



TUGAS AKHIR - TK145501

**PABRIK BIOETANOL DARI BATANG JAGUNG
DENGAN PROSES HIDROLISA ENZIM DAN
DEHIDRASI *MOLECULAR SIEVE***

TITIS KURNIA

NRP. 1041 15 000 000 13

DANY SATRIO PRIANDOYO

NRP. 1041 15 000 000 19

Dosen Pembimbing

Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI

FAKULTAS VOKASI

**Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya**

2018



TUGAS AKHIR - TK145501

**PABRIK BIOETANOL DARI BATANG JAGUNG
DENGAN PROSES HIDROLISA ENZIM DAN
DEHIDRASSI MOLECULAR SIEVE**

**TITIS KURNIA
NRP. 1041 15 000 000 13**

**DANY SATRIO PRIANDOYO
NRP. 1041 15 000 000 19**

**Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2018**



TUGAS AKHIR - TK145501

BIOETHANOL PRODUCTION PLANT FROM CORN STALKS USING HYDROLYSIS ENZYME AND MOLECULAR SIEVE DEHYDRATION

TITIS KURNIA

NRP. 1041 15 000 000 13

DANY SATRIO PRIANDOYO

NRP. 1041 15 000 000 19

Lecturer

Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno, M.Pd

INDUSTRIAL OF CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT

Faculty of Vocation

Sepuluh Nopember Institute of Technology

Surabaya

2018

LEMBAR PENGESAHAN

LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL :
**PABRIK BIOETANOL DARI BATANG JAGUNG DENGAN PROSES
HIDROLISA ENZIM DAN DEHIDRASI MOLECULAR SIEVE**

TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Ahli Madya
pada
Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

Titis Kurnia (NRP 10411500000013)
Dany Satrio Priandoyo (NRP 10411500000019)

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd.
NIP. 19510729 198603 2 001

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri
FV-ITS



SURABAYA, 20 JULI 2018

LEMBAR REVISI

Telah diperiksa dan disetujui sesuai hasil ujian tugas akhir pada 10 Juli 2018 untuk tugas akhir dengan judul "**Pabrik Bioetanol dari Batang Jagung dengan Proses Hidrolisa Enzim dan Dehidrasi Molecular Sieve**", yang disusun oleh :

Titis Kurnia (NRP 10411500000013)
Dany Satrio Priandoyo (NRP 10411500000019)

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc



2. Prof. Dr. Ir. Suprapto, DEA



Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P., M.Pd



SURABAYA, 20 JULI 2018

KATA PENGANTAR

Syukur alhamdulillah, puji syukur kami panjatkan atas kehadirat Allah SWT karena hanya dengan rahmat dan ridho-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “Pabrik Bioetanol dari Batang Jagung dengan Proses Hidrolisa Enzim dan Dehidrasi *Molecular Sieve*” dengan tepat waktu. Tugas Akhir ini merupakan syarat untuk menyelesaikan Tahap Diploma III.

Selama menyelesaikan Tugas Akhir ini kami telah banyak memperoleh bantuan baik moril maupun materiil, untuk itu kami mengucapkan banyak terima kasih kepada :

1. Allah SWT, karena atas rahmat dan ridho-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan tepat waktu.
2. Ir. Agung Subyakto, MT., selaku Ketua Program Studi Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
3. Prof. Dr. Ir. Danawati Hari Prajitno M.Pd., selaku Dosen Pembimbing Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
4. Prof. Dr. Ir. Soeprijanto, M.Sc, selaku Dosen Penguji Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
5. Prof. Dr. Ir. Suprapto, DEA, selaku Dosen Penguji Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
6. Segenap Dosen, Staff dan Karyawan Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
7. Kedua orang tua yang telah memberikan dukungan doa dan motivasi kepada kami secara moril dan materiil sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.
8. Teman-teman angkatan 2015 serta teman-teman angkatan yang lain Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS.
9. Semua pihak yang tidak bisa kami sebutkan satu persatu yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan Tugas Akhir kami.

Menyadari atas terbatasnya ilmu pengetahuan yang kami miliki, penulisan laporan Tugas Akhir ini masih belum sempurna. Untuk itu kami mengharapkan saran dan kritik yang membangun. Semoga laporan Tugas Akhir ini bermanfaat bagi penulis maupun pembaca. Amiin

Surabaya, 20 Juli 2018

Penulis

PABRIK BIOETANOL DARI BATANG JAGUNG

DENGAN PROSES HIDROLISA ENZIM DAN DEHIDRASI

MOLECULAR SIEVE

Nama Mahasiswa : Titis Kurnia (10411500000013)
: Dany Satrio P. (10411500000019)

Program Studi : DIII Teknik Kimia Industri FV-ITS
Dosen Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P, M.Pd

ABSTRAK

Batang jagung merupakan limbah agrikultur yang mengandung selulosa yang berpotensi sebagai bahan baku pembuatan bioetanol. Proses produksi dilakukan dengan menggunakan proses hidrolisa enzim dengan metode pretreatment delignifikasi alkali dan dehidrasi molecular sieve. Pabrik dengan kapasitas produksi sebesar 30.000 ton/tahun akan didirikan di Kabupaten Tuban, Jawa Timur, dengan pertimbangan kemudahan akses bahan baku dan distribusi produk.

Proses pembuatan bioetanol meliputi 5 tahap. Tahap Prehidrolisis bahan baku menggunakan 2% H_2SO_4 . Tahap hidrolisis lignoselulosa menjadi gula sederhana dengan bantuan enzim cellulase. Tahap fermentasi sirup gula menjadi etanol dilakukan menggunakan Z.Mobilus pada 32°C dan tekanan atmosferis. Tahap pemisahan etanol dari beer hasil fermentasi dilakukan dengan metode distilasi. Tahap pemurnian etanol dilakukan dengan metode dehidrasi menggunakan molecular sieve zeolit, hingga diperoleh kadar produk akhir sebesar 99,8%.

Pabrik ini direncanakan berlokasi di Tuban, Jawa Timur dan beroperasi secara semi continue dengan operasi 300 hari/tahun; 24 jam/hari. Kapasitas produksi yang dihasilkan 38.022 ton/tahun bioethanol 99,6 %. Bahan baku yang digunakan adalah batang jagung sebesar 100.000 kg/hari dengan komposisi selulosa 42,6%, hemiselulosa 21,3%, lignin 8,3%, serta bahan pembantu : H_2SO_4 29.595,25 kg/hari; $Ca(OH)_2$ 37.246,36 kg/hari; enzim cellulose 262,06 kg/hari; Z.Mobilus 236,08 kg/hari. Kebutuhan air pada pabrik bioethanol ini meliputi: air sanitasi 84 m^3 /hari; air pendingin 3.326.011,02 m^3 /hari; air boiler 115.971.982,2 m^3 /hari; air proses 771,56 m^3 /hari; air make up 23.563.953,22 m^3 /hari; air recycle 96.103.596,79 m^3 /hari.

Kata kunci : bioetanol, batang jagung, molecular sieve

BIOETHANOL PRODUCTION PLANT FROM CORN STALKS USING HYDROLYSIS ENZYME AND MOLECULAR SIEVE DEHYDRATION

Students : Titis Kurnia (10411500000013)
 : Dany Satrio P. (10411500000019)
Department : DIII Teknik Kimia Industri FV-ITS
Supervisor : Prof. Dr. Ir. Danawati Hari P, M.Pd

ABSTRACT

Corn stalks is an amyloseous and lignocellulosic agricultural waste and potential to be used as bioethanol production feedstock. The plant uses hydrolysis process, using alkali delignification as pretreatment method and molecular sieve dehydration. The plant operated 30.000 ton/years will be located in Tuban, East Java, due to ease of feedstock access and product distribution.

Bioethanol production process includes five steps. Feedstock delignification using 2% H₂SO₄. Starch and lignocellulose hydrolysis into simple sugars using amylase and cellulose enzymes. Syrup fermentation to produce ethanol using Z.Mobilus at atmospheric 32°C. Ethanol separation from fermented beer using distillation method. Ethanol purification is conducted by dehydration method using zeolite as molecular sieve, to obtain final product purity of 99.8%.

The plant is planned to operate semicontinuous for 30 day/year in 24 hours/day basis. The required corn stalks is 100.000 kg/day using supporting materials celulosa 42,6%, hemicelulosa 21,3%, lignin 8,3%, as well as auxiliary materials: H₂SO₄ 29.595,25 kg/day; Ca(OH)₂ 37.246,36 kg/day; enzim celulose 262,06 kg/day; Z.Mobilus 236,08 kg/day. The water requirements of the bioethanol plant include : sanitation water 84 m³/day; cooling water 3.326.011,02 m³/day; boiler water 115.971.982,2 m³/day; proces water 771,56 m³/day; make up water 23.563.953,22 m³/day; recycle water 96.103.596,79 m³/day.

Key words : bioethanol, corn stalks, molecular sieve

DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR	i
ABSTRAK	iii
ABSTRACT	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR GRAFIK	viii
DAFTAR TABEL	ix
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	I-1
1.2 Dasar Teori	I-11
1.3 Sifat-sifat Fisika dan Kimia.....	I-16
1.4 Kegunaan Bioetanol	I-20
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
2.1 Macam Proses	II-1
2.2 Seleksi Proses	II-10
BAB III NERACA MASSA.....	III-1
BAB IV NERACA PANAS	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	
6.1 Pengelolahan Air pada Industri Secara umum	VI-1
6.2 Pengelolahan Air pada Pabrik Bioetanol	VI-5
BAB VII KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA	
7.1 Kesekamanan dan Kesehatan Kerja pada Industri secara Umum.....	VII-1
7.2 Kesekamanan dan Kesehatan Kerja pada Industri pada Pabrik Bioetanol.....	VII-1

BAB VIII INSTRUMENTASI	
8.1 Instrumentasi pada Industri secara Umum	VIII-1
8.2 Instrumentasi pada Industri pada Pabrik Bioetanol	VIII-4
BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA	
9.1 Pengolahan Limbah Industri Kimia pada Industri secara Umum.....	IX-1
9.2 Pengolahan Limbah Industri Kimia pada Industri pada Pabrik Bioetanol	IX-2
BAB X KESIMPULAN	X-1
DAFTAR PUSTAKA	xi
LAMPIRAN :	
1. Appendiks A Neraca Massa	
2. Appendiks B Neraca Panas	
3. Appendiks C Spesifikasi Alat	
4. <i>Flowsheet</i> Proses Pabrik Bioetanol	
5. <i>Flowsheet</i> Utilitas Pabrik Bioetanol	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Anatomi Batang Jagung	I-15
Gambar 1.2	Batang Jagung	I-15
Gambar 2.1	Proses pembuatan <i>Ethanol</i> dari <i>Blackstrap Molasses</i>	II-2
Gambar 2.1	Proses pembuatan <i>Ethanol</i> dari Pati	II-3
Gambar 2.3	Proses pembuatan <i>Ethanol</i> Menggunakan Bahan Baku Tanaman Pisang Beserta Limbahnya.....	II-7

DAFTAR GRAFIK

Grafik 1.1 Perkembangan Produksi Etanol di Indonesia	I-7
Grafik 1.2 Perkembangan Impor Etanol di Indonesia.....	I-8
Grafik 1.3 Perkembangan Ekspor Etanol di Indonesia	I-9

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1	Produksi Jagung di Provinsi Sentra di Indonesia	I-4
Tabel 1.2	Data Produksi Bioetanol di Indonesia (L/Tahun)	I-6
Tabel 1.3	Data Impor dan Eksport Bioetanol di Indonesia (Kg/Tahun)	I-6
Tabel 1.4	Produksi Jagung di Jawa Timur Tahun 2016.....	I-11
Tabel 1.5	Kandungan Batang Jagung	I-16
Tabel 2.1	Seleksi Proses Produksi Bioetanol	II-11
Tabel 3.1	Neraca Massa pada <i>Rotary Knife Cutter</i> (C-110)	III-1
Tabel 3.2	Neraca Massa pada Reaktor <i>Prehidrolisa</i> (R-120)	III-1
Tabel 3.3	Neraca Massa pada <i>Blodown Tank</i> (F-134)	III-2
Tabel 3.4	Neraca Massa pada <i>Filter Press</i> (H-130)	III-3
Tabel 3.5	Neraca Massa pada Tangki <i>Overliming</i> (M-142)	III-4
Tabel 3.6	Neraca Massa pada Tangki <i>Reacidifikasi</i> (M-145)	III-5
Tabel 3.7	Neraca Massa pada <i>Filter Press</i> (H-140)	III-6
Tabel 3.8	Neraca Massa pada Tangki Pengaduk (M-211)	III-7
Tabel 3.9	Neraca Massa pada Reaktor Sakarifikasi (R-210)	III-8
Tabel 3.10	Neraca Massa pada Tangki <i>Starter</i> (R-310)	III-10
Tabel 3.11	Neraca Massa pada Fermentor (R-320)	III-11
Tabel 3.12	Neraca Massa pada <i>Centrifuge</i> (H-330)	III-12
Tabel 3.13	Neraca Massa pada Kolom Distilasi I (D-410)	III-13
Tabel 3.14	Neraca Massa pada Kolom Distilasi I (D-420)	III-14
Tabel 3.15	Neraca Massa pada <i>Molecular Sieve</i> (D-430)	III-15

Tabel 4.1	Neraca Panas pada Reaktor <i>Prehidrolisis</i> (R-120)	IV-1
Tabel 4.2	Neraca Panas pada <i>Blowdown Tank</i> (F-132)	IV-1
Tabel 4.3	Neraca Panas pada <i>Heater</i> (E-213)	IV-2
Tabel 4.4	Neraca Panas pada Reaktor Sakarifikasi (R-210)	IV-2
Tabel 4.5	Neraca Panas pada <i>Cooler</i> (R-314)	IV-2
Tabel 4.6	Neraca Panas pada Tangki <i>Starter</i> (R-310)	IV-2
Tabel 4.7	Neraca Panas pada Fermentor (R-320)	IV-3
Tabel 4.8	Neraca Panas pada <i>Heater</i> (E-125)	IV-3
Tabel 4.9	Neraca Panas pada Kolom Distilasi I (D-410)	IV-3
Tabel 4.10	Neraca Panas pada Kolom Distilasi II (D-420)	IV-4
Tabel 4.11	Neraca Panas pada <i>Molecular Sieve</i> (D-430)	IV-4
Tabel 5.1	Spesifikasi Pompa.....	V-7
Tabel 6.1	Kebutuhan Air Pendingin	VI-4
Tabel 6.2	Kebutuhan Air Boiler	VI-4
Tabel 6.3	Kebutuhan Air Proses	VI-5
Tabel 8.1	Instrumentasi dalam Pabrik Bioetanol	VIII-2

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

1.1.1 Sejarah

Bioetanol telah digunakan manusia sejak zaman prasejarah sebagai bahan pemabuk dalam minuman beralkohol. Campuran dari bioetanol yang mendekati kemurnian untuk pertama kali ditemukan oleh seorang ahli kimia yang mengembangkan proses distilasi pada masa **Kalifah Abbasid**.

Antoine Lavoisier menggambarkan bahwa bioetanol adalah senyawa yang terbentuk dari karbon, hidrogen dan oksigen. Pada tahun 1808, **Nicolas-Theodore de Saussure** dapat menentukan rumus kimia etanol. Lima puluh tahun kemudian (1858), **Archibald Scott Couper** menerbitkan rumus bangun etanol. Dengan demikian, etanol adalah salah satu senyawa kimia yang pertama kali ditemukan rumus bangunnya. Etanol pertama kali dibuat secara sintetis pada tahun 1829 di Inggris oleh **Henry Hennel** dan **S.G.Serullas** di Perancis. **Michael Faraday** membuat etanol dengan menggunakan hidrasi katalis asam pada etilen pada tahun 1982, yang digunakan pada proses produksi etanol sintetis hingga saat ini. Pada tahun 1840, etanol menjadi bahan bakar lampu di Amerika Serikat, pada tahun 1880-an **Henry Ford** membuat mobil quadrycycle dan sejak tahun 1908 mobil Ford model T telah dapat menggunakan bioetanol sebagai bahan bakarnya. Namun pada tahun 1920an, bahan bakar dari petroleum yang harganya lebih murah telah menjadi dominan, sehingga menyebabkan etanol kurang mendapatkan perhatian. Akhir-akhir ini, dengan



meningkatnya harga minyak bumi, bioetanol kembali mendapatkan perhatian dan telah menjadi alternatif energi yang terus dikembangkan.

Etanol adalah senyawa organik yang terdiri dari karbon, hidrogen, oksigen dengan rumus molekul $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$ dan merupakan derivat senyawa hidrokarbon, yang mempunyai gugus hidroksil sehingga dapat dioksidasi. Etanol dapat dibuat dari berbagai bahan hasil pertanian. (*Bioindustri, 1987*)

Etanol disebut juga etil-alkohol atau alkohol saja, adalah alkohol yang paling sering digunakan dalam kehidupan sehari-hari. Etanol digunakan sebagai bahan dasar pada minuman, bukan metanol, atau grup alkohol lainnya. Bioetanol adalah etanol (alkohol yang paling dikenal masyarakat) yang dibuat dengan fermentasi yang membutuhkan faktor biologis untuk prosesnya.

1.1.2 Alasan Pendirian Pabrik

Manusia memiliki kehausan yang tidak terpuaskan terhadap energi. Itu terbukti dari permintaan global terhadap energi yang telah meningkat tiga kali lipat sejak tahun 1950. Hingga sekarang, penggunaannya setara dengan 10.000 juta ton minyak setahun. *Energy Information Administration*, yang merupakan bagian dari Departemen Energi AS dalam *International Energy Outlook 2005*, memperkirakan konsumsi energi dunia akan meningkat 57% dari tahun 2002 hingga 2025. Permintaan ini merupakan yang tertinggi sejak periode 1975 – 1980. Sebagian besar peningkatan permintaan terjadi di negara – negara berkembang (*emerging markets*). Namun, mayoritas pasokan energi



tersebut masih tergantung pada bahan bakar fosil, yakni batu bara, minyak bumi, dan gas.

Kondisi di Indonesia sejak tahun 1990an produksi minyak mentah Indonesia telah mengalami tren penurunan yang berkelanjutan karena kurangnya eksplorasi dan investasi di sektor ini. Di beberapa tahun terakhir sektor minyak dan gas negara ini sebenarnya menghambat pertumbuhan PDB. Target-target produksi minyak, ditetapkan oleh Pemerintah setiap awal tahun, tidak tercapai untuk beberapa tahun berturut-turut karena kebanyakan produksi minyak berasal dari ladang-ladang minyak yang sudah menua. Saat ini, Indonesia memiliki kapasitas penyulingan minyak yang kira-kira sama dengan satu dekade lalu, mengindikasikan bahwa ada keterbatasan perkembangan dalam produksi minyak, yang menyebabkan kebutuhan saat ini untuk mengimpor minyak demi memenuhi permintaan domestik. Cadangan minyak di Indonesia diperkirakan hanya cukup untuk memenuhi konsumsi selama 18 tahun mendatang. Sementara itu, cadangan gas cukup untuk 60 tahun dan batu bara sekitar 150 tahun.

Melihat kondisi tersebut, pemerintah telah mengumumkan rencana untuk mengurangi ketergantungan Indonesia pada bahan bakar minyak dengan mengeluarkan Peraturan Presiden Republik Indonesia Nomor 5 tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional untuk mengembangkan sumber energi alternatif sebagai pengganti Bahan Bakar Minyak. Walaupun kebijakan tersebut menekankan penggunaan batu bara dan gas sebagai pengganti BBM, kebijakan tersebut juga menetapkan sumber daya yang dapat diperbarui seperti bahan bakar nabati sebagai alternatif



pengganti BBM. Pemerintah Indonesia juga telah memberikan perhatian serius untuk pengembangan bahan bakar nabati (*biofuel*) ini dengan menerbitkan Instruksi Presiden No. 1 Tahun 2006 tertanggal 25 Januari 2006 tentang Penyediaan dan Pemanfaatan Bahan Bakar Nabati (*biofuel*) sebagai Bahan Bakar lain.

Berpijak bahwa Indonesia merupakan negara agraris, tentunya dalam setiap panen raya pertanian tanaman pangan di Indonesia ini selalu membawa hasil sampingan atau limbah pertanian yang cukup besar pula. Setiap tahunnya dihasilkan limbah pertanian yang sangat berlimpah hingga mencapai jutaan ton. Limbah pertanian ini terdiri atas: jerami padi, daun jagung, batang jagung, daun kedelai, daun kacang tanah, dan ubi kayu.

I.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan adalah batang jagung. Jagung (*Zea mays*) merupakan famili Poaceae dan termasuk sebagai salah satu sumber minyak nabati, potensi Jagung di Indonesia cukup besar. Dalam proses pemanenan jagung terdapat limbah antara lain berupa batang jagung yang sampai saat ini belum banyak dimanfaatkan (*Infokom, 2008*). Berikut adalah daerah sentra penghasil jagung.

No	Provinsi	Produksi (Ton)					Rata-rata (ton)
		2012	2013	2014	2015	2016	
1.	Jawa Timur	6.295.301	5.760.959	5.737.382	6.131.163	6.278.264	6.040.614
2.	Jawa Tengah	3.041.630	2.930.911	3.051.516	3.212.391	3.574.331	3.162.156



3.	Lam pung	1.760. 275	1.760. 278	1.719.3 86	1.502.80 0	1.720.1 96	1.692.5 87
4.	Sula wesi Selat an	1.515. 329	1.250. 202	1.490.9 91	1.528.41 4	2.066.1 25	1.570.0 12
5.	Sula wesi Utar a	1.347. 124	1.183. 011	1.159.7 95	1.519.40 7	1.557.4 63	1.353.3 60
6.	Jawa Barat	1.028. 653	1.101. 998	1.047.0 77	959.933	1.630.2 38	1.153.5 80
7.	Nusa Teng gara Barat	642. 674	633.77 3	785.864	959.973	1.278.2 71	860.111
8.	Goro ntalo	644.7 54	669.09 4	719.780	643.512	911.35 0	717.698
9.	Nusa Teng gara Timu r	629.3 86	707.64 2	647.108	685.081	688.43 2	671.530
10.	Sum atera Barat	495.4 97	547.41 7	605.352	602.549	711.51 8	592.467
11.	Lain nya	1.986. 399	1.966. 568	2.044.1 75	1.867.21 2	3.163.2 09	2.205.5 13
	Indo nesia	19.38 7.022	18.511 .853	19.008. 426	19.612.4 35	23.578. 399	20.019. 627

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2018)

1.1.4 Kebutuhan, Aspek Pasar

Bioetanol merupakan salah satu produk biofuel yang cukup penting dalam industri karena kegunaannya yang dicampur dengan bensin atau digunakan secara murni sebagai bahan bakar yang ramah lingkungan. Penggunaan bioetanol dapat berkontribusi untuk pengurangan gas CO₂.



dan emisi partikulat, selain itu pembakaran yang dihasilkan memiliki emisi NOx lebih rendah, dan bebas dari sulfur dioksida. Kebutuhan Bioetanol di Indonesia mulai dari tahun 2009 sampai tahun 2015 dapat dilihat pada **Tabel 1.2** dan **Tabel 1.3** data produksi, impor dan ekspor Bioetanol di Indonesia yaitu sebagai berikut :

Tabel I.2 Data Produksi Bioetanol di Indonesia (Kg/Tahun)

No.	Tahun	Kapasitas Produksi (Kg/Tahun)
1.	2009	40.558.763,55
2.	2010	31.980.000,00
3.	2011	84.399.280,77
4.	2012	81.835.304,87
5.	2013	57.324.715,00
6.	2014	107.869.288,00
7.	2015	115.142.645,00

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2018)

Tabel I.3 Data Impor dan Ekspor Bioetanol di Indonesia (Kg/Tahun)

No.	Tahun	Kebutuhan (Kg/Tahun)	
		Impor	Ekspor
1.	2009	95.394	26.372.138
2.	2010	180.284	38.972.371
3.	2011	620.150	63.606.076
4.	2012	121.413	46.800.036
5.	2013	358.957	67.993.751
6.	2014	1.291.414	73.943.346
7.	2015	134.976	52.654.444

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2018)

Dengan pertimbangan untuk mengurangi jumlah impor yang semakin meningkat, maka direncanakan

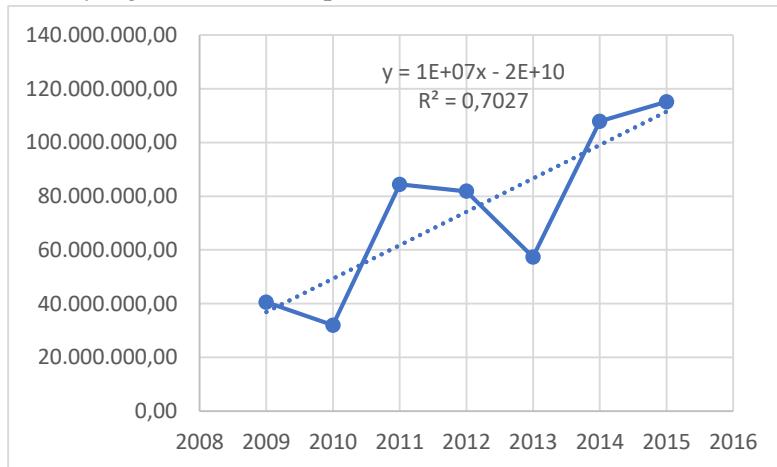


pendirian pabrik Bioetanol baru di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan Bioetanol dalam negeri dipandang cukup strategis.

1.1.5 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi suatu pabrik merupakan hal yang mendasar dan sangat penting karena hal tersebut memiliki faktor yang sangat berpengaruh dalam perhitungan teknis dan analisis ekonomi suatu pabrik. Untuk memproduksi bioetanol hal yang harus diketahui adalah jumlah produksi bioetanol selama beberapa periode. Oleh karena itu untuk menentukan kapasitas pabrik bioetanol dapat ditentukan melalui data produksi bioetanol di Indonesia.

Berdasarkan **Tabel I.2** dan **Tabel I.3** dapat diambil data untuk penentuan kapasitas produksi pabrik bioetanol yang akan didirikan pada tahun 2020.

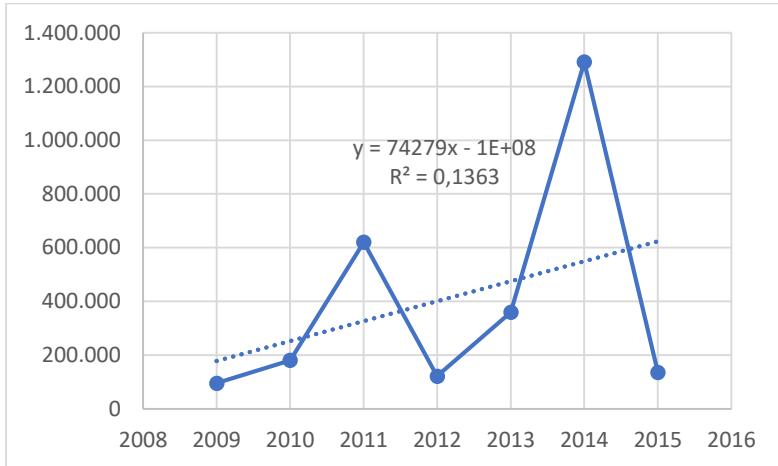


Grafik I.1 Perkembangan Produksi Eтанол di Indonesia



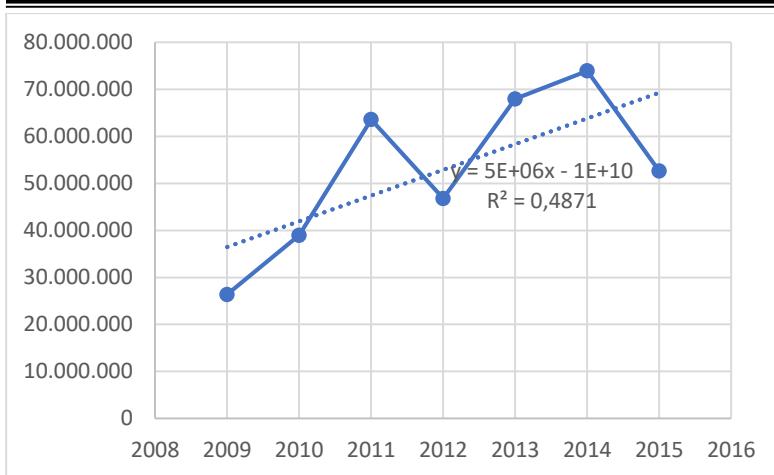
- Produksi Etanol di Indonesia pada tahun 2020, dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned}y &= 10.000.000 \text{ (2020)} - 20.000.000.000 \\&= 200.000.000 \text{ Kg}\end{aligned}$$



Grafik I.2 Perkembangan Impor Etanol di Indonesia

- Impor Etanol Indonesia pada tahun 2020, dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut.
- $$\begin{aligned}y &= 74.279 \text{ (2020)} - 100.000.000 \\&= 50.043.580 \text{ Kg}\end{aligned}$$



Grafik I.3 Perkembangan Ekspor Etanol di Indonesia

- Ekspor Etanol di Indonesia pada tahun 2020, dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned}y &= 5.000.000 (2020) - 10.000.000.000 \\&= 100.000.000 \text{ Kg}\end{aligned}$$

- Konsumsi Bioetanol
= (Produksi + Import) – (Ekspor)
= (200.000.000 + 50.043.580) – (100.000.000)
= 150.043.580 Kg

Berdasarkan kebutuhan pasar, kapasitas pabrik Bioetanol yang akan berdiri pada tahun 2020, memiliki kapasitas pabrik sebesar 30.000 ton/tahun, dengan pertimbangan mengambil 20% dari kebutuhan etanol pada tahun 2020.

- Kapasitas Produksi Pabrik Bioetanol
= 20% dari Konsumsi Bioetanol
= 20% x 150.043.580
= 30.008.716 Kg
= 30.000 Ton



1.1.6 Penentuan Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik sangat penting karena akan mempengaruhi jalannya proses produksi. Pabrik Bioetanol dari batang jagung ini akan didirikan di provinsi Jawa Timur, tepatnya di kabupaten Tuban dengan pertimbangan sebagai berikut.

1. Ketersediaan air

Air merupakan hal terpenting pada suatu pabrik. Kebutuhan air pabrik meliputi air pendingin proses, air umpan boiler, air konsumsi umum dan sanitasi serta air pemadam apabila terjadi kecelakaan. Pada daerah Tuban ketersediaan air sangat berlimpah dan pada pabrik ini menggunakan sumber air dari pantai utara Pulau Jawa.

2. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan faktor utama dalam kelangsungan operasi suatu pabrik. Bahan baku dari pabrik bioetanol adalah batang jagung. Berdasarkan **Tabel I.4** Tuban merupakan daerah penghasil Jagung terbesar di Jawa Timur.

3. Transportasi

Transportasi bahan baku, bahan pendukung, maupun produk hasil produksi cukup mudah. Di sekitar Tuban telah memiliki sarana transportasi yang memadai, baik itu jalur darat maupun jalur laut karena berdekatan dengan pelabuhan.

**Tabel I.4** Produksi Jagung di Jawa Timur Tahun 2016

Kota	Produksi (ton)
Tuban	526.515
Jember	402.031
Lamongan	378.977
Malang	344.140
Sumenep	339.183
Blitar	316.797

(Sumber : Badan Pusat Statistik Jawa Timur)

Limbah batang jagung di Indonesia cukup besar, sehingga dapat dimanfaatkan sebagai salah satu energi alternatif. Penggunaan batang jagung sebagai bahan baku pembuatan bioetanol merupakan salah satu cara untuk memenuhi kebutuhan energi di Indonesia karena kandungan selulosanya cukup besar, yakni 45%.

1.2 Dasar Teori

1.2.1 Bioetanol

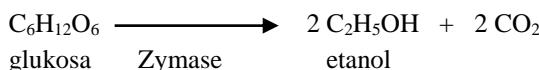
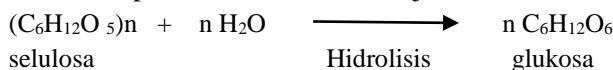
Bioetanol adalah fermentasi alkohol. Hal itu mengacu pada etil alkohol (etanol) yang diproduksi dengan proses fermentasi mikroba, berkebalikan dengan etanol yang diproduksi dengan cara sintetis yang bersumber dari petrokimia. Bioetanol diproduksi melalui distilasi pencucian etanol yang berasal dari fermentasi gula yang bersumber dari biomassa (Walker, 2010).

Bioetanol berasal dari proses fermentasi beberapa bahan yang mengandung gula. Banyaknya dan beragam bahan baku yang digunakan dalam pembuatan etanol melalui proses fermentasi dapat dikelompokkan dalam tiga jenis bahan baku pertanian :



1. Bahan-bahan berserat (selulosa), misalnya dari limbah batang jagung, ampas tebu, jerami, eceng gondok, kayu, dan limbah pertanian yang mengandung sellulosa. Bahan-bahan berserat harus dikonversikan menjadi gula terlebih dahulu, umumnya dengan menggunakan asam mineral. Begitu gula sederhana terbentuk, enzim dari ragi dapat dengan mudah memfermentasikannya menjadi etanol (Othmer, 1997).

Reaksi perubahan selulosa menjadi etanol :



2. Bahan-bahan yang mengandung gula, misalnya nira, legen, tetes dan sebagainya. Penggunaan paling besar dari gula untuk fermentasi adalah dari molasesnya yang mengandung kira – kira 35 – 48 % berat sukrosa, 15 – 20 % berat gula invers seperti glukosa dan fruktosa, dan 28 – 48 % berat padatan non gula, difermentasi pada suhu 20–32° C selama ± 1 – 3 hari (Faith, 1975).

Reaksi Fermentasi dari gula :



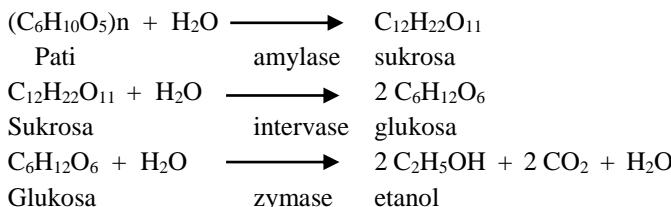
Yield yang dihasilkan dari proses fermentasi ini ± 90%

3. Bahan-bahan berpati, misalnya dari biji-bijian (jagung, beras, sorghum, dan lain-lain) atau dari umbi-umbian (kentang, ubi jalar, ubi kayu dan lain-lain). Bahan baku



ini terlebih dahulu dihidrolisis menjadi gula/sukrosa dengan bantuan enzym (Othmer, 1997).

Reaksi :



1.2.2 Jagung

Jagung merupakan tanaman semusim determinat, dan satu siklus hidupnya diselesaikan dalam 80-150 hari. Paruh pertama dari siklus merupakan tahap pertumbuhan vegetatif dan paruh kedua untuk pertumbuhan generatif. Tanaman jagung merupakan tanaman tingkat tinggi dengan klasifikasi sebagai berikut :

Kingdom	:	Plantae
Divisio	:	Spermatophyta
Sub divisio	:	Angiospermae
Kelas	:	Monocotyledoneae
Ordo	:	Poales
Familia	:	Poaceae/Gramineae
Genus	:	Zea
Spesies	:	Zea mays L

(Iriany & Yasin, 2007)

Berdasarkan temuan-temuan 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)

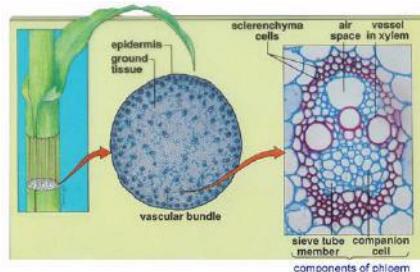


sekitar 7.000 tahun yang lalu, dan mencapai daerah pegunungan di selatan Peru pada 4.000 tahun yang lalu (Kusumawardani & Arisandi, 2014).

Selain sebagai sumber karbohidrat, jagung juga merupakan sumber protein. Jagung kaya akan komponen pangan fungsional, termasuk serat pangan yang dibutuhkan tubuh, asam lemak esensial, isoflavon, mineral (Ca, Mg, K, Na, P dan Fe), antosianin dan betakaroten. Jagung juga mengandung pati relatif tinggi, sehingga dapat digunakan sebagai bahan baku penghasil bioetanol dengan cara fermentasi (Iriany & Yasin, 2007).

Batang Jagung (Caulis)

Tanaman jagung mempunyai batang yang tidak bercabang, berbentuk silindris, dan terdiri atas sejumlah ruas dan buku ruas. Pada buku ruas terdapat tunas yang berkembang menjadi tongkol. Dua tunas teratas berkembang menjadi tongkol yang produktif. Batang memiliki tiga komponen jaringan utama, yaitu kulit (epidermis), jaringan pembuluh (bundles vaskuler), dan pusat batang (pith). Bundles vaskuler tertata dalam lingkaran konsentris dengan kepadatan bundles yang tinggi, dan lingkaran-lingkaran menuju perikarp dekat epidermis. Kepadatan bundles berkurang begitu mendekati pusat batang. Konsentrasi bundles vaskuler yang tinggi di bawah epidermis menyebabkan batang tahan rebah. Genotipe jagung yang mempunyai batang kuat memiliki lebih banyak lapisan jaringan sklerenkim berdinding tebal di bawah epidermis batang dan sekeliling bundles vaskuler.



Gambar I.1 Anatomi Batang Jagung

Secara umum batang tersusun atas epidermis yang berikutikula dan kadang terdapat stomata, system jaringan dasar berupa korteks dan empulur, dan jaringan pengangkut (xylem dan floem). Untuk jaringan pengangkut tersusun dalam berkas-berkas dan tersebar di seluruh permukaan batang. Di antara berkasberkas pengangkut tersebut dikelilingi oleh jaringan parenkim. Daerah parenkim kortek banyak ditemukan variasi sel parenkim baik sebagai parenkim penimbun, sel batu ataupun parenkim kelenjar. Sel dan kelenjar minyak, sel dan ruang lendir, benda benda ergastik banyak ditemukan di daerah kortek ini. Sel sklerenkim (serabut) dan sel sklerida (sel batu). (<http://id.wikipedia.org/wiki/Jagung>)



Gambar I.2 Batang Jagung



1.3 Sifat Fisika dan Kimia

1.3.1 Bahan Baku Utama

Tabel I.5 Kandungan Batang Jagung

Kandungan	Komposisi
Selulosa	42,6 %
Hemiselulosa	21,3 %
Lignin	8,3 %

(Sarkar, Ghosh, Bannerjee, & Aikat, 2012)

1. Selulosa ((C₆H₁₀O₅)n)

Komponen utama penyusun jaringan sel tumbuh-tumbuhan pada umumnya adalah selulosa.

❖ Sifat Fisika

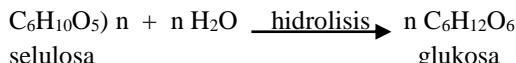
- Mempunyai serat berwarna putih
 - Tidak larut dalam air
 - Selulosa mempunyai rumus molekul $2(C_6H_{10}O_5)_n$, dengan n adalah derajat polimerisasi. Panjang suatu rangkaian selulosa tergantung pada derajat polimerisasinya. Semakin panjang suatu rangkaian selulosa, maka rangkaian selulosa tersebut mempunyai serat yang lebih kuat, lebih tahan terhadap pengaruh bahan kimia, cahaya dan mikroorganisme.

(Fieser & Fieser, 1960)

❖ Sifat Kimja

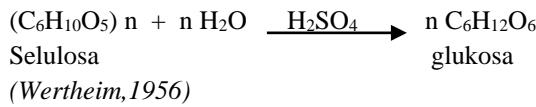
- Polimer alam berupa zat karbohidrat (polisakarida)
 - Terhidrolisa dalam uap air panas menjadi glukosa
$$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ n} + \text{n H}_2\text{O} \xrightarrow{\text{hidrolisis}} \text{n C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$$

selulosa glukosa





- Terhidrolisa dalam larutan asam membentuk glukosa



- Bereaksi dengan asam asetat membentuk selulosa asetat.
- Beraksi dengan asam nitrat membentuk selulosa nitrat.

(Meyer & Lilian, 1960)

1.3.2 Bahan Baku Pendukung

1. Asam Sulfat (H_2SO_4)

❖ Sifat Fisika Kimia :

- Korosif dan reaktif
- *Specific Gravity* = 1,84
- Titik leleh = 10,31°C
- Titik didih = 337°C
- Tidak berwarna atau berwarna coklat tua (tergantung kemurnian)
- Larut dalam air

❖ Kegunaan

- Untuk menurunkan pH menjadi 4-5 pada proses sakarifikasi
(Lide, 2004) dan (MSDS H_2SO_4)

2. Kalsium Karbonat ($CaCO_3$)

❖ Sifat Fisika Kimia :

- Bubuk putih halus tidak berbau
- Densitas = 2,711 g/cm³
- BM = 100,087 g/mol
- Titik lebur = 1339°C



- Titik didih = mengurai
- $K_{sp} = 4,8 \times 10^{-9}$

❖ Kegunaan :

- Menetralisasi kelebihan H_2SO_4 pada hidrolisat
- Bereaksi dengan H_2SO_4 membentuk kristal – kristal gypsum

1.3.3 Produk

1.3.3.1 Produk Utama

1. Bioetanol (C_2H_5OH)

❖ Sifat Fisika Kimia

- | | |
|-------------------|--------------|
| - BM | : 46 g/mol |
| - Densitas | : 0,785 g/ml |
| - Titik Didih | : 78,4°C |
| - Titik Nyala | : 13°C |
| - Titik Beku | : -112,4°C |
| - Indeks Bias | : 1,3633 |
| - Panas Evaporasi | : 204 cal/g |
| - Viskositas | : 0,0122 |

Sumber : Badan Standarisasi Nasional

❖ Kegunaan

Etanol 95 - 96%, disebut dengan “etanol berhidrat”, yang dibagi dalam:

- Technical/raw spirit grade, digunakan untuk bahan bakar spiritus, minuman, desinfektan, dan pelarut.
- Industrial grade, digunakan untuk bahan baku industri dan pelarut.
- Potable grade, untuk minuman berkualitas tinggi.

Etanol > 99,5%, digunakan untuk bahan bakar. Jika dimurnikan lebih lanjut dapat digunakan untuk keperluan farmasi dan pelarut di laboratorium



analisis. Etanol ini disebut dengan dengan *Fuel Grade Ethanol* (FGE) atau *anhydrous ethanol* (etanol anhidrat) atau etanol kering, yakni etanol yang bebas air atau hanya mengandung air minimal.

1.3.3.2 Produk Samping

1. Karbondioksida (CO_2)

❖ Sifat Fisika

- Rasa asam
- Temperatur Kritis = $31,1^\circ\text{C}$
- Tekanan Kritis = 734 kPa
- Zat tak berwarna dan tak berbau
- Sedikit larut dalam air
- Viskositas 0,07 cp pada -78°C
- Keasaman (pKa) = 6,35 & 10,33
- Kelarutan dalam air = 1,45 g/l

❖ Sifat Kimia

- BM = 44 g/mol
- Momen dipole : nol
- Bentuk molekul = linear
- Kereaktifan : Tidak reaktif / inflammable

2. Lignin

❖ Sifat Fisika

- Berupa padatan
- Berwarna Coklat

❖ Sifat Kimia

- Terdegradasi oksidatif menjadi vanilin (antibiotik turunan) dengan menggunakan NaOH dan nitrobenzena

3. Kalsium Sulfat (CaSO_4)

❖ Sifat Fisika Kimia

- BM = 136,14 g/mol



- Padatan putih
- Kepadatan = $2,96 \text{ g/cm}^3$
- Titik lebur = 1460°C
- Kelarutan dalam air = $0,0021 \text{ g/100ml}$
- $K_{sp} = 2,4 \times 10^{-5}$
- Larut dalam gliserol

4. H_2O

❖ Sifat Fisika Kimia

- Cairan Jernih
- $BM = 18,0153 \text{ g/mol}$
- Titik Didih = 100°C
- Titik Beku = 0°C
- Densitas = $0,998 \text{ g/cm}^3$

1.4 Kegunaan Bioetanol

Bioetanol adalah hasil konversi dari bahan baku patipatian, selulosa (berasal dari tumbuh-tumbuhan) yang mempunyai kegunaan dan nilai jual yang sangat tinggi . Kegunaan Bioetanol antara lain :

❖ Dalam Industri Kimia

1. Sebagai bahan baku (raw material) untuk membuat senyawa kimia lain seperti : Asetaldehid, Etil Asetat, Asam Asetat, Etilene Dibromida, Glycol, Etil Klorida, dan semua Etil ester.
2. Bahan pembuat minuman keras (minuman beralkohol).
3. Bahan pelarut organik. Sebagai bahan pelarut dalam pembuatan cat, dan bahan-bahan komestik.

❖ Bidang Kedokteran

1. Sebagai bahan antiseptik.



-
- 2. Sebagai pelarut dan reagensia dalam laboratorium dan industri.
 - 3. Sebagai cairan pengisi termometer karena etanol membeku pada suhu - 114°C.
- ❖ **Bahan Bakar Alternatif**
Gasohol merupakan bahan bakar ramah lingkungan yang dibuat dari campuran gasoline dan etanol

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

2.1 Macam Proses

Menurut *Othmer (2007)*, pembuatan bioetanol secara komersial dapat dilakukan dengan dua cara berdasarkan karakteristik biomassanya, yaitu :

1. Pembuatan bioethanol dengan proses hidrolisa dan fermentasi dari bahan gula atau molasses dan tanaman berpati.
2. Pembuatan bioethanol dengan proses hidrolisa dan fermentasi dari bahan lignoselulosa.

2.1.1 Pembuatan Bioetanol dari Bahan Gula atau Molasses dan Tanaman Berpati.

Di antara mikroorganisme etanol merupakan produk peragian gula yang paling tersebar luas. Produsen utama alkohol ialah ragi terutama dari stam *Saccharomyces cerevisiae*. Ragi – ragi seperti juga kebanyakan fungi merupakan organisme bernafas aerob; dalam lingkungan terisolasi dari udara, organisme ini meragikan karbohidrat menjadi etanol dan karbondioksida.

Pada proses fermentasi, bahan baku untuk pembuatan etanol dapat berupa jenis karbohidrat, jenis pati-pati (*starch*) ataupun bahan berserat dan juga bahan-bahan yang mengandung gula.

➤ Pembuatan Etanol dari Gula

Sebelum akhir tahun 1970-an, gula yang paling banyak digunakan dalam fermentasi etanol adalah molases *blackstrap*, yang mana mengandung 35-40% berat sukrosa, 15-20% berat gula *invert* seperti glukosa dan fruktosa, dan 28-35% berat padatan non-gula. *Blackstrap* (berasal dari bahasa Jawa dan Belanda, *stroop*, yang berarti sirup) yang

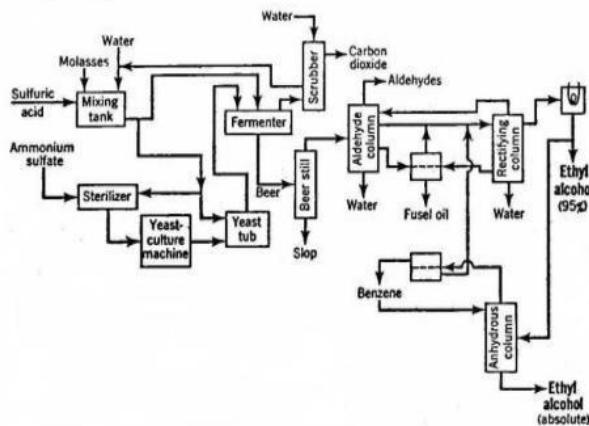


dikumpulkan merupakan *by-product* dari pembuatan gula tebu. Molases diencerkan hingga menjadi *mash* yang mengandung sekitar 10-20% berat gula. Setelah pH *mash* diatur menjadi sekitar 4-5 dengan asam mineral, kemudian diinokulasikan dengan ragi, dan fermentasi dilakukan secara nonaseptik pada 20-32°C selama 1-3 hari. Alkohol yang terfermentasikan, yang biasanya mengandung sekitar 6-10% berat etanol, kemudian dikirim menuju *plant* bagian purifikasi dan *recovery* produk.

Fermentasi langsung cairan tebu, bit gula, molases bit (*by-product* dari pembuatan gula bit), buah segar dan kering, sorgum, *whey*, dan susu skim dipertimbangkan sebagai bahan baku dalam pembuatan etanol, namun tidak ada dari bahan baku tersebut dapat bersaing secara ekonomis dengan molases. Meskipun pembuatan etanol dari produk limbah yang mengandung gula dari industri buah menjadi operasi yang sangat diinginkan, umumnya bertujuan untuk mengurangi aliran polusi dalam lingkungan *plant* pengalengan, produksi tersebut memakan biaya karena kebutuhan untuk menghilangkan kadar air (yang dapat mencapai 97%) yang terkandung dalam produk limbah (Othmer, 2007).



From Sugar by Fermentation



Gambar 2.1 Proses Pembuatan Ethanol dari *Blackstrap Molasses*

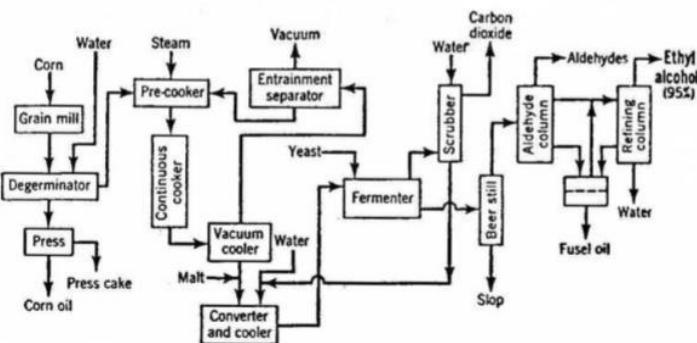
➤ Pembuatan Etanol dari Pati, Produksi Bioetanol dari Biji Jagung

Sekitar 66% produksi jagung digunakan untuk makanan dan pakan dan 5% digunakan untuk membuat alkohol. Sejumlah proses *batch* dan proses kontinyu telah dikembangkan untuk produksi etanol dari jagung. Pabrik fermentasi konvensional telah memproduksi 76×10^3 m³ etanol anhidrat per tahun dari $816,5 \times 10^3$ kg jagung per hari.

Dalam proses ini, jagung digiling dan dimasak untuk melarutkan dan membuat *gelatinisasi* pati. Enzim α -amilase dan glukoamilase kemudian ditambahkan untuk menghidrolisis pati menjadi monosakarida yang dapat difermentasi. Setelah itu difermentasi menggunakan *yeast* selama 48 jam pada suhu 32°C, sekitar 90% pati terkonversi menjadi etanol. Hasil fermentasi diumparkan ke *beer tank* dimana alkohol (sekitar 50 vol%) didistilasi. Selanjutnya distilasi menghasilkan alkohol 95% (*Ullman, 1976*).



From Starch by Fermentation



Gambar 2.2 Proses Pembuatan Ethanol dari Pati

2.1.2 Pembuatan Bioetanol dari Bahan yang Mengandung Lignoselulosa

Bioetanol dihasilkan dari bahan-bahan yang merupakan tanaman pangan atau merupakan limbah seperti limbah pertanian (bagas, bonggol, batang tanaman), atau cairan limbah sulfit dari gilingan pulp dan kertas.

➤ Bahan-bahan yang mengandung Selulosa

Lebih dari 900×10^6 metrik ton limbah yang mengandung selulosa dihasilkan setiap tahunnya. Teknologi untuk mengkonversikan bahan ini menjadi etanol tersedia, akan tetapi stoikiometri prosesnya merugikan. Bahkan jika setiap tahap dalam proses konversi selulosa menjadi etanol berlangsung dengan yield 100%, hampir $\frac{2}{3}$ dari massa akan hilang selama proses berjalan, sebagian besar sebagai karbon dioksida dalam fermentasi glukosa menjadi etanol. Jumlah karbon dioksida ini mengarah pada masalah pembuangan daripada kondisi bahan baku.

Baik pati maupun selulosa adalah polimer dari glukosa, namun selulosa lebih sulit untuk berhidrolisis menjadi gula. Strukturnya yang lebih menyerupai kristal yang mana melindungi ikatan internal dari hidrolisis, dan selulosa pada tumbuhan dilindungi oleh lignin, bahan



polifenolik yang membentuk suatu sekat di sekitar selulosa sebagai perlindungan terhadap hidrolisis. Limbah selulosa juga mengandung sejumlah tertentu hemiselulosa, yang merupakan polimer dari pentosa. Larutan asam mineral yang digunakan untuk menghidrolisis selulosa menjadi glukosa menghancurkan sebagian besar gula, terutama pentosa, dalam proses. Meski demikian, suatu penelitian tahun 1978 mengklaim bahwa secara teoritis hutan dapat menyediakan 50% minyak dan gas yang digunakan utilitas Amerika Serikat, menggantikan 20% konsumsi bahan bakar fosil tahunan. Meski tidak terdapat bukti yang akurat, akan tetapi penelitian terus berjalan. Suatu proses yang menggunakan hidrolisis temperatur rendah untuk memisahkan limbah selulosa dari kertas telah dilisensikan, dengan tujuan untuk membangun suatu plant di Jerman. Proses menggunakan elektrodialisis daripada dialisis difusi untuk memperoleh kembali asam klorida untuk daur ulang. Cara lain untuk mengurangi biaya konversi limbah selulosa dari kayu, kertas, dan sampah kota menjadi glukosa mencakup penggunaan asam yang lebih rendah korosif dan mengurangi waktu hidrolisis. Salah satu cara untuk membuat limbah selulosa lebih rentan terhadap hidrolisis adalah dengan mengarahkan mereka pada suatu letusan pendek dari radiasi berkas elektron berenergi tinggi. *Hydropulping* bahan baku selulosa mengikuti letusan $10 \mu\text{s}$ dari akselerator berkas elektron $3 \times 10^6\text{--}10^7\text{ eV}$ diklaim mengurangi waktu hidrolisis oleh asam encer dari beberapa jam menjadi beberapa detik.

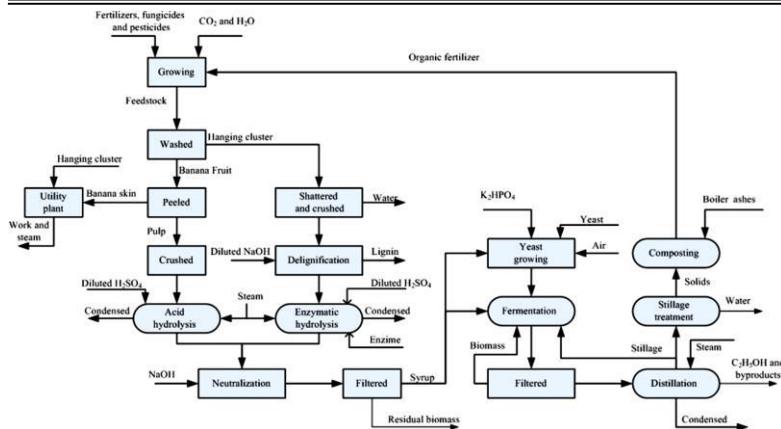
Suatu alternatif untuk hidrolisis asam adalah dengan menggunakan enzim. Meskipun mereka menghindari masalah korosi dan kehilangan produk bahan bakar yang berhubungan dengan hidrolisis asam, enzim memiliki kelemahan tersendiri. Hidrolisis enzimatis melambat ketika produk glukosa berakumulasi dalam tangki reaksi. Hambatan produk akhir ini akhirnya menghentikan hidrolisis kecuali beberapa cara ditemukan mengalirkan



glukosa setelah terbentuk. Pada pertengahan tahun 1978, peneliti dari *Gulf Oil* menjelaskan hidrolisis enzimatik simultan selulosa dan fermentasi glukosa yang dihasilkan menjadi etanol, menghilangkan glukosa setelah terbentuk dan mengatasi masalah penghambatan produk hidrolisis. *Strain* yang dimutasi dari jamur tanah *Trichoderma viride* dapat memproses 15 kali sama banyak selulosa seperti *strain* alami. Dalam beberapa kasus, selulosa dari serbuk gergaji, kulit kayu, dan aliran limbah dari industri pulp dan kertas telah menghasilkan etanol dengan *yield* mendekati 100% dari nilai teoritis. Proses hidrolisis berurutan telah diusulkan, di mana hemiselulosa dihidrolisis menjadi pentosa oleh larutan asam sulfat dan kemudian dipisahkan untuk fermentasi. Sisa lignoselulosa kemudian dilakukan *pretreatment* dengan pelarut *cadoxen* (5-7% kadmium oksida dalam 28% larutan etilendiamina) yang akan memecah lignin sehingga hidrolisis enzim-katalis menjadi glukosa dapat terjadi. Fermentasi pentosa menjadi etanol lebih sulit dan proses ini memungkinkan dua gula difermentasi secara terpisah. Penelitian ini dilakukan pada bakteri rekayasa genetika untuk konversi selulosa. Sebuah *pretreatment* baru untuk sampah kota terdiri dari perendaman limbah dalam amonia cair bertekanan tinggi. Tekanan instan yang dilepaskan membuka struktur serat sehingga enzim dapat lebih mudah menetrasi dan mencerna selulosa. Dilaporkan bahwa terjadi suatu peningkatan sebesar 25% pada jumlah limbah yang dicerna menjadi gula. Ledakan uap dilaporkan menjadi suatu *pretreatment* yang efektif untuk hidrolisis enzimatis kayu dan limbah pertanian (*Othmer, 2007*).

➤ **Produksi Bioetanol dari Buah Pisang beserta Limbahnya**

Menurut *Velásquez-Arredondo et al. (2010)*, proses produksi bioetanol *fuel grade* dari buah pisang beserta limbahnya adalah sebagai berikut:



Gambar 2.3 Proses Pembuatan Etanol Menggunakan Bahan Baku Tanaman Pisang Beserta Limbahnya

Bahan baku berupa buah pisang dan limbah tanaman pisang dicuci dan dikelompokkan terlebih dahulu, di mana buah pisang yang bersifat amilosa dihidrolisis dengan senyawa asam kuat, sedangkan kulit pisang, bonggol pisang, dan residu yang bersifat lignoselulosa dihidrolisis secara enzimatis.

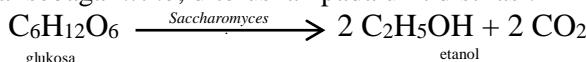
Terdapat dua macam hidrolisis, di mana pada hidrolisis asam, ditambahkan H_2SO_4 encer (1,5%) untuk menurunkan nilai pH campuran menjadi 1,0. Proses dilakukan pada suhu 95°C, selama 10 jam dan di bawah pengadukan kontinyu. Selama proses, sekitar 95% pati dikonversi menjadi glukosa. Sirup gula yang diperoleh kemudian dinetralisasikan hingga mencapai pH untuk proses fermentasi, sehingga ditambahkan NaOH 90% untuk menghasilkan Na_2SO_4 , dan kemudian campuran difiltrasi untuk memisahkan sirup gula dari residu yang terbentuk selama proses.

Sedangkan pada hidrolisis enzimatis, mula-mula bahan baku didelignifikasi terlebih dahulu dengan menggunakan NaOH encer, dengan konsentrasi larutan yang berkisar antara 1-2%. Kemudian dilakukan penambahan



enzim yang bertujuan untuk memecah struktur besar molekul lignoselulosa menjadi selulosa dan hemiselulosa. Sirup gula diperoleh setelah 6 jam pengadukan pada suhu 50°C. Sirup kemudian dinetralisasi dan difiltrasi, yang mana residunya dapat digunakan sebagai bahan bakar atau pupuk organik. Sirup gula kemudian dikondisikan untuk proses fermentasi dengan penambahan mineral dan protein, seperti K₂HPO₄.

Proses fermentasi membutuhkan udara untuk menjamin sekitar 5% dari sirup untuk produksi ragi dalam kondisi aerobik, sisanya digunakan untuk memproduksi etanol. Selama fermentasi, air dingin dapat mempertahankan suhu tetap di bawah 33°C. Sekali proses fermentasi berakhir, suspensi didekantasi, ragi dipisahkan dan dikembalikan dalam tangki penumbuhan ragi, dan substansi sisanya, dikenal sebagai *wine*, diteruskan pada unit distilasi.



Sebelum memasuki unit distilasi, dilakukan proses *preheating wine* terlebih dahulu; dengan menggunakan panas yang dikeluarkan dari distilat dapat meningkatkan efisiensi energi. Sekitar 70% dari distilat diresirkulasikan untuk meningkatkan *yield* proses fermentasi.

Pada unit distilasi pertama, etanol dipekatkan hingga 45% (w/w), *heavy alcohol* dipisahkan dan dikirim ke unit rekuperasi untuk kondensasi. Pada unit retifikasi, etanol dipekatkan hingga 96% (w/w), dan aldehida dipisahkan keluar. Dilakukan *recovery* energi karena air yang digunakan sebagai zat kondensat ditambahkan dalam hidrolisis dengan tujuan untuk mengencerkan H₂SO₄, mengacu pada integrasi *plant* energi.



Pada tahap terakhir, etanol dari unit distilasi akan didehidrasi dengan menggunakan *molecular sieve* untuk memproduksi etanol anhidrat 99,8% (w/w).

2.1.3 Hidrolisis

Hidrolisis meliputi proses pemecahan polisakarida didalam biomassa lignoselulosa, yaitu selulosa dan hemiselulosa menjadi monomer gula penyusunnya. Hidrolisis sempurna selulosa menghasilkan glukosa, sedangkan hemiselulosa menghasilkan beberapa monomer gula pentose (C5) dan heksosa(C6).



Terdapat dua macam proses hidrolisis yang sering digunakan yaitu dengan menggunakan asam dan enzim selulase. Proses hidrolisis tanpa melalui pretreatment diperoleh yield sebesar <20%, sedangkan hasil yield yang diperoleh setelah pretreatment adalah lebih dari 90%.

Hidrolisa Enzim

Proses hidrolisis secara enzimatis biasanya berlangsung pada kondisi yang ringan (pH sekitar 4,80 dan suhu 45–50 dan tidak menimbulkan masalah korosi. Kelebihannya adalah harga enzim cukup mahal. Komponen biaya enzim dapat mencapai 53–65% dari biaya bahan kimia dan biaya bahan kimia sekitar 30% dari biaya total.

Enzim selulase merupakan campuran dari beberapa enzim, Sedikitnya ada tiga kelompok enzim yang terlibat dalam proses hidrolisis selulosa, yaitu :

1. Endoglukanase yang bekerja pada wilayah serat selulosa yang mempunyai kristalinitas rendah untuk memecah selulosa secara acak dan membentuk ujung rantai yang bebas
2. Eksoglukanase atau selobiohidrolase yang mendegradasi lebih lanjut molekul tersebut dengan memindahkan unit-unit selobiosa dari ujung-ujung rantai yang bebas.



3. β -glukosidase yang menghidrolisis selobiosa menjadi glukosa. Jumlah enzim yang diperlukan untuk hidrolisis selulosa berbeda-beda, bergantung pada kadar padatan tidak larut air (*water insoluble solids*) pada bahan yang akan dihidrolisis.

Hidrolisa Asam

Proses hidrolisis selulosa menggunakan asam encer dilakukan pada suhu dan tekanan tinggi dalam waktu yang singkat, beberapa detik sampai beberapa menit, sehingga memungkinkan untuk dilakukan secara kontinu. Proses hidrolisis selulosa menggunakan asam pekat dilakukan pada suhu yang relatif rendah dan tekanan yang diperlukan hanyalah untuk memompa bahan dari satu alat ke alat lain (Demirbas 2005). Waktu reaksi hidrolisis biasanya lebih lama dibanding waktu reaksi menggunakan asam encer. Selanjutnya dijelaskan bahwa metode ini pada umumnya menggunakan asam sulfat pekat yang diikuti pengenceran menggunakan air untuk melarutkan dan menghidrolisis substrat menjadi gula. Berbeda dengan sarkarifikasi menggunakan enzim yang bersifat spesifik, proses sarkarifikasi menggunakan asam bersifat tidak spesifik. Selain glukosa, sarkarifikasi dengan asam dapat menghasilkan produk samping seperti senyawa furan, fenolik, dan asam asetat. (Chandel et al. 2007).

Produk samping tersebut apabila tidak dihilangkan dapat menghambat proses selanjutnya, yakni fermentasi. Sarkarifikasi menggunakan asam juga dapat memicu degradasi glukosa sehingga rendemen glukosa dan etanol menurun. (Howard et al. 2003)

2.2 Seleksi Proses

Dari berbagai macam proses pembuatan etanol, perlu dilakukan suatu pemilihan proses untuk menentukan proses yang paling efisien agar dapat memperoleh hasil yang



semaximal mungkin dalam waktu seminimal mungkin. Seleksi proses tersebut meliputi beberapa faktor, antara lain:

Tabel 2.1 Seleksi Proses Produksi Bioetanol

Parameter	Macam Proses		
	Hidrolisa Enzim	Hidrolisa Asam Pekat	Hidrolisa Asam encer
1. Aspek Teknis			
a. Menggunakan	Enzim selulase	30 – 70 % H ₂ SO ₄	1-2% H ₂ SO ₄
b. Glukosa Yield	75 - 95%	90%	50 – 70%
2. Kondisi Operasi			
a. Suhu (°C)	65	40	215
b. Waktu (Jam)	1 hari	2-6 jam	3 menit

2.3 Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan bioetanol yang digunakan adalah dengan proses hidrolisa menggunakan enzim dengan bahan baku batang jagung. Pemilihan bahan baku batang jagung sendiri didasari oleh kandungan selulosanya yang cukup besar, yakni 45%, selain itu tersedianya bahan baku yang melimpah di Indonesia karena batang jagung sendiri merupakan limbah yang masih belum mempunyai nilai ekonomis yang tinggi.

Dasar penggunaan proses degradasi selulosa dilakukan dengan menggunakan hidrolisa enzim, karena dapat menghasilkan *yield* glukosa 75 - 95%, suhu operasi lebih rendah yaitu sebesar 65°C, tidak adanya masalah korosi yang timbul pada peralatan.

A. Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku berupa batang jagung yang sudah kering diangkut dengan menggunakan *belt conveyor* (J-111) dan *bucket elevator* (J-112) menuju *rotary knife cutter* (C110) untuk digiling dan diperkecil ukurannya. Kemudian



ditampung dalam tangki penyimpanan (F-123), selanjutnya menuju reaktor *prehidrolisis* (R-120) untuk dilakukan *prehidrolisis* dengan menggunakan H_2SO_4 0,2% dengan bantuan *low pressure steam* dan *high pressure steam*. Proses ini berlangsung pada suhu 190°C selama 22 - 30 menit. Batang jagung yang masuk reaktor, di steam dengan *low pressure steam* pada suhu 100°C selama 20 menit, kemudian H_2SO_4 0,2% dimasukkan ke dalam reaktor bersamaan dengan *high pressure steam* sebesar 12,1 atm dan suhu dijaga 190°C selama 2 – 10 menit. H_2SO_4 0,2% diperoleh dari pengenceran H_2SO_4 98% yang dilakukan pada tangki (F-121), kemudian disimpan dalam tangki H_2SO_4 (F-122) baru dialirkan menuju reaktor *prehidrolisis* (R-120).

Proses *prehidrolisis* menghasilkan produk berupa *slurry* yang mempunyai suhu tinggi sebesar 190°C dan tekanan tinggi sebesar 12,1 atm, oleh karena itu perlu untuk diturunkan tekanannya. *Slurry* dari reaktor *prehidrolisis* (R-120) ditampung pada tangki penyimpanan (F-132), kemudian dialirkan menggunakan *screw pump* (L-123) menuju tangki *blowdown tank* (F-124) untuk menurunkan tekanan dengan melepas panas ke atas. *Slurry* yang keluar dari bawah tangki *blowdown tank* (F-124) dialirkan menggunakan *screw pump* (L-125) ke *filter press* (H-221) untuk dipisahkan menjadi fase padat dan fase cair. Fase padat dialirkan menuju tangki pengaduk (M-211). Sedangkan fase cair, dipompa menuju tangki *overliming* (M-142). Di dalam tangki *overliming* (M-142), fase cair yang masih mengandung H_2SO_4 direaksikan dengan menggunakan $Ca(OH)_2$ dan menjadi $CaSO_4$ yang merupakan bahan untuk pembuatan gipsum. Di dalam tangki *overliming* (M-142) pH dijaga di angka 10, dengan waktu tinggal sekitar 60 menit. Setelah itu, fase cair ditampung pada tangki penyimpanan (F-143) sebelum dialirkan menggunakan *screw pump* (L-216) menuju ke tangki *reacidifikasi* (M-146). Di dalam tangki *reacidifikasi* (M-146), fase cair dilarutkan



dengan H_2SO_4 untuk menurunkan pH 10 menjadi pH 4,5 - 5 yang merupakan pH optimum untuk hidrolisis dan fermentasi dan mereaksiakan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ berlebih dari tangki *overliming*, reaksi dibiarkan berlangsung selama 4 jam untuk menunggu kristal gipsum terbentuk dan siap untuk dipisahkan. Fase cair yang telah bereaksi ditampung pada tangki penyimpanan (F-147) yang kemudian dipisahkan dengan menggunakan *filter press* (H-140) untuk menghilangkan kandungan CaSO_4 . Selanjutnya, fase cair yang sudah dinetralisasi dialirkan menuju tangki pengaduk (M-221) untuk dicampur dengan fase padat yang sebelumnya dipisahkan dan dilakukan pengadukan selama 15 menit untuk memperoleh hasil pengadukan yang bagus. Campuran kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan (F-213) menggunakan *screw pump* (L-212) sebelum dialirkan menuju reaktor sarkarifikasi (R-210) untuk proses hidrolisis.

B. Tahap Hidrolisis

Pada reaktor sarkarifikasi (R-210), campuran akan dihidrolisis dengan ditambahkan enzim *cellulase* agar terbentuk glukosa. Reaksi sarkarifikasi berlangsung selama 36 jam, pH 4,8 – 5 dan suhu 65°C. Setelah proses hidrolisis selesai, sirup glukosa dipompa (L-311) menuju tangki penyimpanan sebelum dialirkan menggunakan *screw pump* (L-313) menuju starter (R-310) sebanyak 10% dari total massa hasil hidrolisis, sedangkan 90% dipompa menuju ke fermentor (R-320) untuk proses fermentasi.

C. Tahap Fermentasi

Sirup glukosa dialirkan menggunakan *screw pump* (L-313) menuju starter (R-310) sebanyak 10% dan menuju fermentor sebanyak 90% dimana sebelumnya terlebih dahulu didinginkan menggunakan *cooler* (E-314) hingga suhu 40°C. Pada starter (R-310) ditambahkan medium fermentasi berupa *Z.Mobilis* yang berasal dari tangki penyimpan *Z.mobilis* (F-315) dan ditambahkan nutrient (DAP) dan (CLS) untuk *Z.mobilis* dari tangki penyimpanan



(F-316) dan tangki penyimpanan (F-317). Di dalam *starter* (R-310) dilengkapi coil pendingin yang berfungsi untuk menstabilkan suhu berada pada 32°C. Reaksi yang terjadi di dalam *starter* (R-310) berlangsung selama 24 jam. Sedangkan, sirup glukosa sisanya sebanyak 90% langsung dipompa (L-313) menuju *fermentor* (F-320). Setelah reaksi dalam *starter* (R-310) selesai, selanjutnya *slurry* dialirkan menuju ke *fermentor* (R-320). Proses fermentasi ini dilengkapi dengan pengaduk dan coil pendingin yang berfungsi untuk menjaga suhu dalam *fermentor* (R-320) konstan, yaitu pada suhu optimum 32°C selama 36 jam. Setelah proses fermentasi selesai, suspensi di pompa (L-331) menuju *centrifuge* (H-330) untuk dipisahkan *fase solid* dan *fase liquid*, untuk filtrat yang didapat ditampung dalam tangki *beer* (F-411). Filtrat yang diperoleh dikenal dengan *beer/wine* yang kemudian diteruskan pada kolom distilasi untuk memisahkan campuran etanol dan air menggunakan pompa (L-412).

D. Tahap Pemurnian

Beer hasil filtrat masuk ke dalam distilasi I (D-410), pada kolom destilasi I (D-410) diperoleh etanol dengan kemurnian 68,82% selanjutnya dikondensasi dengan *condensor* (E-413) sampai suhu 82,06°C, kemudian menuju *reflux drum* (F-414) yang kemudian dimurnikan dalam kolom distilasi II (D-420) hingga diperoleh kemurnian 95% kemudian dikondensasi dengan *condensor* (E-422) sampai suhu 82,06°C dan kemudian menuju *reflux drum* (F-423), karena etanol-air merupakan *azeotrop* maka perlu didehidrasi dengan menggunakan *molececular sieve*.

Etanol yang diperoleh dari kolom distilasi dari kolom II kemudian didehidrasi dengan menggunakan *molececular sieve* (D-430), dengan tujuan untuk memperoleh produk akhir berupa etanol dengan kadar



kemurnian 99,8%. Dehidrasi etanol dengan *molececular sieve* dilakukan dengan berdasarkan prinsip adsorpsi.

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas produksi	= 30.000.000 Ton/Tahun Batang Jagung
	= 100.000 kg/hari
Operasi	= 300 hari/tahun; 24 jam/hari
Basis waktu	= 1 hari
Bahan baku	= 348.903 kg/hari = 104.670.852 kg/tahun
	Batang Jagung
Satuan massa	= kilogram (kg)

Tabel 3.1 Neraca Massa pada *Rotary Knife Cutter* (C-110)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <1>		Aliran <2>	
C ₆ H ₁₀ O ₅	143050,16	C ₆ H ₁₀ O ₅	143050,16
C ₅ H ₈ O ₄	117580,26	C ₅ H ₈ O ₄	117580,26
Lignin	30354,55	Lignin	30354,55
Ash	17096,24	Ash	17096,24
Others	40821,63	Others	40821,63
Total	348902,84	Total	348902,84

Tabel 3.2 Neraca Massa pada Reaktor *Prehidrolisa* (R-120)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <2>		Aliran <6>	
C ₆ H ₁₀ O ₅	143050,16	C ₆ H ₁₂ O ₆	11126,086
C ₅ H ₈ O ₄	117580,26	G. Oligomer	1112,609
Lignin	30354,55	C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,951
Ash	17096,24	C ₅ H ₁₀ O ₅	120252,031



Others	40821,63	X. Oligomer	3340,334
	348902,84	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506
Aliran <4>		Lignin	28836,820
H ₂ O	768229,239	<i>Soluble lignin</i>	1517,727
H ₂ SO ₄	29595,255	<i>Ash</i>	17096,239
	797824,494	<i>Others</i>	40821,632
Aliran <3>		H ₂ O	770004,594
LP steam	5427,378	H ₂ SO ₄	29595,255
Aliran <5>		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1056,980
HP steam	10854,755	Furfural	4275,702
Total	1163009,467	Total	1163009,467

Tabel 3.3 Neraca Massa pada Blodown Tank (F-134)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <6>		Aliran <7>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11126,08588	1 H ₂ O	109314,8687
G. Oligomer	1112,608588	2 Furfural	2608,178061
			111923,0467
C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506	Aliran <8>	
C ₅ H ₁₀ O ₅	120252,0314	C ₆ H ₁₂ O ₆	11126,08588
X. Oligomer	3340,334205	G. Oligomer	1112,608588
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506
Lignin	28836,81972	C ₅ H ₁₀ O ₅	120252,0314
<i>Soluble lignin</i>	1517,727354	X. Oligomer	3340,334205
<i>Ash</i>	17096,23916	<i>Soluble lignin</i>	1517,727354



<i>Others</i>	40821,63227	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
H ₂ O	770004,5939	Lignin	28836,81972
H ₂ SO ₄	29595,25541	<i>Ash</i>	17096,23916
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1056,979869	<i>Others</i>	40821,63227
Furfural	4275,701739	H ₂ O	660689,7253
		H ₂ SO ₄	29595,25541
		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1056,979869
		Furfural	1667,523678
Total	1163009,467	Total	1163009,467

Tabel 3.4 Neraca Massa pada *Filter Press* (H-130)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <8>		Aliran <10>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11126,08588	C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506
G. Oligomer	1112,608588	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506	Lignin	28836,81972
C ₅ H ₁₀ O ₅	120252,0314	<i>Ash</i>	17096,23916
X. Oligomer	3340,334205	<i>Others</i>	40821,63227
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	C ₆ H ₁₂ O ₆	111,2608588
Lignin	28836,81972	G. Oligomer	11,12608588
<i>Soluble lignin</i>	1517,727354	<i>Soluble lignin</i>	15,17727354
<i>Ash</i>	17096,23916	C ₅ H ₁₀ O ₅	1202,520314
<i>Others</i>	40821,63227	X. Oligomer	33,40334205
H ₂ O	660689,7253	H ₂ O	13352,35216
H ₂ SO ₄	29595,25541	H ₂ SO ₄	295,9525541
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1056,979869	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	10,56979869



Furfural	1667,523678	Furfural	16,67523678
	1051086,42		235777,1858
Aliran <9>		Aliran <11>	
H ₂ O	674545,4906	C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,82502
		G. Oligomer	1101,482502
		<i>Soluble lignin</i>	1502,55008
		C ₅ H ₁₀ O ₅	119049,5111
		X. Oligomer	3306,930863
		H ₂ O	1321882,864
		H ₂ SO ₄	29299,30285
		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,410071
		Furfural	1650,848441
Total	1725631,91	Total	1725631,91

Tabel 3.5 Neraca Massa pada Tangki *Overliming* (M-142)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <11>		Aliran <13>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,8250	C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,82502
G.	2	G.	
Oligomer	1101,48250	Oligomer	1101,482502
<i>Soluble lignin</i>	2	<i>Soluble lignin</i>	1502,55008
C ₅ H ₁₀ O ₅	1502,55008	C ₅ H ₁₀ O ₅	119049,5111
X.	119049,5111	X.	
Oligomer	3306,93086	Oligomer	3306,930863
H ₂ O	1321882,86	H ₂ O	1332646,528
	4		9



	29299,3028		
H ₂ SO ₄	5	H ₂ SO ₄	0
	1046,41007		
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,410071
	1650,84844		
Furfural	1	Furfural	1650,848441
	1489854,72		
	5	Ca(OH) ₂	15112,19113
Aliran <12>		CaSO ₄	40669,81463
	37246,3681		
Ca(OH) ₂	1		
Total	1527101,09	Total	1527101,093

Tabel 3.6 Neraca Massa pada Tangki Reacidifikasi (M-145)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <13>		Aliran <15>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,82502	C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,82502
G.		G.	
Oligomer	1101,482502	Oligomer	1101,482502
<i>Soluble lignin</i>	1502,55008	<i>Soluble lignin</i>	1502,55008
C ₅ H ₁₀ O ₅	119049,5111	C ₅ H ₁₀ O ₅	119049,5111
X.		X.	
Oligomer	3306,930863	Oligomer	3306,930863
	1332646,528		1339995,461
H ₂ O	9	H ₂ O	1
H ₂ SO ₄	0	H ₂ SO ₄	0
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,410071	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,410071



Furfural	1650,848441	Furfural	1650,848441
Ca(OH) ₂	15112,19113	Ca(OH) ₂	0
CaSO ₄	40669,81463	CaSO ₄	68437,2809
Aliran <14>	1527101,093		
H ₂ SO ₄	20004,2073		
Total	1547105,3	Total	1547105,3

Tabel 3.7 Neraca Massa pada *Filter Press* (H-140)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <15>		Aliran <17>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,82502	C ₆ H ₁₂ O ₆	7
G.		G.	1090,46767
Oligomer	1101,482502	Oligomer	7
<i>Soluble lignin</i>	1502,55008	<i>Soluble lignin</i>	1487,52457
C ₅ H ₁₀ O ₅	119049,5111	C ₅ H ₁₀ O ₅	117859,016
X.		X.	3273,86155
Oligomer	3306,930863	Oligomer	4
	1339995,461		1326595,50
H ₂ O	1	H ₂ O	6
H ₂ SO ₄	0	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1035,94597
			1634,33995
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,410071	Furfural	7
Furfural	1650,848441		1463881,33
Ca(OH) ₂	0		9
CaSO ₄	68437,2809	Aliran <16>	



BAB III NERACA MASSA

		CaSO ₄	68437,2808 5
		C ₆ H ₁₂ O ₆	110,148250 2
		G.	11,0148250 2
		Oligomer	
		<i>Soluble lignin</i>	
		C ₅ H ₁₀ O ₅	15,0255008 1190,49511 1
		X.	33,0693086 3
		Oligomer	13399,9546 1
		H ₂ O	10,4641007 1
		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	16,5084844 1
		Furfural	
Total	1547105,3	Total	1547105,3

Tabel 3.8 Neraca Massa pada Tangki Pengaduk (M-211)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <17>		Aliran <18>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	10904,67677	C ₆ H ₁₂ O ₆	11015,93763
G. Oligomer	1090,467677	G. Oligomer	1101,593763
<i>Soluble lignin</i>	1487,524579	<i>Soluble lignin</i>	1502,701853
C ₅ H ₁₀ O ₅	117859,016	C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506
X. Oligomer	3273,861554	C ₅ H ₁₀ O ₅	119061,5363
H ₂ O	1326595,506	X. Oligomer	3307,264897



BAB III NERACA MASSA

C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1035,94597	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
Furfural	1634,339957	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,515769
	1463881,339	Lignin	28836,81972
Aliran <10>		<i>Ash</i>	17096,23916
C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506	<i>Others</i>	40821,63227
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	H ₂ O	1339947,859
Lignin	28836,81972	H ₂ SO ₄	295,9525541
<i>Ash</i>	17096,23916	Furfural	1651,015194
<i>Others</i>	40821,63227		
C ₆ H ₁₂ O ₆	111,2608588		
G. Oligomer	11,12608588		
<i>Soluble lignin</i>	15,17727354		
C ₅ H ₁₀ O ₅	1202,520314		
X. Oligomer	33,40334205		
H ₂ O	13352,35216		
H ₂ SO ₄	295,9525541		
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	10,56979869		
Furfural	16,67523678		
Total	1699658,525	Total	1699658,525

Tabel 3.9 Neraca Massa pada Reaktor Sakarifikasi (R-210)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <18>		Aliran <20>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11015,93763	C ₆ H ₁₂ O ₆	14315,10343
G. Oligomer	1101,593763	G. Oligomer	692,5305002



<i>Soluble lignin</i>	1502,701853	<i>Soluble lignin</i>	150,2701853
C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506	C ₆ H ₁₀ O ₅	628,9629628
C ₅ H ₁₀ O ₅	119061,5363	C ₅ H ₁₀ O ₅	11906,15363
X. Oligomer	3307,264897	X. Oligomer	330,7264897
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	C ₅ H ₈ O ₄	293,9506427
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,515769	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	165,9760389
Lignin	28836,81972	Lignin	2883,681972
Ash	17096,23916	Ash	1709,623916
Others	40821,63227	Others	4082,163227
H ₂ O	1339947,859	H ₂ O	132612,0127
H ₂ SO ₄	295,9525541	H ₂ SO ₄	29,59525541
Furfural	1651,015194	Furfural	165,1015194
	1699658,525	E. Cellulase	26,20679011
			169992,0593
Aliran <19>		Aliran <21>	
E. Cellulase	262,0679011	C ₆ H ₁₂ O ₆	128835,9308
		G. Oligomer	6232,774501
		<i>Soluble lignin</i>	1352,431668
		C ₆ H ₁₀ O ₅	5660,666665
		C ₅ H ₁₀ O ₅	107155,3826
		X. Oligomer	2976,538407
		C ₅ H ₈ O ₄	2645,555784
		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1493,78435
		Lignin	25953,13775
		Ash	15386,61524
		Others	36739,46905
		H ₂ O	1193508,114



		H ₂ SO ₄	266,3572987
		Furfural	1485,913674
		E. Cellulase	235,861111
			1529928,533
Total	1699920,593	Total	1699920,593

Tabel 3.10 Neraca Massa pada Tangki Starter (R-310)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <20>		Aliran <25>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	14315,10343	C ₆ H ₁₂ O ₆	1133,444579
G. Oligomer	692,5305002	G. Oligomer	692,5305002
<i>Soluble lignin</i>	150,2701853	<i>Soluble lignin</i>	150,2701853
C ₆ H ₁₀ O ₅	628,9629628	C ₆ H ₁₀ O ₅	628,9629628
C ₅ H ₁₀ O ₅	11906,15363	C ₅ H ₁₀ O ₅	2214,544575
X. Oligomer	330,7264897	X. Oligomer	330,7264897
C ₅ H ₈ O ₄	293,9506427	C ₅ H ₈ O ₄	293,9506427
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	165,9760389	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	165,9760389
Lignin	2883,681972	Lignin	2883,681972
Ash	1709,623916	Ash	1709,623916
Others	4082,163227	Others	4082,163227
H ₂ O	132612,0127	H ₂ O	132612,0127
H ₂ SO ₄	29,59525541	H ₂ SO ₄	29,59525541
Furfural	165,1015194	Furfural	165,1015194
E. Cellulase	26,20679011	E. Cellulase	26,20679011
	169992,0593	Z. Mobilis	2171,953428
Aliran <23>		C ₂ H ₅ OH	11009,13594
DAP	105,4499128	CH ₃ COOH	366,7057823



Aliran <24>		Aliran <26>	160666,5865
CSL	849,9602963	CO ₂	10516,96485
Aliran <22>			
Z. Mobilis	236,0818943		
Total	171183,5514	Total	171183,5514

Tabel 3.11 Neraca Massa pada Fermentor (R-320)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <21+25>		Aliran <27>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	129969,3754	C ₆ H ₁₂ O ₆	4203,780129
G. Oligomer	6925,305002	G. Oligomer	6925,305002
<i>Soluble</i>		<i>Soluble</i>	
<i>lignin</i>	1502,701853	<i>lignin</i>	1502,701853
C ₆ H ₁₀ O ₅	6289,629628	C ₆ H ₁₀ O ₅	6289,629628
C ₅ H ₁₀ O ₅	109369,9272	C ₅ H ₁₀ O ₅	14874,3101
X. Oligomer	3307,264897	X. Oligomer	3307,264897
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1659,760389	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1659,760389
Lignin	28836,81972	Lignin	28836,81972
Ash	17096,23916	Ash	17096,23916
<i>Others</i>	40821,63227	<i>Others</i>	40821,63227
H ₂ O	1326120,127	H ₂ O	1326120,127
H ₂ SO ₄	295,9525541	H ₂ SO ₄	295,9525541
Furfural	1651,015194	Furfural	1651,015194
E. Cellulase	262,0679011	E. Cellulase	262,0679011
Z.Mobilis	2171,953428	Z.Mobilis	21731,55574
C ₂ H ₅ OH	11009,13594	C ₂ H ₅ OH	116909,8391



CH ₃ COOH	366,7057823	CH ₃ COOH	3699,504819
	1690595,12		1599127,012
Aliran <22>		Aliran <28>	
Z.Mobilis	190,1721959	CO ₂	101166,3384
Aliran <23>			
DAP	1055,082779		
Aliran <24>			
CSL	8452,975599		
Total	1700293,35	Total	1700293,35

Tabel 3.12 Neraca Massa pada Centrifuge (H-330)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <27>		Aliran <29>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	4203,780129	C ₆ H ₁₂ O ₆	4161,742327
G. Oligomer	6925,305002	G. Oligomer	6856,051952
<i>Soluble lignin</i>	1502,701853	<i>Soluble lignin</i>	1487,674834
C ₆ H ₁₀ O ₅	6289,629628	C ₅ H ₁₀ O ₅	14725,567
C ₅ H ₁₀ O ₅	14874,3101	X. Oligomer	3274,192248
X. Oligomer	3307,264897	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1643,162785
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	H ₂ O	1312858,926
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1659,760389	H ₂ SO ₄	292,9930285
Lignin	28836,81972	Furfural	1634,505042
Ash	17096,23916	C ₂ H ₅ OH	115740,7407
Others	40821,63227	CH ₃ COOH	3662,50977
H ₂ O	1326120,127		1466338,066
H ₂ SO ₄	295,9525541	Aliran <30>	
Furfural	1651,015194	C ₆ H ₁₀ O ₅	6289,629628



E. Cellulase	262,0679011	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
Z.Mobilis	21731,55574	Lignin	28836,81972
C ₂ H ₅ OH	116909,8391	Ash	17096,23916
CH ₃ COOH	3699,504819	Others	40821,63227
		E. Cellulase	262,0679011
		Z.Mobilis	21731,55574
		C ₆ H ₁₂ O ₆	42,03780129
		G. Oligomer	69,25305002
		Soluble lignin	15,02701853
		C ₅ H ₁₀ O ₅	148,743101
		X. Oligomer	33,07264897
		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	16,59760389
		H ₂ O	13261,20127
		H ₂ SO ₄	2,959525541
		Furfural	16,51015194
		C ₂ H ₅ OH	1169,098391
		CH ₃ COOH	36,99504819
Total	1599127,012	Total	1599127,012

Tabel 3.13 Neraca Massa pada Kolom Distilasi I (D-410)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)



Aliran <29>		Aliran <31>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	4161,7423	C ₂ H ₅ OH	104166,6667
G. Oligomer <i>Soluble</i>	6856,0520	H ₂ O	131285,8926
<i>lignin</i>	1487,6748	CH ₃ COOH	10,4543
C ₅ H ₁₀ O ₅	14725,5670	Furfural	0,0010
X. Oligomer	3274,1922	H ₂ SO ₄	0
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1643,1628		235463,0146
H ₂ O	1312858,9258	Aliran <32>	
H ₂ SO ₄	292,9930	C ₂ H ₅ OH	11574,0741
Furfural	1634,5050	H ₂ O	1181573,0332
C ₂ H ₅ OH	115740,7407	CH ₃ COOH	3652,0554
CH ₃ COOH	3662,5098	Furfural	1634,5041
		H ₂ SO ₄	292,9930
		C ₆ H ₁₂ O ₆	4161,7423
		G. Oligomer	6856,0520
		<i>Soluble</i>	
		<i>lignin</i>	1487,6748
		C ₅ H ₁₀ O ₅	14725,5670
		X. Oligomer	3274,1922
		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1643,1628
Total	1466338,066	Total	1466338,066

Tabel 3.14 Neraca Massa pada Kolom Distilasi II (D-420)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <39>		Aliran <41>	
C ₂ H ₅ OH	104166,6667	C ₂ H ₅ OH	100000,0000



H ₂ O	131285,8926	H ₂ O	5251,4357
CH ₃ COOH	10,4543	CH ₃ COOH	0,0021
Furfural	0,0010		105251,4378
		Aliran <42>	
		C ₂ H ₅ OH	4166,6667
		H ₂ O	126034,4569
		CH ₃ COOH	10,4522
		Furfural	0,0010
Total	235463,015	Total	235463,015

Tabel 3.15 Neraca Massa pada *Molecular Sieve* (D-430)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <33>		Aliran <35>	
C ₂ H ₅ OH	100000,0000	C ₂ H ₅ OH	100000,0000
H ₂ O	5251,4357	H ₂ O	10,50
CH ₃ COOH	0,0021		100010,5029



		H ₂ O CH ₃ COOH	5240,9328 0,0021
Total	105251,4378	Total	105251,4378

BAB IV

NERACA PANAS

Kapasitas produksi	= 30.000 Ton/Tahun Batang Jagung
	= 30000000 kg/hari
Bahan baku	= Batang Jagung
Operasi	= 300 hari/tahun; 24 jam/hari
Satuan panas	= kcal
Basis waktu	= 1 hari
Suhu referensi	= 25°C

Tabel 4.1 Neraca Panas pada Reaktor *Prehidrolisis* (R-120)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	12360958,61	H keluar	425223823,53
Q supply	5280853267,88	Hrex total	-2094376537
		Qloss total	6962366940
5293214226		5293214226	

Tabel 4.2 Neraca Panas pada *Blowdown Tank* (F-132)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H _F	424071953	H _V	15493,439
Q _{flash}	-395962091	H _L	28094368
28109862		28109862	

**Tabel 4.3** Neraca Panas pada Heater (E-213)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	20997720,24	H keluar	167981761,89
Qsupply	154650458,82	Qloss	7666417
175648179		175648179	

Tabel 4.4 Neraca Panas pada Reaktor Sakarifikasi (R-210)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	167982054,3	H keluar	166583399,2
		ΔH_{rex}	-599519298,4
		Qserap	600917953,6
167982054,3		167982054,3	

Tabel 4.5 Neraca Panas pada Cooler (R-314)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	167982089,35	H keluar	62993463,16
		Qserap	104988626
167982089		167982089	

Tabel 4.6 Neraca Panas pada Tangki Starter (R-310)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	2877647,59	H keluar	2747389,71
		ΔH_{rex}	25067032382
		Qserap	-25066902124
2877647,586		2877647,586	

**Tabel 4.7** Neraca Panas pada Fermentor (R-320)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	28642265,14	H keluar	28713898,04
		ΔH_{rex}	-127308230
		Qserap	127236597
28642265,14		28642265,14	

Tabel 4.8 Neraca Panas pada Heater (E-125)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	9749535,48	H keluar	103057249,79
Qsupply	98174473,00	Qloss	4866759
107924008		107924008	

Tabel 4.9 Neraca Panas pada Kolom Distilasi I (D-410)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi(kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{feed}	102969022,5	ΔH_D	14274339
Qr	109834336019,4	ΔH_B	89349041
		Qc	1,09834E+11
		Qloss	-654358
109937305042		109937305042	

**Tabel 4.10** Neraca Panas pada Kolom Distilasi II (D-420)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi(kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{feed}	14992742	ΔH_D	4132965
Q _r	94067486,7	ΔH_B	8763870
		Q _c	94.067.487
		Q _{loss}	2095907
109060229		109060229	

Tabel 4.11 Neraca Panas pada *Molecular Sieve* (D-430)

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi(kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{feed}	4132965	ΔH	298607
		ΔH (aliran30)	3834358
4132965		4.132.965	

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

1. *Belt Conveyor (J-111)*

Fungsi	: untuk mengangkut batang jagung dari <i>open yard</i> menuju <i>Bucket Elevator (J-112)</i>
Tipe	: <i>Troughed belt on 45° idlers with rolls equal length</i>
Kapasitas	: 5 ton/jam
Kecepatan <i>Belt</i>	: 73,2 m/min
Power Motor	: 2,69 hp
Jumlah	: 1 unit

2. *Bucket Elevator (J-112)*

Fungsi	: Untuk mengangkut batang jagung dari <i>belt conveyor</i> menuju <i>Rotary Cutter Filter (J-110)</i>
Tipe	: <i>Bucket Elevator for continuous</i>
Kapasitas	: 5000 ton/jam
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Ukuran <i>Bucket</i>	: 8 x 5 ½ x in
<i>Bucket spacing</i>	: 8 in
Tinggi Elevator	: 25 ft
Power motor	: 31 hp
Jumlah	: 1 unit

3. *Rotary Cutter Filter (J-110)*

Fungsi	: Memotong limbah batang jagung hingga ukuran kecil
Dasar Pemilihan	: <i>Size Reduction</i> untuk material solid <i>Abrasive</i>
Tipe alat	: <i>rotary knife cutter</i> dengan <i>razor sharp alloy blades</i>
Kapasitas	: 4167 kg/jam



: 1,157 kg/s

Spesifikasi (Ulrich Tabel 4-5)

Kapasitas maksimum	: 20 kg/s
Maks, diameter feed masuk	: 0,5 m
<i>Max reduction ratio (r)</i>	: 50
Power yang dibutuhkan	: 10 x kapasitas
	: 4 kW
Material	: <i>Stainless Steel</i>
Jumlah	1 buah

4. Reaktor Prehidrolisa (R-120)

Fungsi	: memecah struktur lignoselulosa dan menghidrolisis selulosa menjadi glukosa, hemiselulosa menjadi xylosa dan lignin jadi <i>soluble lignin</i>
Jumlah	: 1 unit
Bentuk	: Silinder vertikal dengan tutup dan dasar <i>standard dished head</i>
Volume tangki	: 16670,52 ft ³
Volume liquid	: 56,4 ft ³
Diameter tangki	: 24 ft
Tinggi tangki	: 48 ft
Tinggi liquid	: 36 ft
Pengaduk	
Jenis	: Propeler
Baffle	: 4 buah

5. Reaktor Sakarifikasi (R-210)

Fungsi	: Menghidrolisa selulosa menjadi glukosa dengan menggunakan enzim cellulase
Jenis reaktor	: <i>batch reactor</i>
Jumlah	: 6 unit
Bentuk	: Silinder vertikal dengan tutup dan dasar <i>standard dished head</i>
Volume reaktor	: 23570,89 ft ³



Volume liquid : 1056,25 ft³

Diameter tangki : 24 ft

Tinggi tangki : 48 ft

Tinggi liquid : 38 ft

Pengaduk

Jenis : Propeler

Baffle : 4 buah

6. Tangki Starter (R-310)

Fungsi : Untuk membiakkan bakteri *Z.Mobilis* sebelum masuk ke fermentor

Jenis reaktor : *Batch Reactor*

Jumlah : 3 unit

Bentuk : Silinder vertikal dengan tutup dan dasar *standard dished head*

Volume reaktor : 2359,18 ft³

Volume liquid : 161,08 ft³

Diameter tangki : 16 ft

Tinggi tangki : 32 ft

Tinggi liquid : 26 ft

Pengaduk

Jenis : *propeler*

Baffle : 4 buah

7. Fermentor (R-320)

Fungsi : Untuk mengubah C₆H₁₂O₆ dan C₅H₁₀O₅ menjadi C₂H₅OH dengan bantuan *Z.Mobilis* yang berasal dari tangki starter

Jenis reaktor : *Batch reactor*

Jumlah : 6 unit

Bentuk : Silinder vertikal dengan tutup dan dasar *standard dished head*

Volume reaktor : 23585,04 ft³

Volume liquid : 1056,38 ft³

Diameter tangki : 24 ft



Tinggi tangki : 48 ft
Tinggi liquid : 38 ft

Pengaduk

Jenis : *propeler*
Baffle : 4 buah

8. Tangki Overliming (M-142)

Fungsi : Untuk menetralkan asam sulfat yang bersifat racun dengan menambahkan kapur (lime), sehingga pH larutan naik menjadi 10

Jumlah : 1 unit

Bentuk : Silinder vertikal dengan tutup dan dasar *standard dished head*

Volume reaktor : 17427,48 ft³

Volume liquid : 58,97 ft³

Diameter tangki : 24 ft

Tinggi tangki : 48 ft

Tinggi liquid : 36 ft

Pengaduk

Jenis : *propeler*

Baffle : 4 buah

9. Tangki Reacidifikasi (M-145)

Fungsi : Untuk menurunkan pH hingga menjadi 4,5, dimana nilai pH yang sesuai untuk hidrolisa enzim dan fermentasi dan untuk mengikat Ca(OH)₂ yang berlebih.

Jumlah : 1 unit

Bentuk : Silinder vertikal dengan tutup dan dasar *standard dished head*

Volume reaktor : 106812,51 ft³

Volume liquid : 60,23 ft³

Diameter tangki : 48 ft

Tinggi tangki : 96 ft



Tinggi liquid	: 67 ft
Pengaduk	
Jenis	: <i>propeler</i>
Baffle	: 4 buah

10. Tangki Penyimpan Reacidifikasi (F-147)

Fungsi	: Menyimpan liquid dari tangki reacidifikasi selama 30 hari.
Kapasitas	: 1480 ft ³
Bentuk	: tangki silinder dengan tutup bawah konis
Diameter tangki	: 64 ft
Tinggi tangki	: 64 ft
Tebal tangki	: 1,34 in
Tebal konis	: 0,20 in
Macam las	: <i>Double welded butt joint</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	: 1 buah

11. Tangki Penyimpan Sirup Glukosa (F-312)

Fungsi	: Menyimpan sirup glukosa selama 30 hari.
Kapasitas	: 1521,39 ft ³
Bentuk	: tangki silinder dengan tutup bawah konis
Diameter tangki	: 64 ft
Tinggi tangki	: 64 ft
Tebal tangki	: 1,29 in
Tebal konis	: 0,20 in
Macam las	: <i>Double welded butt joint</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	: 1 buah

12. Beer Tank (F-411)

Fungsi	: Menyimpan beer/wine selama 30 hari.
Kapasitas	: 1177,08 ft ³
Bentuk	: tangki silinder dengan tutup bawah konis



Diameter tangki	: 64 ft
Tinggi tangki	: 64 ft
Tebal tangki	: 1,71 in
Tebal konis	: 0,26 in
Macam las	: Double welded butt joint
Bahan	: Carbon Steel SA-283 grade C
Jumlah	: 1 buah

13. Reslurrying Agitated tank (M-211)

Fungsi	: Menyampurkan fase padat dan fase cair.
Jumlah	: 1 unit
Bentuk	: Silinder vertikal dengan tutup dan dasar <i>standard dished head</i>
Volume reaktor	: 1551,59 ft ³
Volume liquid	: 1163,69 ft ³
Diameter tangki	: 16 ft
Tinggi tangki	: 12,55 ft
Tinggi liquid	: 9,41 ft
Pengaduk	
Jenis	: <i>propeler</i>
<i>Baffle</i>	: 4 buah

14. Pompa (L-131)

Fungsi	: Memompa liquid dari reaktor prehidrolisa (R-120) menuju <i>Blowdown Tank</i> (F-132).
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 5000 ton/jam
	: 0,004 m ³ /s
Bahan Konstruksi:	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	: 1 buah
Ukuran Pipa	: 2 in sch 40
Dengan perhitungan yang sama, maka untuk spek pompa yang lain sebagai berikut	

**Tabel 5.1** Spesifikasi Pompa

Nama Alat	Tipe	Bahan	Kapasitas	Ukuran
L-133	<i>Screw pump</i>	<i>Commercial steel</i>	0.0354 m ³ /s	8 in sch 80
L-143	<i>Screw pump</i>	<i>Commercial steel</i>	0.0164 m ³ /s	6 in sch 40
L-146	<i>Screw pump</i>	<i>Commercial steel</i>	0.0042 m ³ /s	3 in sch 40
L-148	<i>Screw pump</i>	<i>Commercial steel</i>	0.0163 m ³ /s	6 in sch 40
L-212	<i>Screw pump</i>	<i>Commercial steel</i>	0.0222 m ³ /s	8 in sch 40
L-311	<i>Screw pump</i>	<i>Commercial steel</i>	0.0005 m ³ /s	2 in sch 40
L-313	<i>Screw pump</i>	<i>Commercial steel</i>	0.0168 m ³ /s	6 in sch 40
L-331	<i>Screw pump</i>	<i>Commercial steel</i>	0.0005m ³ /s	2 in sch 40
L-412	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Commercial steel</i>	0.0226 m ³ /s	8 in sch 40

15. Centrifuge (H-330)

Fungsi : Untuk memisahkan lignin, dan partikel solid lainnya dari larutan.

Tipe : *Nozzle Discharge*

Kapasitas : 66630,29 kg/jam

Bahan Konstruksi: *Stainless Steel* tipe 304 grade 3

Diameter : 27 in

Kecepatan putar : 4200 rpm

Daya : 125 hp

Gaya sentrifugal

Maks : 6750

Jumlah : 1 buah

**16. Molecular Sieve (D-430)**

Fungsi : Memurnikan etanol hingga > 99,5%.

Jenis Adsorber : *Molecular Sieve Zeolite*

Diameter

pori-pori : 3 Angstrong

Jenis Kolom

Dehidrasi : *Fixed Bed Adsorber*

Bahan Konstruksi: *Carbon Steel SA-283 Grade A*

Tebal kolom : 0,9573 in

Tebal Head : 3/16 in

16. Kolom Destilasi (D-410)

Fungsi : Memisahkan etanol, air, furfural, asam asetat dan asam sulfat dari hasil fermentasi.

Jenis Kolom : *Tray Distillation Column*

Jenis *Tray* : *Sieve Tray*

Jumlah *Tray* : 15 stages

Tray Spacing : 0,3 m

Silinder

Tinggi Kolom : 5,5 m

Diameter dalam : 5,3 m

Diameter luar : 5,32 m

Tebal Shell : 0,008

Bahan konstruksi: *Carbon Steel SA 283 grade C*

BAB VI

UTILITAS

6.1 Pengolahan Air pada Industri Secara Umum

Pada umumnya industri butuh air dalam jumlah besar dan harus tersedia dengan segera, sebaliknya industri yang akan berhadapan dengan persoalan pencemaran baik fisik ataupun kimiawi dalam penggunaan air tersebut. Oleh karena itu ada keterkaitan antara penggunaan air proses dan pengolahannya dengan persoalan lingkungan (*Subyakto, 1997*).

Pengolahan Air Baku dan Air Umpam

Pengolahan air baku untuk air umpan terdiri dari koagulasi, flokulasi, penyaringan, penukaran ion dan deaerasi. Kelima proses tersebut dapat dilakukan secara tersendiri atau dengan cara kombinasi, tergantung pada mutu air baku dan maksud pengolahannya. Berikut ini akan membahas masalah pengolahan air dengan penukaran ion dan pengolahan dengan deaerasi.

Pengolahan dengan Penukaran Ion

Pengolahan ini menggunakan resin penukar ion dengan maksud agar ion-ion garam yang terlarut dalam air dapat diganti hingga diperoleh air yang sesuai untuk boiler. Penukaran ion dapat dibagi menjadi pelunakan air, yang dibagi atas pelunakan sederhana, pelunakan dengan dealkalisasi, pengolahan bebas mineral (deminalisasi) yang dibagi atas berdasarkan pada tipe bed (unggu) dari resin penukar ion: tipe bed campuran, tipe dua bed satu degasifikasi, tipe empat bed satu degasifikasi, berdasarkan pada cara regenerasinya:



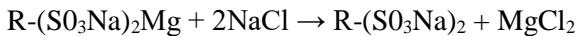
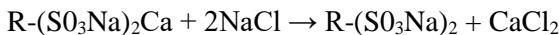
regenerasi aliran searah, regenerasi aliran berlawanan arah, regenerasi berkesinambungan (*Subyakto, 1997*).

Resin Penukar Ion

Resin yang digunakan untuk penukar ion harus mempunyai struktur dimana radikal penukar ionnya terikat pada struktur polimer. Adapun resin sendiri dapat dibagi menjadi 2 yaitu: resin penukar kation dan resin penukar anion. Suatu resin penukar kation adalah resin yang berkombinasi dengan gugus sulfo. Disebut pula penukar kation asam kuat, atau kombinasi dengan gugus karboksil. Disebut pula resin penukar kation asam lemah. Suatu resin penukar anion adalah resin yang berkombinasi dengan gugus quartenary ammonium, disebut pula resin penukar anion basa kuat, atau yang berkombinasi dengan gugus amina tersier, sekunder dan primer. Disebut pula resin penukar anion basa lemah (*Subyakto, 1997*).

Pengolahan Pelunakan

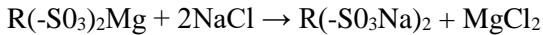
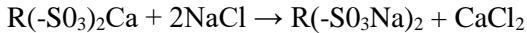
Komponen-komponen kesadahan dalam air akan menyebabkan terjadinya kerak pada boiler bertekanan rendah. Komponen-komponen ini dapat dihilangkan dari air dengan pengolahan pelunakan. Resin penukar ion yang dipergunakan dalam cara ini adalah senyawa Na dari penukar kation asam kuat. Jadi bila air dilewatkan pada bed resin ini, air akan digantikan oleh ion-ion Na dari resin sehingga diperoleh air lunak. Reaksi-reaksi yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut:





Resin penukar ion yang telah kehilangan daya tukarnya dapat diepergunakan kembali setelah diregenerasi dengan menggunakan NaCl.

Reaksi yang terjadi pada saat regenerasi adalah:



Masalah penggerakan karena komponen-komponen kesadahan di atas dapat dicegah dengan memakai air umpan boiler berupa air lunak. Walaupun sudah menggunakan proses pelunakan air namun kadang-kadang masih saja terbentuk kerak dalam boiler, hal ini disebabkan masih adanya kebocoran komponen kesadahan oleh karena kurangnya pengawasan operasional (*Subyakto, 1997*).

Pelunakan dengan Pengurangan Alkali (Dealkalisasi)

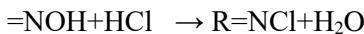
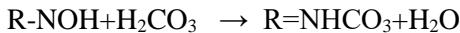
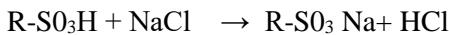
Pengolahan dengan cara pelunakan dan dealkalisasi ini merupakan suatu metode dimana komponen-komponen kesadahan dan bicarbonat sebagai komponen M-alkalinitas dihilangkan. Pengolahan ini dibagi tas beberapa cara antara lain: pelunakan dengan resin bentuk H dicampur dengan air baku dan pemisahan pelunakan dengan resin bentuk Na dan H. Pada umumnya yang banyak digunakan adalah cara yang kedua dan perlakuan secara garis besar sebagai berikut: bila air baku dilewatkan secara paralel ke dalam bed H dan ber Na dari resin asam kuat, maka air yang diproses akan mengandung asam-asam karbonat, klorida dan sulfat yang terbentuk dari bed H dan air lunak yang normal dari bed Na. Setelah kedua air tersebut dicampur, maka bikarbonat akan bisa dihilangkan sebagai gas CO₂ dalam alat penyerap karbondioksida, hingga kemudian diperoleh air lunak yang



berkurang kadar alkalinitasnya, dimana kandungan M-alkalinitas sekitar 5-10 mg/l (*Subyakto, 1997*).

Pembebasan Mineral dengan Demin Plant (Proses Demineralisasi)

Metode ini dikerjakan dengan melewatkannya bahan baku air ke dalam tabung yang berisi resin penukar kation asam kuat berbentuk H^+ dan resin penukar anion basa kuat bentuk OH^- yang dicampur secara homogen. Dengan adanya campuran ini maka air bebas mineral yang diperoleh mempunyai mutu kemurnian yang tinggi. Namun disamping itu operasi regenerasinya sangat rumit dan mengakibatkan biaya tinggi bila dibandingkan dengan sistem lain. Biasanya cara ini hanya digunakan dengan sistem lain. Biasanya cara ini hanya digunakan apabila diperlukan air lunak yang benar-benar mempunyai kemurnian tinggi dan relatif sedikit jumlahnya atau untuk dipergunakan sebagai pemoles dari air yang telah di demineralisasikan dengan sistem lain. Reaksi pembebasan mineral yang terjadi adalah:

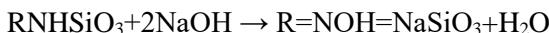
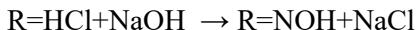
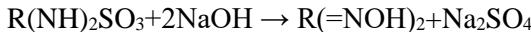


Campuran resin dipisahkan menjadi lapisan resin penukar kation dan resin penukar resin penukar anion. Kemudian lapisan pertama diregenerasi dengan HCl 4-10% dan yang kedua dengan larutan $NaOH$ 2-5 %. Untuk reaksi



regenerasi resin penukar kation sama dengan rekasi 26,27, dan 28.

Sedangkan menurut Subyakto (1997), untuk regenerasi resin penukar anion adalah:



RSG-GAS memenuhi syarat sebagai air pendingin reaktor.

6.2 Pengolahan Air pada Pabrik Bioethanol

Pada pabrik Bioethanol ini, air yang digunakan adalah air laut. Sebelum air laut dipompakan ke pemakai (*user*) air laut dibersihkan terlebih dahulu dari kotoran/sampah lalu berlanjut ke dalam proses desalinasi dan demineralisasi.

Sebelum air laut dipompakan ke pemakai (*user*) air laut dibersihkan terlebih dahulu dari kotoran/sampah melalui tiga buah saringan yaitu :

- *Coarse Bar Screen*.

Coarse bar screen terdapat di *sea water in take*, saringan ini berfungsi untuk menahan kotoran/sampah yang besar seperti kayu , ubur- ubur.

- *Rake Screen*

Saringan ini berfungsi untuk membersihkan kotoran/sampah yang lebih kecil, peralatan rake screen adalah sebuah penggaruk yang bisa membuka dan menutup, digerakkan sistem *hydrolitik* (tekanan oli). Sebuah motor listrik disediakan untuk menurunkan dan menaikkan penggaruk tersebut. Pada saat penggaruk bergerak ke bawah, posisi penggaruk akan membuka. Pada saat penggaruk bergerak ke atas, posisi penggaruk akan menutup sekaligus mengambil



kotoran /sampah yang ada kemudian kotoran/sampah yang terambil penggaruk dibuang ke parit (*Sewer*).

- *Rotary Band Screen*

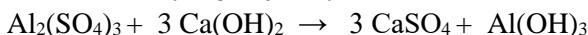
Saringan ini berfungsi untuk menyaring kotoran/sampah yang lebih kecil lagi seperti daun-daun, udang – udang kecil yang masih lolos di saringan ke dua. Kotoran/sampah yang lolos akan menempel pada *wire mesh segment rotary band screen* yang berputar digerakkan oleh motor listrik melalui sebuah *reducing gear*, dimana kotoran/sampah akan terbawa keatas dan seterusnya kotoran/sampah yang menempel disemprot oleh air laut (*spray nozzle*) dari *header* melalui *control valve* sehingga kotoran/sampahnya akan terlepas dan *wire mesh segment band screen* menjadi bersih kembali.

Pada setiap *wire mesh segment band screen* dipasang *cathodic protection*, berfungsi untuk menghambat laju korosi dari air laut terhadap peralatan *rotary band screen*. Untuk menghambat pertumbuhan karang laut, rumput laut, ganggang dan mikro organisme diinjeksikan dengan larutan sodium *hypoclorite* dengan konsentrasi : 1 ppm di *Sea water intake* secara terus menerus (*continous dosing*) injeksi sodium *hypoclorite* juga dilakukan secara periode tertentu dengan konsentrasi : 10 ppm (*shock dosing*) di line *header* air laut.

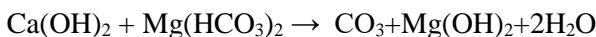
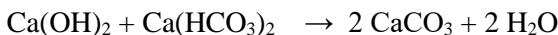
Maksud *shock dosing* adalah untuk memberikan effek kejutan terhadap mikro organisme agar tidak menjadi kebal. Dengan injeksi sodium *hypoclorite* diharapkan semua sistem perpipaan yang menggunakan air laut tidak terganggu, tetap bersih dan pertumbuhan karang laut, rumput laut, ganggang dan mikro organisme tersebut. Pada bak flokulator disertai dengan pengadukan cepat (80–100 rpm) dan penambahan tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) yang berfungsi sebagai koagulan. Tujuan pemberian tawas adalah untuk memperbesar ukuran partikel



padatan yang sukar mengendap sehingga waktu pengendapan jadi lebih cepat. Dengan adanya penambahan tawas tersebut diharapkan kotoran-kotoran yang masih terdapat dalam air dapat digumpalkan untuk kemudian diendapkan secara gravitasi. Reaksi yang terjadi, yaitu :



Setelah terbentuk gumpalan – gumpalan, air dialirkan ke bagian bak berpengaduk dengan kecepatan lambat (5-8 rpm) yang disertai penambahan larutan kapur ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Tujuan pengadukan lambat disini adalah untuk membantu memperbesar flok – flok sehingga menjadi berat. Sedangkan penambahan larutan kapur bertujuan untuk mengikat kesadahan karbonat melalui reaksi berikut :



Penambahan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ juga digunakan untuk mengkondisikan pH air tetap dalam keadaan netral, sebab dengan adanya penambahan tawas akan menyebabkan pH air menjadi turun, sehingga perlu ditambahkan dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ agar pH air menjadi tetap netral. Selanjutnya, air dari bak penambahan bahan kimia dialirkan secara *overflow* ke clarifier yang bekerja berdasarkan gaya gravitasi, agar flok – flok yang terbentuk tidak rusak. Di clarifier ini air diberi kesempatan untuk mengendap sebaik mungkin. Air jernih dari bagian atas ditampung dalam bak penampung sementara, kemudian dipompa ke sand filter yang berfungsi menangkap partikel – partikel kecil yang tidak dapat diendapkan. Filter yang digunakan adalah *anthracite coal*. Keuntungan menggunakan anthracite dibanding pasir adalah karena mempunyai berat jenis yang lebih kecil (s.g. 1.5 pasir, 2.65) bentuknya yang



tidak beraturan serta luas permukaan dari butir-butir runcing persatuan volume lebih besar dari luas permukaan pasir yang lebih bulat, hal ini membuat penangkapan flok yang lebih baik. Air yang lolos merupakan air yang jernih dan bersih yang kemudian ditampung dalam bak penampung air bersih.

Unit Desalinasi

Selanjutnya brine yang berupa air laut di pompa menuju pre-heater untuk dipanaskan oleh steam yang dihasilkan dari boiler *fire tube* hingga mencapai suhu 103°C dan mengalir melalui *shell side*. Kemudian air tersebut masuk menuju long *tube vertical* evaporator 1,2 dan 3 secara paralel. Pada evaporator 1, brine divakumkan dengan menggunakan jet ejector sistem menggunakan steam 40 bar. Yang kemudian dihasilkan brine yang ditampung di tangki brine. Selain itu juga dihasilkan kondesat yang akan didinginkan sampai dengan suhu 55°C sebelum di tumpung di tangki kondensat.

Vapor dari evaporator 1 divakumkan menuju evaporator 2 untuk menghasilkan *saturated steam* agar dapat memekatkan feed dengan kapasitas yang sama pada evaporator 2. Demikian pula pada kondisi evaporator 3. Vapor yang keluar dari evaporator 2 difungsikan sebagai steam di evaporator 3. Vapor dari evaporator 3 masuk menuju *jet ejector* untuk divakumkan kemudian masuk menuju *barometric* kondensor untuk diubah ke fase cair.

Kondesat yang keluar dan air dari barometric kondensor dialirkan menuju *cooler* untuk didinginkan hingga suhu 40°C kemudian ditampung ditangki penampung. Pengontrolan dilakukan dengan conductivity meter dimana conductivity adalah fungsi dari TDS terutama adanya garam-garam NaCl. *Conductivity* produk distillate dibatasi pada harga



25 μs . Apabila conductivity < 25 μs , maka produk distillate akan masuk ke *Raw condensate tank*, melalui *control valve*. Apabila conductivity > 25 μs , maka produk distillate akan dibuang ke sea water out fall melalui control valve. Kedua control tersebut bekerja secara otomatis. Untuk mencegah terjadinya scale pada *tube Condenser* dan *tube Brine heater*, maka pada discharge di injeksikan bahan kimia anti scale secara terus menerus dengan konsentrasi 1,5 ~ 2,5 ppm dan untuk menjaga terjadinya *foaming* (busa), maka pada *discharge* pompa diinjeksikan bahan kimia anti foam juga secara terus menerus dengan konsentrasi 0,2 ~ 0,5 ppm.

Unit Demineralisasi

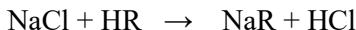
Air didalam tangki penampung masih mengandung ion positif dan ion negatif, dimana ion – ion tersebut akan membentuk garam – garam didalam air. Ion positif (kation) diantaranya : Kalsium (Ca), Magnesium (Mg), Sodium (Na), Potassium (K). Ion negatif (anion) diantaranya : Sulfate (SO_4), Chloride (Cl), Nitrate (NO_3), Carbon dioksida (CO_2), Silika (SiO_2). Proses demineralisasi bertujuan untuk mengeluarkan garam – garam yang terbentuk tadi, menggunakan resin – resin penukar ion (resin kation dan resin anion) yang ada didalam *mixed bed filter*.

Resin kation adalah suatu material sintesis yang dapat menukar ion positif, sedangkan resin anion adalah suatu material sintesis yang dapat menukar ion negatif. Aliran Produksi *Mixed Bed Filter*

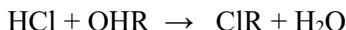
Dengan pompa dari *tanki raw condensate tank* dialirkan ke *mixed bed filter* dan didalam *mixed bed filter* tersebut terjadi proses demineralisasi dalam dua step, yaitu :



-
1. Air melalui penukar ion positif (kation) dengan reaksi sebagai berikut:



2. Air melalui penukar ion negatif (anion) dengan reaksi sebagai berikut:



Melalui kedua step tersebut, didapat hasil akhir air demin (H_2O) yang sudah bebas mineral (demineralisasi water). Di tampung di tangki demin lalu di pompa menuju user.

6.2.1 Perhitungan Kebutuhan Air

Untuk menghemat pemakaian air sebaiknya kalau memungkinkan dilakukan sirkulasi atau recycle.

Air Sanitasi

► Kebutuhan karyawan :

Untuk keperluan air sanitasi diperlukan air sebanyak 0,2 m³/hari untuk tiap karyawan (*Kemmer, 1999*).

Pada pabrik ini, karyawan yang diperkerjakan ditetapkan sebanyak 300 orang.

Untuk 300 orang karyawan = 60 m³/hari.

► Kebutuhan laboratorium, taman, *service water, hydrant* :

Diperlukan 40% dari kebutuhan karyawan maka :

$0,4 \times 60 = 24 \text{ m}^3/\text{hari}$.

Maka untuk kebutuhan air sanitasi adalah $60 + 24 = 84 \text{ m}^3/\text{hari}$.

Air Pendingin

Dari appendiks B neraca panas didapatkan kebutuhan air pendingin :

**Tabel 6.1 Kebutuhan Air Pendingin**

No.	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/hari)
1	Reaktor Prehidrolisa (R-120)	1510037712
2	Reaktor Sakarifikasi (R-210)	1510037712
3	Cooler (E-314)	104988626
4	Tangki Starter (R-310)	462279
5	Fermentor (R-320)	462279
6	Distilasi I (D-410)	459546861
7	Distilasi II (D-420)	94067487
		3679602956

ρ air pada 30 °C = 995,68 kg/m³ (*Geankoplis, 2003*)

Kebutuhan total air pendingin :

$$= 3679602956 \text{ kg/hari} : 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 3695567,809 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk menghemat pemakaian air pendingin, maka dilakukan *recycle* air pendingin. Diasumsikan 90% dari total kebutuhan air pendingin kembali ke cooling tower.

Air pendingin yang direcycle :

$$= 90\% \times 3695567,809 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 3326011,028 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, kebutuhan air pendingin yang diambil dari air laut sebesar 10% dari kebutuhan total air pendingin

$$= 0,1 \times 3695567,809 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 369556,7809 \text{ m}^3/\text{hari}$$



Air Boiler

Dari appendiks B neraca panas, didapatkan kebutuhan steam:

Tabel 6.2 Kebutuhan Air Boiler

No.	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/hari)
1	Reaktor Prehidrolisa (R-120)	5280853267,88
2	Heater (E-213)	154650458,82
3	Heater (E-413)	98174473,00
4	Reboiler I (E-414)	109937305042
5	Reboiler (E-421)	109060229
		115470983242

ρ air pada 30 °C = 995,68 kg/m³ (*Geankoplis, 2003*)

Kebutuhan total air boiler adalah :

$$= 115470983242 \text{ kg/hari} : 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 115971982,2 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk menghemat pemakaian air boiler, maka dilakukan *recycle* air boiler. Diasumsikan 80% dari total kebutuhan steam kondensat kembali ke boiler.

Air boiler yang direcycle :

$$= 80\% \times 115971982,2 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 92777585,76 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Jadi, kebutuhan air boiler yang diambil dari air laut sebesar 20% dari kebutuhan total air boiler

$$= 20\% \times 115971982,2 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 23194396,44 \text{ m}^3/\text{hari}$$



Air Proses

Dari appendiks A neraca massa didapatkan kebutuhan air proses:

Tabel 6.3 Kebutuhan Air Proses

No.	Nama Alat	Kebutuhan Air (kg/hari)
1	Reaktor Prehidrolisa (R-120)	768229,239
		768229,239

ρ air pada 30 °C = 995,68 kg/m³ (Geankoplis, 2003)

Kebutuhan total air boiler adalah :

$$= 768229,239 \text{ kg/hari} : 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$= 771,5624 \text{ m}^3/\text{hari}$$

- Total awal kebutuhan air :

$$\begin{aligned} &= \text{air sanitasi} + \text{air pendingin} + \text{air boiler} + \text{air proses} \\ &= (84 + 3695567,809 + 115971982,2 + 771,5624) \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 119668405,6 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

- Total air yang direcycle :

$$\begin{aligned} \text{Air pendingin} &= 90\% \times \text{total air pendingin} \\ &= 90\% \times 3695567,809 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 3326011,028 \text{ m}^3/\text{hari} \\ \text{Air boiler} &= 80\% \times \text{total air boiler} \\ &= 80\% \times 115971982,2 \\ &= 92777585,76 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, total air yang direcycle} &= \text{Air pendingin} + \text{Air boiler} \\ &= 3326011,028 + 92777585,76 \\ &= 96103596,79 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

- Make up water :

$$\text{Air pendingin} = 10\% \times \text{total air pendingin}$$



$$= 0,1 \times 3695567,809 \text{ m}^3/\text{hari}$$
$$= 369556,7809 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Air boiler} = 20\% \times \text{total air boiler}$$
$$= 20\% \times 115971982,2 \text{ m}^3/\text{hari}$$
$$= 23194396,44 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, total make up water} &= \text{Air pendingin} + \text{Air boiler} \\ &= 369556,7809 + \\ &\quad 23194396,44 \\ &= 23563953,22 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

- Keseluruhan air yang dibutuhkan (diambil dari laut) :

$$\begin{aligned} \text{Air sanitasi} &= 84 \text{ m}^3/\text{hari} \\ \text{Air pendingin} &= 0,1 \times 3695567,809 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 369556,7809 \text{ m}^3/\text{hari} \\ \text{Air boiler} &= 0,2 \times 115971982,2 \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 23194396,44 \text{ m}^3/\text{hari} \\ \text{Air proses} &= 771,5624 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

Jadi, keseluruhan air yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} &= (84 + 369556,7809 + 23194396,44 + 771,5624) \text{ m}^3/\text{hari} \\ &= 23564808,78 \text{ m}^3/\text{hari} \end{aligned}$$

6.2.2 Steam

Steam mempunyai peranan yang sangat penting dalam menunjang proses produksi. *Steam* digunakan sebagai media pemanas, dimana pembangkitnya berasal dari :

- Lignoselulosa, *by product* dari proses pada pabrik bioetanol ini (*Klass, 1981*).
- Turbin, dengan fluida penggeraknya berupa air, udara, *steam*
- Motor bakar dengan bahan bakarnya bensin, solar dan lain-lain.



Pada pabrik bioetanol ini, steam yang digunakan dalam pabrik ini adalah steam jenuh (*saturated steam*) dengan suhu 148°C dan tekanan 4,5 bar (*Ulrich, 1984*).

6.2.3 Listrik

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari berbagai peralatan proses dan untuk penerangan. Kebutuhan listrik di pabrik bioetanol ini diperoleh dari dua sumber, yaitu :

- a. Pembangkit listrik kincir angin yang diproduksi sendiri di lokasi pabrik, dikarenakan lokasi pabrik yang strategis yakni dekat dengan pantai. Hal ini akan lebih efisien untuk memperoleh tenaga listrik. Selain itu, tenaga listrik ini lebih ramah lingkungan dan *renewable*.
- b. Solar *heat*, yaitu penggunaan listrik dengan memanfaatkan energi tenaga surya.
 - Solar *energy* adalah energi yang berasal dari matahari yang mendukung kehidupan makhluk hidup di bumi.
 - Solar *energy* dapat digunakan sebagai sumber panas dan cahaya dan dapat digunakan untuk membangkitkan listrik.

Solar Power Plant

Prinsip kerja : sinar matahari diperkuat oleh kolektor pada suatu titik fokus untuk menghasilkan panas yang sangat tinggi bahkan bisa mencapai suhu 3800 C. Pipa yang berisi air dilewatkan tepat pada titik fokus sehingga panas tersebut diserap oleh air di dalam pipa. Panas yang sangat besar ini dibutuhkan untuk mengubah fase cair air di dalam pipa menjadi uap yang bertekanan tinggi. Uap bertekanan tinggi yang dihasilkan ini kemudian digunakan untuk menggerakkan turbin uap yang kemudian akan memutar turbo generator untuk menghasilkan listrik.



6.2.4 Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar pada pabrik bioetanol ini berasal dari limbah pada proses pabrik bioetanol ini sendiri, yaitu lignin. Lignin ini dapat digunakan sebagai bahan bakar boiler, *heating value* lignin sebesar 780.4304 BTU/lb (*Klass, 1981*).

BAB VII

KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA

7.1 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Secara Umum

Keselamatan kerja merupakan sarana untuk mengendalikan mesin, alat kerja, bahan, proses pengolahan, landasan tempat kerja, lingkungan serta cara-cara melakukan pekerjaan. Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) tidak dapat dipisahkan dengan proses produksi baik jasa maupun industri. Perkembangan pembangunan menimbulkan konsekuensi peningkatan intensitas kerja yang mengakibatkan peningkatan resiko kecelakaan di lingkungan kerja (*Paramita, 2012*).

Menurut Undang-Undang Kesehatan No. 23 Tahun 1992 Bagian 6 Tentang Kesehatan Kerja, pada Pasal 23 berisi:

1. Kesehatan kerja disenggarakan untuk mewujudkan produktivitas kerja yang optimal.
2. Kesehatan kerja meliputi perlindungan kesehatan kerja, pencegahan penyakit akibat kerja, dan syarat kesehatan kerja.
3. Setiap tempat kerja wajib menyelenggarakan kesehatan kerja. Kecelakaan adalah kejadian yang tidak terduga dan tidak diharapkan. Tidak terduga oleh karena latar belakang peristiwa itu tidak terdapat adanya unsur kesengajaan, lebih-lebih dalam bentuk perencanaan.

(*Austen dan Neale, 1991*)

7.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja pada Pabrik Bioetanol

Pada dasarnya tempat kerja selalu terdapat berbagai potensi bahaya yang dapat mempengaruhi kesehatan tenaga kerja. Potensi bahaya merupakan segala sesuatu yang



berpotensi menyebabkan terjadinya kerugian, kerusakan, cidera, sakit, kecelakaan atau bahkan dapat mengakibatkan kematian yang berhubungan dengan proses dan sistem kerja. Pengenalan potensi bahaya di tempat kerja merupakan dasar untuk mengetahui pengaruhnya terhadap tenaga kerja, serta dapat dipergunakan untuk mengadakan upaya-upaya pengendalian dalam rangka pencegahan penyakit yang mungkin terjadi.

Secara umum, potensi bahaya lingkungan kerja dapat berasal dari berbagai faktor, antara lain :

1. Faktor teknis, yaitu potensi bahaya yang berasal atau terdapat pada peralatan kerja yang digunakan atau dari pekerjaan itu sendiri
2. Faktor lingkungan, yaitu potensi bahaya yang berasal dari dalam lingkungan, yang dapat bersumber dari proses produksi termasuk bahan baku, baik produk antara, maupun hasil akhir.
3. Faktor manusia, merupakan potensi bahaya yang cukup besar terutama apabila manusia yang melakukan pekerjaan tersebut tidak berada dalam kondisi kesehatan yang prima baik fisik maupun psikis.

Potensi bahaya di tempat kerja dapat menyebabkan gangguan kesehatan. Hal ini dikelompokkan antara lain sebagai berikut :

- a. Potensi bahaya fisik, yaitu potensi bahaya yang dapat menyebabkan gangguan-gangguan kesehatan terhadap tenaga kerja yang terpapar, misalnya: terpapar kebisingan intensitas tinggi, suhu ekstrim (panas & dingin), intensitas penerangan kurang memadai, getaran dan radiasi.
- b. Potensi bahaya kimia, yaitu potensi bahaya yang berasal dari bahan-bahan kimia yang digunakan dalam proses



- produksi. Potensi bahaya ini dapat memasuki atau mempengaruhi tubuh tengah kerja melalui *instalation* (melalui pernafasan), *ingestion* (melalui mulut ke saluran pencernaan) *danskin contact* (melalui kulit).
- c. Potensi bahaya biologis, yaitu potensi bahaya yang ditimbulkan oleh kuman-kuman penyakit yang terdapat di udara yang berasal dari tenaga kerja yang menderita penyakit-penyakit tertentu, misalnya : TBC, Hepatitis A/B dan Aids, maupun yang berasal dari bahan-bahan yang digunakan dalam proses produksi.
 - d. Potensi bahaya fisiologis, yaitu potensi bahaya yang disebabkan oleh penerapan peraturan yang tidak baik atau tidak sesuai dengan norma-norma ergonomi yang berlaku dalam melakukan pekerjaan serta peralatan kerja, termasuk sikap dan cara kerja yang tidak sesuai, pengaturan kerja yang tidak tepat, beban kerja yang tidak sesuai dengan kemampuan pekerja ataupun ketidakserasan antara manusia dan mesin.
 - e. Potensi bahaya Psiko-sosial, yaitu potensi bahaya yang ditimbulkan oleh kondisi aspek-aspek psikologis ketenagakerjaan yang kurang baik atau kurang mendapatkan perhatian, seperti penempatan tenaga kerja yang tidak sesuai dengan bakat, minat, kepribadian, motivasi, temperamen atau pendidikannya, sistem seleksi dan klasifikasi tenaga kerja yang tidak sesuai, kurangnya keterampilan tenaga kerja dalam melakukan pekerjaannya sebagai akibat kurangnya latihan kerja yang diperoleh, serta hubungan antara individu yang tidak harmoni dan tidak serasi dalam organisasi kerja.
 - f. Potensi bahaya dari proses produksi, yaitu potensi bahaya yang ditimbulkan oleh beberapa kegiatan yang dilakukan



dalam proses produksi, yang sangat bergantung dari bahan dan peralatan yang dipakai, serta jenis kegiatan yang dilakukan.

(Rante, 2011).

❖ Sistem Manajemen Kesehatan dan Keselamatan Kerja

SMK3 diartikan sebagai bagian dari sistem manajemen secara keseluruhan yang meliputi struktur organisasi, perencanaan, tanggung jawab, pelaksanaan, prosedur, proses dan sumber daya yang dibutuhkan bagi pengembangan penerapan, pencapaian, pengkajian dan pemeliharaan kebijakan keselamatan dan kesehatan kerja dalam rangka pengendalian resiko yang berkaitan dengan kegiatan kerja sehingga tercipta tempat kerja yang aman, efisien dan produktif (Mentang, 2013).

Menurut Rosdiana (2012), terdapat berbagai upaya untuk mencegah kecelakaan kerja di tempat kerja, antara lain:

1. Upaya pencegahan kecelakaan kerja melalui pengendalian bahaya di tempat kerja :
 - a. Pemantauan dan pengendalian kondisi tidak aman
 - b. Pemantauan dan pengendalian tindakan tidak aman
 2. Upaya pencegahan kecelakaan kerja melalui pembinaan dan pengawasan :
 - a. Pelatihan dan pendidikan
 - b. Konseling dan konsultasi
 - c. Pengembangan sumber daya ataupun teknologi
 3. Upaya pencegahan kecelakaan kerja melalui sistem manajemen :
 - a. Prosedur dan aturan
 - b. Penyediaan sarana dan prasarana
 - c. Penghargaan dan sanksi
-



Adapun alat-alat pelindung diri sebagai berikut:

1. *Safety Helm*

Safety helm melindungi kepala terhadap benturan, adanya kemungkinan tertimpa benda-benda yang jatuh, melindungi bagian kepala dari kejutan listrik ataupun terhadap kemungkinan terkena bahan kimia yang berbahaya selama jam kerja di daerah instalasi pabrik.

2. *Safety Glasses*

Safety glasses melindungi mata terhadap benda yang melayang, percikan, bahan kimia dan cahaya yang menyilaukan.

3. Alat Pelindung Telinga

Alat pelindung telinga melindungi telinga terhadap kebisinan, apabila alat tersebut tidak digunakan dapat menurunkan daya pendengaran dan menyebabkan ketulian yang bersifat tetap.

4. Alat Pelindung Pernapasan

Alat pelindung pernapasan Untuk melindungi hidung dan mulut dari berbagai gangguan yang membahayakan tenaga kerja.

5. Sarung tangan

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

6. *Safety Shoes*

Safety Shoes untuk melindungi kaki dari benda yang keras atau tajam, luka bakar yang disebabkan oleh bahan kimia korosif, benda tajam, serta untuk menjaga agar seseorang tidak jatuh terpeset oleh air atau minyak.

7. Baju Pelindung

Baju Pelindung melindungi seluruh bagian tubuh terhadap berbagai gangguan yang dapat membahayakan para pekerja.

(Mentang, 2013)



❖ Alat Pelindung Diri

Adapun usaha yang dilakukan untuk mencegah kecelakaan kerja pada pabrik bioetanol ditinjau dari :

a. Bahan Baku

1. Limbah padat limbah batang jagung
 - Memakai alat pelindung tangan.
2. CO₂
 - Memakai alat pelindung mata.
 - Memakai alat pelindung pernapasan.
3. *Saccharomyces Cereviciae*
 - Memakai alat pelindung pernapasan.
 - Memakai alat pelindung tangan.
 - Memakai pelindung kaki.
4. Nutrient
 - Memakai alat pelindung pernapasan.
 - Memakai alat pelindung tangan.
 - Memakai pelindung kaki.

b. Individu/Pekerja

1. Boiler
 - Dilengkapi dengan isolasi
 - Dilengkapi dengan *pressure safety valve* (untuk mengukur tekanan pada boiler)
2. Reaktor
 - Memakai alat pelindung kepala.
 - Memakai alat pelindung kaki.
 - Memakai alat pelindung tangan.
 - Memakai alat pelindung pernapasan.
3. Fermentor
 - Memakai alat pelindung kepala.
 - Memakai alat pelindung kaki.
 - Memakai alat pelindung tangan.



- Memakai alat pelindung pernapasan.

4. Press Filter

- Memakai alat pelindung kepala.
- Memakai alat pelindung kaki.
- Memakai alat pelindung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan.

5. Distilasi dan Adsorber

- Memakai alat pelindung kepala.
- Memakai alat pelindung kaki.
- Memakai alat pelindung tangan.
- Memakai alat pelindung pernapasan.

c. Alat

1. Pompa

- Bagian *propeller* dilengkapi dengan *casting*
- Bagian kopling (bagian yang menghubungkan propeller dan motor) harus selalu tertutup dan dilengkapi dengan *strainer* (saringan atau filter) yang digunakan untuk menyaring kotoran agar tidak masuk pompa.
- Harus cek valve secara berkala untuk mencegah timbulnya aliran balik.
- Diletakkan pada lantai dasar untuk keselamatan dan untuk kemudahan operator.

2. Reaktor

- Pada daerah di sekitar reaktor terdapat rambu-rambu peringatan tentang daerah berbahaya.
- Melakukan uji tekanan dan suhu setelah maintenance reaktor untuk mencegah *over stressing*
- Penggunaan tangga bergagang untuk mempermudah dalam pengendalian reaktor.

3. Press Filter

- Dilengkapi pagar pembatas untuk keselamatan pekerja.



4. Tangki Seeding

- Dijaga kemungkinan terjadinya kebocoran gas CO₂ (timbulnya gas CO₂ pada proses fermentasi).
- Dilengkapi kompresor untuk menarik gas CO₂ agar dapat keluar.

5. Tangki Fermentor

- Dijaga kemungkinan terjadinya kebocoran gas CO₂ (timbulnya gas CO₂ pada proses fermentasi).
- Dilengkapi kompresor untuk menarik gas CO₂ agar dapat keluar.

6. Cooler

- Dilengkapi dengan valve pada *exchanger* tersebut.
- Dipadang *drain hole* secukupnya untuk pembersihan.
- Harus selalu diadakan tes, baik terhadap material, kebocoran dan lain-lainnya pada waktu-waktu tertentu.

7. Kolom Destilasi dan Adsorber

- Pada daerah di sekitar kolom distilasi dan adsorber terdapat rambu-rambu peringatan tentang daerah berbahaya.
- Melakukan uji tekanan dan suhu setelah *maintenance* kolom distilasi dan adsorber, untuk mencegah *over stressing*.
- Pengunaan tangga bergagang untuk mempermudah dalam pengendalian kolom distilasi dan adsorber.

8. Perpipaan

- Sistem perpipaan diletakkan di atas tanah untuk mempermudah identifikasi kebocoran pipa
- Susunan valve dan perpipaan diatur dengan baik sehingga meningkatkan keamanan dan tidak mengganggu transportasi dalam pabrik
- Pemberian warna pada pipa berisi fluida dimana warna merah untuk fluida panas dan warna biru untuk fluida dingin



- Pipa steam dilosped dan dipasang *block valve* sehingga aliran steam dapat dikendalikan ketika terjadi kerusakan pada pipa steam
- Penggunaan *fire stop* pada semua sistem pengeluaran untuk mencegah penyebaran api ketika terjadi kebakaran
- Penggunaan isolasi yang baik untuk pipa air panas, sehingga tidak mengakibatkan luka bakar bila tersentuh oleh karyawan atau petugas serta mencegah terjadinya kehilangan panas (*heat losses*)
- Pemasangan dan pengendalian sambungan pipa yang baik

BAB VIII

INSTRUMENTASI

8.1 Alat Ukur secara Umum

Instrumentasi adalah penerapan alat ukur dan sistem pengendalian pada suatu obyek dengan tujuan mengetahui harga numerik variabel suatu besaran proses dan juga mengendalikan besaran proses supaya berada dalam batas daerah tertentu atau pada nilai besaran yang diinginkan (*set point*). Operasi di industri proses sangat bergantung pada pengukuran dan pengendalian besaran proses. Beberapa besaran proses yang harus diukur dan dikendalikan pada suatu industri proses, misalnya aliran (*flow*) di dalam pipa, tekanan (*pressure*) didalam sebuah vessel, suhu di unit heat exchanger, serta permukaan (level) zat cair di sebuah tangki. Pemasangan alat instrumentasi bertujuan untuk :

1. Menjaga keamanan operasi suatu proses dengan cara menjaga variabel proses, berada dalam operasi proses yang aman serta mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutus hubungan secara otomatis.
2. Mendapatkan rate atau laju alir produksi sesuai dengan yang diinginkan.
3. Menjaga kualitas produk.
4. Mempermudah pengoperasian alat.
5. Keselamatan dan efisiensi kerja lebih terjamin.

Instrumentasi dapat dibedakan berdasarkan proses kerjanya, antara lain :

- a Manual atau indicator, yaitu alat pengamatan yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya tidak



memerlukan ketelitian. Pada peralatan proses ini hanya dipasang penunjuk atau pencatat saja yang bisa berupa penunjuk (*indicator*) atau perekam (*recorder*).

- b. Otomatis, yaitu *controller* yang dipasang pada alat proses dimana kondisi prosesnya memerlukan ketelitian kondisi prosesnya. Perubahan kondisi proses sedikit saja akan mempengaruhi produk baik kualitas maupun kuantitasnya sehingga alat proses ini perlu dipasang alat pengendali (*controller*).

Menurut Arindya (2010), dalam suatu instrumen ada beberapa bagian alat yang pemakaiannya bisa berfungsi sebagai berikut:

1. Indikator, yaitu bagian instrumen yang berfungsi untuk menunjukkan atau pengukuran secara langsung, misalnya *level indicator*, yaitu alat penunjuk ketinggian liquida didalam suatu alat pemrosesan.
2. *Recorder*, yaitu bagian instrumen yang berfungsi untuk mencatat suatu kondisi proses yang merupakan kelengkapan instrument tipe penunjuk, misalnya pena pada jarum penunjuk pengukur tekanan.
3. *Controller*, bagian instrumen yang berfungsi untuk mengendalikan kondisi proses dan operasi, misalnya : *Flow controller* untuk mengendalikan laju alir fluida didalam pipa, *Temperature controller* untuk mengendalikan suhu operasi selama proses berlangsung agar sesuai dengan suhu yang telah ditetapkan.
4. Sensor (*transducer*), bagian instrumen yang berfungsi untuk berkontak langsung dengan objek yang diukur untuk mengubah besaran fisik menjadi besaran listrik.



5. Sensor *Error Detector*, bagian instrumen yang berfungsi untuk mengukur kesalahan yang terjadi antara keluaran aktual dengan keluaran yang diinginkan.
6. Penggerak daya, bagian instrumen yang berfungsi untuk mengendalikan aliran energi ke sistem yang dikendalikan. Alat ini disebut juga elemen pengendali akhir. Elemen pengeluaran ini harus mampu menggerakkan beban ke suatu harga yang diinginkan.

8.2 Alat – Alat Control yang Digunakan dalam Bidang Industri

1. Pengatur Suhu (*temperature*)
 - a. *Temperature Controller* (TC), berfungsi mengendalikan temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
 - b. *Temperature Indicator* (TI), berfungsi menunjukkan temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung.
 - c. *Temperture Indicator Controller* (TIC), berfungsi menunjukkan dan mengendalikan temperatur operasi.
2. Pengaruh tekanan (*pressure*)
 - a. *Pressure Indicator* (PI), berfungsi menunjukkan tekanan pada alat secara terus-menerus sesuai dengan kondisi yang diminta.
 - b. *Pressure Controller* (PC), berfungsi mengendalikan tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
 - c. *Pressure Indicator Controller* (PIC), berfungsi menunjukkan dan mengendalikan tekanan dalam alat secara terus-menerus sesuai dengan yang diminta.



3. Pengatur aliran (*flow*)

- a. *Flow Indicator Controller* (FIC), berfungsi menunjukkan dan mengalirkan laju aliran dalam suatu peralatan secara kontinu.
- b. *Flow Indicator* (FI), berfungsi menunjukkan laju suatu aliran dalam suatu peralatan.
- c. *Flow Controller* (FC), berfungsi mengendalikan laju aliran dalam peralatan.
- d. *Flow Recorder* (FR), berfungsi mencatat debit aliran dalam alat secara terus menerus.
- e. *Flow Recorder Control* (FRC), berfungsi untuk mencatat dan mengendalikan debit aliran cairan secara terus menerus.

4. Pengatur tinggi cairan

- a. *Level Indicator* (LI), berfungsi menunjukkan tinggi cairan dalam suatu alat.
- b. *Level Controller* (LC), berfungsi untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi dari batas yang ditentukan.
- c. *Level Indicator Controller* (LIC) berfungsi menunjukkan dan mengendalikan serta mengendalikan tinggi cairan

(Arindya, 2010).

8.3 Instrumentasi dalam Pabrik Bioetanol

Tabel 8.1 Instrumentasi dalam Pabrik Bioetanol

Alat	Sistem Instrumentasi	Fungsi
Tangki Pengaduk	• <i>Level Control</i> (LC)	• Mengontrol ketinggian bahan dalam tangki
Tangki Penampung	• <i>Level Indikator</i> (LI)	• Menunjukkan ketinggian dari bahan



		yang masuk ke dalam tangki
Distilasi	<ul style="list-style-type: none">• <i>Temperature Controller</i> (TC)• <i>Level Indikator</i> (LI)• <i>Pressure Controller</i> (PC)	<ul style="list-style-type: none">• Mengontrol suhu dari menara destilasi dengan mengatur flowrate dari steam yang masuk• Menunjukkan ketinggian dari bahan yang masuk ke dalam tangki• Mengontrol tekanan di dalam tangki

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

9.1 Pengolahan Limbah pada Industri Secara Umum

Teknologi pengolahan air limbah adalah kunci dalam memelihara kelestarian lingkungan. Apapun macam teknologi pengolahan air limbah domestik maupun industri yang dibangun harus dapat dioperasikan dan dipelihara oleh masyarakat setempat. Jadi teknologi pengolahan yang dipilih harus sesuai dengan kemampuan teknologi masyarakat yang bersangkutan.

Berbagai teknik pengolahan air buangan untuk menyisihkan bahan polutannya telah dicoba dan dikembangkan selama ini. Teknik-teknik pengolahan air buangan yang telah dikembangkan tersebut secara umum terbagi menjadi 3 metode pengolahan:

1. pengolahan secara fisika
2. pengolahan secara kimia
3. pengolahan secara biologi

Untuk suatu jenis air buangan tertentu, ketiga metode pengolahan tersebut dapat diaplikasikan secara sendiri-sendiri atau secara kombinasi.

➤ Pengolahan Secara Fisika

Pada umumnya, sebelum dilakukan pengolahan lanjutan terhadap air buangan, diinginkan agar bahan-bahan tersuspensi berukuran besar dan yang mudah mengendap atau bahan-bahan yang terapung disisihkan terlebih dahulu. Penyaringan (*screening*) merupakan cara yang efisien dan murah untuk menyisihkan bahan tersuspensi yang berukuran besar. Bahan tersuspensi yang mudah mengendap dapat disisihkan secara mudah dengan proses pengendapan. Parameter desain yang utama untuk proses pengendapan ini adalah kecepatan mengendap partikel dan waktu detensi hidrolis di dalam bak pengendap.

Teknologi membran (*reverse osmosis*) biasanya diaplikasikan untuk unit-unit pengolahan kecil, terutama jika pengolahan ditujukan untuk menggunakan kembali air yang diolah. Biaya instalasi dan operasinya sangat mahal.



➤ Pengolahan Secara Kimia

Pengolahan air buangan secara kimia biasanya dilakukan untuk menghilangkan partikel-partikel yang tidak mudah mengendap (koloid), logam-logam berat, senyawa fosfor, dan zat organik beracun; dengan membubuhkan bahan kimia tertentu yang diperlukan. Penyisihan bahan-bahan tersebut pada prinsipnya berlangsung melalui perubahan sifat bahan-bahan tersebut, yaitu dari tak dapat diendapkan menjadi mudah diendapkan (flokulasi-koagulasi), baik dengan atau tanpa reaksi oksidasi-reduksi, dan juga berlangsung sebagai hasil reaksi oksidasi.

➤ Pengolahan secara Biologi

Semua air buangan yang biodegradable dapat diolah secara biologi. Sebagai pengolahan sekunder, pengolahan secara biologi dipandang sebagai pengolahan yang paling murah dan efisien. Dalam beberapa dasawarsa telah berkembang berbagai metode pengolahan biologi dengan segala modifikasinya. Ditinjau dari segi lingkungan dimana berlangsung proses penguraian secara biologi, proses ini dapat dibedakan menjadi dua jenis:

1. Proses aerob, yang berlangsung dengan hadirnya oksigen.
2. Proses anaerob, yang berlangsung tanpa adanya oksigen.

9.2 Pengolahan Limbah pada Pabrik Bioethanol

Limbah yang dihasilkan dari pabrik bioethanol banyak mengandung zat organik dan memiliki beban polusi yang cukup tinggi apabila langsung dibuang ke dalam perairan. Oleh karena itu diperlukan pengolahan untuk mencapai ketentuan yang berlaku sebelum dibuang ke dalam perairan, guna untuk mencegah pencemaran lingkungan. Selain itu limbah yang dihasilkan juga dapat di manfaatkan sebagai by product yang masih mempunyai nilai ekonomi.

➤ Limbah Gas

Limbah gas berupa CO₂ dapat diolah dengan 2 macam proses; yaitu adsorpsi dengan menggunakan carbon aktif, dan proses pemurnian secara kimia. Gas CO₂ yang berasal dari produk atas starter dan fermentor dikumpulkan di dalam tabung pengumpul gas dengan tekanan rendah untuk menghindari aliran. *Blower* dengan tipe *Roots-Connersville* memaksa gas CO₂ menembus *felt scrubber* dimana gas tersebut dicuci dengan air untuk memindahkan bahan



yang tidak diinginkan, seperti *alcohol*, *aldehid*, dan lain-lain. Limbah gas dapat ditangkap dan diolah menjadi produk samping yang mempunyai nilai ekonomi yang cukup tinggi. CO₂ dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan *dry ice*, bahan baku pembuat CO₂ cair, industri minuman berkarbonansi, untuk pengawetan makanan dan juga sebagai pemadam kebakaran.

Gas CO₂ yang ditampung dibersihkan dari *impurities*, dimampatkan hingga tekanan tekanan 17 bar dan suhu 160°C agar menjadi cair, didinginkan sampai suhu -22°C. CO₂ cair dapat langsung dijual untuk industri minuman ringan, pengawetan pangan. Sedangkan CO₂ untuk pembuatan *dry ice* diproses dengan alat pembuat balok *dry ice*. *Dry ice* digunakan untuk pemadam kebakaran, aksesoris pada saat pementasan di panggung, dan sebagainya (*Othmer, 1978*).

➤ Limbah Padat

- a. Limbah padat pada pabrik Bioethanol berupa kandungan lignin dan *gypsum*. Residu dari proses hidrolisis batang jagung yang berisi 30 – 40% lignin dan produk campuran yang dapat disebut *humin*, dan di pasarkan sebagai *Furafil*. Berbagai macam pemakaian lignin telah dikembangkan dalam bentuk *conditioners* dan *anticaking agents* didalam pupuk dan zat kimia, sebagai campuran dalam cetakan pasir, sebagai *absorbent*, dan sebagai *extender* dan *filler* untuk berbagai macan resin.
- b. Limbah padat dari fermentasi berupa biomass dapat dimanfaatkan untuk proses pengolahan limbah secara biologis baik secara aerob maupun anaerob (*Othmer, 1978*).

➤ Limbah Cair

Limbah cair berasal dari proses distilasi berupa “*Stilage*” dilakukan treatment terlebih dahulu sebelum dibuang ke badan perairan. Hal ini disebabkan karena kualitas air permukaan (sungai atau badan air penerima) dipengaruhi oleh kualitas limbah cair yang dibuang karena komponen-komponen yang ada pada limbah cair (etanol, gliserol, glukosa, asam asetat) larut dalam air maka hanya



dapat dipisahkan dengan metode distilasi. Limbah cair yang dihasilkan di tumpang pada kolam penampung.

Pengolahan limbah cair yang dilakukan pada pabrik Bioetanol terdiri dari beberapa proses antara lain :

- a. Proses Kimia Proses pengolahan limbah secara kimia yang dilakukan yaitu : pemurnian
- b. Proses Fisika Proses pengolahan limbah secara fisika yang dilakukan yaitu : sedimentasi
- c. Proses Biologi Proses pengolahan limbah secara biologi yang dilakukan yaitu : *activated sludge* secara aerobik.

Pengolahan limbah cair yang dilakukan yaitu :

1. Pemurnian

Pemisahan secara kimia dan *Solvent Ekstraksi* adalah metode untuk pemurnian asam, meskipun kristalisasi dan ion *Exchange* juga dapat digunakan. Hampir semua limbah cair yang masih mengandung asam mungkin dapat dipisahkan sebagai asam dengan menetralkannya dengan sodium karbonat atau sodium hidroksida (*Othmer, 1978*).

2. Sedimentasi

Tujuan dari proses sedimentasi adalah untuk memindahkan padatan yang telah siap diendapkan dan material yang mengapung dan juga mengurangi padatan yang terlarut. Sedimentasi dapat juga dapat dikatakan memindahkan sebagian dari limbah cair organik yang apabila tidak dipindahkan dapat secara langsung bercampur dengan air. Design dan operasi yang efektif dari tangki sedimentasi seharusnya dapat memindahkan 50 – 70 % dari padatan yang terlarut dan 25 – 40 % BOD.

3. *Activated Sludge*

Pada *activated tank* ini dilakukan dengan aerasi dengan *surface aerator* dan juga ditambahkan nutrient seperti urea, asam fospat. Dari *activated tank*, limbah dialirkkan ke *clarifier* untuk dipisahkan antara lumpur aktif dan air filtratnya. Air *filtrat* dari *clarifier* dialirkkan ke *effluent tank* yang kemudian dialirkkan ke sungai. *Activated Tank* yang dipilih adalah tangki kecil (waktu bereaksi antara 20 – 60 menit) atau tangki yang disusun secara seri dimana limbah cair yang dialirkkan di campurkan dengan perlakuan slude dalam keadaan *aerobic*, *anoxic*, dan *anerobic* (*Eddy dan Metcalf, 1978*).

BAB X

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan dan perencanaan “Pabrik Bioetanol dari Batang Jagung dengan Proses Hidrolisa enzim dan Dehidrasi *Molecular Sieve*”, dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Rencana Operasi

Pabrik Bioethanol ini direncanakan beroperasi secara semi kontinyu selama 300 hari operasi/ tahun dan 24 jam/ hari.
2. Kapasitas Produksi.

Kapasitas produksi pabrik ini sebesar 30.000 ton/tahun bioethanol 99,8 %.
3. Bahan Baku dan Bahan Pembantu
 - Bahan Baku : Bahan baku utama pabrik ini adalah batang jagung. Bahan baku utama yang diperlukan sebesar 100.000 kg/hari.
 - Bahan Pembantu :

H ₂ SO ₄	: 29,595,25 kg/hari
Ca(OH) ₂	: 37.246,36 kg/hari
Enzim selulose	: 262,06 kg/hari
Z.Mobilis	: 236,08 kg/hari
DAP	: 105,44 kg/hari
CSL	: 849,96 kg/hari
4. Proses

Proses yang digunakan pada pabrik ini adalah proses hidrolisa enzim dan dehidrasi *Molecular Sieve*.
5. Utilitas

Air sanitasi	: 84 m ³ / hari
Air pendingin	: 3.326.011,028 m ³ /hari
Air umpan boiler	: 115.971.982,2 m ³ /hari
Air proses	: 771,5624 m ³ /hari
Air make up	: 23.563.953,22 m ³ /hari



Air recycle

: 96.103.596,79 m³/hari

6. Limbah

Limbah gas CO₂ : *dry ice*, pemadam kebakaran.

Limbah padat biomass : digunakan untuk proses pengolahan limbah secara biologis baik secara aerob maupun anaerob.

Limbah padat lignin : digunakan sebagai bahan bakar pada pabrik bioethanol ini.

DAFTAR PUSTAKA

- Aden, A., Ruth, M., Ibsen, K., Jechura, J., Neeves, K., Sheehan, J., and Wallace, B., (*National Renewable Energy Laboratory*), Montague, L., Slayton, A., and Lukas, J. (Harris Group). 2002. *Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing CoCurrent Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover*. Technical Report NREL/TP-510-32438
- Brownell, Lloyd. E. (1959). *Equipment Desain* . London. John Wiley & Sons.Inc
- C Vannes M. M., J. M. Smith H. 1996. "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", Fifth Edition. New York: McGraw-Hill Book Company Inc.
- Dean, J.A. 1999. *Lange's Handbook of Chemistry 15th Edition*. New York : McGraw-Hill.
- Faith, W. 1975. "Industrial Chemicals",4th Edition. New York: John Willey and Sons, Inc.
- Fessenden, J.R. and Fesseden, S.J. 1989. *Kimia Organik* Edisi 3. Jakarta: Erlangga.
- Geankoplis, J C. 1997. "Transport Processes And Unit Operations", Third Edition. New Delhi: Prentice Hall of India.
- Hougen, A. "Chemical Process Principles", Part I : Material And Energy Balance, Second Edition. New York: John Wiley & Sons, Inc.
- Hugot, E. (1986). *Hand Book of Cane Sugar Engineer*. Netherland: Elsevier Science.
- Kern, Q D. 1988. "Process Heat Transfer". New York: McGraw-Hill Book Company.

- Kusno, B. 1996. "Alat Industri Kimia", Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS. Surabaya.
- Kirk-Othmer. 2007. *Encyclopedia of Chemical Technology 5th Edition*. Hoboken : John Wiley & Sons.
- Levenspiel, O. 1972. "Chemical Reaction Engineering". New York.
- Perry, R H. 1997. "Perry's Chemical Engineer's' Handbook". Seventh Edition. New York: McGraw-Hill Book Company Inc.
- Ulrich, G.D. 1984. A *Guide to Chemical Engineering Process Designs and Economics*. New York : John Wiley & Sons, Inc.
- Ullmann's. (2003). *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. New York: John Wiley & Sons Inc
- Walas. Stanley. M. (1988). *Chemical Process Equipment* . USA. Butterwort-Heinemann.
- Van Ness, S. 1996. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 5th Edition*. New York : McGraw-Hill Book Companies,Inc.
- Velásquez-Arredondo, H.I., Ruiz-Colorado, A.A., dan De Oliveira junior, S. 2010. *Ethanol production process from banana fruit and its lignocellulosic residues: Energy analysis*. Elsevier ScienceDirect Energy 35, 3:3081–3087.
- Vogel, H.C. 1997. *Fermentation and Biochemical Engineering Handbook, 2nd Edition*. New Jersey : Noyes Publications.
- Winkle, M.V. 1967. *Distillation*. New York : McGraw-Hill Book Company.

APPENDIKS A

NERACA MASSA

Kapasitas produksi	=	30000000 kg/tahun
	=	100000 kg/hari
Operasi	=	300 hari/ tahun; 24 jam/hari
Basis Waktu	=	1 hari
Bahan Baku	=	348.903 kg/hari
Satuan massa	=	kilogram (kg)

Tabel A.1 Tabel Berat Molekul

Senyawa	BM (gr/mol)
C ₆ H ₁₂ O ₆	180,1589
C ₆ H ₁₀ O ₅	162,1436
C ₅ H ₈ O ₄	132,1171
H ₂ O	18,0153
H ₂ SO ₄	98,0775
Ca(OH) ₂	74,0947
CaSO ₄	136,1416
C ₂ H ₅ OH	46,0695
CO ₂	44,0100
Lignin	154,7000
CH ₃ COOH	60,0530
C ₅ H ₁₀ O ₅	150,1325
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	342,30254
C ₅ H ₄ O ₂	96,08643

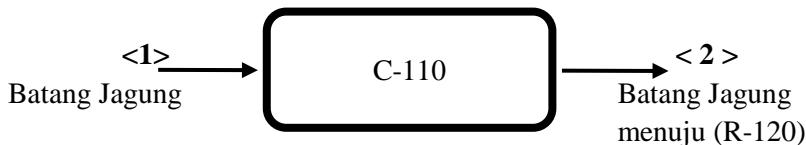
Tabel A.2 Komposisi Bahan Baku

Komponen	%	Massa
C ₆ H ₁₀ O ₅	41,00	143.050
C ₅ H ₈ O ₄	33,70	117.580
Lignin	8,70	30.355

Ash	4,9	17.096
Others	11,70	40.822
Total	100	348.903

1. *Rotary Knife Cutter (C-110)*

Fungsi : memotong batang jagung hingga ukuran 5mm

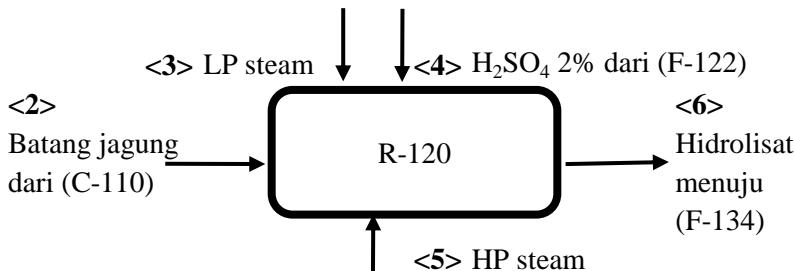


Tabel A.3 Neraca Massa pada *Rotary Knife Cutter (C-110)*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <1>		Aliran <2>	
$C_6H_{10}O_5$	143050,16	$C_6H_{10}O_5$	143050,16
$C_5H_8O_4$	117580,26	$C_5H_8O_4$	117580,26
Lignin	30354,55	Lignin	30354,55
Ash	17096,24	Ash	17096,24
Others	40821,63	Others	40821,63
Total	348902,84	Total	348902,84

2. *Reaktor Pretreatment (R-120)*

Fungsi : memecah struktur lignoselulosa dan menghidrol $C_6H_{10}O_5$ menjadi $C_6H_{12}O_6$ dan $C_5H_8O_4$ menjadi $C_5H_{10}O_5$



Menghitung massa total dalam reaktor :

Menurut Aden *et al* (2002), konsentrasi padatan dalam reaktor adalah 30 %

Massa padatan yang masuk dari aliran **<2>** diketahui sebesar 348902,84

Total massa dalam reaktor terdiri dari massa padatan dan massa larutan

Massa larutan sebesar 70%, sedangkan massa padatan sebesar 1.000.000 kg

$$\begin{aligned}\text{Massa larutan} &= (1.000.000/0,3) \times 0,7 \\ &= 814106,63 \quad \text{kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total massa dalam reaktor} &= \text{Padatan} + \text{Larutan} \\ &= 1163009,47 \quad \text{kg}\end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan H₂SO₄

$$\text{Massa larutan dalam reaktor} = 814106,63 \quad \text{kg}$$

$$\text{Massa larutan} = \text{Massa Air} + \text{Massa H}_2\text{SO}_4 + \text{Massa LP} \\ + \text{Massa HP}$$

$$\text{Menghitung kebutuhan H}_2\text{SO}_4 98\%$$

Diketahui :

$$\rho \text{ H}_2\text{SO}_4 2\% = 1,0129 \quad \text{kg/l}$$

$$\rho \text{ H}_2\text{SO}_4 98\% = 1,8411 \quad \text{kg/l}$$

$$\text{Volume larutan H}_2\text{SO}_4 2\% \text{ dalam reaktor} = \frac{\text{Massa larutan}}{\rho \text{ H}_2\text{SO}_4 2\%}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{814106,63}{1,0129} \\
 &= 803738,40 \quad 1 \\
 \text{Volume larutan H}_2\text{SO}_4 98\% &= \text{Volume H}_2\text{SO}_4 2\% \\
 &\quad \times 0,02 \\
 &= 803738,4 \times 0,02 \\
 &= 16074,77 \quad 1 \\
 \text{Massa H}_2\text{SO}_4 98\% &= \text{Volume H}_2\text{SO}_4 98\% \times \\
 &\quad \rho \text{ H}_2\text{SO}_4 98\% \\
 &= 16074,77 \times \\
 &\quad 1,8411 \\
 &= 29595,26 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan H₂OVolume H₂SO₄ 2% dari pengenceran

M₁ x V₁ = M₂ x V₂

98 x 16074,77 = 2 x V₂

V₂ = $\frac{98 \times 16074,77}{2}$

V₂ = 787663,63 1

Massa H₂SO₄ 2% = Volume H₂SO₄ 2% x ρ H₂SO₄ 2%

= 787663,63 x 1,0129

= 797824,49 kg

Massa H₂O = Massa H₂SO₄ 2% - Massa H₂SO₄ 98%

= 797824,49 - 29595,26

= 768229,24 kg

Menghitung kebutuhan LP dan HP

Total Massa = Massa Air + Massa H₂SO₄ + Massa LP
larutan + Massa HP

$$\begin{aligned}
 \text{Massa LP} + \text{Massa HP} &= \text{Total massa larutan} - \text{Massa H}_2\text{O} - \\
 &\quad \text{Massa H}_2\text{SO}_4 \\
 &= 814106,63 - 768229,24
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & 29595,26 \\ = & 16282,13 \quad \text{Kg} \end{aligned}$$

Jadi, total massa steam yang menjadi air sebesar 16282,1 Kg

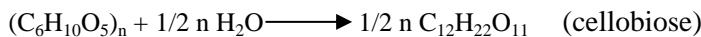
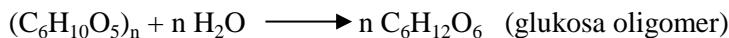
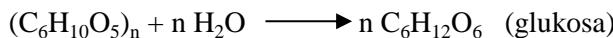
Diketahui dari literatur , perbandingan LP steam : HP steam = 1 : 3

$$\begin{aligned} \text{LP steam} &= 1/3 \times 16282,13 \\ &= 5427,38 \quad \text{Kg} \end{aligned}$$

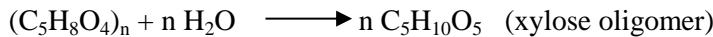
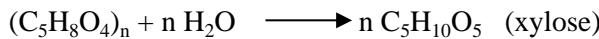
$$\begin{aligned} \text{HP steam} &= \text{Total massa steam} - \text{LP steam} \\ &= 16282,13 - 5427,38 \\ &= 10854,76 \quad \text{Kg} \end{aligned}$$

Reaksi - reaksi yang terjadi :

1. Reaksi yang terjadi pada Selulosa



2. Reaksi yang terjadi pada hemiselulosa



3. Reaksi yang terjadi pada lignin



Dimana nilai "n" :

Selulosa = 100 - 200; diambil 150

Hemiselulosa = 17000

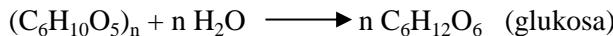
Lignin = 1400 - 2500; diambil 1600

(Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, 1998)

Perhitungan reaksi dalam reaktor Prehidrolisis

1. Reaksi pada Selulosa

A. Selulosa menjadi glukosa



Konversi reaksi : 7 % (Aden *et al*, 2011)

$$n = 150$$

Neraca massa komponen :

a. $(C_6H_{10}O_5)_{150}$

$$\begin{aligned} (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ mula-mula} &= 143050,16 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (C_6H_{10}O_5)_{150}}{\text{BM } (C_6H_{10}O_5)_{150}} \\ &= \frac{143050,16}{24321,54} \text{ kg/kg/kmol} \\ &= 5,88 \text{ kmol} \end{aligned}$$

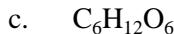
$$\begin{aligned} (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ bereaksi} &= 0,07 \times 5,88 \\ &= 0,41 \text{ kmol} \end{aligned}$$

b. H_2O

$$\begin{aligned} \text{massa } H_2O \text{ total} &= \text{Massa larutan} - \text{Massa } H_2SO_4 \\ &= 814106,63 - 29595,26 \\ &= 784511,3712 \end{aligned}$$

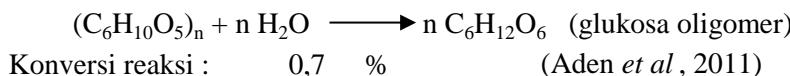
$$\begin{aligned} \text{mol } H_2O \text{ mula-mula} &= \frac{\text{massa } H_2O}{\text{BM } H_2O} \\ &= \frac{784511,37}{18,02} \text{ kg/kg/kmol} \\ &= 43546,85 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol } H_2O \text{ bereaksi} &= 1 \times \text{mol } C_6H_{10}O_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\ &= 0,41 \times 150 \\ &= 61,76 \text{ kmol} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ terbentuk} &= 1 \times \text{mol C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\
 &= 0,41 \times 150 \\
 &= 61,76 \text{ kmol} \\
 \text{massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 &= \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \times \text{BM C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \\
 &= 61,76 \times 180,159 \\
 &= 11126,09 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

B. Selulosa menjadi glukosa oligomer



$$n = 150$$

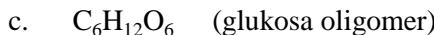
Neraca massa komponen :



$$\begin{aligned}
 (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{150} \text{ mula-mula} &= 143050,16 \text{ kg} \\
 \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{150}}{\text{BM } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{150}} \\
 &= \frac{143050,16}{24321,54} \text{ kg/kmol} \\
 &= 5,88 \text{ kmol} \\
 (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{150} \text{ bereaksi} &= 0,007 \times 5,88 \\
 &= 0,041 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} \text{ bereaksi} &= 1 \times \text{mol C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\
 &= 1 \times 0,041 \times 150 \\
 &= 6,176 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ terbentuk} &= 1 \times \text{mol C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\
 &= 0,041 \times 150 \\
 &= 6,176 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 &= \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \times \\
 &\quad \text{BM C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \\
 &= 0,041 \times 180,1589 \\
 &= 1112,61 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

C. Selulosa menjadi Cellobiose



Konversi reaksi : 0,7 % (Aden et al. 2011)

$$n = 150$$

Neraca massa komponen :

a. $(\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{150}$

$$\begin{aligned}
 (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{150} \text{ mula-mula} &= 143050,16 \text{ kg} \\
 \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{150}}{\text{BM } (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{150}} \\
 &= \frac{143050,16}{24321,54} \text{ kg/kg/kmol} \\
 &= 5,88 \text{ kmol} \\
 (\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5)_{150} \text{ bereaksi} &= 0,007 \times 5,88 \\
 &= 0,041 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

b. H_2O

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} \text{ bereaksi} &= 1/2 \times \text{mol C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\
 &= 0,5 \times 0,041 \times 150 \\
 &= 3,088 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

c. $\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$ (cellobiose)

$$\begin{aligned}
 \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ terbentuk} &= 1/2 \times \text{mol C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\
 &= 0,5 \times 0,041171371 \times 150 \\
 &= 3,088 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} &= \text{mol C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \times \text{BM C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \\
 &= 1056,98
 \end{aligned}$$

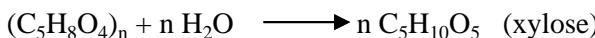
Konversi selulosa total adalah 8,4%, sehingga mol selulosa sisa adalah :

Jumlah mol $(C_6H_{10}O_5)_{150}$ mula-mula $\times (100\% - 8,4\%)$

$$\begin{aligned}
 (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ mula - mula} &= 5,88 \quad \text{kmol} \\
 \text{mol } (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ sisa} &= 5,88 \quad \times 0,916 \\
 &= 5,388 \quad \text{kmol} \\
 \text{massa } (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ sisa} &= \text{mol } (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ sisa} \times \\
 &\qquad \text{BM } (C_6H_{10}O_5)_{150} \\
 &= 5,388 \quad \times 150 \times \\
 &\qquad 162,1436 \\
 &= 131033,95 \quad \text{Kg}
 \end{aligned}$$

2. Reaksi pada hemiselulosa

A. Hemiselulosa menjadi xylosa



Konversi reaksi : 90 % (Aden *et al.* . 2011)

$$n = 150$$

Neraca massa komponen :

a. $(C_5H_8O_4)_{150}$

$$\begin{aligned}
 (C_5H_8O_4)_{150} \text{ mula-mula} &= 117580,26 \quad \text{kg} \\
 \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (C_5H_8O_4)_{150}}{\text{BM } (C_5H_8O_4)_{150}} \\
 &= \frac{117580,26}{19817,57} \quad \text{kg/kg/kmol} \\
 &= 5,933 \quad \text{kmol} \\
 (C_5H_8O_4)_{150} \text{ bereaksi} &= 0,9 \quad \times \quad 5,933 \\
 &= 5,34 \quad \text{kmol}
 \end{aligned}$$

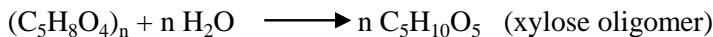
b. H_2O

$$\begin{aligned}
 H_2O \text{ bereaksi} &= 1 \times \text{mol } C_5H_8O_4 \text{ bereaksi} \times (n) \\
 &= 5,34 \quad \times \quad 150 \\
 &= 800,97 \quad \text{kmol}
 \end{aligned}$$

c. $C_5H_{10}O_5$

$$\begin{aligned}
 C_5H_{10}O_5 \text{ terbentuk} &= 1 \times \text{mol } C_5H_8O_4 \text{ bereaksi } x (n) \\
 &= 5,34 \quad x \quad 150 \\
 &= 800,973 \quad \text{kmol} \\
 \text{Massa } C_5H_{10}O_5 &= \text{mol } C_5H_{10}O_5 \quad x \\
 &\quad \text{BM } C_5H_{10}O_5 \\
 &= 800,973 \quad x \quad 150,132 \\
 &= 120252,031 \quad \text{Kg}
 \end{aligned}$$

B. Hemiselulosa menjadi xylosa oligomer



Konversi reaksi : 2,5 % (Aden *et al.* . 2011)

$$n = 150$$

Neraca massa komponen :

a. $(C_5H_8O_4)_{150}$

$$\begin{aligned}
 (C_5H_8O_4)_{150} \text{ mula-mula} &= 117580,26 \quad \text{kg} \\
 \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (C_5H_8O_4)_{150}}{\text{BM } (C_5H_8O_4)_{150}} \\
 &= \frac{117580,26}{19817,5665} \quad \text{kg/kg/kmol} \\
 &= 5,933 \quad \text{kmol} \\
 (C_5H_8O_4)_{150} \text{ bereaksi} &= 0,025 \quad x \quad 5,933 \\
 &= 0,148 \quad \text{kmol}
 \end{aligned}$$

b. H_2O

$$\begin{aligned}
 H_2O \text{ bereaksi} &= 1 \times \text{mol } C_5H_8O_4 \text{ bereaksi } x (n) \\
 &= 0,148 \quad x \quad 150 \\
 &= 22,249 \quad \text{kmol}
 \end{aligned}$$

c. $C_5H_{10}O_5$ (Xylosa oligomer)

$$\begin{aligned}
 C_5H_{10}O_5 \text{ terbentuk} &= 1 \times \text{mol } C_5H_8O_4 \text{ bereaksi } x (n) \\
 &= 0,148 \quad x \quad 150 \\
 &= 22,249 \quad \text{kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 &= \text{mol C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \times \\
 &\quad \text{BM C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \\
 &= 22,249 \times 150,132 \\
 &= 3340,334 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

C. Hemiselulosa menjadi furfural



Konversi reaksi : 5 % (Aden *et al.* . 2011)

$$n = 150$$

Neraca massa komponen :

a. $(C_5H_8O_4)_{150}$

$$\begin{aligned}
 (C_5H_8O_4)_{150} \text{ mula-mula} &= 117580,26 \text{ kg} \\
 \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (C_5H_8O_4)_{150}}{\text{BM } (C_5H_8O_4)_{150}} \\
 &= \frac{117580,26}{19817,567} \text{ kg/kg/kmol} \\
 &= 5,933 \text{ kmol} \\
 (C_5H_8O_4)_{150} \text{ bereaksi} &= 0,05 \times 5,933 \\
 &= 0,297 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

b. H_2O

$$\begin{aligned}
 H_2O \text{ terbentuk} &= 2 \times \text{mol } C_5H_8O_4 \text{ bereaksi } \times (n) \\
 &= 2 \times 0,297 \times 150 \\
 &= 88,997 \text{ kmol} \\
 \text{Massa } H_2O &= 1603,311 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

c. $C_5H_4O_2$ (furfural)

$$\begin{aligned}
 C_5H_4O_2 \text{ terbentuk} &= 1 \times \text{mol } C_5H_8O_4 \text{ bereaksi } \times (n) \\
 &= 0,297 \times 150 \\
 &= 44,498 \text{ kmol} \\
 \text{Massa } C_5H_4O_2 &= \text{mol } C_5H_4O_2 \times \\
 &\quad \text{BM } C_5H_4O_2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 44,498 \quad \text{x} \quad 96,0864 \\
 &= 4275,70 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

Konversi hemiselulosa total adalah 97,5%, sehingga mol hemiselulosa sisa adalah :

Jumlah mol $(C_5H_8O_4)_{150}$ mula-mula $\times (100\% - 97,5\%)$

$$\begin{aligned}
 (C_5H_8O_4)_{150} \text{ mula - mula} &= 5,933 \quad \text{kmol} \\
 \text{mol } (C_5H_8O_4)_{150} \text{ sisa} &= 5,933 \quad \text{x} \quad 0,025 \\
 &= 0,1483 \quad \text{kmol} \\
 \text{massa } (C_5H_8O_4)_{150} \text{ sisa} &= \text{mol } (C_5H_8O_4)_{150} \text{ sisa} \times \\
 &\quad \text{BM } (C_5H_8O_4)_{150} \\
 &= 0,1483 \quad \text{x} \quad 150 \times \\
 &\quad 132,1171 \\
 &= 2939,506 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

3. Reaksi pada lignin menjadi soluble lignin



Konversi reaksi : 5 % (Aden *et al.* 2011)

$$n = 1600$$

Neraca massa komponen :

a. $(C_{10}H_{13,9}O_{1,3})_n$

$$\begin{aligned}
 (C_{10}H_{13,9}O_{1,3})_n \text{ mula-mula} &= 30354,547 \quad \text{kg} \\
 \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (C_{10}H_{13,9}O_{1,3})_{1600}}{\text{BM } (C_{10}H_{13,9}O_{1,3})_{1600}} \\
 &= \frac{30354,547}{247520} \quad \text{kg} \\
 &= 0,123 \quad \text{kmol}
 \end{aligned}$$

$$(C_{10}H_{13,9}O_{1,3})_n \text{ bereaksi} = 0,05 \quad \text{x} \quad 0,123$$

$$= 0,0061 \quad \text{kmol}$$

$$\text{mol } (C_{10}H_{13,9}O_{1,3})_n = 0,1226 \quad -$$

$$\text{sisa} = 0,0061$$

$$= 0,1165 \quad \text{kmol}$$

$$\text{massa } (\text{C}_{10}\text{H}_{13,9}\text{O}_{1,3})_n = 28836,82 \text{ Kg}$$

b. $(\text{C}_{10}\text{H}_{13,9}\text{O}_{1,3})_n$ (*soluble lignin*)
(Soluble lignin) terbentuk = $1 \times \text{mol lignin bereaksi} \times n$
= 9,811 kmol
= 1517,727 Kg

Menghitung mol H₂O sisa :

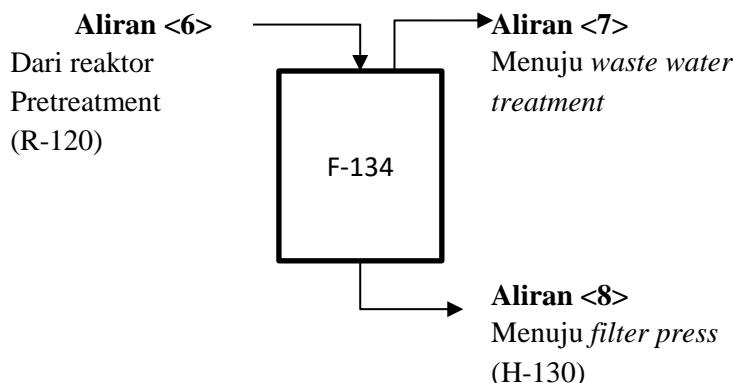
Jumlah mol H₂O mula-mula - (mol H₂O yang bereaksi pada reaksi
reaksi 2 + reaksi 3 + reaksi 4 + reaksi 5

Mol H ₂ O mula-mula	=	43546,853	Kmol
Mol H ₂ O bereaksi pd reaksi 1	=	61,757	Kmol
Mol H ₂ O bereaksi pd reaksi 2	=	6,176	Kmol
Mol H ₂ O bereaksi pd reaksi 3	=	3,088	Kmol
Mol H ₂ O bereaksi pd reaksi 4	=	800,973	Kmol
Mol H ₂ O bereaksi pd reaksi 5	=	22,249	Kmol
Mol H ₂ O sisa	=	42652,611	Kmol
Massa H ₂ O terbentuk	=	1603,311	Kg
Massa H ₂ O sisa	=	770004,594	Kg

Tabel A.4 Neraca Massa pada Reaktor *Pretreatment* (R-120)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <2>		Aliran <6>	
C ₆ H ₁₀ O ₅	143050,16	C ₆ H ₁₂ O ₆	11126,086
C ₅ H ₈ O ₄	117580,26	G. Oligomer	1112,609
Lignin	30354,55	C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,951
Ash	17096,24	C ₅ H ₁₀ O ₅	120252,031
Others	40821,63	X. Oligomer	3340,334
	348902,84	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506
Aliran <4>		Lignin	28836,820
H ₂ O	768229,239	Soluble lignin	1517,727
H ₂ SO ₄	29595,255	Ash	17096,239
	797824,494	Others	40821,632
Aliran <3>		H ₂ O	770004,594
LP steam	5427,378	H ₂ SO ₄	29595,255
Aliran <5>		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1056,980
HP steam	10854,755	Furfural	4275,702
Total	1163009,467	Total	1163009,467

3. *Blowdown Tank* (F-134)



Fungsi : Menurunkan tekanan operasi produk dari reaktor pre-treatment sampai dengan tekanan atmosfer dan menghilangkan racun yang terjadi selama proses pre-treatment
 Dalam literatur disebutkan bahwa setelah waktu tinggal selama 15 menit, hidrolisate slurry dengan padatan tak larut sebesar 21% dialirkan ke *filter press* serta 61% furfural yang terbentuk pada pretreatment menguap (Aden *et al*, 2002)

Aliran Masuk	
Komponen	Massa (kg)
Aliran <6>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11126,08588
G. Oligomer	1112,608588
C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506
C ₅ H ₁₀ O ₅	120252,0314
X. Oligomer	3340,334205
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
Lignin	28836,81972
<i>Soluble</i>	1517,727354
<i>Ash</i>	17096,23916
<i>Others</i>	40821,63227
H ₂ O	770004,5939
H ₂ SO ₄	29595,25541
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1056,979869
Furfural	4275,701739
Total	1163009,467

Diketahui : massa komponen padatsn dalam aliran <6>, yaitu C₆H₁₀O₅; C₅H₈O₄; lignin ; Ash ; Others
 Massa komponen padatan = 220728,1482 kg
 Dari literatur disebutkan bahwa konsentrasi padatan pada produk sebesar 21 %
 Massa padatan = 220728 kg

$$\begin{aligned}
 \text{Massa larutan} &= (\text{massa padatan}/0,21) \times 0,79 \\
 &= 830358,272 \text{ kg} \\
 \text{Massa produk slurry} &= \text{Massa padatan} + \text{Massa larutan} \\
 &= 220728 + 830358,2716 \\
 &= 1051086,42 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa furfural yang menguap

$$\begin{aligned}
 \text{Massa furfural yang menguap} &= 61\% \times \text{massa furfural yang masuk} \\
 &= 0,61 \times 4275,701739 \\
 &= 2608,178061 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{Massa furfural sisa} = 1667,523678 \text{ kg}$$

Menghitung massa air yang menguap

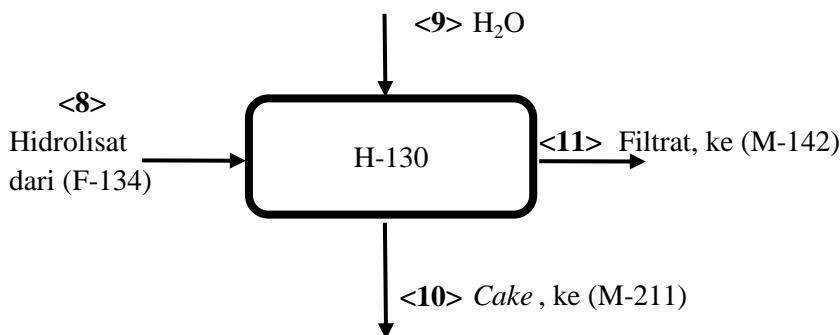
$$\begin{aligned}
 \text{Massa air yg menguap} &= \text{Massa feed yang masuk} - \text{Massa} \\
 &\quad \text{produk slurry} - \text{massa furfural menguap} \\
 &= 1163009,467 - 1051086,42 \\
 &\quad - 2608,178061 \\
 &= 109314,8687 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel A.5 Neraca Massa pada *Blowdown Tank* (F-134)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <6>		Aliran <7>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11126,08588	1 H ₂ O	109314,8687
G. Oligomer	1112,608588	2 Furfural	2608,178061
			111923,0467
C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506	Aliran <8>	
C ₅ H ₁₀ O ₅	120252,0314	C ₆ H ₁₂ O ₆	11126,08588
X. Oligomer	3340,334205	G. Oligomer	1112,608588
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506
Lignin	28836,81972	C ₅ H ₁₀ O ₅	120252,0314
<i>Soluble lignin</i>	1517,727354	X. Oligomer	3340,334205
<i>Ash</i>	17096,23916	<i>lignin</i>	1517,727354
<i>Others</i>	40821,63227	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
H ₂ O	770004,5939	Lignin	28836,81972
H ₂ SO ₄	29595,25541	Ash	17096,23916
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1056,979869	<i>Others</i>	40821,63227
Furfural	4275,701739	H ₂ O	660689,7253
		H ₂ SO ₄	29595,25541
		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1056,979869
		Furfural	1667,523678
Total	1163009,467	Total	1163009,467

4. Filter Press (H-130)

Fungsi: untuk memisahkan larutan dengan padatan dan sekaligus mencuci padatan dari asam yang mengandung racun



- Dari literatur diketahui ratio H₂O dengan massa feed masuk adalah 0,58 : 1 (Aden *et al*, 2002)

$$\begin{aligned}
 \text{Massa feed masuk} &= 1163009,467 \text{ Kg} \\
 \text{H}_2\text{O yang ditambahkan} &= 0,58 \times \text{Massa feed masuk} \\
 &= 674545,4906 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

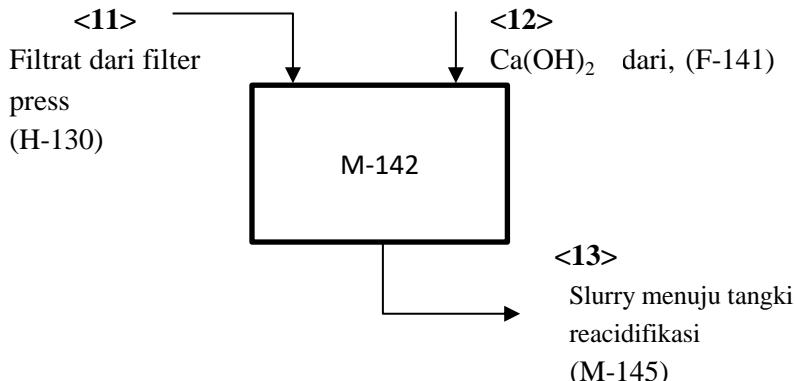
Asumsi:

- $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ yang terikut cake sebesar 1%
- Glukosa oligomer yang terikut cake sebesar 1%
- $\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$ yang terikut cake sebesar 1%
- Xylosa oligomer yang terikut cake sebesar 1%
- Soluble lignin* yang terikut cake sebesar 1%
- Furfural yang terikut cake sebesar 1%
- $\text{C}_{11}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$ yang terikut cake sebesar 1%
- H_2O yang terikut cake sebesar 1%
- H_2SO_4 yang terikut cake sebesar 1%

Tabel A.6 Neraca Massa pada *Filter Press* (H-130)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <8>		Aliran <10>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11126,08588	C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506
G. Oligomer	1112,608588	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506	Lignin	28836,81972
C ₅ H ₁₀ O ₅	120252,0314	Ash	17096,23916
X. Oligomer	3340,334205	Others	40821,63227
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	C ₆ H ₁₂ O ₆	111,2608588
Lignin	28836,81972	G. Oligomer	11,12608588
<i>Soluble</i>		<i>Soluble</i>	
<i>lignin</i>	1517,727354	<i>lignin</i>	15,17727354
Ash	17096,23916	C ₅ H ₁₀ O ₅	1202,520314
Others	40821,63227	X. Oligomer	33,40334205
H ₂ O	660689,7253	H ₂ O	13352,35216
H ₂ SO ₄	29595,25541	H ₂ SO ₄	295,9525541
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1056,979869	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	10,56979869
Furfural	1667,523678	Furfural	16,67523678
	1051086,42		235777,1858
Aliran <9>		Aliran <11>	
H ₂ O	674545,4906	C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,82502
		G. Oligomer	1101,482502
		<i>Soluble</i>	
		<i>lignin</i>	1502,55008
		C ₅ H ₁₀ O ₅	119049,5111
		X. Oligomer	3306,930863
		H ₂ O	1321882,864
		H ₂ SO ₄	29299,30285
		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,410071
		Furfural	1650,848441
Total	1725631,91	Total	1725631,91

5. Tangki Overliming (M-142)



Fungsi : untuk menetralkan asam sulfat yang bersifat racun dengan menambahkan kapur (lime), sehingga pH larutan naik menjadi 10.
 Dasar perhitungan :

Kapur (lime) yang ditambahkan pada tangki overliming sebesar 25 g/l

total massa aliran masuk ke overliming :

Aliran <11>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,82502
G. Oligomer	1101,482502
<i>Soluble</i>	
<i>lignin</i>	1502,55008
C ₅ H ₁₀ O ₅	119049,5111
X. Oligomer	3306,930863
H ₂ O	1321882,864
H ₂ SO ₄	29299,30285
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,410071
Furfural	1650,848441
Total	1489854,725

Asumsi $\rho = 1\text{Kg/l}$

Maka volume aliran yang masuk tangki overliming adalah

$$\text{Volume total} = \frac{\text{Massa total}}{\rho}$$

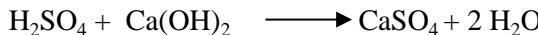
$$= \frac{1489854,725}{1}$$

$$\text{Massa Ca(OH)}_2 = 25 \text{ g/l} \times 1489854,725$$

$$= 37246368,11 \text{ g}$$

$$= 37246,36811 \text{ Kg}$$

Reaksi pada tangki overliming



Asumsi : konversi reaksi 100%

$$\text{BM Ca(OH)}_2 = 74,09274 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM CaSO}_4 = 136,1396 \text{ kg/kmol}$$

Neraca massa komponen :

a. H_2SO_4

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ mula-mula} = 29299,30285 \text{ kg}$$

$$\text{mol mula-mula} = \frac{\text{Massa H}_2\text{SO}_4}{\text{BM H}_2\text{SO}_4}$$

$$= 298,7361108 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} = 298,7361108 \text{ kmol}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa} = 0 \text{ kmol}$$

$$= 0 \text{ kg}$$

b. Ca(OH)_2

$$\text{Ca(OH)}_2 \text{ mula-mula} = 37246,3681 \text{ kg}$$

$$= 502,6993 \text{ kmol}$$

$$\text{Ca(OH)}_2 \text{ bereaksi} = 1 \times \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi}$$

$$= 298,7361108 \text{ kmol}$$

$$\text{Ca(OH)}_2 \text{ sisa} = 502,6992944 - 298,736$$

$$= 203,9632 \text{ kmol}$$

$$= 15112,1911 \text{ Kg}$$

c. CaSO_4

$$\begin{aligned}\text{CaSO}_4 \text{ terbentuk} &= 1 \times \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} \\ &= 298,7361108 \text{ kmol} \\ &= 40669,8146 \text{ Kg}\end{aligned}$$

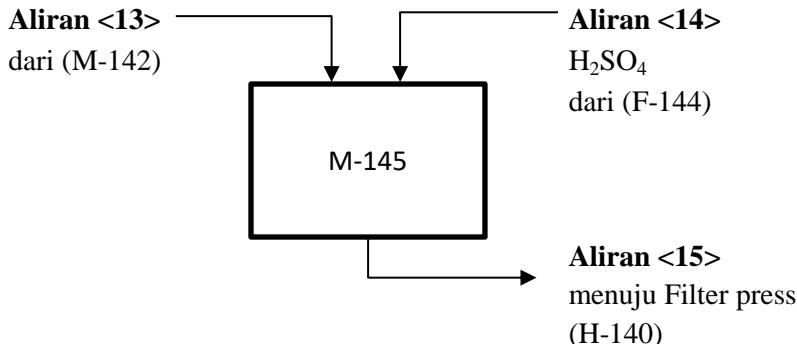
d. H_2O

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O terbentuk} &= 2 \times \text{mol H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} \\ &= 597,4722216 \text{ kmol} \\ &= 10763,6652 \text{ kg}\end{aligned}$$

Tabel A.7 Neraca Massa pada Tangki *Overliming* (M-142)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <11>		Aliran <13>	
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	11014,82502	$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	11014,82502
G. Oligomer	1101,482502	G. Oligomer	1101,482502
<i>Soluble lignin</i>	1502,55008	<i>lignin</i>	1502,55008
$\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$	119049,5111	$\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$	119049,5111
X. Oligomer	3306,930863	X. Oligomer	3306,930863
H_2O	1321882,864	H_2O	1332646,5289
H_2SO_4	29299,30285	H_2SO_4	0
$\text{C}_{11}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	1046,410071	$\text{C}_{11}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	1046,410071
Furfural	1650,848441	Furfural	1650,848441
	1489854,725	Ca(OH)_2	15112,19113
Aliran <12>		CaSO_4	40669,81463
Ca(OH)_2	37246,36811		
Total	1527101,093	Total	1527101,093

6. Tangki Reacidifikasi



Fungsi : Untuk menurunkan pH sampai 4,5 dimana nilai pH yang sesuai untuk hidrolisa enzim dan fermentasi dan untuk mengikat Ca(OH)₂ berlebih dari reaksi overliming

Penambahan H₂SO₄ berfungsi untuk menurunkan pH 10 menjadi pH 4,5 yang merupakan nilai pH untuk fermentasi
(Aden et al, 2002)

Waktu tinggal 4 jam, agar terbentuk kristal-kristal gypsum yang dapat dengan segera dipisahkan *(Aden et al, 2002)*

Komponen bahan pada aliran masuk

Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)
Aliran <13>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,82502
G. Oligomer	1101,482502
<i>Soluble lignin</i>	1502,55008
C ₅ H ₁₀ O ₅	119049,5111
X. Oligomer	3306,930863
H ₂ O	1332646,5289
H ₂ SO ₄	0
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,410071
Furfural	1650,848441
Ca(OH) ₂	15112,19113
CaSO ₄	40669,81463
Total	1527101,093

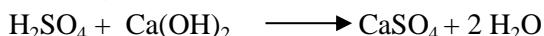
Menghitung kebutuhan H₂SO₄

Dari tangki overliming diketahui bahwa, jumlah Ca(OH)₂ sisa, sebesar 203,9631836 Kmol

$$\begin{aligned} \text{Jumlah H}_2\text{SO}_4 &= \text{Kmol H}_2\text{SO}_4 \times \text{BM H}_2\text{SO}_4 \\ &= 203,96318 \times 98,07754 \\ &= 20004,2073 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Jadi H₂SO₄ yang ditambahkan kedalam tangki reacidifikasi sebesar 20004,2073 Kg

Reaksi pada tangki reacidifikasi



Asumsi : konversi reaksi 100%

$$\text{BM Ca(OH)}_2 = 74,09274 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{BM CaSO}_4 = 136,1396 \text{ kg/kmol}$$

Neraca massa komponen :

a. H_2SO_4

H_2SO_4 mula-mula	=	20004,2073	kg
mol mula-mula	=	<u>Massa H_2SO_4</u>	
	=	BM H_2SO_4	
	=	203,9631836	kmol
H_2SO_4 bereaksi	=	203,9631836	kmol
H_2SO_4 sisa	=	0	kmol
	=	0	kg

b. $\text{Ca}(\text{OH})_2$

$\text{Ca}(\text{OH})_2$ mula-mula	=	15112,1911	kg
	=	203,9631836	kmol
$\text{Ca}(\text{OH})_2$ bereaksi	=	1 x mol H_2SO_4 bereaksi	
	=	203,9631836	kmol
$\text{Ca}(\text{OH})_2$ sisa	=	203,9631836	- 203,963
	=	0	kmol
	=	0	Kg

c. CaSO_4

CaSO_4 terbentuk	=	1 x mol H_2SO_4 bereaksi	
	=	203,9631836	kmol
	=	27767,4662	Kg

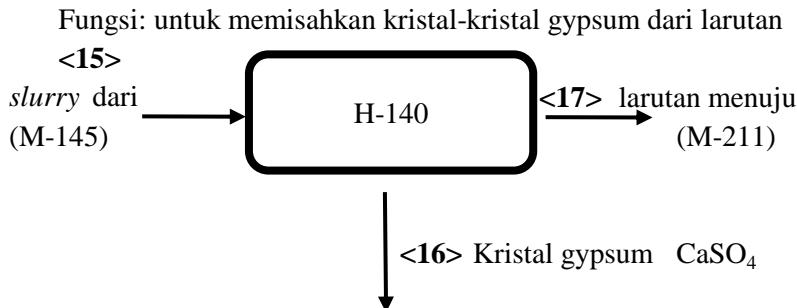
d. H_2O

H_2O terbentuk	=	2 x mol H_2SO_4 bereaksi	
	=	407,9263671	kmol
	=	7348,9322	kg

Tabel A.8 Neraca Massa pada Tangki Reacidifikasi (M-145)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <13>		Aliran <15>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,82502	C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,82502
G. Oligomer	1101,482502	G. Oligomer	1101,482502
<i>Soluble</i>		<i>Soluble</i>	
<i>lignin</i>	1502,55008	<i>lignin</i>	1502,55008
C ₅ H ₁₀ O ₅	119049,5111	C ₅ H ₁₀ O ₅	119049,5111
X. Oligomer	3306,930863	X. Oligomer	3306,930863
H ₂ O	1332646,5289	H ₂ O	1339995,4611
H ₂ SO ₄	0	H ₂ SO ₄	0
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,410071	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,410071
Furfural	1650,848441	Furfural	1650,848441
Ca(OH) ₂	15112,19113	Ca(OH) ₂	0
CaSO ₄	40669,81463	CaSO ₄	68437,2809
	1527101,093		
Aliran <14>			
H ₂ SO ₄	20004,2073		
Total	1547105,3	Total	1547105,3

7. Filter Press (H-140)



Cake di filter press ini hanya mengandung gypsum CaSO₄ dengan jumlah sebesar, 68437,281 Kg

Asumsi:

C₆H₁₂O₆ yang terikut cake sebesar 1%

Glukosa oligomer yang terikut cake sebesar 1%

C₅H₁₀O₅ yang terikut cake sebesar 1%

Xylosa oligomer yang terikut cake sebesar 1%

Soluble lignin yang terikut cake sebesar 1%

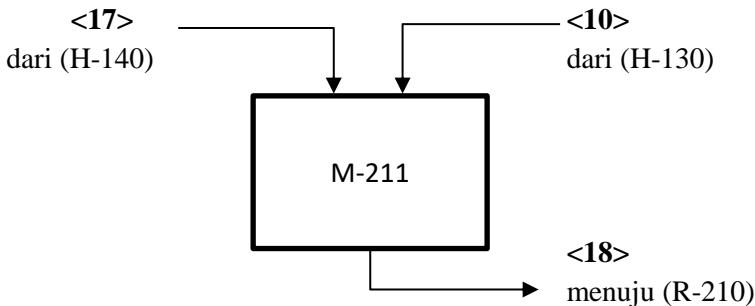
Furfural yang terikut cake sebesar 1%

C₁₁H₂₂O₁₁ yang terikut cake sebesar 1%

H₂O yang terikut cake sebesar 1%

Tabel A.9 Neraca Massa pada *Filter Press* (H-140)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <15>		Aliran <17>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11014,82502	C ₆ H ₁₂ O ₆	10904,67677
G. Oligomer	1101,482502	G. Oligomer	1090,467677
<i>Soluble</i>		<i>Soluble</i>	
<i>lignin</i>	1502,55008	<i>lignin</i>	1487,524579
C ₅ H ₁₀ O ₅	119049,5111	C ₅ H ₁₀ O ₅	117859,016
X. Oligomer	3306,930863	X. Oligomer	3273,861554
H ₂ O	1339995,4611	H ₂ O	1326595,506
H ₂ SO ₄	0	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1035,94597
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,410071	Furfural	1634,339957
Furfural	1650,848441		1463881,339
Ca(OH) ₂	0		
CaSO ₄	68437,2809	Aliran <16>	
		CaSO ₄	68437,28085
		C ₆ H ₁₂ O ₆	110,1482502
		G. Oligomer	11,01482502
		<i>Soluble</i>	
		<i>lignin</i>	15,0255008
		C ₅ H ₁₀ O ₅	1190,495111
		X. Oligomer	33,06930863
		H ₂ O	13399,95461
		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	10,46410071
		Furfural	16,50848441
Total	1547105,3	Total	1547105,3

8. Reslurrying Agitated Tank

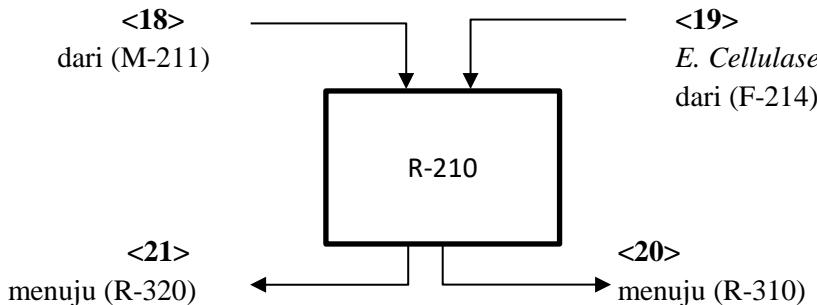
Fungsi : Melarutkan kembali padatan dari filter press dengan larutan yang telah mengalami overliming dan reacidifikasi

Di dalam tangki ini diperlukan waktu sekitar 15 menit untuk memperoleh hasil pengadukan yang baik (*Aden et al, 2002*)

Tabel A.10 Neraca Massa pada *Reslurrying Agitated Tank*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <17>		Aliran <18>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	10904,67677	C ₆ H ₁₂ O ₆	11015,93763
G. Oligomer	1090,467677	G. Oligomer	1101,593763
<i>Soluble</i>		<i>Soluble</i>	
<i>lignin</i>	1487,524579	<i>lignin</i>	1502,701853
C ₅ H ₁₀ O ₅	117859,016	C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506
X. Oligomer	3273,861554	C ₅ H ₁₀ O ₅	119061,5363
H ₂ O	1326595,506	X. Oligomer	3307,264897
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1035,94597	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
Furfural	1634,339957	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,515769
	1463881,339	Lignin	28836,81972
Aliran <10>		<i>Ash</i>	17096,23916
C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506	<i>Others</i>	40821,63227
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	H ₂ O	1339947,859
Lignin	28836,81972	H ₂ SO ₄	295,9525541
<i>Ash</i>	17096,23916	Furfural	1651,015194
<i>Others</i>	40821,63227		
C ₆ H ₁₂ O ₆	111,2608588		
G. Oligomer	11,12608588		
<i>Soluble</i>			
<i>lignin</i>	15,17727354		
C ₅ H ₁₀ O ₅	1202,520314		
X. Oligomer	33,40334205		
H ₂ O	13352,35216		
H ₂ SO ₄	295,9525541		
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	10,56979869		
Furfural	16,67523678		
Total	1699658,525	Total	1699658,525

9. Reaktor Sakarifikasi



Fungsi : Menghidrolisa selulosa menjadi glukosa dengan menggunakan enzim Cellulase

Enzim Cellulase yang ditambahkan sebesar 0,2 % massa selulosa

Massa enzim cellulase yang masuk reaktor sakarifikasi sebesar :

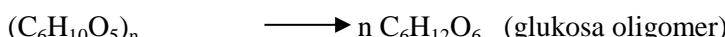
$$= 0,2 \% \times \text{massa selulosa masuk reaktor sakarifikasi}$$

$$= 0,2 \% \times 131033,9506 \text{ Kg}$$

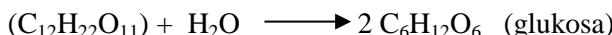
$$= 262,0679011 \text{ Kg}$$

Reaksi - reaksi yang terjadi :

1. Reaksi yang terjadi pada Selulosa



2. Reaksi yang terjadi pada cellobiose



Dimana nilai "n" :

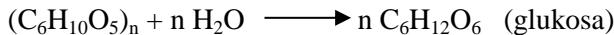
$$\text{Selulosa} = 150$$

(Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, 1998)

Perhitungan reaksi dalam reaktor sakarifikasi

1. Reaksi pada Selulosa

A. Selulosa menjadi glukosa



Konversi reaksi : 90 % (A. Aden et al. 2011)

$$n = 150$$

Neraca massa komponen :

a. $(C_6H_{10}O_5)_{150}$

$$\begin{aligned} (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ mula-mula} &= 131033,9506 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (C_6H_{10}O_5)_{150}}{\text{BM } (C_6H_{10}O_5)_{150}} \\ &= 5,387567998 \text{ kmol} \\ (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ bereaksi} &= 4,848811198 \text{ kmol} \\ (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ sisa} &= 0,5387568 \text{ kmol} \\ &= 13103,39506 \text{ kg} \end{aligned}$$

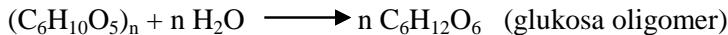
b. H_2O

$$\begin{aligned} H_2O \text{ mula-mula} &= 1339947,859 \text{ kg} \\ &= 74378,16098 \text{ kmol} \\ H_2O \text{ bereaksi} &= 1 \times \text{mol } C_6H_{10}O_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\ &= 727,3216798 \text{ kmol} \\ H_2O \text{ sisa} &= 74378,16098 - 727,322 \\ &= 73650,8393 \text{ kmol} \end{aligned}$$

c. $C_6H_{12}O_6$

$$\begin{aligned} C_6H_{12}O_6 \text{ terbentuk} &= 1 \times \text{mol } C_6H_{10}O_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\ &= 727,3216798 \text{ kmol} \\ &= 131033,5029 \text{ Kg} \end{aligned}$$

B. Selulosa menjadi glukosa oligomer



Konversi reaksi : 4 % (A. Aden et al. 2011)

$$n = 150$$

Neraca massa komponen :

a. $(C_6H_{10}O_5)_{150}$

$$\begin{aligned}(C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ mula-mula} &= 131033,9506 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (C_6H_{10}O_5)_{150}}{\text{BM } (C_6H_{10}O_5)_{150}} \\ &= 5,387567998 \text{ kmol} \\ (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ bereaksi} &= 0,21550272 \text{ kmol} \\ (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ sisa} &= 5,172065278 \text{ kmol} \\ &= 125792,5926 \text{ kg}\end{aligned}$$

b. H_2O

$$\begin{aligned}H_2O \text{ bereaksi} &= 1 \times \text{mol } C_6H_{10}O_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\ &= 32,32540799 \text{ kmol}\end{aligned}$$

c. $C_6H_{12}O_6$

$$\begin{aligned}C_6H_{12}O_6 \text{ terbentuk} &= 1 \times \text{mol } C_6H_{10}O_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\ &= 32,32540799 \text{ kmol} \\ &= 5823,711239 \text{ Kg}\end{aligned}$$

C. Selulosa menjadi cellobiose



Konversi reaksi : 1,2 % (A. Aden et al. 2011)

$$n = 150$$

Neraca massa komponen :

a. $(C_6H_{10}O_5)_{150}$

$$\begin{aligned}(C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ mula-mula} &= 131033,9506 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (C_6H_{10}O_5)_{150}}{\text{BM } (C_6H_{10}O_5)_{150}} \\ &= 5,387567998 \text{ kmol} \\ (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ bereaksi} &= 0,064650816 \text{ kmol} \\ (C_6H_{10}O_5)_{150} \text{ sisa} &= 5,322917182 \text{ kmol} \\ &= 129461,5432 \text{ kg}\end{aligned}$$

b. H_2O

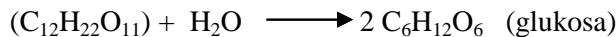
$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O} \text{ mula-mula} &= 1339947,859 \text{ kg} \\
 &= 74378,16098 \text{ kmol} \\
 \text{H}_2\text{O bereaksi} &= 1/2 \times \text{mol C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\
 &= 4,848811198 \text{ kmol} \\
 \text{H}_2\text{O sisa} &= 74378,16098 - 4,84881 \\
 &= 74373,31217 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

c. $\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$ (cellobiose)

$$\begin{aligned}
 \text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ terbentuk} &= 1/2 \times \text{mol C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \times (n) \\
 &= 4,848811198 \text{ kmol} \\
 &= 1659,760389 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

2. Reaksi pada Cellobiose

Cellobiose menjadi glukosa



Konversi reaksi : 100 % (A. Aden et al. 2011)

Neraca massa komponen :

a. $(\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11})$

$$\begin{aligned}
 (\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}) \text{ mula-mula} &= 1046,515769 \text{ kg} \\
 \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa } (\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11})}{\text{BM } (\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11})} \\
 &= 3,057283094 \text{ kmol} \\
 (\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}) \text{ bereaksi} &= 3,057283094 \text{ kmol} \\
 (\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}) \text{ sisa} &= 0 \text{ kmol} \\
 &= 0 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

b. H_2O

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{O mula-mula} &= 1339947,859 \text{ kg} \\
 &= 74378,16098 \text{ kmol} \\
 \text{H}_2\text{O bereaksi} &= 1 \times \text{mol C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 3,057283094 \text{ kmol} \\
 \text{H}_2\text{O sisa} &= 74378,16098 - 3,05728 \\
 &= 74375,1037 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

c. $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ terbentuk} &= 2 \times \text{mol C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11} \text{ bereaksi} \\
 &= 6,114566189 \text{ kmol} \\
 &= 1101,593763 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa selulosa sisa :

Konversi selulosa total adalah 95,2%, sehingga mol selulosa sisa adalah :

Mol selulosa mula-mula \times (100% - 95,2%)

$$= 5,387567998 \times 0,048$$

$$= 0,258603264 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa selulosa sisa} &= \text{mol selulosa sisa} \times \text{BM selulosa} \times n \\
 &= 0,258603264 \times 162,144 \times 150 \\
 &= 6289,629628 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa air sisa :

Mol air mula-mula - mol air bereaksi pada reaksi (1+3+4)

$$74378,16098 - 767,5531821$$

$$= 73610,6078 \text{ Kmol}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa air sisa} &= \text{mol air sisa} \times \text{BM air} \\
 &= 73610,608 \times 18,01534 \\
 &= 1326120,127 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung massa $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ terbentuk :

Massa $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$ terbentuk pada reaksi 1 + 2 + 3 + 4

$$\begin{aligned}
 131033,5 + 0 + 0 + 1101,593763 \\
 = 132135,0966 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

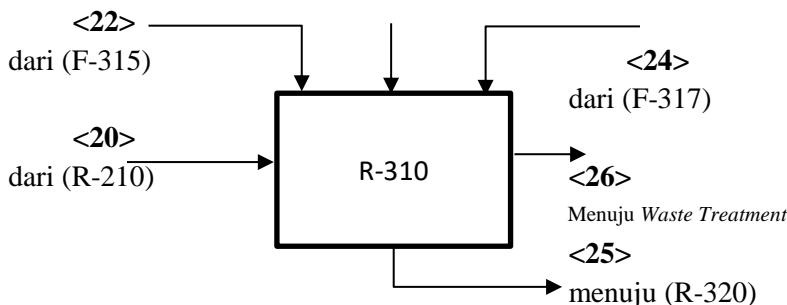
Tabel A.11 Neraca Massa pada Tangki Sakarifikasi

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <18>		Aliran <20>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	11015,93763	C ₆ H ₁₂ O ₆	14315,10343
G. Oligomer	1101,593763	G. Oligomer	692,5305002
<i>Soluble</i>		<i>Soluble</i>	
<i>lignin</i>	1502,701853	<i>lignin</i>	150,2701853
C ₆ H ₁₀ O ₅	131033,9506	C ₆ H ₁₀ O ₅	628,9629628
C ₅ H ₁₀ O ₅	119061,5363	C ₅ H ₁₀ O ₅	11906,15363
X. Oligomer	3307,264897	X. Oligomer	330,7264897
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	C ₅ H ₈ O ₄	293,9506427
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046,515769	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	165,9760389
Lignin	28836,81972	Lignin	2883,681972
Ash	17096,23916	Ash	1709,623916
<i>Others</i>	40821,63227	<i>Others</i>	4082,163227
H ₂ O	1339947,859	H ₂ O	132612,0127
H ₂ SO ₄	295,9525541	H ₂ SO ₄	29,59525541
Furfural	1651,015194	Furfural	165,1015194
	1699658,525	E. Cellulase	26,20679011
			169992,0593
Aliran <19>		Aliran <21>	
E. Cellulase	262,0679011	C ₆ H ₁₂ O ₆	128835,9308
		G. Oligomer	6232,774501
		<i>Soluble</i>	
		<i>lignin</i>	1352,431668
		C ₆ H ₁₀ O ₅	5660,666665
		C ₅ H ₁₀ O ₅	107155,3826
		X. Oligomer	2976,538407
		C ₅ H ₈ O ₄	2645,555784
		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1493,78435
		Lignin	25953,13775

		Ash	15386,61524
		Others	36739,46905
		H ₂ O	1193508,114
		H ₂ SO ₄	266,3572987
		Furfural	1485,913674
		E. Cellulase	235,861111
			1529928,533
Total	1699920,593	Total	1699920,593

10. Tangki Starter

<23> dari (F-316)



Fungsi : Untuk menumbuh kembangkan (membiakkan) *Z. Mobilis* sebelum masuk ke Reaktor Fermentasi

Massa hidrolisat dari reaktor sakarifikasi yang masuk ke tangki starter sebanyak 10% dari total massa

Mikroba yang ditambahkan sebanyak 750 gram/500 liter

(PT Molindo Raya Industri)

Diammonium Phosphate (Nutrient) yang ditambahkan sebesar 0,67 g/l (*whole slurry*)

Corn Steep Liquor yang ditambahkan sebesar 0,5 % massa
(Aden. et al, 2002)

Menghitung massa hidrolisat yang masuk

Massa masuk tangki starter = 10% massa dari reaktor sakarifikasi

$$\begin{aligned} \text{Massa masuk tangki starter} &= 0,1 \times 1699920,593 \\ &= 169992,0593 \end{aligned}$$

Tabel A.12 Komponen Masuk Tangki Starter (R-310)

Aliran Masuk				
Komponen	Massa (kg)	fraksi berat	SG	SG x fraksi
C ₆ H ₁₂ O ₆	14315,10343	0,08421	1,35	0,113684073
G. Oligomer	692,5305002	0,00407	1,35	0,005499764
<i>Soluble lignin</i>	150,2701853	0,00088	1,27	0,001122659
C ₆ H ₁₀ O ₅	628,9629628	0,0037	1,27	0,004698943
C ₅ H ₁₀ O ₅	11906,15363	0,07004	1,52	0,106459993
X. Oligomer	330,7264897	0,00195	1,52	0,002957222
C ₅ H ₈ O ₄	293,9506427	0,00173	1,27	0,002196087
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	165,9760389	0,00098	1,59	0,001552437
Lignin	2883,681972	0,01696	1,27	0,021543807
Ash	1709,623916	0,01006	1,27	0,012772493
Others	4082,163227	0,02401	1,27	0,030497585
H ₂ O	132612,0127	0,78011	1	0,780107102
H ₂ SO ₄	29,59525541	0,00017	1,84	0,00032034
Furfural	165,1015194	0,00097	1,159	0,001125656
E. Cellulase	26,20679011	0,00015	1,5	0,000231247
Total	169992,0593	1	20,449	1,084769408

Diketahui, massa jenis H₂O pada suhu 35°C = 995,68 kg/m³

Dari tabel diatas dapat dihitung massa jenis larutan dengan cara :

$$\text{Massa jenis larutan} = ((\text{fraksi x sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times$$

Massa jenis H₂O pada 35°C

$$= 1,08476941 \times 995,68$$

$$= 1080,0832 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{Massa total larutan}}{\text{Massa jenis larutan}}$$

$$= \frac{169992,059}{1080,0832}$$

$$= 157,38793 \text{ m}^3 = 157387,9296 \text{ l}$$

Menghitung jumlah *Diammonium Phosphate* (DAP) yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}\text{DAP yang ditambahkan} &= 0,67 \text{ g/l} \times 157387,9296 \text{ l} \\ &= 105449,9128 \text{ gram} \\ &= 105,4499128 \text{ kg}\end{aligned}$$

Menghitung jumlah *Corn Steep Liquor* (CSL) yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}(\text{CSL}) \text{ yang ditambahkan} &= 0,5 \% \times \text{Massa bahan masuk} \\ &\quad \text{tangki starter} \\ &= 0,005 \times 169992,0593 \text{ kg} \\ &= 849,9602963 \text{ Kg}\end{aligned}$$

Menghitung *Zymomonas Mobilis* yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}Z.Mobilis &= 750 \text{ gram / 500 liter} \times 157387,9296 \text{ l} \\ &= 1,5 \text{ g/l} \times 157387,93 \text{ l} \\ &= 236081,8943 \text{ gram} \\ &= 236,0818943 \text{ kg}\end{aligned}$$

Diketahui, laju pertumbuhan spesifik biomassa atau (μ) *Z. Mobilis* sebesar

$$\mu = 0,3 / \text{jam}$$

(Chen, et al , 2009)

Konsentrasi biomassa mula-mula (X_{vo})

$$\begin{aligned}X_{vo} &= \frac{\text{Massa biomassa masuk}}{\text{Volume larutan}} \\ &= \frac{236,0819 \text{ kg}}{157,3879 \text{ m}^3} \\ &= 1,5 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Kecepatan biomassa (R_v)

$$\begin{aligned}R_v &= \mu \times X_{vo} \\ &= 0,3 \times 1,5 \\ &= 0,45 \text{ kg/m}^3 \text{ jam}\end{aligned}$$

Pertumbuhan biomassa dalam satu hari (X_{vt})

$$\begin{aligned} X_{vt} &= 24 \times R_v \\ &= 24 \times 0,45 \\ &= 10,8 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biomassa yang tumbuh} &= X_{vo} + X_{vt} \\ &= 1,5 + 10,8 \\ &= 12,3 \text{ kg/m}^3 \\ &= 12,3 \times \text{Volume larutan} \\ &= 12,3 \times 157,3879296 \\ &= 1935,87 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biomassa Keluar} &= \text{Biomassa masuk} + \text{Biomassa Tumbuh} \\ &= 236,0818943 + 1935,871534 \\ &= 2171,953428 \end{aligned}$$

Menghitung $C_6H_{12}O_6$ sisa:

$$\begin{aligned} \text{Bahan masuk} &= \text{Bahan Keluar} \\ \text{Bahan masuk} &= 10\% \text{ massa} + Z.Mobilis + CSL + DAP \\ &= 169992,06 + 236,08189 + 849,9602963 \\ &\quad + 105,449913 \\ &= 171183,55 \text{ kg} \end{aligned}$$

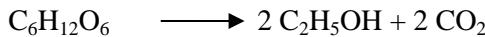
$$\begin{aligned} \text{Bahan Keluar} &= \text{Semua komponer} + Z.Mobilis + \\ &\quad C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\ &= 155676,9558 + 2171,953 + \\ &\quad C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\ &= 157848,9093 + C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} &= 171183,5514 - 157848,9093 \\ &= 13334,6421 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ dikonsumsi} &= \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ masuk} & - & \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} \\
 &= 14315,10343 & & 13334,6421 \\
 &= 980,4613245 \quad \text{kg} & &
 \end{aligned}$$

Reaksi - reaksi yang terjadi pada tangki starter

Reaksi I glukosa menjadi etanol



Konversi reaksi : 90 % (Aden *et al*, 2002)

Neraca massa komponen :

a. $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula-mula} &= 13334,6421 \quad \text{kg} \\
 \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)}{\text{BM} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)} \\
 &= \frac{13334,6421}{180,1589} \\
 &= 74,01598889 \quad \text{kmol} \\
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} &= 0,9 \times 74,01598889 \\
 &= 66,61439 \quad \text{kmol} \\
 \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\
 &= 74,01598889 - 66,6144 \\
 &= 7,401598889 \quad \text{kmol} \\
 \text{Massa C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} &= \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} \times \\
 &\quad \text{BM C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \\
 &= 7,401598889 \times 180,159 \\
 &= 1333,46421 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

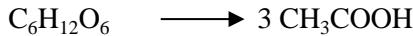
b. $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \text{ terbentuk} &= 2 \times \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} \\
 &= 2 \times 66,61439 \\
 &= 133,22878 \quad \text{kmol}
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{CO}_2 \quad \text{terbentuk} &= 2 \times \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} \\ &= 2 \times 66,61439 \\ &= 133,22878 \text{ kmol}\end{aligned}$$

Reaksi II Glukosa menjadi Asam asetat



Konversi reaksi : 1,5 % (Aden *et al*, 2002)

Neraca massa komponen :



$$\begin{aligned}\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula-mula} &= 13334,6421 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)}{\text{BM} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)} \\ &= \frac{13334,6421}{180,1589} \\ &= 74,01598889 \text{ kmol} \\ \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} &= 0,015 \times 74,01598889 \\ &= 1,110239833 \text{ kmol} \\ \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\ &= 74,01598889 - 1,11024 \\ &= 72,90574906 \text{ kmol}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}\text{CH}_3\text{COOH} \quad \text{terbentuk} &= 3 \times \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} \\ &= 3 \times 1,110239833 \\ &= 3,3307195 \text{ kmol}\end{aligned}$$

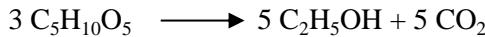
Konversi glukosa total adalah 91,5%, sehingga mol glukosa sisa adalah :

Jumlah mol ($\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$) mula-mula \times (100% - 91,5%)

$$\begin{aligned}(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) \text{ mula - mula} &= 74,01598889 \text{ kmol} \\ \text{mol} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) \text{ sisa} &= 74,01598889 \times 0,085\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 6,291359056 \text{ kmol} \\
 \text{massa (C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6\text{) sisa} &= \text{mol (C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6\text{) sisa} \times \\
 &\quad \text{BM (C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6\text{)} \\
 &= 6,291359056 \times 180,1589 \\
 &= 1133,444579 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Reaksi III Xylosa menjadi etanol



Konversi reaksi : 80 % (Aden *et al*, 2002)

Neraca massa komponen :

a. $\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ mula-mula} &= 11906,15363 \text{ kg} \\
 \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa (C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)}}{\text{BM (C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5\text{)}} \\
 &= \frac{11906,15363}{150,1325} \text{ kg/kg/kmol} \\
 &= 79,30433179 \\
 \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} &= 0,8 \times 79,30433179 \\
 &= 63,44346543 \text{ kmol} \\
 \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\
 &= 79,30433179 - 63,4435 \\
 &= 15,86086636
 \end{aligned}$$

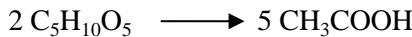
b. $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$

$$\begin{aligned}
 \text{C}_2\text{H}_5\text{OH terbentuk} &= \frac{5}{3} \times \text{mol C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \\
 &= 1,7 \times 63,44346543 \\
 &= 105,7391091
 \end{aligned}$$

c. CO_2

$$\begin{aligned}
 \text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= \frac{5}{3} \times \text{mol C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \\
 &= 1,7 \times 63,44346543 \\
 &= 105,7391091
 \end{aligned}$$

Reaksi IV Xylosa menjadi Asam asetat



Konversi reaksi : 1,4 % (Aden *et al*, 2002)

Neraca massa komponen :

a. $\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$

$$\begin{aligned} \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ mula-mula} &= 11906,15363 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5)}{\text{BM} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5)} \\ &= \frac{11906,15363}{150,1325} \\ &= 79,30433179 \text{ kmol} \\ \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} &= 0,014 \times 79,30433179 \\ &= 1,110260645 \text{ kmol} \\ \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\ &= 79,30433179 - 1,11026 \\ &= 78,19407115 \text{ kmol} \end{aligned}$$

b. CH_3COOH

$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COOH} &= 5/2 \times \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} \\ \text{terbentuk} &= 2,5 \times 1,110260645 \\ &= 2,775651613 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Konversi xylosa total adalah 81,4%, sehingga mol glukosa sisa adalah :

Jumlah mol ($\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$) mula-mula x (100% - 81,4%)

$$\begin{aligned} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5) \text{ mula - mula} &= 79,30433179 \text{ kmol} \\ \text{mol} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5) \text{ sisa} &= 79,30433179 \times 0,186 \\ &= 14,75060571 \text{ kmol} \\ \text{massa} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5) \text{ sisa} &= \text{mol} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5) \text{ sisa} \times \\ &\quad \text{BM} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5) \\ &= 14,75060571 \times 150,1325 \\ &= 2214,544575 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung massa C_2H_5OH , CO_2 dan CH_3COOH yang terbentuk :

$$\begin{aligned} A. \quad C_2H_5OH \text{ terbentuk} &= \text{mol } C_2H_5OH \text{ pada reaksi I} + \\ &\quad \text{mol } C_2H_5OH \text{ pada reaksi III} \\ &= 133,22878 + 105,7391091 \\ &= 238,9678891 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } C_2H_5OH &= \text{mol } C_2H_5OH \times \text{BM } C_2H_5OH \\ &= 238,9678891 \times 46,06952 \\ &= 11009,13594 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B. \quad CO_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol } CO_2 \text{ pada reaksi I} + \\ &\quad \text{mol } CO_2 \text{ pada reaksi III} \\ &= 133,22878 + 105,7391091 \\ &= 238,9678891 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } CO_2 &= \text{mol } CO_2 \times \text{BM } CO_2 \\ &= 238,9678891 \times 44,00995 \\ &= 10516,96485 \text{ kg} \end{aligned}$$

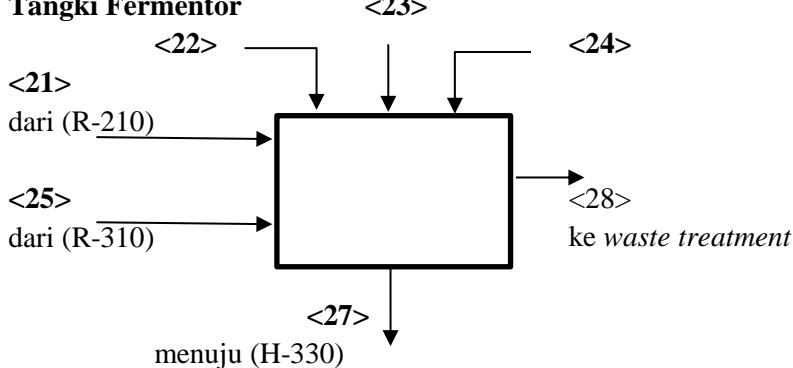
$$\begin{aligned} C. \quad CH_3COOH \text{ terbentuk} &= \text{mol } CH_3COOH \text{ pada reaksi II} + \\ &\quad \text{mol } CH_3COOH \text{ pada reaksi IV} \\ &= 3,3307195 + 2,775651613 \\ &= 6,106371113 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } CH_3COOH &= \text{mol } CH_3COOH \times \\ &\quad \text{BM } CH_3COOH \\ &= 6,106371113 \times 60,0530 \\ &= 366,7057823 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A.13 Neraca Massa pada Tangki Starter (R-310)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <20>		Aliran <25>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	14315,10343	C ₆ H ₁₂ O ₆	1133,444579
G. Oligomer	692,5305002	G. Oligomer	692,5305002
<i>Soluble</i>		<i>Soluble</i>	
<i>lignin</i>	150,2701853	<i>lignin</i>	150,2701853
C ₆ H ₁₀ O ₅	628,9629628	C ₆ H ₁₀ O ₅	628,9629628
C ₅ H ₁₀ O ₅	11906,15363	C ₅ H ₁₀ O ₅	2214,544575
X. Oligomer	330,7264897	X. Oligomer	330,7264897
C ₅ H ₈ O ₄	293,9506427	C ₅ H ₈ O ₄	293,9506427
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	165,9760389	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	165,9760389
Lignin	2883,681972	Lignin	2883,681972
Ash	1709,623916	Ash	1709,623916
<i>Others</i>	4082,163227	<i>Others</i>	4082,163227
H ₂ O	132612,0127	H ₂ O	132612,0127
H ₂ SO ₄	29,59525541	H ₂ SO ₄	29,59525541
Furfural	165,1015194	Furfural	165,1015194
E. Cellulase	26,20679011	E. Cellulase	26,20679011
	169992,0593	Z.Mobilis	2171,953428
Aliran <23>		C ₂ H ₅ OH	11009,13594
DAP	105,4499128	CH ₃ COOH	366,7057823
Aliran <24>			160666,5865
CSL	849,9602963	Aliran <26>	
Aliran <22>		CO ₂	10516,96485
Z. Mobilis	236,0818943		
Total	171183,5514	Total	171183,5514

11. Tangki Fermentor



Fungsi: untuk mengubah $C_6H_{12}O_6$ dan $C_5H_{10}O_5$ menjadi C_2H_5OH dengan bantuan *Z. Mobilis* yang berasal dari tangki starter

Massa hidrolisat dari reaktor sakarifikasi yang masuk ke tangki fermentor sebanyak 90% dari total massa

Mikroba yang ditambahkan sebanyak 750 gram/500 liter

(PT Molindo Raya Industri)

Diammonium Phosphate (Nutrient) yang ditambahkan sebesar 0,67 g/l (whole slurry)

Corn Steep Liquor yang ditambahkan sebesar 0,5 % massa
(Aden. et al, 2002)

Menghitung massa hidrolisat yang masuk

$$\text{Massa masuk tangki fermentor} = 90\% \text{ massa dari reaktor sakarifikasi} + \text{massa dari tangki starter}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa masuk tangki fermentor} &= 0,9 \times 1699920,593 + \\ &= 160666,5865 \\ &= 1690595,12\end{aligned}$$

Tabel A.14 Komponen Masuk Tangki Fermentor (R-320)**Aliran Masuk**

Komponen	Massa (kg)	fraksi	SG	SG x fraksi
C ₆ H ₁₂ O ₆	129969,3754	0,07688	1,35	0,103785143
G. Oligomer	6925,305002	0,0041	1,35	0,005530101
<i>Soluble lignin</i>	1502,701853	0,00089	1,27	0,001128852
C ₆ H ₁₀ O ₅	6289,629628	0,00372	1,27	0,004724863
C ₅ H ₁₀ O ₅	109369,9272	0,06469	1,52	0,098333591
X. Oligomer	3307,264897	0,00196	1,52	0,002973534
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	0,00174	1,27	0,002208201
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	1659,760389	0,00098	1,59	0,001561
Lignin	28836,81972	0,01706	1,27	0,021662644
Ash	17096,23916	0,01011	1,27	0,012842947
<i>Others</i>	40821,63227	0,02415	1,27	0,030665813
H ₂ O	1326120,127	0,78441	1	0,784410242
H ₂ SO ₄	295,9525541	0,00018	1,84	0,000322107
Furfural	1651,015194	0,00098	1,159	0,001131866
E. Cellulase	262,0679011	0,00016	1,5	0,000232523
Z.Mobilis	2171,953428	0,00128	1,04	0,001336116
C ₂ H ₅ OH	11009,13594	0,00651	0,79	0,005144471
CH ₃ COOH	366,7057823	0,00022	1,05	0,000227755
Total	1690595,12	1	23,329	1,078221768

Diketahui, massa jenis H₂O pada suhu 35°C = 995,68 kg/m³

Dari tabel diatas dapat dihitung massa jenis larutan dengan cara :

$$\text{Massa jenis larutan} = ((\text{fraksi} \times \text{sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times$$

Massa jenis H₂O pada 35°C

$$= 1,07822177 \times 995,68$$

$$= 1073,56385 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume larutan} = \frac{\text{Massa total larutan}}{\text{Massa jenis larutan}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1690595,12}{1073,56385} \\
 &= 1574,75042 \text{ m}^3 = 1574750,416 \text{ l}
 \end{aligned}$$

Menghitung jumlah *Diammonium Phosphate* (DAP) yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}
 \text{DAP yang ditambahkan} &= 0,67 \text{ g/l} \times 1574750,416 \text{ l} \\
 &= 1055082,779 \text{ gram} \\
 &= 1055,082779 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung jumlah *Corn Steep Liquor* (CSL) yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}
 (\text{CSL}) \text{ yang ditambahkan} &= 0,5 \% \times \text{Massa bahan masuk} \\
 &\quad \text{tangki starter} \\
 &= 0,005 \times 1690595,1199 \text{ kg} \\
 &= 8452,975599 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Menghitung *Zymomonas Mobilis* yang ditambahkan :

$$\begin{aligned}
 Z.Mobilis &= 750 \text{ gram / 500 liter} \times 1574750,416 \text{ l} \\
 &= 1,5 \text{ g/l} \times 1574750,416 \\
 &= 2362125,624 \text{ gram} \\
 &= 2362,125624 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Z.Mobilis \text{ tambahan} &= \text{Kebutuhan } Z.mobilis - Z.mobilis \text{ masuk} \\
 &= 2362,12562 - 2171,953428 \\
 &= 190,172196 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Diketahui, laju pertumbuhan spesifik biomassa atau (μ) *Z. Mobilis* sebesar
 $\mu = 0,3 / \text{jam}$ (Chen, et al , 2009)

Konsentrasi biomassa mula-mula (X_{vo})

$$\begin{aligned}
 X_{vo} &= \frac{\text{Massa biomassa masuk}}{\text{Volume larutan}} \\
 &= \frac{2362,126 \text{ kg}}{1574,75 \text{ m}^3} \\
 &= 1,5 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

Kecepatan biomassa (R_v)

$$\begin{aligned} R_v &= \mu \times X_{vo} \\ &= 0,3 \times 1,5 \\ &= 0,45 \text{ kg/m}^3 \text{ jam} \end{aligned}$$

Pertumbuhan biomassa dalam satu hari (X_{vt})

$$\begin{aligned} X_{vt} &= 24 \times R_v \\ &= 24 \times 0,45 \\ &= 10,8 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biomassa yang tumbuh} &= X_{vo} + X_{vt} \\ &= 1,5 + 10,8 \\ &= 12,3 \text{ kg/m}^3 \\ &= 12,3 \times \text{Volume larutan} \\ &= 12,3 \times 1574,750416 \\ &= 19369,4 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biomassa Keluar} &= \text{Biomassa masuk} + \text{Biomassa Tumbuh} \\ &= 2362,125624 + 19369,43012 \\ &= 21731,55574 \end{aligned}$$

Menghitung $C_6H_{12}O_6$ sisa:

$$\begin{aligned} \text{Bahan masuk} &= \text{Bahan Keluar} \\ \text{Bahan masuk} &= 90\% \text{ dari tangki sakarifikasi} + \text{bahan tangki startei} \\ &\quad + Z.Mobilis + CSL + DAP \\ &= 1688423,2 + 2362,1256 + 8452,9756 \\ &\quad + 1055,08278 \\ &= 1700293,4 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Bahan Keluar} &= \text{Semua komponer} + Z.Mobilis + \\ &\quad C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \\ &= 1558453,791 + 21731,56 + \\ &\quad C_6H_{12}O_6 \text{ sisa} \end{aligned}$$

$$= 1580185,347 + \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} &= 1700293,35 - 1580185,347 \\ &= 120108,0037 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ dikonsumsi} &= \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ masuk} - \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} \\ &= 129969,3754 - 120108,0037 \\ &= 9861,371738 \text{ kg} \end{aligned}$$

Reaksi - reaksi yang terjadi pada tangki starter

Reaksi I glukosa menjadi etanol



Konversi reaksi : 95 % (Aden *et al*, 2002)

Neraca massa komponen :

a. $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula-mula} &= 120108,0037 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)}{\text{BM} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)} \\ &= \frac{120108,0037}{180,1589} \\ &= 666,6780104 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} = 0,95 \times 666,6780104$$

$$= 633,3441099 \text{ kmol}$$

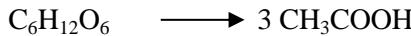
$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\ &= 666,6780104 - 633,344 \\ &= 33,33390052 \text{ kmol} \end{aligned}$$

b. $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \text{ terbentuk} &= 2 \times \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} \\ &= 2 \times 633,3441099 \\ &= 1266,68822 \text{ kmol} \end{aligned}$$

c. CO_2

$$\begin{aligned}\text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= 2 \times \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} \\ &= 2 \times 633,3441099 \\ &= 1266,68822 \text{ kmol}\end{aligned}$$

Reaksi II glukosa menjadi asam asetatKonversi reaksi : 1,5 % (Aden *et al*, 2002)

Neraca massa komponen :

a. $\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$

$$\begin{aligned}\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ mula-mula} &= 120108,0037 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)}{\text{BM} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)} \\ &= \frac{120108,0037}{180,1589} \\ &= 666,6780104 \text{ kmol} \\ \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} &= 0,015 \times 666,6780104 \\ &= 10,00017016 \text{ kmol} \\ \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\ &= 666,6780104 - 10,0002 \\ &= 656,6778402 \text{ kmol}\end{aligned}$$

b. CH_3COOH

$$\begin{aligned}\text{CH}_3\text{COOH} &= 3 \times \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} \\ \text{terbentuk} &= 3 \times 10,00017016 \\ &= 30,00051047 \text{ kmol}\end{aligned}$$

Menghitung massa glukosa sisa :

Konversi glukosa total adalah 96,5%, sehingga mol glukosa sisa adalah :

Mol glukosa mula-mula x (100% - 96,5%)

$$= 666,6780104 \times 0,035$$

$$= 23,33373036 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa glukosa sisa} &= \text{mol glukosa sisa} \times \text{BM glukosa} \\ &= 23,33373036 \times 180,1589 \\ &= 4203,780129 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Reaksi III Xylosa menjadi ethanol



Konversi reaksi : 85 % (Aden *et al*, 2002)

Neraca massa komponen :

a. $\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$

$$\begin{aligned} \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ mula-mula} &= 109369,9272 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5)}{\text{BM} (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5)} \\ &= \frac{109369,9272}{150,1325} \text{ kg/kg/kmol} \\ &= 728,4895918 \text{ kmol} \\ \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} &= 0,85 \times 728,4895918 \\ &= 619,2161531 \text{ kmol} \\ \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\ &= 728,4895918 - 619,216 \\ &= 109,2734388 \text{ kmol} \end{aligned}$$

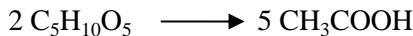
b. $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$

$$\begin{aligned} \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} \text{ terbentuk} &= \frac{5}{3} \times \text{mol C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \\ &= 1,7 \times 619,2161531 \\ &= 1032,026922 \text{ kmol} \end{aligned}$$

c. CO_2

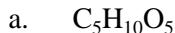
$$\begin{aligned} \text{CO}_2 \text{ terbentuk} &= \frac{5}{3} \times \text{mol C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ bereaksi} \\ &= 1,7 \times 619,2161531 \\ &= 1032,026922 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Reaksi IV Xylosa menjadi asam asetat



Konversi reaksi : 1,4 % (Aden *et al*, 2002)

Neraca massa komponen :



$$\begin{aligned} \text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5 \text{ mula-mula} &= 109369,9272 \text{ kg} \\ \text{mol mula-mula} &= \frac{\text{Massa} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)}{\text{BM} (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)} \\ &= \frac{109369,9272}{150,1325} \\ &= 728,4895918 \text{ kmol} \\ \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} &= 0,014 \times 728,4895918 \\ &= 10,19885429 \text{ kmol} \\ \text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ sisa} &= \text{mol mula-mula} - \text{mol bereaksi} \\ &= 728,4895918 - 10,1989 \\ &= 718,2907376 \text{ kmol} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{CH}_3\text{COOH} &= 5/2 \times \text{mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \text{ bereaksi} \\ \text{terbentuk} &= 2,5 \times 10,19885429 \\ &= 25,49713571 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Menghitung massa xylosa sisa :

Konversi xylosa total adalah 86,4%, sehingga mol xylosa sisa adalah :

Mol xylosa mula-mula x (100% - 86,4%)

$$= 728,4895918 \times 0,136$$

$$= 99,07458449 \text{ kmol}$$

Massa xylosa sisa = mol xylosa sisa x BM xylosa

$$= 99,07458449 \times 150,1325$$

$$= 14874,3101 \text{ Kg}$$

Menghitung massa C_2H_5OH dan CO_2 yang terbentuk :

$$\begin{aligned} A. \ C_2H_5OH \text{ terbentuk} &= \text{mol } C_2H_5OH \text{ pada reaksi I} + \\ &\quad \text{mol } C_2H_5OH \text{ pada reaksi II} \\ &= 1266,68822 + 1032,026922 \\ &= 2298,715142 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } C_2H_5OH &= \text{mol } C_2H_5OH \times \text{BM } C_2H_5OH \\ &= 2298,715142 \times 46,0695 \\ &= 105900,7032 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B. \ CO_2 \text{ terbentuk} &= \text{mol } CO_2 \text{ pada reaksi I} + \\ &\quad \text{mol } CO_2 \text{ pada reaksi II} \\ &= 1266,68822 + 1032,026922 \\ &= 2298,715142 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa } CO_2 &= \text{mol } CO_2 \times \text{BM } CO_2 \\ &= 2298,715142 \times 44,0100 \\ &= 101166,3384 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C. \ CH_3COOH \text{ terbentuk} &= \text{mol } CH_3COOH \text{ pada reaksi I} + \\ &\quad \text{mol } CH_3COOH \text{ pada reaksi II} \\ &= 30,00051047 + 25,49713571 \\ &= 55,4976 \text{ kmol} \end{aligned}$$

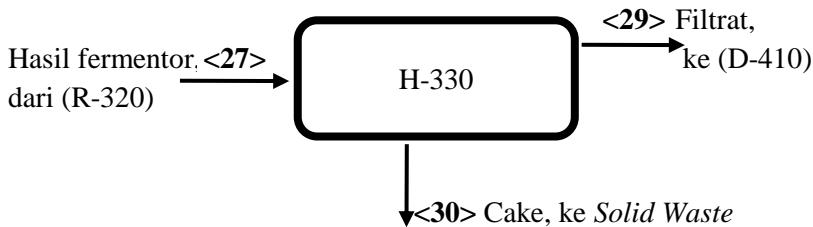
$$\begin{aligned} \text{Massa } CH_3COOH &= \text{mol } CH_3COOH \times \\ &\quad \text{BM } CH_3COOH \\ &= 55,4976 \times 60,0530 \\ &= 3332,799036 \text{ kg} \end{aligned}$$

Tabel A.15 Neraca Massa pada fermentor (R-320)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <21+25>		Aliran <27>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	129969,3754	C ₆ H ₁₂ O ₆	4203,780129
G. Oligomer	6925,305002	G. Oligomer	6925,305002
<i>Soluble</i>		<i>Soluble</i>	
<i>lignin</i>	1502,701853	<i>lignin</i>	1502,701853
C ₆ H ₁₀ O ₅	6289,629628	C ₆ H ₁₀ O ₅	6289,629628
C ₅ H ₁₀ O ₅	109369,9272	C ₅ H ₁₀ O ₅	14874,3101
X. Oligomer	3307,264897	X. Oligomer	3307,264897
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1659,760389	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1659,760389
Lignin	28836,81972	Lignin	28836,81972
Ash	17096,23916	Ash	17096,23916
<i>Others</i>	40821,63227	<i>Others</i>	40821,63227
H ₂ O	1326120,127	H ₂ O	1326120,127
H ₂ SO ₄	295,9525541	H ₂ SO ₄	295,9525541
Furfural	1651,015194	Furfural	1651,015194
E. Cellulase	262,0679011	E. Cellulase	262,0679011
Z.Mobilis	2171,953428	Z.Mobilis	21731,55574
C ₂ H ₅ OH	11009,13594	C ₂ H ₅ OH	116909,8391
CH ₃ COOH	366,7057823	CH ₃ COOH	3699,504819
	1690595,12		1599127,012
Aliran <22>		Aliran <28>	
Z.Mobilis	190,1721959	CO ₂	101166,3384
Aliran <23>			
DAP	1055,082779		
Aliran <24>			
CSL	8452,975599		
Total	1700293,35	Total	1700293,35

12. Centrifuge (H-330)

Fungsi: untuk memisahkan padatan dengan *liquid*



Kandungan Cake	
C ₆ H ₁₀ O ₅	6289,629628
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
<i>Lignin</i>	28836,81972
<i>Ash</i>	17096,23916
<i>Others</i>	40821,63227
<i>E. Cellulase</i>	262,0679011
<i>Z. Mobilis</i>	21731,55574
Total	117977,4509

Asumsi:

C₆H₁₂O₆ yang terikut cake sebesar 1%

G. Oligomer yang terikut cake sebesar 1%

Soluble lignin yang terikut cake sebesar 1%

C₅H₁₀O₅ yang terikut cake sebesar 1%

X. Oligomer yang terikut cake sebesar 1%

C₁₁H₂₂O₁₁ yang terikut cake sebesar 1%

H₂O yang terikut cake sebesar 1%

H₂SO₄ yang terikut cake sebesar 1%

Furfural yang terikut cake sebesar 1%

C₂H₅OH yang terikut cake sebesar 1%

CH₃COOH yang terikut cake sebesar 1%

Tabel A.16 Neraca Massa pada *centrifuge (H-330)*

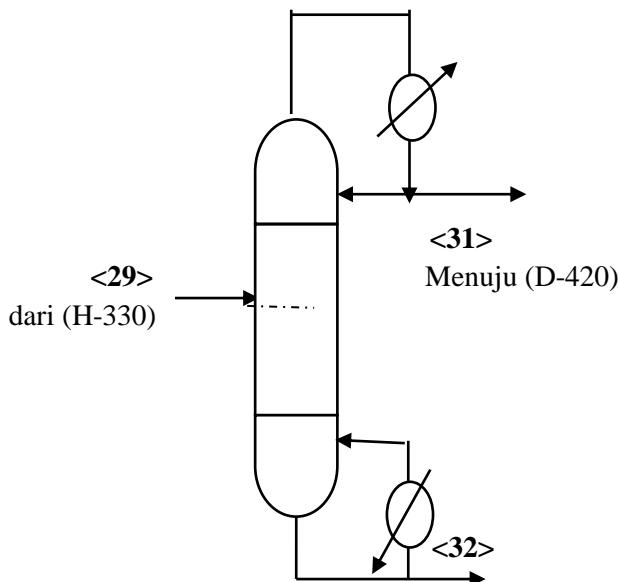
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <27>		Aliran <29>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	4203,780129	C ₆ H ₁₂ O ₆	4161,742327
G. Oligomer	6925,305002	G. Oligomer	6856,051952
<i>Soluble</i>		<i>Soluble</i>	
<i>lignin</i>	1502,701853	<i>lignin</i>	1487,674834
C ₆ H ₁₀ O ₅	6289,629628	C ₅ H ₁₀ O ₅	14725,567
C ₅ H ₁₀ O ₅	14874,3101	X. Oligomer	3274,192248
X. Oligomer	3307,264897	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1643,162785
C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427	H ₂ O	1312858,926
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1659,760389	H ₂ SO ₄	292,9930285
Lignin	28836,81972	Furfural	1634,505042
Ash	17096,23916	C ₂ H ₅ OH	115740,7407
<i>Others</i>	40821,63227	CH ₃ COOH	3662,50977
H ₂ O	1326120,127		1466338,066
H ₂ SO ₄	295,9525541	Aliran <30>	
Furfural	1651,015194	C ₆ H ₁₀ O ₅	6289,629628
E. Cellulase	262,0679011	C ₅ H ₈ O ₄	2939,506427
Z.Mobilis	21731,55574	Lignin	28836,81972
C ₂ H ₅ OH	116909,8391	Ash	17096,23916
CH ₃ COOH	3699,504819	<i>Others</i>	40821,63227
		E. Cellulase	262,0679011
		Z.Mobilis	21731,55574
		C ₆ H ₁₂ O ₆	42,03780129
		G. Oligomer	69,25305002
		<i>Soluble</i>	
		<i>lignin</i>	15,02701853
		C ₅ H ₁₀ O ₅	148,743101
		X. Oligomer	33,07264897
		C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	16,59760389

		H ₂ O	13261,20127
		H ₂ SO ₄	2,959525541
		Furfural	16,51015194
		C ₂ H ₅ OH	1169,098391
		CH ₃ COOH	36,99504819
Total	1599127,012	Total	1599127,012

12. Kolom Destilasi I (D-410)

Fungsi: untuk memisahkan etanol dari komponen-komponen lain dan juga sekaligus untuk meningkatkan kemurnian etanol.

Pada distilasi I etanol yang akan diperoleh sebesar 90% pada distilat.



Menentukan "heavy key" dan "light key":

Tabel A.17 Titik Didih Komponen

	Komponen	Titik Didih (°C)	Titik Didih (°K)
A	C ₂ H ₅ OH	78,37	351,52
B	H ₂ O	100	373,15
C	CH ₃ COOH	118,05	391,2
D	Furfural	161,7	434,85
E	H ₂ SO ₄	337	610,15
F	C ₆ H ₁₂ O ₆	-	-
G	G. Oligomer	-	-
H	<i>Soluble lignin</i>	-	-
I	C ₅ H ₁₀ O ₅	-	-
J	X. Oligomer	-	-
K	C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	-	-

Komponen yang akan dipisahkan dalam kolom distilasi adalah C₂H₅OH dengan H₂O. C₂H₅OH sebagai *light key* karena titik didihnya lebih rendah, dan H₂O sebagai *heavy key*.

Asumsi : Glukosa, G. Oligomer, Xylosa, X. Oligomer, Cellobiose dan *soluble lignin* tidak bisa menguap, jadi akan terendap di bottom Neraca massa komponen :

$$\begin{aligned}
 \text{a. } \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} &= 115740,7407 \text{ kg} \\
 &= \frac{\text{Massa C}_2\text{H}_5\text{OH}}{\text{BM C}_2\text{H}_5\text{OH}} \\
 &= \frac{115740,7407}{46,06952} \\
 &= 2512,3062 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{b. } \text{H}_2\text{O} &= 1312858,926 \text{ kg} \\
 &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{BM H}_2\text{O}} \\
 &= \frac{1312858,926}{18,01534}
 \end{aligned}$$

$$= 72874,50172 \text{ kmol}$$

c. Furfural

$$\begin{aligned}
 &= 1634,505042 \text{ kg} \\
 &= \frac{\text{Massa furfural}}{\text{BM furfural}} \\
 &= \frac{1634,505042}{96,08643} \\
 &= 17,01077917 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

d H_2SO_4

$$\begin{aligned}
 &= 292,9930285 \text{ kg} \\
 &= \frac{\text{Massa } \text{H}_2\text{SO}_4}{\text{BM } \text{H}_2\text{SO}_4} \\
 &= \frac{292,9930285}{98,07754} \\
 &= 2,987361108 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

e. CH_3COOH

$$\begin{aligned}
 &= 3662,50977 \text{ kg} \\
 &= \frac{\text{Massa } \text{CH}_3\text{COOH}}{\text{BM } \text{CH}_3\text{COOH}} \\
 &= \frac{3662,50977}{60,0530} \\
 &= 60,98797712 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

$$x_f = \frac{\text{mol komponen (kmol)}}{\text{mol total (kmol)}}$$

Tabel A.18 Komponen Kolom Distilasi

	Komponen	Massa (kg)	kmol	xf
A.	C ₂ H ₅ OH (LK)	115740,741	2512,3062	0,03329
B.	H ₂ O (HK)	1312858,93	72874,50172	0,96564
C.	CH ₃ COOH	3662,50977	60,98797712	0,00081
D.	Furfural	1634,50504	17,01077917	0,00023
E.	H ₂ SO ₄	292,993029	2,987361108	0,00004
	Total	1434189,67	75467,7940	1,0000

Menghitung fraaksi *distilat* dan *bottom* pada tiap komponen:

$$F = D + W$$

$$xi F \cdot F = yi D \cdot D + xi W \cdot W$$

Asumsi: komposisi *top product (distilat)* pada kolom distilasi adalah 90% C₂H₅OH, sedangkan komposisi *bottom product* pada kolom distilasi adalah 90% H₂O.

- komposisi C₂H₅OH pada *top product (distilat)*

$$\begin{aligned} yi D \cdot D &= \frac{90}{100} \times 2512,3062 \\ &= 2261,0756 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan:

$$\begin{aligned} xi F \cdot F &= yi D \cdot D + xi W \cdot W \\ 0,03329 \times 75467,794 &= 2261,08 + xi W \cdot W \\ 2512,3062 &= 2261,08 + xi W \cdot W \\ xi W \cdot W &= 251,231 \text{ kmol} \end{aligned}$$

- komposisi H₂O pada *bottom product*

$$\begin{aligned} xi W \cdot W &= \frac{90}{100} \times 72874,50172 \\ &= 65587,052 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan:

$$\begin{aligned} xi F \cdot F &= yi D \cdot D + xi W \cdot W \\ 0,96564 \times 75467,794 &= yi D \cdot D + 65587,05155 \end{aligned}$$

$$72874,502 = y_i D \cdot D + 65587,05155$$

$$y_i D \cdot D = 7287,4502 \text{ kmol}$$

Asumsi: tidak ada asam asetat, furfural, H₂SO₄ dan 6 komponen lainnya pada top product (distilat), karena titik didihnya yang lebih besar daripada LK

a.. CH₃COOH

$$\begin{array}{rcl} & x_i F \cdot F & = y_i D \cdot D + x_i W \cdot W \\ 0,00081 & \times & 75467,794 = 0 + x_i W \cdot W \\ & 60,987977 & = 0 + x_i W \cdot W \\ & x_i W \cdot W & = 60,9880 \text{ kmol} \end{array}$$

b. Furfural

$$\begin{array}{rcl} & x_i F \cdot F & = y_i D \cdot D + x_i W \cdot W \\ 0,0002254 & \times & 75467,8 = 0 + x_i W \cdot W \\ & 17,010779 & = 0 + x_i W \cdot W \\ & x_i W \cdot W & = 17,0108 \text{ kmol} \end{array}$$

c. H₂SO₄

$$\begin{array}{rcl} & x_i F \cdot F & = y_i D \cdot D + x_i W \cdot W \\ 0,00004 & \times & 75467,8 = 0 + x_i W \cdot W \\ & 2,9873611 & = 0 + x_i W \cdot W \\ & x_i W \cdot W & = 2,9874 \text{ kmol} \end{array}$$

Tabel A.19 Fraksi Tiap Komponen

	Komponen	xf	xiF . F	yID . D	xi W . W
A.	C ₂ H ₅ OH (LK)	0,03329	2512,3	2261,08	251,2306
B.	H ₂ O (HK)	0,96564	72875	7287,5	65587,05
C.	CH ₃ COOH	0,00081	60,988	0	60,9880
D.	Furfural	0,00023	17,011	0	17,010779
E.	H ₂ SO ₄	0,00004	2,9874	0	2,98736
	Total	1,0000	75467,8	9548,526	65919,26829

Menghitung fraksi mol masing-masing komponen

a. Komponen A ($\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$)

$$\begin{aligned} y_A D &= \frac{\text{kmol komponen A}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{2261,1}{9549} \\ &= 0,2368 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_A W &= \frac{\text{kmol komponen A}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{251,2306}{65919,3} \\ &= 0,0038 \end{aligned}$$

b. Komponen B (H_2O)

$$\begin{aligned} y_B D &= \frac{\text{kmol komponen B}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{7287}{9549} \\ &= 0,7632 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} x_B W &= \frac{\text{kmol komponen B}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{65587,1}{65919,3} \\ &= 0,9950 \end{aligned}$$

c. Komponen C (CH_3COOH)

$$\begin{aligned} y_C D &= \frac{\text{kmol komponen C}}{\text{kmol total}} \\ &= \frac{0}{9549} \\ &= 0 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 x_C W &= \frac{\text{kmol komponen C}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{60,988}{65919,3} \\
 &= 0,0009252
 \end{aligned}$$

d. Komponen D (Furfural)

$$\begin{aligned}
 y_D D &= \frac{\text{kmol komponen D}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{0}{9549} \\
 &= 0 \\
 x_D W &= \frac{\text{kmol komponen D}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{17,011}{65919,3} \\
 &= 0,0003
 \end{aligned}$$

e. Komponen E H_2SO_4

$$\begin{aligned}
 y_E D &= \frac{\text{kmol komponen E}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{0}{9549} \\
 &= 0 \\
 x_E W &= \frac{\text{kmol komponen E}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{2,987}{65919,3} \\
 &= 0,000045
 \end{aligned}$$

Tabel A.20 Fraksi Komponen pada Distilat dan Bottom

	Komponen	$y_i D$	$x_i W$
A.	C_2H_5OH (LK)	0,2368	0,0038
B.	H_2O (HK)	0,7632	0,9950
C.	CH_3COOH	0	0,0009

D.	Furfural	0	0,00026
E.	H ₂ SO ₄	0	0,000045
	Total	1	1

Menghitung *boiling point*, *dew point* dan *bubble point*

Vapour pressure dapat dihitung menggunakan persamaan

Antoine, dengan rumus sebagai berikut:

$$\log P_i = A - \frac{B}{C + T (\text{°C})}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_0} \quad \text{ket: } K_i = \text{konstanra VLE}$$

P_i = tekanan komponen (mmHg)

P₀ = tekanan operasi (760 mmHg)

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c} \quad \text{ket: } \alpha_i = \text{relatif volatilitas}$$

K_i = konstanta VLE tiap komponen

K_c = konstanta VLE komponen C

Menurut Yaws (2015), untuk persamaan antoine

komponen A, B, C, D, E adalah sebagai berikut:

Tabel A.21 Koefisien Antoine Masing-masing Komponen

	Komponen	A	B	C
A.	C ₂ H ₅ OH (LK)	8,12875	1660,8713	238,131
B.	H ₂ O (HK)	8,05573	1723,6425	233,080
C.	CH ₃ COOH	7,27594	1327,1634	183,913
D.	Furfural	7,23946	1528,8111	189,204
E.	H ₂ SO ₄	8,28538	2976,873	213,95

a. Menentukan *boiling point*

$$\text{Trial } T = 98,934 \text{ °C} \quad P_0 = 760 \text{ mmHg}$$

$$\log P_A = A - \frac{(B)}{C + T (\text{°C})}$$

$$\begin{aligned}
 P_A &= 10^{\frac{(A - B)}{C + T (\text{°C})}} \\
 &= 10^{\frac{8,1288 - \frac{1660,8713}{238,131 + 98,934}}{}} \\
 &= 10^{3,2013} \\
 &= 1589,6405 \text{ mmHg} \\
 K_A &= \frac{P_i}{P_o} \\
 &= \frac{1589,6405}{760,0000} \\
 &= 2,0916 \\
 \alpha_A &= \frac{K_A}{K_C} \\
 &= \frac{2,0916}{0,9626} \\
 &= 2,1729
 \end{aligned}$$

Tabel A.22 Perhitungan Koefisien Antoine *boiling point*

	Komponen	xi	Pi	Ki
A.	C ₂ H ₅ OH (LK)	0,03329	1589,6405	2,091632
B.	H ₂ O (HK)	0,96564	731,5679	0,962589
C.	CH ₃ COOH	0,00081	383,5129	0,504622
D.	Furfural	0,00023	85,8283	0,112932
E.	H ₂ SO ₄	0,00004	0,0590	0,000078
	Total	1	-	3,671853

	Komponen	α_i (Ki/Kc)	$\alpha_i \cdot x_i$	y _i
A.	C ₂ H ₅ OH (LK)	2,1729	0,072336116	0,069629975
B.	H ₂ O (HK)	1,0000	0,965637099	0,929511979
C.	CH ₃ COOH	0,5242	0,000423651	0,000407802
D.	Furfural	0,1173	2,64447E-05	2,54554E-05
E.	H ₂ SO ₄	0,0001	3,1941E-09	3,07461E-09
	Total	-	1,038423314	0,999575214

$$\begin{aligned} K_c &= 0,963 \\ &= \frac{1}{\sum \alpha_i \cdot x_i} = \frac{1}{1,0384233} \\ &= 0,963 \end{aligned}$$

$$\text{Trial T} = 98,934 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (benar)}$$

b. Menentukan *dew point*

$$\text{Trial T} = 95,974 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\log P_A = A - \frac{B}{C + T \text{ } (^\circ\text{C})}$$

$$\begin{aligned} P_A &= 10^A \left(A - \frac{B}{C + T \text{ } (^^\circ\text{C})} \right) \\ &= 10^{8,1288} - \frac{1660,8713}{238,1310 + 95,974} \\ &= 10^{3,1576} \\ &= 1437,6203 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_A &= \frac{P_i}{P_0} & \alpha_A &= \frac{K_A}{K_C} \\ &= \frac{1437,6203}{760,0000} & &= \frac{1,8916}{0,8645} \\ &= 1,8916 & &= 2,1882 \end{aligned}$$

Tabel A.23 Perhitungan Koefisien Antoine untuk *dew point*

	Komponen	y_{iD}	P_i	K_i
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	0,2368	1437,6203	1,8916
B	H ₂ O (HK)	0,7632	656,9840	0,8645
C	CH ₃ COOH	0,0000	342,1031	0,4501
D	Furfural \	0,0000	75,6064	0,0995
E	H ₂ SO ₄	0,0000	0,0479	0,0001
	Total	1,0000	-	3,3057

	Komponen	a_i	y_i/a_i	x_i	y_i
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	2,1882	0,1082	0,1252	4,1392
B	H ₂ O (HK)	1,0000	0,7632	0,8829	0,8645
C	CH ₃ COOH	0,5207	0,0000	0,0000	0,2344
D	Furfural \	0,1151	0,0000	0,0000	0,0114
E	H ₂ SO ₄	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
	Total	3,8241	0,8645	1,0081	5,2495

$$K_c = 0,8645$$

$$K_c = \Sigma y_i/a_i$$

$$= 0,8645$$

$$\text{Trial } T = 95,974 \text{ (benar)}$$

c. Menentukan *bubble point*

$$\text{Trial } T = 99,890 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\log P_A = A - \frac{B}{C + T \text{ (} ^\circ\text{C)}}$$

$$P_A = 10^{(A - \frac{B}{C + T \text{ (} ^\circ\text{C)}})}$$

$$K_A = \frac{P_A}{P_0}$$

$$\alpha_A = \frac{K_A}{K_C}$$

Tabel A.24 Perhitungan Koefisien Antoine *bubble point*

	Komponen	xiW	Pi	Ki
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	0,0038	1641,4772	2,1598
B	H ₂ O (HK)	0,9950	757,1118	0,9962
C	CH ₃ COOH	0,0009	397,7275	0,5233
D	Furfural \	0,0003	89,3668	0,1176
E	H ₂ SO ₄	0,0000	0,0631	0,0001
	Total	1	-	3,7970

	Komponen	α_i	$\alpha_i * xiW$	y_i
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	2,1681	0,0083	0,0082
B	H ₂ O (HK)	1,0000	0,9950	0,9913
C	CH ₃ COOH	0,5253	0,0005	0,0005
D	Furfural \	0,1180	0,0000	0,0000
E	H ₂ SO ₄	0,0001	0,0000	0,0000
	Total	-	1,0037	1,0000

$$K_c = 0,9962$$

$$K_c = \frac{1}{\sum \alpha_i * xiW} = \frac{1}{1,0037} = 0,996$$

Trial T= 99,890 °C (benar)

d. menentukan jumlah minimum tray menggunakan Fenske Equation

$$\begin{aligned}
 \alpha_L &= \sqrt{\alpha_{LD} \times \alpha_{LW}} \\
 &= \sqrt{2,1882 \times 2,1681} \\
 &= \sqrt{4,7442} \\
 &= 2,1781
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Nm &= \frac{\log \left[\frac{XLD*D}{XHD*D} * \frac{XHW*W}{XLW*W} \right]}{\log (\alpha_{L,av})} \\
 &= \frac{\log \left[\frac{2261,076}{7287,450} * \frac{65587,052}{251,2306} \right]}{2,1781} \\
 &= \frac{\log (\frac{81}{2,1781})}{\log (\frac{1,9085}{0,3381})} \\
 &= \frac{1,9085}{0,3381} \\
 &= 5,6450 \text{ (theoretical stages)} \\
 &= 4,6458 \text{ (theoretical trays)}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung distribusi komponen

1 Untuk komponen C (CH₃COOH)

$$\begin{aligned}
 \alpha_{C,av} &= \sqrt{\alpha_{CD} \times \alpha_{CW}} \\
 &= \sqrt{0,5207} \times \sqrt{0,5253} \\
 &= \sqrt{0,2735} \\
 &= 0,5230
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= (\alpha_{C,av})^l \frac{X_{HD}*D}{X_{HW}*W} \\
 \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= (0,5231)^{5,6458} \frac{0,7632}{0,9950} * \frac{9548,5258}{65919,27} \\
 \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= 0,0258 * 0,1111 \\
 \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= 0,0029 \\
 X_{CD}*D &= 0,0029 X_{CW}*W
 \end{aligned}$$

Sehingga, neraca massa komponen C sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 X_{CF} * F &= Y_{CD} * D + X_{CW} * W \\
 0,0008 * 75467,794 &= 0,0029 X_{CW} * W + X_{CW} * W \\
 60,9880 &= 1,0029 X_{CW} * W \\
 X_{CW} * W &= 60,8139 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Maka, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 X_{CF} * F &= Y_{CD} * D + X_{CW} * W \\
 60,9880 &= Y_{CD} * D + 60,8139 \\
 Y_{CD} * D &= 0,1741 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

2 Untuk komponen D (Furfural)

$$\begin{aligned}
 \alpha_{D,av} &= \sqrt{\alpha_{DD} \times \alpha_{DW}} \\
 &= \sqrt{0,1151 \times 0,1180} \\
 &= \sqrt{0,0136} \\
 &= 0,1165
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{X_{DD} * D}{X_{DW} * W} &= (\alpha_{D,av}) \frac{X_{HD} * D}{X_{HW} * W} \\
 \frac{X_{DD} * D}{X_{DW} * W} &= (0,1166)^{5,6458} \frac{0,7632 * 9548,5258}{0,9950 * 65919,268} \\
 \frac{X_{DD} * D}{X_{DW} * W} &= 0,0000 * 0,1111 \\
 \frac{X_{DD} * D}{X_{DW} * W} &= 0,0000 \\
 X_{DD} * D &= 0,0000 X_{DW} * W
 \end{aligned}$$

Sehingga, neraca massa komponen C sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 X_{DF} * F &= Y_{DD} * D + X_{DW} * W \\
 0,0002 * 75467,8 &= 0,0000 X_{DW} * W + X_{DW} * W \\
 17,0108 &= 1,0000 X_{DW} * W \\
 X_{DW} * W &= 17,011 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Maka, didapatkan:

$$X_{DF} * F = Y_{DD} * D + X_{DW} * W$$

$$17,0108 = Y_{DD} * D + 17,0108$$

$$Y_{DD} * D = 0,0000 \text{ kmol}$$

3 Untuk komponen E (H2SO4)

$$\begin{aligned}\alpha_{E,av} &= \sqrt{\frac{\alpha_{ED} \times \alpha_{EW}}{0,0001 \times 0,0001}} \\ &= \sqrt{0,0000} \\ &= 0,0001\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\frac{X_{ED}*D}{X_{EW}*W} &= (\alpha_{E,av}) \frac{X_{HD}*D}{X_{HW}*W} \\ \frac{X_{ED}*D}{X_{EW}*W} &= (0,0001)^{5,6458} \frac{0,7632}{0,9950} * \frac{9548,5258}{65919,268} \\ \frac{X_{ED}*D}{X_{EW}*W} &= 0,0000 * 0,1111 \\ \frac{X_{ED}*D}{X_{EW}*W} &= 0,0000 \\ X_{ED}*D &= 0,0000 X_{EW}*W\end{aligned}$$

Sehingga, neraca massa komponen C sebagai berikut:

$$\begin{aligned}X_{EF} * F &= Y_{ED} * D + X_{EW} * W \\ 4E-05 * 75467,8 &= 0,0000 X_{EW} * W + X_{EW} * W \\ 2,9874 &= 1,0000 X_{EW} * W \\ X_{DW} * W &= 2,9874 \text{ kmol}\end{aligned}$$

Maka, didapatkan:

$$\begin{aligned}X_{EF} * F &= Y_{ED} * D + X_{EW} * W \\ 2,9874 &= Y_{ED} * D + 2,9874 \\ Y_{ED} * D &= 0,0000 \text{ kmol}\end{aligned}$$

Tabel A.25 Fraksi Tiap Komponen

	Komponen	X_{iF}	X_{iF}F	Y_{iD}D
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	0,0333	2512,3062	2261,0756
B	H ₂ O (HK)	0,9656	72874,5017	7287,4502
C	CH ₃ COOH	0,0008	60,9880	0,1741
D	furfural	0,0002	17,0108	0,0000
E	H ₂ SO ₄	0,0000	2,9874	0,0000
	Total	1,0000	75467,7940	9548,6998
	Komponen	X_{iW}W	Y_{iD}	X_{iW}
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	251,2306	0,2368	0,0038
B	H ₂ O (HK)	65587,1	0,7632	0,9950
C	CH ₃ COOH	60,8139	0	0,0009
D	furfural	17,0108	0	0,0003
E	H ₂ SO ₄	2,9874	0	0,0000
	Total	65919,1	1	1,0000

Menghitung massa pada tiap-tiap komponen

- komponen A (C₂H₅OH) pada *distilat*

$$\text{mol} = \frac{\text{massa komponen (kg)}}{\text{BM}}$$

$$2261,076 = \frac{\text{massa komponen (kg)}}{46,0695}$$

$$104166,7 = \text{massa komponen (kg)}$$

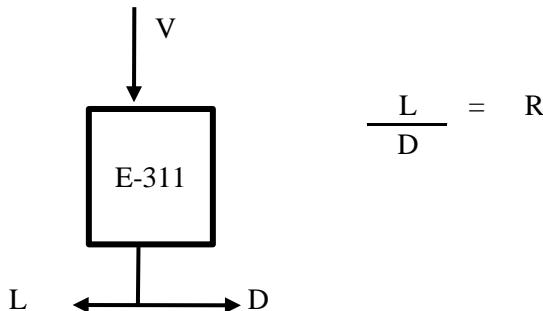
Melakukan perhitungan yang sama untuk *bottom product* dan komponen B, C, D dan E

Tabel A.26 Massa Komponen pada Distilat dan Bottom

	Komponen	Distilat (kg)	Bottom (kg)
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	104166,6667	11574,0741
B	H ₂ O (HK)	131285,8926	1181573,0332
C	CH ₃ COOH	10,4543	3652,0554
D	Furfural	0,0010	1634,5041

E	H ₂ SO ₄	0,0000	292,9930
	Total	235463,0146	1198726,6599

Akumulator



Menghitung *Reflux*

a. Menghitung suhu rata-rata

$$\begin{aligned} T_{av} &= \frac{\text{dew point} + \text{bubble point}}{2} \\ &= \frac{95,974 + 99,890}{2} \\ &= 97,932 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Menggunakan persamaan Antoine dengan Tav, sehingga didapatkan data sebagai berikut:

Tabel A.27 Perhitungan *Reflux*

	Komponen	X _{iF}	Y _{iD}	P _i
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	0,0333	0,2368	1536,7645
B	H ₂ O (HK)	0,9656	0,7632	705,5692
C	CH ₃ COOH	0,0008	0,0000	369,0614
D	furfural	0,0002	0,0000	82,2461
E	H ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,0550
	Total	1,0000	1,0000	-

	Komponen	K_i	α_i	X_{iw}
A	C_2H_5OH (LK)	2,0221	2,1780	0,0038
B	H_2O (HK)	0,9284	1,0000	0,9950
C	CH_3COOH	0,4856	0,5231	0,0009
D	furfural	0,1082	0,1166	0,0003
E	H_2SO_4	0,0001	0,0001	0,0000
	Total	3,5443	-	1,0000

Menurut Geankoplis (2003), untuk menghitung Θ , *reflux*, *reflux minimum*, jumlah tray sebagai berikut:

Asumsi $q = 1$, *feed* masuk pada *boiling point*

$$1 - q = \Sigma \left(\frac{\alpha_i * X_i F}{\alpha_i - \Theta} \right)$$

$$1 - 1 = \frac{2,1780 * 0,0333}{2,1780 - \Theta} +$$

$$\left(\frac{1,0000 * 0,9656}{1,0000 - \Theta} \right) +$$

$$\left(\frac{0,5231 * 0,0008}{0,5231 - \Theta} \right) +$$

$$\left(\frac{0,1166 * 0,0002}{0,1166 - \Theta} \right) +$$

$$\left(\frac{0,0001 * 0,0000}{0,0001 - \Theta} \right)$$

Trial $\Theta = 2,0956$

$$1 - 1 = \frac{2,1780 * 0,0333}{2,1780 - 2,0956} +$$

$$\left(\frac{1,0000 * 0,9656}{1,0000 - 2,0956} \right) +$$

$$\left(\frac{0,5231 * 0,0008}{0,5231 - 2,0956} \right) +$$

$$\left(\frac{0,1166 * 0,0002}{0,1166 - 2,0956} \right) +$$

$$\begin{aligned}
 & \frac{0,1166 - 2,0956}{(\frac{0,0001 * 0,0000}{0,0001 - 2,0956})} \\
 = & 0,8794087 + -0,881378 + -0,00026881 \\
 & -1,328E-05 + -1,47E-09 \\
 = & 0
 \end{aligned}$$

Trial $\Theta = 2,0956$ adalah benar, karena dari hitungan diatas didapatkan total = 0

$$\begin{aligned}
 R_m + 1 &= \Sigma \left(\frac{\alpha_i * X_{iD}}{\alpha_i - \Theta} \right) \\
 &= \frac{2,1780 * 0,2368}{2,1780 - 2,0956} + \\
 &\quad \left(\frac{1,0000 * 0,7632}{1,0000 - 2,0956} \right) + \\
 &\quad \left(\frac{0,5231 * 0,0000}{0,5231 - 2,0956} \right) + \\
 &\quad \left(\frac{0,1166 * 0,0000}{0,1166 - 2,0956} \right) + \\
 &\quad \left(\frac{0,0001 * 0,0000}{0,0001 - 0,0000} \right) \\
 = & 6,2553368 + -0,696594 + -6,0643E-06 \\
 &-6,267E-11 + 0
 \end{aligned}$$

$$R_m + 1 = 5,5587372$$

$$R_m = 4,5587372$$

$$R = 1,5 R_m$$

$$= 6,8381058$$

$$\frac{R}{R+1} = \frac{6,8381}{6,8381 + 1,0000}$$

$$= 0,8724$$

$$\frac{Rm}{Rm+1} = \frac{4,5587}{5,5587}$$

$$= 0,8201$$

$$\begin{aligned}\frac{\text{Nm}}{\text{N}} &= 0,68 && \text{Dari figure 11.7-3} \\ \frac{5,6450}{\text{N}} &= 0,68 \\ \text{N} &= 8,3015206 \approx 9\end{aligned}$$

Estimasi lokasi plate

$$\log \frac{\text{Ne}}{\text{Ns}} = 0,206 \log \frac{x_{HF}}{x_{LF}} * \frac{W}{D} * \left(\frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)^2$$

$$\begin{aligned}\log \frac{\text{Ne}}{\text{Ns}} &= 0,206 \log \frac{0,96564}{0,0333} * \frac{\# \# \# \# \# \# \# \# \#}{235463,015} \\ &\quad * \left(\frac{0,0038}{0,7632} \right)^2\end{aligned}$$

$$\log \frac{\text{Ne}}{\text{Ns}} = 0,206 \log 0,00368265$$

$$\log \frac{\text{Ne}}{\text{Ns}} = -0,5013709$$

$$\frac{\text{Ne}}{\text{Ns}} = 0,3152311$$

$$\text{Ne} = 0,3152311 \text{ Ns}$$

$$\text{N} = \text{Ne} + \text{Ns}$$

$$9 = 0,3152311 \text{ Ns} + \text{Ns}$$

$$9 = 1,3152311 \text{ Ns}$$

$$\text{Ns} = 6,84290389 \approx 7$$

$$\text{Ne} = \text{N} - \text{Ns}$$

$$= 2$$

$$\frac{L}{D} = R \quad \text{dimana, } D = \sum \text{kgmol distilat pada distribusi komponen)$$

$$L = 6,8381 * 9548,6998 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned}
 &= 65295,02 \text{ kmol} \\
 V &= D (R + 1) \\
 &= 9548,700 * (6,8629 + 1) \\
 &= 74843,72 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Untuk komponen A (C_2H_5OH)

$$\begin{aligned}
 V_i &= V * Y_{vi} \\
 &= 74843,72 * 0,2368 \\
 &= 17722,550 \text{ kmol} \\
 Li &= L * X_{Li} \\
 &= 65295,02 * 0,2368 \\
 &= 15461,474 \text{ kmol} \\
 Di &= D * X_{Di} \\
 &= 9548,700 * 0,2368 \\
 &= 2261,0756 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

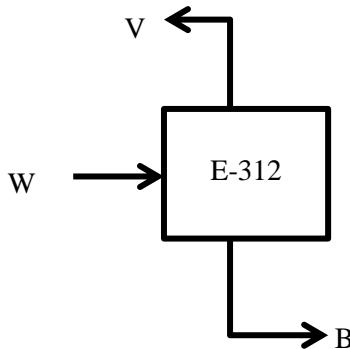
Menggunakan cara sama menghitung komponen B, C D dan E

Tabel A.28 Neraca Massa Akumulator (kmol)

	Komponen	V (kmol)	L (kmol)	D (kmol)
A	C_2H_5OH (LK)	17722,5497	15461,4741	2261,0756
B	H_2O (HK)	57119,8058	49832,3556	7287,4502
C	CH_3COOH	1,3645	1,1904	0,1741
D	furfural	0,0001	0,0001	0,0000
E	H_2SO_4	0,0000	0,0000	0,0000
	Total	74843,7201	65295,0203	9548,6998

Tabel A.29 Neraca Massa Akumulator (kg)

	Komponen	V (kg)	L (kg)	D (kg)
A	C_2H_5OH (LK)	816469,359	712302,6924	104166,6667
B	H_2O (HK)	1029032,72	897746,8297	131285,8926
C	CH_3COOH	81,9422	71,4878	10,4543
D	furfural	0,0077	0,0067	0,0010
E	H_2SO_4	0,0000	0,0000	0,0000
	Total	1845584,031	1610121,0166	235463,0146

Reboiler

Menurut Geankoplis (2003), untuk menghitung Vapour pada bottom dengan menggunakan persamaan:

$$V_d = V_b + (1-q) F$$

dimana, V_d : vapour pada destilat, dan $q = 1$, sehingga $V_d = V_b$

Untuk komponen A (C_2H_5OH):

$$\begin{aligned} V_d &= V_b \\ 17722,5 &= 17722,5 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W &= V_b + B \\ W &= 17723 + 251,231 \\ &= 17974 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Menggunakan cara yang sama untuk komponen B, C, D dan E

Tabel A.30 Neraca Massa *Reboiler* (kmol)

	Komponen	W (kmol)	V (kmol)	B (kmol)
A	C_2H_5OH (LK)	17973,7803	17722,5497	251,2306
B	H_2O (HK)	122706,8574	57119,8058	65587,0515
C	CH_3COOH	62,1784	1,3645	60,8139
D	fulfural	17,0108	0,0001	17,0108
E	H_2SO_4	2,9874	0,0000	2,9874
	Total	140762,8143	74843,7201	65919,0942

Tabel A.31 Neraca Massa *Reboiler* (kg)

	Komponen	L (kg)	V (kg)	W (kg)
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	828043,4	816469,3591	11574,0741
B	H ₂ O (HK)	2210605,8	1029032,7223	1181573,0332
C	CH ₃ COOH	3733,998	81,9422	3652,0554
D	fulfural	1634,5117	0,0077	1634,5041
E	H ₂ SO ₄	292,9930	0,0000	292,9930
	Total	3044310,7	1845584,0312	1198726,6599

Tabel A.32 Neraca Massa pada Kolom Distilasi I (D-410)

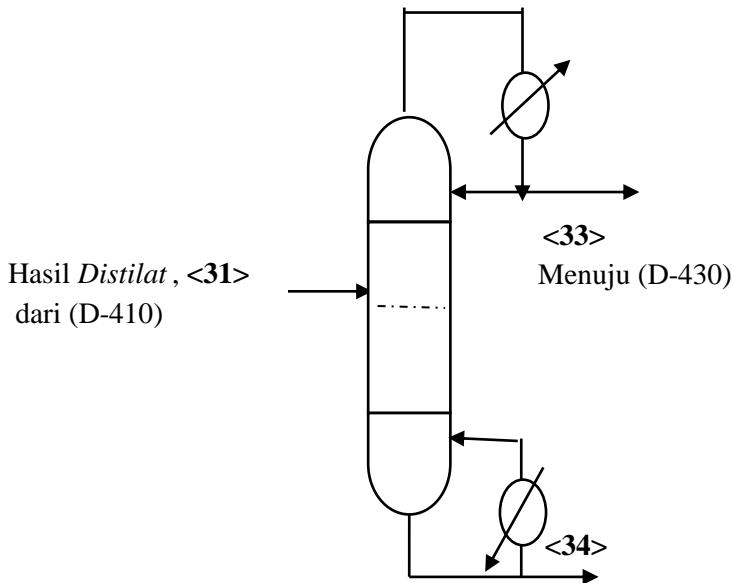
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <29>		Aliran <31>	
C ₆ H ₁₂ O ₆	4161,7423	C ₂ H ₅ OH	104166,6667
G. Oligomer	6856,0520	H ₂ O	131285,8926
<i>Soluble</i>			
<i>lignin</i>	1487,6748	CH ₃ COOH	10,4543
C ₅ H ₁₀ O ₅	14725,5670	Furfural	0,0010
X. Oligomer	3274,1922	H ₂ SO ₄	0
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1643,1628		235463,0146
H ₂ O	1312858,9258	Aliran <32>	
H ₂ SO ₄	292,9930	C ₂ H ₅ OH	11574,0741
Furfural	1634,5050	H ₂ O	1181573,0332
C ₂ H ₅ OH	115740,7407	CH ₃ COOH	3652,0554
CH ₃ COOH	3662,5098	Furfural	1634,5041
		H ₂ SO ₄	292,9930
		C ₆ H ₁₂ O ₆	4161,7423
		G. Oligomer	6856,0520
		<i>Soluble</i>	
		<i>lignin</i>	1487,6748
		C ₅ H ₁₀ O ₅	14725,5670

		X. Oligomer C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	3274,1922 1643,1628
Total	1466338,066	Total	1466338,066

14. Distilasi II (D-420)

Fungsi: untuk meningkatkan kemurnian etanol dari proses

Distilasi I



Menentukan "heavy key" dan "light key":

Tabel A.33 Titik Didih Komponen

	Komponen	Titik Didih (°C)	Titik Didih (°K)
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	78,37	351,52
B	H ₂ O (HK)	100	373,15
C	CH ₃ COOH	118,05	391,2
D	Furfural	161,7	434,85
E	H ₂ SO ₄	337	610,15

Komponen yang akan dipisahkan dalam kolom distilasi adalah C₂H₅OH dengan H₂O. C₂H₅OH sebagai *light key* karena titik didihnya lebih rendah, dan H₂O sebagai *heavy key*.

Neraca massa komponen:

a.	C ₂ H ₅ OH	=	104166,6667 kg
		=	2261,0756 kmol
b.	H ₂ O	=	131285,8926 kg
		=	7287,4502 kmol
c.	CH ₃ COOH	=	10,4543 kg
		=	0,1741 kmol
d.	Furfural	=	0,0010
		=	9,95386E-06 kmol

$$x_f = \frac{\text{mol komponen (kmol)}}{\text{mol total (kmol)}}$$

Tabel A.34 Komponen Kolom Distilasi

	Komponen	Massa (kg)	kmol	x_f
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	104166,7	2261,0756	0,2368
B	H ₂ O (HK)	131285,9	7287,4502	0,7632
C	CH ₃ COOH	10,4543	0,1741	0,00002
D	Furfural	0,0010	0,0000	0,000000001
	Total	235463,0	9548,6998	1,0000

Menghitung fraaksi *distilat* dan *bottom* pada tiap komponen:

$$\begin{aligned} F &= D + W \\ xi F \cdot F &= yi D \cdot D + xi W \cdot W \end{aligned}$$

Asumsi: komposisi *top product (distilat)* pada kolom distilasi = 96% C₂H₅OH, sedangkan komposisi *bottom product* pada kolom distilasi adalah 96% H₂O.

- komposisi C₂H₅OH pada *top product (distilat)*

$$\begin{aligned} yi D \cdot D &= \frac{96}{100} x 2261,0756 \\ &= 2170,633 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan:

$$\begin{aligned} xi F \cdot F &= yi D \cdot D + xi W \cdot W \\ 0,2368 \times 9548,70 &= 2170,6 + xi W \cdot W \\ 2261,076 &= 2170,6 + xi W \cdot W \\ xi W \cdot W &= 90,44 \text{ kmol} \end{aligned}$$

- komposisi H₂O pada *bottom product*

$$\begin{aligned} xi W \cdot W &= \frac{96}{100} x 7287,4502 \\ &= 6995,95 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Sehingga, didapatkan:

$$\begin{aligned} xi F \cdot F &= yi D \cdot D + xi W \cdot W \\ 0,7632 \times 9548,70 &= yi D \cdot D + 6995,9522 \\ 7287,45 &= yi D \cdot D + 6995,9522 \\ yi D \cdot D &= 291,4980 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Asumsi: tidak ada CH₃COOH dan furfural pada *top product (distilat)*, karena titik didihnya yang lebih besar daripada LK.

a. CH₃COOH

$$\begin{array}{rcl}
 xi\ F\cdot F & = & yi\ D\cdot D + xi\ W\cdot W \\
 0,00002 \quad x \quad 9548,6998 & = & 0,0000 \quad + \quad xi\ W\cdot W \\
 & = & 0,0000 \quad + \quad xi\ W\cdot W \\
 xi\ W\cdot W & = & 0,1741 \quad kmol
 \end{array}$$

b. furfural

$$\begin{array}{rcl}
 xi\ F\cdot F & = & yi\ D\cdot D + xi\ W\cdot W \\
 0,00000 \quad x \quad 9548,70 & = & 0,0000 \quad + \quad xi\ W\cdot W \\
 & = & 0,0000 \quad + \quad xi\ W\cdot W \\
 xi\ W\cdot W & = & 0,0000 \quad kmol
 \end{array}$$

Tabel A.35 Fraksi Tiap Komponen

	Komponen	xf	xiF . F	yiD . D	xi W . W
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	0,2368	2261,0756	2170,63	90,4430
B	H ₂ O (HK)	0,7632	7287,4502	291,498	6995,9522
C	CH ₃ COOH	0,0000	0,1741	0,0000	0,1741
D	furfural	0,0000	0,0000	0,0000	0,00001
	Total	1,0000	9548,6998	2462,13	7086,5693

Menghitung fraksi mol masing-masing komponen

a. Komponen A (C₂H₅OH)

$$\begin{aligned}
 y_A D &= \frac{\text{kmol komponen A}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{2170,6326}{2462,1306} \\
 &= 0,8816
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 x_A W &= \frac{\text{kmol komponen A}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{90,4430}{7086,57} \\
 &= 0,0128
 \end{aligned}$$

b. Komponen B (H_2O)

$$\begin{aligned}
 y_B D &= \frac{\text{kmol komponen B}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{291,4980}{2462,131} \\
 &= 0,1184 \\
 x_B W &= \frac{\text{kmol komponen B}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{6995,9522}{7086,5693} \\
 &= 0,987212837
 \end{aligned}$$

c. Komponen C (CH_3COOH)

$$\begin{aligned}
 y_C D &= \frac{\text{kmol komponen C}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{0,000}{2462,1306} \\
 &= 0,0000 \\
 x_C W &= \frac{\text{kmol komponen C}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{0,1741}{7086,5693} \\
 &= 0,00002
 \end{aligned}$$

d. Komponen D furfural

$$\begin{aligned}
 y_D D &= \frac{\text{kmol komponen D}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{0,0000}{2462,1306} \\
 &= 0,0000 \\
 x_D W &= \frac{\text{kmol komponen D}}{\text{kmol total}} \\
 &= \frac{0,0000}{7086,5693} = 0,000000001
 \end{aligned}$$

Tabel A.36 Fraksi Komponen pada Distilat dan *Bottom*

	Komponen	yID	xiW
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	0,8816	0,0128
B	H ₂ O (HK)	0,1184	0,9872
C	CH ₃ COOH	0,0000	0,0000
D	Furfural	0,0000	0,0000
	Total	1,0000	1,0000

Menghitung *boiling point*, *dew point* dan *bubble point* *Vapour pressure* dapat dihitung menggunakan persamaan Antoine, dengan rumus sebagai berikut:

$$\log P_i = A - \frac{B}{C + T (\text{°C})}$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_o} \quad \begin{array}{l} \text{ket: } K_i = \text{konstanra VLE} \\ P_i = \text{tekanan komponen (mmHg)} \\ P_o = \text{tekanan operasi (760 mmHg)} \end{array}$$

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c} \quad \begin{array}{l} \text{ket: } \alpha_i = \text{relatif volatilitas} \\ K_i = \text{konstanta VLE tiap komponen} \\ K_c = \text{konstanta VLE komponen C} \end{array}$$

Menurut Yaws (2015), untuk persamaan antoine komponen A, B, C, D adalah sebagai berikut:

	Komponen	A	B	C
A.	C ₂ H ₅ OH (LK)	8,12875	1660,8713	238,131
B.	H ₂ O (HK)	8,05573	1723,6425	233,080
C.	CH ₃ COOH	7,27594	1327,1634	183,913
D.	Furfural	7,23946	1528,8111	189,204

a. Menentukan *boiling point*

$$\text{Trial } T = 93,108 \text{ } ^\circ\text{C} \quad P_0 = 760 \text{ mmHg}$$

$$\log P_A = A - \frac{B}{C + T \text{ (} ^\circ\text{C)}}$$

$$\begin{aligned} P_A &= 10^{(A - \frac{B}{C + T \text{ (} ^\circ\text{C)}})} \\ &= 10^{(\frac{8,1288 - 1660,8713}{238,1310 + 93,108})} \\ &= 10^{(3,1146)} \\ &= 1302,0642 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_A &= \frac{P_i}{P_0} \\ &= \frac{1302,0642}{760,0000} \\ &= 1,7132 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \alpha_A &= \frac{K_A}{K_C} \\ &= \frac{1,7132}{0,7775} \\ &= 2,2034 \end{aligned}$$

Tabel A.37 Perhitungan Koefisien Antoine *boiling point*

	Komponen	xF	Pi	Ki
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	0,2368	1302,0642	1,7132
B	H ₂ O (HK)	0,7632	590,9223	0,7775
C	CH ₃ COOH	0,0000	305,5622	0,4021
D	Furfural	0,0000	66,7015	0,0878
	Total	1,0000	-	2,8928
Komponen	a_i	a_i*xF	y_i	
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	2,2034	0,5218	0,4061
B	H ₂ O (HK)	1,0000	0,7632	0,5939
C	CH ₃ COOH	0,5171	0,000001	0,0000
D	Furfural	0,1129	0,0000000001	0,0000
	Total	-	1,2850	1,0000

$$K_c = 0,7775$$

$$\begin{aligned} K_c &= \frac{1}{\sum a_i * x_F} \\ &= \frac{1}{1,2850} \\ &= 0,7782 \end{aligned}$$

Trial T = 93,108 °C benar

b. Menentukan *dew point*

Trial T = 82,050 °C

$$\log P_A = A - \frac{B}{C + T (\text{°C})}$$

$$\begin{aligned} P_A &= 10^{(A - \frac{B}{C + T (\text{°C})})} \\ &= 10^{(8,1288 - \frac{1660,8713}{238,1310 + 82,050})} \\ &= 10^{(2,9415)} \\ &= 873,8990 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 K_A &= \frac{P_i}{P_o} \\
 &= \frac{873,8990}{760,0000} \\
 &= 1,1499 \\
 \alpha_A &= \frac{K_A}{K_C} \\
 &= \frac{1,1499}{0,2542} \\
 &= 4,5243
 \end{aligned}$$

Tabel A.38 Perhitungan Koefisien Antoine *dew point*

	Komponen	y_{iD}	P_i	K_i
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	0,8816	873,8990	1,1499
B	H ₂ O (HK)	0,1184	385,5728	0,5073
C	CH ₃ COOH	0,0000	193,1567	0,2542
D	Furfural	0,0000	40,1211	0,0528
	Total	1,0000	-	1,9114

	Komponen	a_i	y_i/a_i	x_i	y_i
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	2,2665	0,3890	0,7667	2,6062
B	H ₂ O (HK)	1,0000	0,1184	0,2333	0,5073
C	CH ₃ COOH	0,5010	0,0000	0,0000	0,1273
D	Furfural	0,1041	0,0000	0,0000	0,0055
	Total	3,7675	0,5074	1,0000	3,2463

$$K_C = 0,5073$$

$$\begin{aligned}
 K_C &= \sum y_i / a_i \\
 &= 0,5074
 \end{aligned}$$

Trial T = 82,050 °C benar, karena pada $K_C = \sum y_i / a_i$

c. Menentukan *bubble point*

$$\text{Trial } T = 99,546 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\log P_A = A - \frac{B}{C + T \text{ (} ^\circ\text{C)}}$$

$$\begin{aligned} P_A &= 10^{\frac{(A - B)}{C + T \text{ (} ^\circ\text{C)}}} \\ &= 10^{(8,1288 - \frac{1660,8713}{238,1310 + 99,546})} \\ &= 10^{(3,2102)} \\ &= 1622,6668 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K_A &= \frac{P_i}{P_o} \\ &= \frac{1622,6668}{760,0000} \end{aligned}$$

$$= 2,1351$$

$$\begin{aligned} \alpha_A &= \frac{K_A}{K_C} \\ &= \frac{2,1351}{0,9840} \\ &= 2,1698 \end{aligned}$$

Tabel A.39 Perhitungan Koefisien Antoine *bubble point*

	Komponen	$x_i W$	P_i	K_i
A	C_2H_5OH (LK)	0,0128	1622,6668	2,1351
B	H_2O (HK)	0,9872	747,8362	0,9840
C	CH_3COOH	0,0000	392,5640	0,5165
D	Furfural	0,0000	88,0798	0,1159
	Total	1,0000	-	3,6356

	Komponen	α_i	$\alpha_i \cdot x_i W$	y_i
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	2,1698	0,0277	0,0273
B	H ₂ O (HK)	1,0000	0,9872	0,9727
C	CH ₃ COOH	0,5249	0,0000	0,0000
D	Furfural	0,1178	0,0000	0,0000
	Total	-	1,0149	1,0000

$$K_c = 0,9840$$

$$\begin{aligned} K_c &= \frac{1}{\sum \alpha_i \cdot x_i W} \\ &= \frac{1}{1,0149} \\ &= 0,9853 \end{aligned}$$

Trial T = 99,546 °C benar, karena pada $K_c = 1/\sum \alpha_i \cdot x_i W$

d. menentukan jumlah minimum tray menggunakan Fenske Equation

$$\begin{aligned} \alpha_L &= \sqrt{\frac{\alpha_{LD} \times \alpha_{LW}}{2,2665 \times 2,1698}} \\ &= \sqrt{4,9179} \\ &= 2,2176 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_m &= \frac{\log \left[\frac{XLD*D}{XHD*D} * \frac{XHW*W}{XLW*W} \right]}{\log (\alpha_{L,av})} \\ &= \frac{\log \left[\frac{2170,633}{291,498} * \frac{6995,952}{90,4430} \right]}{2,2176} \\ &= \frac{\log \left(\frac{576}{2,217628987} \right)}{0,3459} \\ &= \frac{2,7604}{0,3459} \\ &= 7,9807 \text{ (theoretical stages)} \end{aligned}$$

e. Menghitung distribusi komponen

1 Untuk komponen C (CH₃COOH)

$$\begin{aligned}\alpha_{C,av} &= \sqrt{\alpha_{CD} \times \alpha_{CW}} \\ &= \sqrt{0,5010} \times 0,5249 \\ &= \sqrt{0,2630} \\ &= 0,5128\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= (\alpha_{C,av})^l \frac{X_{HD}*D}{X_{HW}*W} \\ \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= (0,5128)^{7,9807} \frac{0,1184}{0,9872} * \frac{2462,1306}{7086,5693} \\ \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= 0,0048 * 0,0417 \\ \frac{X_{CD}*D}{X_{CW}*W} &= 0,0002 \\ X_{CD}*D &= 0,0002 X_{CW}*W\end{aligned}$$

Sehingga, neraca massa komponen C sebagai berikut:

$$\begin{aligned}X_{CF} * F &= Y_{CD} * D + X_{CW}*W \\ 0,0000 * 9548,700 &= 0,0002 X_{CW}*W + X_{CW}*W \\ 0,1741 &= 1,0002 X_{CW}*W \\ X_{CW}*W &= 0,1741 \text{ kmol}\end{aligned}$$

Maka, didapatkan:

$$\begin{aligned}X_{CF} * F &= Y_{CD} * D + X_{CW}*W \\ 0,1741 &= Y_{CD} * D + 0,1741 \\ Y_{CD} * D &= 0,0000 \text{ kmol}\end{aligned}$$

2 Untuk komponen D (furfural)

$$\begin{aligned}\alpha_{C,av} &= \sqrt{\alpha_{CD} \times \alpha_{CW}} \\ &= \sqrt{0,1041} \times 0,1178 \\ &= \sqrt{0,0123} \\ &= 0,1107\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \frac{X_{DD} * D}{X_{DW} * W} &= (\alpha c, av)^{\dagger} \frac{X_{HD} * D}{X_{HW} * W} \\
 \frac{X_{DD} * D}{X_{DW} * W} &= (0.1107)^{7,9807} \frac{0,1184}{0,9872} * \frac{2462,1306}{7086,5693} \\
 \frac{X_{DD} * D}{X_{DW} * W} &= 0,0000 * 0,0417 \\
 \frac{X_{DD} * D}{X_{DW} * W} &= 0,0000 \\
 X_{DD} * D &= 0,0000 X_{CW} * W
 \end{aligned}$$

Sehingga, neraca massa komponen C sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 X_{CF} * F &= Y_{CD} * D + X_{CW} * W \\
 0,0000 * 9548,700 &= 0,0000 X_{CW} * W + X_{CW} * W \\
 0,0000 &= 1,0000 X_{CW} * W \\
 X_{CW} * W &= 0,0000 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Maka, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 X_{CF} * F &= Y_{CD} * D + X_{CW} * W \\
 0,0000 &= Y_{CD} * D + 0,0000 \\
 Y_{CD} * D &= 0,0000 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Tabel A.40 Fraksi Tiap Komponen

	Komponen	X _{iF}	X _{iF} F	Y _{iD} D
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	0,2368	2261,0756	2170,6326
B	H ₂ O (HK)	0,7632	7287,4502	291,4980
C	CH ₃ COOH	0,0000	0,1741	0,0000
D	Furfural	0,0000	0,0000	0,0000
	Total	1,0000	9548,6998	2462,1306

	Komponen	X_{iW}W	Y_{iD}	X_{iW}
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	90,4430	0,8816	0,0128
B	H ₂ O (HK)	6995,9522	0,1184	0,9872
C	CH ₃ COOH	0,1741	0,0000	0,0000
D	Furfural	0,0000	0,0000	0,0000
	Total	7086,5692	1,0000	1,0000

Menghitung massa pada tiap-tiap komponen

- komponen A (C₂H₅OH) pada *distilat*

$$\text{mol} = \frac{\text{massa komponen (kg)}}{\text{BM(C}_2\text{H}_5\text{OH)}}$$

$$2170,6326 = \frac{\text{massa komponen (kg)}}{46,0695}$$

$$100000,00 = \text{massa komponen (kg)}$$

Melakukan perhitungan yang sama untuk *bottom product* dan komponen B, C, dan D

Tabel A.41 Massa Komponen pada Distilat dan *Bottom*

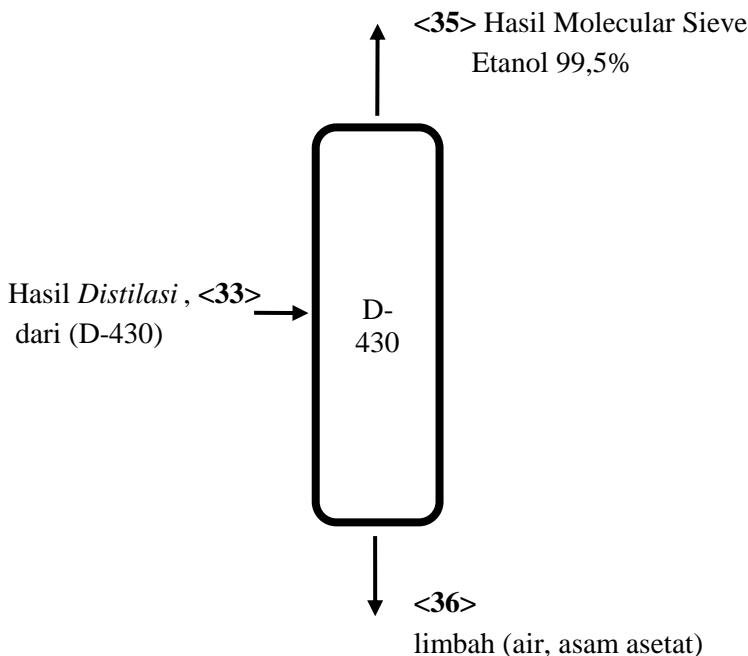
	Komponen	Distilat	Bottom
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	100000,0000	4166,6667
B	H ₂ O (HK)	5251,4357	126034,4569
C	CH ₃ COOH	0,0021	10,4522
D	Furfural	0,0000	0,0010
	Total	105251,4378	130211,5758

Tabel A.47 Neraca Massa pada Kolom Distilasi II (D-420)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <39>		Aliran <41>	
C ₂ H ₅ OH	104166,6667	C ₂ H ₅ OH	100000,0000
H ₂ O	131285,8926	H ₂ O	5251,4357
CH ₃ COOH	10,4543	CH ₃ COOH	0,0021
Furfural	0,0010		105251,4378
		Aliran <42>	
		C ₂ H ₅ OH	4166,6667
		H ₂ O	126034,4569
		CH ₃ COOH	10,4522
		Furfural	0,0010
Total	235463,015	Total	235463,015

15. Molecular Sieve (D-430)

Fungsi: mengikat molekul air yang terkandung dalam etanol, dengan kemurnian etanol mencapai 99.8%



Tabel A.48 Komponen pada Aliran 26

	Komponen	massa (kg)	BM	kmol
A	C ₂ H ₅ OH (LK)	100000,0000	46,0695	2170,6326
B	H ₂ O (HK)	5251,4357	18,0153	291,4980
C	CH ₃ COOH	0,0021	60,0530	3,51319E-05

Asumsi: molecular sieve menyerap semua asam asetat dan mampu menyerap air hingga 99.8%, komponen CH_3COOH ikut terserap dengan H_2O .

$$- \frac{99,8}{100} x 291,4980 = 290,9150 \text{ kmol}$$

- maka sisa air dalam bioetanol adalah:

$$= \quad 5251,44 \quad - \quad 5240,9328$$

$$= \quad 10,50 \quad \text{kg}$$

Tabel A.49 Neraca Massa pada Molecular Sieve (D-430)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Aliran <33>		Aliran <35>	
C ₂ H ₅ OH	100000,0000	C ₂ H ₅ OH	100000,0000
H ₂ O	5251,4357	H ₂ O	10,50
CH ₃ COOH	0,0021		100010,5029
		H ₂ O	5240,9328
		CH ₃ COOH	0,0021
Total	105251,4378	Total	105251,4378

APPENDIKS B

NERACA PANAS

Kapasitas produksi	=	30000000 kg/tahun Batang Jagung
	=	100000 kg/hari
Bahan Baku	=	348903 kg/hari = 104670852 kg/tahun
Operasi	=	300 hari/ tahun; 24 jam/hari
Satuan Panas	=	kcal
Basis Waktu	=	1 hari
Suhu Referensi	=	25°C

Menentukan Kapasitas Panas (Cp)

Berdasarkan Tabel A.2-5 *Geankoplis* (1993), diketahui data kapasitas panas untuk air (H_2O) adalah sebagai berikut :

Suhu (°C)	Cp (kal.g.°C = kkal.kg.°C)
30	0,9987
50	0,992
90	1,005
100	1,0076

Sedangkan menurut *Perry* (1999), untuk menentukan nilai kapasitas panas (Cp) beberapa komponen yang terdapat dalam bahan baku adalah dengan menggunakan Hukum Kopp yang tertulis sebagai berikut :

$$C_{P_s} (J/mol.K) = \sum_{i=1}^n N_i \Delta E_i$$

dimana N_i adalah banyaknya unsur dalam senyawa dan i dan ΔE_i adalah nilai kontribusi elemen masing-masing unsur senyawa i .

Data nilai kontribusi elemen (ΔE_i) atomik berdasarkan Tabel 2-39 *Perry* (1999) adalah sebagai berikut :

Unsur	ΔE (J/mol.K)	Unsur	ΔE (J/mol.K)
C	10,89	N	18,74
H	7,56	S	12,36
O	13,42	K, P	26,63
Na	26,19	Ca	28,25

Selulosa : $(C_6H_{10}O_5)_n$

$$BM = 162 \text{ kg/kmol}$$

Unsur	N_i	ΔE	N_i ΔE (J/mol.C)
C	6	10,89	65,34
H	10	7,56	75,6
O	5	13,42	67,1
			208,04

$$Cp \text{ Selulosa} = (N_i \Delta E / BM) / 4,184$$

$$= (208,04/162) / 4,184$$

$$= 0,3069 \text{ kkal/kg.C}$$

Hemiselulosa : $(C_5H_8O_4)_n$

$$BM = 132 \text{ kg/kmol}$$

Unsur	N_i	ΔE	N_i ΔE (J/mol.C)
C	5	10,89	54,45
H	8	7,56	60,48
O	4	13,42	53,68
			168,61

$$Cp \text{ Hemiselulosa} = (N_i \Delta E / BM) / 4,184$$

$$= (168,61/132) / 4,184$$

$$= 0,3053 \text{ kkal/kg.C}$$

Lignin : $(C_{10}H_{12}O_3)_n$

BM = 180 kg/kmol

Unsur	N _i	ΔE	N _i ΔE (J/mol.C)
C	10	10,89	108,9
H	12	7,56	90,72
O	3	13,42	40,26
			239,88

$$\begin{aligned} Cp \text{ Lignin} &= (N_i \Delta E / BM) / 4,184 \\ &= (239,88/180) / 4,184 \\ &= 0,3185 \text{ kkal/kg.C} \end{aligned}$$

Glukosa : $(C_6H_{12}O_6)_n$

BM = 180 kg/kmol

Unsur	N _i	ΔE	N _i ΔE (J/mol.C)
C	6	10,89	65,34
H	12	7,56	90,72
O	6	13,42	80,52
			236,58

$$\begin{aligned} Cp \text{ Glukosa} &= (N_i \Delta E / BM) / 4,184 \\ &= (236,58/180) / 4,184 \\ &= 0,3141 \text{ kkal/kg.C} \end{aligned}$$

Xylose : $(C_5H_{10}O_5)_n$

BM = 150 kg/kmol

Unsur	N _i	ΔE	N _i ΔE (J/mol.C)
C	5	10,89	54,45
H	10	7,56	75,6
O	5	13,42	67,1
			197,15

$$\begin{aligned} Cp \text{ Xylose} &= (N_i \Delta E / BM) / 4,184 \\ &= (197,15/150) / 4,184 \\ &= 0,3141 \text{ kkal/kg.C} \end{aligned}$$

Cellobiose : $(C_{12}H_{22}O_{11})_n$

BM = 342 kg/kmol

Unsur	N _i	ΔE	N _i ΔE (J/mol.C)
C	12	10,89	130,68
H	22	7,56	166,32
O	11	13,42	147,62
			444,62

$$\begin{aligned} Cp \text{ Cellobiose} &= (N_i \Delta E / BM) / 4,184 \\ &= (444,62 / 342) / 4,184 \\ &= 0,3107 \text{ kkal/kg.C} \end{aligned}$$

Furfural : $(C_5H_4O_2)_n$

BM = 26,2 kg/kmol

Unsur	N _i	ΔE	N _i ΔE (J/mol.C)
C	5	10,89	54,45
H	4	7,56	30,24
O	2	13,42	26,84
			111,53

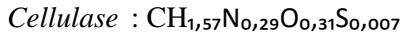
$$\begin{aligned} Cp \text{ Glukosa} &= (N_i \Delta E / BM) / 4,184 \\ &= (111,53 / 26,2) / 4,184 \\ &= 1,0174 \text{ kkal/kg.C} \end{aligned}$$

H_2SO_4

BM = 98 kg/kmol

Unsur	N _i	ΔE	N _i ΔE (J/mol.C)
H	2	7,56	15,12
S	1	12,36	12,36
O	4	13,42	53,68
			81,16

$$\begin{aligned} Cp \text{ } H_2SO_4 &= (N_i \Delta E / BM) / 4,184 \\ &= (81,16 / 98) / 4,184 \\ &= 0,1979 \text{ kkal/kg.C} \end{aligned}$$



BM = 20,26 kg/kmol

Unsur	N_i	ΔE	N_i ΔE (J/mol.C)
C	1	10,89	10,89
H	1,57	7,56	11,8692
N	0,29	18,74	5,4346
O	0,31	13,42	4,1602
S	0,007	12,36	0,08652
			32,44052

$$\text{Cp Cellulase} = (\text{N}_i \Delta E / \text{BM}) / 4,184$$

$$= (32,44/20,26) / 4,184$$

$$= 0,3827 \text{ kkal/kg.C}$$



BM = 25 kg/kmol

Unsur	N_i	ΔE	N_i ΔE (J/mol.C)
C	1	10,89	10,89
H	1,8	7,56	13,608
N	0,2	18,74	3,748
O	0,5	13,42	6,71
			34,956

$$\text{Cp } S. cerevisiae = (\text{N}_i \Delta E / \text{BM}) / 4,184$$

$$= (34,96/25) / 4,184$$

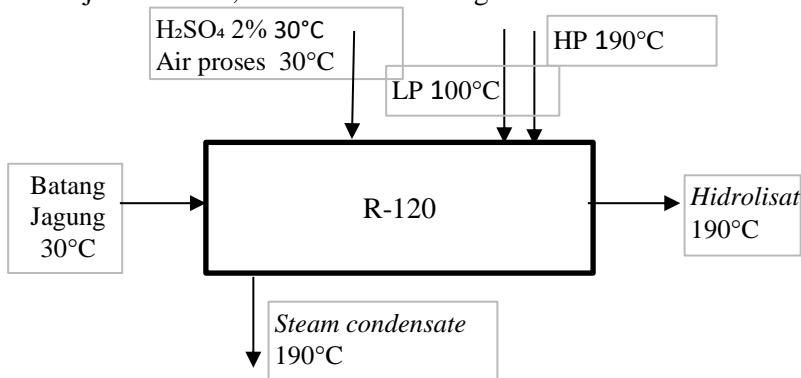
$$= 0,3342 \text{ kkal/kg.C}$$

Antifoam

Cp = 0,830 kkal/kg.C

B-1 Reaktor Prehidrolisis (R-120)

Fungsi : memecah struktur lignoselulosa dan menghidrolisis menjadi selulosa, hemiselulosa dan lignin



Menghitung neraca panas bahan masuk :

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (30 - 25^\circ\text{C}) = 5^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg·°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Selulosa	410000	0,3069	5	629145
Hemiselulosa	337000	0,3053	5	514430,5
Lignin	87000	0,3185	5	138547,5
Air	2201842,9	0,9987	5	10994902,49
H ₂ SO ₄	84823,773	0,1979	5	83933,12371
				12360958,61

Menghitung neraca panas bahan keluar :

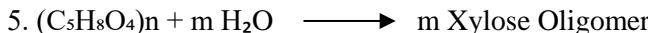
$$\Delta H_{\text{out}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T \text{ bahan keluar} = (T - 25^\circ\text{C}) = (190 - 25^\circ\text{C}) = 165^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Glukosa	31888,78	0,3141	165	1652683,853
G. Oligomer	31888,78	0,3141	165	1652683,853
Selulosa	375560	0,3069	165	19017795,06
Xylose	344657,65	0,3141	165	17862399,47
X. Oligomer	9573,8235	0,3141	165	496177,7632
Hemiselulosa	8425	0,3053	165	424405,1625
Lignin	82650	0,3185	165	4343464,125
<i>Seluble lignin</i>	4350	0,3185	165	228603,375
<i>Cellobiose</i>	3029,439	0,3107	165	155305,7049
Furfural	12254,706	1,0174	165	2057209,758
Air	2206931,3	0,9987	165	363670275,8
H_2SO_4	84823,773	0,9762	165	13662819,64
				425223823,5

Menghitung neraca panas (Qrex) reaksi :

Reaksi yang terjadi pada Reaktor Prehidrolisis (R-120) :



Data Panas pembentukan (ΔH_c) dan Panas Pembentukan (ΔH_f)

$$\Delta H_f = - \Delta H_c - (94051,8 \times a) - (34158,7 \times b)$$

Dimana :

a = Jumlah atom C

b = Jumlah atom H

(Hougen, 1954, hal 266)

Data Panas Pembakaran (ΔH_c dan Panas Pembentukan (ΔH_f)

Komponen	ΔH_c	ΔH_f	Satuan
C ₆ H ₁₀ O ₅	-54273,47874	-851624,3213	kcal/kmol
C ₅ H ₈ O ₄	-560780	-182748,6	kcal/kmol
H ₂ O	-	-68317,4	kcal/kmol
C ₆ H ₁₂ O ₆	-673000	-301215,4	kcal/kmol
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	-1348900	-531213	kcal/kmol
C ₅ H ₁₀ O ₅	673000	-138846	kcal/kmol
C ₅ H ₈ O ₄	-	-151000	kcal/kmol

(Hougen, 1954, hal 297-310)

Reaksi 1 :

Mol yang bereaksi (n) = 1,18 kmol

$$\Delta H_r 25^\circ C = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
 &= (n \times \Delta H_f C_6H_{12}O_6) - (n \times \Delta H_f C_6H_{10}O_5) + \\
 &\quad (n \times \Delta H_f H_2O) \\
 &= ((1,18 \times (-301215,2)) - ((1,18 \times (-851624,32) + \\
 &\quad ((177 \times (-68317,4))) \\
 &= -11442697,04 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$H \text{ Produk } 1 = ((m \times C_p \times \Delta T (C_6H_{12}O_6))$$

$$= (31888,77 \times 0,3141 \times 165)$$

$$= 1652683,3 \text{ kkal}$$

$$H \text{ Reaktan } 1 = ((m \times C_p \times \Delta T (C_6H_{10}O_5)) + ((m \times C_p \times \Delta T (H_2O)))$$

$$= (410000 \times 0,3069 \times 165) +$$

$$= (2201842,89 \times 1,0076 \times 165)$$

$$= 386826973 \text{ kkal}$$

$$\Delta H \text{ Reaksi } 1 = \Delta H_r 25^\circ C + H \text{ Produk } 1 - H \text{ Reaktan } 1$$

$$= -396616987 \text{ kkal}$$

Reaksi 2 :

Mol yang bereaksi (n) = 0,11 kmol

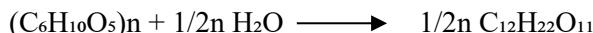
$$\begin{aligned}
 \Delta H_r 25^\circ C &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= (n \times \Delta H_f C_6H_{12}O_6) - (n \times \Delta H_f C_6H_{10}O_5) + \\
 &\quad (n \times \Delta H_f H_2O) \\
 &= ((0,11 \times (-301215,2)) - ((0,11 \times (-851624,32)) + \\
 &\quad ((17,7 \times (-68317,4))) \\
 &= -1148673 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ Produk 2} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_6H_{12}O_6))) \\
 &= (31888,77993 \times 0,3141 \times 165) \\
 &= 1652683,9 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ Reaktan 2} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_6H_{10}O_5)) + ((m \times C_p \times \Delta T (H_2O))) \\
 &= (410000 \times 0,3069 \times 165) + \\
 &\quad (2201842,89 \times 1,0076 \times 165) \\
 &= 386826973 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ Reaksi 2} &= \Delta H_r 25^\circ C + H \text{ Produk 1} - H \text{ Reaktan 1} \\
 &= -386322962 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi 3 :



Mol yang bereaksi (n) = 0,11 kmol

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r 25^\circ C &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= (n \times \Delta H_f C_{12}H_{22}O_{11}) - (n \times \Delta H_f C_6H_{10}O_5) + \\
 &\quad (n \times \Delta H_f H_2O) \\
 &= ((0,11 \times (-531213)) - ((0,11 \times (-851624,32)) + \\
 &\quad ((8,85 \times (-68317,4))) \\
 &= -1095163,7 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ Produk 3} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_{12}H_{22}O_{11}))) \\
 &= (3029,438997 \times 0,3107 \times 165) \\
 &= 155305,7 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ Reaktan 3} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_6H_{10}O_5)) + ((m \times C_p \times \Delta T (H_2O))) \\
 &= (410000 \times 0,3069 \times 165) + \\
 &\quad (2201842,89 \times 1,0076 \times 165) \\
 &= 386826973 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\Delta H \text{ Reaksi 3} = \Delta H_r 25^\circ C + H \text{ Produk 1} - H \text{ Reaktan 1}$$

$$= -387766831 \text{ kkal}$$

Reaksi 4 :



Mol yang bereaksi (n) = 15,304 kmol

$\Delta H_r 25^\circ C = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$

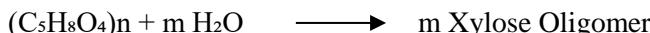
$$\begin{aligned} &= (n \times \Delta H_f C_5H_{10}O_5) - (n \times \Delta H_f C_5H_8O_4) + \\ &\quad (n \times \Delta H_f H_2O) \\ &= ((15,304 \times (-851624,32)) - ((15,304 \times (-182748,6)) + \\ &\quad (2295,69 \times (-68317,4))) \\ &= -167072046 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ Produk 4} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_5H_{10}O_5))) \\ &= (344657,6457 \times 0,3141 \times 165) \\ &= 17862399 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ Reaktan 4} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_5H_8O_4)) + ((m \times C_p \times \Delta T (H_2O))) \\ &= (337000 \times 0,3053 \times 165) + \\ &\quad (2201842,89 \times 1,0076 \times 165) \\ &= 383041394 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Reaksi 4} &= \Delta H_r 25^\circ C + H \text{ Produk 1} - H \text{ Reaktan 1} \\ &= -532251041 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Reaksi 5 :



Mol yang bereaksi (n) = 0,42 kmol

$\Delta H_r 25^\circ C = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$

$$\begin{aligned} &= (n \times \Delta H_f C_5H_{10}O_5) - (n \times \Delta H_f C_5H_8O_4) + \\ &\quad (n \times \Delta H_f H_2O) \\ &= ((0,42 \times (-851624,32)) - ((0,42 \times (-182748,6)) + \\ &\quad (63,76 \times (-68317,4))) \\ &= -4636845,2 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ Produk 5} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_5H_{10}O_5))) \\ &= (9573,823491 \times 0,3141 \times 165) \\ &= 496177,76 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{Reaktan } 5} &= ((m \times C_{\text{px}} \Delta T(C_5H_8O_4)) + ((m \times C_{\text{px}} \Delta T(H_2O))) \\
 &= (337000 \times 0,3053 \times 165) + \\
 &\quad (2201842,89 \times 1,0076 \times 165) \\
 &= 383041394 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{Reaksi } 5} &= \Delta H_r 25^\circ C + H_{\text{Produk } 1} - H_{\text{Reaktan } 1} \\
 &= -387182062 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi 6 :



Mol yang bereaksi (n) = 0,01 kmol

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r 25^\circ C &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= (n \times \Delta H_f C_{10}H_{13,9}O_{1,3}) - (n \times \Delta H_f C_{10}H_{13,9}O_{1,3}) \\
 &= ((0,01 \times (-138846)) - ((0,01 \times (-182748,6})) \\
 &= 439,026 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{Produk } 6} &= ((m \times C_p \times \Delta T(C_{10}H_{13,9}O_{1,3}))) \\
 &= (4350 \times 0,3185 \times 165) \\
 &= 223004,93 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{Reaktan } 6} &= ((m \times C_{\text{px}} \Delta T(C_{10}H_{13,9}O_{1,3}))) \\
 &= (87000 \times 0,3185 \times 165) \\
 &= 4460098,5 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{Reaksi } 6} &= \Delta H_r 25^\circ C + H_{\text{Produk } 1} - H_{\text{Reaktan } 1} \\
 &= -4236654,5 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{rex Total}} &= H_{\text{rex } 1} + H_{\text{rex } 2} + H_{\text{rex } 3} + H_{\text{rex } 4} + H_{\text{rex } 5} + \\
 &\quad H_{\text{rex } 6} \\
 &= -2094376537 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung Steam yang dibutuhkan

Steam yang digunakan adalah steam saturated pada suhu 100 °C dengan tekanan 101,35 kPa dan 190 °C pada tekanan 1254,4 kPa
Low Pressure 100°C

T (°C)	P (kPa)	HL (kJ/kg)	H _v (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
	100	419,04	2676,1	2257,06
		HL (kkal/kg)	H _v (kkal/kg)	λ (kkal/kg)
		100,0860278	639,1757806	539,0897528

(Geankoplis, Appendiks A-2-9)

$$Q \text{ supply} = ms \times \lambda = (ms \times 539,08) \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ loss} &= 0,05 \times Q \text{ supply} = 0,05 \times (ms \times 539,08) \\ &= 27 \times ms \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Neraca panas steam 1 :

$$H \text{ masuk} + \Delta H \text{ reaksi total} + Q \text{ supply} = H \text{ keluar} + Q \text{ loss}$$

$$12285360,81 - 2135838708 + (ms \times 539,08) = 422108958,17 + (27 \times ms)$$

$$ms = 4896187 \text{ kg}$$

$$Q \text{ supply} = ms \times \lambda = 4888061 \times 539,08 = 2639484200 \text{ kkal}$$

$$Q \text{ loss} = 27 \times ms = 132197047 \text{ kkal}$$

High Pressure 190°C

T (°C)	P (kPa)	HL (kJ/kg)	H _v (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
	190	807,62	2786,4	1978,78
		HL (kkal/kg)	H _v (kkal/kg)	λ (kkal/kg)
		192,8968065	665,5204944	472,6236879

(Geankoplis, Appendiks A-2-9)

$$Q \text{ supply} = ms \times \lambda = (ms \times 472,62) \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ loss} &= 0,05 \times Q \text{ supply} = 0,05 \times ms \times 472,62 \\ &= 24 \times ms \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Neraca panas steam 2 :

$$H_{\text{masuk}} + \Delta H_{\text{reaksi total}} + Q_{\text{supply}} = H_{\text{keluar}} + Q_{\text{loss}}$$

$$12285360,81 - 2135838708 + (\text{ms} \times 472,62) = 422108958,17 + (24 \times \text{ms}) \\ \text{ms} = 5588736 \text{ kg}$$

$$Q_{\text{supply}} = \text{ms} \times \lambda = 5579461 \times 472,62 = 2641369068 \text{ kkal}$$

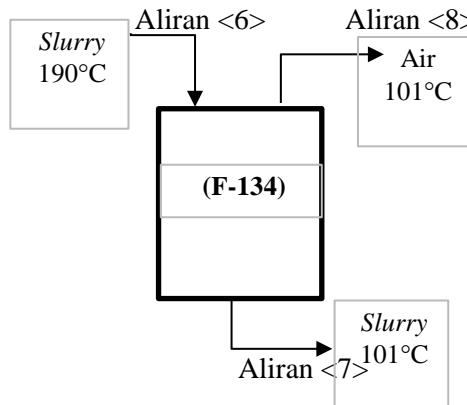
$$Q_{\text{loss}} = 24 \times \text{ms} = 134129666 \text{ kkal}$$

Neraca Panas pada Reaktor Prehidrolisis (R-120)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	12360958,61	H keluar	425223823,5
Q supply	5280853268	Hrex total	-2094376537
		Qloss total	6962366940
5293214226		5293214226	

B-2 Blowdown Tank (F-132)

Fungsi : Menurunkan tekanan operasi produk dari reaktor pre-hidrolisa sampai dengan tekanan atmosfer 1 atm

**Neraca Panas Total :**

$$H_{\text{slurry masuk}} + H_s = H_{\text{air keluar}} + H_{\text{slurry keluar}}$$

Menghitung neraca panas bahan masuk :

$$\Delta H_{out} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (190 - 25^\circ\text{C}) = 165^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Glukosa	31888,78	0,3141	165	500813,2888
G. Oligomer	31888,78	0,3141	165	1652683,853
Selulosa	375560	0,3069	165	19017795,06
Xylose	344657,65	0,3141	165	17862399,47
X. Oligomer	9573,8235	0,3141	165	496177,7632
Hemiselulosa	8425	0,3053	165	424405,1625
Lignin	82650	0,3185	165	4343464,125
<i>Seluble lignin</i>	4350	0,3185	165	228603,375
<i>Cellobiose</i>	3029,439	0,3107	165	155305,7049
Furfural	12254,706	1,0174	165	2057209,758
Air	2206931,3	0,9987	165	363670275,8
H ₂ SO ₄	84823,773	0,9762	165	13662819,64
				424071953

Menghitung panas produk vapor pada

Data Steam pada suhu 101°C

T (°C)	P (kPa)	HL (kJ/kg)	H _v (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
101	116,68	427,5	2679,1	2251,6
		HL (kkal/kg)	H _v (kkal/kg)	λ (kkal/kg)
		102,106665	639,8923186	537,7856536

Menghitung Hv vapor yang keluar

Komposisi	Massa (kg)	Hv kj/kcal		Hv kcal
Glukosa	31888,78	0	1	0
G. Oligomer	31888,78	0	1	0
Selulosa	375560	0	1	0
Xylose	344657,65	0	1	0
X. Oligomer	9573,8235	0	1	0
Hemiselulosa	8425	0	1	0
Lignin	82650	0	1	0
<i>Seluble lignin</i>	4350	0	1	0
<i>Cellobiose</i>	3029,439	0	1	0
Furfural	7475,3707	639,8923186	1	4783432,28
Air	3029,439	639,8923186	1	1938514,744
H ₂ SO ₄	84823,773	0	1	0
				6721947,023

Menghitung panas produk vapor pada suhu 110 C

	Hv
Furfural	12254,706
Air	3029,439
Total	15493,43865

Menghitung neraca panas bahan keluar :

$$\Delta H_{out} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T \text{ bahan keluar} = (T - 25^\circ\text{C}) = (101 - 25^\circ\text{C}) = 76^\circ\text{C}$$

$$\Delta T \text{ bahan keluar} = (T - 25^\circ\text{C}) = (104 - 25^\circ\text{C}) = 79^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Aliran <7>				
Glukosa	31888,78	0,3141	76	761236,199
G. Oligomer	31888,78	0,3141	76	761236,199
Selulosa	375560	0,3069	76	8759711,664
Xylose	344657,65	0,3141	76	8227529,455
X. Oligomer	9573,8235	0,3141	76	228542,4848
Hemiselulosa	8425	0,3053	76	195483,59
Lignin	82650	0,3185	76	2000625,9
<i>Seluble lignin</i>	4350	0,3185	76	105296,1
<i>Cellobiose</i>	3029,439	0,3107	76	71534,74892
H_2SO_4	84823,773	0,9762	76	6293177,531
Aliran <8>				
Furfural	4779,3354	1,0174	76	369549,6801
Air	320785,71	0,9987	76	320444,6886
				28094368,24

Neraca Panas

$$F \cdot H_f + Q_{flash} = V \cdot H_v + L \cdot H_L$$

$$4,24E+08 + Q_{flash} = 15493,4 + 28094368,24$$

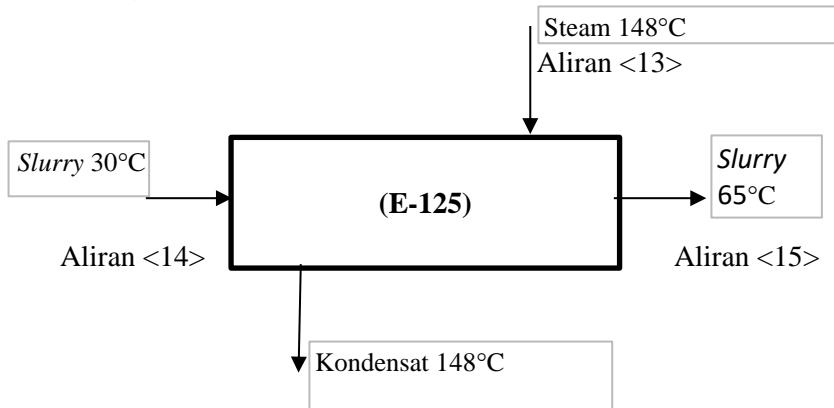
$$Q_{flash} = -395962091,3$$

Neraca Panas pada Blowdown Tank (F-132)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H_F	424071953	H_v	15493,43865
Q_{flash}	-395962091,3	H_L	28094368,24
		28109861,68	
		28109861,68	

B-3 Heater (E-213)

Fungsi : sebagai memanaskan slurry sebelum masuk reaktor
Sacarification



Menghitung neraca panas bahan masuk :

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta t$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (30 - 25^\circ\text{C}) = 5^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Glukosa	31573,08	0,3141	5	49585,52214
G. Oligomer	31573,08	0,3141	5	49585,52214
Selulosa	375560	0,3069	5	576296,82
Xylose	341245,54	0,3141	5	535926,1127
X. Oligomer	9479,04	0,3141	5	14886,83232
Hemiselulosa	8425	0,3053	5	12860,7625
Lignin	82650	0,3185	5	131620,125
<i>Seluble lignin</i>	4306,93	0,3185	5	6858,786025
<i>Cellobiose</i>	2999,44	0,3107	5	4659,63004
Furfural	4732,01	1,0174	5	24071,73487
Air	3840461,3	0,9987	5	19177343,55
H ₂ SO ₄	84823,773	0,9762	5	414024,8376
				20997720,24

Menghitung neraca panas bahan keluar :

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (65 - 25^\circ\text{C}) = 40^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Glukosa	31573,08	0,3141	40	396684,1771
G. Oligomer	31573,08	0,3141	40	396684,1771
Selulosa	375560	0,3069	40	4610374,56
Xylose	341245,54	0,3141	40	4287408,902
X. Oligomer	9479,04	0,3141	40	119094,6586
Hemiselulosa	8425	0,3053	40	102886,1
Lignin	82650	0,3185	40	1052961
<i>Seluble lignin</i>	4306,93	0,3185	40	54870,2882
<i>Cellobiose</i>	2999,44	0,3107	40	37277,04032
Furfural	4732,01	1,0174	40	192573,879
Air	3840461,3	0,9987	40	153418748,4
H_2SO_4	84823,773	0,9762	40	3312198,701
				167981761,9

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

T (°C)	P (kPa)	HL (kJ/kg)	H _v (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
148	451,64	632,57	2744,02	2111,45
		HL (kkal/kg)	H _v (kkal/kg)	λ (kkal/kg)
		151,0868142	655,3982009	504,3113867

(Geankoplis, Appendiks A-2-9)

$$Q \text{ supply} = ms \times \lambda = (ms \times 504,31) \text{ kkal/kg}$$

$$Q \text{ loss} = 0,05 \times Q \text{ supply} = 0,05 \times ms \times 504,31 \\ = 25 \times ms \text{ kkal/kg}$$

Neraca panas steam 2 :

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

$$20997720,24 + (ms \times 504,31) = 167981761,89 + (25 \times ms)$$

$$ms = 306657 \text{ kg}$$

$$Q_{\text{supply}} = ms \times \lambda = 306657 \times 504,31 = 154650458,8 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 25 \times ms = 7666417,16 \text{ kkal}$$

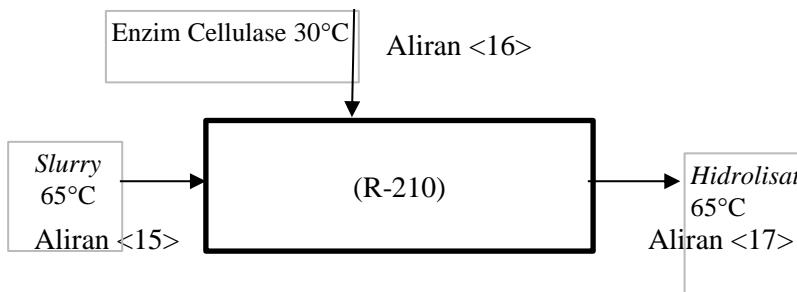
$$Q_{\text{loss total}} = 7666417,2 \text{ kkal}$$

Neraca Panas pada Heater (E-213)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	20997720,24	H keluar	167981761,9
Q _{supply}	154650458,8	Q _{loss}	7666417,163
	175648179,1		175648179,1

B-4 Reaktor Sakarifikasi (R-210)

Fungsi : Menghidrolisa selulosa menjadi glukosa dengan menggunakan enzim Cellulase



Menghitung neraca panas bahan masuk :

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta t$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (65 - 25^\circ\text{C}) = 40^\circ\text{C}$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (30 - 25^\circ\text{C}) = 5^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Aliran <18>				
Glukosa	31573,08	0,3141	40	396684,1771
G. Oligomer	31573,08	0,3141	40	396684,1771
Selulosa	375560	0,3069	40	4610374,56
Xylose	341245,54	0,3141	40	4287408,902
X. Oligomer	9479,04	0,3141	40	119094,6586
Hemiselulosa	8425	0,3053	40	102886,1
Lignin	82650	0,3185	40	1052961
<i>Seluble lignin</i>	4306,93	0,3185	40	54870,2882
<i>Cellobiose</i>	2999,44	0,3107	40	37277,04032
Furfural	4732,01	1,0174	40	192573,879
Air	3840461,3	0,9987	40	153418748,4
H ₂ SO ₄	84823,773	0,9762	40	3312198,701
Aliran <19>				
Cellulose	751,12	0,3827	5	292,453624
				167982054,3

Menghitung neraca panas bahan keluar :

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (65 - 25^\circ\text{C}) = 40^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Aliran <18>				
Glukosa	410289,1	0,3141	40	5154872,252
G. Oligomer	19848,8	0,3141	40	249380,3232
Selulosa	18026,88	0,3069	40	221297,9789
Xylose	341245,54	0,3141	40	4287408,902
X. Oligomer	9479,04	0,3141	40	119094,6586
Hemiselulosa	8425	0,3053	40	102886,1
Lignin	82650	0,3185	40	1052961
<i>Seluble lignin</i>	4306,93	0,3185	40	54870,2882
Furfural	4732,01	1,0174	40	192573,879
Air	3800829,3	0,9987	40	151835527,7
H ₂ SO ₄	84823,773	0,9762	40	3312198,701
Aliran <19>				
Cellulose	751,12	0,3827	40	327,453624
				166583399,2

Menghitung neraca panas (Qrex) reaksi :

Reaksi yang terjadi pada Reaktor Saccharifications (R-210) :

1. (C₆H₁₀O₅)_n + H₂O → G. Oligomer
2. (C₆H₁₀O₅)_n + 1/2n H₂O → 1/2n C₁₂H₂₂O₁₁
3. (C₆H₁₀O₅)_n + n H₂O → n C₆H₁₂O₆
4. (C₁₂H₂₂O₁₁)_n + H₂O → 2 C₆H₁₂O₆

Data Panas pembentukan (ΔH_c) dan Panas Pembentukan (ΔH_f)

$$\Delta H_f = - \Delta H_c - (94051,8 \times a) - (34158,7 \times b)$$

Dimana :

a = Jumlah atom C

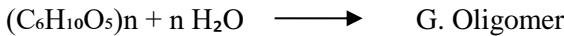
b = Jumlah atom H

(Hougen, 1954, hal 266)

Data Panas Pembakaran (ΔH_c dan Panas Pembentukan (ΔH_f)

Komponen	ΔH_c	ΔH_f	Satuan
C ₆ H ₁₀ O ₅	-54273,47874	-851624,3213	kcal/kmol
H ₂ O	-	-68317,4	kcal/kmol
C ₆ H ₁₂ O ₆	-673000	-301215,4	kcal/kmol
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	-1348900	-531213	kcal/kmol

(Hougen, 1954, hal 297-310)

Reaksi 1 :

Mol yang bereaksi (n) = 0,61 kmol

$$\Delta H_r 25^\circ C = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
 &= (n \times \Delta H_f C_6H_{12}O_6) - (n \times \Delta H_f C_6H_{10}O_5) + \\
 &\quad (n \times \Delta H_f H_2O) \\
 &= ((0,61 \times (-301215,2)) - ((0,61 \times (-851624,32) + \\
 &\quad (92,64 \times (-68317,4)) \\
 &= -5993174,373 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$H \text{ Produk } 1 = ((m \times C_p \times \Delta T (C_6H_{10}O_6)))$$

$$= (16691,49 \times 0,3096 \times 40)$$

$$= 206707,41 \text{ kkal}$$

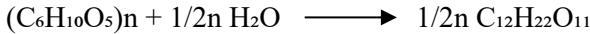
$$H \text{ Reaktan } 1 = ((m \times C_p \times \Delta T (C_6H_{10}O_5)) + ((m \times C_p \times \Delta T (H_2O)))$$

$$= (375560 \times 0,3141 \times 40) + (3840461,31 \times 1,0076 \times 40)$$

$$= 5886036,1 \text{ kkal}$$

$$\Delta H \text{ Reaksi } 1 = \Delta H_r 25^\circ C + H \text{ Produk } 1 - H \text{ Reaktan } 1$$

$$= -11672503,04 \text{ kkal}$$

Reaksi 2 :

Mol yang bereaksi (n) = 0,18 kmol

$$\Delta H_r 25^\circ C = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
 &= (n \times \Delta H_f C_{12}H_{22}O_{11}) - (n \times \Delta H_f C_6H_{10}O_5) + \\
 &\quad (n \cdot \Delta H_f H_2O)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= ((0,18 \times (-531213)) - ((0,18 \times (-851624,32)) + \\
 &\quad ((13,89 \times (-68317,4))) \\
 &= -11899687,86 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H Produk 2} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_{12}H_{22}O_{11}))) \\
 &= (4757,08 \times 0,3107 \times 40) \\
 &= 59120,99 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H Reaktan 2} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_6H_{10}O_5)) + ((m \times C_p \times \Delta T (H_2O))) \\
 &= (375560 \times 0,3069 \times 40) + \\
 &\quad (3840461,31 \times 1,0076 \times 40) \\
 &= 159396327 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ Reaksi 2} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + \text{H Produk 1} - \text{H Reaktan 1} \\
 &= -171236894,1 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi 3 :



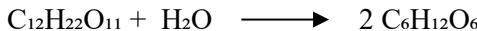
Mol yang bereaksi (n) = 13,89 kmol

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\
 &= (n \times \Delta H_f C_6H_{12}O_6) - (n \times \Delta H_f C_6H_{10}O_5) + \\
 &\quad (n \times \Delta H_f H_2O) \\
 &= ((13,89 \times (-301215,4)) - ((13,89 \times (-138846)) + \\
 &\quad ((2084 \times (-68317,4))) \\
 &= -144628772,6 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H Produk 3} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_6H_{12}O_6))) \\
 &= (375558 \times 0,3141 \times 40) \\
 &= 42410511 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{H Reaktan 3} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_6H_{10}O_5)) + ((m \times C_p \times \Delta T (H_2O))) \\
 &= (375560 \times 0,3069 \times 40) + \\
 &\quad (3840461,31 \times 1,0076 \times 40) \\
 &= 159396327 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ Reaksi 3} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + \text{H Produk 1} - \text{H Reaktan 1} \\
 &= -261614589,1 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi 4 :

Mol yang bereaksi (n) = 8,7 kmol

$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$

$$\begin{aligned} &= (n \times \Delta H_f \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) - (n \times \Delta H_f \text{ C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}) + \\ &\quad (n \times \Delta H_f \text{ H}_2\text{O}) \\ &= ((8,7 \times (-138846)) - ((8,7 \times (-182748,6)) + \\ &\quad ((8,7 \times (-68317,4))) \\ &= -212408,76 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H Produk 4} &= ((m \times C_p \times \Delta T (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6))) \\ &= (3157,30 \times 0,3141 \times 40) \\ &= 39665,804 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H Reaktan 4} &= ((m \times C_p \times \Delta T (\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}))) + ((m \times C_p \times \Delta T (\text{H}_2\text{O}))) \\ &= (2999,44 \times 0,3107 \times 40) + \\ &\quad (3840461,31 \times 1,0076 \times 40) \\ &= 154822569 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Reaksi 4} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + \text{H Produk 1} - \text{H Reaktan 1} \\ &= -154995312 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{rex}} \text{ Total} &= \text{H}_{\text{rex}} 1 + \text{H}_{\text{rex}} 2 + \text{H}_{\text{rex}} 3 + \text{H}_{\text{rex}} 4 \\ &= -599519298,4 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total :

H masuk = H keluar + ΔH_{rex} + Qserap

$$167982054,35 = 166620676,25 - 22291195958 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 600917953,6$$

Panas yang diserap air pendingin dari 30°C sampai 45°C :

$Q_{\text{serap}} = m \text{ air} \times ((C_p \text{ keluar} \times \Delta T \text{ keluar}) - (C_p \text{ masuk} \times \Delta T \text{ masuk}))$

$$22627160102 = m \text{ air} ((0,9989 \times (45-25)) - (0,9987 \times (30-25)))$$

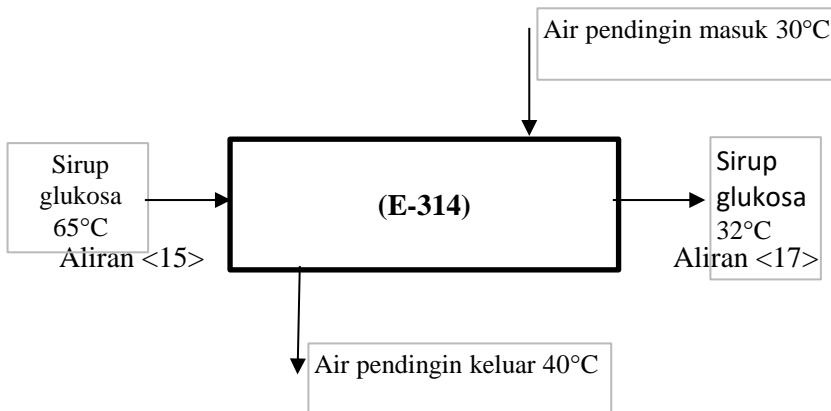
$$m \text{ air} = 1,51 \times 10^9$$

Neraca Panas pada Reaktor Sakarifikasi (R-210)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	167982054,3	H keluar ΔH_{rex} Qserap	166583399,2 -599519298 600917953,6
	167982054,3		167982054,3

B-5 Cooler (E-314)

Fungsi : sebagai pendingin sirup glukosa sebelum masuk tangki starter



Menghitung neraca panas bahan masuk :

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (65 - 25^\circ\text{C}) = 40^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Glukosa	31573,08	0,3141	40	396684,1771
G. Oligomer	31573,08	0,3141	40	396684,1771
Selulosa	375560	0,3069	40	4610374,56
Xylose	341245,54	0,3141	40	4287408,902
X. Oligomer	9479,04	0,3141	40	119094,6586
Hemiselulosa	8425	0,3053	40	102886,1
Lignin	82650	0,3185	40	1052961
<i>Seluble lignin</i>	4306,93	0,3185	40	54870,2882
<i>Cellobiose</i>	2999,44	0,3107	40	37277,04032
Furfural	4732,01	1,0174	40	192573,879
Air	3840461,3	0,9987	40	153418748,4
H ₂ SO ₄	84823,773	0,9762	40	3312198,701
Cellulose	751,12	0,3827	40	327,453624
				167982089,3

Menghitung neraca panas bahan keluar :

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta t$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (40 - 25^\circ\text{C}) = 15^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Glukosa	31573,08	0,3141	15	148756,5664
G. Oligomer	31573,08	0,3141	15	148756,5664
Selulosa	375560	0,3069	15	1728890,46
Xylose	341245,54	0,3141	15	1607778,338
X. Oligomer	9479,04	0,3141	15	44660,49696
Hemiselulosa	8425	0,3053	15	38582,2875
Lignin	82650	0,3185	15	394860,375
<i>Seluble lignin</i>	4306,93	0,3185	15	20576,35808
<i>Cellobiose</i>	2999,44	0,3107	15	13978,89012
Furfural	4732,01	1,0174	15	72215,20461
Air	3840461,3	0,9987	15	57532030,65
H_2SO_4	84823,773	0,9762	15	1242074,513
Cellulose	751,12	0,3827	15	302,453624
				62993463,16

Menghitung kebutuhan air pendingin :

Entalpi air pendingin masuk pada suhu 30°C :

$$\begin{aligned} Q &= ma \times C_p \times \Delta t \\ &= ma \times 1 \times (30 - 25^\circ\text{C}) = 5 \times ma \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Entalpi air pendingin keluar pada suhu 40°C :

$$\begin{aligned} Q &= ma \times C_p \times \Delta t \\ &= ma \times 1 \times (40 - 25^\circ\text{C}) = 15 \times ma \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ yang diserap air pendingin} &= Q \text{ keluar} - Q \text{ masuk} \\ &= (15 \times ma) - (5 \times ma) = (10 \times ma) \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Neraca panas :

$$\Delta H \text{ masuk} = \Delta H \text{ keluar} + Q \text{ yang diserap}$$

$$167982089,35 \text{ kkal} = 62993463,16 \text{ kkal} + (10 \times ma) \text{ kkal}$$

$$ma = 10498862,62 \text{ kkal}$$

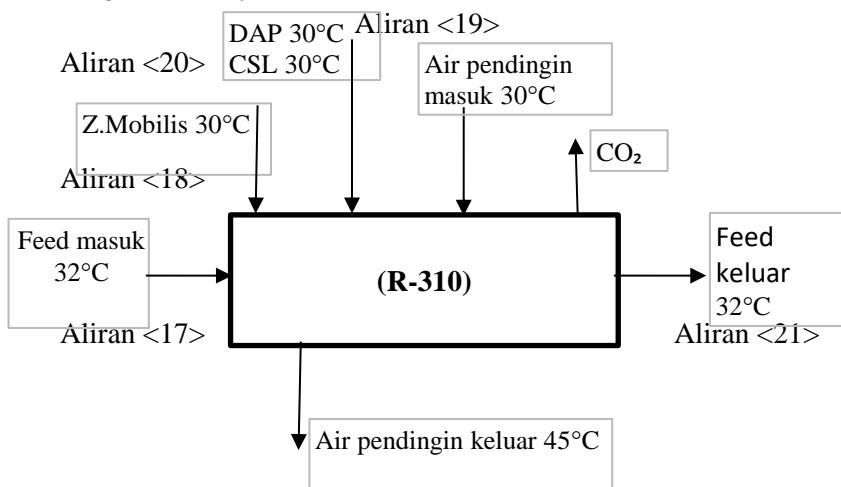
Sehingga Q yang diserap air pendingin = $10 \times ma$ kkal
 $= 10498862,62 \text{ kkal/kg}$

Neraca Panas pada Cooler (E-314)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	167982089,3	H keluar	62993463,16
		Qserap	10498862,62
	167982089,3		167982089,3

B-6 Tangki Starter (R-310)

Fungsi : untuk mengembangbiakkan Z.Mobolis sesuai dengan medianya



Menghitung neraca panas bahan masuk :

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (30 - 25^\circ\text{C}) = 5^\circ\text{C}$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (32 - 25^\circ\text{C}) = 7^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Glukosa	41028,91	0,3141	7	90210,26442
G. Oligomer	1984,88	0,3141	7	4364,155656
Selulosa	1802,68	0,3069	7	3872,697444
Xylose	34124,55	0,3141	7	75029,64809
X. Oligomer	9479,04	0,3141	7	20841,56525
Hemiselulosa	842,5	0,3053	7	1800,50675
Lignin	8265	0,3185	7	18426,8175
<i>Seluble lignin</i>	430,69	0,3185	7	960,223355
<i>Cellobiose</i>	475,7	0,3107	7	1034,59993
Furfural	473,201	1,0174	7	3370,042882
Air	380082,92	0,9987	7	2657121,685
H ₂ SO ₄	84,823773	0,9762	7	579,6347726
Cellulose	75,11	0,3827	7	35,744597
Z.Mobilis	676,64	0,3342	5	231,133088
DAP	302,23	0,289	5	436,72235
CSL	2346,09	0,289	5	3390,10005
				2877647,586

Menghitung neraca panas bahan keluar :

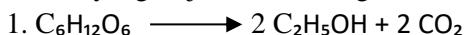
$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (32 - 25^\circ\text{C}) = 7^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Glukosa	3821,87	0,3141	7	8403,145569
G. Oligomer	1984,88	0,3141	7	4364,155656
Selulosa	1802,68	0,3069	7	3872,697444
Xylose	6824,91	0,3141	7	15005,92962
X. Oligomer	947,904	0,3141	7	2084,156525
Hemiselulosa	842,5	0,3053	7	1800,50675
Lignin	8265	0,3185	7	18426,8175
<i>Seluble lignin</i>	430,693	0,3185	7	960,2300435
<i>Cellobiose</i>	475,7	0,3107	7	1034,59993
Furfural	4732,01	1,0174	7	33700,42882
Air	380082,92	0,9987	7	2657121,685
H ₂ SO ₄	84,82	0,9762	7	579,608988
Cellulose	75,11	0,3827	7	35,744597
Z.Mobilis	6225,09	0,3342	7	2087,425078
C ₂ H ₅ OH	31553,58	0,672	7	148428,0403
CO ₂	30142,96	1,304	7	275144,9389
				2747389,707

Menghitung entalpi reaksi

Reaksi yang terjadi dalam tangki starter :



Data Panas Pembakaran (ΔH_c dan Panas Pembentukan (ΔH_f)

Komponen	ΔH_c	ΔH_f	Satuan
C ₆ H ₁₀ O ₅	-54273,47874	-851624,3213	kcal/kmol
C ₂ H ₅ OH	-326700	-66355,8	kcal/kmol
C ₆ H ₁₂ O ₆	-673	-301215,2	kcal/kmol
CO ₂	-	-94051,8	kcal/kmol
C ₅ H ₁₀ O ₅	-673000	-138846	kcal/kmol

(Hougen, 1954, hal 297-310)

Reaksi 1 :



Mol yang bereaksi (n) = 190,92 kmol

$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$

$$\begin{aligned} &= (n \times 2 \times \Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH}) + (n \times 2 \times \Delta H_f \text{ CO}_2) - \\ &\quad (n \times \Delta H_f \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6) \\ &= ((190,92 \times (-66355,8)) + ((190,92 \times (-94051,8)) - \\ &\quad (92,64 \times (-301215,2)) \\ &= -33345461,86 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H Produk 1} &= ((m \times C_p \times \Delta T (\text{C}_2\text{H}_5\text{OH})) + ((m \times C_p \times \Delta T (\text{CO}_2))) \\ &= (381,85 \times 0,672 \times 7) + (381,85 \times 1,304 \times 7) \\ &= 5281,7492 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H Reaktan 1} &= ((m \times C_p \times \Delta T (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6))) \\ &= (41028,91 \times 0,3141 \times 7) \\ &= 90210,264 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Reaksi 1} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + \text{H Produk 1} - \text{H Reaktan 1} \\ &= -33430390,37 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Reaksi 2 :



Mol yang bereaksi (n) = 181,83 kmol

$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$

$$\begin{aligned} &= (n \times 5 \times \Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH}) + (n \times 5 \times \Delta H_f \text{ CO}_2) - \\ &\quad (n \times 3 \times \Delta H_f \text{ C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5) \\ &= ((181,83 \times (-66355,8)) + ((181,83 \times (-94051,8)) - \\ &\quad (181,83 \times (-138846)) \\ &= 25100533610 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H Produk 2} &= ((m \times C_p \times \Delta T (\text{C}_2\text{H}_5\text{OH})) + ((m \times C_p \times \Delta T (\text{CO}_2))) \\ &= (303,06 \times 0,672 \times 7) + (303,06 \times 1,304 \times 7) \\ &= 4191,9259 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\text{H Reaktan 2} = ((m \times C_p \times \Delta T (\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5)))$$

$$\begin{aligned}
 &= (34124,55 \times 0,3141 \times 7) \\
 &= 75029,648 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ Reaksi 2} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + H \text{ Produk 1} - H \text{ Reaktan 1} \\
 &= 25100462773 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{\text{rex}} \text{ Total} &= H_{\text{rex}} 1 + H_{\text{rex}} 2 \\
 &= 25067032382 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Neraca Panas Total :

$$\begin{aligned}
 H \text{ masuk} &= H \text{ keluar} + \Delta H_{\text{rex}} + Q_{\text{serap}} \\
 2877647,59 &= 2747389,71 - 6796755 + Q_{\text{serap}} \\
 Q_{\text{serap}} &= -25066902124
 \end{aligned}$$

Panas yang diserap air pendingin dari 30°C sampai 45°C :

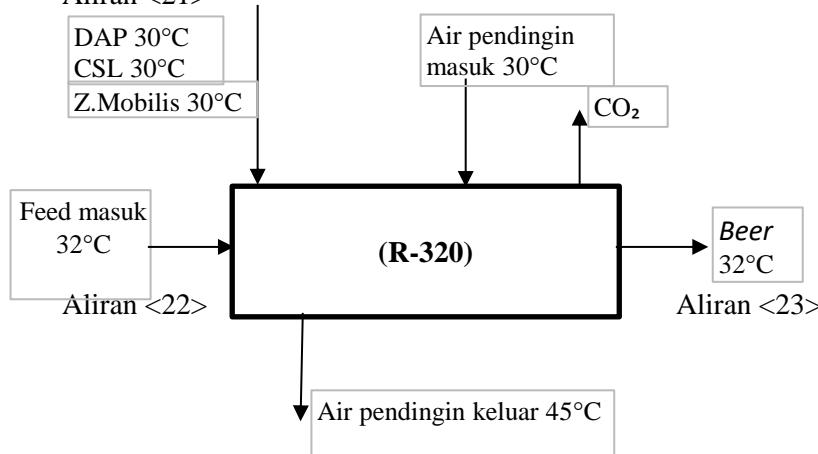
$$\begin{aligned}
 Q_{\text{serap}} &= m \text{ air} \times ((C_p \text{ keluar} \times \Delta T \text{ keluar}) - (C_p \text{ masuk} \times \Delta T \text{ masuk})) \\
 6927013 &= m \text{ air} ((0,9989x(45-25)) - (0,9987x(30-25))) \\
 m \text{ air} &= 462278,55
 \end{aligned}$$

Neraca Panas pada Starter (R-310)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	2877647,586	H keluar ΔH_{rex} Qserap	2747389,707 25067032382 -2,5067E+10
2877647,586		2877647,586	

B-7 Tangki Fermentor (R-320)

Fungsi : untuk mengembangbiakkan yeast sesuai dengan medianya
 Aliran <21>



Menghitung neraca panas bahan masuk :

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta t$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (32 - 25^\circ\text{C}) = 7^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg·°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Aliran <>				
Glukosa	373082,07	0,3141	7	820295,5473
G. Oligomer	19848,8	0,3141	7	43641,55656
Selulosa	18026,88	0,3069	7	38727,1463
Xylose	313468,14	0,3141	7	689222,3994
X. Oligomer	9479,04	0,3141	7	20841,56525
Hemiselulosa	8425	0,3053	7	18005,0675
Lignin	82650	0,3185	7	184268,175
<i>Seluble lignin</i>	4306,93	0,3185	7	9602,300435
<i>Cellobiose</i>	4757,08	0,3107	7	10346,17329
Furfural	4732,01	1,0174	7	33700,42882
Air	3800829,2	0,9987	7	26571216,85
H ₂ SO ₄	848,23	0,9762	7	5796,294882

Cellulose	751,1	0,3827	7	294,44597
Z.Mobilis	6225,09	0,3342	7	2087,425078
C ₂ H ₅ OH	31553,58	0,672	7	148428,0403
CO ₂	602,85	1,304	7	5502,8148
CH ₃ COOH	1051,02	0,522	7	3840,42708
Aliran <>				
Z.Mobilis	545,05	0,3342	5	910,77855
Aliran <>				
DAP	3024	0,289	5	4369,68
CSL	24227,3	0,289	5	35008,4485
				28642265,14

Menghitung neraca panas bahan keluar :

$$\Delta H_{in} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\Delta T \text{ bahan masuk} = (T - 25^\circ\text{C}) = (32 - 25^\circ\text{C}) = 7^\circ\text{C}$$

Komposisi	Massa (kg)	CP (kkal/kg°C)	ΔT (°C)	Entalpi kkal
Aliran <>				
Glukosa	12048	0,3141	7	26489,9376
G. Oligomer	19848,8	0,3141	7	43641,55656
Selulosa	18026,88	0,3069	7	38727,1463
Xylose	42631,66	0,3141	7	93734,23084
X. Oligomer	9479,04	0,3141	7	20841,56525
Hemiselulosa	8425	0,3053	7	18005,0675
Lignin	82650	0,3185	7	184268,175
<i>Seluble lignin</i>	4306,93	0,3185	7	9602,300435
<i>Cellobiose</i>	4757,08	0,3107	7	10346,17329
Furfural	4732,01	1,0174	7	33700,42882
Air	3800829,7	0,9987	7	26571220,49
H ₂ SO ₄	848,23	0,9762	7	5796,294882
Cellulose	751,12	0,3827	7	294,453624
Z.Mobilis	62285,408	0,3342	7	20822,78335

C ₂ H ₅ OH	335439,49	0,672	7	1577907,361
CO ₂	6408,86	1,304	7	58500,07408
				28713898,04

Menghitung entalpi reaksi

Reaksi yang terjadi dalam tangki fermentor :

1. C₆H₁₂O₆ → 2 C₂H₅OH + 2 CO₂
2. C₆H₁₂O₆ → 3 CH₃COOH
3. 3 C₅H₁₀O₅ → 5 C₂H₅OH + 5 CO₂
4. 2 C₅H₁₀O₅ → 5 CH₃COOH

Data Panas Pembakaran (ΔH_c dan Panas Pembentukan (ΔH_f)

Komponen	ΔH_c	ΔH_f	Satuan
CH ₃ COOH	-208,34	-116398,4	kcal/kmol
C ₂ H ₅ OH	-326700	-66355,8	kcal/kmol
C ₆ H ₁₂ O ₆	-673	-301215,2	kcal/kmol
CO ₂	-	-94051,8	kcal/kmol
C ₅ H ₁₀ O ₅	-673000	-138846	kcal/kmol

(Hougen, 1954, hal 297-310)

Reaksi 1 :



Mol yang bereaksi (n) = 1816,90 kmol

$$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= (n \times 2 \times \Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH}) + (n \times 2 \times \Delta H_f \text{ CO}_2) -$$

$$(n \times \Delta H_f \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)$$

$$= ((1816,90 \times (-66355,8)) + ((1816,90 \times (-94051,8)) - (1816,90 \times (-301215,2)))$$

$$= -35611240 \text{ kkal}$$

$$\text{H Produk 1} = ((m \times C_p \times \Delta T (\text{C}_2\text{H}_5\text{OH})) + ((m \times C_p \times \Delta T (\text{CO}_2)))$$

$$= (3633,81 \times 0,672 \times 7) + (3633,81 \times 1,304 \times 7)$$

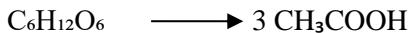
$$= 50262,86 \text{ kkal}$$

$$\text{H Reaktan 1} = ((m \times C_p \times \Delta T (\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6)))$$

$$\begin{aligned}
 &= (1912,53 \times 0,3141 \times 7) \\
 &= 4205,0797 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ Reaksi 1} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + H \text{ Produk 1} - H \text{ Reaktan 1} \\
 &= -35565182,22 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi 2 :



Mol yang bereaksi (n) = 28,66 kmol

$$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned}
 &= (n \times 3 \times \Delta H_f CH_3COOH) - (n \times \Delta H_f C_6H_{12}O_6) \\
 &= ((28,66 \times (-116398,4)) + ((28,66 \times (-301215,2) \\
 &= -1375106,8 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ Produk 2} &= ((m \times C_p \times \Delta T (3 CH_3COOH))) \\
 &= (85,98 \times 0,522 \times 7) \\
 &= 404,44992 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ Reaktan 2} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_6H_{12}O_6))) \\
 &= (1910,78 \times 0,3141 \times 7) \\
 &= 4201,232 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ Reaksi 2} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + H \text{ Produk 1} - H \text{ Reaktan 1} \\
 &= -1378903,582 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi 3 :



Mol yang bereaksi (n) = 181,83 kmol

$$\Delta H_r 25^\circ\text{C} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

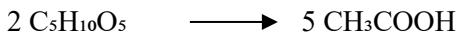
$$\begin{aligned}
 &= (n \times 5 \times \Delta H_f C_2H_5OH) + (n \times 5 \times \Delta H_f CO_2) - \\
 &\quad (n \times 3 \times \Delta H_f C_5H_{10}O_5) \\
 &= ((1777,45 \times (-66355,8)) + ((1777,45 \times (-94051,8) - \\
 &\quad (1777,45 \times (-138846)) \\
 &= -70095465 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ Produk 3} &= ((m \times C_p \times \Delta T (C_2H_5OH))) + ((m \times C_p \times \Delta T (CO_2))) \\
 &= (2962,42 \times 0,672 \times 7) + (2962,42 \times 1,304 \times 7) \\
 &= 40976,193 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ Reaktan 3} &= ((m \times C_p \times \Delta T(C_5H_{10}O_5))) \\ &= (1777,45 \times 0,3141 \times 7) \\ &= 3908,0793 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Reaksi 3} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + H \text{ Produk 1} - H \text{ Reaktan 1} \\ &= -70058396,89 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Reaksi 4 :



Mol yang bereaksi (n) = 29,23 kmol

$$\begin{aligned} \Delta H_r 25^\circ\text{C} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= (n \times 5 \times \Delta H_f \text{ CH}_3\text{COOH}) - (n \times 5 \times \Delta H_f \text{ CO}_2) \\ &= ((29,23 \times (-116398,4)) - ((29,23 \times (-94051,8)) \\ &= -20316411,39 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ Produk 4} &= ((m \times C_p \times \Delta T(\text{CH}_3\text{COOH}))) \\ &= (2962,42 \times 0,522 \times 7) \\ &= 10824,683 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H \text{ Reaktan 4} &= ((m \times C_p \times \Delta T(C_5H_{10}O_5))) \\ &= (73,07 \times 0,3141 \times 7) \\ &= 160,65901 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Reaksi 4} &= \Delta H_r 25^\circ\text{C} + H \text{ Produk 1} - H \text{ Reaktan 1} \\ &= -20305747,37 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{rex}} \text{ Total} &= H_{\text{rex}} 1 + H_{\text{rex}} 2 \\ &= -127308230 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total :

$$H \text{ masuk} = H \text{ keluar} + \Delta H_{\text{rex}} + Q_{\text{serap}}$$

$$28442702,01 = 31494108,45 - 6796755 + Q_{\text{serap}}$$

$$Q_{\text{serap}} = 127236597,2$$

Panas yang diserap air pendingin dari 30°C sampai 45°C :

$$Q_{\text{serap}} = m \text{ air} \times ((C_p \text{ keluar} \times \Delta T \text{ keluar}) - (C_p \text{ masuk} \times \Delta T \text{ masuk}))$$

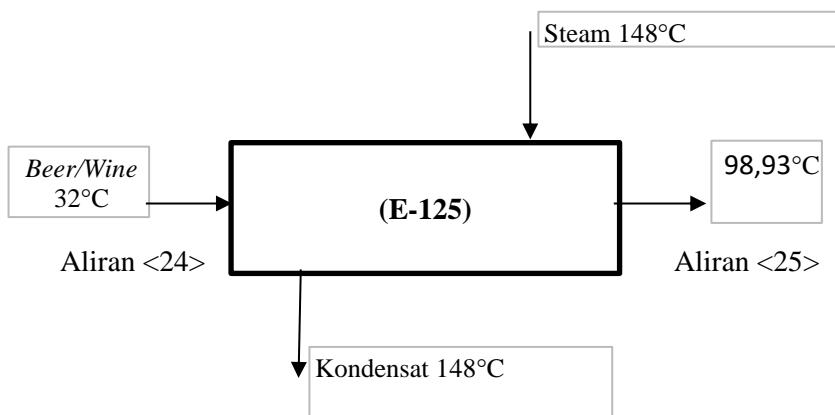
$$= m \text{ air} ((0,9989x(45-25)-(0,9987x(30-25)))$$

$$m \text{ air} = 462278,55$$

Neraca Panas pada Fermentor (R-320)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	28642265,14	H keluar	28713898,04
		ΔH_{rex}	-127308230
		Qserap	127236597,2
	28642265,14		28642265,14

B-8 Heater



Menghitung Entalpi pada Aliran Bahan Masuk

Suhu bahan masuk = 32 °C

Tref = 25 °C

$$H = m \times C_p \times \Delta T$$

Dimana, $\Delta T = 32-25$ oC = 7 °C

Komponen	Massa	Cp*ΔT	H
C ₂ H ₅ OH	115740,7407	4,704	544444,4444
H ₂ O	1312858,926	6,9909	9178065,465
CH ₃ COOH	3662,50977	3,654	13382,8107
Furfural	1634,505042	7,1218	11640,61801
H ₂ SO ₄	292,9930285	6,8334	2002,138561
	Total		9749535,476

Menghitung Entalpi Pada Aliran Bahan Keluar

Suhu bahan keluar = 98,93 °C

Tref = 25 °C

$$H = m \times Cp \times \Delta T$$

Dimana, $\Delta T = 98,93 - 25 = 74$ °C

Komponen	Massa	Cp*ΔT	H
C ₂ H ₅ OH	115740,7407	49,68096	5750111,111
H ₂ O	1312858,926	73,9038	97025263,48
CH ₃ COOH	3662,50977	37,584	137651,7672
Furfural	1634,505042	75,2876	123057,9618
H ₂ SO ₄	292,9930285	72,2388	21165,46479
	Total		103057249,8

Menghitung massa steam yang dibutuhkan :

T (°C)	P (kPa)	HL (kJ/kg)	H _v (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
148	451,64	632,57	2744,02	2111,45
		HL (kkal/kg)	H _v (kkal/kg)	λ (kkal/kg)
		151,0868142	655,3982009	504,3113867

(Geankoplis, Appendiks A-2-9)

$$Q_{\text{supply}} = ms \times \lambda = (ms \times 504,31) \text{ kkal/kg}$$

$$Q_{\text{loss}} = 0,05 \times Q_{\text{supply}} = 0,05 \times ms \times 504,31 \\ = 25 \times ms \text{ kkal/kg}$$

Neraca panas steam 2 :

$$H_{\text{masuk}} + Q_{\text{supply}} = H_{\text{keluar}} + Q_{\text{loss}}$$

$$9749535 + (\text{ms} \times 504,31) = 103057230 + (25 \times \text{ms})$$

$$\text{ms} = 194670 \text{ kg}$$

$$Q_{\text{supply}} = \text{ms} \times \lambda = 306657 \times 504,31 = 98174473 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 25 \times \text{ms} = 4866758,69 \text{ kkal}$$

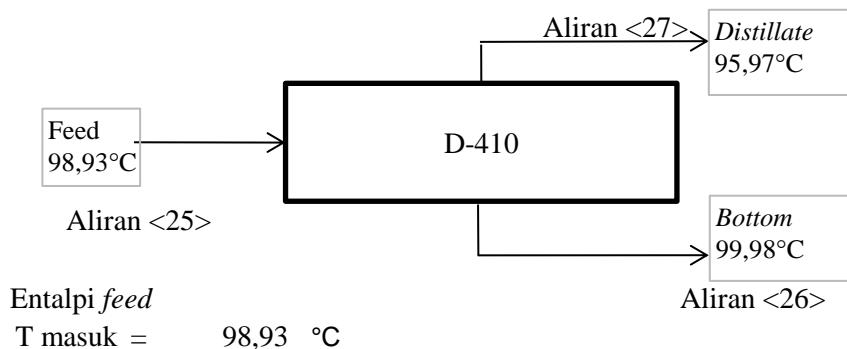
$$Q_{\text{loss total}} = 5061429 \text{ kkal}$$

Neraca Panas pada Heater (E-413)

Masuk		Keluar	
Komposisi	Entalpi	Komposisi	Entalpi
H masuk	9749535,476	H keluar	103057249,8
Qsupply	98174473	Qloss	5061429,041
107924008,5		108118678,8	

B-9 Kolom Distilasi I

Fungsi : untuk memisahkan etanol dari komponen-komponen lain, juga sekaligus untuk meningkatkan kemurnian etanol. Pada distilasi etanol yang akan diperoleh sebesar 90% pada distilat.



Tref = 25 °C

ΔT = 73,9 °C

Komponen	Massa	Cp*ΔT	H
C ₂ H ₅ OH	115740,7407	49,68096	5750111,111
H ₂ O	1312858,926	73,833891	96933482,83
CH ₃ COOH	3662,50977	38,59146	141341,5993
Furfural	1634,505042	75,216382	122941,5556
H ₂ SO ₄	292,9930285	72,170466	21145,4434
Total			102969022,5

Menghitung Entalpy Aliran Distilat

Tdistilat = 95,974 °C

Tref = 25 °C

ΔT = 71 °C

Komponen	Massa	Cp*ΔT	H
C ₂ H ₅ OH	104166,6667	47,694528	4968180
H ₂ O	131285,8926	70,8817338	9305771,69
CH ₃ COOH	10,45486344	37,048428	387,3362554
Furfural	0,000976225	72,2089476	0,070492196
H ₂ SO ₄	0	69,2848188	0
Total			14274339,1

Menghitung Entalpy Aliran Bottom

T = 99,978 °C

Tref = 25 °C

ΔT = 75 °C

Komponen	Massa	Cp*ΔT	H
C ₂ H ₅ OH	11574,07407	50,385216	583162,2222
H ₂ O	1181573,033	74,8805286	88476813,31
CH ₃ COOH	3652,054907	39,138516	142936,0094
Furfural	1634,504066	76,2826172	124684,248
H ₂ SO ₄	292,9930285	73,1935236	21445,19215
Total			89349040,98

Menentukan Q_C dan Q_R

$$D = 9548,7$$

$$R+1 = (6,8629 + 1) \quad 7,8629 \quad 1214,3992 \text{ kmol}$$

$$\Delta H_V \text{ EtOH} = 38,6 \text{ kJ/mol } (Dean, 1999) \quad 39630$$

$$= 38600 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_V \text{ Water} = 40,66 \text{ kJ/mol } (Dean, 1999)$$

$$= 40660 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_C \text{ total} = 4,59547E+11 \text{ kJ}$$

$$= 1,09834E+11 \text{ kkal}$$

$$BV_B = 1214,399 \quad B = 75080,83062$$

$$V_B = 0,016175$$

$$= 4641909,265$$

$$QR \text{ total} = 4,59547E+11 \text{ kJ}$$

$$= 1,09834E+11 \text{ kkal}$$

$$BM_{\text{Water}} = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$m_s = 203439338,8$$

$$= 11302185,49$$

$$Cp_{\text{Water}} = 75,4 \text{ kJ}/^{\circ}\text{C.kmol}$$

$$T_{\text{out}} = 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$m_{\text{cw}} = 304941514,2 \text{ kg}$$

$$= 16941195,23 \text{ kmol}$$

$$q = 107911535,6 \text{ kkal}$$

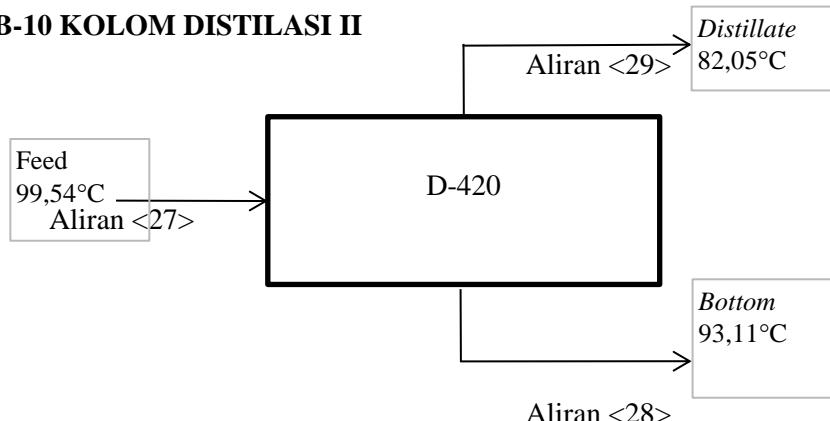
$$Overall Energy Balance : \quad Fh_F + Q_R = Dh_D + Bh_B + Q_C + Q_{\text{loss}}$$

Q_{in}	Q_{out}	Q_{loss}
1,09937E+11	1,09938E+11	-654357,5397

(diabaikan, karena kolom tidak diinsulasikan)

Neraca Panas Kolom Distilasi I

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi(kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{feed}	102969022,5	ΔH_D	14274339,1
Q _r	1,09834E+11	ΔH_B	89349040,98
		Q _c	1,09834E+11
		Q _{loss}	-654357,5397
	1,09937E+11		1,09937E+11

B-10 KOLOM DISTILASI II

Fungsi : untuk meningkatkan kemurnian etanol dari proses Distilasi I

Menghitung Entalpy Aliran Masuk

$$T_{\text{feed}} = 99,546 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 74,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa	C _p *ΔT	H
C ₂ H ₅ OH	104166,6667	50,094912	5218220
H ₂ O	131285,8926	74,4490902	9774115,259
CH ₃ COOH	10,45486344	38,913012	406,8302265
Furfural	0,000976225	75,8431004	0,074039947
Total			14992742,16

Menghitung Entalpy Aliran Distilat

$$T_{\text{distilat}} = 82,05 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 57,1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa	Cp * ΔT	H
C ₂ H ₅ OH	100000	38,3376	3833760
H ₂ O	5251,435703	56,975835	299204,9341
CH ₃ COOH	0,002109882	29,7801	0,062832507
Furfural	9,38125E-13	58,04267	5,44513E-11
Total			4132964,997

Menghitung Entalpy Aliran Bottom

$$T_{\text{bottom}} = 93,108 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 68,1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa	Cp * ΔT	H
C ₂ H ₅ OH	4166,666667	45,768576	190702,4
H ₂ O	126034,4569	68,0194596	8572795,648
CH ₃ COOH	10,45275356	35,552376	371,6202247
Furfural	0,000956406	69,2930792	0,066272351
Total			8763869,734

Menentukan Q_C dan Q_R

$$D = 2462,131$$

$$R+1 = (6,8629 + 1) \quad 7,8629 \quad 313,13264 \text{ kmol}$$

$$\Delta H_V \text{ EtOH} = 38,6 \text{ kJ/mol} \quad (\text{Dean, 1999}) \qquad \qquad \qquad 39630$$

$$= 38600 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_V \text{ Water} = 40,66 \text{ kJ/mol} \quad (\text{Dean, 1999})$$

$$= 40660 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_C \text{ total} = 393578364,4 \text{ kJ}$$

$$= 94067486,7 \text{ kkal}$$

$$BV_B = 313,1326 \quad B = 75080,83062$$

$$\begin{aligned}
 V_B &= 0,004171 \\
 &= 18002375 \\
 QR_{\text{total}} &= 393578364,4 \text{ kJ} \\
 &= 94067486,7 \text{ kkal} \\
 BM_{\text{Water}} &= 18 \text{ kg/kmol} \\
 m_s &= 174235,3802 \\
 &= 9679,743344 \\
 Cp_{\text{Water}} &= 75,4 \text{ kJ}/^{\circ}\text{C.kmol} \\
 T_{\text{out}} &= 50 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 T_{\text{in}} &= 30 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 m_{\text{cw}} &= 261166,7978 \text{ kg} \\
 &= 14509,26655 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Overall Energy Balance : $Fh_F + Q_R = Dh_D + Bh_B + Q_C + Q_{\text{loss}}$

Qin	Qout	Qloss	
109060228,9	106964321,4	2095907,432	0,01921789 0,01921789

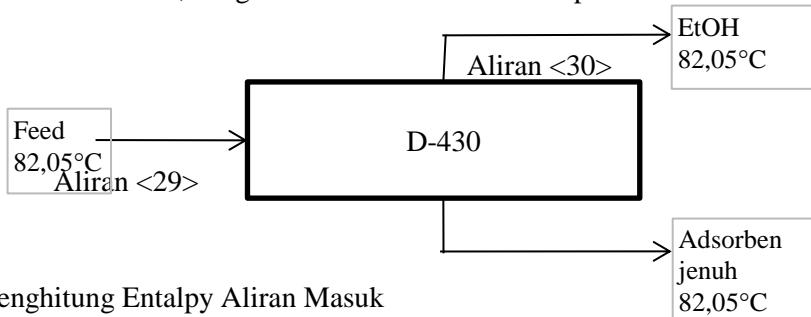
(diabaikan, karena kolom tidak diinsulasikan)

Neraca Panas Kolom Distilasi II

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi(kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{feed}	14992742,16	ΔH_D	4132964,997
Qr	94067486,7	ΔH_B	8763869,734
		Qc	94067486,7
		Qloss	2095907,432
109060228,9		109060228,9	

B-11 Molecular Sieve

Fungsi : untuk meningkat molekul air yang terkandung dalam etanol, dengan kemurnian etanol mencapai 99.8%



Menghitung Entalpy Aliran Masuk

$$H = m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{feed} = 82,05 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \Delta T = 57 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa	Cp * ΔT	H
C ₂ H ₅ OH	100000	38,3376	3833760
H ₂ O	5251,437813	56,975835	299205,0544
Total			4132965,054

Menghitung Entalpy Aliran Keluar

$$H = m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{feed} = 82,05 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \Delta T = 57 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa	Cp * ΔT	H
C ₂ H ₅ OH	100000	38,3376	3833760
H ₂ O	10,50287563	56,975835	598,4101087
Total			3834358,41

Menghitung Entalpy Dehidrasi

$$H = m \cdot c_p \cdot \Delta T \quad T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{feed} = 82,05 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \Delta T = 57 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	Massa	Cp * ΔT	H
H ₂ O (aliran 43)	5240,934938	56,975835	298606,6442
Total			298606,6442

Neraca Panas Total Molecular Sieve

Masuk		Keluar	
Komponen	Entalpi(kkal)	Komponen	Entalpi (kkal)
ΔH_{feed}	4132965,054	ΔH ΔH (aliran30)	298606,6442 3834358,41
	4132965,054		4132965,054

APPENDIKS C

SPESIFIKASI ALAT

1 Belt Conveyor (J-111)

Fungsi : untuk mengangkut batang jagung dari *open yard* menuju

Bucket Elevator (J-112)

Type : *Troughed belt on 45° idlers with rolls equal length*

Kondisi Operasi :

Tekanan	=	1 atm
Temperatur	=	30 °C
Laju alir massa	=	100000.00 kg/hari
	=	4166.67 kg/jam

Dasar Perancangan :

Rate Massa	=	4166.67 kg/jam
<i>Density</i>	=	91.83 lb/cuft
	=	1470.95 kg/m³
Rate Volumetrik	=	<hr style="width: 100px; margin-left: 0; border: 0.5px solid black;"/> 4166.67
		1470.95
	=	2.83 m³/jam

Untuk *belt conveyor* kapasitas = 4166.67 kg/jam
= 4.17 ton/jam

spesifikasi (*Perry*, 1997)

Lebar <i>Belt</i>	=	35 cm
<i>Cross Sectional Area of Load</i>	=	0.10 m²
Kecepatan <i>Belt</i>	=	61 m/min
<i>Belt Plies</i>	=	3 min. ; 5 max.
<i>Lump</i> Maksimum	=	51 mm
Daya Angkat	=	0.32 hp / 3.05 m
Daya Pusat	=	0.44 hp / 30.48 m
Daya Tambahan untuk <i>Tripper</i>	=	2 hp

Perhitungan :

Untuk keamanan 20%, maka:

Kapasitas	=	1.2	x	4166.67
	=	5000.00	kg/jam	
	=	5.00	ton/jam	

Dengan kapasitas 4,17 ton/jam, maka:

Kecepatan <i>Belt</i>	=	(4,17/5) x 61
	=	73.20 m/min
Daya Angkat	=	(20/100) x (0,32hp/3.05) x 10 m
	=	0.21 hp
Daya Pusat	=	(20/100) x (0,44hp/30.48) x 10 m
	=	0.03 hp
Daya Tambahan untuk <i>Tripper</i>	=	2 hp
Daya Total	=	2.24 hp

Effisiensi motor 80%, maka:

Power Motor = 2.69 hp ≈ 3 hp

Spesifikasi :

Kapasitas	=	5.00	ton/jam
Kecepatan Belt	=	73.20	m/min
Power Motor	=	2.69	hp
Jumlah	=	1	unit

2 Bucket Elevator (J-112)

Fungsi : untuk mengangkut batang jagung dari *Belt conveyor* menuju

Rotary Cutter Filter (C-110)

Type : *Bucket elevator for continuous*

Kondisi Operasi :

Tekanan	=	1	atm
Temperatur	=	30	°C
Rate Massa	=	100000.00	kg/hari
	=	4166.67	kg/jam

Dasar Perancangan :

Rate Massa	=	4166.67	kg/jam
<i>Density</i>	=	91.83	lb/cuft
	=	101.65	kg/m³
Rate Volumetrik	=	4166.67	kg/jam
		101.65	kg/m³
	=	40.99	m³/jam

Untuk *bucket elevator* kapasitas 4,17 ton/jam, spesifikasi (Perry, 1997):

Ukuran Bucket	=	8 x 5 1/2 x 7 3/4 in
<i>Bucket Spacing</i>	=	8 in
<i>Elevator Center</i>	=	25 ft
<i>Head Shaft</i>	=	820 rpm
<i>Power Head Shaft</i>	=	1.8 hp
Power Tambahan	=	0.06 hp

Perhitungan :

Asumsi waktu tinggal selama 1 jam, maka:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= \text{Rate Massa} \times \text{Waktu Tinggal} \\ &= 4166.67 \times 1 \\ &= 4166.67 \text{ kg} \end{aligned}$$

Untuk keamanan 20%, maka:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 1.2 \times 4166.67 \\ &= 5000.00 \text{ kg} \end{aligned}$$

Dengan kapasitas 4,17 ton, maka:

$$\begin{aligned} \text{Head Shaft} &= (5000/4166,67) \times 20 \\ &= 24 \\ \text{Shaft} &= (5000/4166,67) \times 20 \\ &= 24 \text{ rpm} \\ \text{Power Tambahan} &= 0.06 \text{ hp} \\ \text{Power Total} &= 24 + 0.06 \\ &= 24.06 \text{ hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor 80%, maka:

Power Motor	=	24.06/0.8			
	=	30.08 hp	≈	31	hp
Spesifikasi :					
Kapasitas	=	5000.00	kg		
Bahan Konstruksi	=	Carbon Steel			
Ukuran Bucket	=	8 x 5 1/2 x 7 3/4	in		
Bucket Spacing	=	8	in		
Tinggi Elevator	=	25	ft		
Power Motor	=	31	hp		
Jumlah	=	(5000/4166,67)			
	1.20	unit	≈	1 unit	

3 Rotary Cutter Filter (J-110)

Fungsi	=	Memotong limbah nanas menjadi ukuran kecil			
Dasar Pemilihan	=	Size reduction untuk material solid abrasive			
Type Alat	=	Rotary knife cutter dengan razor sharp alloy blades			
Kapasitas	=	4167 kg/jam			
	=	1.157407407 kg/s			

Spesifikasi :

(Ulrich tabel 4-5)

Kapasitas maksimum	=	20	kg/s	
Maks. Diameter feed masuk	=	0.5	m	
Maks reduction ratio (r)	=	50		
Power yang dibutuhkan	=	10 x kapasitas		
	=	4	kW	
Material	=	Stainless steel		
Jumlah	=	1	bahan	

4 Reaktor Prehidrolisa (R-120)

Fungsi	=	memecah struktur lignoselulosa dan menghidrolisis selulosa menjadi gluosa, hemiselulosa dan lignin			
Bentuk	=	Tangki Silinder, tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head			
Tekanan Operasi	=	12.1 atm	=	177.821 psig	
Suhu	=	190 °C			
Reaksi yang terjadi =					
$(C_6H_{10}O_5)_n + n H_2O \longrightarrow n C_6H_{12}O_6$					
$(C_6H_{10}O_5)_n + n H_2O \longrightarrow n C_6H_{12}O_6$					
$(C_6H_{10}O_5)_n + 1/2 n H_2O \longrightarrow 1/2 n C_{12}H_{22}O_{11}$					
$(C_5H_8O_4)_n + n H_2O \longrightarrow n C_5H_{10}O_5$					
$(C_5H_8O_4)_n + n H_2O \longrightarrow n C_5H_{10}O_5$					
$(C_{10}H_{13,9}O_{1,3})_n \longrightarrow n C_{10}H_{13,9}O_{1,3}$					

Perhitungan bahan masuk

Komponen	Massa	sg	Fraksi	sg x Fraksi
$C_6H_{10}O_5$	143050.16	1.40	0.12474645	0.17
$C_5H_8O_4$	117580.26	1.43	0.10253550	0.15
Lignin	30354.55	1.27	0.02647059	0.03
Ash	17096.24	1.27	0.014908722	0.02
Others	40821.63	1.27	0.035598377	0.05
H_2O	768229.24	1.0	0.66993191	0.67

H ₂ SO ₄	29595.26	1.84	0.02580845	0.05
Jumlah	1146727.33		1.0000	1.14

$$\frac{\text{sg komponen}}{\text{sg air}} = \text{densitas komponen}$$

Dari tabel diatas dapat dihitung massa jenis larutan dengan cara :

$$\begin{aligned} \text{Massa jenis liquid} &= ((\text{fraksi} \times \text{sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times \\ &\quad \text{Massa jenis H}_2\text{O pada } 190^\circ\text{C} \\ &= 1.14 \times 965.3 \\ &= 1096.92 \text{ kg/m}^3 = 68.4783567 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate massa} &= 47780.30558 \text{ kg/jam} = 105336.462 \text{ lb/jam} \\ \text{Waktu tinggal} &= 22 \text{ menit} = 0.37 \text{ jam} \\ (\text{Aden, 2002}) \end{aligned}$$

$$\text{Volumetrik} = 43.55868262 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume reaktor (*Levenspiel, 1999*)

$$\begin{aligned} V_{\text{liquid}} &= V_0 \times \tau \\ &= 15.97151696 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Asumsi : Larutan mengisi 80% volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= (100/80) \times \text{Volume liquid} \\ \text{Volume reaktor} &= 100/80 \times V_{\text{liquid}} \\ &= 1.25 \times 15.97 \text{ m}^3 \\ &= 19.9644 \text{ m}^3 \\ &= 701.7485265 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi : H = 2D

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= (\pi/4) \times D^2 \times 2D \\ 701.75 &= 0.785 \times 2 D^3 \\ 446.97 &= D^3 \\ D &= 7.65 \text{ ft} \approx 8 \text{ ft} \\ &= 2.60 \text{ m} \\ H &= 15.29 \text{ ft} \approx 16 \text{ ft} \\ &= 5.19 \text{ m} \\ \text{Untuk bejana berukuran besar} &= D \times H > 1720 \\ &= 116.92 < 1720 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell minimum (t)

Ketentuan yang dipilih :

- bahan : *steel SA-7* dengan nilai f = 12650
- konstruksi : *double welded butt joint* dengan nilai E = 0.8
- faktor korosi sebesar 0.125 in, sehingga C = 0.125 in

$$\begin{aligned} P_h &= \frac{\rho \times H}{144} = \frac{68.47835669}{144} \times 15.29 \\ &= 7.27 \text{ psi} \\ P_{\text{dalam}} &= 12,1 \text{ atm} = 177.821 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{op} &= Ph + P \text{ dalam} \\
 &= 7.27 + 177.821 \text{ psi} \\
 &= 185.09 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{des} &= (P_{op} + P_h) \times x & 1.05 \\
 &= 201.98 \text{ Psi} \\
 f &= 12650 \\
 E &= 0.8 \\
 D &= 8 \text{ ft} \\
 &= 96 \text{ in} \\
 C &= 0.125 \text{ in} \\
 t_{min} &= \frac{P_{des} \times D}{2fE} + C \\
 &= \frac{201.98 \times 96}{20038.02} + 0.125 \\
 &= 1.09 \text{ in} \\
 &= 1 \text{ in} + 0.09 \text{ in} \\
 &= 1 \text{ in} + 0.09 \text{ in} \\
 &= 1 \frac{1}{3} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan panjang plat (L)

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (96 + 3.59) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{303.31}{120} \\
 &= 2.53 \text{ ft} \\
 &= 2 \text{ ft} + 0.53 \text{ ft} \\
 &= 2 \text{ ft} + 6.36 \text{ in} \\
 &= 2 \text{ ft} + (6 \frac{6}{8}) \text{ in} \\
 &= 2 \text{ ft} + 6 \frac{3}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal dishead (atas dan bawah)

$$\begin{aligned}
 t_{min} &= \frac{P_{des} \times r_c \times W}{2fE} \\
 OD &= 10.19 \\
 r_c &= 30 \text{ ft} \\
 icr &= 8.25 \text{ ft} \\
 W &= 1/4 (3 + \sqrt{(r_c / icr)}) = 1.23
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{min} &= \frac{201.98 \times 30 \times 1.23}{20240} \\
 &+ 0.125 \\
 &= 0.493 \text{ in} \\
 &= 15.7758633 \text{ in} \\
 &= 1/2 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet nozzle sama. Aliran diasumsikan turbulen.

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{opt}} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 Q_f &= 43.56 \text{ m}^3/\text{jam} &= 0.01 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0.03 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \rho &= 1096.92 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 68.48 \text{ lbm/ft}^3 \\
 D_{i, \text{opt}} &= 1.35 \text{ in} \\
 &= 2 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari ASTM A53-Standard Specification for Pipe, Steel, Black and Hot-Dipped, Zinc-Coated, Welded and Seamless, ditentukan nominal size 2 in sch 40

$$\begin{aligned}
 OD &= 2.37 \text{ in} &= 0.06 \text{ m} \\
 ID &= 2.07 \text{ in} &= 0.05 \text{ m} \\
 A &= 3.36 \text{ in}^2 &= 0.003 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{43.56}{0.00} \\
 &= 12963.89 \text{ m/jam} \\
 NRe &= \frac{\rho Dv}{\mu} = \frac{1349,92 \times 0,25 \times 1950,94}{0,002} \\
 \frac{735902,03}{0,002} &= 489296561,14
 \end{aligned}$$

asumsi aliran turbulen benar

Perhitungan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis *propeler* dengan jumlah *baffle* 4 buah

$$\begin{aligned}
 Da &= 1/3 Dt \\
 C/Dt &= 1/3 \\
 W/Da &= 1/5 \\
 J/Dt &= 1/12 \\
 L/Da &= 1/4
 \end{aligned}$$

Dimana	=	Da	=	Diameter pengaduk
		Dt	=	Diameter tangki
		C	=	Jarak pengaduk ke dasar tangki
		W	=	Lebar pengaduk
		J	=	Lebar <i>baffle</i>
		L	=	Panjang pengaduk

$$\begin{aligned}
 Dt &= 2.60 \text{ m} \\
 Da &= 1/3 Dt &= 0.86 \text{ m}
 \end{aligned}$$

C	=	1/3 Dt	=	0.86 m
W	=	1/5 Da	=	0.17 m
J	=	1/12 Dt	=	0.22 m
L	=	1/4 Da	=	0.22 m

$$NRe = \frac{Da \times N \times \rho}{\mu}$$

Da	=	0.86		
N	=	100 rpm	=	1.67 rps
ρ	=	1096.92 kg/m ³		
μ	=	0.002 kg/ms		

$$Nre = 1051377.32$$

Nre > 10000 aliran turbulen sehingga menggunakan *baffle*

Dari Geankoplis, 1993, didapatkan Np sebesar 1

$$Np = \frac{\frac{P}{\rho \times N^3 \times Da^5}}{\frac{P}{8.85}}$$

$$1 = \frac{8.85 \text{ J/s}}{0.01 \text{ kWh}}$$

$$P = 0.01 \text{ Hp}$$

$$\eta_{\text{motor}} = 95\%$$

$$\text{Power motor} = \frac{0.01}{95\%} = 0.01 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Reaktor Prehidrolisa (R-120)

Jumlah	=	1 unit
Bentuk	=	Silinder vertikal dengan tutup dan dasar <i>standard dished head</i>
Volume tangki	=	701.75 ft ³
Volume liquid	=	0.00 ft ³
Diameter tangki	=	8 ft
Tinggi tangki	=	16 ft
Tinggi liquid	=	13 ft

Shell

ID	=	8 ft
Tebal	=	1 1/3 in
OD	=	10.19 ft
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-7</i>
<i>Welding</i>	=	<i>Double welded butt joint</i>

Dish Head

ID	=	8 in
Tebal	=	1 1/3 in
OD	=	10.19 in
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-7</i>

Welding = *Double welded butt joint*

Nozzle

<i>Nominal size</i>	=	2 sch number 40
OD	=	2.37 in
ID	=	2.07 in
A	=	3.36 in ²

Pengaduk

Jenis	=	<i>Propeler</i>
<i>Baffle</i>	=	4 buah
Da	=	0.86 m
C	=	0.86 m
W	=	0.17 m
J	=	0.22 m
L	=	0.22 m
Power motor	=	0.01 Hp

5 Reaktor Sakarifikasi (R-210)

Fungsi = Menghidrolisa selulosa menjadi glukosa dengan menggunakan enzim Cellulase
 Bentuk = Tangki Silinder, tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head
 Tekanan Operasi = 1 atm = 14.69 psig
 Suhu 65 °C
 Reaksi yang terjadi =
 $(C_6H_{10}O_5)_n + n H_2O \longrightarrow n C_6H_{12}O_6$
 $(C_6H_{10}O_5)_n \longrightarrow n C_6H_{12}O_6$
 $(C_6H_{10}O_5)_n + 1/2 n H_2O \longrightarrow 1/2 n C_{12}H_{22}O_{11}$
 $(C_{12}H_{22}O_{11}) + H_2O \longrightarrow 2 C_6H_{12}O_6$

Perhitungan bahan masuk

Komponen	Massa	sg	Fraksi	sg x Fraksi
$C_6H_{10}O_5$	131033.95	1.40	0.0771	0.1079
$C_5H_8O_4$	2939.51	1.43	0.0017	0.0025
Lignin	28836.82	1.27	0.0170	0.0215
<i>Ash</i>	17096.24	1.27	0.0101	0.0128
<i>Others</i>	40821.63	1.27	0.0240	0.0305
$C_6H_{12}O_6$	11015.94	1.35	0.0065	0.0087
G.Oligomer	1101.59	1.35	0.0006	0.0009
<i>Solubel lignin</i>	1502.70	1.27	0.0009	0.0011
X. Oligomer	3307.26	1.52	0.0019	0.0030
$C_{12}H_{22}O_{11}$	1046.52	1.59	0.0006	0.0010
$C_5H_{10}O_5$	119061.54	1.52	0.0700	0.1065
E.Cellulosa	262.07	1.50	0.0002	0.0002
furfural	1651.02	1.15	0.0010	0.0011
H_2O	1339947.86	1.00	0.7882	0.7882
H_2SO_4	295.95	1.84	0.0002	0.0003
Jumlah	1699920.59		1.0000	1.0863

$$\frac{\text{sg komponen}}{\text{sg air}} = \text{densitas komponen}$$

Dari tabel diatas dapat dihitung massa jenis larutan dengan cara :

$$\text{Massa jenis liquid} = ((\text{fraksi } x \text{ sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times \text{Massa jenis H}_2\text{O pada } 65^\circ\text{C}$$

$$= 1.09 \times 972.38 \\ = 1056.25 \text{ kg/m}^3 = 65.94 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate massa} = 70830.02 \text{ kg/jam} = 156151.87 \text{ lb/jam}$$

Karena *residence time* yang lama, dibutuhkan sebanyak 5 reaktor agar proses *continuous*
(Aden *et al*, 2002)

$$\text{Volumetrik} = 67.06 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volumetrik tiap reaktor} = 13.41 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 36 \text{ jam} \quad (\text{Aden, 2002})$$

$$\begin{aligned} \text{V liquid} &= \frac{\text{massa liquid}}{\text{massa jenis liquid}} \\ &= \frac{1699920.593}{1056.25} \text{ kg} \\ &= 1609.392515 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Reaktor yang digunakan berjumlah 6 untuk kapasitas 2 hari

$$\text{Volume liquid untuk 3 reaktor dalam satu hari} = 536.46 \text{ m}^3$$

Asumsi : Larutan mengisi 80% volume tangki

$$\text{Volume reaktor} = (100/80) \times \text{Volume liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= 100/80 \times \text{V liquid} \\ &= 1.25 \times 536.46 \text{ m}^3 \\ &= 670.58 \text{ m}^3 \\ &= 23570.89 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi : $H = 2D$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= (\pi/4) \times D^2 \times H \\ &= (\pi/4) \times D^2 \times 2D \\ 23570.89 &= 0.785 \times 2D^3 \end{aligned}$$

$$15013.31 = D^3$$

$$D = 24.67 \text{ ft} \approx 7.79 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H &= 48.00 \text{ ft} \approx 15.58 \text{ m} \\ &= 48 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk bejana berukuran besar} &= D \times H > 1720 \\ &= 1184.13 < 1720 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell minimum (t)

Ketentuan yang dipilih :

a. bahan : *steel SA-7* dengan nilai $f = 12650$

b. konstruksi : *double welded butt joint* dengan nilai $E = 0.8$

c. faktor korosi sebesar 0.125 in, sehingga $C = 0.125$ in

$$P_{op} = 1 \text{ atm} = 14.69 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 f &= 12650 \\
 P_h = \frac{\rho \times H}{144} &= \frac{65.94}{144} \times 48.00 \\
 &= 21.98 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{des} &= (P_{op} + P_h) \times 1.05 \\
 &= 38.50333305 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E &= 0.8 \\
 D &= 24 \text{ ft} \\
 &= 288 \text{ in} \\
 C &= 0.125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{min} &= \frac{P_{des}}{2fE} \times \frac{D}{P_{des}} + C \\
 t_{min} &= \frac{38.50}{20201.50} \times \frac{288}{288} + 0.125 \\
 &= 2/3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan panjang plat (L)

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (288 + 1.88) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{904.87}{120} \\
 &= 7.54 \text{ ft} \\
 &= 7 \text{ ft} + 0.54 \text{ ft} \\
 &= 7 \text{ ft} + 6.48 \text{ in} \\
 &= 7 \text{ ft} + (6 + 207.36) \text{ in} \\
 &= 7 \text{ ft} + 6 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal dishead (atas dan bawah)

$$\begin{aligned}
 t_{min} &= \frac{P_{des} \times r_c \times W}{2fE - 0.2P_{des}} \\
 OD &= 25.35 \\
 r_c &= 54 \text{ ft} \\
 icr &= 9.00 \text{ ft} \\
 W &= 1/4 (3 + \sqrt{(r_c/icr)}) = 1.36
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{min} &= \frac{38.50}{20240} \times \frac{54}{-} \times \frac{1.36}{7.70} \\
 &+ 0.125 \\
 &= 0.265 \text{ in} \\
 &= 8.48015119 \text{ in} \\
 &= 1/4 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet nozzle sama. Aliran diasumsikan turbulen.

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{opt}} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 Q_f &= 13.41 \text{ m}^3/\text{jam} & = & 0.004 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \rho &= 1056.25 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 65.94 \text{ lbm/ft}^3 \\
 D_{i, \text{opt}} &= 2.70 \text{ in} \\
 &= 3 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari ASTM A53-Standard Specification for Pipe, Steel, Black and Hot-Dipped, Zinc-Coated, Welded and Seamless, ditentukan nominal size 3 in sch 40

$$\begin{aligned}
 OD &= 3.5 \text{ in} & = & 0.09 \text{ m} \\
 ID &= 3.07 \text{ in} & = & 0.08 \text{ m} \\
 A &= 7.39 \text{ in}^2 & = & 0.01 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{13.4116043}{0.00739} \\
 &= 1814.83 \text{ m/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 NRe &= \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{1265.66 \times 0.25 \times 1953.85}{0.002} \\
 &= \frac{147123.26}{0.002} = 97821315.38
 \end{aligned}$$

asumsi aliran turbulen benar

Perhitungan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis *propeler* dengan jumlah *baffle* 4 buah

$$\begin{aligned}
 Da &= + 1/3 Dt \\
 C/Dt &= 1/3 \\
 W/Da &= 1/5 \\
 J/Dt &= 1/12 \\
 L/Da &= 1/4
 \end{aligned}$$

Dimana =	Da	=	Diameter pengaduk
	Dt	=	Diameter tangki
	C	=	Jarak pengaduk ke dasar tangki
	W	=	Lebar pengaduk
	J	=	Lebar <i>baffle</i>
	L	=	Panjang pengaduk

$$\begin{aligned}
 Dt &= 7.79 \text{ m} \\
 Da &= 1/3 Dt = 2.59 \text{ m}
 \end{aligned}$$

C =	1/3 Dt	=	2.59 m
W =	1/5 Da	=	0.52 m
J =	1/12 Dt	=	0.65 m
L =	1/4 Da	=	0.65 m

$$NRe = \frac{Da \times N \times \rho}{\mu}$$

Da =	2.59		
N =	30 rpm	=	0.5 rps
ρ =	1056.25 kg/m ³		
μ =	0.002 kg/ms		

$$Nre = 911157.77$$

Nre > 10000 aliran turbulen sehingga menggunakan *baffle*

Dari Geankoplis, 1993, didapatkan Np sebesar 1

$$Np = \frac{\frac{P}{\rho \times N^3 \times Da^5}}{\frac{P}{621.24}}$$

1	=	
P	=	621.24 J/s
	=	0.62 kWh
	=	0.83 Hp

$$\eta \text{ motor} = 95\%$$

$$\text{Power motor} = \frac{0.83}{95\%} = 0.88 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Reaktor Sakarifikasi (R-210)

Jumlah	=	6 unit
Bentuk	=	Silinder vertikal dengan tutup dan dasar <i>standard dished head</i>
Jenis reaktor	=	<i>Batch Reactor</i>
Volume reaktor	=	23570.89 ft ³
Volume liquid	=	1056.25 ft ³
Diameter tangki	=	24 ft
Tinggi tangki	=	48 ft
Tinggi liquid	=	38 ft

Shell

ID	=	24 ft
Tebal	=	1 1/3 in
OD	=	25.35 ft
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-7</i>
<i>Welding</i>	=	<i>Double welded butt joint</i>

Dish Head

ID	=	24 in
Tebal	=	1 1/3 in

OD	=	25.34783548 in
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-7</i>
<i>Welding</i>	=	<i>Double welded butt joint</i>

Nozzle

<i>Nominal size</i>	=	3 sch number 40
OD	=	3.5 in
ID	=	3.07 in
A	=	7.39 in ²

Pengaduk

Jenis	=	<i>Propeler</i>
<i>Baffle</i>	=	4 buah
Da	=	2.59 m
C	=	2.59 m
W	=	0.52 m
J	=	0.65 m
L	=	0.65 m
Power motor	=	0.88 Hp

6 Tangki Starter (R-310)

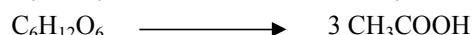
Fungsi = untuk menumbuh kembangkan (membiakkan) *Z. Mobilis* sebelum masuk ke Reaktor Fermentasi

Bentuk = Tangki Silinder, tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head

Tekanan Operasi = 1 atm = 14.69 psig

Suhu = 32 °C

Reaksi yang terjadi =



Perhitungan bahan masuk

Komponen	Massa	sg	Fraksi	sg x Fraksi
C ₆ H ₁₀ O ₅	628.96	1.40	0.0037	0.0051
C ₅ H ₈ O ₄	293.95	1.43	0.0017	0.0025
Lignin	2883.68	1.27	0.0168	0.0214
Ash	1709.62	1.27	0.0100	0.0127
Others	4082.16	1.27	0.0238	0.0303
C ₆ H ₁₂ O ₆	14315.10	1.35	0.0836	0.1129
G.Oligomer	692.53	1.35	0.0040	0.0055
Solubel lignin	150.27	1.27	0.0009	0.0011
X. Oligomer	330.73	1.52	0.0019	0.0029
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	165.98	1.59	0.0010	0.0015
C ₅ H ₁₀ O ₅	11906.15	1.52	0.0696	0.1057
E.Cellulosa	26.21	1.50	0.0002	0.0002
furfural	165.10	1.15	0.0010	0.0011
H ₂ O	132612.01	1.00	0.7747	0.7747
H ₂ SO ₄	29.60	1.84	0.0002	0.0003
DAP	105.45	1.5	0.0006	0.0009
CSL	849.96	1.15	0.0050	0.0057
Z.Mobilis	236.08	1.04	0.0014	0.0014

Jumlah	171183.55		1.0000	1.0860
--------	-----------	--	--------	--------

$$\frac{\text{sg komponen}}{\text{sg air}} = \text{densitas komponen}$$

Dari tabel diatas dapat dihitung massa jenis larutan dengan cara :

$$\begin{aligned} \text{Massa jenis liquid} &= ((\text{fraksi} \times \text{sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times \\ &\quad \text{Massa jenis H}_2\text{O pada } 32^\circ\text{C} \\ &= 1.09 \times 978.53 \\ &= 1062.71 \text{ kg/m}^3 = 66.34 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate massa} &= 7132.65 \text{ kg/jam} = 15724.64 \text{ lb/jam} \\ \text{Volumetrik} &= 6.71 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= 24 \text{ jam} && (\text{Aden, 2002}) \\ V_{\text{liquid}} &= \frac{\text{massa liquid}}{\text{massa jenis liquid}} \text{ ft}^3 \\ &= \frac{171183.55}{1062.71} \text{ kg} \\ &= 161.08 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume liquid untuk 3 reaktor dalam satu hari} = 53.69 \text{ m}^3$$

Asumsi : Larutan mengisi 80% volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= (100/80) \times \text{Volume liquid} \\ \text{Volume reaktor} &= 100/80 \times V_{\text{liquid}} \\ &= 1.25 \times 53.69 \text{ m}^3 \\ &= 67.12 \text{ m}^3 \\ &= 2359.18 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi : $H = 2D$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= (\pi/4) \times D^2 \times H \\ &= (\pi/4) \times D^2 \times 2D \\ 2359.18 &= 0.785 \times 2D^3 \\ 1502.66 &= D^3 \\ D &= 11.45 \text{ ft} \approx 16 \text{ ft} \\ &= 5.19 \text{ m} \\ H &= 32.00 \text{ ft} \approx 32 \text{ ft} \\ &= 10.39 \text{ m} \\ \text{Untuk bejana berukuran besar} &= D \times H > 1720 \\ &= 366.52 < 1720 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell minimum (t)

Ketentuan yang dipilih :

- bahan : steel SA-7 dengan nilai $f = 12650$
- konstruksi : *double welded butt joint* dengan nilai $E = 0.8$
- faktor korosi sebesar 0.125 in, sehingga $C = 0.125$ in

$$\begin{aligned} P_{\text{op}} &= 1 \text{ atm} &= 14.69 \text{ psi} \\ f &= 12650 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_h &= \frac{\rho \times H}{144} = \frac{66.34}{144} \times 32.00 \\
 &= 14.74 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{des} &= (P_{op} + P_h) \times 1.05 \\
 &= 30.90452391 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E &= 0.8 \\
 D &= 16 \text{ ft} \\
 &= 192 \text{ in} \\
 C &= 0.125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$t_{min} = \frac{P_{des}}{2fE} \times \frac{D}{P_{des}} + C$$

$$t_{min} = \frac{30.90}{20209.10} \times \frac{192}{192} + 0.125$$

$$= \frac{30.90}{20209.10} \times 3/7 \text{ in}$$

Menentukan panjang plat (L)

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (192 + 0.68) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{602.63}{120} \\
 &= 5.02 \text{ ft} \\
 &= 5 \text{ ft} + 0.02 \text{ ft} \\
 &= 5 \text{ ft} + 0.24 \text{ in} \\
 &= 5 \text{ ft} + 7 \frac{2}{3} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal dishead (atas dan bawah)

$$\begin{aligned}
 t_{min} &= \frac{P_{des}}{2fE} \times r_c \times W - 0.2P_{des} \\
 OD &= 16.84 \\
 r_c &= 24 \text{ ft} \\
 icr &= 6.00 \text{ ft} \\
 W &= \frac{1}{4} (3 + \sqrt{(r_c/icr)}) = 1.25
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{min} &= \frac{30.90}{20240} \times \frac{24}{24} \times \frac{1.25}{6.18} \\
 &+ 0.125 \\
 &= 0.171 \text{ in} \\
 &= 5.466274993 \text{ in} \\
 &= 3/8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet nozzle sama. Aliran diasumsikan turbulen.

$$D_{i, \text{opt}} = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$Q_f = 6.71 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.0019 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0.07 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1062.71 \text{ kg/m}^3 \\ 66.34 \text{ lbm/ft}^3$$

$$D_{i, \text{opt}} = 1.98 \text{ in} \\ = 2 \text{ in}$$

Dari ASTM A53-Standard Specification for Pipe, Steel, Black and Hot-Dipped, Zinc-Coated, Welded and Seamless, ditentukan nominal size 2 in sch 40

$$OD = 2.38 \text{ in} = 0.06 \text{ m}$$

$$ID = 2.07 \text{ in} = 0.05 \text{ m}$$

$$A = 3.36 \text{ in}^2 = 0.00 \text{ m}^2$$

Cek jenis aliran :

$$\text{Kecepatan aliran (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{6.7117395}{0.00336}$$

$$= 1997.54 \text{ m/jam}$$

$$NRe = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{1265.66 \times 0.25 \times 1953.85}{0.002}$$

$$= \frac{109855.52}{0.002} = 73042231.16$$

asumsi aliran turbulen benar

Perhitungan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis *propeler* dengan jumlah *baffle* 4 buah

$$Da = + \quad 1/3 Dt$$

$$C/Dt = \quad 1/3$$

$$W/Da = \quad 1/5$$

$$J/Dt = \quad 1/12$$

$$L/Da = \quad 1/4$$

$$\text{Dimana } Da = \text{Diameter pengaduk}$$

$$Dt = \text{Diameter tangki}$$

$$C = \text{Jarak pengaduk ke dasar tangki}$$

$$W = \text{Lebar pengaduk}$$

$$J = \text{Lebar } baffle$$

$$L = \text{Panjang pengaduk}$$

$$Dt = 5.19 \text{ m}$$

$$Da = 1/3 Dt = 1.73 \text{ m}$$

C =	1/3 Dt	=	1.73 m
W =	1/5 Da	=	0.35 m
J =	1/12 Dt	=	0.43 m
L =	1/4 Da	=	0.43 m

$$NRe = \frac{Da \times N \times \rho}{\mu}$$

Da =	1.73		
N =	30 rpm	=	0.5 rps
ρ =	1062.71 kg/m ³		
μ =	0.002 kg/ms		

Nre = 611155.00
 Nre > 10000 aliran turbulen sehingga menggunakan *baffle*
 Dari Geankoplis, 1993, didapatkan Np sebesar 1

$$Np = \frac{\frac{P}{\rho \times N^3 \times Da^5}}{\frac{P}{82.31}}$$

$$1 = \frac{82.31 \text{ J/s}}{0.08 \text{ kWh}}$$

$$= \frac{0.11 \text{ Hp}}{0.11 \text{ Hp}}$$

$$\eta_{\text{motor}} = 95\%$$

$$\text{Power motor} = \frac{0.11}{95\%} = 0.12 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Tangki Starter (R-310)

Jumlah	=	3 unit
Bentuk	=	Silinder vertikal dengan tutup dan dasar <i>standard dished head</i>
Jenis reaktor	=	<i>Batch reactor</i>
Volume reaktor	=	2359.18 ft ³
Volume liquid	=	161.08 ft ³
Diameter tangki	=	16 ft
Tinggi tangki	=	32 ft
Tinggi liquid	=	26 ft

Shell

ID	=	16 ft
Tebal	=	3/8 in
OD	=	16.84 ft
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-7</i>
<i>Welding</i>	=	<i>Double welded butt joint</i>

Dish Head

ID	=	16 in
Tebal	=	3/8 in
OD	=	16.84 in

Bahan = Carbon steel SA-7
Welding = Double welded butt joint

Nozzle

Nominal size = 2 sch number 40
 OD = 2.38 in
 ID = 2.07 in
 A = 3.36 in²

Pengaduk

Jenis	=	<i>Propeler</i>
<i>Baffle</i>	=	4 buah
Da	=	1.73 m
C	=	1.73 m
W	=	0.35 m
J	=	0.43 m
L	=	0.43 m
Power motor	=	0.12 Hp

7 Tangki Fermentor (R-320)

Fungsi = untuk mengubah C₆H₁₂O₆ dan C₅H₁₀O₅ menjadi dengan bantuan Z. Mobilis yang berasal dari tangki starter
 Bentuk = Tangki Silinder, tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head
 Tekanan Operasi = 1 atm = 14.69 psig
 Suhu = 32 °C
 Reaksi yang terjadi =
 $C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2 C_2H_5OH + 2 CO_2$
 $C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 3 CH_3COOH$
 $3 C_5H_{10}O_5 \longrightarrow 5 C_2H_5OH + 5 CO_2$
 $2 C_5H_{10}O_5 \longrightarrow 5 CH_3COOH$

Perhitungan bahan masuk

Komponen	Massa	sg	Fraksi	sg x Fraksi
C ₆ H ₁₀ O ₅	6289.63	1.40	0.0037	0.0052
C ₅ H ₈ O ₄	2939.51	1.43	0.0017	0.0025
Lignin	28836.82	1.27	0.0170	0.0215
Ash	17096.24	1.27	0.0100	0.0128
Others	40821.63	1.27	0.0240	0.0305
C ₆ H ₁₂ O ₆	129969.38	1.35	0.0764	0.1031
G.Oligomer	6925.31	1.35	0.0041	0.0055
Solubel lignin	1502.70	1.27	0.0009	0.0011
X. Oligomer	3307.26	1.52	0.0019	0.0030
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	1659.76	1.59	0.0010	0.0016
C ₅ H ₁₀ O ₅	109369.93	1.52	0.0643	0.0977
E.Cellulosa	262.07	1.50	0.0002	0.0002
Furfural	1651.02	1.15	0.0010	0.0011
H ₂ O	1326120.13	1.00	0.7795	0.7795
H ₂ SO ₄	295.95	1.84	0.0002	0.0003
DAP	1055.08	1.5	0.0006	0.0009

CSL	8452.98	1.15	0.0050	0.0057
Z.Mobilis	3227.04	1.04	0.0019	0.0020
C ₂ H ₅ OH	11009.14	0.79	0.0065	0.0051
CH ₃ COOH	366.71	1.05	0.0002	0.0002
Jumlah	1701158.26		1.0000	1.0796

$$\frac{\text{sg komponen}}{\text{sg air}} = \text{densitas komponen}$$

Dari tabel diatas dapat dihitung massa jenis larutan dengan cara :

$$\begin{aligned} \text{Massa jenis liquid} &= ((\text{fraksi} \times \text{sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times \\ &\quad \text{Massa jenis H}_2\text{O pada } 32^\circ\text{C} \\ &= 1.08 \times 978.53 \\ &= 1056.38 \text{ kg/m}^3 = 65.95 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate massa} &= 47254.40 \text{ kg/jam} = 104177.04 \text{ lb/jam} \\ \text{Volumetrik} &= 44.73 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Waktu tinggal} &= 36 \text{ jam} \quad (\text{Aden, 2002}) \\ \text{V liquid} &= \frac{\text{massa liquid}}{\text{massa jenis liquid}} \\ &= \frac{1701158.261}{1056.38} \text{ kg} \\ &= 1610.36 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Reaktor yang digunakan berjumlah 6 untuk kapasitas 2 hari

$$\text{Volume liquid untuk 3 reaktor dalam satu hari} = 536.79 \text{ m}^3$$

Asumsi : Larutan mengisi 80% volume tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= (100/80) \times \text{Volume liquid} \\ \text{Volume reaktor} &= 100/80 \times V \text{ liquid} \\ &= 1.25 \times 536.79 \text{ m}^3 \\ &= 670.98 \text{ m}^3 \\ &= 23585.04 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi : H = 2D

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= (\pi/4) \times D^2 \times H \\ &= (\pi/4) \times D^2 \times 2D \\ 23585.04 &= 0.785 \times 2D^3 \\ 15022.32 &= D^3 \\ D &= 24.67 \text{ ft} \approx 7.79 \text{ m} \\ H &= 48.00 \text{ ft} \approx 15.58 \text{ m} \\ \text{Untuk bejana berukuran besar} &= D \times H > 1720 \\ &= 1184.37 < 1720 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell minimum (t)

Ketentuan yang dipilih :

- bahan : steel SA-7 dengan nilai f = 12650
- konstruksi : double welded butt joint dengan nilai E = 0.8
- faktor korosi sebesar 0.125 in, sehingga C = 0.125 in

$$\begin{aligned} P_{op} &= 1 \text{ atm} &= 14.69 \text{ psi} \\ f &= 12650 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_h &= \frac{\rho \times H}{144} = \frac{65.95}{144} \times 48.00 \\
 &= 21.98 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{des} &= (P_{op} + P_h) \times 1.05 \\
 &= 38.50628081 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E &= 0.8 \\
 D &= 24 \text{ ft} \\
 &= 288 \text{ in} \\
 C &= 0.125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$t_{min} = \frac{P_{des} \times D}{2fE} + C$$

$$t_{min} = \frac{38.51 \times 288}{20201.49} + 0.125$$

$$= \frac{288}{2/3} \text{ in}$$

Menentukan panjang plat (L)

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (288 + 1.88) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{904.87}{120} \\
 &= 7.54 \text{ ft} \\
 &= 7 \text{ ft} + 0.54 \text{ ft} \\
 &= 7 \text{ ft} + 6.48 \text{ in} \\
 &= 7 \text{ ft} + (6 \text{ } \frac{1}{2} \text{ in} + 15.36 \text{ in})
 \end{aligned}$$

Tebal dishead (atas dan bawah)

$$\begin{aligned}
 t_{min} &= \frac{P_{des} \times r_c \times W}{2fE} - 0.2P_{des} \\
 OD &= 25.35 \\
 r_c &= 48 \text{ ft} \\
 icr &= 1.13 \text{ ft} \\
 W &= 1/4 (3 + \sqrt{(r_c/icr)}) = 2.38
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{min} &= \frac{38.51 \times 48}{20240} \times \frac{x}{7.70} - 2.38 \\
 &+ 0.125 \\
 &= 0.343 \text{ in} \\
 &= 10.96627086 \text{ in} \\
 &= 5/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet nozzle sama. Aliran diasumsikan turbulen.

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{opt}} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 Q_f &= 44.73 \text{ m}^3/\text{jam} & = & 0.0124 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0.44 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \rho &= 1056.38 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 65.95 \text{ lbm/ft}^3 \\
 D_{i, \text{opt}} &= 4.64 \text{ in} \\
 &= 5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari ASTM A53-Standard Specification for Pipe, Steel, Black and Hot-Dipped, Zinc-Coated, Welded and Seamless, ditentukan nominal size 5 in sch 40

$$\begin{aligned}
 OD &= 5.56 \text{ in} & = & 0.14 \text{ m} \\
 ID &= 5.05 \text{ in} & = & 0.13 \text{ m} \\
 A &= 20 \text{ in}^2 & = & 0.02 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{44.732183}{0.02} \\
 &= 2236.61 \text{ m/jam} \\
 NRe &= \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{1265.66 \times 0.25 \times 1953.85}{0.002} \\
 &= \frac{298293.38}{0.002} = 198333361.46
 \end{aligned}$$

asumsi aliran turbulen benar

Perhitungan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis *propeler* dengan jumlah *baffle* 4 buah

$$\begin{aligned}
 Da &= + 1/3 Dt \\
 C/Dt &= 1/3 \\
 W/Da &= 1/5 \\
 J/Dt &= 1/12 \\
 L/Da &= 1/4
 \end{aligned}$$

Dimana	=	Da	=	Diameter pengaduk
		Dt	=	Diameter tangki
		C	=	Jarak pengaduk ke dasar tangki
		W	=	Lebar pengaduk
		J	=	Lebar <i>baffle</i>
		L	=	Panjang pengaduk

$$Dt = 7.79 \text{ m}$$

Da	=	1/3 Da	=	2.59 m
C	=	1/3 Da	=	2.59 m
W	=	1/5 Da	=	0.52 m
J	=	1/12 Da	=	0.65 m
L	=	1/4 Da	=	0.65 m

$$NRe = \frac{Da \times N \times \rho}{\mu}$$

Da	=	2.59		
N	=	30 rpm	=	0.5 rps
ρ	=	1056.38 kg/m ³		
μ	=	0.002 kg/ms		

$$Nre = 911274.15$$

$Nre > 10000$ aliran turbulen sehingga menggunakan *baffle*

Dari Geankoplis, 1993, didapatkan Np sebesar 1

$$Np = \frac{\frac{P}{\rho \times N^3 \times Da^5}}{\frac{P}{621.32}}$$

1	=	
P	=	621.32 J/s
	=	0.62 kWh
	=	0.83 Hp

$$\eta \text{ motor} = 95\%$$

$$\text{Power motor} = \frac{0.83}{95\%} = 0.88 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Fermentor (R-320)

Jumlah	=	6 unit
Bentuk	=	Silinder vertikal dengan tutup dan dasar <i>standard dished head</i>
Jenis reaktor	=	<i>Batch reactor</i>
Volume reaktor	=	23585.04 ft ³
Volume liquid	=	1056.38 ft ³
Diameter tangki	=	24 ft
Tinggi tangki	=	48 ft
Tinggi liquid	=	38 ft

Shell

ID	=	24 ft
Tebal	=	5/8 in
OD	=	25.35 ft
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-7</i>
<i>Welding</i>	=	<i>Double welded butt joint</i>

Dish Head

ID	=	24 in
Tebal	=	5/8 in

OD	=	25.35 in
Bahan	=	Carbon steel SA-7
Welding	=	Double welded butt joint

Nozzle

Nominal size	=	5 sch number 40
OD	=	5.56 in
ID	=	5.05 in
A	=	20 in ²

Pengaduk

Jenis	=	Propeler
Baffle	=	4 buah
Da	=	2.59 m
C	=	2.59 m
W	=	0.52 m
J	=	0.65 m
L	=	0.65 m
Power motor	=	0.88 Hp

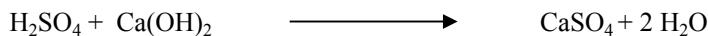
8 Tangki Overliming (M-142)

Fungsi = untuk menetralkan asam sulfat yang bersifat racun dengan menambahkan kapur (lime), sehingga pH larutan naik menjadi 10.

Bentuk = Tangki Silinder, tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head

Tekanan Operasi = 1 atm = 14.69 psig
Suhu 50 °C

Reaksi yang terjadi =



Perhitungan bahan masuk

Komponen	Massa	sg	Fraksi	sg x Fraksi
C ₅ H ₁₀ O ₅	119049.51	1.52	0.07795785	0.118
C ₆ H ₁₂ O ₆	11014.83	1.35	0.00721290	0.010
G.Oligomer	1101.48	1.35	0.00072129	0.001
Soluble lignin	1502.55	1.27	0.000983923	0.001
H ₂ O	1321882.86	1.0	0.86561582	0.866
H ₂ SO ₄	29299.30	1.84	0.01918622	0.035
X. Oligomer	3306.93	1.52	0.00216550	0.003
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	1046.41	1.59	0.00068523	0.001
Ca(OH) ₂	37246.37	2.24	0.02439024	0.055
Furfural	1650.85	1.59	0.00108103	0.002
Jumlah	1527101.09		1.0000	1.09

$$\frac{\text{sg komponen}}{\text{sg air}} = \text{densitas komponen}$$

Dari tabel diatas dapat dihitung massa jenis larutan dengan cara :

Massa jenis liquid = ((fraksi x sg) total bahan baku masuk) x Massa jenis H₂O pada 50°C

$$\begin{aligned}
 &= 1.09 \times 1527101.09 = 988.07 \\
 &= 1079.08 \text{ kg/m}^3 = 67.36 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Rate massa} &= 1527101.09 \text{ kg/m}^3 = 3366647.07 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Volumetrik} &= 1415.19 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Waktu tinggal} &= 1 \text{ jam} \quad (\text{Aden, 2002}) \\
 V_{\text{liquid}} &= \frac{\text{massa liquid}}{\text{massa jenis liquid}} \\
 &= \frac{1527101.093}{1079.08} \text{ kg} \\
 &= 1415.19 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Volume reaktor (*Levenspiel, 1999*)

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid}} &= V_0 \times \tau \\
 &= 1415.187599 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Asumsi : Larutan mengisi 80% volume tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor} &= (100/80) \times \text{Volume liquid} \\
 \text{Volume reaktor} &= 100/80 \times V_{\text{liquid}} \\
 &= 1.25 \times 1415.19 \text{ m}^3 \\
 &= 1768.9845 \text{ m}^3 \\
 &= 62179.80513 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Asumsi : H = 2D

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= (\pi/4) \times D^2 \times 2D \\
 62179.81 &= 0.785 \times 2D^3 \\
 39604.97 &= D^3
 \end{aligned}$$

$$D = 34.09 \text{ ft} \approx 40 \text{ ft}$$

$$D = 12.99 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 68.17 \text{ ft} \approx 72 \text{ ft} \\
 H &= 23.38 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Untuk bejana berukuran besar} &= D \times H > 1720 \\
 &= 2323.79 > 1720
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell minimum (t)

Ketentuan yang dipilih :

- bahan : steel SA-7 dengan nilai f = 12650
- konstruksi : double welded butt joint dengan nilai E = 0.8
- faktor korosi sebesar 0.125 in, sehingga C = 0.125 in

$$\begin{aligned}
 P_h &= \frac{\rho \times H}{144} = \frac{67.3647833}{144} \times 68.17 \\
 &= 31.89 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{dalam}} = 1 \text{ atm} = 14.69 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{op}} &= P_h + P_{\text{dalam}} \\
 &= 31.89 + 14.69 \text{ psi} \\
 &= 46.58 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{des}} &= (P_{\text{op}} + P_h) \times 1.05 \\
 &= 82.40 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$f = 12650$$

$$E = 0.8$$

$$D = 40 \text{ ft}$$

$$D = 480 \text{ in}$$

$$C = 0.125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\min} &= \frac{\frac{P_{\text{des}}}{2fE} x D}{P_{\text{des}}} + C \\
 t_{\min} &= \frac{82.40 x 480}{20157.60} + 0.125 \\
 &= 2.09 \text{ in} \\
 &= 2 \frac{1}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan panjang plat (L)

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 x n} \\
 &= \frac{(\pi (288 + 0,97) - 10 x 5/32)}{12 x n} \\
 &= \frac{1512.19}{120} \\
 &= 12.60 \text{ ft} \\
 &= 12 \text{ ft} + 0.60 \text{ ft} \\
 &= 12 \text{ ft} + 7.2 \text{ in} \\
 &= 12 \text{ ft} + \frac{7}{6} \frac{1}{5} \text{ in} + 6.4 \text{ in} \\
 &= 12 \text{ ft} + 6 \frac{1}{5} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal dishead (atas dan bawah)

$$\begin{aligned}
 t_{\min} &= \frac{\frac{P_{\text{des}}}{2fE} x r_c x W}{-0.2P_{\text{des}}} \\
 OD &= 44.17 \\
 r_c &= 24 \text{ ft} \\
 icr &= 4.00 \text{ ft} \\
 W &= \frac{1}{4} (3 + \sqrt{(r_c/icr)}) = 1.36 \\
 t_{\min} &= \frac{82.40 x 24 x 1.36}{20240 - 16.48} \\
 &+ 0.125 \\
 &= 0.258 \text{ in} \\
 &= 8.263015819 \text{ in} \\
 &= \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Diameter Nozzle*Inlet* dan *outlet nozzle* sama. Aliran diasumsikan turbulen.

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{opt}} &= 3.9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 Qf &= 1415.19 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.39 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 2.09 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \rho &= 1079.08 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 67.36 \text{ lbm/ft}^3 \\
 Di_{\text{opt}} &= 9.39 \text{ in} \\
 &= 10 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari ASTM A53-*Standard Specification for Pipe, Steel, Black and Hot-Dipped, Zinc-Coated, Welded and Seamless*, ditentukan nominal size 10 in sch 40

$$\begin{array}{lllll} \text{OD} & = & 10.75 \text{ in} & = & 0.27 \text{ m} \\ \text{ID} & = & 10.02 \text{ in} & = & 0.25 \text{ m} \\ \text{A} & = & 78.85 \text{ in}^2 & = & 0.08 \text{ m}^2 \end{array}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{1415.19}{0.08} \\ &= 17947.85 \text{ m/jam} \\ \text{NRe} &= \frac{\rho Dv}{\mu} = \frac{1349,92 \times 0,25 \times 1950,94}{0,002} \\ \frac{4851475,25}{0,002} &= 3225714929,06 \end{aligned}$$

asumsi aliran turbulen benar

Perhitungan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis *propeler* dengan jumlah *baffle* 4 buah

$$\begin{array}{lll} \text{Da} & = & 1/3 Dt \\ \text{C/Dt} & = & 1/3 \\ \text{W/Da} & = & 1/5 \\ \text{J/Dt} & = & 1/12 \\ \text{L/Da} & = & 1/4 \end{array}$$

Dimana	=	Da	=	Diameter pengaduk
		Dt	=	Diameter tangki
		C	=	Jarak pengaduk ke dasar tangki
		W	=	Lebar pengaduk
		J	=	Lebar <i>baffle</i>
		L	=	Panjang pengaduk

$$\begin{array}{llll} \text{Dt} & = & 12.99 \text{ m} & \\ \text{Da} & = & 1/3 Dt & = 4.32 \text{ m} \\ \text{C} & = & 1/3 Dt & = 4.32 \text{ m} \\ \text{W} & = & 1/5 Da & = 0.86 \text{ m} \\ \text{J} & = & 1/12 Dt & = 1.08 \text{ m} \\ \text{L} & = & 1/4 Da & = 1.08 \text{ m} \end{array}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{\text{Da} \times \text{N} \times \rho}{\mu} \\ \text{Da} &= 4.32 \\ \text{N} &= 100 \text{ rpm} & = & 1.67 \text{ rps} \\ \rho &= 1079.08 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 0.002 \text{ kg/ms} \end{aligned}$$

$$\text{Nre} = 5171400.76$$

Nre > 10000 aliran turbulen sehingga menggunakan *baffle*

Dari Geankoplis, 1993, didapatkan Np sebesar 1

$$\begin{aligned}
 \text{Np} &= \frac{P}{\rho \times N^3 \times D_a^5} \\
 1 &= \frac{P}{27206.34} \\
 P &= 27206.34 \text{ J/s} \\
 &= 27.21 \text{ kWh} \\
 &= 36.48 \text{ Hp} \\
 \eta \text{ motor} &= 95\% \\
 \text{Power motor} &= \frac{36.48}{95\%} = 38.40 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Tangki Overliming (M-142)

Jumlah	=	1 unit
Bentuk	=	Silinder vertikal dengan tutup dan dasar <i>standard dished head</i>
Volume tangki	=	62179.81 ft ³
Volume liquid	=	1079.08 ft ³
Diameter tangki	=	40 ft
Tinggi tangki	=	72 ft
Tinggi liquid	=	58 ft

Shell

ID	=	40 ft
Tebal	=	2 1/8 in
OD	=	44.17 ft
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-7</i>
<i>Welding</i>	=	<i>Double welded butt joint</i>

Dish Head

ID	=	40 in
Tebal	=	2 1/8 in
OD	=	44.17 in
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-7</i>
<i>Welding</i>	=	<i>Double welded butt joint</i>

Nozzle

<i>Nominal size</i>	=	10 sch number 40
OD	=	10.75 in
ID	=	10.02 in
A	=	78.85 in ²

Pengaduk

Jenis	=	<i>Propeler</i>
<i>Baffle</i>	=	4 buah
Da	=	4.32 m
C	=	4.32 m
W	=	0.86 m
J	=	1.08 m

L	=	1.08 m
Power motor	=	38.40 Hp

9 Tangki Reacidifikasi (M-145)

Fungsi = Untuk menurunkan pH sampai 4,5 dimana nilai pH yang sesuai untuk hidrolisa enzim dan fermentasi dan untuk mengikat Ca(OH)₂ berlebih dari reaksi *overliming*

Bentuk = Tangki Silinder, tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head

Tekanan Operasi = 1 atm = 14.69 psig
Suhu = 50 °C

Reaksi yang terjadi =



Perhitungan bahan masuk

Komponen	Massa	sg	Fraksi	sg x Fraksi
C ₆ H ₁₂ O ₆	11014.83	1.35	0.0071	0.0096
G. Oligomer	1101.48	1.35	0.0007	0.0010
Soluble lignin	1502.55	1.27	0.0010	0.0012
C ₅ H ₁₀ O ₅	119049.51	1.27	0.0769	0.0977
X. Oligomer	3306.93	1.52	0.0021	0.0032
H ₂ O	1332646.53	1	0.8614	0.8614
H ₂ SO ₄	20004.21	1.84	0.0129	0.0238
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	1046.41	1.59	0.0007	0.0011
Furfural	1650.85	1.159	0.0011	0.0012
Ca(OH) ₂	15112.19	2.24	0.0098	0.0219
CaSO ₄	40669.81	2.32	0.0263	0.0610
Jumlah	1547105.3		1.0000	1.0831

$$\frac{\text{sg komponen}}{\text{sg air}} = \text{densitas komponen}$$

Dari tabel diatas dapat dihitung massa jenis larutan dengan cara :

$$\text{Massa jenis liquid} = ((\text{fraksi} \times \text{sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times \text{Massa jenis H}_2\text{O pada } 50^\circ\text{C}$$

$$= 1.08 \times 988.07 \\ = 1070.21 \text{ kg/m}^3 = 66.81 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Rate massa} = 386776.33 \text{ kg/m}^3 = 852687.09 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volumetrik} = 361.40 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 4 \text{ jam} \quad (\text{Aden, 2002})$$

$$\begin{aligned} \text{V liquid} &= \frac{\text{masa liquid}}{\text{massa jenis liquid}} \\ &= \frac{1547105.3}{1070.21} \text{ kg} \\ &= 1445.61 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{V liquid untuk 2 reaktor} = 722.80 \text{ m}^3$$

Asumsi : Larutan mengisi 80% volume tangki

$$\text{Volume reaktor} = (100/80) \times \text{Volume liquid}$$

$$\text{Volume reaktor} = 100/80 \times \text{V liquid}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.25 \\
 &= 903.50 \text{ m}^3 \\
 &= 31758.18 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Asumsi : $H = 2D$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= (\pi/4) \times D^2 \times H \\
 &= (\pi/4) \times D^2 \times 2D \\
 31758.18 &= 0.785 \times 2D^3 \\
 20228.14 &= D^3 \\
 D &= 27.25 \text{ ft} \approx 32 \text{ ft} \\
 &= 10.39 \text{ m} \\
 H &= 64.00 \text{ ft} \approx 64 \text{ ft} \\
 &= 20.78 \text{ m} \\
 \text{Untuk bejana berukuran besar} &= D \times H > 1720 \\
 &= 1743.81 > 1720
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal shell minimum (t)

Ketentuan yang dipilih :

- a. bahan : *steel SA-7* dengan nilai $f = 12650$
- b. konstruksi : *double welded butt joint* dengan nilai $E = 0.8$
- c. faktor korosi sebesar 0.125 in, sehingga $C = 0.125$ in

$$\begin{aligned}
 P_{op} &= 1 \text{ atm} = 14.69 \text{ psi} \\
 f &= 12650 \\
 P_h &= \frac{\rho \times H}{144} = \frac{66.81}{144} \times 64.00 \\
 &= 29.69 \text{ psi} \\
 \\
 P_{des} &= (P_{op} + P_h) \times 1.05 \\
 &= (46.60302492 + 29.69) \text{ Psi} \\
 E &= 0.8 \\
 D &= 32 \text{ ft} \\
 &= 384 \text{ in} \\
 C &= 0.125 \text{ in} \\
 t_{min} &= \frac{P_{des} \times D}{2fE} + C \\
 &= \frac{46.60 \times 384}{20193.40} + 0.125 \\
 &= 1.01 \text{ in} \\
 &= 1 \text{ in} + 0.10 \text{ in} \\
 &= 1 \text{ in} + 3.20 \text{ in} \\
 &= 1 \frac{1}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan panjang plat (L)

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (138 + 1,88) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{1207.37}{120}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 10.06 \text{ ft} \\
 &= 10 \text{ ft} \quad + \quad 0.06 \text{ ft} \\
 &= 10 \text{ ft} \quad + \quad 0.72 \text{ in} \\
 &= 10 \text{ ft} \quad + \quad 2 \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tebal dishead (atas dan bawah)

$$t_{\min} = \frac{P_{\text{des}}}{2fE} \times r_c \times - \frac{W}{0.2P_{\text{des}}}$$

$$\text{OD} = 34.02$$

$$r_c = 48 \text{ ft}$$

$$icr = 3.38 \text{ ft}$$

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{r_c/icr}) = 1.69$$

$$t_{\min} = \frac{46.60}{20240} \times 48 \times - + 1.69 \\ + 0.125$$

$$= 0.312 \text{ in}$$

$$= 9.98966902 \text{ in}$$

$$= \frac{5}{16} \text{ in}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet nozzle sama. Aliran diasumsikan turbulen.

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{opt}} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 Q_f &= 361.40 \text{ m}^3/\text{jam} &= 0.100 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 3.55 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \rho &= 1070.21 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 66.81 \text{ lbm/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{opt}} &= 11.90 \text{ in} \\
 &= 12 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari ASTM A53-Standard Specification for Pipe, Steel, Black and Hot-Dipped, Zinc-Coated, Welded and Seamless, ditentukan nominal size 12 in sch 80

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 12.75 \text{ in} &= 0.32 \text{ m} \\
 \text{ID} &= 11.94 \text{ in} &= 0.30 \text{ m} \\
 A &= 111.9 \text{ in}^2 &= 0.11 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{361.401743}{0.1119} \\
 &= 3229.68 \text{ m/jam} \\
 \text{NRe} &= \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{1265.66 \times 0.25 \times 1953.85}{0.002}
 \end{aligned}$$

$$\frac{1031749.18}{0.002} = 686003442.79$$

asumsi aliran turbulen benar

Perhitungan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis *propeler* dengan jumlah *baffle* 4 buah

Da	=	+	1/3 Dt
C/Dt	=		1/3
W/Da	=		1/5
J/Dt	=		1/12
L/Da	=		1/4

Dimana	=	Da	=	Diameter pengaduk
		Dt	=	Diameter tangki
		C	=	Jarak pengaduk ke dasar tangki
		W	=	Lebar pengaduk
		J	=	Lebar <i>baffle</i>
		L	=	Panjang pengaduk

Dt	=	10.39 m		
Da	=	1/3 Dt	=	3.46 m
C	=	1/3 Dt	=	3.46 m
W	=	1/5 Da	=	0.69 m
J	=	1/12 Dt	=	0.87 m
L	=	1/4 Da	=	0.86 m

$$NRe = \frac{Da \times N \times \rho}{\mu}$$

Da	=	3.46		
N	=	30 rpm	=	0.5 rps
ρ	=	1070.21 kg/m ³		
μ	=	0.002 kg/ms		

$$Nre = 1230935.52$$

Nre > 10000 aliran turbulen sehingga menggunakan *baffle*

Dari Geankoplis, 1993, didapatkan Np sebesar 1

$$Np = \frac{P}{\rho \times N^3 \times Da^5}$$

$$1 = \frac{P}{2652.51}$$

P	=	2652.51 J/s
	=	2.65 kWh
	=	3.56 Hp

$$\eta_{motor} = 95\%$$

$$Power_{motor} = \frac{3.56}{95\%} = 3.74 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Tangki Reacidifikasi (M-145)

Jumlah	=	2 unit
Bentuk	=	Silinder vertikal dengan tutup dan dasar <i>standard dished head</i>
Volume reaktor	=	31758.18 ft ³
Volume liquid	=	1070.21 ft ³
Diameter tangki	=	32 ft
Tinggi tangki	=	64 ft
Tinggi liquid	=	51 ft

Shell

ID	=	32 ft
Tebal	=	2 1/8 in
OD	=	34.02 ft
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-7</i>
<i>Welding</i>	=	<i>Double welded butt joint</i>

Dish Head

ID	=	32 in
Tebal	=	2 1/8 in
OD	=	34.02241715 in
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-7</i>
<i>Welding</i>	=	<i>Double welded butt joint</i>

Nozzle

Nominal size	=	12 sch number 80
OD	=	12.75 in
ID	=	11.94 in
A	=	111.9 in ²

Pengaduk

Jenis	=	<i>Propeler</i>
<i>Baffle</i>	=	4 buah
Da	=	3.46 m
C	=	3.46 m
W	=	0.69 m
J	=	0.87 m
L	=	0.86 m
Power motor	=	3.74 Hp

10 Tangki Penyimpan Reacidifikasi (F-147)

- Fungsi : menyimpan liquid dari tangki *reacidifikasi* selama 30 hari
 Tipe : Vertikal
 Dasar
 Pemilihan : Fabrikasi mudah & lahan pabrik tidak terlalu luas
 Kondisi Operasi : 1 atm

Perhitungan

Kapasitas : 1547105,30 kg/hari

Komponen	Massa	Sg	Fraksi	Sg x fraksi
C ₆ H ₁₂ O ₆	458,95	1,35	0,007	0,010
G. Oligomer	45,90	1,35	0,001	0,001
<i>Soluble lignin</i>	62,61	1,27	0,001	0,001
C ₅ H ₁₀ O ₅	4960,40	1,52	0,077	0,117
X. Oligomer	137,79	1,52	0,002	0,003
H ₂ O	55526,94	1,00	0,861	0,861
H ₂ SO ₄	833,51	1,84	0,013	0,024
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	43,60	1,59	0,001	0,001
Furfural	68,79	1,16	0,001	0,001
Ca(OH) ₂	629,67	2,24	0,010	0,022
CaSO ₄	1694,58	2,32	0,026	0,061
Jumlah	64462,72		1,00	1,10

Diketahui, massa jenis H₂O pada suhu 30°C : 995,68 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Massa jenis larutan} &= ((\text{fraksi} \times \text{sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times \\ &\quad \text{Massa jenis H}_2\text{O pada } 30^\circ\text{C} \\ &= 1,10 \times 995,68 \\ &= 1097,61 \text{ kg/m}^3 \\ &= 68,49 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volumetrik} &= \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} \\ &= \frac{1547105,30}{1097,61} \text{ kg/L} \\ &= 1409,52 \text{ L/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= \text{Kecepatan volumetrik} \times \text{hari} \\ &= 1409,52 \times 30 \\ &= 42285,71 \text{ L} \\ &= 1480,00 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas standart *dished head* dan tutup bawah *conical*

dimensi tinggi silinder / diameter bejana (H / D) : 1

$$\text{Volume silinder} = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H$$

$$1480,00 = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1D$$

$$\begin{aligned}
 5920,00 &= 1 \times 3,14 \times D^3 \\
 5920,00 &= 3,140 \times D^3 \\
 D &= 12,35
 \end{aligned}$$

Didapatkan :

$$\begin{aligned}
 D &= 12,35 = 64 \text{ ft} = 19,71 \text{ m} \\
 R &= 6,18 = 32 \text{ ft} = 9,86 \text{ m} \\
 H &= 12,35 = 64 \text{ ft} = 19,71 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Karena tinggi silinder 64 ft = 768 in, maka digunakan *plate* dengan lebar 8 ft sebanyak 8 buah, yakni 8 *course*

$$\begin{aligned}
 \text{Perhitungan Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\
 &= \frac{1}{4} \pi \times (64)^2 \times 64 \\
 &= 205783,04 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Untuk pengelasan *double welded butt joint* :

$$\begin{aligned}
 &= D \times H > 1720 \\
 &= 4096 > 1720
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Tangki

Ketentuan yang dipilih :

- a. carbon steel SA-283 grade C untuk bejana kondisi statis
- b. konstruksi : *double welded butt joint* dengan nilai E = 0.8
- c. faktor korosi sebesar 0.125 in, sehingga C = 0.125 in/tahun
- d. tegangan maksimum S = 21000 psi

$$\begin{aligned}
 E &= 0,8 \\
 C &= 0,125 \\
 S &= 12650
 \end{aligned}$$

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_{\text{des}}}{S \times E} \times \frac{R}{0,6 \times P_{\text{des}}} + C$$

a. Perhitungan Course 1

$$\begin{aligned}
 H_1 &= 64 \text{ ft} \\
 P_{\text{op}} &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\
 &= \frac{68,49}{144} \times 64 \\
 &= 30,44 \text{ psi} \\
 P_{\text{des}} &= 1,05 \times P_{\text{op}} \\
 &= 1,05 \times 30,44 \\
 &= 31,96 \text{ psi} \\
 t_{s1} &= \frac{31,96}{21000 \times 0,8} \times \frac{384}{0,6 \times 31,96} \\
 &+ 0,125 \\
 &= 1,34 \text{ in} = 42,88 \text{ in} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD_1 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\ ID &= 768 + 2(7/8) \\ ID &= 770,68 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\ &= \frac{(\pi (768 + 7/8) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\ &= \frac{2414,17}{120} \\ &= 20,118 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 0,105 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 1,260 \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + (1 + 8,32) \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + 1 9/32 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Perhitungan Course 2

$$\begin{aligned} H_2 &= 56 \text{ ft} \\ P_{op} &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\ &= \frac{68,49}{144} \times 56 \\ &= 26,64 \text{ psi} \\ P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\ &= 1,05 \times 26,64 \\ &= 27,97 \text{ psi} \\ t_{s2} &= \frac{27,97}{21000 \times 0.8} \times 384 \\ &\quad + 0,125 \\ &= 1,19 \text{ in} \\ &= 38,0 \\ &= 25/32 \text{ in} \\ OD_2 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\ ID &= 768 + 2(25/32) \\ ID &= 770,4 \text{ in} \\ L_2 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\ &= \frac{(\pi (768 + 25/32) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\ &= \frac{2413,69}{120} \\ &= 20,114 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 0,103 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 1,236 \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + (1 + 7,55) \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + 1 1/4 \text{ in} \end{aligned}$$

c. Perhitungan Course 3

$$\begin{aligned}
 H_3 &= 48 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H_{liq}}{144} \\
 &= \frac{68,49 \times 48}{144} \\
 &= 22,83 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 22,83 \\
 &= 23,97 \text{ psi} \\
 t_{s3} &= \frac{23,97 \times 384}{21000 \times 0.8 - 0.6 \times 23,97} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 1,04 \text{ in} \\
 &= 33,1 \\
 &= 11/16 \text{ in} \\
 OD_3 &= \text{Standart Diameter} + 2t_{silinder} \\
 ID &= 768 + 2(11/16) \\
 ID &= 770,1 \text{ in} \\
 L_3 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (768 + 11/16) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{2413,21}{120} \\
 &= 20,110 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,100 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,200 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 6,4) \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + 7/32 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. Perhitungan Course 4

$$\begin{aligned}
 H_4 &= 40 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H_{liq}}{144} \\
 &= \frac{68,49 \times 40}{144} \\
 &= 19,03 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 19,03 \\
 &= 19,98 \text{ psi} \\
 t_{s4} &= \frac{19,98 \times 384}{21000 \times 0.8 - 0.6 \times 19,98} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 0,88 \text{ in} \\
 &= 28,28 \\
 &= 5/8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD_4 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\ ID &= 768 + 2(5/8) \\ ID &= 769,8 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_4 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\ &= \frac{(\pi (768 + 5/8) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\ &= \frac{2412,73}{120} \\ &= 20,106 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 0,098 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 1,176 \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + (1 + 5,632) \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + 1 \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

e. Perhitungan Course 5

$$\begin{aligned} H_5 &= 32 \text{ ft} \\ P_{op} &= \frac{\rho \times H \text{ liq}}{144} \\ &= \frac{68,49}{144} \times 32 \\ &= 15,22 \text{ psi} \\ P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\ &= 1,05 \times 15,22 \\ &= 15,98 \text{ psi} \\ t_{s5} &= \frac{15,98}{21000 \times 0,8} \times \frac{384}{0,6 \times 15,98} \\ &\quad + 0,125 \\ &= 0,73 \text{ in} \\ &= 23,42 \\ &= 1/2 \text{ in} \\ OD_5 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\ ID &= 768 + 2(5/8) \\ ID &= 769,5 \text{ in} \\ L_5 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\ &= \frac{(\pi (768 + 1/2) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\ &= \frac{2412,26}{120} \\ &= 20,102 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 0,096 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 1,152 \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + (1 + 4,864) \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + 1 \frac{5}{32} \text{ in} \end{aligned}$$

f. Perhitungan Course 6

$$\begin{aligned}
 H_6 &= 24 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H_{liq}}{144} \\
 &= \frac{68,49}{144} \times \frac{24}{144} \\
 &= 11,42 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 11,42 \\
 &= 11,99 \text{ psi} \\
 t_{s6} &= \frac{11,99}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0.6 \times 11,99} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 0,58 \text{ in} \\
 &= 18,56 \\
 &= 13/32 \text{ in} \\
 OD_6 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{silinder} \\
 ID &= 768 + 2(13/32) \\
 ID &= 769,2 \text{ in} \\
 L_6 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (768 + 13/32) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{2411,78}{120} \\
 &= 20,098 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,093 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,116 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 3,712) \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1 1/8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

g. Perhitungan Course 7

$$\begin{aligned}
 H_7 &= 16 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H_{liq}}{144} \\
 &= \frac{68,49}{144} \times \frac{16}{144} \\
 &= 7,61 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 7,61 \\
 &= 7,99 \text{ psi} \\
 t_{s7} &= \frac{7,99}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0.6 \times 7,99} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 0,43 \text{ in} \\
 &= 13,71 = 5/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD_7 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(5/16) \\
 ID &= 768,9 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_7 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (768 + 5/16) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{2411,30}{120} \\
 &= 20,094 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,091 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,092 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 2,944) \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1 \frac{3}{32} \text{ in}
 \end{aligned}$$

h. Perhitungan Course 8

$$\begin{aligned}
 H_7 &= 8 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\
 &= \frac{68,49}{144} \times 8 \\
 &= 3,81 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 3,81 \\
 &= 4,00 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{s7} &= \frac{4,00}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0.6 \times 4,00} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 0,28 \text{ in} \\
 &= 8,85 \\
 &= 7/32 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD_7 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(7/32) \\
 ID &= 768,6 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_7 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (768 + 7/32) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{2410,83}{120} \\
 &= 20,090 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,089 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,068 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 0,2176) \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1 \frac{1}{32} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Tutup

$$\begin{aligned} Di &= Do - 2 t_s \\ &= (64 \times 12) - 2(7/8) \\ &= 765,32 \text{ in} \end{aligned}$$

$$t_{\text{konis}} = \frac{P \times D_e \times Z}{2 \times f \times E}$$

Ditentukan : sudut $\alpha = 30^\circ$, sehingga nilai $Z = 1.35$

Sehingga

$$\begin{aligned} t_{\text{konis}} &= \frac{3.96 \times 766.30 \times 1.35}{2 \times 12650 \times 0.8} \\ &= \frac{4127,866}{20240} \\ &= 0,20 \text{ in} \\ &= 6,53 \\ &= 9/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi Tangki Penyimpan

Kapasitas	:	1480,00	ft^3
Bentuk	:	Tangki silinder dengan tutup bawah konis	
Diameter	:	64 ft	
Tinggi tangki	:	64 ft	
Tebal tangki	:	1,34 in	
Tebal konis	:	0,20 in	
Macam Las	:	<i>Double Welded butt joint</i>	
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>	
Jumlah	:	1 buah	

11 Tangki Penyimpan Sirup Glukosa (F-312)

Fungsi	: menyimpan sirup glukosa selama 30 hari
Tipe	: Vertikal
Dasar	
Pemilihan	: Fabrikasi mudah & lahan pabrik tidak terlalu luas
Kondisi Operasi	: 1 atm

Perhitungan

Kapasitas : 1529928,53 kg/hari

Komponen	Massa	Sg	Fraksi	Sg x fraksi
$\text{C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6$	5368,16	1,35	0,0842	0,114
G. Oligomer	259,70	1,35	0,0041	0,005
<i>Soluble lignin</i>	56,35	1,27	0,0009	0,001
$\text{C}_6\text{H}_{10}\text{O}_5$	235,86	1,27	0,0037	0,005
$\text{C}_5\text{H}_{10}\text{O}_5$	4464,81	1,52	0,0700	0,106
X. Oligomer	124,02	1,52	0,0019	0,003
$\text{C}_5\text{H}_8\text{O}_4$	110,23	1,27	0,0017	0,002
$\text{C}_{11}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$	62,24	1,59	0,0010	0,002
Lignin	1081,38	1,27	0,0170	0,022
Ash	641,11	1,27	0,0101	0,013

<i>Others</i>	1530,81	1,27	0,0240	0,030
H ₂ O	49729,50	1,00	0,7801	0,780
H ₂ SO ₄	11,10	1,84	0,0002	0,000
Furfural	61,91	1,16	0,0010	0,001
E. Cellulase	9,83	1,50	0,0002	0,000
Jumlah	63747,02		1,00	1,08

Diketahui, massa jenis H₂O pada suhu 65°C : 973,38 kg/m³

$$\text{Massa jenis larutan} = ((\text{fraksi} \times \text{sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times \text{Massa jenis H}_2\text{O pada } 30^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} &= 1,08 \times 973,38 \\ &= 1055,89 \text{ kg/m}^3 \\ &= 65,89 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volumetrik} &= \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} \\ &= \frac{1529928,53}{1055,89} \text{ kg/hari} \\ &= 1448,94 \text{ L/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= \text{Kecepatan volumetrik} \times \text{hari} \\ &= 1448,94 \times 30 \\ &= 43468,29 \text{ L} \\ &= 1521,39 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas standart

dished head dan tutup bawah *conical*

dimensi tinggi silinder / diameter bejana (H / D) : 1

$$\begin{aligned} \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\ 1521,39 &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1D \\ 6085,56 &= 1 \times 3,14 \times D^3 \\ 6085,56 &= 3,140 \times D^3 \\ D &= 12,47 \end{aligned}$$

Didapatkan :

$$\begin{aligned} D &= 12,47 \quad = \quad 64 \quad \text{ft} \quad = \quad 19,71 \quad \text{m} \\ R &= 6,23 \quad = \quad 32 \quad \text{ft} \quad = \quad 9,86 \quad \text{m} \\ H &= 12,47 \quad = \quad 64 \quad \text{ft} \quad = \quad 19,71 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Karena tinggi silinder 64 ft = 768 in, maka digunakan *plate* dengan lebar 8 ft sebanyak 8 buah, yakni 8 *course*

$$\begin{aligned} \text{Perhitungan Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\ &= \frac{1}{4} \pi \times (64)^2 \times 64 \end{aligned}$$

$$= 205783,04 \text{ ft}^3$$

Untuk pengelasan *double welded butt joint* :

$$\begin{aligned} &= D \times H > 1720 \\ &= 4096 > 1720 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Tangki

Ketentuan yang dipilih :

- a. carbon steel SA-283 grade C untuk bejana kondisi statis
- b. konstruksi : *double welded butt joint* dengan nilai E = 0.8
- c. faktor korosi sebesar 0.125 in, sehingga C = 0.125 in/tahun
- d. tegangan maksimum S = 21000 psi

$$\begin{aligned} E &= 0,8 \\ C &= 0,125 \\ S &= 12650 \\ t_{\text{silinder}} &= \frac{P_{\text{des}}}{S \times E} \times \frac{R}{0,6 \times P_{\text{des}}} + C \end{aligned}$$

a. Perhitungan Course 1

$$\begin{aligned} H_1 &= 64 \text{ ft} \\ P_{\text{op}} &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\ &= \frac{65,89}{144} \times 64 \\ &= 29,28 \text{ psi} \\ P_{\text{des}} &= 1,05 \times P_{\text{op}} \\ &= 1,05 \times 29,28 \\ &= 30,75 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{s1} &= \frac{30,75}{21000 \times 0,8} \times \frac{384}{0,6 \times 30,75} + 0,125 \\ &= 1,29 \text{ in} \\ &= 41,40 \\ &= 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\ OD_1 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\ ID &= 768 + 2(7/8) \\ ID &= 770,59 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\ &= \frac{(\pi (768 + 7/8) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\ &= \frac{2414,02}{120} \\ &= 20,117 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 0,105 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 1,260 \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + (1 + 8,32) \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + 9 \frac{9}{32} \text{ in} \end{aligned}$$

b. Perhitungan Course 2

$$\begin{aligned}
 H_2 &= 56 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\
 &= \frac{65,89 \times 56}{144} \\
 &= 25,62 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 25,62 \\
 &= 26,90 \text{ psi} \\
 t_{s2} &= \frac{26,90 \times 384}{21000 \times 0.8 - 0.6 \times 26,90} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 1,15 \text{ in} \\
 &= 36,7 \\
 &= 25/32 \text{ in} \\
 OD_2 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(25/32) \\
 ID &= 770,3 \text{ in} \\
 L_2 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{+ 25/32) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{2413,56}{120} \\
 &= 20,113 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,103 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,236 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 7,55) \text{ in} \\
 &\pm 20 \text{ ft} + 1 \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Perhitungan Course 3

$$\begin{aligned}
 H_3 &= 48 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\
 &= \frac{65,89 \times 48}{144} \\
 &= 21,96 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 21,96 \\
 &= 23,06 \text{ psi} \\
 t_{s3} &= \frac{23,06 \times 384}{21000 \times 0.8 - 0.6 \times 23,06} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 1,00 \text{ in} \\
 &= 32,0 \\
 &= 11/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD_3 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(11/16) \\
 ID &= 770,0 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_3 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{+ 11/16 - 10 \times 5/32}{12 \times n} \\
 &= \frac{2413,10}{120} \\
 &= 20,109 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,100 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,200 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 6,4) \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1 7/32 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. Perhitungan Course 4

$$\begin{aligned}
 H_4 &= 40 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H \text{ liq}}{144} \\
 &= \frac{65,89 \times 40}{144} \\
 &= 18,30 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 18,30 \\
 &= 19,22 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{s4} &= \frac{19,22}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0.6 \times 19,22} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 0,86 \text{ in} \\
 &= 27,36 \\
 &= 5/8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD_4 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(5/8) \\
 ID &= 769,7 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_4 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{+ 5/8 - 10 \times 5/32}{12 \times n} \\
 &= \frac{2412,64}{120} \\
 &= 20,105 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,098 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,176 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 5,632) \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

e. Perhitungan Course 5

$$\begin{aligned}
 H_5 &= 32 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H \text{ liq}}{144} \\
 &= \frac{65,89}{144} \times \frac{32}{144} \\
 &= 14,64 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 14,64 \\
 &= 15,37 \text{ psi} \\
 t_{s5} &= \frac{15,37}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0.6 \times 15,37} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 0,71 \text{ in} \\
 &= 22,68 \\
 &= 1/2 \text{ in} \\
 OD_5 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{silinder} \\
 ID &= 768 + 2(5/8) \\
 ID &= 769,4 \text{ in} \\
 L_5 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{+ 1/2) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{2412,18}{120} \\
 &= 20,102 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,096 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,152 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 4,864) \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1 5/32 \text{ in}
 \end{aligned}$$

f. Perhitungan Course 6

$$\begin{aligned}
 H_6 &= 24 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H \text{ liq}}{144} \\
 &= \frac{65,89}{144} \times \frac{24}{144} \\
 &= 10,98 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 10,98 \\
 &= 11,53 \text{ psi} \\
 t_{s6} &= \frac{11,53}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0.6 \times 11,53} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 0,56 \text{ in} \\
 &= 18,01 \\
 &= 13/32 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD_6 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(13/32) \\
 ID &= 769,1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_6 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (768 + 13/32) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{2411,72}{120} \\
 &= 20,098 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,093 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,116 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 3,712) \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1 \frac{1}{8} \text{ in}
 \end{aligned}$$

g. Perhitungan Course 7

$$\begin{aligned}
 H_7 &= 16 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\
 &= \frac{65,89 \times 16}{144} \\
 &= 7,32 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 7,32 \\
 &= 7,69 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{s7} &= \frac{7,69}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0.6 \times 7,69} \\
 &+ 0,125 \\
 &= 0,42 \text{ in} \\
 &= 13,34 \\
 &= 5/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD_7 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(5/16) \\
 ID &= 768,8 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_7 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (768 + 5/16) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{2411,27}{120} \\
 &= 20,094 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,091 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,092 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 2,944) \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1 \frac{3}{32} \text{ in}
 \end{aligned}$$

h. Perhitungan Course 8

$$\begin{aligned} H_7 &= 8 \text{ ft} \\ P_{op} &= \frac{\rho \times H \text{ liq}}{144} \\ &= \frac{65,89}{144} \times 8 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\ &= 1,05 \times 3,66 \\ &= 3,84 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{s7} &= \frac{3,84}{21000 \times 0,8 - 0,6 \times 3,84} \\ &\quad + 0,125 \\ &= 0,27 \text{ in} \\ &= 8,67 \\ &= 7/32 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD_7 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{silinder} \\ ID &= 768 + 2(7/32) \\ ID &= 768,5 \text{ in} \\ L_7 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\ &= \frac{(\pi (768 + 7/32) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} &= \frac{2410,81}{120} \\ &= 20,090 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 0,089 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 1,068 \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + (1 + 0,2176) \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + 1 1/32 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Tutup

$$\begin{aligned} Di &= Do - 2 t_s \\ &= (64 \times 12) - 2(7/8) \\ &= 765,41 \text{ in} \end{aligned}$$

$$t_{konis} = \frac{P \times De \times Z}{2 \times f \times E}$$

Ditentukan : sudut $\alpha = 30^\circ$, sehingga nilai $Z = 1.35$

Sehingga

$$\begin{aligned} t_{konis} &= \frac{3,96 \times 766,30 \times 1,35}{2 \times 12650 \times 0,8} \\ &= \frac{3971,462}{20240} \\ &= 0,20 \text{ in} \\ &= 6,28 \\ &= 9/16 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi Tangki Penyimpan Sirup Glukosa

Kapasitas	:	1521,39	ft ³
Bentuk	:	Tangki silinder dengan tutup bawah konis	
Diameter	:	64 ft	
Tinggi tangki	:	64 ft	
Tebal tangki	:	1,29 in	
Tebal konis	:	0,20 in	
Macam Las	:	Double Welded butt joint	
Bahan	:	Carbon Steel SA-283 grade C	
Jumlah	:	1 buah	

12 Tank Beer (F-411)

Fungsi	:	menyimpan beer/wine selama 30 hari	+
Tipe	:	Vertikal	
Dasar	:		
Pemilihan	:	Fabrikasi mudah & lahan pabrik tidak terlalu luas	
Kondisi Operasi	:	1 atm	

Perhitungan

Kapasitas : 1599127,01 kg/hari

Komponen	Massa	Sg	Fraksi	Sg x fraksi
C ₆ H ₁₂ O ₆	175,16	1,35	0,0015	0,0020
G. Oligomer	288,55	1,35	0,0025	0,0034
<i>Soluble lignin</i>	62,61	1,27	0,0005	0,0007
C ₆ H ₁₀ O ₅	262,07	1,27	0,0023	0,0029
C ₅ H ₁₀ O ₅	619,76	1,52	0,0053	0,0081
X. Oligomer	137,80	1,52	0,0012	0,0018
C ₅ H ₈ O ₄	122,48	1,27	0,0011	0,0013
C ₁₁ H ₂₂ O ₁₁	69,16	1,59	0,0006	0,0009
Lignin	1201,53	1,27	0,0104	0,0132
Ash	712,34	1,27	0,0061	0,0078
Others	1700,90	1,27	0,0147	0,0186
H ₂ O	55255,01	1,00	0,4766	0,4766
H ₂ SO ₄	55255,01	1,84	0,4766	0,8769
Furfural	68,79	1,16	0,0006	0,0007
E. Cellulase	10,92	1,50	0,0001	0,0001
Z.Mobilis	905,48	1,04	0,0078	0,0081
C ₂ H ₅ OH	4871,24	0,79	0,0420	0,0332
CH ₃ COOH	154,15	1,05	0,0013	0,0014
Jumlah	115942,10		1,0512	1,4578

Diketahui, massa jenis H₂O pada suhu 32°C : 978,53 kg/m³

$$\text{Massa jenis larutan} = ((\text{fraksi} \times \text{sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times$$

Massa jenis H₂O pada 30°C

$$= 1,46 \times 978,53$$

$$= 1426,48 \text{ kg/m}^3$$

$$= 89,01 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan volumetrik} &= \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} \\
 &= \frac{1599127,01}{1426,48} \frac{\text{kg/hari}}{\text{kg/L}} \\
 &= 1121,03 \frac{\text{L}}{\text{hari}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas} &= \text{Kecepatan volumetrik} \times \text{hari} \\
 &= 1121,03 \times 30 \\
 &= 33630,82 \text{ L} \\
 &= 1177,08 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas standart

dished head dan tutup bawah *conical*

dimensi tinggi silinder / diameter bejana (H / D) : 1

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\
 1177,08 &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1D \\
 4708,32 &= 1 \times 3,14 \times D^3 \\
 4708,32 &= 3,140 \times D^3 \\
 D &= 11,45
 \end{aligned}$$

Didapatkan :

$$\begin{aligned}
 D &= 11,45 = 64 \text{ ft} = 19,71 \text{ m} \\
 R &= 5,72 = 32 \text{ ft} = 9,86 \text{ m} \\
 H &= 11,45 = 64 \text{ ft} = 19,71 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Karena tinggi silinder 64 ft = 768 in, maka digunakan *plate* dengan lebar 8 ft sebanyak 8 buah, yakni 8 *course*

$$\begin{aligned}
 \text{Perhitungan Volume silinder} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\
 &= \frac{1}{4} \pi \times (64)^2 \times 64 \\
 &= 205783,04 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Untuk pengelasan *double welded butt joint* :

$$\begin{aligned}
 &= D \times H > 1720 \\
 &= 4096 > 1720
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Tangki

Ketentuan yang dipilih :

- carbon steel SA-283 grade C* untuk bejana kondisi statis
- konstruksi : *double welded butt joint* dengan nilai E = 0.8
- faktor korosi sebesar 0.125 in, sehingga C = 0.125 in/tahun
- tegangan maksimum S = 21000 psi

$$\begin{aligned} E &= 0,8 \\ C &= 0,125 \\ S &= 12650 \end{aligned}$$

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_{\text{des}} \times R}{S \times E - 0,6 \times P_{\text{des}}} + C$$

a. Perhitungan Course 1

$$H_1 = 64 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{op}} &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\ &= \frac{89,01 \times 64}{144} \\ &= 39,56 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{des}} &= 1,05 \times P_{\text{op}} \\ &= 1,05 \times 39,56 \\ &= 41,54 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{s1}} &= \frac{41,54 \times 384}{21000 \times 0,8 - 0,6 \times 41,54} \\ &+ 0,125 \\ &= 1,71 \text{ in} \\ &= 54,56 \end{aligned}$$

1 1/8 in

$$\begin{aligned} OD_1 &= \text{Standart Diameter} + 2t_{\text{silinder}} \\ ID &= 768 + 2(7/8) \\ ID &= 771,41 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_1 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\ &= \frac{(\pi (768 + 7/8) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\ &= \frac{2415,31}{120} \\ &= 20,128 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 0,105 \text{ ft} \\ &= 20 \text{ ft} + 1,260 \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + (1 + 8,32) \text{ in} \\ &= 20 \text{ ft} + 1 9/32 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Perhitungan Course 2

$$H_2 = 56 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{op}} &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\ &= \frac{89,01 \times 56}{144} \\ &= 34,62 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{des}} &= 1,05 \times P_{\text{op}} \\ &= 1,05 \times 34,62 \\ &= 36,35 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{s2} &= \frac{36,35}{21000 \times 0.8} - \frac{384}{0.6 \times 36,35} \\
 &+ 0,125 \\
 &= 1,51 \text{ in} \\
 &= 48,2 \\
 &= 25/32 \text{ in} \\
 OD_2 &= \text{Standart Diameter} + 2t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(25/32) \\
 ID &= 771,0 \text{ in} \\
 L_2 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (768 + 25/32) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{2414,69}{120} \\
 &= 20,122 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,103 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,236 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 7,55) \text{ in} \\
 &\pm 20 \text{ ft} + 1 \frac{1}{4} \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Perhitungan Course 3

$$\begin{aligned}
 H_3 &= 48 \text{ ft} \\
 P_{op} &= \frac{\rho \times H \text{ liq}}{144} \\
 &= \frac{89,01 \times 48}{144} \\
 &= 29,67 \text{ psi} \\
 P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
 &= 1,05 \times 29,67 \\
 &= 31,15 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{s3} &= \frac{31,15}{21000 \times 0.8} - \frac{384}{0.6 \times 31,15} \\
 &+ 0,125 \\
 &= 1,31 \text{ in} \\
 &= 41,9 \\
 &= 11/16 \text{ in} \\
 OD_3 &= \text{Standart Diameter} + 2t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(11/16) \\
 ID &= 770,6 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
L_3 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
&= \frac{11/16) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
&= \frac{2414,07}{120} \\
&= 20,117 \quad \text{ft} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 0,100 \text{ ft} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 1,200 \text{ in} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad (1 + 6,4) \text{ in} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 1 \frac{7}{32} \text{ in}
\end{aligned}$$

d. Perhitungan Course 4

$$\begin{aligned}
H_4 &= 40 \text{ ft} \\
P_{op} &= \frac{\rho \times H \text{ liq}}{144} \\
&= \frac{89,01}{144} \times 40 \\
&= 24,73 \text{ psi} \\
P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
&= 1,05 \times 24,73 \\
&= 25,96 \text{ psi} \\
t_{s4} &= \frac{25,96}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0.6 \times 25,96} \\
&\quad + \quad 0,125 \\
&= 1,11 \text{ in} \\
&= 35,57 \\
&= 5/8 \text{ in} \\
OD_4 &= \text{Standart Diameter} \quad + \quad 2 t_{silinder} \\
ID &= 768 \quad + \quad 2(5/8) \\
ID &= 770,2 \text{ in} \\
L_4 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
&= \frac{(\pi (768 + 5/8) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
&= \frac{2413,45}{120} \\
&= 20,112 \quad \text{ft} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 0,098 \text{ ft} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 1,176 \text{ in} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad (1 + 5,632) \text{ in} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 1 \frac{3}{16} \text{ in}
\end{aligned}$$

e. Perhitungan Course 5

$$\begin{aligned}
H_5 &= 32 \text{ ft} \\
P_{op} &= \frac{\rho \times H \text{ liq}}{144}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{89,01}{144} \times 32 \\
 &= 19,78 \text{ psi} \\
 P_{\text{des}} &= 1,05 \times P_{\text{op}} \\
 &= 1,05 \times 19,78 \\
 &= 20,77 \text{ psi} \\
 t_{s5} &= \frac{20,77}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0.6 \times 20,77} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 0,91 \text{ in} \\
 &= 29,25 \\
 &= 1/2 \text{ in} \\
 OD_5 &= \text{Standart Diameter} + 2t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(5/8) \\
 ID &= 769,8 \text{ in} \\
 L_5 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{+ 1/2) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{2412,83}{120} \\
 &= 20,107 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,096 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,152 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 4,864) \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1 \frac{5/32}{in}
 \end{aligned}$$

f. Perhitungan Course 6

$$\begin{aligned}
 H_6 &= 24 \text{ ft} \\
 P_{\text{op}} &= \frac{\rho \times H_{\text{liq}}}{144} \\
 &= \frac{89,01}{144} \times \frac{24}{144} \\
 &= 14,84 \text{ psi} \\
 P_{\text{des}} &= 1,05 \times P_{\text{op}} \\
 &= 1,05 \times 14,84 \\
 &= 15,58 \text{ psi} \\
 t_{s6} &= \frac{15,58}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0.6 \times 15,58} \\
 &\quad + 0,125 \\
 &= 0,72 \text{ in} \\
 &= 22,93 \\
 &= 13/32 \text{ in} \\
 OD_6 &= \text{Standart Diameter} + 2t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(13/32) \\
 ID &= 769,4 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
L_6 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
&= \frac{+ 13/32) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
&= \frac{2412,21}{120} \\
&= 20,102 \quad \text{ft} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 0,093 \text{ ft} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 1,116 \text{ in} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad (1 + 3,712) \text{ in} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 1 \frac{1}{8} \text{ in}
\end{aligned}$$

g. Perhitungan Course 7

$$\begin{aligned}
H_7 &= 16 \text{ ft} \\
P_{op} &= \frac{\rho \times H \text{ liq}}{144} \\
&= \frac{89,01}{144} \times 16 \\
&= 9,89 \text{ psi} \\
P_{des} &= 1,05 \times P_{op} \\
&= 1,05 \times 9,89 \\
&= 10,38 \text{ psi}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
t_{s7} &= \frac{10,38}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0.6 \times 10,38} \\
&\quad + 0,125 \\
&= 0,52 \text{ in} \\
&= 16,62 \\
&= 5/16 \text{ in} \\
OD_7 &= \text{Standart Diameter} + 2 t_{silinder} \\
ID &= 768 + 2(5/16) \\
ID &= 769,0 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
L_7 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
&= \frac{+ 5/16) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
&= \frac{2411,59}{120} \\
&= 20,097 \quad \text{ft} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 0,091 \text{ ft} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 1,092 \text{ in} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad (1 + 2,944) \text{ in} \\
&= 20 \text{ ft} \quad + \quad 1 \frac{3}{32} \text{ in}
\end{aligned}$$

h. Perhitungan Course 8

$$\begin{aligned}
H_7 &= 8 \text{ ft} \\
P_{op} &= \frac{\rho \times H \text{ liq}}{144}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{89,01}{144} \times 8 \\
 &= 4,95 \text{ psi} \\
 P_{\text{des}} &= 1,05 \times P_{\text{op}} \\
 &= 1,05 \times 4,95 \\
 &= 5,19 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{s7} &= \frac{5,19}{21000 \times 0.8} \times \frac{384}{0,6 \times 5,19} \\
 &+ 0,125 \\
 &= 0,32 \text{ in} \\
 &= 10,31 \\
 &= 7/32 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD_7 &= \text{Standart Diameter} + 2t_{\text{silinder}} \\
 ID &= 768 + 2(7/32) \\
 ID &= 768,6 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_7 &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\
 &= \frac{(\pi (768 + 7/32) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\
 &= \frac{2410,97}{120} \\
 &= 20,091 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 0,089 \text{ ft} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1,068 \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + (1 + 0,2176) \text{ in} \\
 &= 20 \text{ ft} + 1 1/32 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan Ketebalan Tutup

$$\begin{aligned}
 Di &= Do - 2t_s \\
 &= (64 \times 12) - 2(7/8) \\
 &= 764,59 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$t_{\text{konis}} = \frac{P \times De \times Z}{2 \times f \times E}$$

Ditentukan : sudut $\alpha = 30^\circ$, sehingga nilai $Z = 1.35$

Sehingga

$$\begin{aligned}
 t_{\text{konis}} &= \frac{3.96 \times 766.30 \times 1.35}{2 \times 12650 \times 0.8} \\
 &= \frac{5359,575}{20240} \\
 &= 0,26 \text{ in} \\
 &= 8,47 \\
 &= 9/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Tangki Penyimpan Beer/Wine (F-411)

Kapasitas	:	1177,08	ft^3
Bentuk	:	Tangki silinder dengan tutup bawah konis	

Diameter	:	64 ft
Tinggi tangki	:	64 ft
Tebal tangki	:	1,71 in
Tebal konis	:	0,26 in
Macam Las	:	<i>Double Welded butt joint</i>
Bahan	:	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	:	1 buah

13 Tangki Pengaduk (M-211)

Fungsi	:	Mencampurkan fase cair dan fase padat
Tipe	:	Tangki Silinder, tutup atas dan bawah
Dasar Pemilihan	:	Fabrikasi mudah & lahan pabrik tidak terlalu luas
Kondisi Operasi	:	1 atm

Perhitungan

Kapasitas : 1699658,52 kg/hari

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas } (\rho) : & \quad 2130 \text{ kg/m}^3 = 60,31431 \text{ lb/ft}^3 \\
 & \quad 2,13 \text{ kg/L} \\
 \text{Kecepatan volumetrik} & = \frac{\text{Kapasitas NaOH}}{\rho \text{ NaOH}} \\
 (\text{volume liquid}) & = \frac{1.699.658,52}{2,13} \frac{\text{kg/hari}}{\text{kg/L}} \\
 & = 797961,7487 \text{ L/hari} \\
 & = 1163,69 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas standart *dished head* dan tutup bawah *conical*

dimensi tinggi silinder / diameter bejana (H / D) : 1

Volume liquid 75% volume reaktor (Kusnarjo, 2010)

$$\begin{aligned}
 V \text{ tangki} & = 1551,59 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume silinder} & = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\
 1551,59 & = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1D \\
 6206,37 & = 1 \times 3,14 \times D^3 \\
 6206,37 & = 3,14 \times D^3 \\
 D & = 12,55
 \end{aligned}$$

Didapatkan :

$$\begin{aligned}
 D & = 12,55 = 16 \text{ ft} = 192 \text{ in} \\
 H & = 12,55 = 16 \text{ ft} = 192 \text{ in} \\
 \text{Perhitungan volume silinder} & = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\
 & = \frac{1}{4} \pi \times (16)^2 \times 16 \\
 & = 3215,36 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Untuk ukuran bejana besar :

$$\begin{array}{ccc} D \times H & > & 1720 \\ 256 & < & 1720 \end{array}$$

Sehingga bejana yang digunakan merupakan bejana kecil

Menentukan tebal shell minimum (t)

Ketentuan yang dipilih :

- a. bahan : *steel SA-283 grade C* dengan nilai $f = 12650$
- b. konstruksi : *double welded butt joint* dengan nilai $E = 0.8$
- c. faktor korosi sebesar 0.125 in, sehingga $C = 0.125$ in

$$\begin{aligned} P_{op} &= 1 \text{ atm} & = & 14,60 \text{ psi} \\ f &= 12650 \\ P_h &= \frac{\rho \times H}{144} \\ &= \frac{60,31}{144} \quad 16 & = & 6,70 \text{ psi} \\ P_{des} &= (P_{op} + P_h) \times 1,05 \\ &= 22,37 \text{ Psi} \\ E &= 0,80 \\ D &= 16 \text{ ft} \\ &= 192 \text{ in} \\ C &= 0,13 \text{ in} \\ t_{min} &= \frac{P_{des} \times D}{2fE - P_{des}} + C \\ t_{min} &= \frac{22,37 \times 192}{20217,63} + 0,125 \\ &= 0,34 \text{ in} \\ &= 10,80 \text{ in} \\ &= 11/32 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan panjang plat (L)

$$\begin{aligned} L &= \frac{(\pi D - \text{panjang las})}{12 \times n} \\ &= \frac{(\pi (192 + 0,33) - 10 \times 5/32)}{12 \times n} \\ &= \frac{602,38}{120} \\ &= 5,02 \text{ ft} \\ &= 5 \text{ ft} + 0,02 \text{ in} \\ &= 5 \text{ ft} + 0,24 \text{ in} \\ &= 5 \text{ ft} + 1/32 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal dishead (atas dan bawah)

$$\begin{aligned} t_{min} &= \frac{P_{des} \times r_c \times W}{2fE - 0,2P_{des}} \\ OD &= 16,67482 \\ r_c &= 18 \text{ ft} \\ icr &= 1,13 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$W = \frac{1}{4} (3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}}) = 1,75$$

$$t_{min} = \frac{22,37 \times 18}{20240} - \frac{1,75}{4,47} + 0,13 = 0,16 \text{ in}$$

$$= 5,11 \text{ in}$$

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan *outlet nozzle* sama. Aliran diasumsikan turbulen.

$$D_{i, opt} = 3.9 \times Qf^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$Qf = 33,24841 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,009236 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,32 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 2130 \text{ kg/m}^3$$

$$= 60,31 \text{ lbm/ft}^3$$

$$D_{i, opt} = 4,00 \text{ in}$$

$$= 4 \text{ in}$$

Dari ASTM A53-Standard Specification for Pipe, Steel, Black and Hot-Dipped, Zinc-Coated, Welded and Seamless, ditentukan nominal size 6 in sch 40

$$OD = 4,50 \text{ in} = 0,11 \text{ m}$$

$$ID = 4,03 \text{ in} = 0,10 \text{ m}$$

$$A = 12,73 \text{ in}^2 = 0,01 \text{ m}^2$$

Cek jenis aliran :

$$\text{Kecepatan aliran (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{33,25}{0,01} = 2611,82 \text{ m/jam}$$

$$NR_e = \frac{\rho D v}{\mu} = \frac{560488,99}{0,02}$$

$$= 26689951,93$$

asumsi aliran turbulen benar

Perhitungan Spesifikasi Pengaduk

Digunakan pengaduk jenis *propeler* dengan jumlah *baffle* 4 buah

$$Da = 1/3 Dt$$

$$C/Dt = 1/3$$

$$W/Da = 1/5$$

$$J/Dt = 1/12$$

$$L/Da = 1/4$$

Dimana	=	Da	=	Diameter pengaduk
		Dt	=	Diameter tangki
		C	=	Jarak pengaduk ke dasar tangki
		W	=	Lebar pengaduk
		J	=	Lebar <i>baffle</i>
		L	=	Panjang pengaduk

Dt	=	4,93 m		
Da	=	1/3 Dt	=	1,64 m
C	=	1/3 Dt	=	1,64 m
W	=	1/5 Da	=	0,33 m
J	=	1/12 Dt	=	0,41 m
L	=	1/4 Da	=	0,41 m

$$NR_e = \frac{Da \times N \times \rho}{\mu}$$

Da	=	1,64		
N	=	120,00 rpm	=	2 rps
ρ	=	2130,00 kg/m ³		
μ	=	0,02 kg/ms		

$$NR_e = 333028,5429$$

$NRe > 10000$ aliran turbulen sehingga menggunakan *baffle*

Dari Geankoplis, 1993, didapatkan Np sebesar 1

$$\begin{aligned} Np &= \frac{P}{\rho \times N^3 \times Da^5} \\ 1 &= \frac{P}{508,00} \\ P &= 508,00 \text{ J/s} \\ &= 0,51 \text{ kWh} \\ &= 0,68 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \eta \text{ motor} &= 95\% \\ \text{Power motor} &= \frac{0,681231}{95\%} = 0,72 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Tangki Pengaduk (M-211)

Jumlah	=	1 unit		
Bentuk	=	Silinder vertikal dengan tutup dan dasar standard <i>dished head</i>		
Volume tangki	=	1551,59 ft ³		
Volume liquid	=	1163,69 ft ³		
Diameter tangki	=	16,00 ft		
Tinggi tangki	=	12,55 ft		
Tinggi liquid	=	9,41 ft		

Shell

ID	=	16 ft		
Tebal	=	2 in		
OD	=	16,67 ft		
Bahan	=	Carbon steel SA-283 grade C		
Welding	=	Double welded butt joint		

Dished Head

ID	=	16 in		
Tebal	=	2 in		

OD	=	16,67 in
Bahan	=	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Welding	=	<i>Double welded butt joint</i>

Nozzle

Nominal size	=	4 sch number 40
OD	=	4,50 in
ID	=	4,03 in
A	=	12,73 in ²

Pengaduk

Jenis	=	<i>Propeler</i>
Baffle	=	4 buah
Da	=	1,64 m
C	=	1,64 m
W	=	0,33 m
J	=	0,41 m
L	=	0,41 m
Power motor	=	0,72 Hp

14 Centrifuge (H-216)

Fungsi :	Untuk memisahkan lignin, dan partikel solid lainnya dari larutan
Tipe :	Nozzle Discharge
Bahan konstruksi	: Stainless steel tipe 304 grade 3
Dasar pemilihan	: Tekanan operasi 1 atm
Kondisi operasi	: Tekanan operasi 1 atm
Laju alir massa masuk centrifuge	: 66630,29 kg/jam

Komponen yang masuk ke dalam centrifuge

Komponen	Massa (kg)	fraksi	SG	SG x fraksi
C ₆ H ₁₂ O ₆	175,16	0,003	1,35	0,003549
G. Oligomer	288,55	0,004	1,35	0,005846
<i>Soluble lignin</i>	62,61	0,001	1,27	0,001193
C ₆ H ₁₀ O ₅	262,07	0,004	1,27	0,004995
C ₅ H ₁₀ O ₅	619,76	0,009	1,52	0,014138
X. Oligomer	137,80	0,002	1,52	0,003144
C ₅ H ₈ O ₄	122,48	0,002	1,27	0,002335
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	69,16	0,001	1,59	0,00165
Lignin	1201,53	0,018	1,27	0,022902
Ash	712,34	0,011	1,27	0,013578
Others	1700,90	0,026	1,27	0,03242
H ₂ O	55255,01	0,829	1	0,829278
H ₂ SO ₄	12,33	0,000	1,84	0,000341
Furfural	68,79	0,001	1,159	0,001197
E. Cellulase	10,92	0,000	1,5	0,000246
Z.Mobilis	905,48	0,014	1,04	0,014133
C ₂ H ₅ OH	4871,24	0,073	0,79	0,057756
CH ₃ COOH	154,15	0,002	1,05	0,002429
Total	66630,29	24,329	23,329	1,011128

Diketahui, massa jenis H_2O pada suhu $35^\circ C$

Dari tabel diatas dapat dihitung massa jenis larutan dengan cara :

$$\begin{aligned} \text{Massa jenis larutan} &= ((\text{fraksi } x \text{ sg}) \text{ total bahan baku masuk}) \times \\ &\quad \text{Massa jenis } H_2O \text{ pada } 35^\circ C \\ &= 1,011128 \times 995,68 \\ &= 1006,76 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{\text{Massa total larutan}}{\text{Massa jenis larutan}} \\ &= \frac{66630,29}{1006,76} = 66,18288 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik} &= 66,18288 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,103048 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 17483,66 \text{ gal/jam} = 291,3944 \text{ gal/menit} \end{aligned}$$

Dari Perry 7th edition tabel 18-12 hal. 18-112, dengan laju alir volumetrik maksimal antara 40-400 gal/menit digunakan nozzle discharge dengan spesifikasi

$$\begin{aligned} \text{Diameter} &= 27 \text{ in} \\ \text{Kecepatan putar} &= 4200 \text{ rpm} \\ \text{Daya} &= 125 \text{ hp} \\ \text{Gaya centrifugal maks} &= 6750 \end{aligned}$$

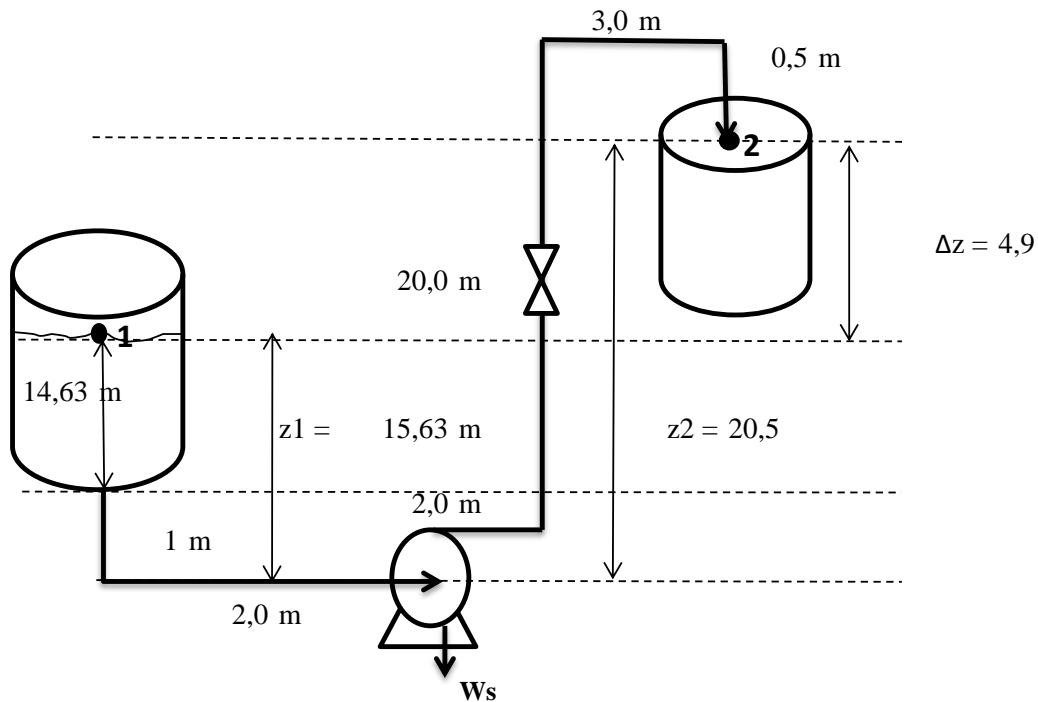
Resume spesifikasi centrifuge (H-216)

Fungsi	:	Untuk memisahkan lignin, dan partikel solid lainnya dari larutan
Tipe	:	Nozzle Discharge
Bahan konstruksi	:	Stainless steel tipe 304 grade 3
Kapasitas	:	66630,29 kg/jam
Diameter	:	27 in
Kecepatan putar	:	4200 rpm
Daya	:	125 hp
Gaya centrifugal maks	:	6750
Jumlah	:	1 buah

15. POMPA (L-412)

Fungsi : Memompa liquid dari beer tank (F-411) ke kolom distilasi 1 (D-410)

Tipe : Centrifugal pump



Titik referensi :

Titik 1 beer tank

Titik 2 kolom distilasi 1

Dasar perencanaan :

$$\begin{aligned}
 T \text{ bahan masuk} &= 32 \quad ^\circ\text{C} \\
 \text{Rate massa larutan masuk} &= 115942,000 \quad \text{kg/jam} \\
 \text{Densitas Larutan} &= 1426,480 \quad \text{kg/m}^3 \\
 &= 88,865 \quad \text{lb/ft}^3 \\
 \text{Viscositas Larutan} &= 0,0015 \quad \text{kg/m s} \\
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{115942,000}{1426,480} \quad \text{kg/jam} \\
 &= 81,278 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,023 \quad \text{m}^3/\text{s} \\
 &= 0,797 \quad \text{ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Untuk bagian perpipaan akan direncanakan :

$$\text{Panjang pipa lurus} = 28,5 \quad \text{m}$$

$$\text{Ketinggian pipa} = 20,5 \quad \text{m}$$

$$\begin{aligned}
4 \text{ buah } elbow \ 90^\circ & : K_f = 0,75 \quad (Geankoplis, tabel 2.10-2) \\
1 globe valve & : K_f = 6 \quad (Geankoplis, tabel 2.10-2) \\
P_1 & = 101,3 \text{ kPa} \\
P_2 & = 101,3 \text{ kPa}
\end{aligned}$$

Asumsi aliran turbulen *(Peter & Timmerhaus 3th, hal 381)*

$$\begin{aligned}
Di \ opt & = 3,900 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
& = 3,900 \times 0,9031 \times 1,7920 \\
& = 6,312 \text{ in} \\
& = 6,000 \text{ m}
\end{aligned}$$

Digunakan pipa 8 in sch 40

$$\begin{aligned}
OD & = 8,625 \text{ in} \\
ID & = 7,981 \text{ in} = 0,203 \text{ m} \\
A & = 0,34740 \text{ ft}^2 = 0,03227 \text{ m}^2 \\
v & = \frac{Q}{A}
\end{aligned}$$

Karena luas pemukaan tangki sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa maka : $A_1 >>>> A_2$ sehingga v_1 dianggap 0

$$\begin{aligned}
v_2 & = \frac{0,023 \text{ m}^3/\text{s}}{0,03227 \text{ m}^2} = 0,700 \text{ m/s} \\
Nre & = \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\
& = \frac{1426 \times 0,203 \times 0,700}{0,0015} \\
& = 133965,452 \text{ (turbulent)}
\end{aligned}$$

$$\Delta P = P_2 - P_1 = 1 - 1 = 0 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned}
\alpha & = 1, \text{ untuk aliran turbulen} \\
g & = 9,8 \text{ m/s}^2 \\
gc & = 32,174 \text{ m/s}^2 \\
\frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha gc} & = \frac{0,489 - 0}{64,348} = 0,008 \text{ m/s}
\end{aligned}$$

$$(Z_2 - Z_1) \frac{x g}{gc} = 20,5-13 \times \frac{9,800}{32,174} = 1,485 \text{ m}$$

Perhitungan Friksi

1 Friksi yang terjadi karena adanya *sudden contraction*

$$hc = \frac{Kc v_2^2}{2\alpha} \quad (Geankoplis 4th, hal 98)$$

dimana $K_c = 0.55 (1 - (A_2/A_1))$

$$v_2 = v$$

Karena luas pemukaan tangki sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa maka : $A_1 \gg A_2$

Jadi $K_c = 0,550$ dengan

$$h_c = \frac{0,550}{2} \times \frac{0,489}{x} \times \frac{1}{1}$$

$$= 0,066 \text{ J/kg}$$

2 Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus diperkirakan = 28,5 m

Bahan pipa adalah *commercial steel*, dengan $\epsilon = 0,000046 \text{ m}$ (*Geankoplis, 2003*) sehingga diperoleh :

$$\epsilon/D = 0,00023$$

$$N_{re} = 133965,4523$$

$$L = 28,5 \text{ m}$$

Dari Geankoplis Fig. 2.10-3 diperoleh $f = 0,0037$

$$F_f = \frac{4 f v_2^2 L}{2 D} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal 92})$$

$$= \frac{4,000 \times 0,0037 \times 0,489 \times 28,5}{2 \times 0,203}$$

$$= 0,249 \text{ J/kg}$$

3 Friksi karena belokan (*elbow*) dan *valve*

$$h_f = 4 \left(\frac{K_f v_2^2}{2} + \frac{K_f v_2^2}{2} \right)$$

$$= 4 \left(\frac{0,750 \times 0,489}{2} + \frac{6 \times 0,489}{2} \right)$$

$$= 2,202 \text{ J/kg}$$

4 Friksi yang terjadi karena adanya *expansion* (*fluida masuk ke tangki*)

$$h_{ex} = \frac{K_{ex} v_2^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis 3th, hal 98})$$

dimana $K_{ex} = (1 - (A_2/A_3))^2$

Karena luas pemukaan tangki sangat jauh lebih besar dari luas permukaan pipa maka : $A_2 \ll A_3$

$$\text{Jadi } K_{ex} = 1,000 \times (1 - 0)^2$$

$$= 1,000$$

$$h_{ex} = \frac{1,000}{2} \times \frac{0,700}{x} \times \frac{1}{1}$$

$$= 0,245 \text{ J/kg}$$

Jadi friksi pada pipa :

$$\begin{aligned}\sum F_s &= h_c + F_f + h_f + h_{ex} \\ &= 0,066 + 0,249 + 2,202 + 0,245 \\ &= 2,762 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Z_1 &= 16 \text{ m} \\ Z_2 &= 20,5 \text{ m} \\ \Delta Z &= 4,9 \text{ m} \\ \rho_1 &= \rho_2 = 1426,48 \text{ kg/m}^3 \\ v_1 &= 0 \text{ m/s} \\ v_2 &= 0,700 \text{ m/s} \\ \alpha &= 1, \text{ untuk aliran turbulen} \\ g &= 9,800 \text{ m/s}^2\end{aligned}$$

Perhitungan power pompa *Mechanical Energy Balance* :

$$\begin{aligned}-Ws &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (Z_2 - Z_1) \frac{g}{gc} + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha gc} + \sum F \\ &\quad (Geankoplis 3th, hal 63) \\ &= 0 + 1,485 + 0,008 + 2,762 \\ &= 4,254 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi pompa } (\eta) = 65\%$$

$$\begin{aligned}W_p &= - \frac{Ws}{\eta} \quad (Geankoplis 4^{th}, hal 144) \\ &= \frac{4,254}{0,650} = 6,55 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{brakehorse pov} &= \frac{W_p \times m}{1000} \\ &= \frac{6,55}{1000} \times 32,21 \\ &= 0,211 \text{ kW} = 0,282 \text{ hp} \\ &\quad (Geankoplis 3th, hal 145)\end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi motor } (\eta_e) = 0,8 \quad (Peter & Timmerhaus, 1976)$$

$$\begin{aligned}\text{Power motor} &= \frac{0,211}{0,8} = 0,263 \text{ kW} \\ &= 0,353 \text{ hp}\end{aligned}$$

Spesifikasi pompa :

Nama : Pompa L-412

Fungsi : Memompa dari beer tank (F-411) ke kolom distilasi 1 (D-410)

Type Centrifugal pump

Bahan pipa : Commercial steel

Kapasitas : 0,0226 m³/s

Jumlah : 1 buah

Ukuran pipa : 8 in sch 40

Dengan perhitungan yang sama, maka untuk spek pompa yang lain sebagai berikut :

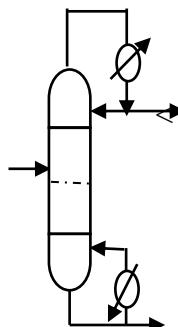
Nama Alat	Tipe	Bahan	Kapasitas	Ukuran
L-131	Screw pump	Commercial steel	0.0049 m ³ /s	2 in sch 40
L-133	Screw pump	Commercial steel	0.0354 m ³ /s	8 in sch 80
L-143	Screw pump	Commercial steel	0.0164 m ³ /s	6 in sch 40
L-146	Screw pump	Commercial steel	0.0042 m ³ /s	3 in sch 40
L-148	Screw pump	Commercial steel	0.0163 m ³ /s	6 in sch 40
L-212	Screw pump	Commercial steel	0.0222 m ³ /s	8 in sch 40
L-311	Screw pump	Commercial steel	0.0005 m ³ /s	2 in sch 40
L-313	Screw pump	Commercial steel	0.0168 m ³ /s	6 in sch 40
L-331	Screw pump	Commercial steel	0.0005m ³ /s	2 in sch 40

16. Kolom Destilasi (D-410)

Fungsi : Untuk memisahkan etanol, air, furfural, asam asetat dan asam sulfat dari hasil fermentasi

Tipe destilasi: *sieve tray column*

- Tujuan :
- Menentukan jenis kolom
 - Menentukan bahan konstruksi kolom
 - Menentukan kondisi operasi
 - Menentukan lokasi umpan
 - Menentukan dimensi kolom



a. Menentukan jenis kolom

Dalam perancangan ini dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan

- Perkiraan awal diameter kolom > 3 ft

Jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan :

- *Pressure drop* yang rendah dengan efisiensi *tray* yang tinggi
- Lebih ringan, *low cost* dan fabrikasi yang relatif mudah
- Kestabilan yang lebih tinggi saat operasi

b. Menentukan bahan konstruksi kolom

Bahan konstruksi yang dipilih:

Carbon Steel SA-283 Grade C, dengan pertimbangan

- Mempunyai allowable stress yang besar, sehingga untuk kapasitas yang sama hanya memerlukan bahan yang tipis

- Harga material yang relatif murah

c. Menentukan kondisi operasi

<i>Light key</i>	:	Etanol
<i>Heavy key</i>	:	Air (H ₂ O)
<i>Dew point</i>	:	95,97 °C = 369,12 K
<i>Bubble point</i>	:	99,89 °C = 373,0 K
Tekanan operasi	:	760 mmHg = 1 atm
Suhu rata-rata kolom	:	97,93 °C = 371,1 K

Menghitung jumlah plate minimum (Nm)

dengan menggunakan fenske *equation*, pada neraca massa didapat :

$$Nm = \frac{\log \left[\frac{XLD*D}{XHD*D} * \frac{XHW*W}{XLW*W} \right]}{\log (\alpha_{L,av})}$$

$$Nm = 5,645$$

Menghitung jumlah refluks minimum (Rm)

$$R_m + 1 = \sum \left(\frac{\alpha_i * X_{iD}}{\alpha_i - \Theta} \right)$$

dari neraca massa didapat :

$$Rm = 4,559$$

R operasi berkisar antara : 1,2 - 1,5 Rm

$$\begin{aligned} R_{op} &= 1,5 Rm \\ &= 1,5 \times 4,559 \\ &= 6,838 \end{aligned}$$

Menentukan jumlah plate dengan reflux ratio

$$\begin{aligned} \frac{R}{R+1} &= \frac{6,838}{6,838 + 1} = \frac{6,838}{7,838} \\ \frac{Rm}{Rm+1} &= \frac{4,559}{4,559 + 1} = \frac{4,559}{5,559} \end{aligned}$$

Dari *figure 11.7-3*, Geankoplis (2003)
didapatkan

$$\frac{Nm}{N} = 0,68 \rightarrow \frac{5,645}{N} = 0,68 \\ N = 8,302 \approx 9$$

Menentukan efisiensi plat

Menghitung viskositas campuran umpan masuk,
Menentukan viskositas campuran komponen dengan
menggunakan parameter sebagai berikut :

$$\log \eta = (A + \frac{B}{T} + CT + DT^2)$$

(Yaws,2009)

atau

$$\log \eta = (A + B/(C - T))$$

(Viswanath, 2006)

Dimana : η = viskositas, cp
 T = temperatur, K
 A, B, C, D = parameter

Tabel C.1 Koefisien viskositas liquid masing-masing senyawa

	Komponen	A	B	C	D
A	C_2H_5OH	-5,5972	-846,95	24,124	-
B	H_2O	-11,6225	1,9E+03	2,16E-02	-1,6E-05
C	CH_3COOH	-3,8937	7,8E+02	6,67E-03	-7,6E-06
D	furfural	-0,6087	2,9E+02	4,53E-04	-3,1E-06
E	H_2SO_4	-18,7214	3,5E+03	3,31E-02	-1,7E-05

	Komponen	X_i	η	$(X_i \cdot \eta)$
A	C_2H_5OH	0,03329	0,000698	2,32E-05
B	H_2O	0,965637	2,9E-01	0,277495
C	CH_3COOH	0,000808	0,450283	0,000364
D	furfural	0,000225	0,802335	0,000181
E	H_2SO_4	3,96E-05	4,431497	0,000175

	Total	1	-	0,278238
η_{campuran}	=	0,278238	cp	

Menentukan efisiensi tray

$$E_0 = 51 - 32,5 \left[\log \left(\mu_{\text{avg}} \cdot \alpha_{\text{avg}} \right) \right]$$

Dimana :

μ_{avg} = viskositas cairan umpan

α_{avg} = relatif volatilitas rata-rata *light key* pada distilat dan bottom
= 2,178

Maka dapat dihitung dan didapatkan efisiensi, E_o

Didapatkan $E_o = 58,07 \%$

$$E_o = 0,5807$$

Dari perhitungan neraca massa didapat, $l = 8,302$

$$\begin{aligned} N_{\text{aktual}} &= \frac{N}{E_o} \\ &= \frac{8,302}{0,5807} \\ &= 14,30 \\ &= \mathbf{15} \end{aligned}$$

d. Menentukan lokasi umpan

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log \left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \times \frac{W}{D} \times \left(\frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)^2 \right)$$

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log \left(\frac{0,97}{0,033} \times \frac{1198727}{235463} \times \left(\frac{0,0038}{0,7632} \right)^2 \right)$$

$$\log \frac{Ne}{Ns} = 0,206 \log 0,00368$$

$$\log \frac{Ne}{Ns} = -0,5013709$$

$$\frac{Ne}{Ns} = 0,3152311$$

$$Ne = 0,3152311 Ns$$

$$N = Ne + Ns$$

$$14,30 = 0,3152311 Ns + Ns$$

$$14,30 = 1,3152311 Ns$$

$$Ns = 10,8695844 \approx 11$$

$$Ne = 3,43 \approx 4$$

Jadi, feed masuk pada tray **no 4 dari atas**

e. Menentukan diameter menara

Tinggi *plate spacing* pada umumnya antara 0,3-0,6m

(Coulson,1983,hal 448)

Diambil *plate spacing* = 0,3 m

Laju alir massa bagian atas

Dari neraca massa, diketahui

Feed = 59757,9031 kg/jam

Destilat = 9810,95894 kg/jam

Vapor rate = V = D (R + 1) = 76899,3346 kg/jam

Liquid rate = L = R x D = 67088,3757 kg/jam

Laju alir massa bagian bawah

Dari neraca massa, diketahui

Bottom = 49946,9442 kg/jam

L' = L + qF = 126846,279 kg/jam

V' = L' - B = 76899,3346 kg/jam

L' - V' = 49946,9442 kg/jam

L' / V' = 1,64951075

Menghitung densitas cairan (ρL)

Komponen	Massa	ρ	Volum	Kmol
C ₂ H ₅ OH (LK)	104166,667	789	132,023659	2512,3062
H ₂ O (HK)	131285,893	997	131,680935	72874,50172

CH ₃ COOH	10,4543344	1050	0,00995651	60,98797712
fulfural	0,00097625	1160	8,416E-07	17,01077917
H ₂ SO ₄	0	1840	0	2,987361108
Total	235463,015	-	263,714551	75467,79404

$$\begin{aligned} \rho_L &= \frac{\text{Massa campuran}}{\text{Volum campuran}} & \underline{\rho_V} &= 0,8351 \\ \text{atas} & & & \\ &= \frac{235463,0146}{263,7145514} & = & 892,9 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

dengan cara yang sama didapatkan

$$\rho L = 994,9225 \quad \underline{\rho V} = 0,6094$$

bawah

Liquid-vapor flow factor

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho V}{\rho L}} \quad (\text{Coulson, 1983, eq 11.82})$$

Dimana : F_{LV} = *Liquid-vapor flow factor*

L_w = Liquid mass flow rate (kg/jam)

V_w = Vapour mass flow rate (kg/jam)

ρV = Densitas uap kg/m³

ρ_L = Densitas cairan kg/m³

$$\begin{aligned} F_{LV} &= \frac{67088,38}{76899,33} \sqrt{\frac{0,835}{892,9}} \\ \text{atas} &= 0,026681 \end{aligned}$$

nilai K_1 atas = 0,064

(Coulson, 1983, fig 11.27)

$$\begin{aligned} F_{LV} &= \frac{67088,38}{76899,33} \sqrt{\frac{6,09E-01}{994,9225}} \\ \text{bawah} &= 1,28E+08 \end{aligned}$$

$$\text{nilai } K_1 \text{ bawah} = 0,062$$

Menentukan kecepatan *flooding*

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho L - \rho V}{\rho V}}$$

$$u_f = 0,064 \sqrt{\frac{892,87 - 0,835}{0,8351}}$$

atas
= 2,091712

$$u_f = 0,062 \sqrt{\frac{994,92 - 6,09E-01}{6,09E-01}}$$

bawah
= 2,50439

Kecepatan uap pada umumnya 70-90 % dari kecepatan *flooding*
(Coulson,1983, pg 459)

Untuk perancangan diambil $u = 80\% u_f$

Kecepatan uap pada bagian atas

$$u_v, \text{atas} = 0,8 \times 2,091712 = 1,67336943$$

Kecepatan uap pada bagian bawah

$$u_v, \text{bawah} = 0,8 \times 2,50439 = 2,00351239$$

Menentukan laju alir volumetrik maksimum

$$Q_v = \frac{V_w}{\rho V} \quad \text{ket : } Q_v = \text{Laju alir volumetrik maks (m}^3/\text{s})$$

$$V_w = \text{Laju alir massa uap (kg/s)}$$

$$\rho V = \text{Densitas uap (kg/m}^3)$$

$$Q_v = \frac{76899,33463}{0,8351 \times 3600}$$

atas
= 25,5788843

$$Q_v = \frac{76899,33463}{6,09E-01 \times 3600}$$

bawah
= 35,0523897

Menentukan Luas Area Netto Untuk Kontak Uap-cair

$$A_n = \frac{Q_v}{u_v} \quad \text{Ket : } A_n = \text{Luas Area Nett (m}^2)$$

$$A_{n, \text{atas}} = \frac{25,57888}{1,673369}$$

= 15,28586

$$A_{n,bawah} = \frac{35,0523897}{2,00351239} \\ = 17,4954694$$

Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (Ac)

Menghitung luas penampang lintang menara :

$$A_C = \frac{A_n}{1 - A_d}$$

Luas Penampang *downcomer* $A_d = 20\%$ dari luas keseluruhan, sehingga :

$$A_{C, atas} = \frac{A_n}{1 - A_d} \\ = \frac{15,28585614}{(1 - 0,2)} = 19,10732018 \text{ m}^2$$

$$A_{C, bawah} = \frac{A_n}{1 - A_d} \\ = \frac{17,49546941}{(1 - 0,2)} = 21,86933676 \text{ m}^2$$

Menentukan Diameter Menara (Dc) Berdasarkan Kecepatan *Flooding*

$$D_{C, atas} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{C, atas}}{\pi}} \\ = \sqrt{\frac{4 \cdot 19,10732018}{\pi}} \text{ m} \\ D_{C, bawah} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{C, bawah}}{\pi}} \\ = \sqrt{\frac{4 \cdot 21,86933676}{\pi}} \text{ m}$$

Menentukan Tebal dinding dan Head menara

Menentukan Tebal Shell

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm}$$

$$P \text{ des} = 1,2 \times P \text{ op} \\ = 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ psi}$$

Material *Carbon Steel* SA-283 grade C

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$c = 0,125 \text{ in}$$

$$E = 0,8$$

$$D = 5,3 \text{ m} = 208,82 \text{ in}$$

$$r = 2,65 \text{ m} = 104,41 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{P \cdot ID}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + c \\ &= \frac{17,64 \cdot 208,8}{2(10120 - 10,58)} + 0,125 \\ &= \frac{3683,5848}{20218,832} + 0,125 \\ &= 0,30718584 \text{ in} \\ &= 0,00779659 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 \times ts \\ &= 208,82 + 0,614372 \\ &= 209,434 \text{ in} = 5,32 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Menara

$$\text{Tinggi penyangga menara} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah plate} = 15$$

$$\text{plate spacing} = 0,3 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi menara} &= 1 + (15 \times 0,3) \\ &= 5,5 \text{ m} \end{aligned}$$

Resume spesifikasi destilasi (D-410)

Spesifikasi	Keterangan
Kode Alat	: D-410
Fungsi	: Untuk memisahkan etanol, air, furfural, asam asetat, dan asam sulfat dari hasil fermentasi
Jenis Kolom	: <i>Tray distillation column</i>
Jenis Tray	: <i>sieve tray</i>
Jumlah Tray	: 15 stages
Tray spacing	: 0,3 m
Silinder	
Tinggi Kolom	: 5,5 m
Diameter dalam	: 5,3 m
Diameter luar	: 5,32 m
Tebal shell	: 0,008 m
Bahan konstruksi	: Carbon Stell SA-283 grade C

17. Molecular Sieve (D-430)

Fungsi : untuk memurnikan etanol menjadi 99.8%

Data Komponen Masuk pada Kolom Dehidrasi

Komponen	Massa (kg)	fraksi	Densitas (kg/m ³)	Volume
C ₂ H ₅ OH	100000	0,950106	997	100,301
H ₂ O	5251,435703	0,049894	789	6,65581
CH ₃ COOH	0,002109776	2E-08	1050	2E-06
Total	105251,4378	1	-	106,957

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran} &= \frac{\text{Massa campuran}}{\text{Volume campuran}} \\ &= \frac{105251,438}{106,956717} = 984,0564 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Penentuan Densitas dan Fraksi Void

Menurut Seader & Henley (2006), didapatkan

karakteristik adsorben untuk *molecular sieve zeolite* yaitu :

Diameter pori (dp) = 3-10 angstrong

Porositas partikel = 0.2-0.5

Densitas *bulk* = 0.6-0.68 g/cm³

Densitas partikel = 1,40 g/cm³

Luas Permukaan = 600-700 m²/g

Kapasitas adsorpsi air pada 25°C dan 4.6 mmHg = 0.2-0.25 (wt%)

Sehingga, diasumsikan menjadi :

Diameter pori = 3 angstrong

Diameter partikel = 6,7 mm

Porositas partikel = 0,2

Densitas *bulk* = 0,6 g/cm³

Densitas partikel = 1,40 g/cm³

Luas Permukaan = 600 m²/g

Kapasitas adsorpsi air pada 25°C dan 4.6 mmHg = 20 %

Penentuan Isoterm

Campuran etanol-air pada feed merupakan sistem cair-cair. Menurut *Seader & Henley (2006)*, isoterm adsorpsi yang digunakan untuk campuran dengan fase cair-cair adalah isoterm Langmuir, dimana dituliskan sebagai berikut :

$$q = \frac{q_m * K * c}{1 + K * c}$$

Kemudian disesuaikan hingga menjadi suatu persamaan baru yaitu :

$$q = \frac{n^o (x_1^o - x_1)}{m}$$

Untuk menentukan massa adsorben (m) yang digunakan dengan persamaan diatas, diketahui data sebagai berikut :

Kapasitas adsorpsi, q = 0,2

Massa air sebagai solute, n^o = 5251,436 kg

Konsentrasi air sebagai solut, x₁^o = 291,498 kmol

Konsentrasi air sebagai adsorbat, x = 290,915 kmol

$$m = \frac{n^o (x_1^o - x_1)}{q}$$

$$m = \frac{5251,436 (291,5 - 290,9)}{0,2} \\ = 15307,8304 \text{ kg}$$

Menentukan Diameter Kolom Dehidrasi

1. Menentukan porositas *molecular sieve zeolite*

Molecular sieve zeolite yang digunakan berbentuk granular dengan sphericity ψ = 0,65

porositas, X = 1 (p.211, Brown)

2. Menentukan faktor bilangan reynold, F_{Re} dan faktor Friksi, F_f

Berdasarkan Brown (1956), *figure 219* :

$$F_{Re} = 48 \quad F_f = 1400$$

3. Menentukan permeabilitas, K

$$K = \frac{g_c \cdot D_p^2 \cdot F_{Re}}{32 \cdot F_f} \quad (\text{Pers. 172, hal 217; Brown, 1956})$$

Keterangan :

K = Permeabilitas

g_c = Faktor Gravitasi

D_p = Diameter partikel, ft

F_{Re} = Faktor bilangan reynold

F_f = Faktor-faktor friksi

$$K = \frac{32,2 \times 0,000483 \times 48}{32 \times 1400} \\ = 1,66701E-05$$

4. Menentukan kecepatan superficial, v

$$v = \frac{K \cdot \rho}{\eta} \quad (\text{Pers. 171a, hal 217; Foust, 1956})$$

Keterangan :

v = Kecepatan superficial, fps

ρ = Densitas campuran (lb/ft³)

η = viskositas *liquid* (cp)

$$\rho = 984,0564 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,205}{1} \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \times \frac{1}{35,31} \frac{\text{m}^3}{\text{ft}^3} \\ = 61,43194 \text{ lb/ft}^3$$

mencari viskositas (μ)

	Komponen	A	B	C	D
A	C_2H_5OH	-5,5972	-846,95	24,124	-
B	H_2O	-11,6225	1,9E+03	2,16E-02	-1,6E-05
C	CH_3COOH	-3,8937	7,8E+02	6,67E-03	-7,6E-06

	Komponen	X_i	η	$(X_i \cdot \eta)$
A	C_2H_5OH	0,950106	0,002434	0,002313
B	H_2O	0,049894	7,1E-01	0,035647
C	CH_3COOH	2E-08	9,8E-01	1,96E-08
	Total	1,000	-	0,03796

$$\eta_{\text{campuran}} = 0,03796 \text{ cp}$$

$$T = 308 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{K \cdot \rho}{\eta} \\
 &= \frac{1,67E-05 \times 61,432}{0,03796} = 0,03 \text{ fps} \\
 &= 0,00822 \text{ m/s} \\
 &= 29,6024388 \text{ m/jam}
 \end{aligned}$$

5. Menentukan laju alir volumetrik, Q

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{F}{\rho} \\
 &= \frac{4385,477}{984,0564} \text{ Kg/jam} \\
 &= 4,4565 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,00124 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

6. Menentukan bilangan reynold

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho v}{\mu \psi A_p} \\
 &= \frac{984,0564 \times 0,00822}{4E-05 \times 0,65 \times 4,034} = 81294,6414
 \end{aligned}$$

7. Mencari tinggi tumpukan adsorbent

Persamaan desain :

$$t = \frac{k_d \rho_b}{k_L A_p} \tau + \frac{Z}{v_s/\epsilon} \quad (\text{hal. 550; Wallas, 1990})$$

$$Z = \left(t - \frac{k_d \rho_b}{k_L A_p} \tau \right) \frac{v_s}{\epsilon}$$

$$t = 10 \text{ menit}$$

$$K_d = \frac{\text{saturated content}}{W_{\text{solute}}/Q}$$

$$= \frac{0,8 \text{ kg adsorbed/kg adsorbent}}{218,8098 \text{ kg/jam} / 4,4565 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$= 0,016294$$

$$\rho_b = 600 \text{ kg/m}^3$$

untuk 1 butir *molecular sieve zeolit* dengan $d_p = 0,0067 \text{ m}$

jika bentuk *molecular sieve* granular dengan asumsi $L = d_p$ maka,

$$V = \pi/4 d_p^2 L$$

$$= 2,36E-07 \text{ m}^3/\text{butir molecular sieve}$$

Air yang akan diserap = 218,8098 kg/jam

massa adsorben = 367387,93 kg/hari

$$\text{Volume adsorber} = \frac{\text{Massa adsorben}}{\text{bulk density}}$$

$$= \frac{367387,93}{600}$$

$$= 612,3132 \text{ m}^3$$

$$= 21623,66 \text{ ft}^3$$

$$\text{Banyak butir adsorben} = \frac{612,3132}{2,36E-07}$$

$$= 2,59E+09 \text{ butir}$$

$$\begin{aligned}\text{Total Ap} &= 2,59\text{E+09} \times 4,034 \\ &= 1,05\text{E+10 m}^2\end{aligned}$$

Penentuan k_L

$$Na = k_L \times \Delta C$$

(tabel 3.1 hal 49; Treyball, 1980)

$$\begin{aligned}moles transferred &= \frac{\text{massa adsorben}}{BM H_2O} \\ &= \frac{367387,93}{18} = 20410,44 \text{ kmol (1 hari)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta C &= \frac{moles transferred}{Q \times 24} \\ &= \frac{20410,44}{4,4565 \times 24} = 190,828974 \text{ kmol/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Na &= \frac{moles transferred}{\text{Total Ap} \times 24 \times \Delta C} \\ &= \frac{20410,44}{1,05\text{E+10} \times 24 \times 191} \\ &= 4,2596\text{E-10 kmol/m}^2.\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}k_L &= \frac{Na}{\Delta C} = \frac{4,26\text{E-10}}{190,829} \\ &= 2,23\text{E-12 kmol/m}^2.\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Z &= \left(t - \frac{k_d \rho_b}{k_L A_p} \tau \right) \frac{v_s}{\epsilon} \\ &= \left(900 - \frac{0,016 \times 600 \times 2}{2,23\text{E-12} \times 1,05\text{E+10}} \right) \frac{0,0082}{0,2} \\ &= 2,58044349 \text{ m}\end{aligned}$$

Over design 10%

$$Z = 2,83848784$$

Menentukan diameter adsorber

$$\begin{aligned}\text{Volume adsorber} &= 612,313216 \text{ m}^3 \\ \pi/4 D^2 Z &= 612,313216 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$D = 16,5770966 \text{ m}$$

Menghitung Tekanan Design

$$\begin{aligned} P_0 &= 14,70 \text{ psia} \\ \text{gaya gravitasi} &= 9,80 \text{ kg/m}^2 \\ \text{Densitas Larutan} &= 984,06 \text{ kg/m}^3 \\ &= 61,43 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Tinggi} &= 2,84 \text{ m} \\ P_h &= \rho \times g \times H \\ &= 984,06 \times 9,8 \times 2,84 \\ &= 27373,67 \text{ Pa} \\ &= 3,9702 \text{ Psia} \end{aligned}$$

Ditentukan bahwa tekanan akan dilebihkan sebesar 20%

$$\begin{aligned} P_{des} &= 1,2 \times (P_h + P_0) \\ &= 22,40 \text{ psia} \\ &= 1,52 \text{ atm} \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Shell

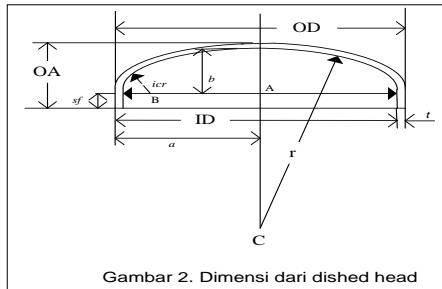
$$\begin{aligned} \text{Joint efficiency (E)} &= 0,85 \\ \text{Allowable stress (S)} &= 10350 \text{ psia} \\ \text{Diameter (ID)} &= 16,58 \text{ m} \\ &= 653 \text{ in} \\ \text{Jari-jari} &= 8,29 \text{ m} \\ &= 326 \text{ in} \\ \text{Tinggi cairan} &= 2,84 \text{ m} \end{aligned}$$

Tebal shell

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P R}{f E - 0,6 P} + C \\ &= \frac{22,40 \times 326,32}{10350 \times 0,9 - (0,6 \times 22,4)} + 0,125 \\ &= 0,9573 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell standar yang digunakan = 0,957 in

Tebal head



Gambar 2. Dimensi dari dished head

$$ID = 653 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 t_s$$

$$= 654,6 \text{ in}$$

$$= 26 \text{ in}$$

$$r_c = 24 \text{ in} \quad (Brownell\&Young, Table 5.7 p.100)$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= \frac{1}{4} \times 6 \\ &= 1,39 \text{ in} \end{aligned}$$

$$t = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2f \cdot E - 0,2 P} + C$$

$$t = \frac{(20.35 \text{ psia})(24i + 0,125)}{(2)(10350)(0.85)-(0.2)(20.35)}$$

$$t = 0,1676 \text{ in}$$

$$t = 3/16 \text{ in}$$

Kesimpulan Spesifikasi Kolom Dehidrasi

Jenis Adsorber = *Molecular sieve zeolite*

Diameter pori-pori = 3 Angstrom

Jenis Kolom Dehidrasi = *Fixed bed adsorber*

Bahan Konstruksi = *Carbon steel SA-283 Grade A*

Tebal Kolom = 0,957 in

Tebal Head = 3/16 in

RIWAYAT PENULIS

Penulis 1



Titis Kurnia. Penulis dilahirkan di Lamongan pada tanggal 14 Juni 1997 yang merupakan anak kedua dari dua bersaudara adalah anak dari pasangan suami istri, Bapak Adi dan Ibu Reni. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu lulusan dari TK Darmawanita pada tahun 2006, lulus dari SD Negeri 1 Sumbersari pada tahun 2011, lulus dari SMP Negeri 1 Ngimbang pada tahun 2013 dan lulus dari SMA 1 Negeri Ngimbang pada tahun 2015. Setelah lulus SMA, penulis diterima di Program Studi DIII Teknik Kimia, Departemen Teknik Kimia Industri FV-ITS dengan nomor registrasi 2315 030 013. Selama kuliah penulis pernah menjadi asisten Laboratorium Analisa Instrumen (2018). Selain itu, penulis juga aktif berorganisasi sebagai Staff Departemen Keprofesian dan Keilmianahan Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia Industri FV-ITS (2016-2017) dan Staff Ahli Departemen Keprofesian dan Keilmianahan Himpunan Mahasiswa DIII Teknik Kimia Industri FV-ITS (2017-2018) serta beberapa pelatihan dan seminar yang diadakan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Penulis pernah melaksanakan kerja praktek di Pabrik Gula Pesantren Baru, Kediri.

Email : titiskurnia714@gmail.com

Penulis 2



Dany Satrio Priandoyo. Penulis dilahirkan dan tumbuh besar di Surabaya, 06 Februari 1997. Penulis merupakan anak ketiga dari tiga bersaudara. Penulis menempuh pendidikan dimulai dari SDN Kapasan V Surabaya (*lulus tahun 2009*), SMPN 1 Surabaya (*lulus tahun 2012*), SMAN 5 Surabaya (*lulus tahun 2015*) hingga akhirnya menyelesaikan pendidikan diplomanya di departemen Teknik Kimia Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) tahun angkatan 2015 dan terdaftar dengan nomor pokok mahasiswa (NRP) 10411500000019.

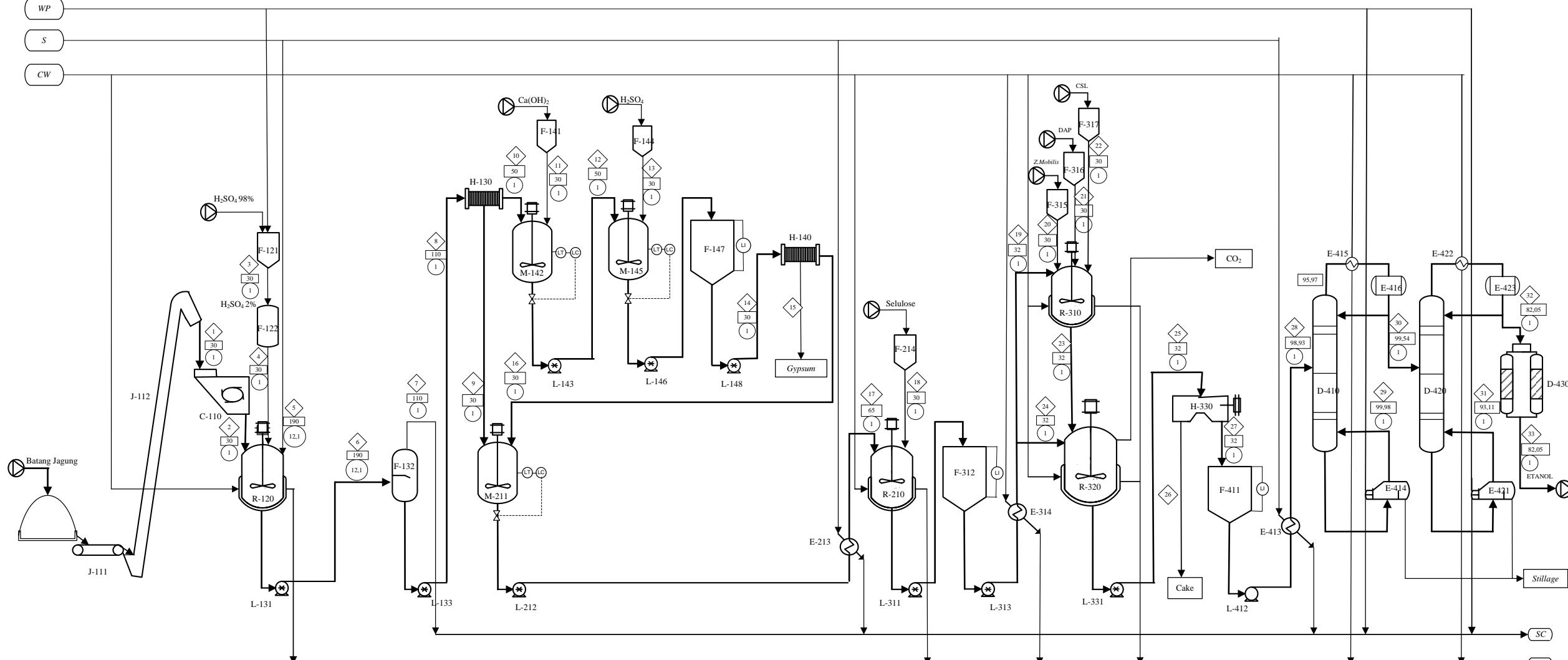
Semasa kuliah, penulis juga aktif dalam dunia organisasi mahasiswa, penulis aktif dalam beberapa kegiatan organisasi kampus sebagai staff departemen kewirausahaan (KWU) HIMAD3KKIM pada tahun 2016/2017, pada tahun kedua penulis menjabat sebagai Ketua departemen kewirausahaan (KWU) HIMAD3KKIM pada tahun 2017/2018. Penulis juga sempat diamanahi menjadi asisten laboratorium Kimia Organik (KO) pada tahun 2017.

Dengan ketekunan , semangat dan motivasi tinggi untuk terus belajar dan mencari ilmu, penulis berhasil menyelesaikan penulisan tugas akhir ini. Semoga dengan adanya penulisan tugas akhir ini mampu memberikan kontribusi positif untuk dunia pendidikan dan negara

Email : dansatrio97@gmail.com

PABRIK BIOETANOL DARI BATANG JAGUNG DENGAN PROSES HIDROLISA ENZIM DAN DEHIDRASI MOLECULAR SIEVE

	WP	
	S	
	CW	
	SC	Tekanan (atm)
	CW	Temperature (C)
	WP	Nomor Aliran
	CTWR	Cooling Water Return
		Keterangan



47	D-430	Molecular Sieve	1
46	E-423	Reflux Drum	1
45	E-422	Condenser	1
44	E-421	Reboiler	1
43	D-420	Kolom distilasi II	1
42	E-416	Reflux Drum	1
41	E-415	Condenser	1
40	E-414	Reboiler	1
39	D-410	Kolom Distilasi I	1
38	E-413	Heater	1
37	L-412	Pompa	1
36	F-411	Beer Tank	1
35	H-330	Centrifuge	1
34	L-331	Pompa	1
33	R-320	Fermentor	6
32	R-310	Tangki Starter	3
31	F-317	CSL	1
30	F-316	DAP	1
29	F-315	Tangki Z.Mobilis	1
28	E-314	Cooler	1
27	L-313	Pompa	1
26	F-312	Tangki Penyimpan Slurry	1
25	L-311	Pompa	1
24	R-210	Reaktor Sakarifikasi	6
23	F-214	Tangki Penyimpan Sellulosa	1
22	E-213	Heat Exchanger	1
21	L-212	Pompa	1
20	M-211	Tangki Pengaduk	1
19	H-140	Filter Press	1
18	L-145	Pompa	1
17	F-147	Tangki Penyimpan Reacidifikasi	1
16	L-146	Pompa	1
15	M-145	Tangki Reacidifikasi	2
14	F-144	Tangki Penyimpan H ₂ SO ₄	1
13	L-143	Pompa	1
12	M-142	Tangki Overliming	1
11	F-141	Tangki Penyimpanan Ca(OH) ₂	1
10	H-130	Filter Press	1
9	L-133	Pompa	1
8	F-132	Blowdown Tank	1
7	L-131	Pompa	1
6	R-120	Reaktor Prib hidrolisa	1
5	F-122	Tangki Penyimpan H ₂ SO ₄ 2%	1
4	F-121	Tangki Penyimpan H ₂ SO ₄ 98%	1
3	C-110	Rotary Cutter Filter	1
2	J-112	Bucket Conveyor	1
1	J-111	Belt Conveyor	1
No	Kode	Nama Alat	Jumlah

Keterangan
Flowsheet Proses

Pabrik Bioetanol dari Batang Jagung dengan Proses Hidrolisa Enzim dan Molecular Sieve

Disediakan Oleh: Dosen Pembimbing

Titis Kurnia, Prof.Dr.Ir.Danawati Hari (104115 000 000 13) NIP. 19510729 198603 2
Dany Satrio Priandoyo (104115 000 000 19) 001

Program Studi DIII Teknik Kimia
Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya

Komposisi	1	2	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35		
C ₆ H ₁₀ O ₅	143050,2	143050,2			131033,9		131034,0		131033,9						131033,9		628,9	5660,6			628,9		628,9			628,9										
C ₅ H ₈ O ₄	117580,3	117580,3			2939,5		2939,5		2939,5						2939,5		293,9	2645,5			293,9		293,9			293,9										
Lignin	30354,6	30354,6			28836,8		28836,8		28836,8						28836,8		2883,6	25953,7			2883,6		2883,6			288,3										
H ₂ O	768229,2		770004,5	109314,9	660689,7	674545,5	13352,3	1321882,8		1332646,5		133995,4	13399,9	1326595,5	1339947,8		132612,0	1193508,1			132612,0	132612,0,1	132612,0,1	132612,0,1	132612,0,1	132858,9	13261,5	131285,8	1181573	5231,4	126034					
H ₂ SO ₄	29595,2		29595,3		29595,3		295,9	29299,3		20004,2					295,9		29,5	266,3			29,5		295,9			292,9		292,9								
C ₆ H ₁₂ O ₆		11126,1		11126,1		111,2	11014,8		11014,8		110,1	10904,6	11015,9		14315,1	128835,9			1133,4		4203,7		4161,7	42,03		4161,7										
C ₃ H ₁₀ O ₅		120252,0		120252,0		1202,5	119049,5		119049,5		1190,4	117859,0	119061,5		11906,1	107155,3			2214,5		14874,3		14725,5	148,7												
Ca(OH) ₂							37246,3	15112,1																												
CaSO ₄																																				
E Cellulase																	40669,8	68437,2	68437,2			262,1	26,2	235,8			26,2		262,0		262,06	262				
DAP																																				
CSL																																				
Z. Mobilis																																				
C ₂ H ₅ OH																																				
CH ₃ COOH																																				
CO ₂																																				
L _p																	10854,7																			
Total	290985,0	290985,0	797824,4	10854,7	1093788,0	109314,9	984473,3	674545,5																												

