = 8551,400001 \text{ kg/jam}$
- Abu = $1,69\% \times 2925,026157 \text{ kg/jam} = 2907,476 \text{ kg/jam}$
- Serat = $2,19\% \times 3785,327968 \text{ kg/jam} = 3762,616 \text{ kg/jam}$
- H₂O = $18066,33803 \text{ kg/jam} + 120232,684 \text{ kg/jam} = 75111,80404 \text{ kg/jam}$
Jumlah massa di aliran 6 = 228181,8641 kg/jam

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel A.3 berikut.

Tabel A.3 Neraca Massa Ekstraktor (EK-1071)

Komponen	INPUT				Output	
	Aliran 4		Aliran 5		Aliran 6	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
Pati	0,702555	120232,684	0	0	0,526916	120232,7
Protein	0,102935	17615,884	0	0	0,077201	17615,88
Lemak	0,049968	8551,400001	0	0	0,037476	8551,4
Abu	0,016989	2907,476	0	0	0,012742	2907,476
Serat	0,021986	3762,616	0	0	0,01649	3762,616
H ₂ O	0,105567	18066,33803	1	57045,47	0,329175	75111,8
Sub Total	1	171136,398	1	57045,47	1	228181,9
Total	228181,8641				228181,8641	

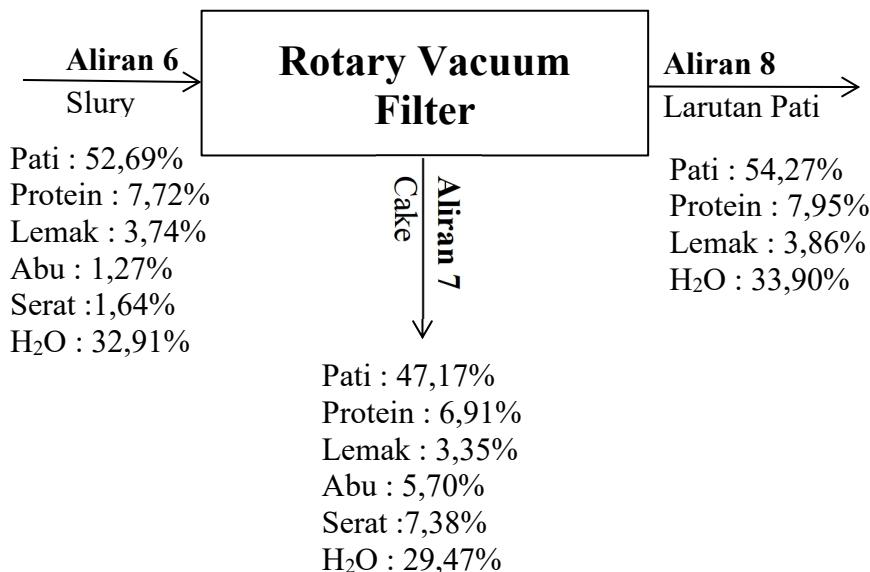
4. *Rotary Vacuum Filter (RV-1101)*

Fungsi : Untuk memisahkan cake dengan larutan pati

Kondisi Operasi :

- Temperature : 30 °C
- Tekanan : 1 atm
- Efisiensi : 80 %

Berikut ini blok diagram neraca massa *Rotary Vacuum Filter* yang dapat dilihat pada Gambar A.4 berikut.



Gambar A.4 Blok Diagram Neraca Massa *Rotary Vacuum Filter*

Neraca Massa Total :

$$\text{Aliran 6} = \text{Aliran 7} + \text{Aliran 8}$$

$$228181,8641 \text{ kg/jam} = \text{Aliran 7} + \text{Aliran 8}$$

Neraca Massa Komponen :

➤ Input

- **Aliran 6**

- Pati = $70,2 \% \times 120958,4346 \text{ kg/jam} = 120232,684 \text{ kg/jam}$
- Protein = $10,29 \% \times 17722,21731 \text{ kg/jam} = 17615,884 \text{ kg/jam}$
- Lemak = $4,99 \% \times 8603,018109 \text{ kg/jam} = 8551,400001 \text{ kg/jam}$
- Abu = $1,69 \% \times 2925,026157 \text{ kg/jam} = 2907,476 \text{ kg/jam}$
- Serat = $2,19 \% \times 3785,327968 \text{ kg/jam} = 3762,616 \text{ kg/jam}$
- H₂O = $18066,33803 \text{ kg/jam} + 120232,684 \text{ kg/jam} = 75111,80404 \text{ kg/jam}$

➤ Output

- **Aliran 7**

- Pati = $20 \% \times 120232,684 \text{ kg/jam} = 24046,5368 \text{ kg/jam}$

- Protein = $20\% \times 17615,884 \text{ kg/jam} = 3523,1768 \text{ kg/jam}$
 - Lemak = $20\% \times 8551,400001 \text{ kg/jam} = 1710,28 \text{ kg/jam}$
 - Abu = $20\% \times 2907,476 \text{ kg/jam} = 2907,476 \text{ kg/jam}$
 - Serat = $20\% \times 3762,616 \text{ kg/jam} = 3762,616 \text{ kg/jam}$
 - H₂O = $20\% \times 75111,80404 \text{ kg/jam} = 15022,36081 \text{ kg/jam}$
- Jumlah massa di aliran 7 = 50972,44641 kg/jam

• Aliran 8

- Pati = $120232,684 \text{ kg/jam} - 24046,5368 \text{ kg/jam} = 96186,14721 \text{ kg/jam}$
 - Protein = $17615,884 \text{ kg/jam} - 3523,1768 \text{ kg/jam} = 14092,7072 \text{ kg/jam}$
 - Lemak = $8551,400001 \text{ kg/jam} - 1710,28 \text{ kg/jam} = 6841,120001 \text{ kg/jam}$
 - H₂O = $75111,8040 \text{ kg/jam} - 15022,36081 \text{ kg/jam} = 60089,44323 \text{ kg/jam}$
- Jumlah massa di aliran 8 = 177209,4176 kg/jam

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel A.4 berikut.

Tabel A.4 Neraca Massa *Rotary Vacuum Filter* (RV-1101)

Komponen	INPUT		OUTPUT			
	Aliran 6		Aliran 7		Aliran 8	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
pati	0,526916	120232,7	0,471756	24046,54	0,542782	96186,15
protein	0,077201	17615,88	0,069119	3523,177	0,079526	14092,71
lemak	0,037476	8551,4	0,033553	1710,28	0,038605	6841,12
Abu	0,012742	2907,476	0,05704	2907,476	0	0
Serat	0,01649	3762,616	0,073817	3762,616	0	0
H ₂ O	0,329175	75111,8	0,294715	15022,36	0,339087	60089,44
Sub Total	1	228181,9	1	50972,45	1	177209,4
Total	228181,8641		228181,8641			

5. Reaktor Hidrolisis (RH-2011)

Fungsi : untuk mengubah larutan pati menjadi larutan glukosa.

Kondisi Operasi :

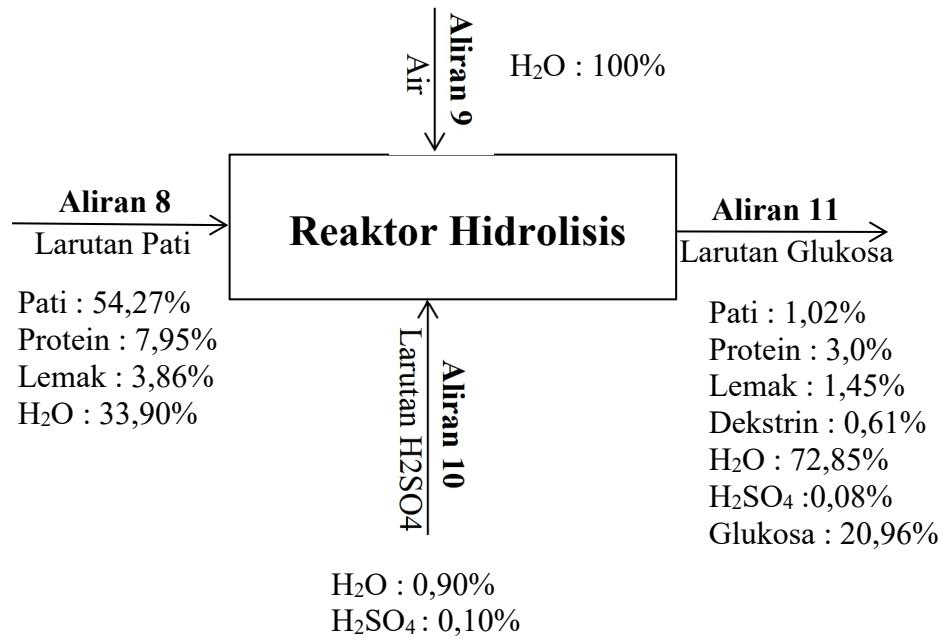
- Temperature : 90 °C
- Tekanan : 1 atm

Konversi : 97 %

Perbandingan Pati : Air = 25% : 75%

Jumlah H₂SO₄ = 2,20% dari jumlah massa aliran 8

Berikut ini blok diagram neraca massa Reaktor Hidrolisis yang dapat dilihat pada Gambar A.5 berikut.



Gambar A.5 Blok Diagram Neraca Massa Reaktor Hidrolisis

Neraca Massa Total :

$$\text{Aliran 8} + \text{Aliran 9} + \text{Aliran 10} = \text{Aliran 11}$$

$$177209,4176 \text{ kg/jam} + \text{Aliran 9} + \text{Aliran 10} = \text{Aliran 11}$$

Neraca Massa Komponen :

➤ Input

• **Aliran 8**

- Pati = 120232,684 kg/jam - 24046,5368 kg/jam = 96186,14721 kg/jam
- Protein = 17615,884 kg/jam - 3523,1768 kg/jam = 14092,7072 kg/jam
- Lemak = 8551,400001 kg/jam - 1710,28 kg/jam = 6841,120001 kg/jam
- H₂O = 75111,8040 kg/jam - 15022,36081 kg/jam = 60089,44323 kg/jam

- **Aliran 9**

$$\text{Massa Pati} = 25 \% \times 96186,14721 \text{ kg/jam} = 384744,5888 \text{ kg/jam}$$

- $\text{H}_2\text{O} = 75 \% \times 384744,5888 \text{ kg/jam} = 288558,4416 \text{ kg/jam}$

Jumlah massa di aliran 9 = 288558,4416 kg/jam

- **Aliran 10**

$$\text{Jumlah H}_2\text{SO}_4 \text{ yang dibutuhkan} = 2,20 \% \times \text{Massa Aliran 8}$$

$$= 2,20 \% \times 177209,4176 \text{ kg/jam}$$

$$= 3898,607188 \text{ kg/jam}$$

Konsentrasi asam 10%

- $\text{H}_2\text{SO}_4 = 10 \% \times 3898,607188 \text{ kg/jam} = 389,8607188 \text{ kg/jam}$

- $\text{H}_2\text{O} = 90 \% \times 3898,607188 \text{ kg/jam} = 3508,746469 \text{ kg/jam}$

Jumlah massa di aliran 10 = 3898,607188 kg/jam

- **Reaksi**

$$\text{Pati} = 96186,14721 \text{ kg/jam} = 1,1874 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 288558,4416 \text{ kg/jam} = 16031,02453 \text{ kmol/jam}$$

- Reaksi 1

Konversi 95 %



M : 1,1874	16031,0245	-
------------	------------	---

B : 1,1281	282,0272	0,5640
------------	----------	--------

S : 0,0593	15748,9973	0,5640
------------	------------	--------

- Reaksi 2

Konversi 97 %



M : 0,5640	15748,9973	-
------------	------------	---

B : 0,5471	273,5664	547,1329
------------	----------	----------

S : 0,0169	15475,4308	547,1329
------------	------------	----------

➤ **Output**

➤ **Aliran 11**

- Pati = $0,059374165 \text{ kmol/jam} \times 81000 \text{ kg/mol} = 4809,30736 \text{ kg/jam}$
 - Protein = $14092,7072 \text{ kg/jam}$
 - Lemak = $6841,120001 \text{ kg/jam}$
 - Dekstrin = $0,016921637 \text{ kmol/jam} \times 171000 \text{ kg/mol} = 2893,599928 \text{ kg/jam}$
 - H₂O = $342155,9439 \text{ kg/jam}$
 - H₂SO₄ = $389,8607188 \text{ kg/jam}$
 - Glukosa = $547,1329299 \text{ kmol/jam} \times 180 \text{ kg/mol} = 98483,92739 \text{ kg/jam}$
- Jumlah massa di aliran 11 = $469666,4665 \text{ kg/jam}$

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel A.5 berikut.

Tabel A.5 Neraca Massa Reaktor Hidrolisis (RH-2011)

Komponen	INPUT						OUTPUT	
	Aliran 8		Aliran 9		Aliran 10		Aliran 11	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
Pati	0,54278	96186,1	0	0	0	0	0,01024	4809,3
Protein	0,07953	14092,7	0	0	0	0	0,03001	14093
Lemak	0,0386	6841,12	0	0	0	0	0,01457	6841,1
dekstrin	0	0	0	0	0	0	0,00616	2893,6
H ₂ O	0,33909	60089,4	1	288558	0,9	3509	0,72851	342156
H ₂ SO ₄	0	0	0	0	0,1	389,9	0,00083	389,86
Glukosa	0	0	0	0	0	0	0,20969	98484
Sub Total	1	177209	1	288558	1	3899	1	469666
Total	469666,4665						469666,4665	

6. *Rotary Vacuum Filter (RV-3022)*

Fungsi : Untuk memisahkan pati yang masih terdapat pada glukosa

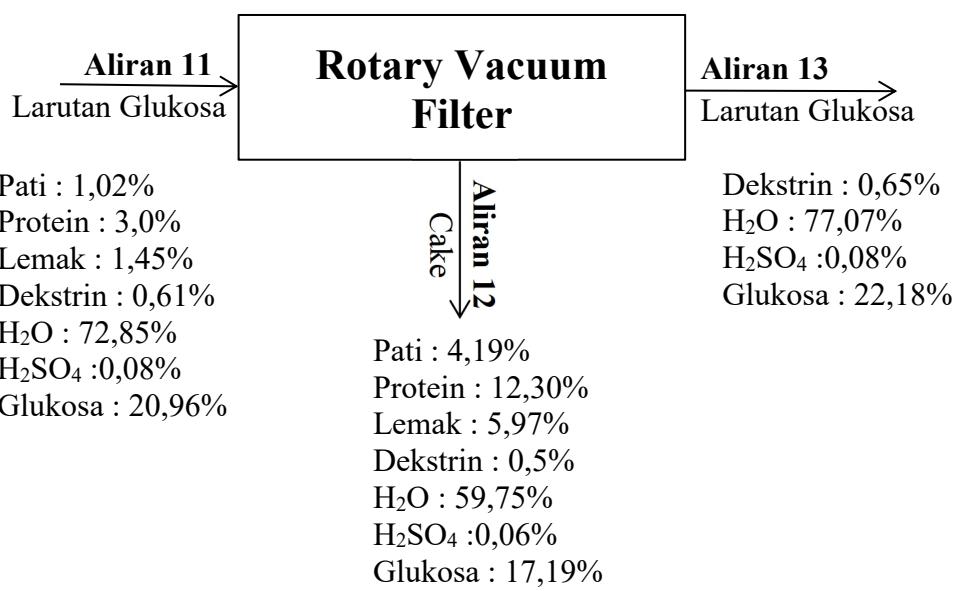
Kondisi Operasi :

- Temperature : 30 °C

- Tekanan : 1 atm

Efisiensi : 80 %

Berikut ini blok diagram neraca massa *Rotary Vacuum Filter* yang dapat dilihat pada Gambar A.6 berikut.



Gambar A.6 Blok Diagram Neraca Massa *Rotary Vacuum Filter*

Neraca Massa Total :

$$\text{Aliran 11} = \text{Aliran 12} + \text{Aliran 13}$$

$$469666,4665 \text{ kg/jam} = \text{Aliran 12} + \text{Aliran 13}$$

Neraca Massa Komponen :

➤ Input

- **Aliran 11**

- Pati = 4809,30736 kg/jam
- Protein = 14092,7072 kg/jam
- Lemak = 6841,120001 kg/jam
- Dekstrin = 2893,599928 kg/jam
- H₂O = 342155,9439 kg/jam
- H₂SO₄ = 389,8607188 kg/jam
- Glukosa = 98483,92739 kg/jam

➤ Output

- **Aliran 12**

- Pati = 4809,30736 kg/jam
- Protein = 14092,7072 kg/jam

- Lemak = $6841,120001 \text{ kg/jam}$
 - Dekstrin = $20 \% \times 2893,599928 \text{ kg/jam} = 578,7199857 \text{ kg/jam}$
 - H₂O = $20 \% \times 342155,9439 \text{ kg/jam} = 68431,18877 \text{ kg/jam}$
 - H₂SO₄ = $20 \% \times 389,8607188 \text{ kg/jam} = 77,97214376 \text{ kg/jam}$
 - Glukosa = $20 \% \times 98483,92739 \text{ kg/jam} = 19696,78548 \text{ kg/jam}$
- Jumlah massa di aliran 12 = $114527,8009 \text{ kg/jam}$

• **Aliran 13**

- Dekstrin = $2893,599928 \text{ kg/jam} - 578,71998 \text{ kg/jam} = 2314,87994 \text{ kg/jam}$
 - H₂O = $342155,9439 \text{ kg/jam} - 68431,188 \text{ kg/jam} = 273724,7551 \text{ kg/jam}$
 - H₂SO₄ = $389,8607188 \text{ kg/jam} - 77,972143 \text{ kg/jam} = 311,8885751 \text{ kg/jam}$
 - Glukosa = $98483,92739 \text{ kg/jam} - 19696,78548 \text{ kg/jam} = 78787,14191 \text{ kg/jam}$
- Jumlah massa di aliran 13 = $355138,6655 \text{ kg/jam}$

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel A.6 berikut.

Tabel A.6 Neraca Massa *Rotary Vacuum Filter* (RV-3022)

Komponen	INPUT		OUTPUT			
	Aliran 11		Aliran 12		Aliran 13	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
Pati	0,01024	4809,31	0,04199	4809,31	0	0
Protein	0,03001	14092,7	0,12305	14092,7	0	0
Lemak	0,01457	6841,12	0,05973	6841,12	0	0
Dekstrin	0,00616	2893,6	0,00505	578,72	0,00652	2314,88
H ₂ O	0,72851	342156	0,59751	68431,2	0,77075	273725
H ₂ SO ₄	0,00083	389,861	0,00068	77,9721	0,00088	311,889
Glukosa	0,20969	98483,9	0,17198	19696,8	0,22185	78787,1
Sub Total	1	469666	1	114528	1	355139
Total	469666,4665		469666,4665			

7. **Evaporator (EV-3041)**

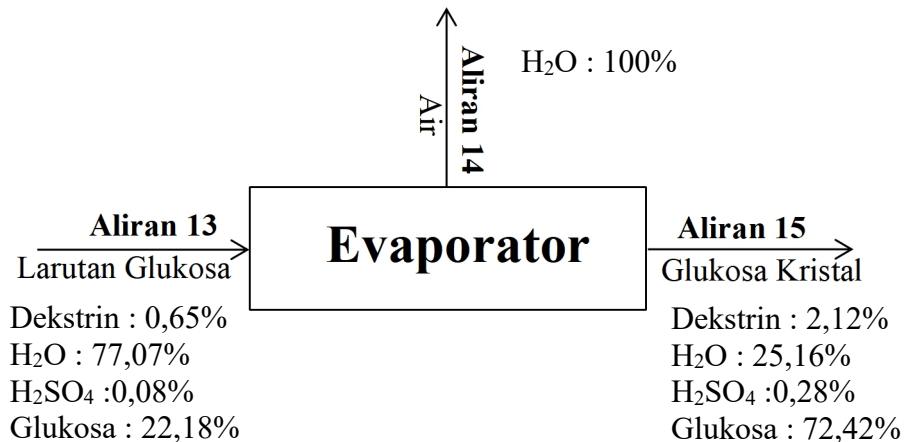
Fungsi : untuk memekatkan larutan glukosa dengan cara menghilangkan air yang terdapat didalam larutan glukosa.

Kondisi Operasi :

- Temperature : 104 °C

- Tekanan : 1 atm
- Efisiensi : 90 %

Berikut ini blok diagram neraca massa Evaporator yang dapat dilihat pada Gambar A.7 berikut.



Gambar A.7 Blok Diagram Neraca Massa Evaporator

Neraca Massa Total :

$$\begin{aligned} \text{Aliran 13} &= \text{Aliran 14} + \text{Aliran 15} \\ 355138,6655 \text{ kg/jam} &= \text{Aliran 14} + \text{Aliran 15} \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen :

- **Input**
- **Aliran 13**
 - H₂O = 273724,7551 kg/jam
 - H₂SO₄ = 311,8885751 kg/jam
 - Glukosa = 78787,14191 kg/jam
 - Dekstrin = 2314,87994 kg/jam

➤ **Output**

- **Aliran 14**

Jumlah air yang teruapkan di evaporator sebesar :

 - H₂O = 90 % × 273724,7551 kg/jam = 246352,2796 kg/jam

Jumlah massa di aliran 14 = 246352,2796 kg/jam

- **Aliran 15**

- $H_2O = 273724,755 \text{ kg/jam} - 246352,279 \text{ kg/jam} = 27372,47551 \text{ kg/jam}$
 - $H_2SO_4 = 311,8885751 \text{ kg/jam}$
 - Glukosa = $78787,14191 \text{ kg/jam}$
 - Dekstrin = $2314,87994 \text{ kg/jam}$
- Jumlah massa di aliran 15 = $108786,3859 \text{ kg/jam}$

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel A.7 berikut.

Tabel 4.7 Neraca Massa Evaporator (EV-3041)

Komponen	INPUT		OUTPUT			
	Aliran 13		Aliran 14		Aliran 15	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
H_2O	0,770755	273724,7551	1	246352,3	0,251617	27372,48
H_2SO_4	0,000878	311,8885751			0,002867	311,8886
Glukosa	0,221849	78787,14191	0	0	0,724237	78787,14
Dektrin	0,006518	2314,879943	0	0	0,021279	2314,88
Sub Total	1	355138,6655	1	246352,3	1	108786,4
Total	355138,6655		355138,6655			

8. *Rotary Dryer (RD-3051)*

Fungsi : untuk menghilangkan air yang masih terkandung di dalam glukosa

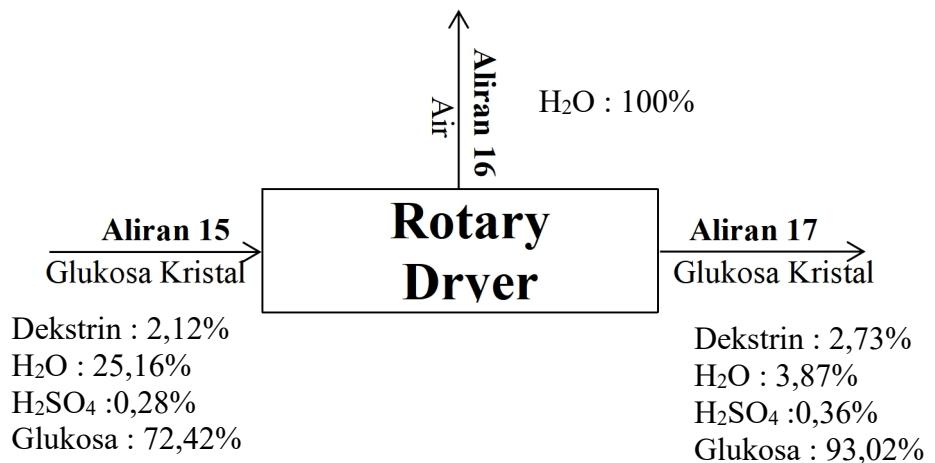
Kondisi Operasi :

Temperature : 110°C

Tekanan : 1 atm

Efisiensi : 88 %

Berikut ini blok diagram neraca massa *Rotary Dryer* yang dapat dilihat pada Gambar A.8 berikut.



Gambar A.8 Blok Diagram Neraca Massa *Rotary Dryer*

Neraca Massa Total :

$$\text{Aliran 15} = \text{Aliran 16} + \text{Aliran 17}$$

$$108786,3859 \text{ kg/jam} = \text{Aliran 16} + \text{Aliran 17}$$

Neraca Massa Komponen :

➤ Input

- **Aliran 15**

- H₂O = 27372,47551 kg/jam
- H₂SO₄ = 311,8885751 kg/jam
- Glukosa = 78787,14191 kg/jam
- Dekstrin = 2314,87994 kg/jam

$$\text{Jumlah massa di aliran 15} = 108786,3859 \text{ kg/jam}$$

➤ Output

- **Aliran 16**

Jumlah air yang teruapkan di *dryer* sebesar :

$$- \text{H}_2\text{O} = 88 \% \times 27372,47551 \text{ kg/jam} = 24087,77845 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah massa di aliran 16} = 24087,77845 \text{ kg/jam}$$

- **Aliran 17**

- $H_2O = 27372,47551 \text{ kg/jam} - 24087,77845 \text{ kg/jam} = 3284,697061 \text{ kg/jam}$
 - $H_2SO_4 = 311,8885751 \text{ kg/jam}$
 - $Glukosa = 78787,14191 \text{ kg/jam}$
 - $Dekstrin = 2314,87994 \text{ kg/jam}$
- Jumlah massa di aliran 17 = 84698,60749 kg/jam

Berikut ini merupakan tabel neraca massa yang dapat dilihat pada Tabel A.8 berikut.

Tabel A.8 Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-3051)

Komponen	INPUT		OUTPUT			
	Aliran 15		Aliran 16		Aliran 17	
	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam	Fraksi	kg/jam
H ₂ O	0,251617	27372,47551	1	24087,78	0,038781	3284,697
H ₂ SO ₄	0,002867	311,8885751	0	0	0,0036823	311,8886
Glukosa	0,724237	78787,14191	0	0	0,9302059	78787,14
Dekstrin	0,021279	2314,879943	0	0	0,0273308	2314,88
Sub Total	1	108786,3859	1	24087,78	1	84698,61
Total	108786,3859		108786,3859			

LAMPIRAN B

NERACA ENERGI

- Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai panas (Q)
- Menggunakan data Cp dalam bentuk konstanta

Untuk panas sensibel $Q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$ (**Himmelblau, Pers. 23.12, Hal.693**)

Untuk panas laten $Q = m \cdot \lambda$

Data Cp konstanta dapat diperoleh dari Carl L. Yaws *Chemical Properties Handbook* dan Perry's *Chemical Handbook* Vol.7 hal 354. Sedangkan data Cp konstanta untuk bahan yang dihitung berdasarkan gugus fungsi dapat dilihat pada buku Perry's *Chemical Handbook* Vol.7 hal 354.

- Menggunakan data Cp yang dipengaruhi temperatur

Data Cp yang di pengaruhi oleh temperatur dapat diperoleh dari buku David M. Himmelblau *Basic Principles and Calculating in Chemical Engineering* Ed 5th Hal 677.

$$Q = m \int Cp \cdot dT \quad (\text{Himmelblau, Pers. 23.12, Hal.693})$$

$$\begin{aligned} - \quad & Cp^o = a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 \\ - \quad & Cp = [a \times (T_2 - T_1)] + \left[\frac{b}{2} \times (T_{22} - T_{21}) \right] + \left[\frac{c}{3} \times (T_{32} - T_{31}) \right] + \\ & \left[\frac{d}{4} \times (T_{42} - T_{41}) \right] \end{aligned}$$

- Persamaan yang digunakan untuk menghitung panas reaksi (Qr)

$$Q_R = -\Delta H_R$$

- $\Delta H_R = \Delta H_R^o + (\Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan})$
- $\Delta H_R^o = \sum \Delta H_f^o \text{ produk} - \sum \Delta H_f^o \text{ reaktan}$
- $\Delta H \text{ produk} = \sum (m \cdot C_p \cdot \Delta T) \text{ produk}$
- $\Delta H \text{ reaktan} = \sum (m \cdot C_p \cdot \Delta T) \text{ reaktan}$

Nilai data ΔH_f dapat diperoleh dari *perry's Chemical Engineer's* Ed. 8th Hal 2-185 dan David M. Himmelblau Ed.5th Hal 1049.

Nilai kapasitas panas masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.1 berikut.

Tabel B.1 Nilai Kapasitas Panas Komponen

Komponen	Fasa	Cp (Kkal/kg°C)
H ₂ O	Liquid	0,999975
H ₂ SO ₄	Liquid	0,3499722
Glukosa	Solid	0,29999020
Dekstrin	Solid	0,3819290
Pati	Solid	0,369987
Protein	Solid	0,3699870
Lemak	Solid	0,5799751

Nilai panas pembentukan masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel B.2 berikut.

Tabel B.2 Nilai Panas Pembentukan Komponen

Komponen	Fasa	ΔH_f (Kkal/kmol)
Pati	Solid	-280,2151
H ₂ O	Liquid	-57,8394
Glukosa	Solid	-303,7763
Dekstrin	Solid	-505,3967

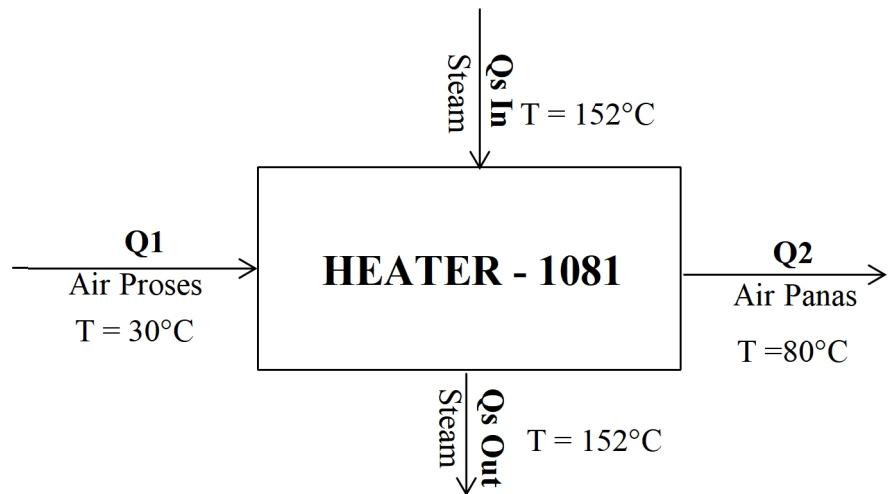
1. Heater (HE-1081)

Fungsi : untuk memanaskan air yang dibutuhkan di ekstraktor

Kondisi Operasi :

- T In : 30 °C
- T Out : 100 °C
- Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca energi *Heater* yang dapat dilihat pada Gambar B.1 berikut.



Gambar B.1 Blok Diagram Neraca Energi Heater

➤ **Input**

- **Q1**

T in = 30°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi heater pada Q1 yang dapat dilihat pada Tabel B.3 berikut.

Tabel B.3 Energi Pada Q1 HE-1081

Q1				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (KJ/Kg °C)	dT (°C)	Q (KJ/Jam)
H ₂ O	18066,33803	4,1868	5	378200,72
Total	18066,33803			378200,72

➤ **Output**

- **Q2**

T out = 80°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi heater pada Q2 yang dapat dilihat pada Tabel B.4 berikut.

Tabel B.4 Energi Pada Q2 HE-1081

Q2				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (KJ/Kg °C)	dT (°C)	Q (KJ/Jam)
H ₂ O	18066,33803	4,1868	55	4160207,92
Total	18066,33803			4160207,92

➤ **Panas Yang Dibutuhkan**

$$\Delta Q = Q_{out} - Q_{in} \quad (\text{Himmelblau, Pers 5.11. Hal 71})$$

$$\Delta Q = Q_2 - Q_1$$

$$\Delta Q = 4160207,92 \text{ Kj/Jam} - 18066,33803 \text{ kJ/Jam}$$

$$\Delta Q = 3782007,203 \text{ Kj/Jam}$$

➤ **Panas Steam**

Medium pemanas adalah saturated steam pada T = 152 °C

Sehingga :

$$H_f = 640,8 \text{ kJ/Kg}$$

$$H_v = 2747,7 \text{ kJ/Kg}$$

$$\lambda_s = 2106,9 \text{ kJ/Kg}$$

(Smith Van Ness, Apendix F.1 Saturated Steam (Hal 669))

Jumlah Steam Yang Dibutuhkan (ms) :

$$ms = \frac{\Delta Q}{\lambda_s} = \frac{3782007,203 \text{ kJ/Jam}}{2106,9 \text{ kJ/Kg}} = 1795,057764 \text{ Kg/Jam}$$

Panas steam masuk (Q_{s in}) :

$$Q_{s in} = ms \times H_v$$

$$Q_{s in} = 1795,057764 \text{ Kg/Jam} \times 2747,7 \text{ kJ/Kg}$$

$$Q_{s in} = 4932280,218 \text{ Kj/Jam}$$

Panas Steam Keluar (Q_{s Out}) :

$$Q_{s out} = ms \times H_f$$

$$Q_{s out} = 1795,057764 \text{ Kg/Jam} \times 640,8 \text{ kJ/Kg}$$

$$Q_{s out} = 1150273,015 \text{ Kj/Jam}$$

Berikut ini tabel total neraca energi pada heater yang dapat dilihat pada Tabel B.5 berikut.

Tabel B.5 Neraca Energi Heater (HE-1081)

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	378200,7203	
Q2		4160207,923
Qs in	4932280,218	
Qs out		1150273,015
Total	5310480,939	5310480,939

2. Heater (HE-2042)

Fungsi : untuk memanaskan air yang dibutuhkan di reaktor.

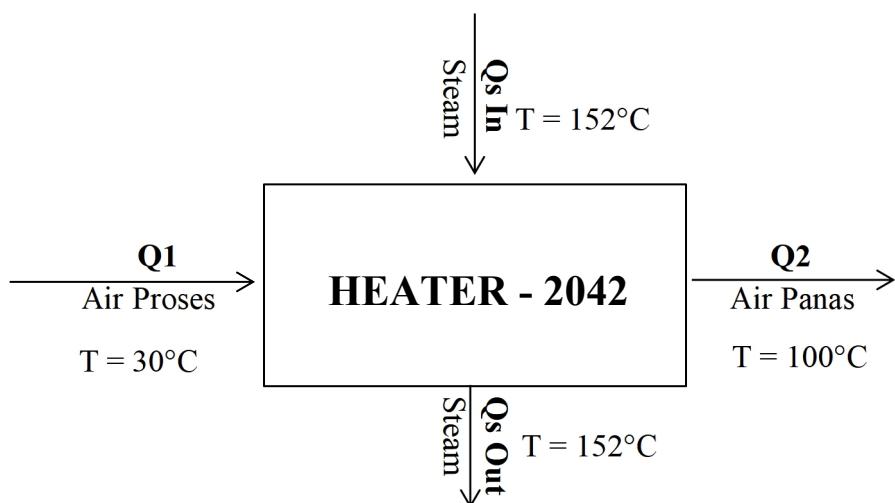
Kondisi Operasi :

T In : 30 °C

T Out : 100 °C

Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca energi Heater yang dapat dilihat pada Gambar B.2 berikut.



Gambar B.2 Blok Diagram Neraca Energi Heater

➤ Input

- **Q1**

T in = 30°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi heater pada Q1 yang dapat dilihat pada Tabel B.6 berikut.

Tabel B.6 Energi Pada Q1 HE-2042

Q1				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (KJ/Kg °C)	dT (°C)	Q (KJ/Jam)
H ₂ O	60089,4432	4,1868	5	1257912,4
Total	60089,4432			1257912,4

➤ **Output**

• **Q2**

T out = 100°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi heater pada Q2 yang dapat dilihat pada Tabel B.7 berikut.

Tabel B.7 Energi Pada Q2 HE-2042

Q2				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (KJ/Kg °C)	dT (°C)	Q (KJ/Jam)
H ₂ O	60089,4432	4,1868	75	18868686,1
Total	60089,4432			18868686,1

➤ **Panas Yang Dibutuhkan**

$$\Delta Q = Q_{out} - Q_{in} \quad (\text{Himmelblau, Pers 5.11. Hal 71})$$

$$\Delta Q = Q_2 - Q_1$$

$$\Delta Q = 18868686,1 \text{ Kj/Jam} - 1257912,4 \text{ kJ/Jam}$$

$$\Delta Q = 17610773,67 \text{ Kj/Jam}$$

➤ **Panas Steam**

Medium pemanas adalah saturated steam pada T = 152 °C

Sehingga :

$$H_f = 640,8 \text{ kJ/Kg}$$

$$H_v = 2747,7 \text{ kJ/Kg}$$

$$\lambda_s = 2106,9 \text{ kJ/Kg}$$

(Smith Van Ness, Apendix F.1 Saturated Steam (Hal 669))

Jumlah Steam Yang Dibutuhkan (ms) :

$$ms = \frac{\Delta Q}{\lambda_s} = \frac{17610773,67 \text{ kJ/Jam}}{2106,9 \text{ kJ/Kg}} = 8358,618665 \text{ Kg/Jam}$$

Panas steam masuk (Qs in) :

$$Qs \text{ in} = ms \times Hv$$

$$Qs \text{ in} = 8358,618665 \text{ Kg/Jam} \times 2747,7 \text{ kJ/Kg}$$

$$Qs \text{ in} = 22966976,51 \text{ Kj/Jam}$$

Panas Steam Keluar (Qs Out) :

$$Qs \text{ out} = ms \times Hf$$

$$Qs \text{ out} = 8358,618665 \text{ Kg/Jam} \times 640,8 \text{ kJ/Kg}$$

$$Qs \text{ out} = 5356202,841 \text{ Kj/Jam}$$

Berikut ini tabel total neraca energi pada heater yang dapat dilihat pada Tabel B.5 berikut.

Tabel B.8 Neraca Energi Heater (HE-2042)

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	1257912,4	
Q2		18868686,07
Q3	22966976,51	
Q4		5356202,841
Total	24224888,91	24224888,91

3. Reaktor Hidrolisis (RH-2011)

Fungsi : untuk mengubah larutan pati menjadi larutan glukosa.

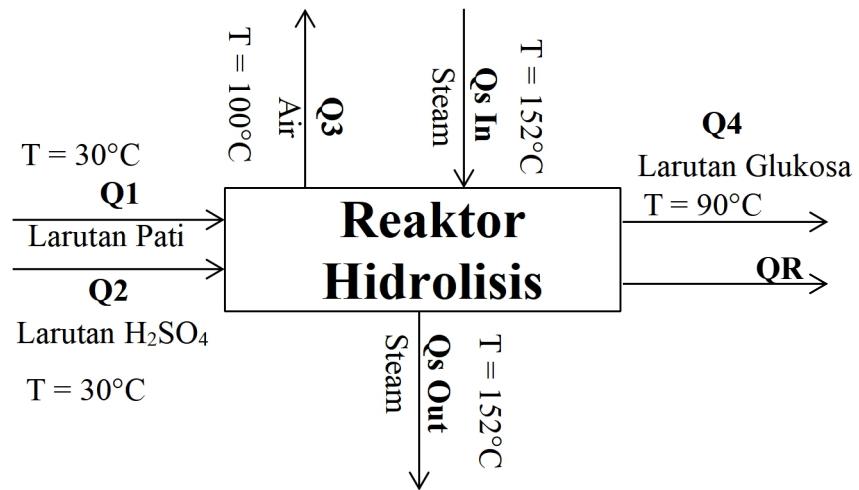
Kondisi Operasi :

T In : 30 °C

T Out : 90 °C

Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca energi Reaktor Hidrolisis yang dapat dilihat pada Gambar B.2 berikut.



Gambar B.3 Blok Diagram Neraca Energi Reaktor Hidrolisis

Persamaan Neraca Energi :

$$Q_1 + Q_2 + Q_{s\text{ in}} = Q_2 + Q_4 + Q_{s\text{ out}} + QR$$

➤ **Input**

- **Q1**

$$T_{\text{in}} = 30^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$$

Berikut ini tabel neraca energi Reaktor Hidrolisis pada Q1 yang dapat dilihat pada Tabel B.9 berikut.

Tabel B.9 Energi Pada Q1 RH-2011

Q1 (INPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (kkal/kg°C)	dT (°C)	Q (Kkal/Jam)
Pati	96186,14721	0,369987044	5	177938,1414
Protein	14092,7072	0,369987044	5	26070,5954
Lemak	6841,120001	0,579975172	5	19838,39874
H2O	60089,44323	0,999975312	5	300439,7987
Total	177209,4176			524286,9343

- **Q2**

T in = 30°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi Reaktor Hidrolisis pada Q2 yang dapat dilihat pada Tabel B.10 berikut.

Tabel B.10 Energi Pada Q2 RH-2011

Q2 (INPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (kkal/kg°C)	dT (°C)	Q (Kkal/Jam)
H2O	3508,746469	0,999975312	5	17543,29923
H2SO4	389,8607188	0,349972252	5	682,2021687
Total	3898,607188			18225,5014

➤ **Output**

- **Q3**

T in = 100°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi Reaktor Hidrolisis pada Q3 yang dapat dilihat pada Tabel B.11 berikut.

Tabel B.11 Energi Pada Q3 RH-2011

Q3 (INPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (kkal/kg°C)	dT (°C)	Q (Kkal/Jam)
H2O	288558,4416	0,999975312	75	21641348,83
Total	288558,4416			21641348,83

- **Q4**

T in = 90°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi Reaktor Hidrolisis pada Q4 yang dapat dilihat pada Tabel B.12 berikut.

Tabel B.12 Energi Pada Q4 RH-2011

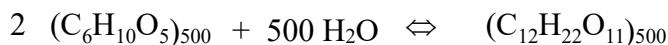
Q4 (OUTPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (kkal/kg°C)	dT (°C)	Q (Kkal/Jam)
Pati	4809,30736	0,369987044	65	115659,7919
Protein	14092,7072	0,369987044	65	338917,7402
Lemak	6841,120001	0,579975172	65	257899,1837
dekstrin	2893,599928	0,381929044	65	71834,74054
H ₂ O	342155,9439	0,999975312	65	22239587,29
H ₂ SO ₄	389,8607188	0,349972252	65	8868,628192
Glukosa	98483,92739	0,299990205	65	1920373,883
Total	469666,4665			24953141,25

➤ **Menghitung Panas Reaksi**

1. **Menghitung Entalpi Reaksi**

Reaksi 1

Konversi 95 %



M : 1,1874	16031,0245	-
B : 1.1281	282,0272	0,5640
S : 0,0593	15748,9973	0,5640

Berikut data entalpi masing-masing komponen pada keadaan standar (25 °C) :

Komponen	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH_f (kkal/kmol)	n (Kmol/jam)	m (kg/jam)	C_p (kkal/kg°C)
Pati (C ₆ H ₁₀ O ₅)	-1172,42	-280,2151	1,128109134	96186,147	0,369987044
Air (H ₂ O)	-242	-57,8394	282,0272835	288558,44	0,999975312
Dekstrin (C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁)	-2114,58	-505,3967	0,564054567	2893,5999	0,381929044
Total			283,7194472	387638,19	

Panas pembentukan standar masing-masing komponen pada suhu 25 °C adalah :

$$\Delta H^{\circ}R = \Delta H^{\circ}f \text{ Produk} - \Delta H^{\circ}f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H^{\circ}R = (\Delta H^{\circ}f \text{ Dekstrin } (\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11})) - (\Delta H^{\circ}f \text{ Pati } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5) + \Delta H^{\circ}f \text{ Air } (\text{H}_2\text{O}))$$

$$\Delta H^{\circ}R = (-285,0437) - (-16.099,4394)$$

$$\Delta HR^\circ = 16.343,3308 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned}\Delta HR &= \Delta HR^\circ + (Q \text{ Produk} - Q \text{ Reaktan}) \\ &= 16.343,3308 + 24953141,25 - 22183861,26 \\ &= 2.785.623,3219 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}QR &= -\Delta HR \\ &= -2.785.623,3219 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

2. Reaksi 2

Konversi 97 %



M : 0,5640	15748,9973	-
B : 0,5471	273,5664	547,1329
S : 0,0169	15475,4308	547,1329

Berikut data entalpi masing komponen

Komponen	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH_f (kkal/kmol)	n (Kmol/jam)	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg°C)
Dekstrin ($C_{12}H_{22}O_{11}$)	-2114,58	-505,3967	0,54713293	2893,5999	0,381929044
Air (H_2O)	-242	-57,8394	273,566465	288558,44	0,999975312
Glukosa ($C_6H_{12}O_6$)	-1271	-303,7763	547,1329299	98483,927	0,299990205
Total			821,2465279	389935,97	

Panas pembentukan standar masing-masing komponen adalah :

$$\Delta HR^\circ = \Delta H^\circ f \text{ Produk} - \Delta H^\circ f \text{ Reaktan}$$

$$\begin{aligned}\Delta HR^\circ &= (\Delta H_f \text{ Dekstrin } (C_{12}H_{22}O_{11})) - (\Delta H_f \text{ Dekstrin } (C_{12}H_{22}O_{11})) + \Delta H_f \text{ Air} \\ &\quad (H_2O))\end{aligned}$$

$$\Delta HR^\circ = (-276,5192) - (-16.099,4394)$$

$$\Delta HR^\circ = 15.822,9202 \text{ kkal/jam}$$

$$\begin{aligned}\Delta HR &= \Delta HR^\circ + (Q \text{ Produk} - Q \text{ Reaktan}) \\ &= 15.822,9202 + 24953141,25 - 22183861,26 \\ &= 2.785.102,9113 \text{ kkal/jam}\end{aligned}$$

ΔHR Total = 5.570.726,2332 Kkal/jam (Endothermis)

Endo (+) Membutuhkan media pemanas

Ekso (-) Membutuhkan media pendingin

$$QR = -\Delta HR$$

$$\begin{aligned} QR &= -5.570.726,2332 \text{ kkal/jam} \\ &= 5.570.726,2332 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

➤ **Kebutuhan Steam**

$$\begin{aligned} \Delta Q &= Q_{Out} - Q_{In} \\ &= 8.340.006,2243 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

Proses hidrolisis pati jagung berlangsung suhu 90 °C, karena reaksi berlangsung secara endotermis sehingga membutuhkan steam sebagai pemanas dari Table F.1 *Saturated steam, Smith Van Ness (Hal 669)* pada T = 152°C, data sebagai berikut :

$$H_{liq} = 640,8 \text{ Kj/Kg} = 153,05 \text{ Kkal/kg}$$

$$H_{vap} = 2747,7 \text{ Kj/Kg} = 658,28 \text{ Kkal/kg}$$

$$\Lambda_s = 505,23 \text{ Kkal/kg}$$

Jumlah Steam Yang Dibutuhkan (ms) :

$$ms = \frac{\Delta Q}{\lambda_s} = \frac{8.340.006,2243 \text{ kkal/Jam}}{505,23 \text{ kkal/Kg}} = 16507,34561 \text{ Kg/Jam}$$

Panas steam masuk (Qs in) :

$$Qs_{in} = ms \times Hv$$

$$Qs_{in} = 16507,34561 \text{ Kg/Jam} \times 658,28 \text{ Kkal/kg}$$

$$Qs_{in} = 10866455,47 \text{ Kkal/Jam}$$

Panas Steam Keluar (Qs Out) :

$$Qs_{out} = ms \times H_f$$

$$Qs_{out} = 16507,34561 \text{ Kg/Jam} \times 153,05 \text{ Kkal/kg}$$

$$Qs_{out} = 2526449,246 \text{ kkal/Jam}$$

Berikut ini tabel neraca Energi Reaktor Hidrolisis yang dapat dilihat pada Tabel B.13 berikut.

Tabel B.13 Energi Pada RH-2011

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	524286,9343	
Q2	18225,5014	
Q3	21641348,83	
Q4		24953141,25
QR		5.570.726,2332
Qs in	10866455,47	
Qs Out		2526449,246
Total	33050316,73	33050316,73

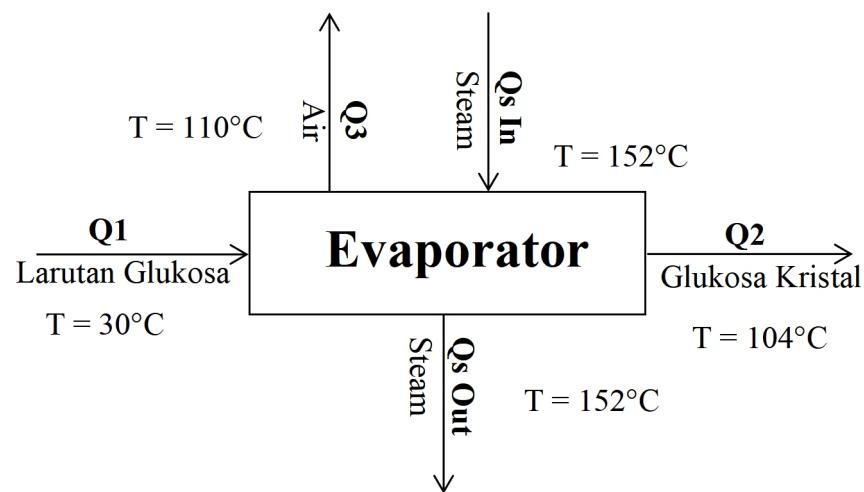
► **Evaporator (EV-3041)**

Fungsi : untuk memekatkan larutan glukosa dengan cara menghilangkan air yang terdapat didalam larutan glukosa.

Kondisi Operasi :

- T In : 30°C
- T Out : 110°C
- Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca energi Evaporator yang dapat dilihat pada Gambar B.4 berikut.



Gambar B.4 Blok Diagram Neraca Energi Evaporator

➤ **Input**

- **Q1**

T in = 30°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi Evaporator pada Q1 yang dapat dilihat pada Tabel B.14 berikut.

Tabel B.14 Energi Pada Q1 (EV-3041)

Q1 (INPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/kg°C)	dT (°C)	Q (Kkal/Jam)
H ₂ O	273724,7551	0,999975312	5	1368589,987
H ₂ SO ₄	311,8885751	0,349991359	5	545,7915315
Glukosa	78787,14191	0,299990205	5	118176,8543
Dekstrin	2314,879943	0,381929044	5	4420,599418
Total	355138,6655			1491733,232

➤ **Output**

- **Q2**

T in = 104 °C

T ref = 25 °C

Berikut ini tabel neraca energi Evaporator pada Q2 yang dapat dilihat pada Tabel B.15 berikut.

Tabel B.15 Energi Pada Q2 (EV-3041)

Q2 (OUTPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/kg°C)	dT (°C)	Q (Kkal/Jam)
H ₂ O	27372,47551	0,999975312	79	2162372,179
H ₂ SO ₄	311,8885751	0,349991359	79	8623,506198
Glukosa	78787,14191	0,299990205	79	1867194,299
Dekstrin	2314,879943	0,381929044	79	69845,4708
Total	108786,3859			4108035,455

- **Q3**

T in = 110 °C

T ref = 25 °C

Berikut ini tabel neraca energi Evaporator pada Q3 yang dapat dilihat pada Tabel B.16 berikut.

Tabel B.16 Energi Pada Q3 (EV-3041)

Q3 (OUTPUT)						
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/kg°C)	dT (°C)	λ	mλ	Q (Kkal/Jam)
H ₂ O	246352,28	0,999975312	85	767,89	189171452	210110878,8
Total	246352,28					210110878,8

➤ **Panas Yang Dibutuhkan**

$$\Delta Q = Q_{out} - Q_{in} \quad (\text{Himmelblau, Pers 5.11. Hal 71})$$

$$\Delta Q = Q_2 - (Q_1 + Q_3)$$

$$\Delta Q = 212727181 \text{ Kkal/Jam}$$

➤ **Panas Steam**

Medium pemanas adalah saturated steam pada T = 152 °C

Sehingga :

$$H_{liq} = 640,8 \text{ Kj/Kg} = 153,05 \text{ Kkal/kg}$$

$$H_{vap} = 2747,7 \text{ Kj/Kg} = 658,28 \text{ Kkal/kg}$$

$$\lambda_s = 505,23 \text{ Kkal/kg}$$

Jumlah Steam Yang Dibutuhkan (ms) :

$$ms = \frac{\Delta Q}{\lambda_s} = \frac{212727181 \text{ kkal/Jam}}{505,23 \text{ kkal/Kg}} = 421050,1771 \text{ Kg/Jam}$$

Panas steam masuk (Qs in) :

$$Qs_{in} = ms \times H_v$$

$$Qs_{in} = 421050,1771 \text{ Kg/Jam} \times 658,28 \text{ Kkal/kg}$$

$$Qs_{in} = 277168910,6 \text{ Kkal/Jam}$$

Panas Steam Keluar (Qs Out) :

$$Qs_{out} = ms \times H_f$$

$$Q_s \text{ out} = 421050,1771 \text{ Kg/Jam} \times 153,05 \text{ Kkal/kg}$$

$$Q_s \text{ out} = 64441729,61 \text{ kkal/Jam}$$

Berikut ini tabel neraca energi Evaporator yang dapat dilihat pada Tabel B.17 berikut.

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	1491733,232	
Q2		4420038,148
Q3		210110878,8
Qs In	277575428,7	
Qs Out		64536245
Total	279067161,9	279067161,9

5. *Rotary Dryer (RD-3051)*

Fungsi : untuk menghilangkan air yang masih terkandung di dalam glukosa.

Kondisi Operasi :

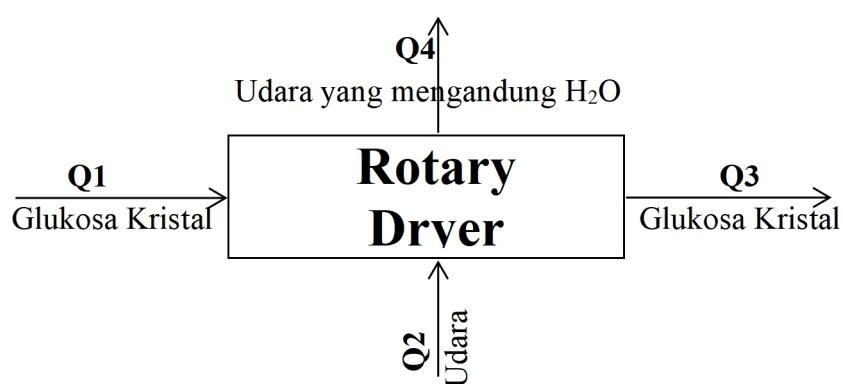
T In : 30 °C

T Out : 110 °C

Tekanan : 1 atm

Efisiensi : 88 %

Berikut ini blok diagram neraca massa *Rotary Dryer* yang dapat dilihat pada Gambar B.5 berikut.



Gambar B.5 Blok Diagram Neraca Energi *Rotary Dryer*

➤ **Input**

- **Q1**

T in = 30°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi *Rotary Dryer* pada Q1 yang dapat dilihat pada Tabel B.17 berikut.

Tabel B.17 Energi Pada Q1 (RD-3051)

Q1 (INPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/kg°C)	dT (°C)	Q (Kkal/Jam)
H ₂ O	27372,47551	0,999975312	5	136858,9987
H ₂ SO ₄	311,8885751	0,349991359	5	545,7915315
Glukosa	78787,14191	0,299990205	5	118176,8543
Dekstrin	2314,879943	0,381929044	5	4420,599418
Total	108786,3859			260002,244

➤ **Ouput**

- **Q3**

T in = 80°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi *Rotary Dryer* pada Q3 yang dapat dilihat pada Tabel B.18 berikut.

Tabel B.18 Energi Pada Q3 (RD-3051)

Q3 (OUTPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/kg°C)	dT (°C)	Q (Kkal/Jam)
H ₂ O	3284,697061	0,999975312	55	180653,8783
H ₂ SO ₄	31,18885751	0,349991359	55	600,3706847
Glukosa	78787,14191	0,299990205	55	1299945,398
Dekstrin	2314,879943	0,381929044	55	48626,59359
Total	84417,90777			1529826,24

➤ Mencari Massa Udara

Data :

- Cp udara = 0,2409 Kkal/kg°C
- T in = 110 °C
- T Ref = 25 °C

$$Q2 = (m \times cp \times \Delta T)$$

$$Q2 = m \times 20,4765$$

Data :

- Cp Uap = 0,501 Kkal/kg°C
- Cp udara = 0,2409 Kkal/kg°C
- T in = 90 °C
- T Ref = 25 °C
- Massa Air = 24087,77845 kg/jam
- Λ_s = 2283,2 kkal /jam

$$Q4 = (m \times cp \times \Delta T) + (m \times cp \times \Delta T) + m \times \lambda$$

$$Q4 = m \times 15,6585 \text{ kkal/jam} + 784418,5051 \text{ kkal/jam} + 54997215,75$$

Kebutuhan Udara

$$m \times 20,4765 = m \times 15,6585 + 784418,5051 + 54997215,75$$

$$m \times (20,4765 - 15,6585) = 55781634,26$$

$$m (4,788) = 55781634,26 \text{ kkal/jam}$$

$$m = 11650299,55 \text{ kg/jam}$$

Berikut ini tabel neraca energi *Rotary Dryer* pada Q2 yang dapat dilihat pada Tabel B.19 berikut.

Tabel B.19 Energi Pada Q3 (RD-3051)

Q2 (INPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/kg°C)	dT	Q (Kkal/Jam)

			(°C)	
Udara	11650299,55	0,2409	85	238557358,8
Total	11650299,55			238557358,8

Berikut ini tabel neraca energi *Rotary Dryer* pada Q4 yang dapat dilihat pada Tabel B.19 berikut.

Tabel B.19 Energi Pada Q4 (RD-3051)

Q4 (OUTPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/kg°C)	dT (°C)	Q (Kkal/Jam)
Udara	11650299,55		65	238207849,8
Total	11650299,55			238207849,8

Berikut ini tabel neraca energi *Rotary Dryer* yang dapat dilihat pada Tabel B.20 berikut.

Tabel B.20 Energi Pada (RD-3051)

Panas	Masuk	Keluar
Q1	260002,244	
Q2	238557358,8	
Q3		1529826,24
Q4		238207849,8
Total	238817361	238817361

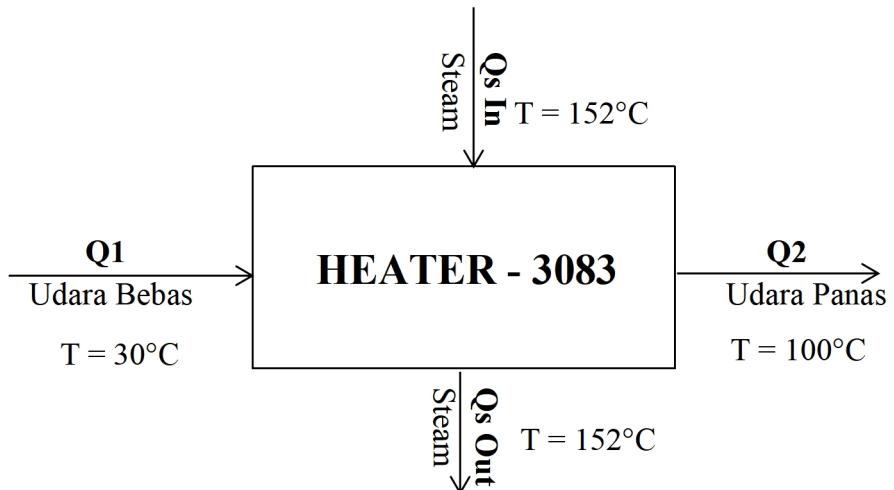
6. *Heater (HE-3083)*

Fungsi : untuk memanaskan udara

Kondisi Operasi :

- T In : 30 °C
- T Out : 100 °C
- Tekanan : 1 atm

Berikut ini blok diagram neraca massa *Heater* yang dapat dilihat pada Gambar B.6 berikut.



Gambar B.6 Blok Diagram Neraca Energi *Heater*

➤ **Input**

- **Q1**

T in = 30°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi heater pada Q1 yang dapat dilihat pada Tabel B.21 berikut.

Tabel B.21 Energi Pada Q1 HE-3083

Q1 (INPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/kg°C)	dT (°C)	Q (Kkal/Jam)
Udara	11650299,55	0,2409	5	14032785,81
Total				14032785,81

➤ **Output**

- **Q2**

T in = 10°C

T ref = 25°C

Berikut ini tabel neraca energi heater pada Q2 yang dapat dilihat pada Tabel B.21 berikut.

Tabel B.21 Energi Pada Q2 HE-3083

Q2 (OUTPUT)				
Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/kg°C)	dT (°C)	Q (Kkal/Jam)
Udara	11650299,55	0,2409	75	210491787,2
Total	11650299,55			210491787,2

➤ **Panas Yang Dibutuhkan**

$$\Delta Q = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \quad (\text{Himmelblau, Pers 5.11. Hal 71})$$

$$\Delta Q = Q_2 - Q_1$$

$$\Delta Q = 196459001,3 \text{ Kkal/Jam}$$

➤ **Panas Steam**

Medium pemanas adalah saturated steam pada $T = 152 \text{ }^{\circ}\text{C}$

Sehingga :

$$H_{\text{liq}} = 640,8 \text{ Kj/Kg} = 153,05 \text{ Kkal/kg}$$

$$H_{\text{vap}} = 2747,7 \text{ Kj/Kg} = 658,28 \text{ Kkal/kg}$$

$$\lambda_s = 505,23 \text{ Kkal/kg}$$

Jumlah Steam Yang Dibutuhkan (ms) :

$$ms = \frac{\Delta Q}{\lambda_s} = \frac{196459001,3 \text{ kkal/Jam}}{505,23 \text{ kkal/Kg}} = 388850,6252 \text{ Kg/Jam}$$

Panas steam masuk (Qs in) :

$$Q_{\text{s in}} = ms \times H_f$$

$$Q_{\text{s in}} = 388850,6252 \text{ Kg/Jam} \times 658,28 \text{ Kkal/kg}$$

$$Q_{\text{s in}} = 255972589,5 \text{ Kkal/Jam}$$

Panas Steam Keluar (Qs Out) :

$$Q_{\text{s out}} = ms \times H_f$$

$$Q_{\text{s out}} = 388850,6252 \text{ Kg/Jam} \times 153,05 \text{ Kkal/kg}$$

$$Q_{\text{s out}} = 59513588,18 \text{ kkal/Jam}$$

Berikut ini tabel neraca energi *Heater* yang dapat dilihat pada Tabel B.22 berikut.

Tabel B.22 Energi Pada HE-3083

Komponen	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	14032785,81	
Q2		210491787,2
Qs In	255972589,5	
Qs Out		59513588,18
TOTAL	270005375,3	270005375,3

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI PERALATAN DAN UTILITAS

A. Spesifikasi Peralatan Utama

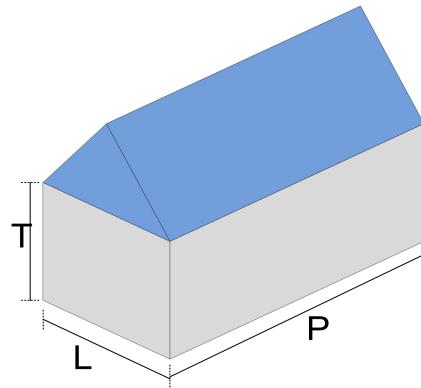
1. Gudang Bahan Baku (WH-1011)

Fungsi : Tempat penyimpanan jagung sebelum di proses

Tipe : *Warehouse*

Bahan konstruksi : Semen

Jumlah : 1 unit



Gambar LC.1 Ware House

Data :

- Jumlah umpan, m : 172060,3622 kg/jam
- Lama penyimpanan, t : 7 hari = 168 jam
- Densitas, ρ : 721 kg/m³
- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 30°C

1) Menentukan Volume Ware House

$$\text{Kapasitas Ware House (W)} = \text{Jumlah Umpan} \times \text{Lama Penyimpanan}$$

$$= 172060,3622 \text{ kg/jam} \times 168 \text{ jam}$$

$$= 28906140,85 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume } Ware\ House &= \frac{\text{Kapasitas } Ware\ House (W)}{\text{Densitas Jagung } (\rho)} \\
 &= \frac{28906140,85 \text{ kg}}{721 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 40091,73488 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Over Design (Ruang Kosong) = 20 %

Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Design} &= 1,2 \times \text{Volume } Ware\ House \\
 &= 1,2 \times 40091,73488 \text{ m}^3 \\
 &= 48110,08185 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

2) Menentukan Dimensi *Ware House*

$$\text{Volume } Ware\ House = W \times L \times H$$

Dimana :

W = Lebar *Ware House* (m)

L = Panjang *Ware House* (m)

H = Tinggi *Ware House* (m)

Diinginkan $L = 2 W$ dan $H = W$

Sehingga :

$$V = W \times 2W \times W$$

$$V = 2 W^3$$

$$48110,08185 \text{ m}^3 = 2 W^3$$

$$W^3 = \frac{48110,08185 \text{ m}^3}{2}$$

$$W^3 = 24055,04093 \text{ m}^3$$

$$W = \sqrt[3]{24055,04093}$$

$$W = 28,867024 \text{ m}$$

Sehingga Diperoleh Hasilnya :

$$W = 28,867024 \text{ m}$$

L = 57,734048 m

H = 28,867024 m

Jadi diambil nilai standar pembulatan :

W = 29 m

L = 58 m

H = 29 m

2. *Continous Flow Conveyor (CFC-1021)*

Fungsi : Membawa bahan baku jagung menuju *Corn Sheller* (CS-1031)

Tipe : *Z-type conveyor*

Bahan konstruksi : Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)

Jumlah : 2 unit



Gambar LC.2 Continous Flow Conveyor

Data :

- Jumlah umpan, m : 172060,3622 kg/jam
- Densitas, ρ : 721 kg/m³
- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 30°C
- Faktor keamanan : 10%

- 1) Menentukan kapasitas conveyor

$$\text{Kapasitas Conveyor, } w = \frac{m}{0,9}$$

$$= \frac{172060,3622}{0,9}$$

$$= 191178,1802 \text{ kg/jam}$$

$$= 191,1781802 \text{ ton/jam}$$

- 2) Menentukan ukuran conveyor

Berdasarkan kapasitas di atas, dipilih conveyor dengan spesifikasi sebagai berikut (Perry's 7th Ed (Tabel 21-7))

Lebar conveyor	= 20 In
Luas area	= 0,22 Ft ²
Total panjang	= 15 M = 49,2 Ft
Kecepatan	= 350 Ft/min
Daya conveyor	= 2,44 Hp/3,05 M

Sehingga untuk 15 M diperoleh daya = (15M/3,05M) X 2,44Hp
 $= 12 \text{ Hp}$

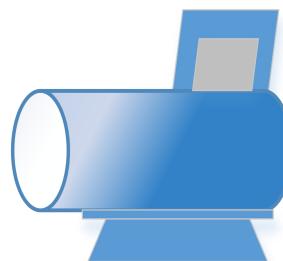
3. *Corn Sheller (CS-1031)*

Fungsi : Memipil bahan baku

Tipe : *TK PJK-2T*

Bahan konstruksi : Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)

Jumlah : 1 unit



Gambar LC.3 Corn Sheller

Alat ini dibeli dengan data :

- Kapasitas : 2,355,2 Kg/jam
- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 30°C
- Tingkat Kebersihan : 98,5%
- Diameter : 176 mm
- Panjang : 721 mm

4. Pulvullizer

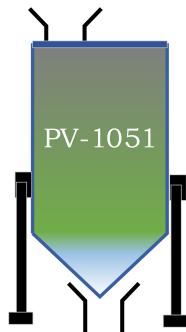
Fungsi : Tempat penepungan biji jagung

Tipe : Silinder vertikal dengan alas *conical* (kerucut)

Bahan konstruksi : Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)

Jumlah : 1 unit

Fasa : Padat



Gambar LC.4 Pulvullizer

Data :

- Laju alir massa, m : 171136,398 kg/jam
- Densitas, ρ : 60,7654 kg/m³
- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 1 atm

1) Kapasitas Tangki (volume bahan)

$$V_b = \frac{m}{\rho}$$

$$V_b = \frac{171136,398 \text{ kg/jam}}{60,7654 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_b = 2816,34819 \text{ m}^3$$

Dengan Mempertimbangkan faktor keamanan 10 % (*Plant Design And Economics For Chemical Engineers Ed 4th, Peters, Page 37*), Maka :

$$V_b = 0,9 V_s$$

$$V_s = \frac{V_b}{0,9}$$

$$V_s = \frac{2816,34819 \text{ m}^3}{0,9}$$

$$V_s = 14,08463359 \text{ m}^3$$

2) Dimensi Tangki

a. Diameter silinder

$$D = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times V_s}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times 14,08463359}{3,14}}$$

$$D_t = 2,398815998 \text{ m}^3$$

$$= 94,44138586 \text{ in}$$

b. Volume konikal

$$V_c = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_c \quad \text{Dengan } H_c = 1/2 D_t \tan 45^\circ \quad (\text{Table 18.4, Chemical Process Equipment, S. Walas, Page 658})$$

$$V_c = 3,6119$$

c. Tinggi silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 2,398815998 \text{ m}$$

$$H_s = 3,598223998 \text{ m}$$

$$H_s = 141,6620788 \text{ in}$$

d. Tinggi konical

$$H_c = 1/2 D_t \tan 45^\circ$$

$$H_c = 1/2 \times 2,398815998 \text{ m} \times 1$$

$$H_c = 1,199408 \text{ m}$$

$$= 47,220699293 \text{ in}$$

e. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + H_c$$

$$H_t = 3,598223998 \text{ m} + 1,199408 \text{ m}$$

$$H_t = 4,797632 \text{ m}$$

$$= 188,8827717 \text{ in}$$

$$P_d = 14,7 \text{ psi}$$

$$R = 47,220699293 \text{ in}$$

S = 11200 psi (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering*,

Tabel 4)

E = 0,85 (*Walas - Chemical Process Equipment*, Table 18.5, Page 659)

C = 0,002 in/tahun (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering*,

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

f. Tebal dinding tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_d = \frac{14,7 \text{ psi} \times 47,22069293 \text{ in}}{11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = 0,2347 \text{ in}$$

$$= 0,0907881438 \text{ m}$$

$$= 2,305849 \text{ mm}$$

g. Tebal dinding konikal

$$t_c = \frac{PD}{2(SE - 0,2P) \cos 30^\circ} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_c = \frac{14,7 \text{ psi} \times 94,44138586 \text{ in}}{2(11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 14,7 \text{ psi})0,71} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_c = 0,120178906 \text{ in}$$

$$= 3,05254422 \text{ mm}$$

h. Tebal Tutup Tangki

$$t_f = D \sqrt{\frac{0,3 P}{S}} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_f = 74,8936 \text{ in} \sqrt{\frac{0,3 \times 14,7 \text{ psi}}{18700 \text{ psi}}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 1,866400691 \text{ in}$$

$$= 47,40657755 \text{ mm}$$

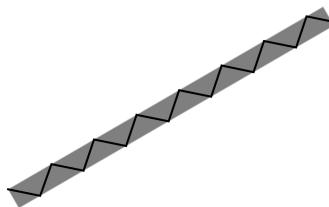
5. Screw Conveyor

Fungsi : Membawa bahan baku jagung menuju *Corn Sheller* (CS-1031)

Tipe : *Apron conveyor with skirt*

Bahan konstruksi : Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)

Jumlah : 1 unit



Gambar LC.5 Screw Conveyor

Laju Alir :

Komponen	massa (kg/jam)	volume (m ³ /jam)	Densitas (kg/m ³)
pati	120232,684	80,1551	1500
protein	17615,884	14,4392	1220
lemak	8551,400001	0,9502	9000
Abu	2907,476	4,4730	650
Serat	3762,616	66,0108	57
H ₂ O	18066,33803	166,0284	1000
Total	171136,398	332,0567489	13370

1) Kapasitas *Screw Conveyor*, V

$$= 332,0567489 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$= 11.726,2520 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$= 18,06633803 \text{ ton/hr}$$

2) Dimensi *Screw Conveyor*

Panjang conveyor = 15 m

Diambil panjang max 60 ft = (15 m x 3,28) = 49,2 ft = 60

Daya motor = 3,94 HP

Kecepatan putar = 60 rpm

6. Ekstraktor

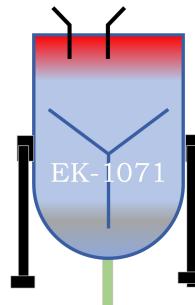
Fungsi : Tempat penepungan biji jagung

Tipe : Silinder vertikal dengan alas *elipsoidel*

Bahan konstruksi : Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)

Jumlah : 1 unit

Sifat bahan : Tidak volatil, tidak korosif dan tidak higroskopis



Gambar LC.6 Ekstraktor

Data :

- Laju alir massa, m : 228181,8641 kg/jam
- Densitas, ρ : 60,7654 kg/m³
- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 1 atm

1) Kapasitas Tangki (volume bahan)

$$V_b = \frac{m}{\rho}$$

$$V_b = \frac{228181,8641 \text{ kg/jam}}{60,7654 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_b = 15,50065866 \text{ m}^3$$

Dengan Mempertimbangkan faktor keamanan 10 % (*Plant Design And Economics For Chemical Engineers Ed 4th, Peters, Page 37*), Maka :

$$V_b = 0,9 V_s$$

$$V_s = \frac{V_b}{0,9}$$

$$V_s = \frac{15,50065866}{0,9}$$

$$V_s = 16,054153 \text{ m}^3$$

2) Dimensi Tangki

a. Diameter silinder

$$D = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times V_s}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times 16,054153}{3,14}}$$

$$D_t = 2,476653 \text{ m}$$

$$= 97,50582275 \text{ in}$$

b. Volume elipsoidal

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e \quad \text{Dengan } H_e = 1/4 D_t \text{ (Table 18.4, Chemical}$$

Process Equipment, S. Walas, Page 658)

$$V_e = 1,987530563$$

c. Tinggi silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 2,47665 \text{ m}$$

$$H_s = 3,71499277 \text{ m}$$

$$H_s = 146,2587341 \text{ in}$$

d. Tinggi *Ellipsoidal*

$$H_e = 1/4 D_t$$

$$He = 1/4 \times 2,47665 \text{ m}$$

$$He = 0,61916321 \text{ m}$$

$$He = 24,3764557 \text{ in}$$

e. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + H_e$$

$$Ht = 3,71499277 \text{ m} + (2 \times 0,61916321) \text{ m}$$

$$Ht = 4,334142489 \text{ m}$$

$$Ht = 170,6351898 \text{ in}$$

f. Tinggi Cairan

$$H_c = \frac{V_b \times (H_s + 2H_e)}{V_s}$$

$$H_c = \frac{15,50065866 \text{ m}^3 \times (3,71499277 \text{ m} + (2 \times 0,6191632 \text{ m}))}{16,054153}$$

$$Hc = 4,18471553 \text{ m}$$

$$Hc = 13,72586694 \text{ ft}$$

g. Tekanan Hidrostatik

$$P_c = \rho \times g \times H_c$$

$$P_c = 60,7654 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 4,18471553 \text{ m}$$

$$Pc = 2494,54297 \text{ kg/m.s}^2$$

$$Pc = 0,02419707 \text{ atm}$$

$$Pc = 0,35559767 \text{ psi}$$

h. Tekanan Desain

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$P_d = 1 \text{ atm} + 0,02419707 \text{ atm}$$

$$P_d = 1,02419707 \text{ atm}$$

$$= 15,05149767 \text{ psi}$$

$$P_d = 15,05149767 \text{ psi}$$

$$R = 48,75291137 \text{ in}$$

S = 11200 psi (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering*,

Tabel 4)

E = 0,85 (*Walas - Chemical Process Equipment*, Table 18.5, Page 659)

C = 0,002 in/tahun (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering*,

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

i. Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_d = \frac{15,05149767 \text{ psi} \times 48,75291137 \text{ in}}{11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 15,05149767 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = 0,097080287 \text{ in}$$

$$t_d = 2,465839289 \text{ mm}$$

a. Tebal Dinding *Ellipsoidal*

$$t_e = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

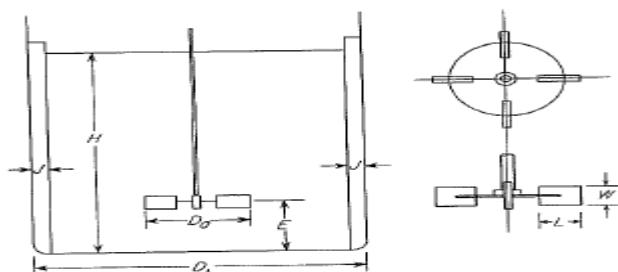
$$t_e = \frac{15,05149767 \text{ psi} \times 97,50582275 \text{ in}}{2 \times 11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 15,05149767 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_e = 0,097092476 \text{ in}$$

$$t_e = 2,466148881 \text{ mm}$$

3) Desain Pengaduk

Viskositas umpan < 4000 cP, maka dipilih *propeller* berdaun tiga (Kecepatan 1800 rpm) (*Walas - Selection Design & Chemical Process Equipment ed 1st, Page 288*).



Gambar LC-7. Desain Pengaduk Ekstraktor

a. Diameter Pengaduk

$$d = \frac{D_t}{3}$$

$$d = \frac{2,476653 \text{ m}}{3}$$

$$d = 0,82555095 \text{ m}$$

$$= 2,707807 \text{ ft}$$

b. Panjang Daun Pengaduk

$$L = \frac{d}{4}$$

$$L = \frac{0,82555095 \text{ m}}{4}$$

$$L = 0,20638774 \text{ m}$$

$$= 0,67695178 \text{ ft}$$

c. Lebar Daun Pengaduk

$$W = \frac{d}{5}$$

$$W = \frac{0,82555095 \text{ m}}{5}$$

$$= 0,16511019 \text{ m}$$

$$= 0,54156142 \text{ ft}$$

d. Tinggi Pengaduk Dari Dasar Tangki

$$E = \frac{D_t}{3}$$

$$E = \frac{2,476653 \text{ m}}{3}$$

$$E = 0,82555095 \text{ m}$$

$$= 2,707807 \text{ ft}$$

e. Lebar *Baffle*

$$J = \frac{D_t}{12}$$

$$J = \frac{2,476653 \text{ m}}{12}$$

$$J = 0,206387738 \text{ m}$$

$$= 0,676951779 \text{ ft}$$

f. Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan persamaan 6-18 *Robert Treyball-Mass Transfer Operation*, kecepatan putar pengaduk dapat dihitung dengan persamaan berikut.

Dengan $g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$

$\sigma = 72,75 \text{ dyn/cm} (\text{Mc.cabe - Unit Operation Of Chemical}$

Engineering 5th Page 274).

$$= 0,0537 \text{ lb/ft}$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{d}\right)$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{0,0537 \text{ lb/ft} \times 32,2 \text{ ft/s}^2}{3,793581123 \text{ lb/ft}^3}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{2,476653}{2,707807 \text{ ft}}\right)$$

$$N_d = 1,568332508 \text{ rps}$$

g. Daya Pengadukan

Berdasarkan persamaan 9-17 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5^t*, bilangan reynold dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$N_{Re} = \frac{\rho N d^2}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{3,793581123 \text{ lb/ft}^3 \times 1,568332508 \text{ rps} \times (2,707807)^2}{0,000537723 \text{ lb/ft.s}}$$

$$N_{Re} = 81.127$$

Karena $N_{Re} > 10.000$, maka berdasarkan persamaan 9.24 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5^t*, daya pengadukan menggunakan dapat dihitung dengan persamaan berikut.

Dengan $K_T = 0,87$ (*Mc. Cabe & Smith - Unit Operations Of Chemical Engineering 5th, Page 254*)

$$P = \frac{K_T N^3 D_a^5 \rho}{g_c}$$

$$P = \frac{0,87 \times (1,568332508 \text{ rps})^3 \times (2,707807 \text{ ft})^5 \times 3,793581123 \text{ lb/ft}^3}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$P = 57,55934154 \text{ ft.lbf/s}$$

$$P = 0,104653348 \text{ HP}$$

h. Daya Motor

Efisiensi Motor = 80%

$$\text{Daya Motor} = \frac{0,104653348 \text{ HP}}{80\%}$$

$$\text{Daya Motor} = 0,130816685 \text{ HP}$$

$$\approx 0,5 \text{ HP}$$

7. Heater (HE-1081)

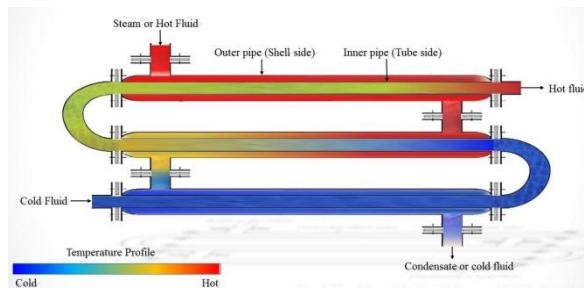
Fungsi : Untuk memanaskan air yang akan digunakan di ekstraktor

Tipe : *Double Pipe*

Bahan konstruksi : *Duplex Stainless steel* Tipe-2205

Jumlah : 1 unit

Fasa : Cair



Gambar LC-8. Double pipe heat exchanger

Data:

- Laju alir *hot fluid (Steam)* : 1795,057764 kg/jam = 3957,3843 lb/jam
- Laju alir *cold fluid (Water)* : 1.034,2089 kg/jam = 2.280,0169 lb/jam
- Q : 3782007,203 kj/jam = 3.584.650,7211 btu/jam
- Tekanan : 1 atm
- T_1 : 152 °C = 305,6 °F
- T_2 : 152 °C = 305,6 °F
- t_1 : 30 °C = 86 °F
- t_2 : 80 °C = 176 °F

1. Menentukan Jenis Heater

a. Menghitung LMTD

<i>Hot fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>	
305,6	<i>High Temperatur</i>	176	129,6	Δt_2
305,6	<i>Low Temperatur</i>	86	219,6	Δt_1
			90	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad DQ \text{ Kern, Pers 6.17 hal 117}$$

$$LMTD = \frac{(305,6 \text{ } ^\circ\text{F} - 176 \text{ } ^\circ\text{F}) - (305,6 \text{ } ^\circ\text{F} - 86 \text{ } ^\circ\text{F})}{\ln\left(\frac{305,6 \text{ } ^\circ\text{F} - 176 \text{ } ^\circ\text{F}}{305,6 \text{ } ^\circ\text{F} - 86 \text{ } ^\circ\text{F}}\right)}$$

$$= 170,6630 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. Luas Area Perpindahan Panas

Berdasarkan *Table 8 - DQ Kern Page 840*, diperoleh :

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_d
Steam	Water	200–700 \$
Steam	Methanol	200–700 \$
Steam	Ammonia	200–700 \$
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200–700
Steam	More than 2.0 cp	100–500 \$
Steam	Light organics	100–200
Steam	Medium organics	50–100
Steam	Heavy organics	6–80
Steam	Gases	5–50 ¶

dipilih $U_d = 500 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Maka,

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD} \quad DQ. \text{ Kern Pers 7.42 Hal 144}$$

$$A = \frac{3.584.650,7211 \text{ btu/jam}}{500 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 170,6630 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A = 42,0085 \text{ ft}^2$$

Karena nilai $A < 200 \text{ ft}^2$ maka tipe *heat exchanger* yang digunakan adalah

double pipe (*DQ Kern Page 103*)

2. Pemilihan Ukuran Double Pipe

Berdasarkan *Table 6.2 DQ. Kern Page 110* maka dipilih ukuran *double pipe* berikut ini.

	<i>Outer pipe</i>	<i>Inner Pipe</i>	<i>Satuan</i>
IPS	3	2	In
Sch	40	40	
OD	3,5	2,38	In
ID	3,068	2,067	In
a"	0,917	0,622	ft ² /ft

3. Menentukan *caloric temperature*

$$T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad \text{DQ.Kern Hal 113}$$

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad \text{DQ.Kern Hal}$$

113

$$T_{av} = \frac{305,6 \text{ }^{\circ}\text{F} + 305,6 \text{ }^{\circ}\text{F}}{2}$$

$$t_{av} = \frac{176 \text{ }^{\circ}\text{F} + 86 \text{ }^{\circ}\text{F}}{2}$$

$$= 305,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$= 131 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

<i>Annulus (Steam)</i>	<i>Inner Pipe (Water)</i>
4. <i>Flow area</i> $a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$ DQ. Kern Pers 6.3 $a_a = \frac{3,14 ((0,2557 \text{ ft})^2 - (0,1979 \text{ ft})^2)}{4}$ $= 0,0206 \text{ ft}^2$ <i>Equivalent diameter</i> $D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$ DQ. Kern Hal 111 $D_e = \frac{(0,2557 \text{ ft})^2 - (0,1983 \text{ ft})^2}{0,1983 \text{ ft}}$ $= 0,1324 \text{ ft}$	4. <i>Flow area</i> $a_p = \frac{\pi(D^2)}{4}$ DQ. Kern Hal 111 $a_p = \frac{3,14 ((0,1723 \text{ ft})^2)}{4}$ $= 0,0233 \text{ ft}^2$ <i>Equivalent diameter</i> $D_e = 0,1723 \text{ ft}^2$
5. Laju alir massa $G_a = \frac{W}{a_a}$ DQ. Kern Hal 114 $G_a = \frac{3957,3843 \text{ lb/jam}}{0,0206 \text{ ft}^2}$	5. Laju alir massa $G_p = \frac{W}{a_p}$ DQ. Kern Hal 114 $G_p = \frac{2.280,0169 \text{ lb/jam}}{0,0233 \text{ ft}^2}$ $= 1.710.061,8446 \text{ lb/jam ft}^2$
	6. Bilangan Reynold

$$= 192.455 \text{ lb/jam ft}^2$$

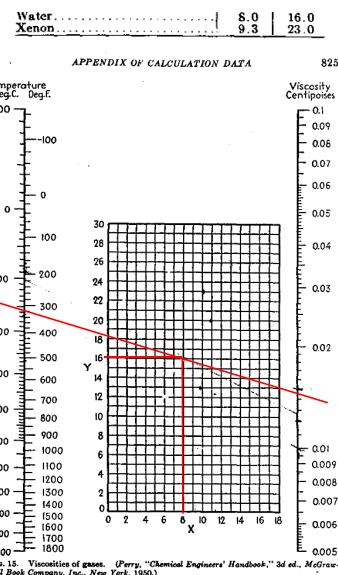
6. Bilangan Reynold

$$T_{av} = 305,6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_{steam} = 0,0148 \text{ cP}$$

$$= 0,0358 \text{ lb/ft jam}$$

DQ. Kern Hal 825



$$R_{ea} = \left(\frac{D_e \times G_a}{\mu} \right) \text{ DQ. Kern Hal 114}$$

$$R_{ea} = \left(\frac{0,1314 \text{ ft} \times 192.455 \text{ lb/jam ft}^2}{0,0358 \text{ lb/ft jam}} \right)$$

$$= 711.414,5082$$

7. h_o

Steam yang mengalami perubahan fasa tanpa perubahan suhu maka $h_i = h_o = h_{io}$
(DQ. Kern Hal 163-164)

$$\text{Maka, } h_o = 1500 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_{av} = 131 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\mu_{Water} = 1 \text{ cP}$$

$$= 2,4192 \text{ lb/ft jam}$$

$$R_{ep} = \left(\frac{D \times G_p}{\mu} \right) \text{ DQ. Kern Hal 114}$$

$$R_{ep} = \left(\frac{0,0233 \text{ ft} \times 1.710.061,8446 \text{ lb/jam ft}^2}{2,4192 \text{ lb/ft jam}} \right)$$

$$= 121.758,4957$$

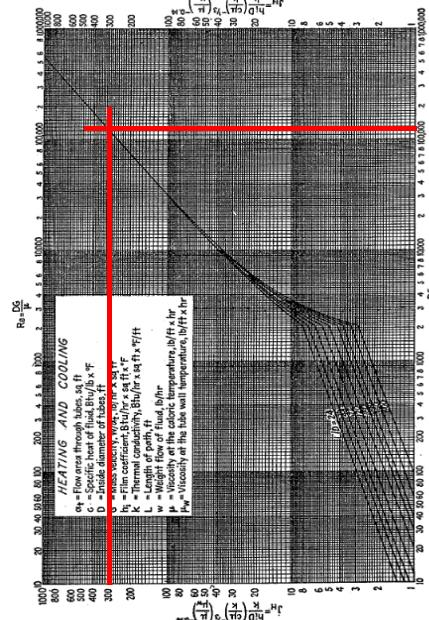
7. jH

Asumption = If only 1 hairpin in series
are required

$$L/D = \text{Banyak pipa} \times \text{Panjang pipa}/D$$

$$= 2 \times 20 / 0,1723$$

$$= 232,2206$$



Dari Fig 24 di peroleh $jH = 304$

8. Konduktivitas dan kapasitas panas

Pada $t_{av} = 131 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$c = 0,94 \text{ btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0,3768 \text{ btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

DQ. Kern Hal 800

$$\left(\frac{c \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,94 \frac{\text{btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} \times 2,4192 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}}{0,3768 \frac{\text{Btu}}{(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})}} \right)^{\frac{1}{3}}$$
$$= 1,8026 \text{ ft}$$

9. h_i

$$h_i = jH \frac{k}{D} \left(\frac{c \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \text{ pers 6.15a DQ Kern}$$

$$h_i = (304) \frac{0,3768 \frac{\text{btu}}{(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})}}{0,1723 \text{ ft}} (1,8026 \text{ ft})(1)$$

$$= 1.210,8224 \text{ btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

10. Koreksi h_i

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} \quad \text{pers 6.15 DQ Kern}$$

$$h_{io} = 1.210,8224 \frac{\text{btu}}{(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})} \frac{0,1723 \text{ ft}}{0,1979 \text{ ft}}$$
$$= 1.053,7978 \text{ btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F})$$

Temperatur Dinding

$$t_w = t_{avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} \times (T_{avg} - t_{avg})$$

$$t_w = 131 \text{ } ^\circ\text{F} + \frac{1500 \text{ btu/hr ft}_2 \text{ } ^\circ\text{F}}{(1.053,7978 + 1500) \text{ btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F})} \times (305,6 - 131) \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 233,5531 \text{ } ^\circ\text{F} \quad 0,023$$

Pada $t_w = 4233,5531 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\mu = 0,023 \text{ lb/ft jam}$$

Maka, 1,9190

$$\phi_p = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

	$\phi_p = \left(\frac{0,023 \text{ lb/ft jam}}{2,4192 \text{ lb/ft jam}} \right)^{0,14}$ $= 1,9190$ $h_{io} \text{ sebenarnya} = 1.053,7978 \text{ btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F}) \times 1,9190$ $= 2022,2249 \text{ btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^{\circ}\text{F)}$
--	---

11. Clean overall coefficient

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad \text{Pers 6.7 DQ Kern}$$

$$U_c = \frac{1.053,7978 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2\text{F}} \times 1500 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2\text{F}}}{1.053,7978 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2\text{F}} + 1500 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2\text{F}}} = 861,1992 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2\text{F}}$$

12. Design overall coefficient

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad \text{Pers 6.10 DQ Kern}$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{861,1992 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2\text{F}}} + 0,001 \text{ ft}^2 \text{ hr } ^{\circ}\text{F/btu}$$

$$U_d = 462,7120 \frac{\text{btu}}{\text{hr ft}^2\text{F}}$$

13. Surface area required

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD} \quad \text{DQ. Kern Pers 7.42 Hal 144}$$

$$A = \frac{3.584.650,7211 \text{ btu/jam}}{462,7120 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ F} \times 170,6630 \text{ }^{\circ}\text{F}}$$

$$A = 45,3938 \text{ ft}^2$$

14. Menghitung jumlah hairpin

$$Required\ length = \frac{A}{a''}$$

$$Required\ length = \frac{45,3938\ ft^2}{0,622\ ft^2/ft}$$

$$Required\ length = 72,9804\ ft$$

Digunakan Panjang pipa untuk *double pipe heat exchanger* : 20 ft

1 *hairpin* terdiri dari 2 pipa, maka jumlah *hairpin* yang diperlukan adalah :

$$Hairpin = \frac{L}{2 \times L_H}$$

$$Hairpin = \frac{72,9804\ ft}{2 \times 20\ ft}$$

$$Hairpin = 1,8245$$

$$\approx 2$$

Koreksi Panjang pipa

$$L\ koreksi = 2 \times L\ Hairpin \times \text{Banyak Hairpin}$$

$$L\ koreksi = 2 \times 20 \times 2$$

$$L\ koreksi = 80\ ft$$

15. Actual design overall coefficient

$$actual\ surface = required\ length \times a''$$

$$actual\ surface = 80\ ft \times 0,622\ ft^2/ft = 49,76\ ft^2$$

$$U_d\ actual = \frac{Q}{A \times LMTD}$$

$$U_d\ actual = \frac{3.584.650,7211\ btu/jam}{45,3938\ ft^2 \times 170,6630\ ^\circ F}$$

$$U_d\ actual = 422,1113\ btu/jam\ ft^2\ ^\circ F$$

Asumsi benar karena $U_d\ aktual < U_d\ desain$

R_d sebenarnya

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$R_d = \frac{861,1992 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} - 422,1113 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{861,1992 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 422,1113 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$R_d = 0,0012 \text{ ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F/btu}$$

$$R_d \text{ yang diperlukan} = 0,001 \text{ ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F/btu}$$

R_d sebenarnya > R_d yang diperlukan (memenuhi)

16. Pressure drop

<i>Annulus (Steam)</i>	<i>Inner Pipe (KOH)</i>
<p>1. $D_e' = D_2 - D_1$ Pers 6.4 DQ Kern $D_e' = 0,2557 \text{ ft} - 0,1979 \text{ ft}$ $D_e' = 0,0578 \text{ ft}$ $Re_a' = \frac{D_e' \times G_a}{\mu}$ $Re_a' = \frac{0,0578 \text{ ft} \times 192,455 \text{ lb/hr ft}^2}{0,0358 \text{ lb/ft hr}}$ $Re_a' = 310.418,7869$ (Turbulen) <i>Fanning factor</i> untuk turbulen : $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$ Pers 3.47b DQ Kern $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(310.418,7869)^{0,42}}$ $f = 0,0048$ 2. $\Delta F_a = \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e}$ Pers 6.14 DQ Kern $g = 4,18 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2$ $\rho = 62,4300 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F_a = \frac{4 \times 0,0048 \times (192,455 \text{ lb/hr ft})^2 \times 80 \text{ ft}}{2 \times 4,18 \times 10^8 \text{ ft/hr} \times (62,4300 \text{ lb/ft}^3)^2 \times 0,0578 \text{ ft}}$ $\Delta F_a = 0,3613 \text{ ft}$ 3. $V = \frac{G}{3600\rho}$</p>	<p>1. $Re_p = 121.758,4957$ (Turbulen) <i>Fanning factor</i> untuk turbulen : $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG/\mu)^{0,42}}$ Pers 3.47b DQ Kern $f = 0,0035 + \frac{0,264}{(121.758,4957)^{0,42}}$ $f = 0,0054$ 2. $\Delta F_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e}$ Pers 6.14 DQ Kern $g = 4,18 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2$ $\rho = 62,4300 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F_p = 9,0546 \text{ ft}$ 3. $\Delta P_p = \frac{(\Delta F_p)\rho}{144}$ Pers 3.45 DQ Kern $\Delta P_p = \frac{(9,0546 \text{ ft}) 62,4300 \text{ lb/ft}^3}{144}$ $\Delta P_p = 3,9256 \text{ psi}$ ΔP_p yang diizinkan=10 psi $3,9256 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ (Memenuhi)</p>

$V = \frac{192.455 \text{ lb/hr ft}^2}{3600 \times 57,1316 \text{ lb/ft}^3}$ $V = 0,9357 \text{ ft/s}$ $\Delta F_1 = \frac{V^2}{2g}$ $\Delta F_1 = \frac{(0,9357 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,2 \text{ ft/s}^2}$ $\Delta F_1 = 0,01360 \text{ ft}$ $4. \Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1)\rho}{144} \text{ Pers 3.45 DQ Kern}$ $\Delta P_a = \frac{(0,3613 \text{ ft} + 0,01360 \text{ ft}) 57,1316 \text{ lb/ft}^3}{144}$ $\Delta P_a = 0,1487 \text{ psi}$ <p>ΔP_a yang diizinkan=10 psi</p> <p>$0,1487 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ (Memenuhi)</p>	
--	--

8. Pompa

Fungsi : Memompa slurry dari ekstraktor ke *rotary vacuum filter*

Bahan : *Stainless Steel*

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 unit



Gambar LC-9. Pompa

Data :

- Laju alir umpan (m) = $228181,8641 \text{ kg/jam} = 139,6980079 \text{ lb/s}$

- Densitas campuran (ρ) = $1256,685312 \text{ kg/m}^3 = 78,45486404 \text{ lb/ft}^3$
 - Viskositas Campuran (μ) = $2,446860279 \text{ cP} = 5,918955014 \text{ lb/ft.hr}$
 - Tinggi pompa terhadap cairan masuk (Z_a) = $6 \text{ m} = 19,68 \text{ ft}$
 - Tinggi pompa terhadap cairan keluar (Z_b) = $7 \text{ m} = 22,96 \text{ ft}$
 - Panjang pipa hisap (L_s) = $12 \text{ m} = 39,37 \text{ ft}$
 - Panjang pipa buang (L_d) = $16 \text{ m} = 52,49 \text{ ft}$
 - Faktor keamanan = $10\% \quad (\text{dari Peter's table 6})$

PROCESS DESIGN DEVELOPMENT 37

TABLE 6
Factors in equipment scale-up and design

Type of equipment	Is pilot plant usually necessary?	Major variables for operational design (other than flow rate)	Major variables characterizing size or capacity	Maximum scale-up ratio based on indicated characterizing variable	Approximate recommended safety or OVER-design factor, %
Agitated batch crystallizers	Yes	Solubility-temperature relationship	Flow rate Heat transfer area	> 100:1	20
Batch reactors	Yes	Reaction rate Equilibrium state	Volume Residence time	> 100:1	20
Centrifugal pumps	No	Discharge head	Flow rate Power input Impeller diameter	> 100:1 > 100:1 10:1	10

1) Laju alir volumetrik (Q_v)

$$\begin{aligned}
 Q_p &= \frac{m}{90\%} \\
 &= \frac{228181,8641 \text{ kg/jam}}{0,9} \\
 &= 253535,4045 \text{ kg/jam} \\
 &= 155,220008
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_v &= \frac{Q_p}{\rho} \\
 Q_v &= \frac{253535,4045 \text{ kg/jam}}{1256,685312 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 201,7493179 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1,97846253 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 &= 884,1974 \text{ gal/menit}
 \end{aligned}$$

2) Diameter Optimum (Dopt)

Asumsi aliran adalah Turbulen

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times Q_v^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Peter's, Pers. 14.16 Hal 496

For turbulent flow ($N_{\text{Re}} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,\text{opt}} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13} \quad (15)$$

For viscous flow ($N_{\text{Re}} < 2100$) in steel pipes

$$D_{i,\text{opt}} = 3.0 q_f^{0.36} \mu_c^{0.18} \quad (16)$$

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times \left(1,97846253 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \right)^{0,45} \times \left(78,45486404 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)^{0,13}$$

$$= 9,347871073 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 11 *D.Kern (Hal 844)* atau *Mc. Cabe Appendix 5 (Hal 1086)* diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut :

IPS	Suction (a)			Discharge (b)		
	10 in sch 40					
	in	ft	m	in	ft	m
OD	10,75	0,89	0,27	10,75	0,89	0,27
ID	10,02	0,83	0,25	10,02	0,83	0,25
a"	78,8	in ²	0,54	ft ²		

3) Kecepatan aliran (V)

$V_a = V_b$, karena ukuran pipa hisab dan pipa buang sama

$$V = \frac{Q_v}{a''}$$

$$V = \frac{1,97846253 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{0,54 \text{ ft}^2}$$

$$= 3,663819499 \text{ ft/s}$$

$$= 13189,7502 \text{ ft/jam}$$

$$\frac{V^2}{2g_c}$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

$$= \frac{3,663819499 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{2 \times 32,17}$$

$$= 0,208609022 \text{ ft.lbf/lb}$$

4) Bilangan Reynold (NRe)

$$N_{Re} = \frac{\rho \times V \times ID}{\mu}$$

Mc Cabe & Smith - Pers 9.17 (Hal 249)

SIGNIFICANCE OF DIMENSIONLESS GROUPS.²³ The three dimensionless groups in Eq. (9.14) may be given simple interpretations. Consider the group $nD_a^2\rho/\mu$. Since the impeller tip speed u_2 equals $\pi D_a n$,

$$N_{Re} = \frac{nD_a^2\rho}{\mu} = \frac{(nD_a)D_a\rho}{\mu} \propto \frac{u_2 D_a \rho}{\mu} \quad (9.17)$$

and this group is proportional to a Reynolds number calculated from the diameter

$$N_{Re} = \frac{78,4548 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 13189,7502 \frac{\text{ft}}{\text{jam}} \times 0,83 \text{ ft}}{5,9189 \text{ lb}/\text{ft.hr}}$$

$$= 145107,3790 \text{ (Turbulen (Nre >2100))}$$

5) Rugi Gesek

a. Pipa Hisap (*Suction*)

- Rugi gesek yang ditimbulkan akibat gesekan dengan kulit pipa

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta L V^2}{r_H^2 g_c} \quad \text{Mc Cabe. Pers. 5.56 (hal 104)}$$

$$r_H = \frac{ID}{4} = \frac{0,83 \text{ ft}}{4} = 0,2075 \text{ ft}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *comercial steel pipe*, dimana :

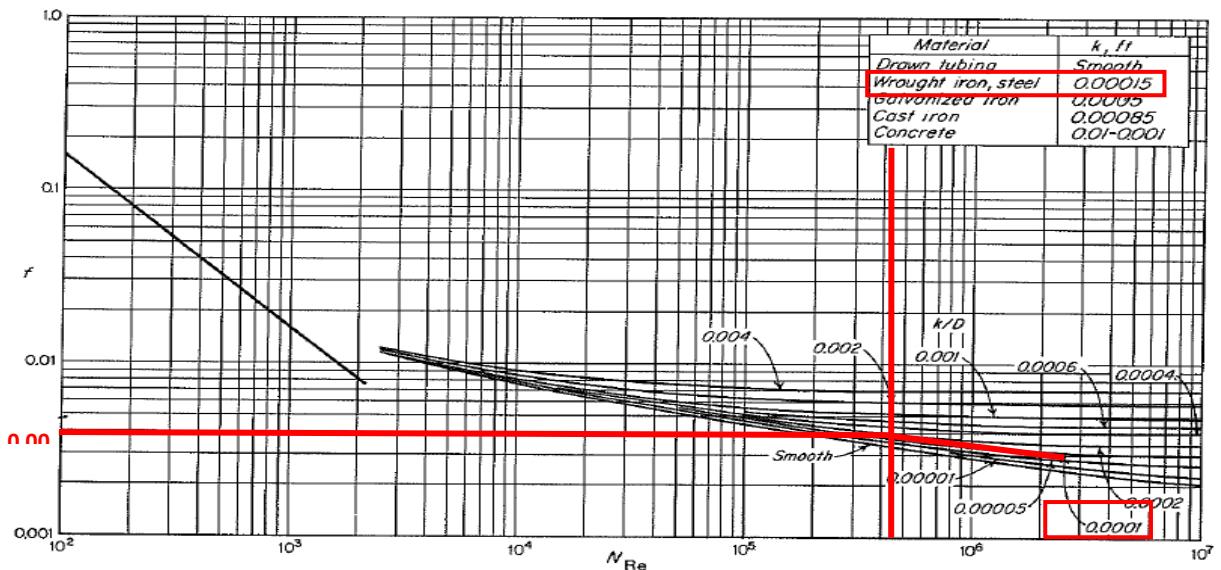
$$k = 0,00015 \text{ ft}$$

Mc Cabe, Fig. 5.9 (Hal 99)

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,83 \text{ ft}} = 0,000180$$

$$f = 0,004$$

Mc Cabe, Fig. 5.9 (Hal 99)



$$h_{fsa} = 0,004 \frac{39,37 \text{ ft} \times 0,2075 \text{ ft}}{0,20860 \frac{\text{ft. lbf}}{\text{lb}}}$$

$$= 0,1583 \text{ ft.lbf/lb}$$

- Rugi gesek karena fitting

$$h_{ffa} = K_f \frac{V^2}{2gc}$$

Mc Cabe, Pers. 5.67 (Hal 107)

$$K_f = 1 \times k_f \text{ gate valve} + 1 \times k_f \text{ elbow } 90$$

Mc Cabe, tabel 5.1 (Hal 108)

$$K_f = 1 \times 0,2 + 1 \times 0,9 = 1,1$$

$$h_{ffa} = 1,1 \times 0,208609022 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$= 0,2295 \text{ ft.lbf/lb}$$

- Pipa Buang (*Discharge*)

- Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa

$$H_{fsb} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc}$$

Mc Cabe. Pers. 5.56 (hal 104)

$$r_H = \frac{ID}{4} = \frac{0,83 \text{ ft}}{4} = 0,2075 \text{ ft}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *comercial steel pipe*, dimana :

$$k = 0,00015 \text{ ft}$$

McCabe, Fig. 5.9 (Hal 99)

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,83 \text{ ft}} = 0,000180$$

$$f = 0,004$$

McCabe, Fig. 5.9 (Hal 99)

Maka,

$$h_{fsb} = 0,004 \frac{39,37 \text{ ft} \times 52,49 \text{ ft}}{0,20860 \frac{\text{ft. lbf}}{\text{lb}}}$$

$$= 0,2111 \text{ ft.lbf/lb}$$

- Rugi gesek akibat *fitting* (hff)

$$hff = K_f \frac{V^2}{2g_c}$$

McCabe, Pers. 5.67 (Hal 107)

$$K_f = 1 \times k_f \text{ globe valve} + 1 \times k_f \text{ elbow } 90$$

McCabe, tabel 5.1 (Hal 108)

$$K_f = 1 \times 10 + 0 \times 0,9 = 10,9$$

$$hffb = 10,9 \times 0,208609022 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$= 2,273838336 \text{ ft.lbf/lb}$$

Sehingga, rugi gesek total (h_f total) :

$$h_f \text{ total} = hfsa + hfsb + hffa + hffb$$

$$= 2,8727 \text{ ft.lbf/lb}$$

6) Daya Pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernoulli (*McCabe, Pers. 4.32*) :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) + h_f$$

Dimana :

$$P_a = P_b$$

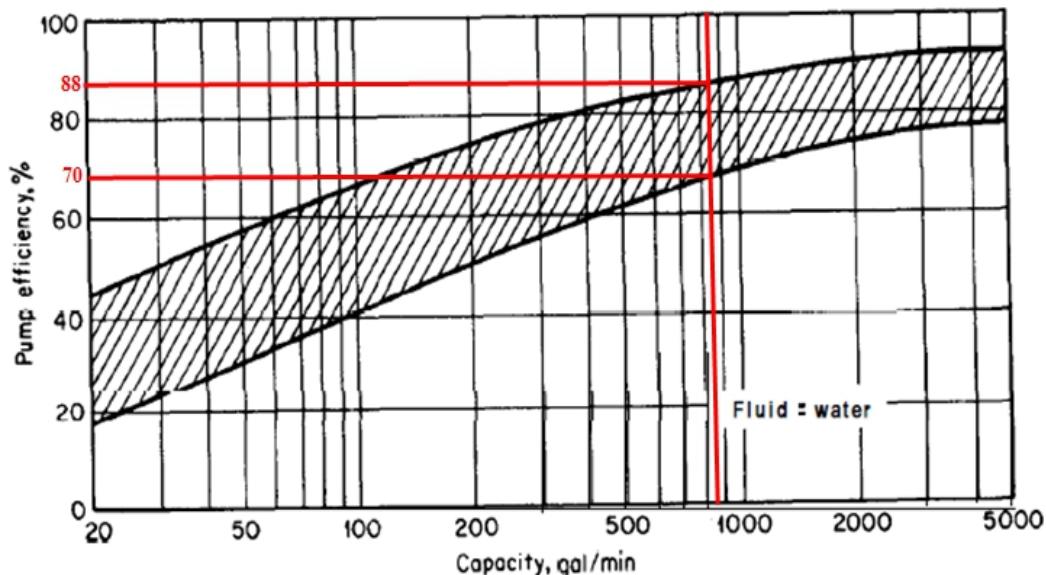
$$V_a = V_b$$

$$\rho_a = \rho_b$$

$$\alpha_a = \alpha_b$$

$$g/g_c = 1$$

$$Q_v = 884,1974 \text{ gal/menit}$$



$$\eta = 79 \%$$

Peter's, (Plant Design) Fig. 14.37 (hal 520)

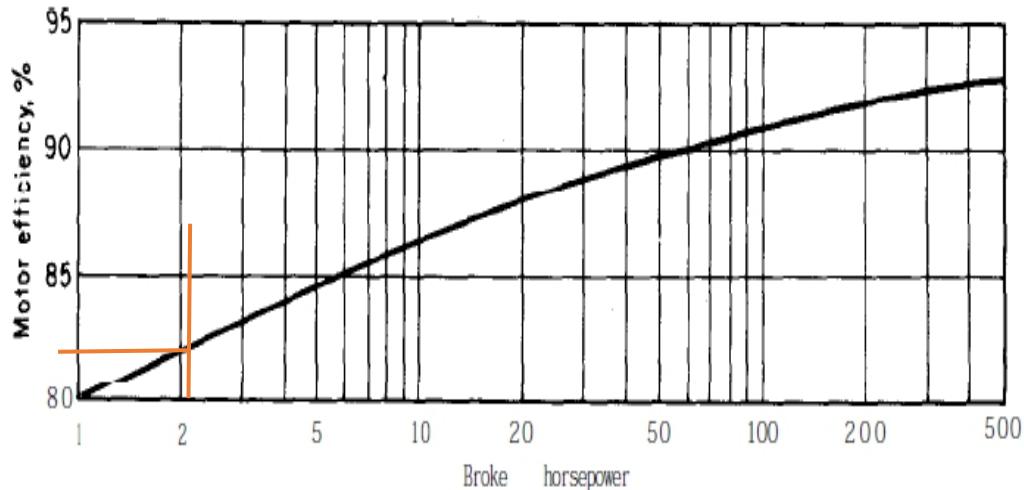
Sehingga persamaan di atas dapat disederhanakan menjadi :

$$\begin{aligned} \eta W_p &= (Z_b - Z_a) + h_f \\ W_p &= \frac{(Z_b - Z_a) + h_f}{\eta} \\ &= 7,788243177 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= \frac{7,788243177 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lbf}}{\text{lb}} \times 155,2200088 \text{ lb/s}}{550}$$

$$= 2,197983953 \text{ HP}$$



$$\eta = 82 \%$$

Peter 's , (Plant Design) Fig. 14.38 (hal 521)

$$\text{MPH} = \frac{2,197983953 \text{ HP}}{82 \%}$$

$$= 2,680468235 \text{ HP}$$

Notasi :

- f = faktor gesekan
- g = percepatan gravitasi ft/det^2
- gc = faktor proporsionalitas (kesebandingan) Newton, $32,174 \text{ ft.lbf/lbf-det}^2$
- hf = rugi gesekan, ft.lbf/lb
- hfs = rugi gesekan akibat kulit pipa, ft.lbf/lb
- hff = rugi gesekan akibat fitting, ft.lbf/lb
- Kf = koefisien rugi gesek untuk pipa sambung
- L = panjang, ft
- Nre = angka reynolds
- r_H = jari-jari hidrolik saluran
- ρ = densitas, $\text{lb/ft}^2, \text{kg/m}^2$

μ = viskositas, lb/ft.dt

Qv = laju alir volumetrik, $ft^3/detik$

Dengan cara yang sama, maka diperoleh daya pada masing-masing pompa untuk peralatan proses seperti pada Tabel C.1 di bawah ini :

Tabel LC.1 Daya Pompa Pada Peralatan Proses

Kode	Keterangan	Daya (hp)
P-2033	Pompa dari tangki H_2SO_4 ke reaktor hidrolisis	0,417
P-1112	Pompa dari <i>rotary vacuum filter</i> I ke reaktor hidrolisis	4,06
P-3014	Pompa dari reaktor hidrolisis ke <i>rotary vacuum filter</i> II	3,93
P-3045	Pompa dari <i>rotary vacuum filter</i> ke evaporator	11,11

9. Rotary Drum Vacuum Filter

Fungsi : Untuk memisahkan cake dengan larutan pati

Jenis : *Continious Drum Vacuum Filter*

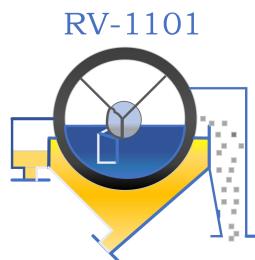
Bahan Konstruksi : *Stainless Steel*

Sifat Bahan : Tidak korosif, tidak volatil dan tidak reaktif

Jumlah : 1 Unit

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm



Gambar LC-10. Rotary drum vacuum filter

Data :

- Laju Alir Massa = 2096,062025 lb/min
- Massa Jenis Udara = 1,14 Kg /m³ = 0,0715 lb/Ft³
- Berat Filtrat = 44302,35441 kg/jam
- Tebal Cake = 6 mm = 0,006 m (*Perrys, 18-97*)
- Laju Alir Filtrat = 550 kg/(m².jam) (*Tabel 11.13 Walas (Hal : 329)*)

- Kecepatan Putar (N) = 2 rpm = 0,03 rps (*Mc.Cabe (Hal : 1007)*)

Berdasarkan bahan yang akan di saring pada alat *rotary vacuum filter*, dapat dilihat laju alir filtrat pada **tabel 11.13 Walas.**

TABLE 11.13. Typical Applications of Industrial Filters

Material	Characteristics	Filtrate Rate kg/(m ²)(hr)	Equipment Type*					Vacuum (Torr)	Pressure (atm)
			A	B	C	D	E		
Flotation concentrates	minerals, <0.3 m	300-1000	—	—	x	—	x	450-600	—
Sedimentation concentrates	> 0.3 mm	6000-42,000	—	—	x	—	x	50-150	—
Crystals and granules	0.05-0.3 mm	600-2000	—	—	x	—	x	100-300	—
Beverages, juices	worthless solids, use filter aids	150-5000	x	x	—	—	—	—	2.5-3.5
Pigments	smear, sticky, 0.06 mm	120-300	—	—	x	x	—	500-680	—
Limestone, oxide minerals	fine, high density	batch mode 200-1000	x	x	—	—	—	2.5-4	—
Cane sugar mud	fibrous, viscous	batch mode	x	x	—	x	—	450-600	—
Mineral oils	high viscosity, 1-20% bleaching clays	100-1000	x	x	x	—	—	—	2.5-4
Liquid fuels	low viscosity, bleaching clays	800-2500	—	x	—	—	—	—	<4
Varnishes, lacquers	cloudy, viscous, solid adsorbents	15-18	x	—	—	—	—	—	1
Fats, oils, waxes	worthless solids, 50-70°C	500-800	x	x	—	—	—	—	—
Sewage sludge	colloidal, slimy	15-150	—	—	x	—	—	550-600	—
Pulp and paper	fibrous, free filtering	150-500	—	—	x	—	—	150-500	—
Cement	fine limestone, shale, clay, etc	300-1000	—	—	x	—	—	450-630	—

*Equipment type: (A) filter press; (B) leaf pressure filters, such as Kelly, Sweetland, etc.; (C) continuous vacuum filter; (D) batch rotary filter; (E) continuous rotary filter.

Dimana : 550 kg/(m².jam)

1) Luas Penampang Filter (A)

Dengan laju alir filtrat yang diinginkan 550 kg/(m².jam), maka luas permukaan filter yang dibutuhkan adalah :

$$A = \frac{\text{Berat Filtrat}}{\text{Laju Alir Filtrat}}$$

$$A = \frac{44302,35441 \text{ kg/jam}}{550 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{jam})}$$

$$A = 80,54973529 \text{ m}^2 = 867,0301334 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan tabel 11.12 b, walas, dengan luas permukaan 867,0301334 ft² di dapatkan diameter dan panjang alat :

Diameter drumb (D) = 12 ft = 3,6575 m
 Panjang drumb (P) = 23 ft = 7,0103 m

2) Volume Drumb (Vd)

$$Vd = \frac{\pi}{4} \times DS^2 \times P$$

$$Vd = \frac{3,14}{4} \times (3,6575^2) m \times 7,0103 m$$

$$Vd = 73,61646005 m^3$$

Pada *rotary vacuum filter* terjadi pengeringan sebagian cake oleh udara dengan laju udara masuk tiap satuan luas permukaan. Laju alir udara = 50-80 m³/m² jam (*walas table 11.14-b, hal 330*)

$$\text{Laju alir udara} = 60 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam}$$

3) Laju Alir Udara Volumetrik (G)

$$G = A \times \text{laju Alir Udara}$$

$$= 80,54973529 \text{ m}^2 \times 60 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2} \text{ jam}$$

$$G = 4832,984118 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$G = 170675,2234 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

4) Laju Alir Massa Udara (Wb)

$$Wb = \rho \times G$$

$$= 0,0715 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 170675,2234 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}}$$

$$= 12203,27847 \text{ lb/jam}$$

$$= 5535,314003 \text{ kg/jam}$$

5) Penurunan Tekanan Selama Filtrasi

$$\frac{\Delta P_t}{0,67 t_f} = (100L)^2 \quad (\text{Persamaan 11.28, Wallas (Hal : 318)})$$

$$\Delta P_t = 0,67 t_f (100L)^2$$

Dimana :

ΔP_t = Penurunan Tekanan (bar)

L = Ketebalan *Cake* (m)

t_f = Waktu Pembentukan *cake* standar

N = Kecepatan Putar

$$\begin{aligned} t_f &= \frac{1}{N} \\ &= \frac{1}{2} \\ &= 0,5 \text{ rpm} \\ &= 0,00833 \text{ rps} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 0,67 t_f (100L)^2 \\ &= 0,67 \times 0,5 \times (100 \times 0,006)^2 \\ &= 0,1206 \text{ bar} \\ &= 0,119 \text{ atm} \end{aligned}$$

6) Daya Motor (HP)

$$HP = \frac{3,03 \times 10^{-5} k}{k-1} P_1 q_{fm1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \quad (\text{Persamaan 24, Peter's (Hal 524)})$$

Dimana :

H_p = Daya motor

P_1 = tekanan masuk = 500 torr = 9,6683 psia (Wallas, Table 11.18)

P_2 = tekanan keluar = 14,770 psia

k = *Ratio specific of gas* = 1,4

$$q_{fm} = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\rho}$$

$$= \frac{2096,062025 \text{ lb/min}}{0,0715 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 29315,5528 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$HP = \frac{3,03 \times 10^{-5}k}{k - 1} P_1 q_{fm1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right]$$

$$= 3,868577546 \text{ HP}$$

10. Tangki Penyimpanan H₂SO₄

Fungsi : Tempat menyimpan H₂SO₄

Tipe : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup

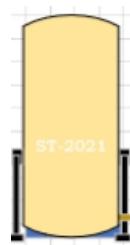
elipsoidal

Bahan konstruksi : *Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 306)*

Jumlah : 1 unit

Sifat bahan : Tidak volatil, korosif dan tidak higroskopis

Fasa : Cair



Gambar LC-11. Tangki penyimpanan H₂SO₄

Data :

- Laju alir massa, m : 3898,607188 kg/jam
- Densitas, ρ : 3,184870105 kg/m³
- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 1 atm

1) Kapasitas Tangki (volume bahan)

$$V_b = \frac{m*t}{\rho}$$

$$V_b = \frac{3898,607188 \times 7 \text{ kg/jam}}{3,184870105 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_b = 20,40144645 \text{ m}^3$$

Dengan Mempertimbangkan faktor keamanan 20 % (*Plant Design And Economics For Chemical Engineers Ed 4th, Peters, Page 37*), Maka :

$$V_b = 0,8 V_s$$

$$V_s = \frac{V_b}{0,8}$$

$$V_s = \frac{20,40144645}{0,8}$$

$$V_s = 21,97515738 \text{ m}^3$$

2) Dimensi Tangki

a. Diameter silinder

$$D = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times V_s}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times 21,97515738}{3,14}}$$

$$D_t = 2,749877423 \text{ m}$$

$$= 108,2626741 \text{ in}$$

b. Volume elipsoidal

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e \quad \text{Dengan } H_e = 1/4 D_t \text{ (Table 18.4, Chemical}$$

Process Equipment, S. Walas, Page 658)

$$V_e = 2,720560653$$

c. Tinggi silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 2,749877423 \text{ m}$$

$$H_s = 4,124816135 \text{ m}$$

$$H_s = 162,39401121 \text{ in}$$

d. Tinggi *Ellipsoidal*

$$H_e = 1/4 D_t$$

$$H_e = 1/4 \times 2,749877423 \text{ m}$$

$$H_e = 0,687469356 \text{ m}$$

$$H_e = 27,06566854 \text{ in}$$

e. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + H_e$$

$$H_t = 4,124816135 \text{ m} + 0,687469356 \text{ m}$$

$$H_t = 4,81228549 \text{ m}$$

$$H_t = 189,4596798 \text{ in}$$

f. Tinggi Cairan

$$H_c = \frac{V_b \times (H_s + H_e)}{V_s}$$

$$H_c = \frac{20,40144645 \text{ m}^3 \times (4,124816135 \text{ m} + 0,687469356 \text{ m})}{21,97515738 \text{ m}^3}$$

$$H_c = 4,467662417 \text{ m}$$

$$H_c = 14,65393273 \text{ ft}$$

g. Tekanan Hidrostatik

$$P_c = \rho \times g \times H_c$$

$$P_c = 3,184870105 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 4,467662417 \text{ m}$$

$$P_c = 139,5857491 \text{ kg/m.s}^2$$

$$P_c = 0,0015353982 \text{ atm}$$

$$P_c = 0,019897981 \text{ psi}$$

h. Tekanan Desain

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$P_d = 1 \text{ atm} + 0,0015353982 \text{ atm}$$

$$P_d = 1,0015353982 \text{ atm}$$

$$= 14,71579798 \text{ psi}$$

$$P_d = 14,71579798 \text{ psi}$$

$$R = 54,13133707 \text{ in}$$

S = 11500 psi (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering*,

Tabel 4)

E = 0,85 (*Walas - Chemical Process Equipment*, Table 18.5, Page 659)

C = 0,002 in/tahun (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering*,

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

i. Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

658)

$$t_d = \frac{14,71579798 \text{ psi} \times 54,13133707 \text{ in}}{11500 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 14,71579798 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = 0,101565832 \text{ in}$$

$$t_d = 2,579772124 \text{ mm}$$

j. Tebal Dinding *Ellipsoidal*

$$t_e = \frac{\frac{PD}{2SE - 0,2P} + C}{658} \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_e = \frac{14,71579798 \text{ psi} \times 108,2626741 \text{ in}}{2 \times 11500 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 14,71579798 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_e = 0,101504426 \text{ in}$$

$$t_e = 2,578212412 \text{ mm}$$

k. Tebal tutup tangki

$$t_f = D \sqrt{\frac{0,3 P}{S}} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

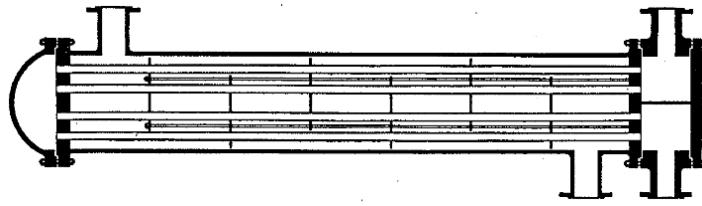
$$t_f = 108,2626741 \text{ in} \sqrt{\frac{0,3 \times 14,71579798 \text{ psi}}{11500 \text{ psi}}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 2,141203651 \text{ in}$$

$$= 54,38657274 \text{ in}$$

11. Heater

Fungsi	: Untuk memanaskan air yang akan digunakan di Reaktor hidrolisis
Tipe	: <i>Sheel and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	: <i>Duplex Stainless steel</i> Tipe-2205
Jumlah	: 1 unit
Fasa	: Cair



Gambar LC-12. Sheel and Tube Heat Exchanger

Data:

- Laju alir *hot fluid (Steam)* : 8358,6187 kg/jam = 18427,4107 lb/jam
- Laju alir *cold fluid (Water)* : 60089,44323 kg/jam = 132473,1866 lb/jam
- Q : 17.610.773,6655 kj/jam = 16.691.790,6633 btu/jam
- Tekanan : 1 atm
- T_1 : 152 °C = 305,6 °F
- T_2 : 152 °C = 305,6 °F
- t_1 : 30 °C = 86 °F
- t_2 : 100 °C = 212 °F

1) Menentukan Jenis Heater

a. Menghitung LMTD

<i>Hot fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>	T_{av}	t_{av}	
305,6	<i>High Temperatur</i>	212	93,6	305,6	149	Δt_1
305,6	<i>Low Temperatur</i>	86	219,6			Δt_2
			126			$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)}$$

DQ Kern, Pers 6.17 hal 117

$$LMTD = \frac{(305,6 \text{ } ^\circ\text{F} - 212 \text{ } ^\circ\text{F}) - (305,6 \text{ } ^\circ\text{F} - 86 \text{ } ^\circ\text{F})}{\ln\left(\frac{305,6 \text{ } ^\circ\text{F} - 212 \text{ } ^\circ\text{F}}{305,6 \text{ } ^\circ\text{F} - 86 \text{ } ^\circ\text{F}}\right)}$$

$$= 147,752521246 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Faktor koreksi LMTD

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

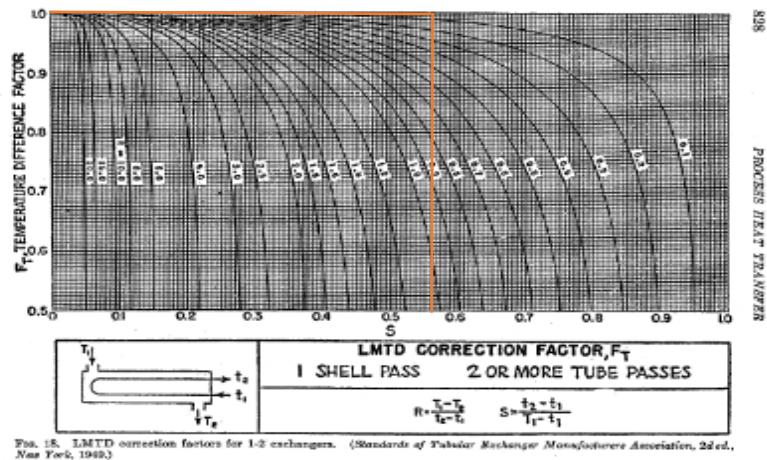
(D.Q Kern: Pers. 5.14 hal. 828)

$$= \frac{(305,6 - 305,6)^\circ F}{(212 - 86)^\circ F} = 0$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\ &= \frac{(212 - 86)^\circ F}{(305,6 - 86)^\circ F} = 0,5737705 \end{aligned}$$

Diasumsikan *Heat Exchanger Heater* (He-101) merupakan HE dengan 4 *Shell Pass* dan 8 *Tube Pass*. Dari nilai R dan S, maka Faktor Koreksi dapat diperoleh dari gambar 21 D.K. QERN adalah sebagai berikut:

$$F_T = 1$$



Sehingga :

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= LMTD \times F_T && \text{(D.Q Kern: Pers. 7.42 hal. 828)} \\ &= 147,752521246^\circ F \times 1 = 147,752521246^\circ F \end{aligned}$$

b. Luas Area Perpindahan Panas

Berdasarkan *Table 8 - DQ Kern Page 840*, diperoleh :

Heaters		
Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Steam	Water	200-700 \$
Steam	Methanol	200-700 \$
Steam	Ammonia	200-700 \$
Steam	Aqueous solutions:	
Steam	Less than 2.0 cp	200-700
Steam	More than 2.0 cp	100-500 \$
Steam	Light organics	100-200
Steam	Medium organics	50-100
Steam	Heavy organics	6-60
Steam	Gases	5-50 %

dipilih $U_d = 300 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

Maka,

$$A = \frac{Q}{U_d \times LMTD} \quad \text{DQ. Kern Pers 7.42 Hal 144}$$

$$A = \frac{16,691,790,6633 \text{ btu/jam}}{300 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F} \times 147,752521246 \text{ }^{\circ}\text{F}}$$

$$A = 376,5709 \text{ ft}^2$$

Karena nilai $A > 200 \text{ ft}^2$ maka tipe *heat exchanger* yang digunakan adalah

Sheel and Tube (DQ Kern Page 103)

2) Pemilihan Ukuran *Sheel and Tube*

Dalam Perancangan ini digunakan *heater* dengan spesifikasi :

Diameter luar tube (OD) = 1 in

Jenis tube = 16 BWG

Panjang tube (L) = 15 ft

a" = 0,2618 ft²/ft (Tabel 10, DQ. Kern)

3) Menentukan Jumlah Tube

Jumlah tube :

$$N_t = \frac{A}{L x a''}$$

$$= \frac{376,5709 \text{ ft}^2}{15 \text{ ft} \times 0,2618 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}} = 95,8928 \approx \mathbf{96 \text{ buah}}$$

Koreksi :

$$\begin{aligned}
 A &= N_t \times L \times a'' \\
 &= 95,8928 \times 15 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 &= 376,570915623 \text{ ft}^2 \\
 U_d &= \frac{Q}{A \times \Delta t \times LMTD} \quad (\text{D.Q Kern, pers. 7.6 hal 140}) \\
 &= \frac{16.691.790,6633 \text{ Btu/jam}}{376,570915623 \text{ ft}^2 \times 147,752521246^\circ\text{F}} \\
 &= 300 \text{ Btu/jam ft}^2 ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

4) Spesifikasi *Shell and Tube*

Berdasarkan Tabel 10 dan 9 D.Q Kern, untuk jumlah tube 96 diperoleh spesifikasi perancangan *Heat Exchanger* tipe *Shell and Tube* dengan :

<i>Shell side</i>	<i>Tube side (Tabel.10 DQ kern)</i>		
Diameter dalam (ID)	17 1/4	Diameter dalam (ID) in	0,87
Baffle space (B)=0,25xID	4,313	Diameter luar (OD) in	1
Passes (n)	1	BWG	16
		Pitch (Pt)	1,25
		Passes (n)	4
		Panjang (ft)	15
<i>Clearance, C'</i>	0,25	Jumlah Tube (Number)	96

<i>Shell, cold fluid (water)</i>	<i>Tube, hot fluid (steam)</i>
1. Flow Area	1. Flow Area
$a_s = \frac{ID \times C \times B}{144 P_T}$ (D.Q Kern: pers. 7.1, hal 138) $= \frac{17,25 \text{ in} \times 0,25 \text{ in} \times 4,313 \text{ in}}{144 \times 1,25}$ $= 0,1033 \text{ ft}^2$	$at' = 0,594 \text{ in}$ (D.Q Kern, Table 10 hal 843) $a_t = \frac{N_t \times at'}{144 n}$ (D.Q Kern: pers 7.48, hal 111) $= \frac{96 \times 0,594 \text{ in}^2}{144 \times 4}$ $= 0,0990 \text{ ft}^2$

2. Mass Velocity	2. Mass Velocity
$G_s = \frac{W_s}{a_s}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= \frac{132.473 \text{ lb/h}}{0,1033 \text{ ft}^2}$ $= 1.282.160,1421 \text{ lb/hr ft}^2$	$G_t = \frac{W_t}{a_t}$ (D.Q Kern: pers 7.2, hal 138) $= \frac{18.427,410 7 \text{ lb/h}}{0,0990 \text{ ft}^2}$ $= 186.1135,4617 \text{ lb/hr ft}^2$
3. Reynold Number	3. Reynold Number
$D_e = 0,9904 \text{ in} = 0,0825 \text{ ft}$ $\mu = 1 \text{ Cp} = 2,4192 \text{ lb/ft.h}$ (Fig. 9) $Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$ $= \frac{0,0825 \text{ ft} \times 1.282.160,1421 \text{ lb/hr ft}^2}{2,4192 \text{ lb/h.ft}}$ $= 43.744,1511$	$\mu = 0,0142 \text{ Cp} = 0,0344 \text{ lb/ft.h}$ $ID = 0,87 \text{ in} = 0,0725 \text{ ft}$ $Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$ $= \frac{0,0725 \text{ ft} \times 186.1135,4617 \text{ lb/hr ft}^2}{0,0344 \text{ lb/h.ft}}$ $= 392.832$
4. Faktor Perpindahan Panas (J_{hs})	4. Faktor Perpindahan Panas (J_{ht})
Dari gambar 28 D.Q.KERN maka didapatkan nilai J_h sebagai berikut: $J_h = 130$	$L = 15 \text{ ft}$ $D = 0,87 \text{ ft}$ $L/D = 17,2414 \text{ in}$ Dengan memplotkan NRe dengan L/D ke gambar 24 D.Q.KERN maka didapatkan nilai J_h sebagai berikut: $J_h = 1,8$
5. Koefisien Perpindahan Panas	5. Koefisien Perpindahan Panas
Pada $T_c = 149 \text{ }^\circ\text{F}$ $c = 0,9 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Fig. 3 Hal 805) $k = 0,038525 \text{ Btu/ft.hr.}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Tabel 4) $\left(c \cdot \frac{\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$ $= 3,832420501$	Pada $T_c = 305,6 \text{ }^\circ\text{F}$ $C = 0,45 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$ (D.Q Kern Fig 2 hal 804) $k = 0,0163 \text{ Btu/ft.hr.}^\circ\text{F}$ (D.Q Kern, Tabel 5) $\left(c \cdot \frac{\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(0,435 \times \frac{0,0344 \text{ lb / ft.h}}{0,0163 \text{ Btu/ft.hr.}^\circ\text{F}} \right)^{1/3}$ $= 0,982507817$
6. Inside Film Coefficient (h_o)	6. Inside Film Coefficient (h_{io})

$\frac{h_i}{h_i} = jH \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_s$ <p> $h_i/\text{qps} = 130 \times (0,038525/0,0825) \times$ $((0,9 \times 0,038525)/0,038525))^{0,333}$ $= 232,5464 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}$ </p> <p> 7. $\phi_s = (\mu/\mu_w)^{0,14}$ dimana $\mu = 2,4192$ lb/ft.h dan $\mu_w = 1,1369 \text{ lb/ft.h}$ $\Phi_s = 1,1369$ Maka untuk $h_o = h_i/\Phi_s \times \Phi_s = 264,3755 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}$ Untuk h_o teoritis $1500 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}$ </p>	$\frac{h_i}{h_i} = jH \cdot \frac{k}{D_e} \cdot \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \phi_t$ $= 1,8 \times \frac{0,0163 \text{ Btu/ft.hr.} {}^\circ\text{F}}{0,0725 \text{ ft}} 0,9825$ $= 0,3976 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}$ <p>Koreksi H_{io} ke permukaan OD</p> $h_{i0} = h_i \cdot \frac{ID}{OD} \cdot$ $= 0,3976 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F} \times \frac{0,0725}{0,0833}$ $= 0,3459 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}$
---	---

Clean overall coefficient U_c

$$U_c = \frac{h_{i0} x h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= \frac{0,3459 \times 1500}{0,3459 + 1500}$$

$$= 0,3458 \text{ btu / hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}$$

Design overall coefficient, U_d

Total surface, $A = 376,5709 \text{ ft}^2$

$$U_d = \frac{Q}{A \Delta_t}$$

$UD = 300 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}$

Dirty Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{0,3458 \text{ btu / hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F} - 300 \text{ btu / hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}}{0,3458 \text{ btu / hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F} \times 300 \text{ btu / hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}}$$

$$= -2,888163847 \text{ btu / hr.ft}^2 \cdot {}^\circ\text{F}$$

Summary

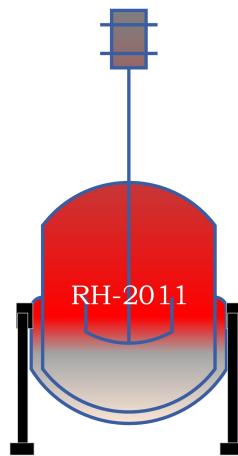
	<i>h outside</i>	
UC	0,345841596	
UD	300	
RD calculated	-2,888163847	
RD required	0,001	

6. Pressure Drop, ΔP	
$Re_s = 43.744,1511$	$Re_t = 392,832$
$f = 0,0017 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern: fig. 29, hal 839)	$f = 0,004 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern: fig. 29, hal 836)
$s = 0,98$	$s = 1$
$(N+1) = Nx\frac{L}{B}$ (D.Q Kern, pers. 7.43 hal 147)	$\phi_s = 1 \text{ lb/ft h}$
$= 15 \times \frac{4,572}{0,110} = 467497348$	$\Delta P_t = \frac{f x G_t^2 x L x n}{5,22 \times 10^{10} D t x s x \phi_t}$
$\phi_s = 1 \text{ lb/ft h}$	$= \frac{0,004 \times 186.135,4617^2 \times 4,5732 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 4,5732 \times 1 \times 1}$
$\Delta P_s = \frac{f x G_s^2 x D_s x N + 1}{5,22 \times 10^{10} D_s x \phi_s}$	$= 0,669864758 \text{ psi}$
$= \frac{0,0017 \times 1.282.160,1421^2 \times 1,4375 \times (5 + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times 1,4375 \times 1}$	• ΔP_{total}
$= 2,502892027 \text{ psi}$	$Gt = 186.135,4617 \text{ lb/hr ft}^2$
* Perancangan Heater dengan tipe shell and tube , memenuhi syarat karena nilai $\Delta P < 10 \text{ Psi}$	$\Delta P_r = \frac{4 x n}{s} x \frac{V^2}{2g}$
	$\frac{V^2}{2g} = 0,0033$ (Kern: fig. 27, hal 837)
	$\Delta P_r = \frac{4 x 5 x 0,0033}{1} = 0,06080 \text{ psi}$

	$\Delta P_t = \Delta P_t + \Delta P_r = 0,73066 \text{ psi}$
--	--

12. Reaktor Hidrolisis (RH-2011)

Fungsi	: Tempat menghidrolisis pati menjadi glukosa
Tipe	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup <i>elipsoidal</i>
Jenis Reaktor	: <i>Continous stirred tank reactor</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 306)</i>
Jumlah	: 1 unit
Sifat bahan	: Korosif dan tidak volatil
Fasa	: Cair



Gambar LC-13. Reaktor Hidrolisis

Data:

- Laju alir umpan : 469.666,4 kg/jam
- Densitas campuran : $342,6635938 \text{ kg/m}^3 = 21,392488 \text{ lb/ft}^3$
- Tekanan : 1 atm
- Laju alir volumetrik : $1370,6343 \text{ m}^3 = 11,0815 \text{ lb/ft.s}$
- *Space time* : 90 menit = 1,5 jam

1. Kapasitas Reaktor (volume bahan)

$$\frac{V}{FAo} = \frac{\tau}{CAo} \quad \text{Levenspiel hal 94}$$

$$VR = \frac{FAo \times \tau}{CAo}$$

atau $\tau = \frac{V}{Vo}$ maka $VR = \tau \times Vo$

$$VR = 12,68332959 \text{ m}^3$$

2. Dimensi Tangki

a. Diameter Tangki

$$D = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times Vs}{\pi}}$$

$$\sqrt[3]{\frac{2,66 \times 12,68332959}{3,14}}$$

$$= 3,606799 \text{ m}$$

$$= 141,9996586 \text{ in}$$

b. Volume *Ellipsoidal*

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e \quad \text{Dengan } H_e = 1/4 D_t \quad (\text{Table 18.4, Chemical}$$

Process Equipment, S. Walas, Page 658)

$$= (3,14/24) \times (3,606799^3)$$

$$= 6,1388082$$

c. Tinggi Silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 3,606799 \text{ m}$$

$$H_s = 5,4101978 \text{ m}$$

$$H_s = 212,999488 \text{ in}$$

d. Tinggi *Ellipsoidal*

$$H_e = 1/4 D_t$$

$$H_e = 1/4 \times 3,606799 \text{ m}$$

$$H_e = 0,90169964 \text{ m}$$

$$= 35,4999147 \text{ in}$$

e. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + (2 H_e)$$

$$H_t = 5,4101978 \text{ m} + (2 \times 0,90169964 \text{ m})$$

$$H_t = 7,213597086 \text{ m}$$

$$H_t = 283,9993173 \text{ in}$$

f. Tinggi Cairan

$$H_c = \frac{V_b \times (H_s + (2 H_e))}{V_s}$$

$$H_c = \frac{11,08140656 \text{ m}^3 \times (5,4101978 \text{ m} + (2 \times 0,90169964 \text{ m}))}{12,68332959 \text{ m}^3}$$

$$H_c = 6,302509253 \text{ m}$$

$$H_c = 248,1297893 \text{ in}$$

g. Tekanan Hidrostatik

$$P_c = \rho \times g \times H_c$$

$$P_c = 342,6635938 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 6,302509253 \text{ m}$$

$$P_c = 21186,07302 \text{ kg.m/s}^2$$

$$= 0,205504908 \text{ atm}$$

$$= 3,020079581 \text{ psi}$$

h. Tekanan Desain

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$P_d = 1 \text{ atm} + 0,205504908 \text{ atm}$$

$$P_d = 1,0205504908 \text{ atm}$$

$$= 17,71597958 \text{ psi}$$

$$P_d = 17,71597958 \text{ psi}$$

$$R = 70,99982931 \text{ in}$$

S = 11500 psi (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering*,

Tabel 4)

E = 0,85 (*Walas - Chemical Process Equipment*, Table 18.5, Page 659)

C = 0,02 in/tahun (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering*,

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

i. Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

658)

$$t_d = \frac{17,71597958 \text{ psi} \times 70,99982931 \text{ in}}{11500 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 17,71597958 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = 0,312461 \text{ in}$$

$$td = 7,936485146 \text{ mm}$$

j. Tebal Dinding *Ellipsoidal*

$$t_e = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

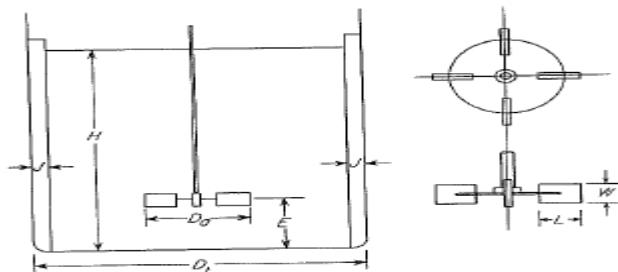
$$t_e = \frac{17,71597958 \text{ psi} \times 141,9996586}{2 \times 11500 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 17,71597958 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_e = 0,328818498 \text{ in}$$

$$= 8,351989839 \text{ mm}$$

3. Desain Pengaduk

Viskositas umpan < 4000 cP, maka dipilih *propeller* berdaun tiga (Kecepatan 1800 rpm) (*Walas - Selection Design & Chemical Process Equipment ed 1st, Page 288*).



Gambar LC-14. Desain Pengaduk Reaktor Hidrolisis

a. Diameter Pengaduk

$$d = \frac{D_t}{3}$$

$$d = \frac{3,606799 \text{ m}}{3}$$

$$d = 1,202266181 \text{ m}$$

$$= 3,943433073 \text{ ft}$$

b. Panjang Daun Pengaduk

$$L = \frac{d}{4}$$

$$L = \frac{1,202266181 \text{ m}}{4}$$

$$L = 0,300566545 \text{ m}$$

$$= 0,985858268 \text{ ft}$$

c. Lebar Daun Pengaduk

$$W = \frac{d}{5}$$

$$W = \frac{1,202266181 \text{ m}}{5}$$

$$W = 0,240453236 \text{ m}$$

$$= 0,788686615 \text{ ft}$$

d. Tinggi Pengaduk Dari Dasar Tangki

$$E = \frac{D_t}{3}$$

$$E = \frac{3,606799 \text{ m}}{3}$$

$$E = 1,202266181 \text{ m}$$

$$= 3,943433073 \text{ ft}$$

e. Lebar *Baffle*

$$J = \frac{D_t}{12}$$

$$J = \frac{3,606799 \text{ m}}{12}$$

$$J = 0,300566545 \text{ m}$$

$$= 0,985858268 \text{ ft}$$

f. Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan persamaan 6-18 *Robert Treyball-Mass Transfer Operation*, kecepatan putar pengaduk dapat dihitung dengan persamaan berikut.

Dengan $g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$

$$\sigma = 72,75 \text{ dyn/cm} (\text{Mc.cabe - Unit Operation Of Chemical Engineering } 5^{\text{th}} \text{ Page 274}).$$

$$= 0,0537 \text{ lb/ft}$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{d}\right)$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{0,0537 \text{ lb/ft} \times 32,2 \text{ ft/s}^2}{21,392488 \text{ lb/ft}^3}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{11,83029922 \text{ ft}}{3,943433073 \text{ ft}}\right)$$

$$N_d = 0,807453762 \text{ rps}$$

g. Daya Pengadukan

Berdasarkan persamaan 9-17 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5^t*, bilangan *reynold* dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$N_{Re} = \frac{\rho N d^2}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{21,392488 \text{ lb/ft}^3 \times 0,807453762 \text{ rps} \times (3,943433073 \text{ ft})^2}{0,000265883 \text{ lb/ft.s}}$$

$$N_{Re} = 1.010.270$$

Karena $N_{Re} > 10.000$, maka berdasarkan persamaan 9.24 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5^t*, daya pengadukan menggunakan dapat dihitung dengan persamaan berikut.

Dengan $K_T = 0,87$ (*Mc. Cabe & Smith - Unit Operations Of Chemical Engineering 5th, Page 254*)

$$P = \frac{K_T N^3 D_a^5 \rho}{g_c}$$

$$P = \frac{0,87 \times (0,807453762 \text{ rps})^3 \times (3,943433073 \text{ ft})^5 \times 21,392488 \text{ lb/ft}^3}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$P = 290,1683505 \text{ ft.lbf/s}$$

$$P = 0,52757819 \text{ HP}$$

h. Daya Motor

Efisiensi Motor = 80%

$$\text{Daya Motor} = \frac{0,52757819 \text{ HP}}{80\%}$$

$$\text{Daya Motor} = 0,659473524 \text{ HP}$$

4. Desain jaket pemanas

Data:

- Temperatur Umpam : 100 °C, = 212 °F
- Temperatur Steam : 152 °C, = 305,6 °F
- Densitas Pemanas : 1000 kg/m³ = 62,43 lb/ft³ (*engineering toolbox.com*)

- Jumlah gas panas yang dibutuhkan : 16.507,35 kg/jam
- Q : 8.340.006,22 kkal/jam : 33.093.144,70 btu/jam
- ΔT : 93,6 °F

Karena massa steam lebih kecil dari massa umpan, maka digunakan *jacket*.

a. Luas Permukaan Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

Dengan = 300 Btu/ft² F hr

$$A = \frac{33.093.144,70 \text{ btu/hr}}{300 \text{ Btu/ft}^2 \text{ F hr} \times 93,6 \text{ }^{\circ}\text{F}}$$

$$= 1178,5308 \text{ ft}^2$$

b. Diameter tangki (D1)

$$D1 = D_t + 2 t_d$$

$$= 141,9996586 \text{ in} + (2 \times 0,312460045 \text{ in})$$

$$= 142,62 \text{ in} = 3,62 \text{ m}$$

c. Tinggi jaket (Hj)

Di asumsikan jarak jaket 5 in

$$Hj = Hc + 2te + \text{jarak jaket}$$

$$Hj = 248,1297893 \text{ in} + (2 \times 0,328818498 \text{ in}) + 5 \text{ in}$$

$$Hj = 253,79 \text{ in}$$

$$Hj = 6,45 \text{ m}$$

d. Diameter luar jaket (D2)

$$D2 = D1 + 2 \text{ jarak jaket}$$

$$D2 = 152,62 \text{ in}$$

$$D2 = 3,88 \text{ m}$$

e. Tekanan hidrostatik pada jaket (PH)

$$PH = \rho \cdot g \cdot h$$

$$PH = 342,6635938 \times 9,81 \times 1,612089412 \text{ m}$$

$$PH = 5419,086687162 \text{ kg/m}^2 \text{s}$$

$$PH = 0,206 \text{ atm}$$

$$PH = 3,020922151 \text{ psi}$$

f. Tekanan desain (Pj)

$$Pj = Pop + PH$$

$$Pj = 1 \text{ atm} + 0,206 \text{ atm}$$

$$Pj = 1,21 \text{ atm}$$

$$Pj = 17,72 \text{ psi}$$

$$Pj = 1,22 \text{ bar}$$

g. Tebal dinding jaket (tj)

$$t_j = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

$$R = 71,31 \text{ in}$$

$$E = 0,85 \quad (\text{Peter, Tabel 4 hal 538})$$

$$S = 11.500 \text{ psi} \quad (\text{Wallas, Tabel 18.4})$$

$$C = 0,02 \text{ in/tahun}$$

Digunakan 10 tahun

$$\text{Maka, } t_j = 15,47 \text{ psi} \times 71,31 \text{ in} / (11.500 \times 0,85) - (0,6 - 15,47) + (0,02 \times 10)$$

$$t_j = 0,329415089 \text{ in}$$

$$t_j = 8,367143266 \text{ mm}$$

13. *Disk Bowl Centrifuge (DC-3021)*

Fungsi : Untuk memisahkan kandungan pati yang masih terdapat pada larutan glukosa

Jenis : *Continious disk centrifuge*

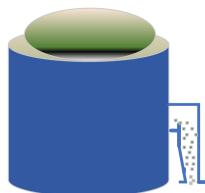
Bahan Konstruksi : *Stainless Steel A-316*

Sifat Bahan : Tidak korosif, tidak volatil dan tidak reaktif

Jumlah : 1 Unit

Temperatur : 30°C

Tekanan : 1 atm



Gambar LC.15 Rotary Vacuum Filter

Data laju alir :

Komponen	massa (kg/jam)	volume (m ³ /jam)	Densitas (kg/m ³)
pati	120232,684	82919,0924	1,45

protein	17615,884	9,6262	1830
lemak	8551,400001	7,0093	1220
Abu	2907,476	0,3231	9000
Serat	3762,616	66,0108	57
H2O	18066,33803	83002,0618	1000
Total	171136,398	166004,1236	13051,45

$$\text{Kecepatan Centrifuge, (V)} = M/\rho$$

$$= 171136,398/13051,45$$

$$= 13,1124 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 57,7323 \text{ gal/min}$$

Berdasarkan data tersebut, maka dari tabel 18.12 hal 91, Perrys edisi 7 diperoleh:

TABLE 18-12 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges

Type	Bowl diameter	Speed, r/min	Maximum centrifugal force \times gravity	Throughput		Typical motor size, hp
				Liquid, gal/min	Solids, tons/h	
Disk	1.75	50,000*	62,400	0.05–0.25		*
	4.125	15,000	13,200	0.1–10		2
	5	15,000	15,900	0.2–20		3
	7	12,000	14,300	0.1–10		1/3
	13	7,500	10,400	5–50		6
	24	4,000	5,500	20–200		7 1/2
Nozzle discharge	10	10,000	14,200	10–40	0.1–1	20
	16	6,250	8,900	25–150	0.4–4	40
	27	4,200	6,750	40–400	1–11	125
	30	3,300	4,600	40–400	1–11	125
Helical conveyor	6	8,000	5,500	To 20	0.03–0.25	5
	14	4,000	3,180	To 75	0.5–1.5	20
	18	3,500	3,130	To 100	1–3	50
	24	3,000	3,070	To 250	2.5–12	125
	30	2,700	3,105	To 350	3–15	200
	36	2,250	2,590	To 600	10–25	300
	44	1,600	1,600	To 700	10–25	400
	54	1,000	770	To 750	20–60	250
Knife discharge	20	1,800	920	†	1.0‡	20
	36	1,200	740	†	4.1‡	30
	68	900	780	†	20.5‡	40

*Turbine drive, 100 lb/h (45 Kg/h) of steam at 40 lbf/in² gauge (372 KPa) or equivalent compressed air.

†Widely variable.

1) Dimensi Centrifuge

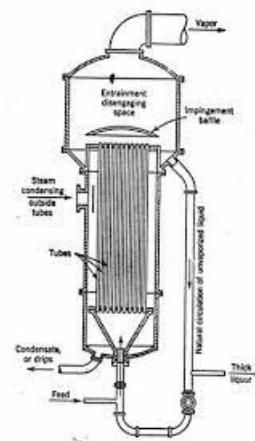
Diameter Bowl (Db)	= 24 in
Kecepatan Putar (n)	= 4000 rpm
Daya Motor	= 14,00 HP

Gaya sentrifuge (relance centrifuge filter = RCM)

$$\begin{aligned} RCM &= 0,0000142 \times n^2 \times Db \\ &= 5452,8 \text{ lbf} \quad (\text{Pers 4.9, Perry's Edisi 6}) \\ &= 24254,0544 \text{ N} \end{aligned}$$

14. Evaporator

Fungsi	: Tempat memekatkan larutan glukosa
Tipe	: <i>Long tube</i> evaporator dengan alas konical
Bahan konstruksi	: Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 306)
Jumlah	: 1 unit
Sifat bahan	: Tidak volatil, tidak korosif dan tidak higroskopis



Gambar LC.16 Evaporator

Data :

- Laju alir massa, m : 355.138,6655 kg/jam

- Densitas, ρ : 212,1141783 kg/m³
- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 1 atm

1) Kapasitas Tangki (volume bahan)

$$V_b = \frac{m}{\rho}$$

$$V_b = \frac{355.138,6655 \text{ kg/jam}}{212,1141783 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_b = 11,84499305 \text{ m}^3$$

Dengan Mempertimbangkan faktor keamanan 20 % (*Plant Design And Economics For Chemical Engineers Ed 4th, Peters, Page 37*), Maka :

$$V_b = 0,8 V_s$$

$$V_s = \frac{V_b}{0,8}$$

$$V_s = \frac{11,84499305}{0,8}$$

$$V_s = 12,75868293 \text{ m}^3$$

2) Dimensi Tangki

a. Diameter silinder

$$D = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times V_s}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times 12,75868293}{3,14}}$$

$$D_t = 2,294059189 \text{ m}$$

$$= 90,31711028 \text{ in}$$

b. Volume konikal

$V_c = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e$ Dengan $H_e = 1/2 D_t \tan 45^\circ$ (*Table 18.4, Chemical Process Equipment, S. Walas, Page 658*)

$$V_c = 3,159091892$$

c. Tinggi silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 2,294059189 \text{ m}$$

$$H_s = 3,441088784 \text{ m}$$

$$H_s = 135,4756654 \text{ in}$$

d. Tinggi konikal

$$H_e = 1/2 D_t$$

$$H_e = 1/2 \times 2,294059189 \text{ m}$$

$$H_e = 1,147029595 \text{ m}$$

$$H_e = 45,15855514 \text{ in}$$

e. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + H_e$$

$$H_t = 3,441088784 \text{ m} + 1,147029595 \text{ m}$$

$$H_t = 4,588118378 \text{ m}$$

$$H_t = 180,6342206 \text{ in}$$

f. Tinggi Cairan

$$H_c = \frac{V_b \times (H_s + H_e)}{V_s}$$

$$H_c = \frac{11,84499305 \text{ m}^3 \times (3,441088784 \text{ m} + (1,147029595 \text{ m}))}{12,75868293 \text{ m}^3}$$

$$H_c = 4,259548625 \text{ m}$$

$$H_c = 167,6984294 \text{ in}$$

g. Tekanan Hidrostatik

$$P_c = \rho \times g \times H_c$$

$$P_c = 212,1141783 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 4,259548625 \text{ m}$$

$$P_c = 8863,43954 \text{ kg/m.s}^2$$

$$P_c = 0,085975364 \text{ atm}$$

$$P_c = 1,263485345 \text{ psi}$$

h. Tekanan Desain

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$P_d = 1 \text{ atm} + 0,085975364 \text{ atm}$$

$$P_d = 1,0085975364 \text{ atm}$$

$$= 15,95938535 \text{ psi}$$

$$P_d = 15,95938535 \text{ psi}$$

$$R = 45,15855514 \text{ in}$$

S = 11500 psi (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering,*

Tabel 4)

E = 0,85 (*Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.5, Page 659*)

C = 0,002 in/tahun (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering,*

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

i. Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_d = \frac{15,95938535 \text{ psi} \times 45,15855514 \text{ in}}{11500 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 15,95938535 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = 0,093801481 \text{ in}$$

$$t_d = 2,382557623 \text{ mm}$$

j. Tebal Dinding Konikal

$$t_e = \frac{PD}{2(SE - 0,6P) \cos 45^\circ} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_e = \frac{15,95938535 \text{ psi} \times 90,31711028 \text{ in}}{(2 \times 11500 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 15,95938535 \text{ psi}) \times 0,707} + 0,002 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_e = 0,124356859 \text{ in}$$

$$t_e = 3,158664214 \text{ mm}$$

3) Menetukan jumlah tube

$$\Leftrightarrow \text{Luas Silinder } \pi r^2$$

$$= (3,14 \times (1,147029595^2))$$

$$= 7,202245854 \text{ m}$$

$$\Leftrightarrow \text{Diameter tube}$$

$$= 0,0035 \times 2,294059189 \text{ m}$$

$$= 0,008029207 \text{ m}$$

$$= 0,316109886 \text{ in}$$

Maka dari tabel 10 D.Q Kern Hal 843 di peroleh nilai

$$\text{BWG} = 14$$

$$\text{OD} = 1/2$$

\Leftrightarrow Luas Tube πr^2

$$= (3,14 \times (0,25^2))$$

$$= 0,19625 \text{ m}$$

\Leftrightarrow Maka untuk jumlah tube

= luas silinder/luas tube

$$= 7,203345854/0,19625$$

$$= 36,704947027$$

\approx 37 Tube

4) Desain jaket pemanas

Data:

- Temperatur Umpam : 104 °C, = 219,2 °F
- Temperatur Steam : 152 °C, = 305,6 °F
- Densitas : 212,1141783 kg/m³ = 13,24 lb/ft³
- Jumlah gas panas yang dibutuhkan : 16.507,35 kg/jam
- Q : 212.727.180,98 kkal/jam : 844.101.454,15 btu/jam
- ΔT : 86,4 °F

Karena massa steam lebih kecil dari massa umpan, maka digunakan *jacket*.

a. Luas Permukaan Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

Dengan = 300 Btu/ft² F hr

$$A = \frac{844.101.454,15 \text{ btu/hr}}{300 \text{ Btu/ft}^2 \text{ F hr} \times 86,4 \text{ }^\circ\text{F}}$$
$$= 1178,5308 \text{ ft}^2$$

b. Diameter tangki (D1)

$$D1 = D_t + 2 t_d$$

$$= 90,31711028 \text{ in} + (2 \times 0,095263636 \text{ in})$$

$$= 90,51 \text{ in} = 2,30 \text{ m}$$

c. Tinggi jaket (Hj)

Di asumsikan jarak jaket 5 in

$$Hj = Hc + tc + \text{jarak jaket}$$

$$Hj = 167,6984294 \text{ in} + (0,093801481 \text{ in}) + 5 \text{ in}$$

$$Hj = 172,95 \text{ in}$$

$$Hj = 4,39 \text{ m}$$

d. Diameter luar jaket (D2)

$$D2 = D1 + 2 \text{ jarak jaket}$$

$$D2 = 90,51 \text{ in} (2 \times 5 \text{ in})$$

$$D2 = 100,51 \text{ in}$$

$$D2 = 2,55 \text{ m}$$

e. Tekanan hidrostatik pada jaket (PH)

$$PH = \rho \cdot g \cdot h$$

$$PH = 212,1141783 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \times 1,612089412 \text{ m}$$

$$PH = 11.079,29943 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$PH = 0,107469204 \text{ atm}$$

$$PH = 1,580 \text{ psi}$$

f. Tekanan desain (Pj)

$$Pj = Pop + PH$$

$$Pj = 1 \text{ atm} + 0,107469204 \text{ atm}$$

$$Pj = 1,107469204 \text{ atm}$$

$$Pj = 16,28 \text{ psi}$$

$$Pj = 1,12 \text{ bar}$$

g. Tebal dinding jaket (tj)

$$t_j = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

$$R = 45,25 \text{ in}$$

$$E = 0,85 \quad (\text{Peter, Tabel 4 hal 538})$$

$$S = 11.500 \text{ psi} \quad (\text{Wallas, Tabel 18.4})$$

$$C = 0,02 \text{ in/tahun}$$

Digunakan 10 tahun

$$\text{Maka, } t_j = 16,28 \text{ psi} \times 45,25 \text{ in} / (11.500 \times 0,85) - (0,6 - 16,28) + (0,02 \times 10)$$

$$t_j = 0,27544347 \text{ in}$$

$$t_j = 6,996264139 \text{ mm}$$

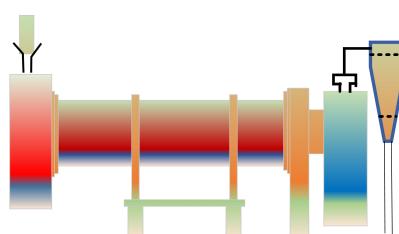
15. Rotary Dryer

Fungsi : Mengeringkan produk akhir

Tipe : *Rotary dryer*

Bahan konstruksi : Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)

Jumlah : 1 unit



Gambar LC.17 Rotary Dryer

Data :

- Laju alir massa, m : 108.505,6862 kg/jam
- Massa udara yang dipakai : 11.577,757 kg/jam

- Panas udara masuk : 196.459.001,3 kkal/h
- Densitas, ρ : 77,51151989 kg/m³
- Temperatur udara masuk : 110°C
- Temperatur udara keluar : 90°C
- Temperatur udara masuk : 30°C
- Tekanan : 1 atm

1) Menghitung diameter dryer

$$D^2 = \frac{\frac{G_s}{\pi}}{\frac{4}{4} G}$$

Massa velocity yang diizinkan 0,5-5 kg/m²s (Perry's 7th ed, page 12-55)

$$G = 5 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$= 1,024 \text{ lb/ft}^2\text{h}$$

$$D^2 = (11.577.757 \times 4) / (5 \times 3600 \times 3,14)$$

$$= 819,374184 \text{ ft}^2$$

$$D = 11,4498851 \text{ ft}$$

$$D = 3,49081864 \text{ m}$$

2) Menghitung tebal *shell rotary dryer*

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0.6 \cdot p} + C$$

Brownell and Young, 1959

bahan yang dipilih adalah stainless steel tipe carbon steel SA-285 grade A

$$F = 77,168 \text{ Mpa}$$

$$= 11.200 \text{ psi}$$

$$E = 0,9$$

$$C = 0,0075 \text{ in}$$

$$ri = (8,72704659/2)$$

$$= 4,36352329 \text{ m}$$

$$= 171,791912 \text{ in}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

Untuk faktor keamanan dipilih 20%, maka :

$$P_{\text{desain}} = 14,7 \times 0,2 = 2,94 \text{ in}$$

$$ts = ((2,94 \times 171,791912) / (11200 \times 0,9) - (0,6 \times 2,94)) + 0,075$$

$$= 0,0950459 \text{ in}$$

$$= 2,4141658 \text{ mm}$$

3) Menghitung panjang rotary dryer

Rasio panjang berbanding dengan diameter rotary dryer adalah 4 – 10 (Perry,R.H,7ed, chap. 12), dan

dipilih rasio L/D adalah 4, sehingga,

$$L = 4D$$

$$L = 4 \times 3,49081864 \text{ m}$$

$$= 4,65442485 \text{ m}$$

$$= 15,2665135 \text{ ft}$$

4) Menghitung putaran *rotary dryer*

Kecapatan putaran dryer adalah 15-30 m/menit (Perry,R.H, 7ed, chap.12).

Diambil kecepatan putaran rata-rata (n)=

$$N = \frac{n}{\pi \cdot D}$$

$$N = 2,73693398 \text{ rpm}$$

5) Menghitung waktu tinggal didalam dryer

hold-up mempunyai range 10 – 15 % volume (Perry,R.H, 7ed, chap. 12)

diambil 15% volume, sehingga:

$$V = \pi \times r^2 \times L$$

$$V = 3,14 \times (3,49081864/2)^2 \times 4,65442485 \text{ m}$$

$$V = 44,5235978 \text{ m}^3$$

Besarnya *hold up* = 15%

$$Hold up = (44,5235978 \times 15\%)$$

$$= 6,67853967 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = \frac{\text{holdup} \times \rho}{\text{feed rate}}$$

$$= (6,67853967 \text{ m}^3 \times 77,51151989 \text{ kg/m}^3) / 108,505,6862 \text{ kg/jam}$$

$$= 0,00954169 \text{ jam}$$

$$= 0,57250134 \text{ menit}$$

6) Menghitung daya motor dryer

Berdasarkan Perry's 7ed hal 12-56, jumlah total daya untuk fan, penggerak dryer dan conveyor umpan maupun produk berkisar antara 0,5 D² – 1,0 D² (kW). Pada perhitungan ini diambil total daya :

$$P = 0,5 D^2$$

$$P = 0,5 \times (11,4498851)^2$$

$$P = 10,9249891 \text{ Kw}$$

$$P = 14,6504104 \text{ HP}$$

7) Menghitung *Overall heat transfer area*

$$UD = \frac{10 \times G^{0,16}}{D}$$

$$UD = 10 \times (1,024 \text{ lb/ft}^2 \text{ h})^{0,16} / (11,4498851 \text{ ft})$$

$$UD = 0,87669164 \text{ lb/ft}^2 \text{ h}$$

8) Menentukan jumlah *flight*

Jenis flight dipilih jenis 90° lip flight (Perry,R.H, 7ed, chap. 12)

Tinggi flight (H) = 1/10. D

$$H = 0,34908186 \text{ m}$$

range jumlah flight untuk Rotary Dryer = 2,4 – 3 D (Perry,R.H, 7ed, chap. 12)

diambil 3D untuk diameter >2 ft sehingga jumlah flight :

$$\Leftrightarrow \text{jumlah flight (n)} = (3 \times 3,49081864 \text{ m})$$

$$= 10,4724559$$

\approx 11 buah

\Leftrightarrow jarak antara flight (LF)

$$LF = \frac{\pi x D}{n}$$

$$LF = (3,14 \times 3,49081864 \text{ m})/11 \text{ buah}$$

$$= 0,99647005 \text{ m}$$

9) Menentukan *slope rotary dryer*

Kemiringan dari rotary dryer bervariasi mulai dari 0 – 8 cm/m atau 0 – 0,08 ft/ft (Perry,R.H, 7ed, chap. 12). Persamaan berikut dapat digunakan untuk menghitung slope rotary dryer, yaitu:

$$S = \frac{0,19 L}{NDt}$$

$$S = 0,016167822 \text{ ft/ft}$$

16. Belt Conveyor

Fungsi : Membawa produk menuju *storage tank*

Tipe : *Belt conveyor*

Bahan konstruksi : *Rubber*

Jumlah : 1 unit



Gambar LC.18 Belt Conveyor

Data :

- Jumlah umpan, m : 84.417,90777 kg/jam
- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 30°C
- Faktor keamanan : 10%

1) Menentukan kapasitas conveyor

$$\text{Kapasitas Conveyor, } w = \frac{0,9}{0,9} \\ = \frac{84.417,90777}{0,9}$$

$$= 93.797,6753 \text{ kg/jam}$$

$$= 93,7976753 \text{ ton/jam}$$

2) Menentukan ukuran conveyor

TABLE 21-7 Belt-Conveyor Data for Troughed Antifriction Idlers*

Belt width in. (cm)	Cross-sectional area of load Ω^2 (in^2)	Belt speed, ft/min (m/min)		Belt plies		Maximum lump size, in (mm)		Belt speed, ft/min (m/min)	Capacity and hp for 100-lb/ ft^3 material			Add for tripper hp†
		Normal	Maximum	Minimum	Maximum	Sized material, 50% under size, 2006	Unsized material, not over 2006		Capacity tons/h (metric tons/h)	hp/10-ft (3.05-m) lift	hp/100-ft (30.48-m) counters	
14 (35)	0.11 (.010)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.0 (51)	3.0 (76)	100 (30.5)	32 (29)	0.34	0.44	
								200 (61.0)	88 (80)	0.68	0.68	2.0
								300 (91.5)	64 (58)	1.04	1.32	
								300 (91.5)	96 (87)			
16 (40)	0.14 (.014)	200 (61)	300 (91)	3	5	2.5 (64)	4.0 (102)	100 (30.5)	44 (40)	0.40	0.50	
								200 (61.0)	132 (120)	1.36	1.68	2.5
18 (45)	0.18 (.017)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.0 (76)	5.0 (127)	100 (30.5)	54 (49)	0.58	0.70	
								250 (76.2)	134 (122)	1.42	1.76	3.0
20 (50)	0.22 (.020)	250 (76)	350 (107)	4	6	3.5 (89)	6.0 (152)	100 (30.5)	190 (172)	2.00	2.42	
								250 (76.2)	66 (60)	0.70	0.84	3.20
24 (60)	0.33 (.030)	300 (91)	400 (122)	4	7	4.5 (114)	8.0 (203)	100 (30.5)	164 (148)	1.72	2.06	
								350 (106.7)	230 (209)	2.44	2.90	
30 (75)	0.53 (.049)	300 (91)	450 (137)	4	8	7.0 (178)	12.0 (305)	100 (30.5)	98 (89)	1.02	1.02	
								300 (91.5)	294 (267)	3.06	3.04	3.5
36 (90)	0.78 (.072)	400 (122)	600 (183)	4	9	8.0 (203)	15.0 (381)	100 (30.5)	392 (356)	4.08	4.04	
								400 (121.9)	158 (143)	1.60	1.50	
42 (105)	1.09 (.101)	400 (122)	600 (183)	4	10	10.0 (254)	18.0 (457)	100 (30.5)	474 (430)	4.80	4.50	
								300 (91.5)	710 (645)	7.20	6.74	
48 (120)	1.46 (.136)	400 (122)	600 (183)	4	12	12.0 (305)	21.0 (533)	100 (30.5)	230 (209)	2.44	1.59	
								400 (121.9)	920 (835)	9.74	6.36	7.0
54 (135)	1.90 (.177)	450 (137)	600 (183)	6	14	14.0 (356)	24.0 (610)	100 (30.5)	1380 (1253)	14.60	9.52	
								600 (182.9)	330 (300)	3.50	2.28	
60 (150)	2.40 (.223)	450 (137)	600 (183)	6	16	16.0 (406)	28.0 (711)	100 (30.5)	1320 (1198)	14.00	9.12	
								400 (121.9)	1980 (1797)	23.20	13.68	
								600 (182.9)	440 (399)	4.66	3.04	
								100 (30.5)	1760 (1598)	18.70	12.14	12.8
								400 (121.9)	2640 (2397)	28.00	18.20	
								600 (182.9)	3420 (3105)	36.20	23.60	
								100 (30.5)	570 (517)	6.04	3.94	
								450 (137.2)	2564 (2328)	27.20	17.70	20.0
								600 (182.9)	3240 (2941)	34.40	22.40	23
								600 (182.9)	4320 (3921)	45.80	29.90	

*Fairfield Engineering Co. data in U.S. customary system. Metric conversion is rounded off. For inclined conveyors, add lift horsepower to center horsepower for total horsepower. For terminals multiply horsepower by the following factors: 0-50 ft (15.2 m), 1.20; 51-100 ft (30.5 m), 1.10; 101-150 ft (45.7 m), 1.05. For countershaft drives, multiply horsepower by 1.05 for each reduction (cut gears).

†Tripper horsepower is based on material bulk density of 100 lb/ ft^3 (1602 kg/m³) and a belt speed of 300 ft/min (91.4 m/min).

Berdasarkan kapasitas di atas, dipilih *belt conveyor* dengan spesifikasi sebagai berikut (Perry's 7th Ed (Tabel 21-7))

$$\text{Lebar conveyor} = 14 \text{ In}$$

$$\text{Luas area} = 0,11 \text{ Ft}^2$$

$$\text{Total panjang} = 15 \text{ M} = 49,2 \text{ Ft}$$

$$\text{Kecepatan} = 300 \text{ Ft/min}$$

$$\text{Daya conveyor} = 1,04 \text{ Hp/3,05 M}$$

Sehingga untuk 15 M diperoleh daya = $(15\text{M}/3,05\text{M}) \times 1,04\text{Hp}$

$$= 5,114754098 \text{ HP}$$

$$\approx 6 \text{ HP}$$

17. Storage Tank

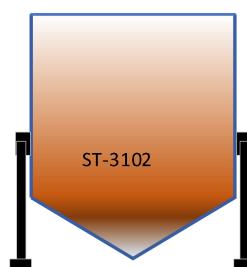
Fungsi : Menyimpan produk

Tipe : Silinder vertikal dengan alas konikal dan tutup datar

Bahan konstruksi : *Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)*

Jumlah : 1 unit

Waktu : 7 hari



Gambar LC.19 storage tank

Data :

- Laju alir massa, m : 84.417,9 kg/jam
- Densitas, ρ : 77,51151989 kg/m³
- Temperatur : 30°C
- Tekanan : 1 atm

1) Kapasitas Tangki (volume bahan)

$$V_b = \frac{m \times t}{\rho}$$

$$V_b = \frac{84.417,9 \times 7 \text{ kg/jam}}{77,51151989 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_b = 19,62281857 \text{ m}^3$$

Dengan Mempertimbangkan faktor keamanan 10 % (*Plant Design And Economics For Chemical Engineers Ed 4th, Peters, Page 37*), Maka :

$$V_b = 0,9 V_s$$

$$V_s = \frac{V_b}{0,9}$$

$$V_s = \frac{19,62281857 \text{ m}^3 \text{ m}^3}{0,9}$$

$$V_s = 20,32350613 \text{ m}^3$$

2) Dimensi Tangki

a. Diameter silinder

$$D = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times V_s}{\pi}}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{2,66 \times 20,32350613}{3,14}}$$

$$D_t = 2,679181989 \text{ m}$$

$$= 105,4793949 \text{ in}$$

b. Volume konikal

$$V_c = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_c \quad \text{Dengan } H_c = 1/2 D_t \tan 45^\circ \text{ (Table 18.4, Chemical}$$

Process Equipment, S. Walas, Page 658)

$$V_c = 5,032167018$$

c. Tinggi silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 2,679181989 \text{ m}$$

$$H_s = 4,018772984 \text{ m}$$

$$H_s = 158,2190924 \text{ in}$$

d. Tinggi konikal

$$H_c = 1/2 D_t \tan 45^\circ$$

$$H_c = 1/2 \times 2,679181989 \text{ m} \times 1$$

$$H_c = 1,339590995 \text{ m}$$

$$= 52,73969745 \text{ in}$$

e. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + H_c$$

$$H_t = 4,018772984 \text{ m} + 1,339590995 \text{ m}$$

$$H_t = 5,358363978 \text{ m}$$

$$= 210,9587898 \text{ in}$$

$$P_d = 14,7 \text{ psi}$$

$$R = 52,73969745 \text{ in}$$

S = 11200 psi (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering,*

Tabel 4)

E = 0,85 (Walas - *Chemical Process Equipment*, Table 18.5, Page 659)

C = 0,002 in/tahun (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering,*

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

f. Tebal dinding tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_d = \frac{14,7 \text{ psi} \times 52,73969745 \text{ in}}{11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = 0,101511816 \text{ in}$$

$$= 0,002578405 \text{ m}$$

$$= 2,578400122 \text{ mm}$$

i. Tebal dinding konikal

$$t_c = \frac{PD}{2(SE - 0,2P) \cos 45^\circ} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_c = \frac{14,7 \text{ psi} \times 105,4793949 \text{ in}}{2(11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 14,7 \text{ psi})0,707} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_c = 0,135261231 \text{ in}$$

$$= 3,435635278 \text{ mm}$$

j. Tebal Tutup Tangki

$$t_f = D \sqrt{\frac{0,3 P}{S}} + C \quad \text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658}$$

$$t_f = 105,4793949 \text{ in} \sqrt{\frac{0,3 \times 14,7 \text{ psi}}{11200 \text{ psi}}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 2,113041855 \text{ in}$$

$$= 53,67126312 \text{ mm}$$

B. Spesifikasi Peralatan Utilitas

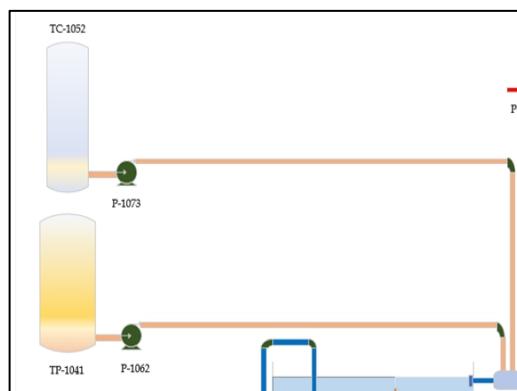
1) Pompa Alat Pengolahan Air

Fungsi : Memompa larutan PAC menuju clarifier

Bahan : *Commercial Steel Pipe*

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 unit



Gambar LC.20 Pompa

Data :

- Laju alir umpan (m) = $176,9278546 \text{ kg/jam} = 0,108319164 \text{ lb/s}$
- Densitas campuran (ρ) = $1172,5 \text{ kg/m}^3 = 73,199175 \text{ lb/ft}^3$
- Viskositas Campuran (μ) = $1 \text{ Cp} = 2,419 \text{ lb/ft.hr}$
- Tinggi pompa terhadap cairan masuk (Z_a) = $0 \text{ m} = 0 \text{ ft}$
- Tinggi pompa terhadap cairan keluar (Z_b) = $3 \text{ m} = 9,84 \text{ ft}$
- Panjang pipa hisap (L_s) = $4 \text{ m} = 13,12 \text{ ft}$
- Panjang pipa buang (L_d) = $6 \text{ m} = 19,68 \text{ ft}$
- Faktor keamanan = $10\% \text{ (dari Peter's table 6)}$

TABLE 6
Factors in equipment scale-up and design

Type of equipment	Is pilot plant usually necessary?	Major variables for operational design (other than flow rate)	Major variables characterizing size or capacity	Maximum scale-up ratio based on indicated characterizing variable	Approximate recommended safety or over-design factor, %
Agitated batch crystallizers	Yes	Solubility-temperature relationship	Flow rate Heat transfer area	> 100:1	20
Batch reactors	Yes	Reaction rate Equilibrium state	Volume Residence time	> 100:1	20
Centrifugal pumps	No	Discharge head	Flow rate Power input Impeller diameter	> 100:1 > 100:1 10:1	10

1) Laju alir volumetrik (Q_v)

$$Q_p = \frac{m}{90\%} \\ = \frac{176,9278546 \text{ kg/jam}}{0,9} \\ = 196,5865051 \text{ kg/jam} \\ = 0,120354627 \text{ lb/s}$$

$$Q_v = \frac{Q_p}{\rho} \\ Q_v = \frac{196,5865051 \text{ kg/jam}}{1172,5 \text{ kg/m}^3} \\ = 0,167664397 \text{ m}^3/\text{jam} \\ = 0,001644207 \text{ ft}^3/\text{s} \\ = 0,738203983 \text{ gal/menit}$$

2) Diameter Optimum (D_{opt})

Asumsi aliran adalah Turbulen

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_v^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad \text{Peter's, Pers. 14.16 Hal}$$

496

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13} \quad (15)$$

For viscous flow ($N_{Re} < 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3.0 q_f^{0.36} \mu_c^{0.18} \quad (16)$$

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times \left(0,001644207 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \right)^{0,45} \times \left(73,199175 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \right)^{0,13}$$

$$= 0,380742085 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 11 *D.Kern (Hal 844)* atau *Mc. Cabe Appendix 5 (Hal 1086)* diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut :

IPS	Suction (a)			Discharge (b)		
	in	ft	m	in	ft	m
OD	0,84	0,070	0,021	0,84	0,070	0,021
ID	0,622	0,052	0,02	0,622	0,052	0,02
a"	0,304	in ²	0,002	ft ²		

3) Kecepatan aliran (V)

V_a = V_b, karena ukuran pipa hisab dan pipa buang sama

$$V = \frac{Q_v}{a''}$$

$$V = \frac{0,001644207 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{0,002 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,778884944 \text{ ft/s}$$

$$= 2803,9858 \text{ ft/jam}$$

$$\frac{V^2}{2g_c} \quad gc = 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

$$= \frac{0,778884944 \frac{\text{ft}}{\text{s}}}{2 \times 32,17}$$

$$= 0,01210426 \text{ ft.lbf/lb}$$

4) Bilangan Reynold (NRe)

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho \times V \times ID}{\mu} \quad McCabe\&Smith-Pers9.17 (\text{Hal249})$$

SIGNIFICANCE OF DIMENSIONLESS GROUPS.²³ The three dimensionless groups in Eq. (9.14) may be given simple interpretations. Consider the group $nD_a^2\rho/\mu$. Since the impeller tip speed u_2 equals $\pi D_a n$,

$$N_{\text{Re}} = \frac{nD_a^2\rho}{\mu} = \frac{(nD_a)D_a\rho}{\mu} \propto \frac{u_2 D_a \rho}{\mu} \quad (9.17)$$

and this group is proportional to a Reynolds number calculated from the diameter

$$N_{Re} = \frac{73,199175 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 2803,9858 \frac{\text{ft}}{\text{jam}} \times 0,052 \text{ ft}}{2,419 \text{ lb}/\text{ft.hr}}$$

$$= 4396,2412 \text{ (Turbulen (Nre > 2100))}$$

5) Rugi Gesek

a. Pipa Hisap (*Suction*)

- Rugi gesek yang ditimbulkan akibat gesekan dengan kulit pipa

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta LV^2}{r_H^2 g_c} \quad \text{Mc Cabe, Pers. 5.56 (hal 104)}$$

$$r_H = \frac{ID}{4} = \frac{0,052 \text{ ft}}{4} = 0,0130 \text{ ft}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *comercial steel pipe*, dimana :

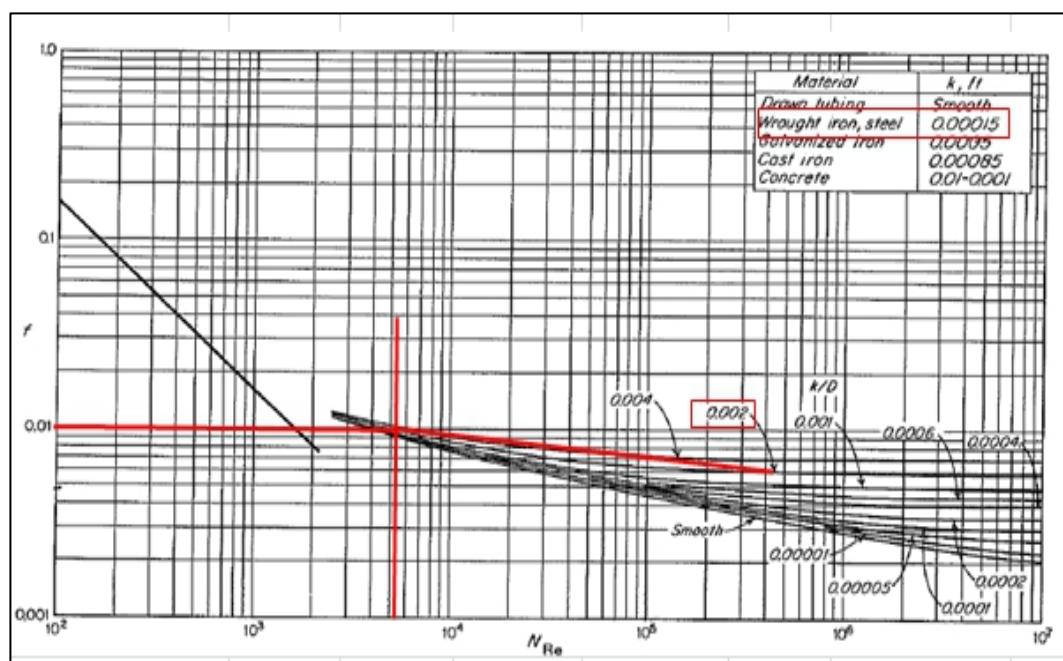
$$k = 0,00015 \text{ ft}$$

Mc Cabe, Fig. 5.9 (Hal 99)

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,052 \text{ ft}} = 0,002895049$$

$$f = 0,01$$

Mc Cabe, Fig. 5.9 (Hal 99)



$$h_{fsa} = 0,01 \frac{13,12 \text{ ft} \times 0,0130 \text{ ft}}{0,01210426 \frac{\text{ft. lbf}}{\text{lb}}}$$

$$= 0,1226 \text{ ft.lbf/lb}$$

- Rugi gesek karena fitting

$$h_{ffa} = K_f \frac{V^2}{2gc}$$

Mc Cabe, Pers. 5.67 (Hal

107)

$$K_f = 1 \times k_f \text{ gate valve} + 1 \times k_f \text{ elbow } 90 \quad \text{Mc Cabe, tabel 5.1 (Hal 108)}$$

$$K_f = 1 \times 0,2 + 0 \times 0,9 = 0,2$$

$$h_{ffa} = 0,2 \times 0,01210426 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$= 0,0024 \text{ ft.lbf/lb}$$

- c. Pipa Buang (*Discharge*)

- Rugi gesek akibat gesekan dengan kulit pipa

$$H_{fsb} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2gc} \quad \text{Mc Cabe, Pers. 5.56 (hal 104)}$$

$$r_H = \frac{ID}{4} = \frac{0,052 \text{ ft}}{4} = 0,0130 \text{ ft}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *comercial steel pipe*, dimana :

$$k = 0,00015 \text{ ft}$$

Mc Cabe, Fig. 5.9 (Hal 99)

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,052 \text{ ft}} = 0,002895049$$

$$f = 0,01$$

Mc Cabe, Fig. 5.9 (Hal 99)

Maka,

$$h_{fsb} = 0,01 \frac{19,68 \text{ ft} \times 0,0130 \text{ ft}}{0,01210426 \frac{\text{ft. lbf}}{\text{lb}}}$$

$$= 0,1839 \text{ ft.lbf/lb}$$

- Rugi gesek akibat *fitting* (hff)

$$hff = K_f \frac{V^2}{2g_c}$$

McCabe, Pers. 5.67 (Hal 107)

$$K_f = 1 \times kf \text{ globe valve} + 1 \times kf \text{ elbow } 90$$

McCabe, tabel 5.1 (Hal 108)

$$K_f = 1 \times 10 + 1 \times 0,9 = 10,9$$

$$hffb = 10,9 \times 0,01210426 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$= 0,131936438 \text{ ft.lbf/lb}$$

Sehingga, rugi gesek total (hf_{total}) :

$$hf_{total} = hfsa + hfsb + hffa + hffb$$

$$= 0,4409 \text{ ft.lbf/lb}$$

6) Daya Pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernoulli (*McCabe, Pers. 4.32*) :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) + h_f$$

Dimana :

$$P_a = P_b$$

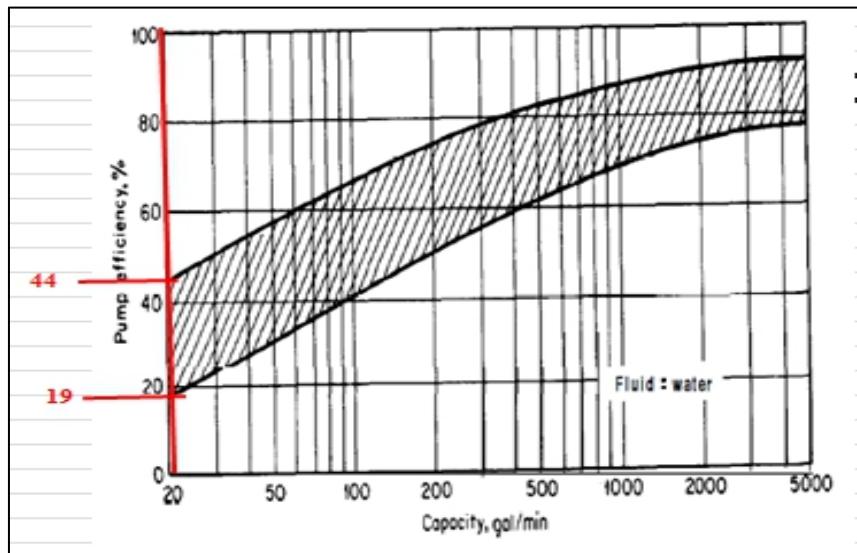
$$V_a = V_b$$

$$\rho_a = \rho_b$$

$$\alpha_a = \alpha_b$$

$$g/gc = 1$$

$$Q_v = 0,738203983 \text{ gal/menit}$$



$$\eta = 79 \%$$

Peter's, (Plant Design) Fig. 14.37 (hal 520)

Sehingga persamaan di atas dapat disederhanakan menjadi :

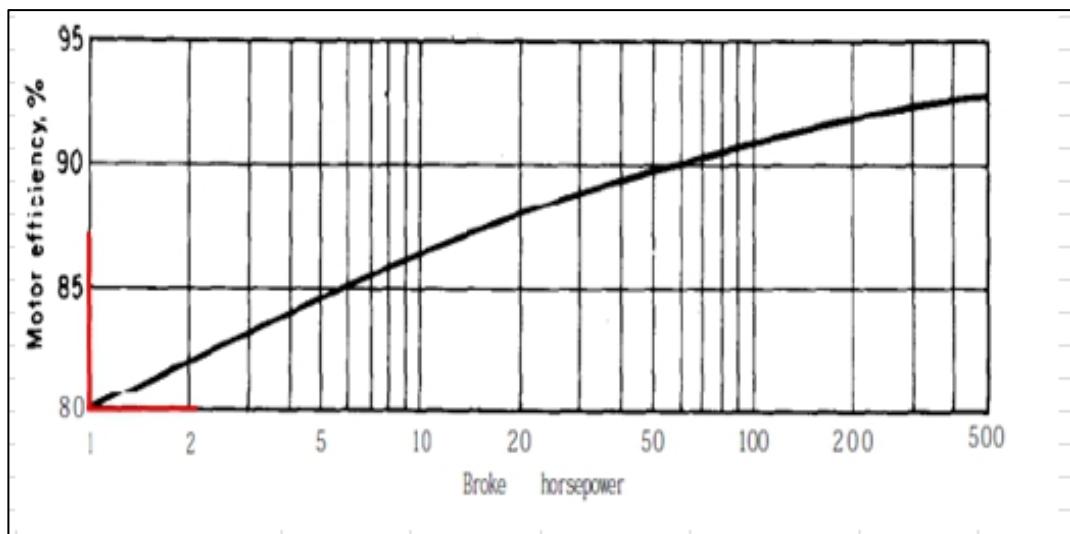
$$\eta W_p = (Zb - Za) + hf$$

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{(Zb - Za) + hf}{\eta} \\ &= 32,63765614 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{W_p \times m}{550} \\ &= \frac{32,63765614 \text{ ft.lbf/lb} \times 0,120354627 \text{ lb/s}}{550} \\ &= 0,007141987 \text{ HP} \end{aligned}$$

7) Daya motor (MHP)

$$\text{MPH} = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$



$$\eta = 80 \%$$

Peter 's , (Plant Design) Fig. 14.38 (hal 521)

$$MPH = \frac{0,007141987 \text{ HP}}{80 \%}$$

$$= 0,008927484 \text{ HP}$$

Notasi :

- f = faktor gesekan
- g = percepatan gravitasi ft/det²
- gc = faktor proporsionalitas (kesebandingan) Newton, 32,174 ft.lb/lbf-det²
- hf = rugi gesekan, ft.lbf/lb
- hfs = rugi gesekan akibat kulit pipa, ft.lbf/lb
- hff = rugi gesekan akibat fitting, ft.lbf/lb
- Kf = koefisien rugi gesek untuk pipa sambung
- L = panjang, ft
- Nre = angka reynolds
- r_H = jari-jari hidrolik saluran
- ρ = densitas, lb/ft², kg/m²
- μ = viskositas, lb/ft.dt
- Qv = laju alir volumetrik, ft³/detik

Dengan cara yang sama, maka diperoleh daya pada masing-masing pompa untuk peralatan proses seperti pada Tabel C.1 di bawah ini :

Tabel LC.2 Daya Pompa Pada Peralatan Utilitas

Kode	Keterangan	Daya (HP)
P-1073	Pompa larutan Ca(OCl)2 menuju clarifier	0,0011
P-1021	Pompa untuk Air Sungai menuju Bak Pengendapan Awal	98,3
P-1094	Pompa untuk air dari clarifier menuju sand filter	110,85
P-1125	Pompa untuk mengalirkan air dari sand filter menuju Reservoir	52,68
P-1146	Pompa untuk mengalirkan air dari Reservoir menuju unit air sanitasi dan mix bed ion exchange	71,95
P-2031	Pompa untuk mengalirkan air dari mix bed ion exchange menuju boiler	18,78
P-3022	Pompa untuk mengalirkan air dari cooling tower menuju air proses	34,46
P-3011	Pompa untuk mengalirkan condensat menuju cooling tower	42,54

2) Screening (BS-1011)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel padat yang berukuran besar dari air sungai

Tipe : *Bar screen*

Bahan konstruksi : *Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)*

Jumlah : 1 unit



Gambar LC-21 Screening

Data:

- Laju alir umpan : 1.179.519,03 kg/jam
- Laju alir volumetrik : 1.179,51903 m³/jam : 0,3276 m³/s
- Densitas air : 1.000 kg/m³
- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 30 °C

Digunakan ukuran *bar* standar dengan dimensi sebagai berikut.

- Lebar *bar* = 5 mm
- Tebal *bar* = 20 mm
- Bar clear spacing* = 20 mm
- Slope* = 28°

Direncanakan ukuran *screening* dengan dimensi sebagai berikut.

- Panjang *screen* = 2 m
- Lebar *screen* = 2 m

Misalkan jumlah bar = x , maka

$$5x + 2(x + 1) = 2000$$

$$25x = 1980$$

$$= 79 \text{ buah bar}$$

Luas bukaan

$$A = 20x(x + 1) \times 2000$$

$$A = 20 \times 79(79 + 1) \times 2000 = 3.208.000 \text{ mm}^2 = 3,208 \text{ m}^2$$

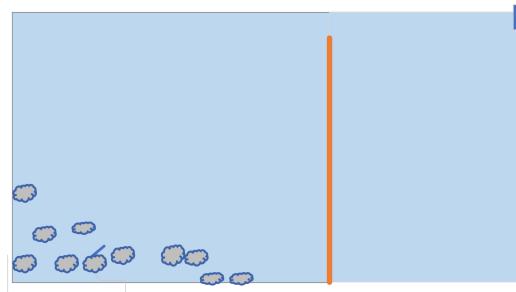
Asumsi $C_d=0,6$ dan 30% screen tersumbat, maka

$$\text{Head loss } (\Delta H) = \frac{Q^2}{2gC_d^2A^2}$$

$$\text{Head loss } (\Delta H) = \frac{(0,3231 \text{ m}^3/\text{s})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,6^2 \times (3,208 \text{ m}^2)} = 0,00920$$

3) Bak Pengendapan Awal (ST-1021)

Fungsi	: Menampung air sungai dan diendapkan sebelum diolah menjadi air bersih
Tipe	: Persegi panjang
Bahan konstruksi	: Beton bertulang
Jumlah	: 2 unit



Gambar LC-22 Bak Pengendapan Awal

Data:

- Laju alir umpan : 1.179.519,03 kg/jam
- Laju alir volumetrik : 1.179,51903 m³/jam : 0,0128 m³/s
- Densitas campuran : 1.000 kg/m³
- Lama penyimpanan : 24 jam
- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 30 °C

$$V = Q \times t$$

$$V = 1.179.519,03 \frac{m^3}{jam} \times 24 \text{ jam} = 28308,4567 \text{ m}^3$$

Direncanakan akan digunakan 2 unit bak, sehingga kapasitas asing-masing adalah

$$V = 127912,2804 \text{ m}^3 / 2 = 14154,2284 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan = 20%

$$V_p = \frac{V}{0,8}$$

$$V_p = \frac{14154,2284 \text{ m}^3}{0,8} = 17692,7855 \text{ m}^3$$

Perbandingan dimensi bak P : L : T = 3 : 2 : 1

$$V = P \times L \times T$$

$$17692,7855 \text{ m} = 3T \times 2T \times T$$

$$6T^3 = 17692,7855 \text{ m}$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{17692,7855 \text{ m}}{6}} = 14,3018 \text{ m}$$

$$P = 3T$$

$$P = 3 \times 17692,7855 \text{ m} = 42,9055 \text{ m}$$

$$L = 2T$$

$$L = 2 \times 17692,7855 \text{ m} = 28,6037 \text{ m}$$

4) Tangki Pelarutan PAC (ST-2032)

Fungsi : Tempat melarutkan PAC

Tipe : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup

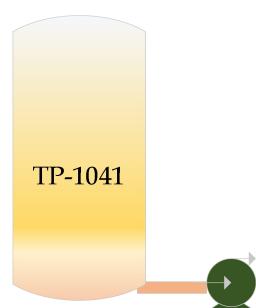
elipsoidal

Bahan konstruksi : *Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)*

Jumlah : 1 unit

Sifat bahan : Tidak volatil, korosif dan tidak higroskopis

Fasa : Cair



Gambar LC-23 Tangki pelarutan PAC

Data:

- Laju alir umpan : $1.179.519,03 \text{ kg/jam} = 2.600.367,654 \text{ lb/jam}$
- Densitas campuran : $1.172,5 \text{ kg/m}^3 = 73,1992 \text{ lb/ft}^3$
- Tekanan : 1 atm
- Viskositas campuran : $1 \text{ cP} = 0,0007 \text{ lb/ft.s}$
- Lama penyimpanan : 5 hari = 120 jam

1. Kebutuhan PAC

$$\begin{aligned}\text{Penggunaan PAC} &: 150,0000 \text{ mg/liter} : 0,1500 \text{ kg/m}^3 \\ &: 176,9279 \text{ kg/jam} : 4.246,2685 \text{ kg/hari}\end{aligned}$$

PAC yang digunakan berupa larutan dengan konsentrasi 25%, sehingga :

$$m_{\text{PAC}} = 25\% \times 4.246,2685 \text{ kg/hari} = 1.061,5671 \text{ kg/hari} = 44,2320 \text{ kg/jam}$$

$$V_{\text{PAC}} = 176,9279 \text{ kg/jam} \times 1.172,5 \text{ kg/m}^3 = 0,1509 \text{ m}^3 / \text{jam} = 3,6216 \text{ m}^3/\text{hari}$$

2. Kapasitas Tangki

$$V_p = V \times t$$

$$V_p = 0,1509 \text{ m}^3 / \text{jam} \times 120 \text{ jam}$$

$$V_p = 18,1078 \text{ m}^3$$

Dengan Mempertimbangkan faktor keamanan 20 % (*Plant Design And Economics For Chemical Engineers Ed 4th, Peters, Page 37*).

$$V_p = 0,8 V_t$$

$$V_t = \frac{V_p}{0,8}$$

$$V_t = \frac{18,1078 \text{ m}^3}{0,8}$$

$$V_t = 22,6347 \text{ m}^3$$

3. Dimensi Tangki

a. Volume Silinder

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \quad \text{Dengan } H_s = 1,5 D_t$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5 D_t^3$$

$$V_s = 1,1775 D_t^3$$

b. Volume *Ellipsoidal*

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e \quad \text{Dengan } H_e = 1/4 D_t \quad (\text{Table 18.4, Chemical}$$

Process Equipment, S. Walas, Page 658)

$$V_e = 0,1308 D_t^3$$

c. Diameter Tangki

$$V_t = V_s + V_e$$

$$V_t = 1,1775 D_t^3 + (0,1308 D_t^3)$$

$$V_t = 1,3083 D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{1,3083}$$

$$D_t^3 = \frac{22,6347 \text{ m}^3}{1,3083}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{22,6347 \text{ m}^3}{1,3083}}$$

$$D_t = 2,5839 \text{ m}$$

$$= 8,4752 \text{ ft}$$

$$= 101,7283 \text{ in}$$

d. Tinggi Silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 2,5839 \text{ m}$$

$$H_s = 3,8759 \text{ m}$$

$$= 12,7128 \text{ ft}$$

e. Tinggi *Ellipsoidal*

$$H_e = 1/4 D_t$$

$$H_e = 1/4 \times 2,5839 \text{ m}$$

$$H_e = 0,6460 \text{ m}$$

$$= 2,1188 \text{ ft}$$

f. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + H_e$$

$$H_t = 3,8759 \text{ m} + 0,6460 \text{ m}$$

$$H_t = 4,5218 \text{ m}$$

g. Tinggi Cairan

$$H_c = \frac{V_p \times (H_s + (H_e))}{V_t}$$

$$H_c = \frac{18,1078 \text{ m}^3 \times (3,8759 \text{ m} + (0,6460 \text{ m}))}{22,6347 \text{ m}^3}$$

$$H_c = 3,6175 \text{ m}$$

$$= 11,8653 \text{ ft}$$

h. Tekanan Hidrostatik

$$P_c = \rho \times g \times H_c$$

$$P_c = 1.172,5000 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 3,6175 \text{ m}$$

$$P_c = 41.608,9061 \text{ kg.m/s}^2$$

$$= 0,4036 \text{ atm}$$

$$= 5,9314 \text{ psi}$$

i. Tekanan Desain

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$P_d = 1 \text{ atm} + 0,4036 \text{ atm}$$

$$P_d = 1,4036 \text{ atm}$$

$$= 20,6330 \text{ psi}$$

$$P_d = 20,6330 \text{ psi}$$

$$R = 50,8642 \text{ in}$$

S = 11200 psi (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering*,

Tabel 4)

E = 0,85 (Walas - *Chemical Process Equipment*, Table 18.5, Page 659)

C = 0,02 in/tahun (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering*,

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

j. Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_d = \frac{20,6330 \text{ psi} \times 50,8642 \text{ in}}{11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 20,6330 \text{ psi psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = 0,3104 \text{ in}$$

$$= 0,0259 \text{ ft}$$

k. Tebal Dinding *Ellipsoidal*

$$t_e = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_e = \frac{20,6330 \text{ psi} \times 101,7283 \text{ in}}{2 \times 11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 20,6330 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_e = 0,3103 \text{ in}$$

$$= 0,0258 \text{ ft}$$

l. Tebal Alas Tangki

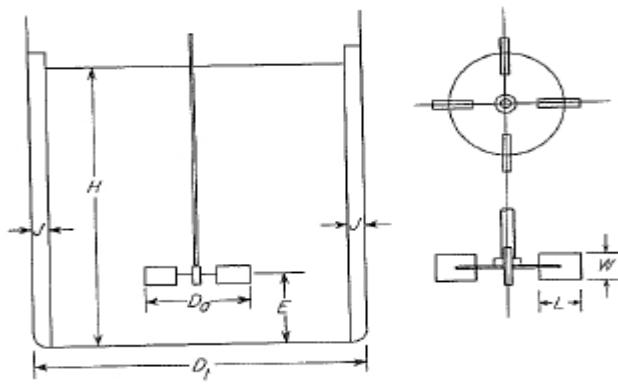
$$t_f = D \sqrt{\frac{0,3 P}{S}} + C \quad \text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658}$$

$$t_f = 34,5275 \text{ in} \sqrt{\frac{0,3 \times 20,6330 \text{ psi}}{11200 \text{ psi}}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun} = 2,5915 \text{ in}$$

$$= 0,2159 \text{ ft}$$

4. Desain Pengaduk

Viskositas umpan < 4000 cP, maka dipilih *propeller* berdaun tiga (Kecepatan 1800 rpm) (*Walas - Selection Design & Chemical Process Equipment ed 1st, Page 288*).



Gambar LC-24 Desain Pengaduk Tangki Pelarutan PAC

a. Diameter Pengaduk

$$d = \frac{D_t}{3}$$

$$d = \frac{2,5839 \text{ m}}{3}$$

$$d = 0,8613 \text{ m}$$

$$= 2,8251 \text{ ft}$$

b. Panjang Daun Pengaduk

$$L = \frac{d}{4}$$

$$L = \frac{0,8613 \text{ m}}{4}$$

$$L = 0,2153 \text{ m}$$

$$= 0,7963 \text{ ft}$$

c. Lebar Daun Pengaduk

$$W = \frac{d}{5}$$

$$W = \frac{0,8573 \text{ m}}{5}$$

$$W = 0,1715 \text{ m}$$

$$= 0,56245 \text{ ft}$$

d. Tinggi Pengaduk Dari Dasar Tangki

$$E = \frac{D_t}{3}$$

$$E = \frac{2,5839 \text{ m}}{3}$$

$$E = 0,8613 \text{ m}$$

$$= 2,8251 \text{ ft}$$

e. Lebar *Baffle*

$$J = \frac{D_t}{12}$$

$$J = \frac{2,5839 \text{ m}}{12}$$

$$J = 0,2153 \text{ m}$$

$$= 0,7063 \text{ ft}$$

f. Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan persamaan 6-18 *Robert Treyball-Mass Transfer Operation*, kecepatan putar pengaduk dapat dihitung dengan persamaan berikut.

Dengan $g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$

$\sigma = 72,75 \text{ dyn/cm}$ (*Mc.cabe -Unit Operation Of Chemical Engineering 5th Page 274*).

$$= 0,0537 \text{ lb/ft}$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{d}\right)$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{0,0537 \text{ lb/ft} \times 32,2 \text{ ft/s}^2}{73,1992 \text{ lb/ft}^3}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{8,4752 \text{ ft}}{2,8251 \text{ ft}}\right)$$

$$N_d = 0,943037747 \text{ rps}$$

g. Daya Pengadukan

Berdasarkan persamaan 9-17 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5^t*, bilangan *reynold* dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$N_{Re} = \frac{\rho N d^2}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{73,1992 \text{ lb/ft}^3 \times 0,943037747 \text{ rps} \times (2,8251 \text{ ft})^2}{0,0007 \text{ lb/ft.s}}$$

$$N_{Re} = 819.830,3181$$

Karena $N_{Re} > 10.000$, maka berdasarkan persamaan 9.24 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5^t*, daya pengadukan menggunakan dapat dihitung dengan persamaan berikut.

Dengan $K_T = 0,87$ (*Mc. Cabe & Smith - Unit Operations Of Chemical*

Engineering 5th, Page 254)

$$P = \frac{K_T N^3 D_a^5 \rho}{g_c}$$

$$P = \frac{0,87 \times (0,943037747 \text{ rps})^3 \times (2,8251 \text{ ft})^5 \times 73,1992 \text{ lb/ft}^3}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$P = 298,4707 \text{ ft.lbf/s}$$

$$P = 0,5427 \text{ HP}$$

h. Daya Motor

Efisiensi Motor = 80%

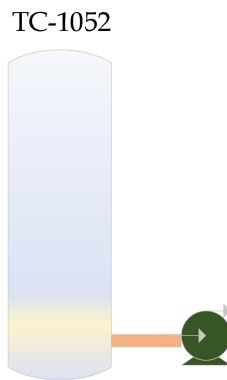
$$\text{Daya Motor} = \frac{0,5427 \text{ HP}}{80\%}$$

$$\text{Daya Motor} = 0,6783 \text{ HP}$$

$$\approx 1 \text{ HP}$$

5) Tangki Pelarutan Kaporit (ST-2054)

Fungsi	: Tempat melarutkan kaporit
Tipe	: Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup <i>elipsoidal</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)</i>
Jumlah	: 1 unit
Sifat bahan	: Tidak volatil, korosif dan tidak higroskopis
Fasa	: Cair



Gambar LC-25 Tangki pelarutan PAC

Data:

- Laju alir umpan	: 1.179.519,03 kg/jam = 2.600.367,654 lb/jam
- Densitas campuran	: 1.180,00 kg/m ³ = 73,16674 lb/ft ³
- Tekanan	: 1 atm
- Viskositas campuran	: 0,7600 cP = 0,0005 lb/ft.s
- Lama penyimpanan	: 5 hari = 120 jam

1. Kebutuhan kaporit

$$\begin{aligned} \text{Penggunaan kaporit} &= 20,0000 \text{ mg/liter} = 0,0200 \text{ kg/m}^3 \\ &: 23,5904 \text{ kg/jam} = 566,1691 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Kaporit yang digunakan berupa larutan dengan konsentrasi 40%, sehingga :

$$m \text{ kaporit} = 40\% \times 566,1691 \text{ kg/hari} = 141,5423 \text{ kg/hari} = 5,8976 \text{ kg/jam}$$

$$V \text{ kaporit} = 5,8976 \text{ kg/jam} \times 1.180,0000 \text{ kg/m}^3 = 0,0200 \text{ m}^3 / \text{jam} = 0,4798 \text{ m}^3/\text{hari}$$

2. Kapasitas Tangki

$$V_p = V \times t$$

$$V_p = 0,0200 \text{ m}^3 / \text{jam} \times 120 \text{ jam}$$

$$V_p = 2,3990 \text{ m}^3$$

Dengan Mempertimbangkan faktor keamanan 20 % (*Plant Design And Economics For Chemical Engineers Ed 4th, Peters, Page 37*).

$$V_p = 0,8 V_t$$

$$V_t = \frac{V_p}{0,8}$$

$$V_t = \frac{2,3990 \text{ m}^3}{0,8}$$

$$V_t = 2,9988 \text{ m}^3$$

3. Dimensi Tangki

a. Volume Silinder

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \quad \text{Dengan } H_s = 1,5 D_t$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5 D_t^3$$

$$V_s = 1,1775 D_t^3$$

b. Volume *Ellipsoidal*

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e \quad \text{Dengan } H_e = 1/4 D_t \quad (\text{Table 18.4, Chemical Process Equipment, S. Walas, Page 658})$$

$$V_e = 0,1308 D_t^3$$

c. Diameter Tangki

$$V_t = V_s + V_e$$

$$V_t = 1,1775 D_t^3 + (0,1308 D_t^3)$$

$$V_t = 1,3083 D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{1,3083}$$

$$D_t^3 = \frac{2,9988 \text{ m}^3}{1,3083}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{2,9988 \text{ m}^3}{1,3083}}$$

$$D_t = 1,3181 \text{ m}$$

$$= 4,3235 \text{ ft}$$

$$= 51,8949 \text{ in}$$

d. Tinggi Silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 1,3120 \text{ m}$$

$$H_s = 1,9772 \text{ m}$$

$$= 6,4852 \text{ ft}$$

e. Tinggi *Ellipsoidal*

$$H_e = 1/4 D_t$$

$$H_e = 1/4 \times 1,3120 \text{ m}$$

$$H_e = 0,3295 \text{ m}$$

$$= 1,0809 \text{ ft}$$

f. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + H_e$$

$$H_t = 1,9772 \text{ m} + 0,3295 \text{ m}$$

$$H_t = 2,3067 \text{ m}$$

g. Tinggi Cairan

$$H_c = \frac{V_p \times (H_s + (H_e))}{V_t}$$

$$H_c = \frac{2,3990 \text{ m}^3 \times (1,9772 \text{ m} + (0,3295 \text{ m}))}{2,9988 \text{ m}^3}$$

$$H_c = 1,8454 \text{ m}$$

$$= 6,0529 \text{ ft}$$

h. Tekanan Hidrostatik

$$P_c = \rho \times g \times H_c$$

$$P_c = 1.172,5000 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 1,8454 \text{ m}$$

$$P_c = 21.361,8039 \text{ kg.m/s}^2$$

$$= 0,2072 \text{ atm}$$

$$= 3,0451 \text{ psi}$$

i. Tekanan Desain

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$P_d = 1 \text{ atm} + 0,2072 \text{ atm}$$

$$P_d = 1,2072 \text{ atm}$$

$$= 17,7460 \text{ psi}$$

$$P_d = 17,7460 \text{ psi}$$

R = 25,9474 in

S = 11200 psi (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering*,

Table 4)

E = 0,85 (*Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.5, Page 659*)

C = 0,02 in/tahun (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering*,

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

j. Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

658)

$$t_d = \frac{17,7460 \text{ psi} \times 25,9474 \text{ in}}{11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 17,7460 \text{ psi psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = 0,2484 \text{ in}$$

$$= 0,0207 \text{ ft}$$

k. Tebal Dinding *Ellipsoidal*

$$t_e = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

658)

$$t_e = \frac{17,7460 \text{ psi} \times 51,8949 \text{ in}}{2 \times 11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 17,7460 \text{ psi psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_e = 0,2484 \text{ in}$$

$$= 0,0207 \text{ ft}$$

1. Tebal Alas Tangki

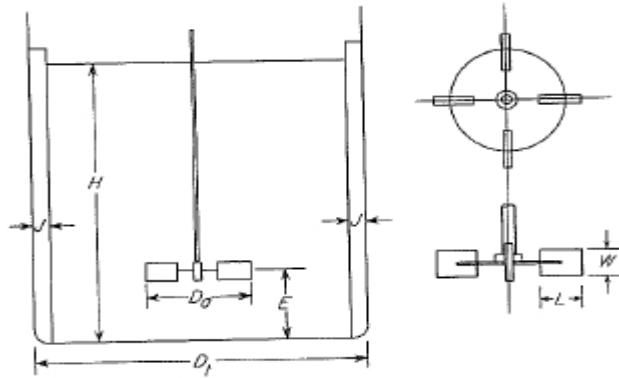
$$t_f = D \sqrt{\frac{0,3 P}{S}} + C \quad \text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658}$$

$$t_f = 34,5275 \text{ in} \sqrt{\frac{0,3 \times 17,7460 \text{ psi}}{11200 \text{ psi}}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun} = 1,3314 \text{ in}$$

$$= 0,1109 \text{ ft}$$

4. Desain Pengaduk

Viskositas umpan < 4000 cP, maka dipilih *propeller* berdaun tiga (Kecepatan 1800 rpm) (*Walas - Selection Design & Chemical Process Equipment ed 1st, Page 288*).



Gambar LC-26 Desain Pengaduk Tangki Pelarutan PAC

a. Diameter Pengaduk

$$d = \frac{D_t}{3}$$

$$d = \frac{1,3181 \text{ m}}{3}$$

$$d = 0,4394 \text{ m}$$

$$= 1,4412 \text{ ft}$$

b. Panjang Daun Pengaduk

$$L = \frac{d}{4}$$

$$L = \frac{0,4394 \text{ m}}{4}$$

$$L = 0,1098 \text{ m}$$

$$= 0,3603 \text{ ft}$$

c. Lebar Daun Pengaduk

$$W = \frac{d}{5}$$

$$W = \frac{0,8573 \text{ m}}{5}$$

$$W = 0,4394 \text{ m}$$

$$= 0,2882 \text{ ft}$$

d. Tinggi Pengaduk dari Dasar Tangki

$$E = \frac{D_t}{3}$$

$$E = \frac{1,3181 \text{ m}}{3}$$

$$E = 0,4394 \text{ m}$$

$$= 1,4412 \text{ ft}$$

e. Lebar *Baffle*

$$J = \frac{D_t}{12}$$

$$J = \frac{1,3181 \text{ m}}{12}$$

$$J = 0,1098 \text{ m}$$

$$= 0,3603 \text{ ft}$$

f. Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan persamaan 6-18 *Robert Treyball-Mass Transfer Operation*, kecepatan putar pengaduk dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$\text{Dengan } g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$\sigma = 72,75 \text{ dyn/cm}$ (*Mc.cabe - Unit Operation Of Chemical Engineering 5th Page 274*).

$$= 0,0537 \text{ lb/ft}$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{d}\right)$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{0,0537 \text{ lb/ft} \times 32,2 \text{ ft/s}^2}{73,1992 \text{ lb/ft}^3}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{4,3235 \text{ ft}}{1,4412 \text{ ft}}\right)$$

$$N_d = 1,8470 \text{ rps}$$

g. Daya Pengadukan

Berdasarkan persamaan 9-17 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5th*, bilangan *reynold* dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$N_{Re} = \frac{\rho N d^2}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{73,1992 \text{ lb/ft}^3 \times 1,8470 \text{ rps} \times (1,4412 \text{ ft})^2}{0,0007 \text{ lb/ft.s}}$$

$$N_{Re} = 553.333,3912$$

Karena $N_{Re} > 10.000$, maka berdasarkan persamaan 9.24 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5th*, daya pengadukan menggunakan dapat dihitung dengan persamaan berikut.

Dengan $K_T = 0,87$ (*Mc. Cabe & Smith - Unit Operations Of Chemical Engineering 5th, Page 254*)

$$P = \frac{K_T N^3 D_a^5 \rho}{g_c}$$

$$P = \frac{0,87 \times (1,8470 \text{ rps})^3 \times (1,4412 \text{ ft})^5 \times 73,1992 \text{ lb/ft}^3}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$P = 77,9669 \text{ ft.lbf/s}$$

$$P = 0,1418 \text{ HP}$$

h. Daya Motor

Efisiensi Motor = 80%

$$\text{Daya Motor} = \frac{0,1418 \text{ HP}}{80\%}$$

$$\text{Daya Motor} = 0,1772 \text{ HP}$$

$$\approx 0,5 \text{ HP}$$

6) Clarifier

Fungsi : Tempat pembentukan makro flok dengan penambahan PAC dan $(\text{Ca(OCl})_2)$

Tipe : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup

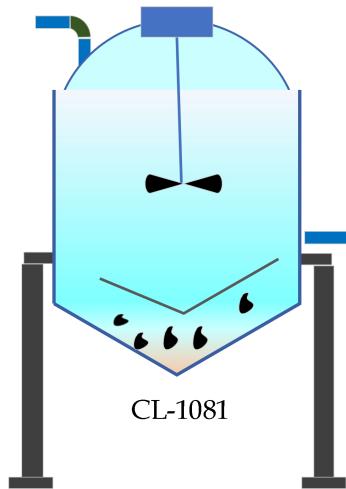
elipsoidal

Bahan konstruksi : *Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)*

Jumlah : 1 unit

Sifat bahan : Tidak volatil

Fasa : Cair



Gambar LC-27 Tangki pelarutan PAC

Data:

- Laju alir umpan : 1.179.519,03 kg/jam = 2.600.809,7168 lb/jam
- Laju alir volumetrik : 1.006,1574 m³/jam = 9,8698 ft³/s
- Densitas campuran : 1.172,500 kg/m³ = 73,1992 lb/ft³
- Tekanan : 1 atm
- Viskositas campuran : 1,0000 cP = 0,0007 lb/ft.s
- Waktu koagulasi : 2 menit = 0,03 jam (jurnal waktu koagulasi)

1. Kapasitas Tangki

$$V_p = m \times t / \rho$$

$$V_p = (1.179.519,03 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,03 \text{ jam}) / 1.172,500$$

$$V_p = 33,5386 \text{ m}^3$$

Dengan Mempertimbangkan faktor keamanan 20 % (*Plant Design And Economics For Chemical Engineers Ed 4th, Peters, Page 37*).

$$V_p = 0,8 V_t$$

$$V_t = \frac{V_p}{0,8}$$

$$V_t = \frac{33,5386 \text{ m}^3}{0,8}$$

$$V_t = 41,9232 \text{ m}^3$$

2. Dimensi Tangki

a. Volume Silinder

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \quad \text{Dengan } H_s = 1,5 D_t$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5 D_t^3$$

$$V_s = 1,1775 D_t^3$$

b. Volume *Ellipsoidal*

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e \quad \text{Dengan } H_e = 1/4 D_t \quad (\text{Table 18.4, Chemical}$$

Process Equipment, S. Walas, Page 658)

$$V_e = 0,1308 D_t^3$$

c. Diameter Tangki

$$V_t = V_s + V_e$$

$$V_t = 1,1775 D_t^3 + (0,1308 D_t^3)$$

$$V_t = 1,3083 D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{1,3083}$$

$$D_t^3 = \frac{41,9232 \text{ m}^3}{1,3083}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{41,9232 \text{ m}^3}{1,3083}}$$

$$D_t = 3,1726 \text{ m}$$

$$= 10,4061 \text{ ft}$$

$$= 124,9048 \text{ in}$$

d. Tinggi Silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 3,1726 \text{ m}$$

$$H_s = 4,7589 \text{ m}$$

$$= 15,6091 \text{ ft}$$

e. Tinggi *Ellipsoidal*

$$H_e = 1/4 D_t$$

$$H_e = 1/4 \times 3,1726 \text{ m}$$

$$H_e = 0,7931 \text{ m}$$

$$= 2,6015 \text{ ft}$$

f. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + H_e$$

$$H_t = 4,7589 \text{ m} + 0,7931 \text{ m}$$

$$H_t = 5,5260 \text{ m}$$

g. Tinggi Cairan

$$H_c = \frac{V_p \times (H_s + (H_e))}{V_t}$$

$$H_c = \frac{33,5386 \text{ m}^3 \times (4,7589 \text{ m} + (0,7931 \text{ m}))}{41,9232 \text{ m}^3}$$

$$H_c = 4,4416 \text{ m}$$

$$= 14,5685 \text{ ft}$$

h. Tekanan Hidrostatik

$$P_c = \rho \times g \times H_c$$

$$P_c = 1.172,5000 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \times 4,4416 \text{ m}$$

$$P_c = 51.088,5715 \text{ kg.m/s}^2$$

$$= 0,4956 \text{ atm}$$

$$= 7,2927 \text{ psi}$$

i. Tekanan Desain

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$P_d = 1 \text{ atm} + 0,4956 \text{ atm}$$

$$P_d = 1,4956 \text{ atm}$$

$$= 21,9445 \text{ psi}$$

$$P_d = 21,9786 \text{ psi}$$

$$R = 62,4524 \text{ in}$$

S = 11200 psi (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering*,

Tabel 4)

E = 0,85 (Walas - *Chemical Process Equipment*, Table 18.5, Page 659)

C = 0,02 in/tahun (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering*,

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

j. Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_d = \frac{21,9786 \text{ psi} \times 62,4524 \text{ in}}{11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 21,9786 \text{ psi psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = 0,3444 \text{ in}$$

$$= 0,0287 \text{ ft}$$

k. Tebal Dinding Ellipsoidal

$$t_e = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_e = \frac{21,9786 \text{ psi} \times 124,9048 \text{ in}}{2 \times 11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 21,9445 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_e = 0,2770 \text{ in}$$

$$= 0,0231 \text{ ft}$$

l. Tebal Alas Tangki

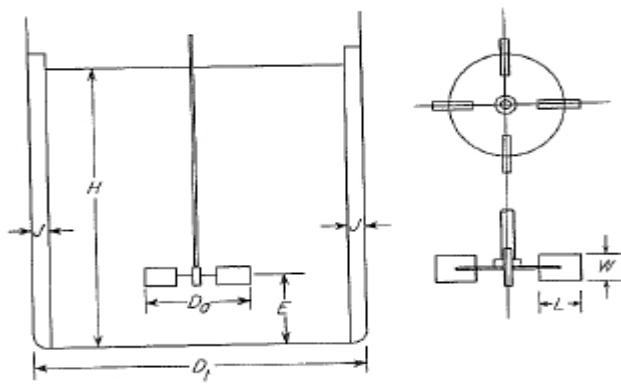
$$t_f = D \sqrt{\frac{0,3 P}{S}} + C \quad \text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658}$$

$$t_f = 34,5275 \text{ in} \sqrt{\frac{0,3 \times 21,9786 \text{ psi}}{11200 \text{ psi}}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun} = 0,2770 \text{ in}$$

$$= 0,0231 \text{ ft}$$

3. Desain Pengaduk

Viskositas umpan < 4000 cP, maka dipilih *propeller* berdaun tiga (Kecepatan 1800 rpm) (*Walas - Selection Design & Chemical Process Equipment ed 1st, Page 288*).



Gambar LC-28 Desain Pengaduk Tangki Pelarutan PAC

a. Diameter Pengaduk

$$d = \frac{D_t}{3}$$

$$d = \frac{3,1726 \text{ m}}{3}$$

$$d = 1,0575 \text{ m}$$

$$= 3,4687 \text{ ft}$$

b. Panjang Daun Pengaduk

$$L = \frac{d}{4}$$

$$L = \frac{3,4687 \text{ m}}{4}$$

$$L = 0,2644 \text{ m}$$

$$= 0,8672 \text{ ft}$$

c. Lebar Daun Pengaduk

$$W = \frac{d}{5}$$

$$W = \frac{1,0526 \text{ m}}{5}$$

$$W = 1,0575 \text{ m}$$

$$= 3,4687 \text{ ft}$$

d. Tinggi Pengaduk dari Dasar Tangki

$$E = \frac{D_t}{3}$$

$$E = \frac{3,1577 \text{ m}}{3}$$

$$E = 1,0575 \text{ m}$$

$$= 3,4687 \text{ ft}$$

e. Lebar *Baffle*

$$J = \frac{D_t}{12}$$

$$J = \frac{3,1726 \text{ m}}{12}$$

$$J = 0,2644 \text{ m}$$

$$= 0,8672 \text{ ft}$$

f. Kecepatan Putar Pengaduk

Berdasarkan persamaan 6-18 *Robert Treyball-Mass Transfer Operation*, kecepatan putar pengaduk dapat dihitung dengan persamaan berikut.

Dengan $g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$

$\sigma = 72,75 \text{ dyn/cm}$ (*Mc.cabe -Unit Operation Of Chemical Engineering 5th Page 274*).

$$= 0,0537 \text{ lb/ft}$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{\sigma g_c}{\rho}\right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{d}\right)$$

$$\frac{N_d}{\left(\frac{0,0537 \text{ lb/ft} \times 32,2 \text{ ft/s}^2}{73,1992 \text{ lb/ft}^3} \right)^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{10,4061 \text{ ft}}{3,4687 \text{ ft}} \right)$$

$$N_d = 0,7681 \text{ rps}$$

g. Daya Pengadukan

Berdasarkan persamaan 9-17 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5^t*, bilangan *reynold* dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$N_{Re} = \frac{\rho N d^2}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{73,1992 \text{ lb/ft}^3 \times 0,7681 \text{ rps} \times (3,4687 \text{ ft})^2}{0,0007 \text{ lb/ft.s}}$$

$$N_{Re} = 1.006.610,4536$$

Karena $N_{Re} > 10.000$, maka berdasarkan persamaan 9.24 *Mc.cabe – Unit Operation Of Chemical Engineering 5^t*, daya pengadukan menggunakan dapat dihitung dengan persamaan berikut.

Dengan $K_T = 0,87$ (*Mc. Cabe & Smith - Unit Operations Of Chemical Engineering 5th, Page 254*)

$$P = \frac{K_T N^3 D_a^5 \rho}{g_c}$$

$$P = \frac{0,87 \times (0,7681 \text{ rps})^3 \times (3,4687 \text{ ft})^5 \times 73,1992 \text{ lb/ft}^3}{32,2 \text{ ft/s}^2}$$

$$P = 449,9626 \text{ ft.lbf/s}$$

$$P = 0,8181 \text{ HP}$$

h. Daya Motor

Efisiensi Motor = 80%

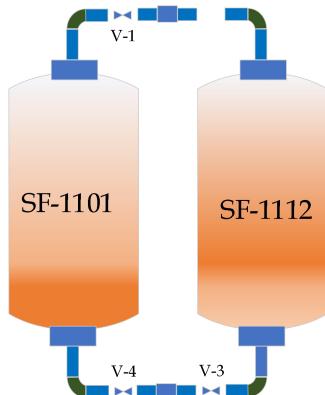
$$\text{Daya Motor} = \frac{0,8181 \text{ HP}}{80\%}$$

$$\text{Daya Motor} = 1,0226 \text{ HP}$$

≈ 1 HP

7) Sand Filter (SF-3091)

Fungsi	: Tempat menyaring sisa-sisa flok
Tipe	: Silinder vertikal dengan alas dan tutup <i>elipsoidal</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel 18 Cr-8 Ni (SA-240 Grade 304)</i>
Jumlah	: 2 unit
Sifat bahan	: Tidak volatil, tidak korosif dan tidak higroskopis
Fasa	: Cair
Media filter	: Pasir silika



Gambar LC-29 Sand Filter

Data:

- Laju alir umpan	: 589.759,5152 kg/jam
- Densitas campuran	: $1.000 \text{ kg/m}^3 = 62,4300 \text{ lb/ft}^3$
- Tekanan	: 1 atm
- Viskositas campuran	: 1 cP $= 0,0007 \text{ lb/ft.s}$
- Waktu tinggal	: 15 menit $= 0,25 \text{ jam}$
- Volume pasir	: 85%

1. Volume Air

$$V_a = \frac{\text{laju alir} \times \text{waktu tinggal}}{\rho}$$
$$V_a = \frac{581.505,8424 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0,25 \text{ jam}}{1.000 \text{ kg/m}^3} = 147,4399 \text{ m}^3$$

2. Kondisi filter

$$\text{Porositas unggun} = 0,4$$

$$\text{Air yang terisi dalam unggun} = 60\% \text{ dari air masuk}$$

$$= 88,4639 \text{ m}^3$$

$$\text{Sehingga, volume padatan} = 85\% \text{ dari air masuk}$$

$$= 125,3239 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume unggun} = \frac{\text{V air yang mengisi unggun}}{\text{V padatan}} = 213,7878 \text{ m}^3$$

3. Kapasitas Tangki

$$V_p = \text{volume unggun} + \text{volume air}$$

$$V_p = 213,7878 \text{ m}^3 + 147,4399 \text{ m}^3$$

$$V_p = 361,2277 \text{ m}^3$$

Dengan Mempertimbangkan faktor keamanan 10 % (*Plant Design And Economics For Chemical Engineers Ed 4th, Peters, Page 37*).

$$V_p = 0,9 V_t$$

$$V_t = \frac{V_p}{0,9}$$

$$V_t = \frac{361,2277 \text{ m}^3}{0,9}$$

$$V_t = 410,3641 \text{ m}^3$$

4. Dimensi Tangki

a. Volume Silinder

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \quad \text{Dengan } H_s = 1,5 D_t$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5 D_t^3$$

$$V_s = 1,1775 D_t^3$$

b. Volume *Ellipsoidal*

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times H_e \quad \text{Dengan } H_e = 1/4 D_t \quad (\text{Table 18.4, Chemical}$$

Process Equipment, S. Walas, Page 658)

$$V_e = 0,1308 D_t^3$$

c. Diameter Tangki

$$V_t = V_s + 2 V_e$$

$$V_t = 1,1775 D_t^3 + 2 (0,1308 D_t^3)$$

$$V_t = 1,4391 D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{1,4391}$$

$$D_t^3 = \frac{410,3641 \text{ m}^3}{1,4391}$$

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{410,3641 \text{ m}^3}{1,4391}}$$

$$D_t = 6,5213 \text{ m}$$

$$= 21,3899 \text{ ft}$$

$$= 256,7435 \text{ in}$$

d. Tinggi Silinder

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$H_s = 1,5 \times 6,5213 \text{ m}$$

$$H_s = 9,7819 \text{ m}$$

$$= 32,0848 \text{ ft}$$

= 385,1859 in

e. Tinggi *Ellipsoidal*

$$H_e = 1/4 D_t$$

$$H_e = 1/4 \times 6,5213 \text{ m}$$

$$H_e = 1,6303 \text{ m}$$

$$= 5,3475 \text{ ft}$$

$$= 64,1859 \text{ in}$$

f. Tinggi Tangki

$$H_t = H_s + (2 H_e)$$

$$H_t = 9,7819 \text{ m} + (2 \times 1,6303 \text{ m})$$

$$H_t = 13,0426 \text{ m}$$

$$P_d = 14,6959 \text{ psi}$$

$$R = 128,3717 \text{ in}$$

S = 11200 psi (*Peters - Plant Design & Economics for Chemical Engineering*,

Tabel 4)

E = 0,85 (*Walas - Chemical Process Equipment*, Table 18.5, Page 659)

C = 0,02 in/tahun (*Perry's ed 6th – Handbook Of Chemical Engineering*,

Table 23-2)

Tahun digunakan = 10 tahun

Ket :

P_d = Tekanan Desain (psi)

R = Jari-jari (in)

S = allowable stress (psi)

E = Joint efficiency

C = Corrosion Factor (in/tahun)

g. Tebal Dinding Tangki

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_d = \frac{14,6959 \text{ psi} \times 28,3717 \text{ in}}{11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 14,6959 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_d = 0,3983 \text{ in}$$

$$= 0,0101 \text{ m}$$

$$= 0,0332 \text{ ft}$$

$$= 10,1181 \text{ mm}$$

h. Tebal Dinding *Ellipsoidal*

$$t_e = \frac{PD}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Walas - Chemical Process Equipment, Table 18.4, Page 658})$$

$$t_e = \frac{14,6959 \text{ psi} \times 256,7435 \text{ in}}{2 \times 11200 \text{ psi} \times 0,85 - 0,2 \times 14,6959 \text{ psi}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$t_e = 0,3982 \text{ in}$$

$$= 0,0101 \text{ m}$$

$$= 0,0332 \text{ ft}$$

$$= 10,1142 \text{ mm}$$

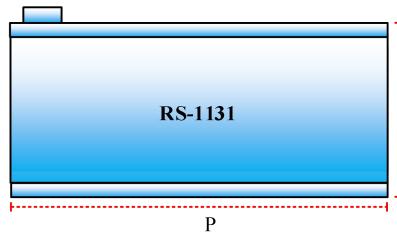
8) Reservoir (RS-1131)

Fungsi : Menampung air bersih hasil penyaringan dari sand filter

Tipe : Persegi panjang

Bahan konstruksi : Beton bertulang

Jumlah : 2 unit



Gambar LC-30 Bak Penampung Air Bersih

Data:

- Laju alir umpan : 1.179.519,0304 kg/jam
- Laju alir volumetrik : 1.179,5190 m³/jam
- Densitas campuran : 1.000 kg/m³
- Lama penyimpanan : 24 jam
- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 30 °C

$$V = Q \times t$$

$$V = 1.179,5190 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 24 \text{ jam} = 28.308,4567 \text{ m}^3$$

Direncanakan akan digunakan 2 unit bak, sehingga kapasitas asing-masing adalah

$$V = 28.308,4567 \text{ m}^3 / 2 = 14.154,2284 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan = 20%

$$V_p = \frac{V}{0,8}$$

$$V_p = \frac{14.154,2284 \text{ m}^3}{0,8} = 17.692,7855 \text{ m}^3$$

Perbandingan dimensi bak P : L : T = 3 : 2 : 1

$$V = P \times L \times T$$

$$17.692,7855 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times T$$

$$6T^3 = 17.692,7855 \text{ m}$$

$$T = \sqrt[3]{\frac{17.692,7855 \text{ m}}{6}} = 14,3018 \text{ m}$$

$$P = 3T$$

$$P = 3 \times 14,2349 \text{ m} = 42,9055 \text{ m}$$

$$L = 2T$$

$$L = 2 \times 14,2349 \text{ m} = 28,6037 \text{ m}$$

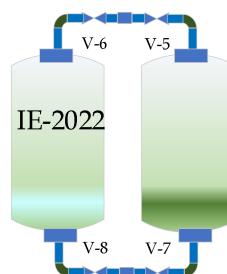
9) Mix Bed Ion Exchange (MBT-3121)

Fungsi : Tempat pertukaran kation dan anion dalam air

Tipe : MHC-2400-3

Bahan konstruksi : Carbon steel 70 C-Si (SA-515 Grade 70)

Jumlah : 2 unit



Gambar LC-31 Mix Bed Ion Exchange

Data:

- Laju alir umpan : 588.953,6802 kg/jam
- Densitas campuran : 1.000 kg/m³
- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 30 °C

1. Kapasitas Tangki

$$V_p = \frac{m}{\rho}$$

$$V_p = \frac{588.953,6802 \text{ kg/jam}}{1.000 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_p = 588,9537 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dengan Mempertimbangkan faktor keamanan 10 % (*Plant Design And Economics For Chemical Engineers Ed 4th, Peters, Page 37*).

$$V_t = 0,9 V_p$$

$$V_t = \frac{V_p}{0,9}$$

$$V_t = \frac{588,9537 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,9}$$

$$V_t = 654,3930 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_t = 23.109,2336 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$V_t = 1.440,6025 \text{ gal/menit}$$

Berdasarkan data kapasitas tersebut, maka dipilih alat *mix bed ion exchange* dengan spesifikasi sebagai berikut.

$$\text{Laju alir max} = 1.440,6025 \text{ GPM}$$

$$\text{Ukuran pipa } in = 8 \text{ in}$$

$$\text{Ukuran pipa } out = 3 \text{ in}$$

$$\text{Volume resin} = 140 \text{ ft}^3$$

$$\text{Diameter tangki} = 84 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 72 \text{ in}$$

Specifications

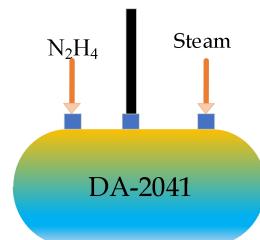
CATALOG NUMBER	EXCHANGE CAPACITY (Grains) SALT USAGE (LBS) ①		FLOW RATES		PIPE SIZE		RESIN	TANK SIZES		SALT STORAGE	REGEN PER SALT REFILL		OVERALL DIMENSIONS (INCHES) ②			SHIPPING WEIGHT (LBS) ③					
			SERVICE		BACK WASH			SERVICE	DRAIN		SOFTENER	BRINE	MIN. SALT	MAX. SALT	SINGLE (LxWxH)	TWIN (LxWxH)	TRIPLE (LxWxH)	SINGLE	TWIN	TRIPLE	
	CONT. GPM ④	PEAK GPM ⑤	GPM	INCHES	INCHES	CU. FT.		INCHES	INCHES												
	MAX. SALT	MIN. SALT	⑥	⑦	⑧	⑨		⑩	⑪		⑫	⑬	⑭	⑮	⑯	⑰	⑱	⑲			
MHC-1200-3	1,200,000	800,000	215	300	60	3	2	40	48 x 60	56 x 62	3000	12	5	120x64x98	188x64x98	252x64x98	5,700	10,800	15,900		
MHC-1200-4	600	240	310	410		4	2							120x68x98	188x68x98	252x68x98	5,730	10,860	16,000		
MHC-1500-3	1,500,000	1,000,000	225	308	80	3	2-1/2	50	54 x 60	56 x 62	2700	9	4	140x70x100	214x70x100	288x70x100	6,850	13,050	19,100		
MHC-1500-4	750	300	405	600		4	2-1/2							140x74x100	214x74x100	288x74x100	6,880	13,110	19,200		
MHC-1950-3	1,950,000	1,300,000	235	325	100	3	3	65	60 x 60	74 x 64	5500	14	5	158x76x102	232x76x102	312x76x102	8,500	16,200	23,950		
MHC-1950-4	975	390	445	650		4	3							158x80x102	232x80x102	312x80x102	8,550	16,250	24,000		
MHC-2400-3	2,400,000	1,600,000	245	340		3	3	80	66 x 72	74 x 64	5200	10	4	170x84x114	256x84x114	342x84x114	10,700	20,500	30,300		
MHC-2400-4	1,200	480	480	690	120	4	3							170x86x114	256x86x114	342x86x114	10,750	20,600	30,500		
MHC-2400-6			650	940		6	3							170x92x114	256x92x114	342x92x114	10,800	20,700	30,700		
MHC-3000-3	3,000,000	2,000,000	255	355		3	3	100	72 x 72	86 x 62	7000	11	4	174x88x117	266x88x117	358x88x117	12,300	23,600	34,900		
MHC-3000-4	1,500	600	500	720	140	4	3							174x92x117	266x92x117	358x92x117	12,350	23,700	35,100		
MHC-3000-6			700	1050		6	3							174x96x117	266x96x117	358x96x117	12,400	23,800	35,300		
MHC-4200-6	4,200,000	2,800,000	700	1150	190	0	3	140	84 x 72	96 x 60	8000	7	3	194x110x120	298x110x120	402x110x120	16,250	31,200	45,900		
MHC-4200-8	2,100	1,080	1000	1450		8	3							194x118x120	298x118x120	402x118x120	16,300	31,300	46,150		
MHC-5400-6	5,400,000	3,600,000	880	1250	250	0	4	180	96 x 72	96 x 60	7500	6	2	206x122x123	322x122x123	438x122x123	21,800	41,800	61,800		
MHC-5400-8	2,700	1,080	1150	1700		8	4							206x134x123	322x134x123	438x134x123	21,700	41,950	62,950		

10) Deaerator (DA-2041)

Fungsi : Menghilangkan gas terlarut dalam air umpan boiler

Jumlah : 1 unit

Tipe : SM280 D



Gambar LC-32 Deaerator

Data:

- Laju alir umpan : 832.303,4484 kg/jam
= 1834896,1823 lb/jam

Direncanakan akan didesain duo-tank deaerator yang mampu mengolah air sebanyak umpan boiler yang di butuhkan. Berdasarkan data tersebut, diperoleh kapasitas alat sebagai berikut :

$$D = 108 \text{ in} = 2,7432 \text{ m}$$

$$\text{Panjang} = 28,4 \text{ ft} = 8,6585 \text{ m}$$

Cleaverbrooks “Operation, maintenance and parts manual deaerator and surge controls”

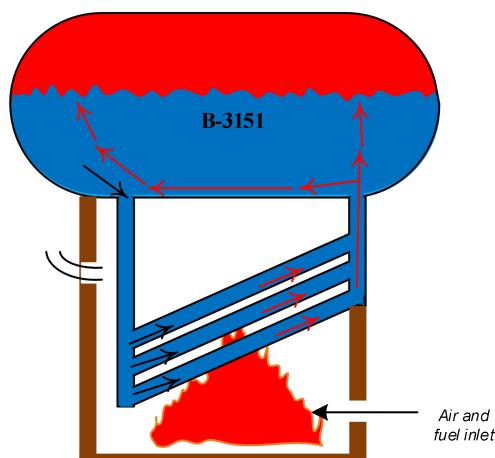
Table 1-7. General Information, Duo-Tank Deaerator (Spraymaster Only)

Model No.	Rating lb/hr	Gallons to Overflow 10 Minute Storage	Tank Size
SM7 D	7,000	230/160	36" x 9'0"
SM15 D	15,000	300	48" x 11'6"
SM30 D	30,000	600	54" x 15'0"
SM45 D	45,000	900	60" x 17'3"
SM70 D	70,000	1,400	66" x 22'8"
SM100 D	100,000	2,000	72" x 26'0"
SM140 D	140,000	2,800	84" x 25'0"
SM200 D	200,000	4,000	96" x 26'3"
SM280 D	280,000	5,600	108" x 28'4"

NOTES:
Duo-Tank Deaerators have a 10 minute storage capacity in each section.
200 and 280 Models use two internal sprays.

11) Boiler (B-2061)

- Fungsi : Memproduksi steam
 Tipe : TP-SZL25-2.45-All Water Tube Boiler
 Jumlah : 1 unit
 Fasa : Cair



Gambar LC-33 Boiler

Data:

- Laju alir umpan : 832.303,4484 kg/jam
- Efisiensi termal : 82%
- Regenerasi kondensat : 749.073,1035 kg/jam
- Air make-up : 83.230,3448 kg/jam

Berdasarkan data temperatur steam yang terbentuk diperoleh spesifikasi boiler sebagai berikut

Item		Specification of Package and Shop-assembled Water Tube Coal-fired Boiler							
		TP-SZL4-1.25-All TP-SZL4-1.6-All TP-SZL4-2.45-All	TP-SZL6-1.25-All(④) TP-SZL6-1.6-All TP-SZL6-2.45-All	TP-SZL6-1.25-All(⑤) TP-SZL6-1.6-All TP-SZL6-2.45-All	TP-SZL8-1.25-All TP-SZL8-1.6-All TP-SZL8-2.45-All	TP-SZL10-1.25-All TP-SZL10-1.6-All TP-SZL10-2.45-All	TP-SZL15-1.25-All TP-SZL15-1.6-All TP-SZL15-2.45-All	TP-SZL20-1.6-All TP-SZL20-2.45-All	TP-SZL25-1.6-All TP-SZL25-2.45-All
Furnace	Rated Evaporation Capacity (t/h)	4	6	6	8	10.0	15	20	25
	Rated Pressure (Mpa)	1.25/1.6/2.45	1.25/1.6/2.45	1.25/1.57/ 2.45	1.25/1.6/2.45	1.25/1.6/2.45	1.25/1.6/2.45	1.6/2.45	1.6/2.45
	Rated Steam Temperature (°C)	194/204/225	194/204/225	194/204/225	194/204/225	194/204/225	194/204/225	204/225	204/250
	Water Supply Temperature (°C)	20	20	20	20	20	20	20	20
Heating Surface	Body (m ²)	21(Radiation) 78.5(Convection)	21(Radiation) 105.1(Convection)	139.2	26.1(Radiation) 184(Convection)	29.5(Radiation) 204.1(Convection)	44.8(Radiation) 217.7(Convection)	504(Steam)	99.5(Radiation) 482.5(Convection) 118 (Superheater)
	Economizer (m ²)	38.5	109	130.8	130.8	174.4	448.8 (Steam)	236 (Water)	381.5
	Air preheater	/	/	/	/	/	/	/	/
	Grate Effective Surface (m ²)	5.3	7.8	7.8	10.2	12	18	23.2	28.6
Suitable Fuel	Designed Coal Type	All	All	All	All	All	All	All	All
	Low heating Value(KCAL/kg)	5019	5019	5019	5019	5019	5019	5019	5019
	Fuel Consumption (kg/h)	591	884	880	1135	1443	2157	2866	3617
	Thermal Efficiency (%)	81	81	81	81.3	82	82	82	82
	Maximum shipping weight (t)	32	40	21	25	28	30	30	36.8
	Maximum shipping dimensions (m)	7.46 x 2.65 x 3.32	8.5 x 3.2 x 3.54	7 x 2.7 x 3.5	6.9 x 3.16 x 3.5	7.89 x 3.26 x 3.53	10 x 3.2 x 3.5	11 x 3.2 x 3.5	11.5 x 3.24 x 3.53
	Boiler Assembled Dimensions (Length x Width x Height) (m)	7.46 x 3.5 x 4.4	9.1 x 5.1 x 4.8	8 x 3.6 x 6.2	8.4 x 4.0 x 6.2	9.380 x 4.0 x 6.2	13 x 5.6 x 6.7	14 x 5.6 x 6.7	17 x 6.5 x 8.5
LD Fan	Air volume (m ³ /h)	17245	12000-4000	12000-4000	27045-31554	30000	33118-50356	36762-69347	60611-94052
	Air Pressure (Pa)	3099-3040	3980-4245	3980-4245	3895-3932	4030-4120	3628-3393	2824-3874	3112-3688
	Rotational Speed (r/min)	1750	1750	1750	1750	1750	1750	1750	1750
	★ Motor Efficiency (kw)	22	37	37	55	55	75	110	110
F.D Fan	Air volume (m ³ /h)	3742-7226	12000-7000	12000-7000	14840-16281	15012.2	31400-19400	23003-32079	33173-69960
	Air Pressure (Pa)	1275-2036	1442-2109	1442-2109	3151-2843	2241.6	1450-2380	2559-2668	2150-3401
	Rotational Speed (r/min)	3500	3500	3500	3500	3500	3500	3500	3500
	★ Motor Efficiency (kw)	5.5	7.5	11	15	15	22	30	55
Feed Water Pump	Rotational Speed (r/min)	2900-3500	2900-3500	2900-3500	2900-3500	2900-3500	2900-3500	2900-3500	2900-3500
	Lift (m)	150	150	150	175	175	170	180	218
	★ Motor Efficiency (kw)	7.5	7.5	7.5	15	15	22	30	45
Auxiliary Machine	Model	GL-5P	GL-10W	GL-10P/10	GL-16P	GL-16P	GL-20P/II	GL-20PW1	GL-30P
	Model	YCT112-4A	YCT112-4B	YCT112-4B	YCT132-4A	YCT132-4A	YCT132-4B	JZTY22-4	YCT160-4A
	Power	1.1	1.1	1.1	1.1	1.1	1.5	1.5	2.2
	Rotational Speed	125-1250	125-1250	125-1250	125-1250	125-1250	125-1250	125-1250	125-1250
Cinder Conveyor	Power	1.1	1.5	1.5	1.5	1.5	2.2	2.2	2.2
	Rotational Speed	960	960	960	960	960	960	960	960
Dust Collector Model	XTD-4	XTD-6	XTD-6	XTD-10	XTD-10	XTD-15	XTD-20	XTD-25	

12) Kebutuhan Air

Jenis air yang digunakan dalam pabrik ini terdiri menjadi 4 bagian.

a. Air Sanitasi

- Perumahan

Kebutuhan air per orang	= 250 l/hari = 0,24 m ³ /hari
Jumlah rumah	= 30 unit
Jumlah orang dalam 1 rumah	= 3 orang
Total kebutuhan air	= 22,50 m ³ /hari = 0,9375 m ³ /jam
	= 9375,5000 kg/jam

- Perkantoran

Kebutuhan air per orang	= 100 l/hari = 0,10 m ³ /hari
Jumlah karyawan	= 123 orang
Total kebutuhan air	= 12,30 m ³ /hari = 0,5125 m ³ /jam
	= 512,5000 kg/jam

- Laboratorium = 15 kg/jam
- Poliklinik = 15 kg/jam
- Pemadam Kebakaran = 70 kg/jam
- Masjid dan Kantin = 61,67 kg/jam

$$\text{Total kebutuhan air sanitasi} = 1,611,6660 \text{ kg/jam}$$

b. Air Proses

↔ Air proses digunakan pada alat ekstraktor 1 sebesar = 57.045,47 kg/jam

↔ Air proses digunakan pada alat reaktor 1 sebesar = 288.558,912 kg/jam

c. Air umpan *boiler (steam)*

Air umpan *boiler* adalah air yang digunakan untuk menghasilkan *steam*. Kebutuhan *steam* dapat dilihat pada Tabel LC-3

Tabel LC.4 Total kebutuhan steam

Nama Alat	Kebutuhan (Kg/Jam)
HE-Ekstraktor	1795,057764
HE-Reaktor	8358,618665
Jaket Reaktor	
Evaporator	416791,8012
HE-dryer	388850,6252
Total	815796,1028

13) Kebutuhan Listrik

Adapun kebutuhan listrik pada pabrik ini adalah sebagai berikut.

Tabel LC.5 Total kebutuhan listrik

Keterangan	Kode Alat	Daya (HP)
Peralatan Proses		
Corn Sheller	CS-1031	6,5
Ekstraktor	EK-1071	0,15
Reaktor	RH-2011	0,75
Belt Conveyor		12
Continous Flow Conveyor	CFC-1042	10
Screw Conveyor	SC-1061	3,94
Belt Conveyor	BC-3091	6
Pompa Centrifugal	P-2033	0,417

Pompa Centrifugal	P-1112	4,06
Pompa Centrifugal	P-3014	3,93
Pompa Centrifugal	P-3045	11,11
Pompa Centrifugal	P-1101	2,68
Rotary Vacuum Filter	RV-1111	3,86
Rotary Vacuum Filter	RV-3022	3,98
Total		69,377

Peralatan Utilitas

Tangki Pelarutan PAC	TP-1041	1
Tangki Pelarutan Ca(Ocl)2	TC-1052	0,5
Clarifier	CL-1081	1,5
Cooling Tower	CT-3021	3
Pompa Centrifugal	P-1062	0,008
Pompa Centrifugal	P-1073	0,0011
Pompa Centrifugal	P-1021	98,3
Pompa Centrifugal	P-1094	110,8
Pompa Centrifugal	P-1125	52,68
Pompa Centrifugal	P-1146	71,95
Pompa Centrifugal	P-2031	18,78
Pompa Centrifugal	P-3022	34,46
Pompa Centrifugal	P-3011	42,54
Total Kebutuhan Alat Utilitas		435,5191
Instrumentasi	-	50

Bengkel	-	100
Penerangan		
- Area Perumahan	-	57
- Area Pabrik	-	215
Kantor dan Komunikasi	-	32,25
Total Kebutuhan Listrik		830,9024906

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

D.1 Investasi

Capital Investment adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan suatu pabrik dan menjalankan pada saat produksi sampai diyakini pabrik berjalan dengan normal. *Capital Investment* terdiri dari biaya untuk mendirikan pabrik (*Fixed Capital Investment*) dan biaya untuk menjalankan pabrik dalam waktu tertentu (*Working Capital Investment*).

1.1 Menghitung Biaya Investasi

Untuk memperkirakan biaya investasi dalam desain awal suatu pabrik dapat digunakan beberapa cara, yaitu:

- a. Perkiraan taksiran (*ratio estimate*) berdasarkan data beberapa harga yang sama dengan ketelitian perhitungan lebih dari 30%.
- b. Perkiraan lapangan (*factored estimate*) berdasarkan pada pengetahuan peralatan utama dengan ketelitian sampai dengan 30%.
- c. Perkiraan rancangan awal (*preliminary estimate*) berdasarkan data yang cukup akurat untuk menghitung pendapatan dengan ketelitian sampai 20%.
- d. Perkiraan pengaturan proyek (*project control estimate*) berdasarkan data yang lebih lengkap sebelum kelengkapan penggambaran dan spesifikasi dengan ketelitian sampai 10%.
- e. Perkiraan kontraktor (*contractor's estimate*) berdasarkan keteknikan lengkap tentang penggambaran, spesifikasi dan survey daerah dengan ketelitian perkiraan sampai 5%.

Cara perhitungan untuk memperkirakan biaya investasi yang digunakan adalah dengan menggunakan metode *percentage of delivered equipment cost*. Metode ini merupakan penentuan *Total Capital Investment* berdasarkan harga peralatan sampai tempat setelah penambahan biaya pajak bea cukai, asuransi dan pengangkutan. (*Peter, Hal: 180*). Taksiran investasi dengan metode ini juga dipengaruhi oleh tipe proses terlibat, kelengkapan konstruksi yang diperlukan, lokasi pabrik, dan variabel lainnya.

1.2 Menghitung Harga Alat

Dalam menghitung harga alat dapat dilakukan dengan dua cara, yaitu:

a. *Cost Index*

Untuk menghitung harga peralatan di tahun 2025 ditentukan dengan persamaan :

$$\text{Harga Sekarang} = \text{harga awal} \times \left[\frac{\text{index harga sekarang}}{\text{index harga awal}} \right]$$

b. *Capacity factor*

Untuk menentukan harga peralatan dengan kapasitas tertentu pada tahun yang berbeda digunakan persamaan:

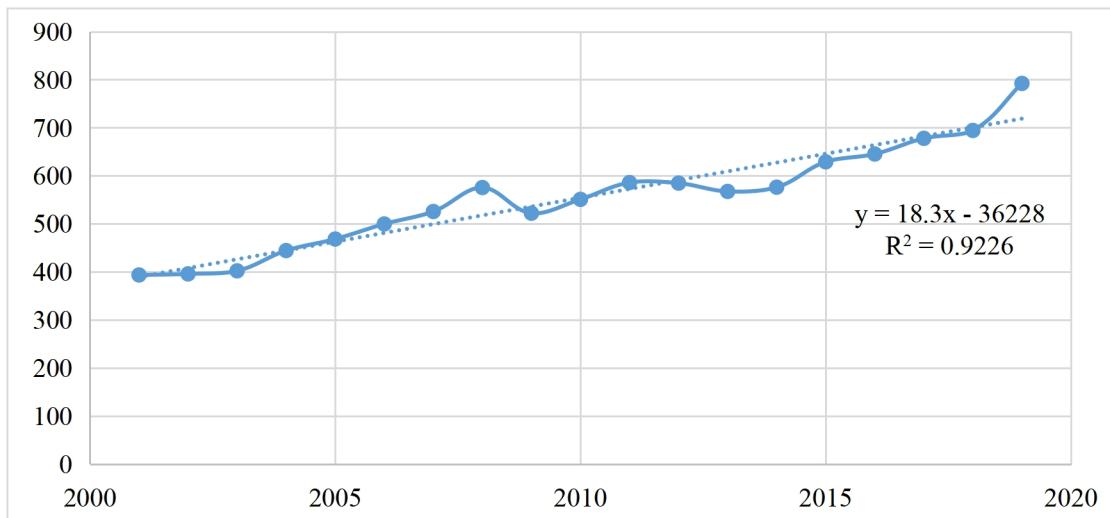
$$\text{Harga Alat A} = \text{harga alat B} \times \left[\frac{\text{index harga sekarang}}{\text{index harga awal}} \right]$$

Berikut ini adalah tabel *cost index*, dapat dilihat pada Tabel D.1

Tabel D.1 Daftar Cost Index

Tahun	<i>Cost Index</i>
2001	393,4
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,5
2009	575,4
2010	521,9
2011	550,8
2012	585,7
2013	584,6
2014	567,3
2015	576,1
2016	628,9
2017	645,2
2018	677,8
2019	694,2

Sumber: Chemical Engineering Plant Cost Index (<http://www.chemengonline.com/pci-home>)



Gambar D.1 Grafik Hubungan Harga Index terhadap Tahun

Persamaan yang diperoleh sesuai Gambar D.1 adalah:

$$y = 18,3 x - 36.228$$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga index pada tahun perancangan pabrik, dalam hal ini pada tahun 2029, yaitu:

$$y = 18,3 (2025) - 36.228$$

$$y = 828,626308$$

Harga pembelian peralatan dihitung dengan index harga 2014 yang diambil dari matche.com/equipcost, dimana index tahun 2025 adalah 828,6. Harga peralatan dihitung berdasarkan US\$.

1.2.1 Perhitungan Alat Proses

Perhitungan *Pulvullizer*

- a. Kapasitas Tangki = 744.000,0334 gallon
- b. Index ditahun 2014 = 567,3
- c. Index ditahun 2025 = 828,6
- d. Harga ditahun 2014 = US\$ 29.300,00

Harga satu unit tangki ditahun 2025 adalah:

$$\text{Harga tangki} = \text{Harga 2014} \times \left[\frac{\text{Index Harga 2025}}{\text{Index Harga 2014}} \right]$$

$$\text{Harga tangki} = \text{US\$}89.600 \times \left[\frac{828,6}{567,3} \right]$$

$$\text{Harga tangki} = \text{US\$} 128.875,0515 = \text{Rp}1.867.786.122$$

Dengan cara yang sama diperoleh harga masing-masing peralatan lain pada tabel D.2 di bawah ini.

Tabel D.2 Perhitungan Peralatan Proses

Alat	Jumlah	Harga Per Unit Pada 2014 (US \$)	Harga (US \$)		Harga (Rp)	
			2014	2025	2014	2025
<i>Ware House</i>	1	382723,65	382723,65	550485,8273	5546813859	7978191094
<i>Corn Sheller</i>	1	3200	3200	4602,680412	46377600	66706647,22
Ekstraktor	1	38959	38959	56036,19568	564632787	812132584
<i>Rotary Vacuum Filter</i>	2	830900	1661800	2390229,472	24084467400	34641595733
Reaktor CSTR	1	32404500	32404500	46608611,7	4,69638E+11	6,75499E+11
Heater Sebelum Reaktor	1	22000	22000	31643,42784	318846000	458608199,6
Evaporator	1	128900	128900	185401,7204	1868147700	2687027133
<i>Rotary Dryer</i>	1	111300	111300	160086,9781	1613070900	2320140574
Exhaust Fan	1	32500	32500	46745,97294	471022500	677489385,8
Storage Tank	1	236800	236800	340598,3505	3431942400	4936291894
Tangki H ₂ SO ₄	1	236300	236300	339879,1817	3424695900	4925868980
Heater Sebelum Ekstraktor	1	1500	1500	2157,506443	21739500	31268740,88
<i>Continious Flow Conveyor (CFC)</i>	1	37600	37600	54081,49485	544936800	783803104,8

<i>Belt Conveyor</i> dari <i>dryer</i> ke <i>storage tank</i>	1	16100	16100	23157,23583	233337300	335617818,8
<i>Screw Conveyor</i> dari <i>pulvulizer</i> ke <i>ekstraktor</i>	1	9900	9900	14239,54253	143480700	206373689,8
<i>Air Filter</i>	1	30	30	43,15012887	434790	625374,8177
Pompa dari tangki H_2SO_4 menuju Reaktor	1	10300	10300	14814,87758	149277900	214712020,7
Pompa dari ekstraktor menuju <i>rotary vacuum filter</i>	1	25800	25800	37109,11083	373919400	537822343,2
Pompa dari <i>rotary vacuum filter</i> menuju Reaktor	1	25800	25800	37109,11083	373919400	537822343,2
Pompa dari Reaktor menuju <i>rotary vacuum filter</i>	1	31300	31300	45019,96778	453630900	652474393,1
Pompa dari <i>rotary vacuum filter</i> menuju Evaporator	1	28600	28600	41136,45619	414499800	596190659,5
Heater Udara	1	371200	371200	533910,9278	5379801600	7737971077
<i>Belt Conveyor</i> dari <i>ware house</i> ke <i>corn sheller</i>	1	1400	1400	2013,67268	20290200	29184158,16
Total			35908112,65	51647989,61	520.416.276.636	748.534.313.370

Total harga peralatan utama:

a. Biaya peralatan utama pabrik (A)	= US\$	51.647.989,61
b. Biaya pengangkutan dan asuransi (12%A)	= US\$	6.197.758,753
c. <u>Pajak bea cukai (10%A)</u>	= US\$	5.164.798,961
Total	= US\$	63.010.547,32
	= Rp	913.211.862.311

1.2.2 Harga Alat Utilitas

Berikut ini daftar harga peralatan utilitas dapat dilihat pada Tabel D.3.

Tabel D.3 Harga Peralatan Utilitas

Alat	Jumlah	Harga Per Unit Pada 2014 (US \$)	Harga (US \$)		Harga (Rp)	
			2014	2025	2014	2025
<i>Bar Screen</i>	1	3350	3350	4818,431057	48551550	69833521,31
Bak Pengendapan Awal	1	35360	35360	50859,61856	512472480	737108451,8
Tangki PAC	1	30100	30100	43293,96263	436239300	627459400,4
Tangki CAO(Cl)2	1	9400	9400	13520,37371	136234200	195950776,2
<i>Clarifier</i>	1	100000	100000	143833,7629	1449300000	2084582726
<i>Boiler Water Tube</i>	1	78900	78900	113484,8389	1143497700	1644735770
<i>Cooling Tower</i>	1	264160	264160	379951,268	3828470880	5506633728
<i>Mix Bed Ion Exchange</i>	1	3999	3999	5751,912178	57957507	83362463,19
<i>Sand Filter</i>	1	83400	83400	119957,3582	1208716200	1738541993
Pompa Air Sungai Ke Bak Penampungan Awal	1	19200	19200	27616,08247	278265600	400239883,3

Pompa Air Dari <i>Clarifier Ke Sand Filter</i>	1	19200	19200	27616,08247	278265600	400239883,3
Pompa Air Dari Sand Filter Ke <i>Reservoir</i>	1	19200	19200	27616,08247	278265600	400239883,3
Pompa Air Dari <i>Reservoir Ke Tangki Air Sanitasi</i>	1	19200	19200	27616,08247	278265600	400239883,3
Pompa Air Dari <i>Reservoir Ke Mix Bed Ion Exchange</i>	1	7500	7500	10787,53222	108697500	156343704,4
Pompa Air Dari <i>Mix Bed Ion Exchange Ke Boiler</i>	1	7500	7500	10787,53222	108697500	156343704,4
Pompa Air Dari <i>Cooling Tower Ke Recycle</i>	1	7500	7500	10787,53222	108697500	156343704,4
Pompa Larutan PAC	1	4900	4900	7047,854382	71015700	102144553,6
Pompa Larutan Chlorine	1	4900	4900	7047,854382	71015700	102144553,6
Total			717769	1032394,162	10.402.626.117	14.962.488.583

Total harga peralatan utilitas:

- a. Biaya peralatan utilitas (B) = US\$ 1.032.394,162
 - b. Biaya pengangkutan dan asuransi (12,5% B) = US\$ 123.887,2994
 - c. Pajak bea cukai (10% B) = US\$ 103,239,4162
- Total = US\$ 103.239,4162
= Rp 18.254.236.072

1.2.3 Harga Alat Kantor

Berikut ini daftar harga alat kantor disajikan dalam Tabel D.4. dibawah ini.

Tabel D.4 Harga Peralatan Kantor

Nama Alat	Jumlah	Harga Per Unit Pada 2014 (US \$)	Harga (\$)	
			2014	2025
Komputer	23	158	3634	5226,918943
Meja	23	29	667	959,3711985
AC	21	199	4179	6010,812951
Dispenser	21	17,25	362,25	521,0378061
Kulkas	5	103,5	517,5	744,3397229
Mesin Photo Copy	2	500	1000	1438,337629
Lemari	19	32	608	874,5092784
Kursi	46	4	184	264,6541237
Papan Tulis	5	5	25	35,95844072
Printer	3	80	240	345,2010309

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Peralatan} &= \text{Biaya peralatan utama} + \text{Biaya peralatan utilitas} \\ &\quad + \text{biaya peralatan kantor} \end{aligned}$$

$$\text{Total Biaya Peralatan} = \text{US\$ } 63.010.547,32 + \text{US\$ } 103.239,4162 + \text{US\$ } 345,2010309$$

$$\begin{aligned} \text{Total Biaya Peralatan} &= \text{US\$ } 63.114.131 \\ &= \text{Rp } 91.130.495.100 \end{aligned}$$

1.2.4 Harga Pembelian Bahan Baku

Berikut ini adalah harga pembelian bahan baku dapat dilihat pada Tabel D.5.

Tabel D.5 Harga Pembelian Bahan Baku

Nama Bahan	Kebutuhan (Kg/Jam)	Kebutuhan (Kg/Tahun)	Harga Per Kg (\$)	Harga (\$)		Harga (Rp)	
				2021	2025	2021	2025
Jagung	172060,3622	1362718069	0,2761	376246458,7	412703570,8	5.452.939.926.622	5,98131E+12
H ₂ SO ₄	3898,607188	30876968,93	0,1862	5749291,615	6306380,096	83324483370	91398366737
PAC	174,4518	1381658,256	0,28	386864,3117	424350,2606	5606824469	6150108328
Cao(Cl) ₂	23,2602	184220,784	1,999	368257,3472	403940,3392	5337153733	5854307336
Total	176156,6814	1395160917		382750872	419838241,5	5.547.208.388.194	6.084.715.633.700

1.2.5 Menghitung Gaji Karyawan

Sistem gaji karyawan di pabrik glukosa dari pati jagung ini berdasarkan gaji upah minimum relatif (UMR) wilayah Provinsi Jawa Tengah pada tahun 2025 dengan nilai UMR sebesar Rp. 2.538.614. Daftar gaji karyawan pra rancangan pabrik glukosa dari pati jagung dapat dilihat pada Tabel D.6 berikut.

Tabel D.6 Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Sistem Gaji	Total/Bulan (US\$)	Total/tahun (US\$)	Total/tahun (Rp)
1.	Dewan Komisaris	1	5 x UMR	875,788921433	10509,46706	Rp152.316.859
2.	Direktur	1	3,5 x UMR	613,052245003	7356,62694	Rp106.621.801
3.	Kepala Bagian					
	- S2 Teknik Kimia	1	2,5 x UMR	437,894460716	5254,733528596	Rp76.158.429
	- S2 Teknik Industri	1	2,5 x UMR	437,894460716	5254,733528596	Rp76.158.429
	- S2 Teknik Mesin	1	2,5 x UMR	437,894460716	5254,733528596	Rp76.158.429
	- S2 Manajemen	2	2,5 x UMR	437,894460716	5254,733528596	Rp76.158.429
	- S2 Akutansi	1	2,5 x UMR	437,894460716	5254,733528596	Rp76.158.429
4	Karyawan Akuntasi dan Anggaran					
	- S1 Akutansi	2	1,5 x UMR	525,47335286	6305,680234315	Rp91.390.115
5	Karyawan Pemasaran					
	- S1 Manajemen	2	1,5 x UMR	525,47335286	6305,680234315	Rp91.390.115

	Karyawan Administrasi dan SDM					
6	- S1 Akutansi	1	1,5 x UMR	262,73667643	3152,840117158	Rp45.695.058
	- S1 Manajemen	1	1,5 x UMR	262,73667643	3152,840117158	Rp45.695.058
7	Karyawan Logistik					
	- S1 Manajemen	2	1,5 x UMR	525,47335286	6305,680234315	Rp91.390.115
8	Karyawan Litbang					
	- S1 Manajemen	1	1,5 x UMR	262,73667643	3152,840117158	Rp45.695.058
	- S1 Teknik Kimia	1	1,5 x UMR	262,73667643	3152,840117158	Rp45.695.058
	- S1 Kimia/MIPA	1	1,5 x UMR	262,73667643	3152,840117158	Rp45.695.058
9	Sekretaris					
	- S1 Manajemen	1	1,5 x UMR	262,73667643	3152,840117158	Rp45.695.058
10	Kepala satpam					
	- SMA Sederajat	1	1,2 x UMR	210,189341144	2522,272093726	Rp36.556.046
11	Sopir					
	- SMA Sederajat	2	1 x UMR	350,315568573	4203,786822877	Rp60.926.744

12	Dokter					
	- S1 Kedokteran	2	2 x UMR	700,631137146	8407,573645754	Rp121.853.487
13	Perawat					
	- D3 Keperawatan	4	1 x UMR	700,631137146	8407,573645754	Rp121.853.487
Jumlah		29			105515,0493	Rp1.529.261.263
1	Karyawan Produksi					
	- D3 Teknik Kimia/Sederajat	12	1,2 x UMR	2522,272093726	30267,265124713	Rp438.672.554
	- D3 Teknik Elektro/Sederajat	4	1,2 x UMR	840,757364575	10089,088374904	Rp146.224.185
2	Karyawan Utilitas					
	- D3 Teknik kimia	16	1,2 x UMR	3363,029458301	40356,353499617	Rp584.896.738
	- D3 Teknik Lingkungan	8	1,2 x UMR	1681,514729151	20178,176749809	Rp292.448.369
3	Karyawan Mesin					
	- D3 Teknik mesin	12	1,2 x UMR	2522,272093726	30267,265124713	Rp438.672.554

	Karyawan Laboratorium					
4	a. Laboratorium produksi					
	- D3 Kimia Analis	4	1,2 x UMR	840,757364575	10089,088374904	Rp146.224.185
	- SMK Analis	4	1,2 x UMR	840,757364575	10089,088374904	Rp146.224.185
	b. Laboratorium Pengendalian Mutu					
	- D3 Kimia Analis	4	1,2 x UMR	840,757364575	10089,088374904	Rp146.224.185
	- SMK Analis	4	1,1 x UMR			
5	Karyawan Instrumentasi dan Elektrikal					
	- D3 Teknik Elektro	8	1,2 x UMR	1681,514729151	20178,176749809	Rp292.448.369
6	Satpam					
	- SMA Sederajat	8	1 x UMR	1401,262274292	16815,147291507	Rp243.706.974
7	Supervisor					
	- S1 teknik kimia	4	2 x UMR	1401,262274292	16815,147291507	Rp243.706.974
8	Office boy					

	- SMA	9	1 x UMR	1576,420058579	18917,040702946	Rp274.170.346
	Jumlah	97			234150,926034236	Rp3.393.619.616
	Total	126			339665,9753	Rp4.922.880.880

Maka total gaji karyawan selama 1 tahun adalah US\$339.665,9753 atau setara dengan Rp 4.922.880.880

2. Komponen Investasi

2.1 Menghitung Total Capital Investment

Komponen	%	Biaya (US\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Cost</i>			
Biaya peralatan	100%	64.270.068	931.485.379.403
pemasangan alat	39%	25.065.327	363.279.297.967
instrumentasi dan alat control	13%	8.355.109	121.093.099.322
pemasangan pipa	31%	19.923.721	288.760.467.615
Pemasangan instalasi listrik	10%	6.427.007	93.148.537.940
Bangunan	29%	18.638.320	270.130.760.027
Pengembangan area	10%	6.427.007	93.148.537.940
Fasilitas pelayanan	55%	35.348.538	512.316.958.672
Lahan	6%	3.856.204	55.889.122.764
Total Direct Cost		188.311.300	2.729.252.161.652
<i>Indirect Cost</i>			
<i>Engineering and supervision</i>	32%	20.566.422	298.075.321.409
Biaya konstruksi	34%	21.851.823	316.705.028.997
Total Indirect Cost		42.418.245	614.780.350.406
Total DC dan IC		230.729.545	3.344.032.512.058
Biaya kontraktor	18%	11.568.612	167.667.368.293
Biaya tidak terduga	36%	23.137.225	335.334.736.585
<i>Fixed Capital Investment</i>		265.435.382	3.847.034.616.936
<i>Work Capital Investment</i>	20%FCI	66.358.845	961.758.654.234
Total Capital Investment		331.794.227	4.808.793.271.170

2.2. Menghitung *Working Capital Investment* (WCI)

$$WCI = 0,2 \text{ TCI}$$

$$TCI = FCI + WCI$$

$$TCI = FCI + 0,2 \text{ TCI}$$

$$0,8 \text{ TCI} = FCI$$

$$FCI = 0,8 \text{ TCI}$$

$$TCI = \frac{FCI}{0,8}$$

$$TCI = \frac{265.435.381,65}{0,8}$$

$$TCI = 331.794.227,07$$

$$WCI = 0,2 \text{ TCI}$$

$$WCI = 0,2 \times 331.794.227,07$$

$$WCI = 66.358.845,41$$

2.3. Perhitungan Komponen Biaya Produksi Total

Perhitungan komponen biaya produksi total berdasarkan Tabel 27 Peter's dapat dilihat pada Tabel D.8 Dibawah ini.

Tabel D.8 Komponen Biaya Produksi Total

Parameter	%	Fixed Cost (US\$)	Variable Cost (US\$)
Direct Production Cost (DPC)			
Raw Materials (10-50% TPC)			419.838.241
Operating Labor (10-20% TPC)		339665,9753	
Direct Supervisory (10-25% OL)			33.967
Utilities (10-20% TPC)	15%		197.218.401
Maintenance and Repairs (2-10% FCI)	2%		5.308.708
Operating Supplies (10-20% FCI)	0,50%	132.717.691	
Laboratory Charges (10-20% OL)	10%		33.967
Patents and Royalties (0-6% TPC)	3%	39.443.680	
Total DPC		172.501.037	622.433.283
Fixed Charge			
Depreciation(10% FCI)	10%	26.543.538	
Building Value	2,50%	66.358.845	

Local Taxes (1-4% FCI)	2,0%	5.308.707,6	
Insurance (0,4-1% FCI)	0,4%	10.617.415,3	
Total FC		108.828.506	
Plant Overhead Cost	10%		131.478.934
General Expenses			
Administrative cost (2-6% TPC)	4%	52.591.574	
Distribution Cost (2-20% TPC)	11%	144.626.827	
Research and Development (5% TPC)	5%	6.573.947	
Financing (0-10% TCI)	5%	16.589.711	
Total General Expenses		220.382.059	
Total Production Cost		501.711.603	753.912.217

$$\text{Total Production Cost} = \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses}$$

$$= (\text{Fixed Cost} + \text{Variable Cost})$$

$$\text{TPC} = (1.199.382 + 0,23 \text{ TPC}) + (419.923.855 + 0,25 \text{ TPC})$$

$$\text{TPC} = 683.690.457 + 0,48 \text{ TPC}$$

$$0,52 \text{ TPC} = 683.690.457$$

$$\text{TPC} = \frac{683.690.457}{0,52}$$

$$\text{TPC} = 1.314.789.340$$

Sehingga :

- *Direct Production Cost* = US\$ 133057356,8
= Rp 425.214.882
- *Fixed Charge* = US\$ 108.828.506
= Rp 1.577.284.192.944
- *Plant Overhead Cost* = US\$ 131.478.934
= Rp 1.905.563.634.526
- *General Expenses* = US\$ 220.382.059
= Rp 3.194.063.297.074
- *Fixed Cost* = US\$ 501.711.603
= Rp 7.271.456.769.723
- *Variable Cost* = US\$ 753.912.217
= Rp 10.926.675.940.002

2.4. Harga Penjualan Produk (*Total Sales*)

Glukosa

Kapasitas produksi	= 623994163,9 Kg/tahun
Harga jual pasaran	= US\$ 3,794935486
Total penjualan	= US\$ 2.368.017.596
	= Rp 34.191.806.067.003

2.5. Analisa Kelayakan Investasi

2.5.1. Laba

- *Total Capital Investment (TCI)* = US\$ 331.794.227
- *Total Penjualan Produk (TS)* = US\$ 2.368.017.596
- *Total Production Cost (TPC)* = US\$ 501.711.603

Laba Sebelum Pajak (Laba Kotor)	= Total Penjualan – Biaya Produksi
	= US\$ 1.866.305.993
	= Rp. 26.947.592.237.300

Pajak = 12,50% (Dirjen Pajak)

Pajak = 12,50 % x Laba Kotor

Pajak = 12,50% x 1.866.305.993

Pajak = U\$D 233.288.249

$$\begin{aligned} \text{Maka, Total Keuntungan} &= \text{Laba Kotor} - \text{Pajak} \\ &= 1.866.305.993 - 233.288.249 \\ &= \text{U$D } 1.633.017.744 \end{aligned}$$

2.5.2 Laju Pengembalian Modal (*Rate Of Return*)

$$ROR = \frac{\text{laba bersih}}{\text{TCI}} \times 100 \%$$

ROR = 70%

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

Masa start up = 2 tahun

Umur pabrik = 10 tahun

Kapasitas produk pabrik selama beroperasi :

Tahun I = 70% = US\$ 1.657.612.317

Tahun II = 90% = US\$ 2.131.215.836

Tahun III dan seterusnya = 100% = US\$ 2.368.017.596

Keuntungan pada masing-masing kapasitas

$$\begin{aligned} \text{Fixed Cost} &= \text{Fixed Charge} \\ &= \text{US\$ } 501.711.602,58 = \text{Rp} 7.244.213.829.703 \end{aligned}$$

Keuntungan masing-masing kapasitas setelah ditambah depresiasi

$$\begin{aligned} 1. \text{ Kapasitas } 70\% &= \text{total penjualan } 70\% - [\{\text{fixed cost} + (\text{variable cost} \times 70\%)\}] \\ &\quad + \text{Depresiasi} \\ &= \text{US\$ } 654.705.701 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Kapasitas } 90\% &= \text{total penjualan } 90\% - [\{\text{fixed cost} + (\text{variable cost} \times 90\%)\}] \\ &\quad + \text{Depresiasi} \\ &= \text{US\$ } 977.526.776 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 3. \text{ Kapasitas } 100\% &= \text{total penjualan } 100\% - [\{\text{fixed cost} + (\text{variable cost} \times 100\%)\}] + \text{Depresiasi} \\ &= \text{US\$ } 1.138.937.314 \end{aligned}$$

Jumlah keuntungan selama start up adalah = US\$ 1.632.232.477

$$\begin{aligned} \text{POT} &= 2 \times (-1.300.438.250) \\ &= 1.138.937.314 \\ &= 0,85820033 \quad (\text{POT} < 5 \text{ tahun}, \text{ maka pabrik masih layak}) \end{aligned}$$

2.6. Titik Impas (*Break Even Point*)

Total Sales = 2.368.017.596

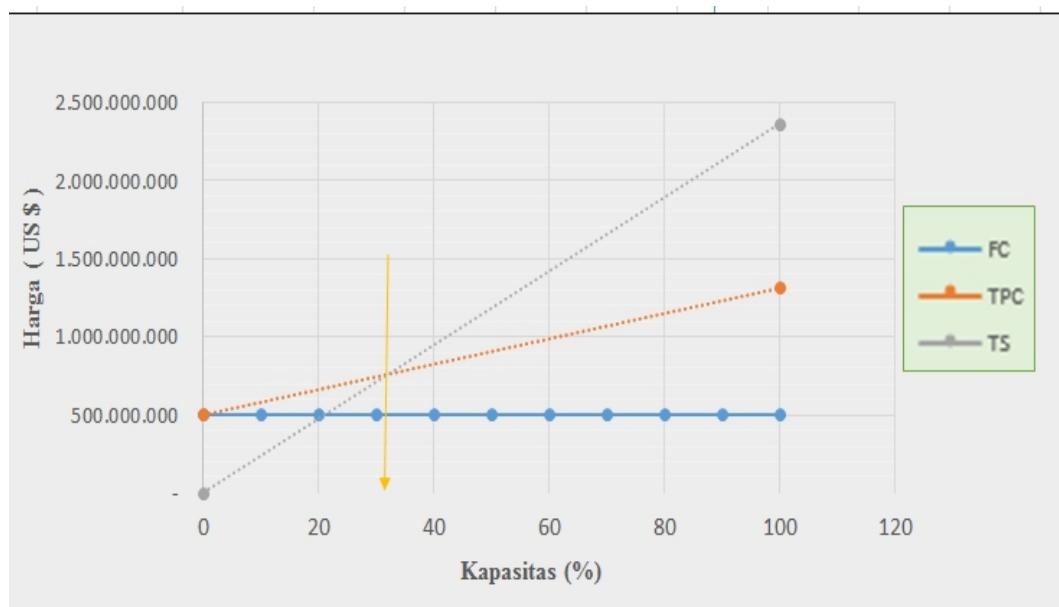
Fixed Cost = 501.711.603

Variabel Cost = 753912217

$$\text{BEP} = \frac{\text{FixedCost}}{\text{Total Penjualan} - \text{VariabelCost}} \times 100\%$$

$$\text{BEP} = \frac{501711602,6}{1614105379} \times 100\%$$

$$\text{BEP} = 31,08 \%$$



Gambar D.2 Grafik Break Event Point (BEP)